

Область техники

Настоящее изобретение относится к способу переработки катализата с целью получения высококачественного бензина и дизельного топлива.

Уровень техники

Процесс каталитического крекинга тяжелого газойля является ключевым процессом нефтепереработки. Каталитический крекинг включает переработку тяжелого дистиллята парафинистого основания и тяжелого газойля; продукты, полученные в результате этих процессов, называют катализатом. При обычной переработке катализата фракционированием в колонне могут образовываться сухой газ, бензин, газойль, тяжелый газойль и т.д., причем на долю бензина и дизельного топлива приходится 70%.

По мере ужесточения требований к охране окружающей среды ужесточаются стандарты к бензину и дизельному топливу. Существующие способы переработки катализата фракционированием имеют следующие недостатки. Во-первых, качество бензина и газойля требует дальнейшего улучшения; высокое содержание непредельных углеводородов в бензине, низкое значение октанового числа получаемого бензина и низкое цетановое число получаемого дизельного топлива, что не соответствует предъявляемым требованиям. Во-вторых, существующие процессы не дают возможности производить различные марки бензина одновременно, набор выпускаемых продуктов ограничен. В-третьих, соотношение между получаемым газойлем и бензином не соответствует требованию рынка, что приводит к дефициту дизельного топлива и перепроизводству бензина.

Основными показателями, характеризующими качество бензина, являются содержание непредельных углеводородов и октановое число. В последнее время нефтеперегонные заводы увеличивают октановое число следующими приемами: 1) компаундированием с получающимся нефтепродуктом, алкилатом, этерифицированным нефтепродуктом, изомеризатом и т.д., 2) применением новых каталитических систем, 3) точной установкой (юстировкой) рабочих режимов каталитического крекинга, 4) точным интервалом разделения на фракции.

Вышеупомянутые способы имеют следующие характеристики.

1) Высокий уровень капитальных и эксплуатационных затрат, ограничения по сырью и нецелесообразность использования компаундированного нефтепродукта в качестве источника для получения бензина, так как он является основным источником сырья для полиэфира. Если большое количество компаундированного нефтепродукта используется в качестве сырья для производства бензина, то возникает дефицит сырья для получения полиэфира.

2) Использование новых каталитических систем может повысить октановое число бензина, но это будет приводить к увеличению содержания непредельных углеводородов и снижению соотношения дизельное топливо/бензин.

3) Меры по корректировке рабочих условий каталитического крекинга увеличат октановое число и приведут также к увеличению содержания непредельных углеводородов и снижению соотношения дизельное топливо/бензин.

4) Меры по корректировке интервала разделения на фракции для повышения октанового числа будут также приводить к увеличению содержания олефинов, даже если границы интервала ограничены. Все способы увеличения октанового числа снижением содержания непредельных углеводородов противоречат новому стандарту на бензин.

Растворитель, используемый в экстракционной колонне для разделения ароматических и неароматических углеводородов, рециркулирует и смешивается с водой. В случае, если время пребывания растворителя в оборудовании велико, его часть неизбежно превращается в кислые вещества из-за окисления. Для устранения этих кислых веществ должны быть добавлены вещества-нейтрализаторы. В вышеуказанном способе сырье может содержать следовое количество непредельных углеводородов. Кроме того, в оборудовании и трубах может также образовываться механическая примесь. Таким образом, цвет циркулирующего растворителя становится темнее. В нем накапливаются полимеры и кислые вещества, что влияет на вышеупомянутый процесс. В конечном итоге рассмотренные выше факторы могут серьезно повлиять на качество и выход продукта. Поэтому циркулирующий растворитель должен быть регенерирован.

Методы регенерации растворителя включают атмосферную или вакуумную перегонку с паром, атмосферную или вакуумную перегонку, адсорбцию и фильтрование. Производительность перегонки с паром невелика из-за ограничения по количеству пара, подаваемого на отпарку. Регенерация растворителя перегонкой также сложна из-за потери больших количеств растворителя, больших затрат энергии и закоксовывании вторичного кипятильника (испарителя).

В адсорбционных методах регенерации используют ионообменную смолу. Так, в патенте US 4919816 предлагается регенерировать циркулирующую в системе воду экстракцией сульфоланом. Этот метод позволяет удалить кислые вещества из циркулирующей воды, снизить коррозию оборудования, но невозможно извлечь вещества, загрязняющие растворитель, из системы.

Кроме того, необходимо в дальнейшем использовать щелочной раствор. Патент Китая CN 1062007C раскрывает способ регенерации растворителя экстракцией ароматических углеводородов. Регенерация осуществляется следующим способом: сначала добавляется циркуляционная вода в систему и

затем фильтруется и подвергается адсорбции до обесцвечивания.

Недостатки этого метода заключаются в следующем: во-первых, количество воды в системе ограничено, что приводит к ограничению мощности, во-вторых, после прибавления воды вещество, загрязняющее растворитель, не может быть отделено перед подачей в слой адсорбента, что периодически приводит к загрязнению адсорбента, в-третьих, адсорбционная емкость слоя ограничена и периодически необходимо менять или регенерировать адсорбент, в-четвертых, регенерация ионообменных смол с использованием кислотной и щелочной обработок очень сложна в исполнении, и это приводит к увеличению стоимости.

Сущность изобретения

Объектом настоящего изобретения является процесс каталитической переработки углеводородов с целью получения высококачественного бензина и дизельного топлива.

Другим объектом изобретения является процесс каталитической переработки углеводородов с гидрофильным растворителем, где потери растворителя низки, процесс имеет значительную производительность, не требует кислотной и щелочной обработок, что приводит к высокому качеству регенерируемого растворителя.

Дальнейшая цель изобретения заключается в возможности одновременного производства бензина и газойля различных марок посредством каталитической переработки углеводородов.

Целью настоящего изобретения также является увеличение соотношения дизельное топливо/бензин для удовлетворения рыночного спроса.

Настоящее изобретение осуществляют по следующей технической схеме.

Способ каталитической переработки углеводородов состоит во фракционировании в колонне 100, включая перегонку фракций бензина и дизельного топлива. Особенность данного метода состоит в том, что бензиновая и газойлевая фракции объединяются и фракционируются повторно. Из указанного выше состава отбирается промежуточная фракция, которая далее поступает на отделение ароматических углеводородов от неароматических экстракционными методами с использованием растворителя.

В наиболее предпочтительном варианте промежуточная фракция подается в колонну 100 через одно или более боковых отверстий. Температура верха колонны 100 составляет $65\sim 95^{\circ}\text{C}$, температура выхода (отбора) дизельной фракции составляет $190\sim 280^{\circ}\text{C}$, температура в боковой линии составляет $120\sim 260^{\circ}\text{C}$, температура кубовой части колонны составляет $340\sim 385^{\circ}\text{C}$. Давление в верхней части фракционной колонны 100 составляет $0,11\sim 0,28$ МПа, в кубовой части $0,12\sim 0,30$ МПа. Бензиновая, газойлевая и промежуточная фракции разделяются в упомянутой выше колонне 100, при этом температурные интервалы отбора бензиновой фракции составляют $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$; дизельной фракции $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$; промежуточной фракции $120\pm 30\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$.

В наиболее предпочтительном варианте фракционирование представляет собой двухстадийный процесс. На первой стадии перегоняются бензиновая и дизельная фракция, с повышением температуры фракционной колонны 100 на $10\sim 50^{\circ}\text{C}$ и температурные интервалы отбора бензиновой фракции $35\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$, газойлевой фракции $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$. Затем упомянутая бензиновая фракция подается для перегонки во фракционную колонну 200. Из нижней части колонны 200 отбирается промежуточная фракция с температурным интервалом $110\pm 30\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$, а из верхней части колонны бензиновая фракция с температурным интервалом $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$.

В наиболее предпочтительном варианте фракционирование осуществляют в две стадии. На первой стадии фракционируются бензиновая и газойлевая фракции с понижением температуры колонны 100 на $10\sim 40^{\circ}\text{C}$, температурные интервалы бензиновой фракции $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ и фракции дизельного топлива $110\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$. Затем фракция дизельного топлива подается во фракционную колонну 500 для перегонки на второй стадии. Из кубовой части упомянутой фракционной колонны выделяется фракция дизельного топлива с температурным интервалом $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ и бензиновая фракция с температурным интервалом $110\pm 30\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$ из верхней части колонны.

В наиболее предпочтительном варианте фракция, содержащая ароматические углеводороды, перегоняется во фракционной колонне 3. Из верхней части колонны 3 отбирают высокооктановый компонент бензина. Из кубовой части колонны отбирают тяжелый ароматический компонент. Полученный высокооктановый компонент компаундируется с бензиновой фракцией с температурным интервалом $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$.

Упомянутый высокооктановый компонент можно компаундировать со всеми упомянутыми бензиновыми фракциями с температурным интервалом $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$.

В наиболее предпочтительном варианте высокое октановое число бензина может достигаться смешиванием бензиновой фракции с температурным интервалом $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ для получения различных марок бензина, таких как 90, 93, 97.

В наиболее предпочтительном варианте при упомянутом одностадийном фракционировании из средней части колонны 100 можно организовать от одного до четырех отводов для деления температурных интервалов отбора промежуточной фракции на 1-4 диапазона.

В наиболее предпочтительном варианте упомянутая фракция, не содержащая ароматических угле-

водородов, перегоняется в колонне 400. Из ее кубовой части колонны выделяется фракция дизельного топлива, которая смешивается с фракцией дизельного топлива с температурным интервалом $210\pm 30\sim 380^{\circ}\text{C}$ фракции дизельного топлива с целью увеличения цетанового числа дизельного топлива или смешивая один или более видов дизельных топлив с низкой температурой застывания для получения одного или более марок дизельного топлива с низкой температурой застывания. Легкая фракция углеводородов, не содержащих ароматики, отбираемая из верхней части колонны 400, может использоваться в химической технологии в качестве легкого масла индивидуально или в смеси с бензином.

Способ каталитической переработки углеводородов, в котором катализат перегоняют в колонне 100, включая перегонку бензиновой и дизельных фракций. Далее бензиновая и газойлевая фракции объединяются. Из упомянутой смеси бензиновой и газойлевой фракций отбирается промежуточная фракция, причем промежуточная и бензиновая фракция подаются на экстракционную установку для отделения ароматических углеводородов от неароматических с использованием растворителя.

В наиболее предпочтительном варианте фракционная колонна 100, где перегоняется промежуточная фракция, дополняется в средней части одним или более боковыми отводами. Температура верха колонны 100 составляет $65\sim 130^{\circ}\text{C}$, температура выхода (отбора) дизельного топлива составляет $170\sim 250^{\circ}\text{C}$, температура бокового отвода составляет $120\sim 240^{\circ}\text{C}$, температура кубовой части колонны составляет $330\sim 385^{\circ}\text{C}$. Давление верха колонны 100 составляет $0,15\sim 0,28$ МПа и кубовой части $0,12\sim 0,30$ МПа. В указанной колонне происходит разделение бензиновой, промежуточной и газойлевой фракций, при этом температурные интервалы отбора составляют для бензиновой фракции $35\sim 150^{\circ}\text{C}$, промежуточной фракции $70\sim 250$ и дизельной фракции $170\sim 395^{\circ}\text{C}$.

В наиболее предпочтительном варианте фракционирование осуществляют по двухстадийной схеме. На первой стадии фракционируются бензиновая и газойлевая фракции с подъемом температуры в верхней части колонны 100 и месте отбора газойля на $10\sim 50^{\circ}\text{C}$. Температурные интервалы составляют для бензиновой фракции $35\sim 250^{\circ}\text{C}$, газойлевой фракции $170\sim 395^{\circ}\text{C}$. Затем бензиновая фракция подается на повторное фракционирование в колонну 200. Из бокового отвода кубовой части колонны 200 отбирается промежуточная фракция с интервалом температур $70\sim 250^{\circ}\text{C}$. Из верхней части колонны 200 отгоняется бензиновая фракция с температурным интервалом $35\sim 150^{\circ}\text{C}$. Затем бензиновая и промежуточная фракции вместе поступают на экстракционную установку для отделения ароматических углеводородов от неароматических с использованием растворителя.

В наиболее предпочтительном варианте осуществляют фракционирование по двухстадийной схеме. На первой стадии фракционируют фракции бензина и дизельного топлива с понижением температуры верхней части колонны и места отбора газойля на $10\sim 50^{\circ}\text{C}$. Температурные интервалы фракций составляют: бензиновой $35\sim 150^{\circ}\text{C}$, газойля $70\sim 395^{\circ}\text{C}$. Затем фракция газойля подается в колонну фракционирования 500 для повторной перегонки. Из бокового отвода кубовой части колонны 500 отбирается газойлевая фракция с интервалом температур $170\sim 395^{\circ}\text{C}$, а из верхней части колонны с интервалом температур $70\sim 250^{\circ}\text{C}$ отбирается промежуточная фракция, которые далее вместе поступают на экстракционную установку для отделения ароматических углеводородов от неароматических с использованием растворителя.

В наиболее предпочтительном варианте при одностадийном фракционировании в колонне 100 организуют от одного до четырех боковых отводов и таким образом промежуточная фракция может быть разделена на 1-4 фракций (погонов).

В наиболее предпочтительном варианте фракция, содержащая ароматические углеводороды, и растворитель поступают во фракционную колонну 300, где проводится фракционирование. С верхней части колонны 300 отбирается бензиновая фракция с высоким октановым числом и тяжелые ароматические углеводороды отбираются из кубовой части колонны.

В одном из предпочтительных вариантов фракция, не содержащая ароматических углеводородов, фракционируется в колонне 400. Из верхней части колонны 400 отбирают легкий бензин, легкие неароматические углеводороды отбирают сбоку и из кубовой части выводится фракция дизельного топлива.

Упомянутая дизельная фракция смешивается с дизельной фракцией с температурным интервалом $170\sim 380^{\circ}\text{C}$ для увеличения цетанового числа. Также могут быть смешаны дизельные топлива различных марок с высокой и низкой температурами застывания. Фракция дизельного топлива после гидрогенизации (обработки водородом) может использоваться в качестве сырья для производства этилена.

Легкие неароматические углеводороды могут использоваться в качестве жидкого масла индивидуально или в смеси с легким бензином. В полученном жидком масле содержание ароматических углеводородов низко, и оно может быть использовано после обработки водородом в качестве сырья для крекинга. Высокооктановая бензиновая фракция может смешиваться с легкой бензиновой фракцией.

Упомянутая высокооктановая бензиновая фракция смешивается в требуемом соотношении с легкой бензиновой фракцией для получения компаундированного бензина следующих марок 90, 93 и 97.

Ароматические углеводороды также могут использоваться в качестве высококачественного бензина. Растворители, используемые для экстракции, представляют собой сульфоны, например сульфолан, гликоли, такие как тетраэтиленгликоль и пентаэтиленгликоль, алкил-алконы, такие как N-метилпирролидон, ацидамиды и амины или это могут быть смеси двух или более растворителей.

Способ каталитической переработки, в котором катализат перегоняется в колонне 100, включая разделение бензиновой фракции и фракции дизельного топлива, объединение бензиновой и дизельной фракций и отбор из них промежуточной фракции; экстракцию промежуточной фракции или ее смеси с бензиновой фракцией растворителем для разделения ароматических и неароматических углеводородов, причем используемый растворитель регенерируется, как подробно описано далее.

1. Смесь гидрофильного растворителя с водой в весовом соотношении вода/растворитель 0,1~10.
2. Смесь разделяется отстаиванием. Образуются три фазы: масляная сверху, смесь гидрофильного растворителя и воды в средней части и нерастворимые вещества на дне.
3. Смешанные фазы второй стадии фракционируются при атмосферном давлении или под вакуумом с получением гидрофильного растворителя и воды с использованием отходящего тепла.
4. Отвод регенерированного гидрофильного растворителя с третьей стадии и охлаждение отделяемой воды.
5. После охлаждения воды на четвертой стадии повторное разделение масла и воды, отвод отделенной воды и смешивание с гидрофильным растворителем первой стадии для организации рецикла.

Предпочтительна схема, где фильтрат, представляющий среднюю из фаз с третьей стадии, далее перегоняют.

Массовое отношение вода/гидрофильный растворитель предпочтительно 0,5~3, более предпочтительно 1~2.

Предпочтительна схема, где фильтрационное разделение первой, второй, третьей стадии может использоваться последовательно, параллельно или в комбинации.

Материалы, используемые в фильтрации, представляют собой фильтр-элементы или патроны, которые могут содержать специальные наполнители, включая металлический порошок, керамику, металлические сетки, различные волокна. Фильтр включает активированный уголь или обработанный активированный уголь, глину, гель, SiO_2 , оксид алюминия, молекулярные сита, различные минералы, такие как гравий, и различные катионо- и анионообменные смолы.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1-А - блок-схема примера 1-А настоящего изобретения.

Фиг. 2-А - блок-схема примера 5-А настоящего изобретения.

Фиг. 3-А - блок-схема примера 4-А настоящего изобретения.

Фиг. 1-В - блок-схема примера 1-В настоящего изобретения.

Фиг. 2-В - блок-схема примера 4-В настоящего изобретения.

Фиг. 3-В - блок-схема примера 5-В настоящего изобретения.

Фиг. 1-С - блок-схема примера 1-С настоящего изобретения.

Фиг. 2-С - блок-схема примера 2-С настоящего изобретения.

Фиг. 3-С - блок-схема примера 3-С настоящего изобретения.

Фиг. 4-С - блок-схема примера 4-С настоящего изобретения.

Фиг. 5-С - блок-схема примера 5-С настоящего изобретения.

Дальнейшее описание не ограничивается приведенными примерами.

Подробное описание предпочтительных примеров

Сравнительный пример.

При каталитической переработке сырья парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта при использовании каталитических систем, LCS, выпускаемых заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Температура верха колонны 100 составляет 110°C , температура отвода газойля составляет 190°C и температура в кубовой части колонны составляет 370°C . Давление в верхней части колонны составляет 0,11 МПа, в кубовой части колонны 0,12 МПа. Продуктами фракционирования являются сухой газ, сжиженный газ, бензин, газойль, тяжелый газойль.

Пример 1-А.

Как показано на фиг. 1-А, при каталитической переработке сырья парафинового основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем, LCS, выпускаемых заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Температура верха колонны 100 составляет 80°C , температура отвода газойля составляет 240°C и температура кубовой части колонны составляет 370°C , при этом давление в верхней части колонны составляет 0,1 МПа, в кубовой части колонны 0,12 МПа. Боковое отверстие, расположенное в средней части колонны 100, используется для отбора промежуточной фракции. Температура на выходе из упомянутого отверстия 190°C , при этом температурный интервал отбора промежуточной фракции составляет $120\sim 210^{\circ}\text{C}$. Отобранная промежуточная фракция подается в экстракционную колонну для разделения. В качестве растворителя используется сульфолан. Экстрактивное разделение проводится при температуре 80°C , давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 4,8. В ходе процесса происходит разделение ароматических и неароматических углеводородов. Фракция ароматических углеводородов поступает в среднюю часть колонны 300 фракционного разделения. Температура фракционирования составляет $120\sim 165^{\circ}\text{C}$, давление 0,04~0,2 МПа. В кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирается фракция, имеющая высокое октановое число, из отвода, расположенного ниже, отбирается фракция тя-

железых ароматических углеводородов и из кубовой части колонны выводится растворитель, который работает в цикле.

Все фракции, имеющие высокое октановое число, смешиваются с бензиновой фракцией. Фракция углеводородов, не содержащая ароматику, подается в среднюю часть колонны 400, где происходит фракционирование. Процесс фракционирования проводится при температуре 100-135°C и давлении 0,15-0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирается легкая фракция, не содержащая ароматических углеводородов, а из кубовой части - газойлевая фракция, которая смешивается с другой газойлевой фракцией. Легкая фракция, не содержащая ароматических углеводородов, смешивается с бензиновой фракцией.

Пример 2-А.

При каталитической переработке полупродукта, представляющего тяжелый остаток атмосферной перегонки, с использованием каталитических систем LANET-35, выпускаемых заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который представляет собой тяжелый газойль каталитического крекинга. Он фракционируется в колонне 100. Процесс фракционирования проводится при следующих параметрах: температура верха колонны 100 80°C, температура отвода газойля 240°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В средней части колонны 100 предусмотрены дополнительно три отвода для отбора промежуточных фракций, температуры которых сверху вниз составляют соответственно 170, 180 и 190°C, а температурные диапазоны отбираемых фракций составляют соответственно 80~120°C, 120~165°C, 165~220°C. Фракции трех указанных температурных диапазонов подаются в три одинаковых колонны для экстрактивного разделения с использованием растворителя. В качестве растворителя используется тетраэтиленгликоль. Процесс проводится при температуре 85°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,1. В ходе процесса разделяются ароматические углеводороды от углеводородов, не содержащих ароматику. После обработки фракция, содержащая ароматические углеводороды, поступает в среднюю часть колонны 300 для фракционирования. Процесс проводится при температуре 120~180°C и давлении 0,04~0,2 МПа, при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирается фракция, имеющая высокое октановое число, из бокового отвода, расположенного ниже, отбирается фракция, обогащенная тяжелым ароматическим компонентом, и из куба отбирается нециркулирующий растворитель. Полученные фракции с высокими октановыми числами смешиваются с бензиновыми фракциями. Фракция, не содержащая ароматических углеводородов, подается после обработки в среднюю часть колонны 400. Процесс фракционирования проводят при следующих условиях: температура 100~135°C, давление 0,15~0,25 МПа. При этом из верхней части колонны отбирают легкие углеводороды, не содержащие ароматики, из кубовой части отбирают фракцию газойля, которая полностью смешивается с фракцией газойля. Легкие углеводороды, не содержащие ароматики, компаундируются с бензиновой фракцией.

Пример 3-А.

При каталитической переработке тяжелого газойля нафтенового основания, с использованием каталитических систем LANET-35, выпускаемый заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который представляет собой тяжелый газойль каталитического крекинга. Он фракционируется в колонне 1. Процесс фракционирования проводят при следующих условиях: температура верха колонны 100 80°C, температура отбора газойля 240°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части 0,1 МПа, давление в кубовой части 0,12 МПа. В средней части колонны 100 предусмотрены два отвода, температура которых сверху вниз (по расположению) соответственно составляет 180 и 190°C, при этом температурные интервалы отбираемых фракций составляют соответственно 80~165°C и 165~220°C. Фракции двух указанных диапазонов подают в две одинаковые колонны для экстрактивного разделения с использованием растворителя. В качестве растворителя используется N-формилморфолин. Процесс проводится при температуре 85°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,1. В ходе процесса разделяются ароматические и неароматические углеводороды. После обработки фракция, содержащая ароматические углеводороды, подается в среднюю часть колонны 3 для фракционирования. Процесс проводят при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа, и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают фракцию с высоким октановым числом, ниже - фракцию, обогащенную тяжелыми ароматическими углеводородами, и из кубовой части отбирают рециркулирующий в системе растворитель. Все фракции, имеющие высокое октановое число, смешиваются с бензиновой фракцией. Фракция, содержащая неароматические углеводороды, после обработки подается в среднюю часть колонны 400. Фракционирование проводят при температуре 100~135°C и давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию, не содержащую ароматических углеводородов, которая применяется в качестве жидкого масла в химической технологии. Отбираемая из кубовой части колонны газойлевая фракция смешивается с другой газойлевой фракцией.

Пример 4-А.

Как показано на фиг. 3-А, при каталитической переработке сырья парафинового основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LBO-16, выпускаемых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который представляет собой тяжелый газойль каталитического крекин-

га нафтового основания. Катализат фракционируется в колонне 100. Процесс фракционирования проводится при следующих условиях: температура верха колонны 100 50°C, температура отбора газойля 210°C, температура кубовой части колонны 340°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, в нижней части 0,12 МПа. Температурные диапазоны бензиновой и газойлевой фракций соответственно составляют 35~120°C и 120~355°C. Далее фракция газойля подается в колонну 200 для вторичного фракционирования. Процесс фракционирования в колонне 200 проводится при следующих условиях: температура верхней части колонны 80°C, температура отбора газойля 240°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, в кубовой части колонны 0,12 МПа. В ходе процесса промежуточную фракцию отбирают в температурном диапазоне 80~240°C из верхней части колонны 200, а из кубовой части отбирают фракцию газойля с температурным диапазоном 240~380°C. Промежуточная фракция подается в колонну для экстрактивного разделения с использованием растворителя. Растворителем является N-метилпирролидон.

Процесс разделения осуществляют при температуре 66°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,3.

В ходе процесса происходит разделение ароматических углеводородов и фракции, не содержащей ароматические углеводороды.

Фракцию, содержащую ароматические углеводороды, подают в среднюю часть колонны 300 для разделения. Процесс проводят при температурах 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа и в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирается фракция с высоким октановым числом, которая смешивается с бензиновой фракцией, из кубовой части отбирается растворитель, циркулирующий в системе. Из средней части отбирают фракцию, обогащенную тяжелыми ароматическими углеводородами, которую подают в среднюю часть колонны 400 на фракционирование. Процесс проводят при температуре 100~135°C, давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию, не содержащую ароматических углеводородов, из кубовой части газойлевую фракцию. Все газойлевые фракции смешиваются с другими газойлевыми фракциями. Легкая фракция неароматических углеводородов используется в качестве жидкого масла в химической технологии.

Пример 5-А.

Как показано на фиг. 2-А, при каталитической переработке тяжелого газойля нафтового основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс фракционирования проводится при следующих условиях: температура верха колонны 100 120°C, температура отбора газойля 270°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, и давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. Бензиновая фракция отбирается в температурном диапазоне 35~240°C, а газойлевой фракции в диапазоне 240~385°C. Газойлевая фракция подается в колонну 200 для повторного фракционирования при следующих условиях: температура верхней части колонны 80°C, температура на выходе газойля 240°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, в кубовой части колонны 0,12 МПа. Из верхней части колонны 200 отбирается бензиновая фракция с температурным диапазоном 35~110°C, из кубовой части отбирается промежуточная фракция с температурным диапазоном 110~210°C, которая подается в экстракционную колонну на разделение с использованием в качестве растворителя N-метилпирролидона и 50% тетраэтиленгликоля. Процесс экстракции проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,3. В ходе процесса происходит разделение ароматических и неароматических углеводородов. Фракция ароматических углеводородов поступает в среднюю часть колонны 300 для фракционирования. Температура процесса составляет 120~180°C, давление 0,04~0,20 МПа, причем в кубовую часть колонны подается вода. Из верхней части колонны отбирают фракцию, имеющую высокое октановое число, из бокового отверстия, расположенного ниже, - фракцию тяжелых ароматических соединений, а из кубовой части колонны отбирают циркулирующий в системе растворитель. Все высокооктановые фракции полностью смешиваются с бензиновой фракцией с целью получения бензина с октановым числом 93. Фракция, не содержащая ароматических соединений, подается в среднюю часть колонны 400 для фракционирования. Процесс проводят при температуре 100~135°C и давлении 0,15~0,25 МПа. Погон с верхней части колонны представляет собой газойлевый компонент, который полностью смешивается с газойлевой фракцией с целью получения газойля. Полученная легкая фракция, не содержащая ароматических углеводородов, применяется в качестве жидкого масла в химической технологии.

Пример 6-А.

При каталитической переработке сырья парафинового основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LCS, производимых заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который представляет собой продукт каталитического крекинга парафинистого основания. Катализат фракционируется в колонне 100 при следующих условиях: температура верхней части колонны 100 80°C, температура отбора фракции газойля 240°C, температура в кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа и давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В средней части фракционной колонны 100 предусмотрен боковой отвод для отбора промежуточной фракции, температура которого составляет 180°C. Температурный диапазон отбираемой промежуточной фракции состав-

ляет 140~240°C, которая подается в колонну для экстракции с использованием растворителя. Растворитель представляет собой пентаэтиленгликоль. Процесс экстрактивной дистилляции проводят при температуре 100°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 2,9.

В ходе процесса разделяются фракция, не содержащая ароматических соединений, от фракции ароматических соединений. Фракция, содержащая ароматические соединения, непосредственно используется в качестве высококачественного бензина. Фракция, не содержащая ароматических соединений, далее фракционируется в колонне 400 при температуре 100~150°C и давлении 0,15-0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию, не содержащую ароматических соединений, которая используется в химической промышленности в качестве легкого масла, а из кубовой части колонны отбирают газойлевую фракцию, которую смешивают с газойлевой фракцией.

Ниже приведены выходы и характеристики продуктов, полученных в сравнительных примерах и воплощениях.

Таблица 1-А

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 1-А и воплощение 1-А

Распределение продуктов	Сравнительный пример 1-А	Пример 1-А	Изменение
Сухой газ, вес. %	4,70	4,70	0
Сжиженный газ, вес. %	11,25	11,25	0
Бензин, вес. %	39,09	29,38	-9,71
Газойль, вес. %	40,71	46,53	5,82
Кокс, вес. %	3,99	3,99	0
Масляная масса, суспензия катализатора в нефтепродукте, вес. %	0	0	0
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	0	3,89	3,89
Потери, вес. %	0,30	0,30	0
Выход жидкого масла, вес. %	75,99	75,99	0

Таблица 2-А

Выходы продуктов примеров 2-А-4-А

Распространенность продуктов	Пример 2-А	Пример 3-А	Пример 4-А
Сухой газ, вес. %	6,00	3,65	4,21
Сжиженный газ, вес. %	9,50	11,76	12,61
Бензин, вес. %	29,38	26,18	37,01
Газойль, вес. %	28,57	44,56	29,68
Кокс, вес. %	9,00	8,02	7,42
Масляная масса, суспензия катализатора в нефтепродукте, вес. %	9,00	3,75	5,55
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	6,55	1,89	3,17
Тяжелая ароматика, вес. %	0,80	-	-
Потери, вес. %	0,30	0,30	0

Как видно, настоящее изобретение позволяет значительно улучшить (увеличить) соотношение газойль/бензин и одновременно получать легкое масло для химической промышленности.

Таблица 3-А

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера
1-А и примера 1-А

Распределение продуктов	Сравнительный пример 1-А	Пример 1-А	Изменение
Содержание ароматических углеводородов в бензине, вес. %	23,1	39,3	16,2
Октановое число бензина	90,2	93,9	3,70
Плотность бензина, кг/м ³	718	739	21
Температурные пределы отбора фракций бензина, °С	36~171	36~204	-
Содержание олефинов в бензине, вес. %	42,7	37,5	5,2
Температура конца кипения бензина, °С	171	204	33
Содержание ароматических углеводородов в газойле, вес. %	48,2	39	-9,2
Цетановое число газойля	38	43	5
Плотность газойля, кг/м ³	847	829	-18
Температурные пределы отбора газойля, °С	181~346	167~346	-
Температура вспышки газойля, °С	71	57	-14
Температурный предел отбора фракций жидкого масла для химической технологии, °С		120~171	-
Плотность жидкого масла для химической технологии, кг/м ³		683	-
Содержание ароматических углеводородов в жидком масле для химической технологии, вес. %		2,10	-
Содержание олефинов в жидком масле для химической технологии, вес. %		23	-

Таблица 4-А

Свойства продуктов по примерам 2-А-4-А

Распределение продуктов	Пример 2-А	Пример 3-А	Пример 4-А
Содержание ароматических углеводородов в бензине, вес. %	41	39	38,5
Октановое число бензина	94,2	92,3	93
Плотность бензина, кг/м ³	751	761	756
Температурный интервал отбора бензина, °С	36~204	36~204	36~204
Содержание непредельных углеводородов в бензине, %	39,5	34	34,6
Температура конца кипения, °С	204	204	204
Содержание ароматических углеводородов в газойле, вес. %	40	40	39
Цетановое число газойля	38	36	39
Плотность газойля, кг/м ³	854	852	852
Температурный интервал отбора фракции газойля, °С	165~346	165~346	165~346
Температура вспышки газойля, °С	57	56	56
Температурный интервал отбора фракции легкого жидкого масла, °С	80~165	100~165	100~165
Плотность жидкого легкого масла, кг/м ³	667	682	682
Содержание ароматических углеводородов в легком масле, вес. %	2,6	2,9	2,9
Содержание непредельных углеводородов в легком масле, вес. %	42	31	29
Температурный интервал отбора фракции тяжелой ароматики, °С	80~171		
Плотность тяжелой ароматики, кг/м ³	845		

Содержание ароматических углеводородов, вес. %	98,2	23	-
--	------	----	---

Содержание ароматических углеводородов в газойле определяется методом GB11132-2002, октановое число бензина - методом GB/T5487, плотность бензина - методом GB/T1884-1885, температурные пределы выкипания бензиновой фракции - методом GB/T6536, содержание олефинов в бензине - методом GB11132-2002, содержание ароматических углеводородов в газойле - GB11132-2002, цетановое число газойля - GB/T386. Плотность газойля - GB/T1884-1885, температурные пределы выкипания газойлевой фракции - методом GB/T6536, температура вспышки газойля - методом GB/T261, плотность жидкого масла для химической технологии - методом GB/T1884-1885, содержание ароматических углеводородов в жидком масле для химической технологии - методом GB-11132-2002 и непредельных углеводородов, соответственно, - методом GB-11132-2002.

Из табл. 3-А и 4-А видно, что настоящее изобретение позволяет повысить октановое число бензина и содержание в нем ароматики, а также увеличить цетановое число газойля, т.е. улучшить их качество.

Сравнительный пример 1-В.

При каталитической переработке сырья парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта при использовании каталитических систем LCS, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верха колонны 110°C, температуре отбора фракции газойля 190°C, температуре в кубовой части колонны 370°C, давлении в верх-

ней части колонны 0,11 МПа, кубовой части колонны 0,12 МПа. При фракционировании получают следующие фракции: сухой газ, сжиженный газ, бензин, тяжелый газойль, погон тяжелого масла и т.д.

Пример 1-В.

Как показано на фиг. 1-В, при каталитической переработке сырья парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LCS, производимых заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верхней части колонны 80°C, температура отбора газойля 240°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В средней части колонны дополнительно предусмотрено боковое отверстие, температура которого составляет 190°C, для отбора промежуточной фракции с температурным диапазоном 120-210°C. Промежуточная и бензиновая фракции подаются в экстракционную колонну для разделения с использованием сульфолана в качестве растворителя. Процесс проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весе-вом соотношении растворитель/сырье 4,8.

В ходе процесса происходит разделение на фракции ароматических и неароматических углеводородов. Фракция, содержащая ароматические углеводороды, и растворитель поступают в среднюю часть колонны 300 для дистилляционного разделения. Процесс проводят при температуре 120~165°C, давлении 0,04~0,20 МПа, при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают бензиновую фракцию с высоким октановым числом, ниже отбирают фракцию, обогащенную тяжелой ароматикой, а из кубовой части колонны отбирается растворитель, циркулирующий в системе. Полученная фракция неароматических углеводородов поступает в среднюю часть колонны 400 для фракционирования. Процесс проводят при температуре 100~135°C и давлении 0,15-0,25 МПа. В ходе фракционирования из верхней части колонны отбирают легкую бензиновую фракцию, из бокового отверстия отбирают легкую фракцию неароматических углеводородов, а из кубовой части колонны отбирают газойлевую фракцию, которая смешивается с другой газойлевой фракцией. Половина получаемой фракции легких неароматических компонентов используется в качестве жидкого масла в химической промышленности, а другая половина смешивается со всеми бензиновыми фракциями с высоким октановым числом и легкими бензиновыми фракциями.

Сравнительный пример 2-В.

При каталитической переработке тяжелых остаточных и возвращенных фракций с использованием каталитических систем LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат. Катализат фракционируется в колонне 100 при температуре верха колонны 110°C, температуре отвода газойля 190°C, температуре в кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,11 МПа и в кубовой части 0,12 МПа. При фракционировании отбирают сухой газ, сжиженный газ, бензиновую фракцию, фракцию газойля, тяжелый газойль и т.д.

Пример 2-В.

При каталитической переработке тяжелых остаточных и возвращенных фракций с использованием каталитических систем LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верха колонны 80°C, температуре отбора фракции газойля 240°C, температуре кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и в кубовой части 0,12 МПа. В средней части колонны дополнительно предусмотрены три отвода, температуры которых сверху вниз соответственно равны 170, 180 и 190°C, интервалы температур соответственно составляют 80~120°C, 120~165°C и 165~220°C. Промежуточная фракция трех указанных диапазонов и бензиновая фракция подаются в три одинаковых экстракционных колонны для экстрактивной дистилляции с использованием тетраэтиленгликоля в качестве растворителя. Процесс проводят при температуре 85°C, давлении 0,4 МПа и весе-вом соотношении растворитель/сырье 3,1.

В ходе процесса происходит разделение фракций, содержащих ароматические соединения, от неароматических углеводородов. Фракция, содержащая ароматические углеводороды, после обработки и растворитель подаются в среднюю часть колонны 300 для дистилляционного разделения. Процесс проводят при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают бензиновую фракцию с высоким октановым числом, из отверстия, расположенного ниже, отбирают фракцию тяжелых углеводородов и из кубовой части отбирают рециркулирующий в системе растворитель. Фракция, не содержащая ароматических углеводородов, после обработки подается в среднюю часть колонны 400. Фракционирование проводят при температуре 100-135°C, давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую бензиновую фракцию с высоким октановым числом, из бокового отверстия отбирают фракцию легких углеводородов, не содержащих ароматики, и из кубовой части колонны отбирают газойлевую фракцию, которая после гидрирования используется в качестве сырья для получения этилена. Фракция легких неароматических углеводородов смешивается с легким бензиновым компонентом. Полученный высокооктановый бензин полностью смешивается с легким бензином.

Сравнительный пример 3-В.

При каталитической переработке тяжелого газойля нефтяного основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, обра-

зуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при следующих условиях: температура 110°C, температура отбора газойлевой фракции 190°C, температура кубовой части 370°C, давление в верхней части колонны 0,11 МПа, давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В ходе фракционирования отбирают сухой газ, сжиженный газ, бензиновую фракцию, газойлевую фракцию, тяжелый газойль и т.д.

Пример 3-В.

При каталитической переработке тяжелого газойля нафтенного основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верха колонны 80°C, температуре отбора газойля 240°C, температуре в кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,18 МПа и давлении в кубовой части колонны 0,25 МПа. В колонне дополнительно предусмотрены два боковых отвода, температуры которых сверху вниз соответственно равны 180 и 190°C, что позволяет отбирать промежуточную фракцию с температурными интервалами 80~165°C и 165~220°C. Промежуточная фракция указанных температурных диапазонов смешивается с фракцией бензина и подается в две одинаковых экстракционных колонны на разделение с использованием с качестве растворителя N-формилморфолина. Экстракционная дистилляция проводится при температуре 85°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,1. В ходе процесса фракции, содержащие ароматические углеводороды, отделяют от фракции неароматических углеводородов. После обработки фракция ароматических углеводородов подается в среднюю часть колонны 300 для дистилляции при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа, при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части отбирают фракцию с высоким октановым числом, из отвода, расположенного ниже, фракцию, обогащенную тяжелыми ароматическими углеводородами, а из куба отбирают циркулирующий в системе растворитель. Фракцию неароматических углеводородов и растворитель подают в среднюю часть колонны 400. Процесс фракционирования проводят при следующих условиях: температура 100~135°C и давление 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкий бензин, из бокового отверстия, расположенного ниже, легкую неароматическую фракцию и из кубовой части колонны отбирают фракцию газойля, которая полностью смешивается с другой газойлевой фракцией. Легкая фракция, не содержащая ароматических углеводородов, находит применение в качестве жидкого масла в химических процессах. Полученная фракция с высоким октановым числом смешивается с легким бензином, и фракция тяжелых ароматических соединений смешивается с полученной фракцией газойля.

Сравнительный пример 4-В.

При каталитической переработке смешанного сырья, состоящего на 50% из тяжелого газойля парафинового основания, 50% промежуточного тяжелого газойля и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем, LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верха колонны 110°C, температуре отвода газойля 190°C, температуре кубовой части 370°C, давлении в верхней части колонны 0,11 МПа и в нижней 0,12 МПа. При этом отбирают сухой газ, сжиженный газ, бензин, газойль, тяжелое масло и т.д.

Пример 4-В.

Как показано на фиг. 2, при каталитической переработке тяжелого газойля нафтенного основания с использованием каталитических систем LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верха колонны 140°C, температуре отбора фракции газойля 220°C, температуре кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и давлении в нижней части колонны 0,12 МПа. Температурный интервал отбора бензиновой фракции 35~240°C, фракции газойля 240-385°C. Упомянутая бензиновая фракция подается в колонну 200 для повторного фракционирования при температуре верхней части колонны 80°C, температуре отбора промежуточной фракции 240°C, температуре кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и давлении в нижней части колонны 0,12 МПа. Из кубовой части колонны 200 отбирают промежуточную фракцию с температурным диапазоном 110~210°C, из верхней части колонны отбирается бензиновая фракция с температурным интервалом 35~110°C. Промежуточная и бензиновая фракции подаются в экстрактивную колонну на разделение с использованием в качестве растворителя N-метилпирролидона и 50% тетраэтиленгликоля. Процесс проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,3. В ходе процесса разделяются фракция, содержащая ароматические соединения, от неароматических соединений. Фракция, обогащенная ароматическими соединениями, и растворитель поступают в среднюю часть колонны 3 для дистилляционного разделения. Процесс проводят при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают бензиновую фракцию с высоким октановым числом, из бокового отвода, расположенного ниже, отбирают фракцию тяжелой ароматики и из кубовой части колонны отбирают растворитель, циркулирующий в системе. Отобранная фракция, не содержащая ароматических соединений, поступает в среднюю часть колонны 400 для фракционирования. Процесс проводят при температуре 100~135°C и давлении

0,15–0,25 МПа. Из бокового отвода отбирают легкую фракцию неароматических углеводородов, а из кубовой части колонны отбирают газойлевою фракцию. Высокооктановая бензиновая фракция смешивается с бензиновой фракцией с получением марки 93 бензина; легкая фракция, не содержащая ароматических компонентов, используется в качестве жидкого масла в химической технологии, фракция газойля смешивается с фракцией газойля с получением дизельного топлива марки 5.

Сравнительный пример 5-В.

При каталитической переработке тяжелого газойля парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта при использовании каталитической системы LBO-16, производимого заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре верха колонны 110°C, температуре отвода газойля 190°C, температуре кубовой части колонны 370°C, давлении верхней части колонны 0,11 МПа и давлении в кубовой части колонны 0,12 МПа. При фракционировании образуются сухой газ, сжиженный газ, фракция газойля, бензиновая фракция, фракция тяжелого газойля и т.д.

Пример 5-В.

Как показано на фиг. 3-В, при каталитической переработке тяжелого газойля парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта при использовании каталитических систем LBO-16, производимых заводом Ланьчжоу, образуется конденсат, который фракционируется в колонне 100. Процесс проводят при температуре в верхней части колонны 90°C, температуре отбора фракции газойля 180°C, температуре в кубовой части колонны 340°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа, и давлении в кубовой части колонны 0,12 МПа. Температурный интервал отбора бензиновой фракции 35–120°C и газойлевой фракции 120–355°C. Упомянутая бензиновая фракция 1 подается в колонну 500 для повторного фракционирования. Процесс проводят при температуре в верхней части колонны 500 80°C, температура отбора газойлевой фракции 240°C, температура кубовой части колонны 370°C, давление верхней части колонны 0,1 МПа и давление в нижней части колонны 0,12 МПа. Из верхней части колонны 500 отбирается промежуточная фракция с температурным интервалом 80–240°C и из кубовой части колонны отбирается газойлевая фракция с интервалом 240–380°C. Промежуточная и бензиновая фракции подаются в экстракционную колонну на разделение с использованием в качестве растворителя N-метилпирролидона. Процесс проводят при температуре 66°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,3. В ходе процесса ароматические и неароматические углеводороды разделяются. Фракция, обогащенная ароматическими углеводородами, и растворитель поступают в среднюю часть колонны 300, для фракционирования при температуре 120–180°C, давлении 0,04–0,20 МПа, и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода.

Из верхней части колонны отбирают бензиновую фракцию с высоким октановым числом, из бокового отвода, расположенного ниже, фракцию тяжелой ароматики и из кубовой части колонны отбирают растворитель, циркулирующий в системе.

Фракция, не содержащая ароматических соединений, подается в среднюю часть колонны 400 для фракционирования. Процесс проводят при температуре 100–150°C и давлении 0,15–0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую бензиновую фракцию, из бокового отвода, расположенного ниже, фракцию, не содержащую ароматические углеводороды, и из кубовой части колонны отбирают фракцию газойля. Полученная фракция газойля после обработки водородом используется в качестве сырья для получения этилена, легкая фракция неароматических углеводородов используется в качестве легкого масла в химической промышленности, высокооктановая бензиновая фракция смешивается с другой бензиновой фракцией.

Сравнительный пример 6-В.

При каталитической переработке смешанного сырья, содержащего 60% тяжелого газойля парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитической системы LANET-35, производимого заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется в колонне 100 при температуре в верхней части колонны 110°C, температуре отбора фракции газойля 190°C, температуре кубовой части 370°C, давлении в верхней части колонны 0,11 МПа и давлении в нижней части колонны 0,12 МПа. Фракционированием получают сухой газ, сжиженный газ, фракцию бензина, фракцию газойля, фракцию тяжелого газойля и т.д.

Пример 6-В.

При каталитической переработке смешанного сырья, содержащего 60% тяжелого газойля парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LANET-35, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, фракционируемый в колонне 100. Процесс проводят в колонне 100 при температуре в верхней части колонны 80°C, температура отбора фракции газойля 240°C, температура в кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа и давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В средней части фракционной колонны 100 дополнительно предусмотрено боковое отверстие с температурой 180°C для отбора промежуточной фракции в температурном диапазоне 140–240°C. Упомянутая промежуточная и бензиновые фракции подаются в экстракционную колонну на разделение с использованием в качестве растворителя пентаэтиленгликоля. Процесс проводят при температуре 100°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении раствори-

тель/сырье 2,9. В ходе процесса фракция, содержащая ароматические углеводороды, отделяется от фракции неароматических углеводородов. Фракция, обогащенная ароматическими углеводородами, используется в качестве высокооктанового бензина, а фракция неароматических углеводородов поступает в среднюю часть колонны 400 на фракционирование. Процесс проводят при температуре 100~150°C и давлении 0,15~0,25 МПа. Из кубовой части колонны отбирают фракцию газойля, которая полностью смешивается с газойлевой фракцией, легкая фракция неароматических соединений используется в качестве жидкого масла в химико-технологических процессах.

Ниже в таблицах приведены выходы и характеристики продуктов, полученных по сравнительным примерам и примерам, разобранным выше.

Таблица 1-В

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 1-В и
примера 1-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 1-В	Пример 1-В	Величина изменения
Сухой газ, вес. %	4,7	4,70	0
Сжиженный газ, вес. %	11,25	11,25	0
Бензин, вес. %	39,09	31,32	-8,58
Газойль, вес. %	40,71	46,53	5,82
Кокс, вес. %	3,99	3,99	0
Суспензия катализатора в нефтепродуктах, вес. %	0	0	0
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	0	1,95	1,95
Потери, вес. %	0,30	0,30	0

Таблица 2-В

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера 1-В
и примера 1-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 1-В	Пример 1-В	Величина изменения
Содержание ароматических углеводородов в бензине, вес. %	23,10	36,10	13
Октановое число бензина	90,2	92,6	2,4
Плотность бензина, кг/м ³	718	732	14
Температурные пределы отбора бензиновой фракции, °C	36~171	36~204	-
Содержание олефинов в бензине, %	42,7	38,9	-3,8
Температура конца кипения бензина, °C	171	204	33
Содержание ароматических углеводородов в газойле, об. %	48,2	39	-9,2
Цетановое число газойля	38	43	5
Плотность газойля, кг/м ³	847	829	-18
Температурный интервал отбора газойлевой фракции, °C	181~346	167~346	-
Температура вспышки, °C	71	57	-14
Температурный интервал отбора фракции жидкого масла для химической технологии, °C		120~171	-
Плотность жидкого масла для		683	-

химической технологии, кг/м ³			
Содержание ароматических углеводородов в жидком масле для химической технологии, об. %		2,1	-
Содержание олефинов в жидком масле для химической технологии, об. %		23	-

Таблица 3-В

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 2-В и
примера 2-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 2-В	Пример 2-В	Величина измене- ния
Сухой газ, вес. %	6	6	0
Сжиженный газ, вес. %	9,5	9,5	0
Бензин, вес. %	41,5	35,93	-5,57
Газойль, вес. %	23	21,37	-1,63
Кокс, вес. %	9	9	0
Суспензия катализатора в нефтепродукте, вес. %	9	9	0
Массовый % фракции газойля	0	8,1	8,1
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	0	0,8	0,8
Потери, вес. %	2	0,3	0

Таблица 4-В

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера
2-В и примера 2-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 2-В	Пример 2-В	Величина измене- ния
Содержание ароматических углеводородов в бензине, об. %	29	38	9
Октановое число бензина	91	93,1	2,1
Плотность бензина, кг/м ³	738	749	11
Температурный интервал отбора бензиновой фракции, °С	35~182	36~204	-
Содержание олефинов в бензине, об. %	58	42,3	-15,7
Температура конца кипения, °С	182	203	32
Содержание ароматических углеводородов в бензине, об. %	56	57	1
Октановое число газойля	30	29,5	-0,5

Плотность газойля, кг/м ³	886	889	3
Температурный интервал отбора газойлевой фракции, °С	182~352	203~346	-
Температура вспышки газойля, °С	75	76	1
Температурный интервал отбора фракции газойлевого компонента, °С		165~205	-
Плотность газойлевого компонента кг/м ³		789	-
Температурный интервал отбора фракции тяжелого ароматического компонента, °С		80~171	-
Плотность тяжелого ароматического компонента, кг/м ³		845	-
Содержание ароматических углеводородов в тяжелом ароматическом компоненте, масс. %		98,2	-

Таблица 5-В

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 3-В и
примера 3-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 3-В	Пример 3-В	Изменения
Сухой газ, вес. %	3,65	3,65	0
Сжиженный газ, вес. %	11,76	11,76	0
Бензин, вес. %	35,98	28,27	-7,71
Газойль, вес. %	36,65	44,36	7,71
Кокс, вес. %	8,02	8,02	0
Суспензия катализатора в нефтепродукте, вес. %	3,75	3,75	0
Потери, вес. %	0,24	0,30	0

Таблица 6-В

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера
3-В и примера 3-В

Распределение продуктов	Сравнитель- ный пример 3-В	Пример 3-В	Измене- ния
Содержание ароматических углеводородов в бензине, об. %	21	36,9	15,9
Октановое число бензина	89	92	3
Плотность бензина, кг/м ³	723	735	12
Температурный интервал отбора фракции бензина, °С	35~203	36~204	-
Содержание олефинов в бензине, об. %	29	36	7
Температура конца кипения, °С	203	204	1
Содержание ароматических углеводородов в газойле, об. %	51	40	-11
Цетановое число газойля	29	35	6
Плотность газойля, кг/м ³	887	852	-35
Температурный интервал отбора фракции газойля, °С	203~349	165~349	-
Температура вспышки газойля, °С	85	56	-29

Таблица 7-В

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 4-В и
примера 4-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 4-В	Пример 4-В	Изменения
Сухой газ, вес. %	6,2	6,2	0
Сжиженный газ, вес. %	29,1	29,1	0
Бензин, вес. %	45,6	33,5	-12,1
Газойль, вес. %	16,3	21,7	5,4
Кокс, вес. %	8,1	8,1	0
Суспензия катализатора в продукте, вес. %	0,2	0,2	0
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	0	6,7	6,7
Потери, вес. %	0,5	0,5	0

Таблица 8-В

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера 4-В
и примера 4-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 4-В	Пример 4-В	Изменения
Содержание ароматических углеводородов в бензине, об. %	33	38,5	5,5
Октановое число бензина	92,3	97,0	4,7
Плотность бензина, кг/м ³	741	756	22

Температурный интервал отбора бензиновой фракции, °С	35~192	35~204	-
Содержание олефинов в бензине, об. %	59	51	-8
Температура конца кипения, °С	190	204	14
Содержание ароматических углеводородов в газойле, об. %	52	39	-13
Цетановое число газойля	32	39	7
Плотность газойля, кг/м ³	887	852	-35
Температурный интервал отбора газойлевой фракции, °С	203~363	165~363	-
Температура вспышки газойля, °С	75	56	-19
Температурный интервал отбора фракции жидкого масла для химической технологии, °С		100~165	-
Плотность жидкого масла для химической технологии, кг/м ³		682	-
Содержание ароматических углеводородов в жидком масле для химической технологии, об. %		2,9	-
Содержание олефинов в жидком масле для химической технологии, об. %		58	-

Таблица 9-В

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 5-В и
примера 5-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 5-В	Пример 5-В	Изменения
Сухой газ, вес. %	4,21	4,21	0
Сжиженный газ, вес. %	12,61	12,61	0
Бензин, вес. %	47,04	37,02	-10,02
Газойль, вес. %	22,82	29,67	6,85
Кокс, вес. %	7,42	7,42	0
Взвесь катализатора в продукте, вес. %	5,55	5,55	0
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	0	3,17	3,17
Потери, вес. %	0,35	0,35	0

Таблица 10-В

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера 5-В
и примера 5-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 5-В	Пример 5-В	Изменения
Содержание ароматических углеводородов в бензине, об. %	19	38,5	19,5
Октановое число бензина	89	93	4
Плотность бензина, кг/м ³	734	756	22
Температурный интервал отбора бензиновой фракции, °С	35~190	36~204	–
Содержание олефинов в бензине, об. %	33,33	34,6	1,27
Температура конца кипения бензина, °С	190	204	14
Содержание ароматических углеводородов в газойле, об. %	52	39	–13
Цетановое число газойля	32	39	7
Плотность газойля, кг/м ³	887	852	–35
Температурный интервал отбора фракции газойля, °С	203~363	165~363	–
Температура вспышки газойля, °С	75	56	–19
Температурный интервал отбора фракции жидкого масла для химической технологии, °С		100~165	–
Плотность жидкого масла для химической технологии, кг/м ³		682	–
Содержание ароматических углеводородов в жидком масле для химической технологии, об. %		2,9	–
Содержание олефинов в жидком масле для химической технологии, об. %		29	–

Таблица 11-В

Сравнение выходов продуктов сравнительного примера 6-В и
примера 6-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 6-В	Пример 6-В	Изменения
Сухой газ, вес. %	10,2	10,2	0
Сжиженный газ, вес. %	38,9	38,9	0
Бензин, вес. %	32,5	25,2	–7,3
Газойль, вес. %	10,4	14,2	3,8
Кокс, вес. %	7,9	7,9	0
Суспензия катализатора в продукте, вес. %	0,2	0,2	0
Жидкое масло для химической технологии, вес. %	0	3,5	3,5
Потери, вес. %	0,3	0,3	0

Таблица 12-В

Сравнение характеристик продуктов сравнительного примера 6-В
и примера 6-В

Распределение продуктов	Сравнительный пример 6-В	Пример 6-В	Изменения
Содержание ароматических углеводородов в бензине, об. %	36	41,1	5,1
Октановое число бензина	92,7	93,9	1,2
Плотность бензина, кг/м ³	748	762	14
Температурный интервал отбора бензиновой фракции, °С	35~195	35~204	–
Содержание олефинов в бензине, об. %	56	58	2
Температура конца кипения бензина, °С	195	204	9
Содержание ароматических углеводородов в газойле, об. %	56	41	–15
Цетановое число газойля	26	34	8
Плотность газойля, кг/м ³	891	860	–31
Температурный интервал отбора газойлевой фракции, °С	203~356	165~356	–

Температура вспышки газойля, °С	81	56	–25
Температурный интервал отбора фракции тяжелого ароматического компонента		204–240	–
Плотность тяжелого ароматического компонента кг/м ³		849	–
Содержание ароматических углеводородов в тяжелой фракции ароматических углеводородов, вес. %		97,9	–

Содержание ароматических углеводородов определяется методом GB11132-2002, октановое число бензина - методом GB/T5487, плотность бензина - методом GB/T1884-1885, температурный интервал отбора бензиновой фракции - методом GB/T6536, содержание олефинов в газойле и бензине - методом GB11132-2002, цетановое число газойля - методом GB/T386, плотность газойля - методом GB/T1884-1885, температурный интервал отбора фракции газойля - методом GB/T6536, температура вспышки газойля - методом GB/T261, температурный интервал отбора фракции жидкого масла (легкой фракции, не содержащей ароматические углеводороды) - методом GB/T6536, плотность жидкого масла - методом GB/T1884-1885, содержание ароматических углеводородов в жидком масле - методом GB11132-2002, содержание непредельных углеводородов в масле - методом GB11132-2002.

Сравнительный пример 1-С.

При каталитической переработке сырья парафинистого основания и возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем LCS, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который представляет собой масло каталитического крекинга, обогащенное парафинами. Катализат фракционируется в колонне, при этом температура в верхней части колонны составляет 80°C, температура отбора фракции газойля 240°C, температура в кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа и давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В боковой части колонны допол-

нительно предусмотрен отвод, температура которого 190°C, для отбора промежуточной фракции в температурном интервале 120~210°C. Упомянутая промежуточная фракция подается в тарельчатую колонну для промывки водой перед экстракционной дистилляцией. Далее фракция подается в экстракционную колонну на разделение с использованием сульфолана в качестве растворителя. Процесс проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 4,8. Сульфолан регенерируется отгонкой с использованием пара. В ходе процесса происходит разделение ароматических и неароматических углеводородов. Фракция, обогащенная ароматическими углеводородами, подается в другую колонну для фракционирования при температуре 120~165°C, давлении 0,04~0,20 МПа, при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирается фракция с высоким октановым числом, из отвода в боковой части колонны, расположенного ниже, отбирается фракция тяжелых ароматических углеводородов и из кубовой части колонны отбирают растворитель, циркулирующий в системе. Фракция с высоким октановым числом смешивается полностью с бензиновой фракцией. Фракция неароматических углеводородов поступает в среднюю часть другой колонны для дистилляции. Процесс проводят при температуре 100~135°C и давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают фракцию легких неароматических углеводородов, из кубовой части отбирают фракцию газойля. Все полученные фракции газойля смешиваются. Фракция, не содержащая ароматических углеводородов, смешивается с бензиновой фракцией.

Пример 1-С.

Как показано на фиг. 1-С, при каталитической переработке сырья парафинистого основания возвращенного нефтепродукта с использованием каталитических систем, производимых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который представляет собой масло каталитического крекинга, обогащенное парафинами. Катализат фракционируется в колонне при температуре в верхней части колонны 80°C, температура отбора фракции газойля 240°C, температура в кубовой части колонны 370°C, давление в верхней части колонны 0,1 МПа, давление в кубовой части колонны 0,12 МПа. В боковой части колонны дополнительно предусмотрен отвод, температура которого 190°C, для отбора промежуточной фракции в температурном интервале 120~210°C. Упомянутая фракция подается в тарельчатую колонну для промывки водой, а затем в экстракционную колонну на разделение с использованием сульфолана в качестве растворителя. Процесс проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 4,8. В ходе процесса разделяются ароматические и неароматические углеводороды. Фракция, содержащая ароматические углеводороды, подается в среднюю часть другой фракционной колонны для разделения. Фракционирование проводят при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают фракцию, имеющую высокое октановое число, из отвода, расположенного ниже, отбирают фракцию, обогащенную тяжелыми ароматическими углеводородами, и из кубовой части колонны отбирают растворитель, циркулирующий в системе. Отобранная фракция с высоким октановым числом смешивается с бензиновой фракцией с получением бензина марки 93. Фракция, не содержащая ароматических соединений, поступает в среднюю часть следующей колонны для разделения, при температуре 100~135°C и давлении 0,15~0,25 МПа.

Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию, не содержащую ароматических соединений, а из кубовой части колонны отбирают фракцию газойля, которая смешивается с (другой) фракцией газойля с получением дизельного топлива марки 5. Легкая фракция неароматических углеводородов применяется в качестве жидкого масла в химико-технологических процессах.

Сульфолан, используемый в качестве растворителя, на стадии экстрактивного отделения ароматических углеводородов смешивается с водой в смесителе 1, при этом соотношение вода/сульфолан равно 5,0. Затем раствор поступает в отстойник 3 в системе регенератора растворителя 2. В нижней части отстойника 3 предусмотрена перегородка 32. Процесс разделения в отстойнике 3 проводят при температуре 30°C и давлении 0,3 МПа. В результате образуются три слоя: верхний слой представляет собой масло, которое отводится через предусмотренный в верхней части выпуск, нижний слой представляет собой нерастворимое вещество, которое отводится через предусмотренный внизу выпуск, а средний слой, который представляет собой смесь растворителя и воды, по трубопроводу 31 поступает на стадию фильтрации 4, которая отделена от отстойника перегородкой 32. В нижней части фильтра встроены перегородки 42 и 43. На перегородке 42 установлен фильтровальный элемент 41, заполнен ситчатым пористым металлическим материалом с диаметром пор 50 мкм. Процесс проводят при температуре 40°C и давлении 0,2 МПа. Фильтрат после стадии фильтрации 4 поступает на стадию фильтрации 5, в нижней части фильтра также предусмотрены перегородки 52 и 53, фильтровальный элемент 51, расположенный на перегородке 52, заполнен ситчатым пористым металлическим материалом с диаметром пор 20 мкм. Процесс проводят при температуре 40°C и давлении 0,1 МПа. Фильтрат далее поступает на стадию дистилляции 6, где происходит разделение сульфолана и воды. В верхней части дистилляции встроены повторный кипятильник 62. Процесс проводят при температуре в верхней части 85°C, в кубовой части 150°C, температура повторного нагревателя 200°C, давление в зоне перегонки 0,08 МПа. Водяной пар поступает в конденсатор 7, конденсируется, охлаждается и поступает в емкость 8 для обратной воды, где имеет место разделение масла и воды. Регенерированный растворитель отводится через нижнюю часть дистил-

ляционной стадии.

Свойства чистого и регенерированного растворителя приведены в табл. 1-С.

Таблица 1-С

	Свежий растворитель	Регенериро- ванный растворитель	Метод анализа
Вязкость, 30°C, сП	20,5	11,8	GB/T265
Цветность, номер	Больше 5	2	Колориметр
РН	5,8	6,1	–

Содержание воды в растворителе, ppm	6500	6500	Азеотропный метод н-бутанолом
Содержание углеводов в растворителе, ppm	2000	100	SY2128
Внешний вид, цвет	Коричневый	Светло- желтый	–
Время непрерывной эксплу- атации, год	–	1	–
Величина изменения питания, вес. %	–	±5	–

Пример 2-С.

Как показано на фиг. 2-С, при каталитической переработке тяжелого газойля нефтяного основания и возвращенного нефтепродукта под действием каталитической системы LANET-35, производимой заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который представляет собой тяжелый газойль нефтяного основания. Катализат фракционируется в колонне при температуре в верхней части 120°C, температуре отбора фракции газойля 270°C, температуре в кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и давлении в нижней части колонны 0,12 МПа. Отбирают фракцию газойля в температурном интервале 240~385°C и бензиновую фракцию в температурном интервале 35~240°C, которая далее подается в другую колонну для повторного фракционирования. Процесс проводят при температуре верха колонны 80°C, температуре отбора газойля 240°C, температуре кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и в нижней части колонны 0,12 МПа. Из верхней части колонны отбирается бензиновая фракция в температурном интервале 35~110°C, и из кубовой части колонны отбирают промежуточную фракцию в температурном интервале 110~210°C, которая далее подается на экстрактивную дистилляцию с использованием в качестве растворителя смесь 50% N-метилпирролидона и 50% тетраэтиленгликоля. Процесс проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/сырье 3,3. В ходе процесса разделяются ароматические и неароматические углеводороды. Фракция ароматических углеводородов подается далее на фракционирование при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа, причем в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают фракцию с высоким октановым числом, фракцию тяжелой ароматики отбирают из отвода, расположенного на боковой поверхности колонны, и из кубовой части колонны отбирают растворитель, циркулирующий в системе. Фракция, имеющая высокое октановое число, смешивается с бензиновой фракцией для получения бензина марки 93. Фракция неароматических углеводородов поступает в среднюю часть другой колонны для фракционирования. Процесс проводят при температуре 100~135°C и давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию неароматических углеводородов, используемую в качестве жидкого масла в химико-технологических процессах и из кубовой части колонны отбирают газойлевую фракцию, которая смешивается с другими фракциями газойля для получения газойля марки 5.

Далее процесс совпадает с примером 1-С. Отличие состоит в том, что в качестве гидрофильного растворителя на стадии экстрактивной дистилляции используют тетраэтиленгликоль. Весовое отношение вода/растворитель составляет 0,2. Между отстойником 3 и стадиями фильтрации 4 и 5 встроены вентили V₁, V₂, V₃, что позволяет подавать вещество из отстойника 3 на стадию фильтрации 5. Между стадиями фильтрации 4, 5 и стадией фракционирования 6 встроены вентили V₄, V₅, V₆, V₇, что позволяет отбирать вещество из отстойника 3 или стадий фильтрации 4, 5 или со стадии дистилляции 6. Результатом процесса является регенерированный растворитель. Между смесителем 1 и резервуаром обратной воды встроены вентили V₁₀. Если фильтр не подается на стадию дистилляции 6, вентиль V₁₀ закрыт. Если вентили V₂, V₅, V₈ открыты, остальные вентили закрыты. Такое положение вентиля обеспечивает последовательное прохождение вещества через отстойник 3, стадии фильтрации 4 и 5 и стадию дистилляции 6. Результаты сравнительного анализа свойств свежего и регенерированного растворителя приведены в табл. 2-С.

Таблица 2-С

	Растворитель	Регенериро- ванный растворитель	Метод анализа
Вязкость, 30°C, сП	32,5	28,6	GB/T265
Цветность, номер	Больше 5	2	Калориметрия
pH	7,2	7,5	-
Содержание воды в растворителе, ppm	5	5	Азеотропный метод н-бутанолом
Содержание углеводородов в растворителе, ppm	1500	1100	SY2128
Внешний вид, цвет	Коричневый	Светло- желтый	-
Время непрерывной эксплуатации, год	-	1	-
Величина изменения питания, вес.%,	-	±5	-

Пример 3-С

Как показано на фиг. 3-С, при каталитической переработке тяжелого газойля парафинистого основания при использовании каталитических систем LBO-16, выпускаемых заводом Ланьчжоу, образуется катализат, который фракционируется. Процесс проводят при температуре в верхней части колонны 50°C, температуре отбора фракции газойля 210°C, температуре в кубовой части колонны 340°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и в кубовой части колонны 0,12 МПа. Из колонны отбирают две фракции: газойлевую в температурном интервале 120~355°C и бензиновую в температурном интервале 35~120°C, которая подается в другую колонну для повторного фракционирования. Процесс проводят при температуре в верхней части колонны 80°C, температуре отбора фракции газойля 240°C, температуре в кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и давлении в кубовой части колонны 0,12 МПа. Из кубовой части колонны отбирают газойлевую фракцию в температурном интервале 240~380°C, а из верхней части колонны промежуточную фракцию с температурным интервалом 80~240°C, которую подают на экстрактивную дистилляцию с использованием в качестве растворителя N-метилпирролидона. Процесс проводят при температуре 66°C, давлении 0,4 МПа и соотношении растворитель/сырье 3,3. При этом разделяются ароматические и неароматические углеводороды.

Фракция ароматических углеводородов подается в среднюю часть следующей колонны для дистилляционного разделения. Процесс проводят при температуре 120~180°C, давлении 0,04~0,20 МПа и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают фракцию с высоким октановым числом из отвода, расположенного ниже, отбирают фракцию тяжелых ароматических углеводородов и из кубовой части колонны отбирают растворитель, циркулирующий в системе. Высокооктановая фракция полностью смешивается с другими бензиновыми фракциями. Неароматические углеводороды подаются в среднюю часть последней колонны для разделения при температуре 100~150°C и давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию неароматических соединений, а из кубовой части колонны - фракцию газойля. Легкая фракция, не содержащая ароматических углеводородов, используется в качестве жидкого масла в химико-технологических процессах.

Далее процесс совпадает с процессом, описанным в примере 1-С. Отличие состоит в том, что в качестве растворителя на стадии экстрактивной дистилляции используют N-метилпирролидон, убирают стадии фильтрации 4, 5 и весовое соотношение вода/растворитель составляет 9,0. Результаты сравнительного анализа свойств свежего и регенерированного растворителя приведены в табл. 3-С.

Таблица 3-С

	Растворитель	Регенерирующий растворитель	Метод анализа
Вязкость, 30°C, сП	2, 3	0, 9	GB/T265
Цветность, номер	Больше 5	2	Калориметрия
pH	7, 1	7, 3	-
Содержание воды в растворителе, ppm	3	3	Азеотропный метод н-бутанолом
Содержание углеводов в растворителе, ppm	2100	5	SY2128
Внешний вид, цвет	Коричневый	Светло-желтый	-
Время непрерывной эксплуатации, год	-	1	-
Величина изменения питания, вес.%,	-	±5	-

Пример 4-С.

Как показано на фиг. 4-С, при каталитической переработке тяжелого газойля парафинистого основания с использованием каталитических систем LCS, производимых заводом Ланьчжоу (Китай), образуется катализат, который подвергают фракционированию при температуре в верхней части колонны 80°C, температуре отбора фракции газойля 240°C, температуре в кубовой части колонны 370°C, давлении в верхней части колонны 0,1 МПа и в кубовой части 0,12 МПа. В средней части колонны дополнительно предусмотрен отвод, температура которого составляет 190°C для отбора промежуточной фракции в температурном интервале 120~210°C. Упомянутая фракция подается в колонну на экстракционную дистилляцию с использованием в качестве растворителя сульфолана. Процесс проводят при температуре 80°C, давлении 0,4 МПа и весовом соотношении растворитель/питание 4,8. В ходе процесса разделяются ароматические и неароматические углеводороды. Фракция, обогащенная ароматическими углеводородами, поступает в среднюю часть другой колонны для дистилляции при температуре 120~165°C, давлении 0,04~0,20 МПа и при этом в кубовую часть колонны подается отпарная вода. Из верхней части колонны отбирают фракцию, имеющую высокое октановое число, из отвода, расположенного в нижней части колонны, отбирают фракцию тяжелых ароматических соединений и из кубовой части колонны отводят циркулирующий в системе растворитель. Фракция с высоким октановым числом смешивается с другой бензиновой фракцией. Фракция неароматических углеводородов подается в среднюю часть следующей колонны на дистилляцию. Процесс проводят при температуре 100~135°C, давлении 0,15~0,25 МПа. Из верхней части колонны отбирают легкую фракцию неароматических углеводородов, которая далее используется в качестве легкого масла в химической технологии и из нижней части колонны отбирают фракцию газойля, которая смешивается с другими фракциями газойля.

N-Формилморфолин, используемый на стадии экстрактивной дистилляции, для отделения ароматических углеводородов смешивается с охлажденной водой в смесителе 1 в соотношении вода/N-формилморфолин 2,0 по весу. После смешивания все направляется в отстойник 9, работающий при температуре 90°C и давлении 1,0 МПа. На этой стадии образуются три слоя. Верхний слой представляет собой маслянистую жидкость, которую удаляют через предусмотренный отвод, нижний слой представляет собой нерастворимое вещество и удаляется через выпуск, расположенный в нижней части, а средний слой представляет собой смесь гидрофильного растворителя и воды, которая поступает на стадию фильтрации. В нижней части фильтра 10 первой ступени построена перегородка 42 с элементом фильтрации 41, который заполнен керамикой с диаметром 40 мкм. Процесс проводят при температуре 50°C и давлении 0,9 МПа. Далее фильтрат поступает на фильтр 11, в нижнюю часть которого построена перегородка 52 с фильтрующим элементом 51, который заполнен пористым порошкообразным металлическим материалом с диаметром 20 мкм. Процесс проводят при температуре 50°C и давлении 0,8 МПа. Далее со стадии фильтрации поток (вещество) подается в дистиллятор 1 для парожидкостного разделения. В верхней части колонны построена тарелка 61, в нижней части расположен кипятильник. Температура в верхней части колонны 12 85°C, в кубовой части 162°C, температура вторичного кипятильника 200°C, давление 0,08 МПа. Пары воды конденсируются и охлаждаются в теплообменнике 7 и поступают далее в резервуар (танк) 8 обратной воды, где проводят разделение масла и воды, откуда далее подается в смеситель 1. Регенерированный растворитель отбирается из кубовой части колонны 12.

Результаты сравнения свойств свежего и регенерированного растворителя представлены в табл. 4-С.

Таблица 4-С

	Растворитель	Регенериро- ванный растворитель	Метод анализа
Вязкость, 30°C, сП	15,7	6,9	GB/T265
Цветность, номер	Больше 5	2	Калориметрия
pH	7,6	7,8	
Содержание воды в растворителе, ppm	2	2	Азеотропный метод н-бутанолом
Содержание углеводов в растворителе, ppm	1000	40	SY2128
Внешний вид, цвет	Коричневый	Светло- желтый	-
Время непрерывной эксплуатации, год	-	1	-
Величина изменения питания, вес. %	-	±5	-

Пример 5-С.

См. табл. 5-С. Остальные характеристики совпадают с приведенным ранее примером 1-С. Отличие заключается в использовании в качестве абсорбента. Весовое соотношение вода/диметилсульфоксид 1,0. Между отстойником 3 и фильтрами 4, 5 встроены вентили V₁, V₂, V₃, V₄, V₅, V₆. Если вентили V₂ и V₅ находятся в закрытом положении, то остальные открыты. В этом случае средний спад (смесь гидрофильного растворителя и воды) последовательно проходит фильтры 4 и 5 и отводится из отвода последнего фильтра. В случае, если V₂ находится только в положении «закрыт», а остальные в открытом положении, то упомянутая смесь смешивается с водой в отстойнике 3 и последовательно проходит фильтровальную зону 4 и 5 или непосредственно отводится из фильтра 4.

Результаты сравнительного анализа свежего и регенерированного растворителя, полученного при условии полного закрытия вентилях V₂ и V₅, представлены в табл. 5-С.

Таблица 5-С

	Растворитель	Регенериро- ванный растворитель	Метод анализа
Вязкость, 30°C, сП	2,3	0,9	GB/T265
Цветность, номер	Больше 5	2	Калориметрия
pH	7,2	7,5	-
Содержание воды в растворителе, ppm	5	5	Азеотропный метод н-бутанолом
Содержание углеводов в растворителе, ppm	2000	130	SY2128
Внешний вид, цвет	Коричневый	Светло- желтый	-
Время непрерывной эксплуатации, год	-	1	-
Величина изменения питания, вес. %,	-	±5	-

Промышленная применимость

Достоинство данного метода заключается в том, что продукты получаются из бензиновой и газойлевой фракций каталитического крекинга без других компаундированных составов, в снижении выхода бензина, увеличении содержания ароматических углеводородов в бензиновых фракциях и, как следствие, повышение октанового числа на 3-5 единиц. Температурный интервал бензиновой фракции расширяется с 35~190 до 35~203°C. Выход фракций газойля увеличивается на 5-7 пунктов и соответственно отношение газойль/бензин повышается на 0,4~0,8. Снижение содержания ароматических соединений в газойлевых фракциях приводит к повышению цетанового числа на 5-7 единиц. Температурный интервал отбора фракции газойля расширяется со 180~365 до 165~365°C, температура вспышки газойля понижается с 75 до 56°C. Увеличиваются количества высококачественного жидкого масла для химической технологии и продуктов тяжелой ароматики. За счет разделения ароматических и неароматических углеводородов промежуточной фракции, бензиновой фракции и газойлевой фракции после компаундирования фракций, имеющих высокое октановое число, обусловленное высоким содержанием ароматических соединений,

получают бензины марок 90, 93, 97. Подобный подход дает возможность заводам регулировать выпуск продуктов с учетом требований рынка. В соответствии с настоящим изобретением бензин может использоваться без предварительного компаундирования с высокооктановым компонентом, что экономит последний, так как основным источником легкой ароматики по-прежнему остается риформинг-масло. Данный способ на основе одной установки катализата позволяет улучшить качества бензина и газойля, используя одну экстракционную колонну и несколько колонн для фракционирования. Кроме того, данный способ позволяет производить бензин разных марок. Строительство установки по данному способу не требует больших капитальных и эксплуатационных затрат, установка может быть создана в короткий срок. Она проста в работе и эксплуатации, что может в короткий срок изменить неудовлетворительное соотношение бензин/газойль в соответствии с требованиями рынка.

Отличие системы регенерации данного способа по сравнению с регенерацией фильтрованием заключается в использовании отстойника на предварительной стадии. Это исключает попадание на фильтр примесей и маслянистых веществ, что приводит к улучшению качества регенерированного растворителя.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ переработки катализата, в котором он фракционируется в колонне 100, включая фракционирование бензиновой и газойлевой фракций, причем бензиновая и газойлевая фракции комбинируются и из них отбирается промежуточная фракция, которая подается на установку экстрактивной дистилляции для разделения ароматических и неароматических соединений.

2. Способ переработки катализата по п.1, где при фракционировании промежуточной фракции в колонне 100 дополнительно предусмотрено одно или больше боковых отводов для отбора бензиновой фракции в температурном интервале $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$, дизельной фракции в температурном интервале $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ и промежуточной фракции в температурном интервале $120\pm 30\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$.

3. Способ переработки катализата по п.2, где температура в верхней части колонны 100 составляет $65\sim 95\pm 30^{\circ}\text{C}$, температура отбора фракции газойля составляет $190\sim 280^{\circ}\text{C}$, температура бокового отвода составляет $120\sim 260^{\circ}\text{C}$, температура в кубовой части колонны составляет $340\sim 385^{\circ}\text{C}$, давление в верхней части фракционной колонны 100 составляет $0,11\sim 0,28$ МПа и давление в кубовой части колонны составляет $0,12\sim 0,30$ МПа.

4. Способ переработки катализата по п.1, где фракционирование осуществляется в две стадии: на первой стадии фракционируются бензиновая и газойлевая фракции в колонне 100 при повышении температуры на $10\sim 15^{\circ}\text{C}$ с отбором бензиновой фракции в температурном интервале $35\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$, газойлевой фракции в температурном интервале $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$; упомянутая бензиновая фракция подается на вторую стадию фракционирования, где из верхней части колонны 200 отбирается бензиновая фракция в температурном интервале $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ и из нижней части колонны отбирают промежуточную фракцию в температурном интервале $110\pm 30\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$.

5. Способ переработки катализата по п.1, где фракционирование осуществляется в две стадии: на первой стадии фракционируется бензиновая и газойлевая фракции в колонне 100 при понижении температуры на $10\sim 40^{\circ}\text{C}$ с отбором бензиновой фракции в температурном интервале $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ и фракции газойля в температурном интервале $110\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$; упомянутая фракция газойля подается на вторую стадию фракционирования в колонну 500, где из верхней части колонны отбирается промежуточная фракция в температурном интервале $110\pm 30\sim 210\pm 30^{\circ}\text{C}$ и из нижней части фракция газойля в температурном интервале $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$.

6. Способ переработки катализата по пп.1-4, где фракция ароматических углеводородов фракционируется в колонне 300; из верхней части колонны отбирается бензиновая фракция с высоким октановым числом, которая смешивается с другой бензиновой фракцией, а из нижней части колонны отбирают фракцию тяжелой ароматики, которая смешивается с фракцией газойля.

7. Способ переработки катализата по п.2, где в средней части колонны 1 дополнительно предусмотрено от одного до четырех отводов для деления промежуточной фракции на более узкие температурные интервалы.

8. Способ переработки катализата по пп.1-4, где фракция ароматических углеводородов используется в качестве высококачественного бензина.

9. Способ переработки катализата по пп.1-4, где неароматические углеводороды фракционируются в колонне 400, причем из кубовой части колонны отбирают фракцию газойля и смешивают с другой фракцией газойля для повышения цетанового числа с получением одной или более марки газойля с низкой температурой застывания; из верхней части колонны 400 отбирается легкая фракция, не содержащая ароматических соединений, которая используется в химической технологии в качестве жидкого масла или смешивается с бензиновой фракцией.

10. Способ переработки катализата, в котором он фракционируется в колонне 100, включая фракционирование бензиновой и газойлевой фракций, из которых после рекомбинации отбирают промежуточную фракцию, которая вместе с бензиновой подается в установку экстрактивной дистилляции для разделения ароматических и неароматических соединений с использованием растворителя.

11. Способ переработки катализата по п.10, где в средней части колонны 1 предусмотрены один или более отводов, причем в колонне происходит полное фракционирование с образованием бензиновой фракции в температурном интервале 35~150°C, газойлевой фракции в температурном интервале 170~395°C и промежуточной фракции в температурном интервале 70~250°C.

12. Способ переработки катализата по п.10, где в средней части колонны 1 дополнительно предусмотрено от двух до четырех отводов и промежуточная фракция соответственно разделяется на 2-4 потока.

13. Способ переработки катализата по п.12, где температура в верхней части колонны составляет 65~130°C, температура отбора фракции газойля составляет 170~250°C, температура в кубовой части колонны 100 составляет 330~385°C, давление в верхней части колонны 0,15~0,28 МПа и давление в кубовой части колонны 0,12~0,30 МПа.

14. Способ переработки катализата по п.10, где фракционирование осуществляют в две стадии: на первой стадии фракционируются бензиновая и газойлевая фракции при увеличении температуры в верхней части колонны 100 и температуры отбора фракции газойля на 10~150°C, при этом температурный интервал отбора бензиновой фракции 35~250°C и фракции газойля 170~395°C; далее бензиновая фракция вторично фракционируется в колонне 2, где из кубовой части отбирают промежуточную фракцию в температурном интервале 70~250°C и бензиновую фракцию в температурном интервале 35~150°C; промежуточную и бензиновые фракции далее направляют на установку экстрактивно-дистилляционного разделения ароматических и неароматических соединений с использованием растворителя.

15. Способ переработки катализата по п.10, где фракционирование осуществляют в две стадии: на первой стадии фракционируются бензиновая и газойлевая фракции при понижении температуры в верхней части колонны и температуры отбора газойлевой фракции на 10~50°C; при этом температурный интервал отбора бензиновой фракции составляет 35~150°C, фракции газойля 70~395°C; далее фракция газойля вторично фракционируется в колонне 500 с отбором промежуточной фракции из верхней части колонны в температурном интервале 70~250°C и газойлевой фракции в температурном интервале 170~395°C; далее промежуточная и газойлевая фракции, полученные в колонне 500, направляют на установку экстрактивно-дистилляционного разделения ароматических и неароматических углеводородов с использованием растворителя.

16. Способ переработки катализата по пп.10-15, где ароматические углеводороды фракционируются в колонне 300, причем из верхней части колонны отбирают бензиновую фракцию, имеющую высокое октановое число, а из кубовой части колонны отбирают тяжелую ароматику; неароматические углеводороды фракционируются в колонне 400, где из верхней части колонны отбирают легкий бензин, из бокового отвода - легкие неароматические углеводороды и из кубовой части - фракцию газойля.

17. Способ переработки катализата по пп.10-15, где фракцию ароматических углеводородов используют как высококачественный бензин.

18. Способ переработки катализата по п.16, где бензиновую фракцию, имеющую высокое октановое число, смешивают с легкой бензиновой фракцией.

19. Способ переработки катализата по п.16, где фракция тяжелой ароматики смешивается с фракцией газойля.

20. Способ переработки катализата по п.16, где фракцию газойля смешивают с другой фракцией газойля.

21. Способ переработки катализата по п.16, где легкую фракцию неароматических углеводородов смешивают с газойлевой фракцией.

22. Способ переработки катализата по п.16, где фракция тяжелой ароматики используется в качестве продукта, легкая фракция неароматических углеводородов используется в качестве легкого масла в химико-технологических процессах и газойлевая фракция после гидрирования используется в качестве сырья для получения этилена.

23. Способ переработки катализата по п.16, где бензиновая фракция с высоким октановым числом смешивается с легкой бензиновой фракцией и легкой фракцией неароматических углеводородов.

24. Способ переработки катализата по п.1 или 10, где используемый для экстракции гидрофильный растворитель циркулирует в системе и способ его регенерации состоит из следующих стадий:

1) смешивание гидрофильного растворителя с водой в весовом соотношении вода/растворитель 0,1-10,

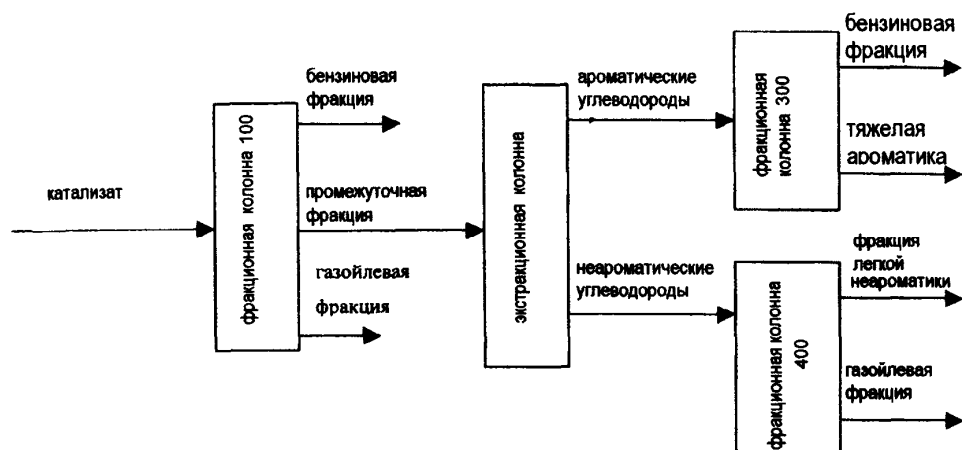
2) разделение смеси в отстойнике с образованием верхнего масляного слоя, среднего слоя, состоящего из гидрофильного растворителя и воды, и нижнего слоя, который представляет нерастворимое вещество,

3) средний слой перегоняется с использованием вторичного тепла при атмосферном давлении или под вакуумом с получением регенерированного гидрофильного растворителя и воды,

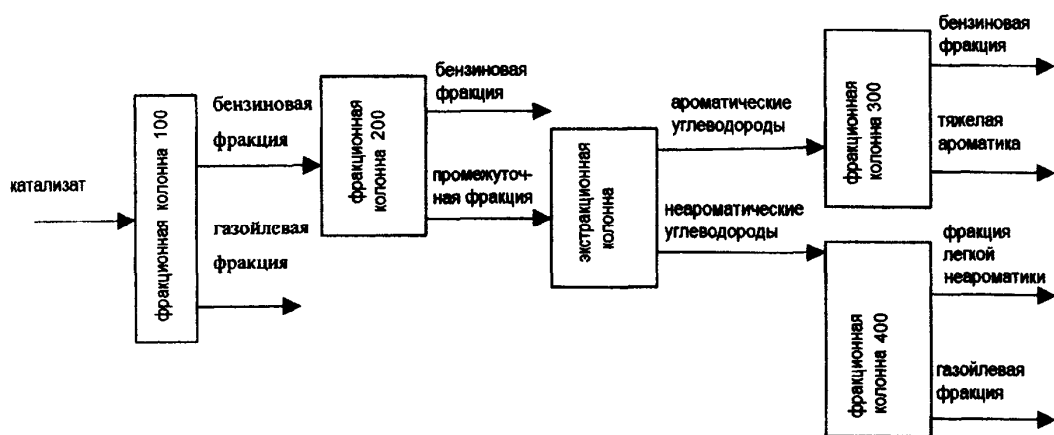
4) выделенный регенерируемый гидрофильный растворитель на стадии 3 охлаждается водой после разделения,

5) после охлаждения воды на стадии 4) имеет место повторное разделение масла и воды, выделение воды и смешивание с гидрофильным растворителем 1 для использования в рецикле.

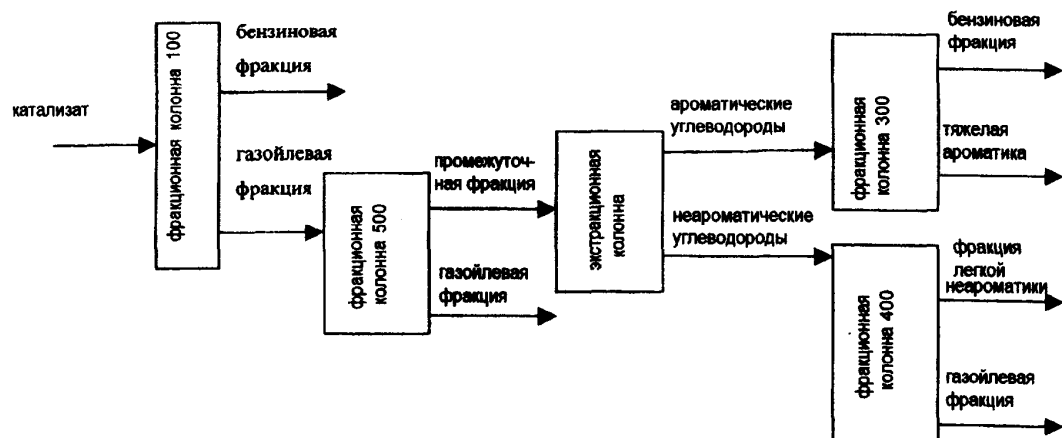
25. Способ переработки катализата по п.24, где смешанная фаза на стадии 3 перед дистилляцией фильтруется.
26. Способ переработки катализата по п.24, где весовое соотношение вода и гидрофильный растворитель 0,5-3.
27. Способ переработки катализата по п.24, где весовое соотношение вода/гидрофильный растворитель 1-2.
28. Способ переработки катализата по п.24, где гидрофильный растворитель представляет смесь 2 или более веществ.
29. Способ переработки катализата по п.24, где смешанная фаза 3 фильтруется более одного раза перед дистилляцией.
30. Способ переработки катализата по п.29, где фильтрационное разделение осуществляется в две стадии.
31. Способ переработки катализата по п.29, где фильтрационное разделение осуществляется в три стадии.
32. Способ переработки катализата по п.30 или 31, где фильтрационное разделение является последовательным.



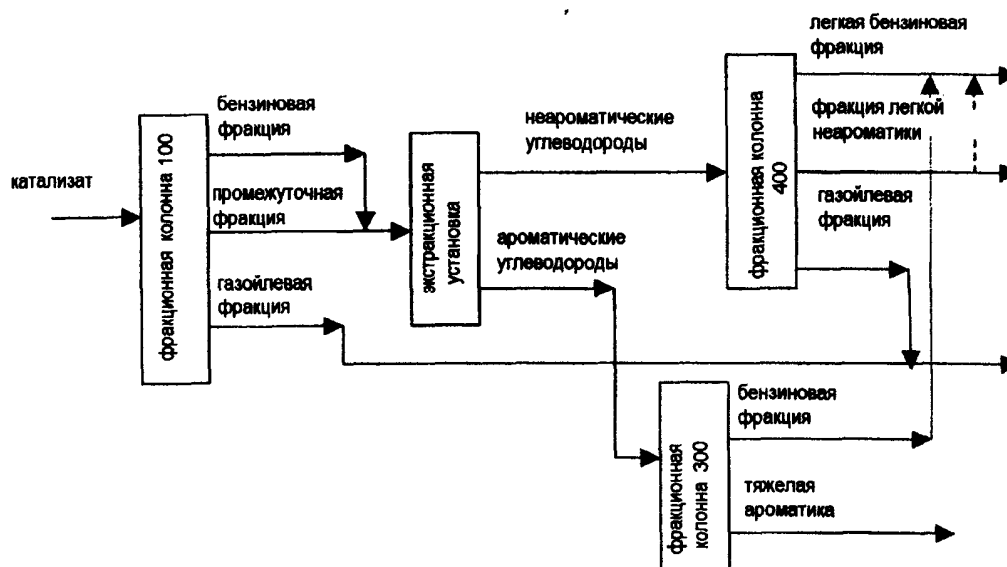
Фиг. 1-А



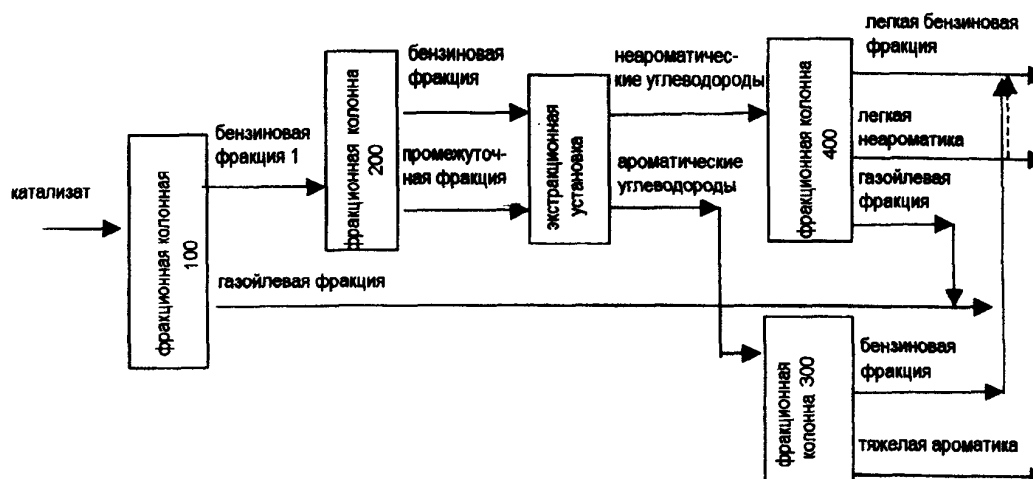
Фиг. 2-А



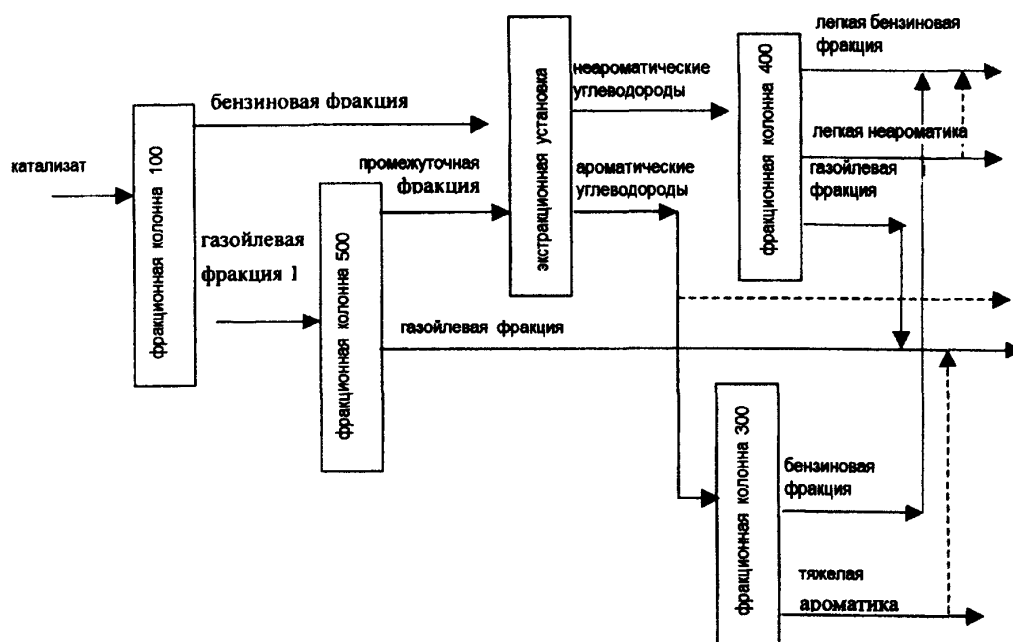
Фиг. 3-А



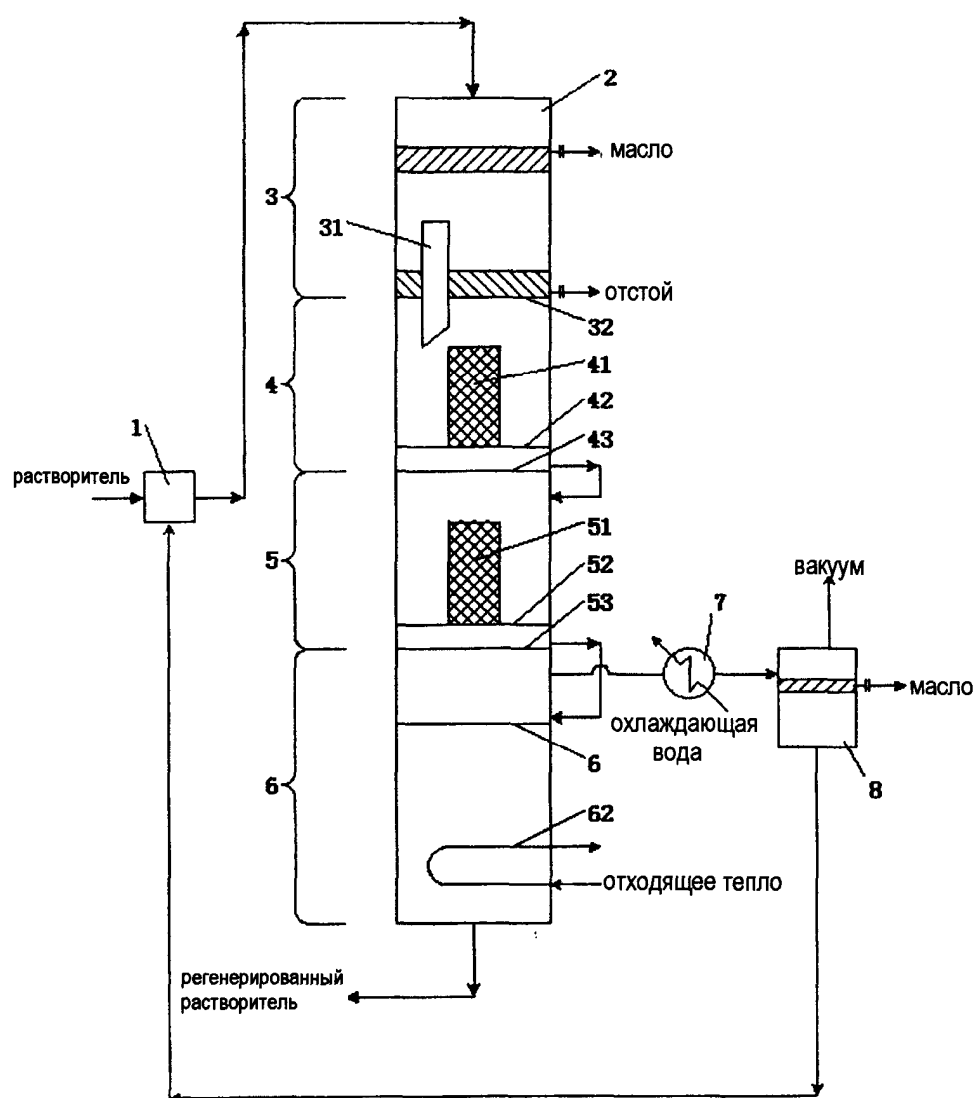
Фиг. 1-В



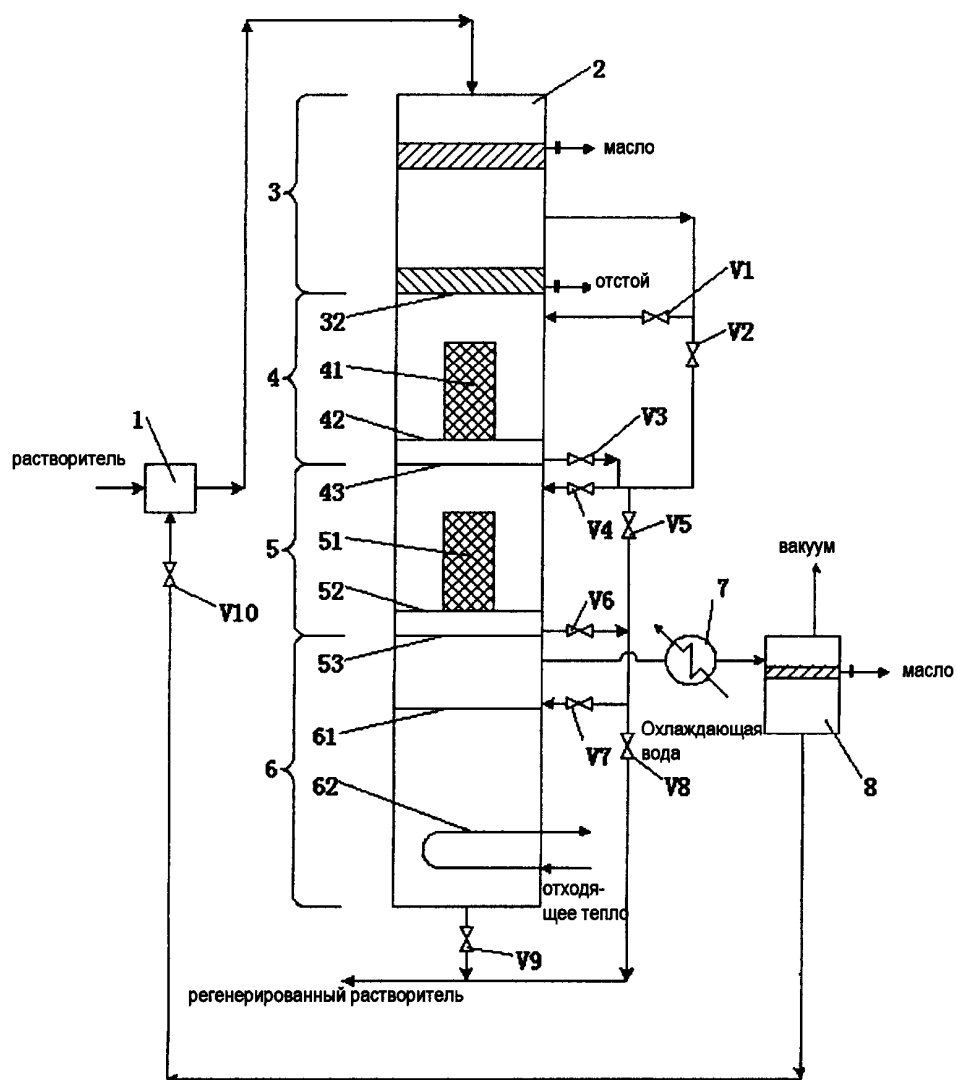
Фиг. 2-В



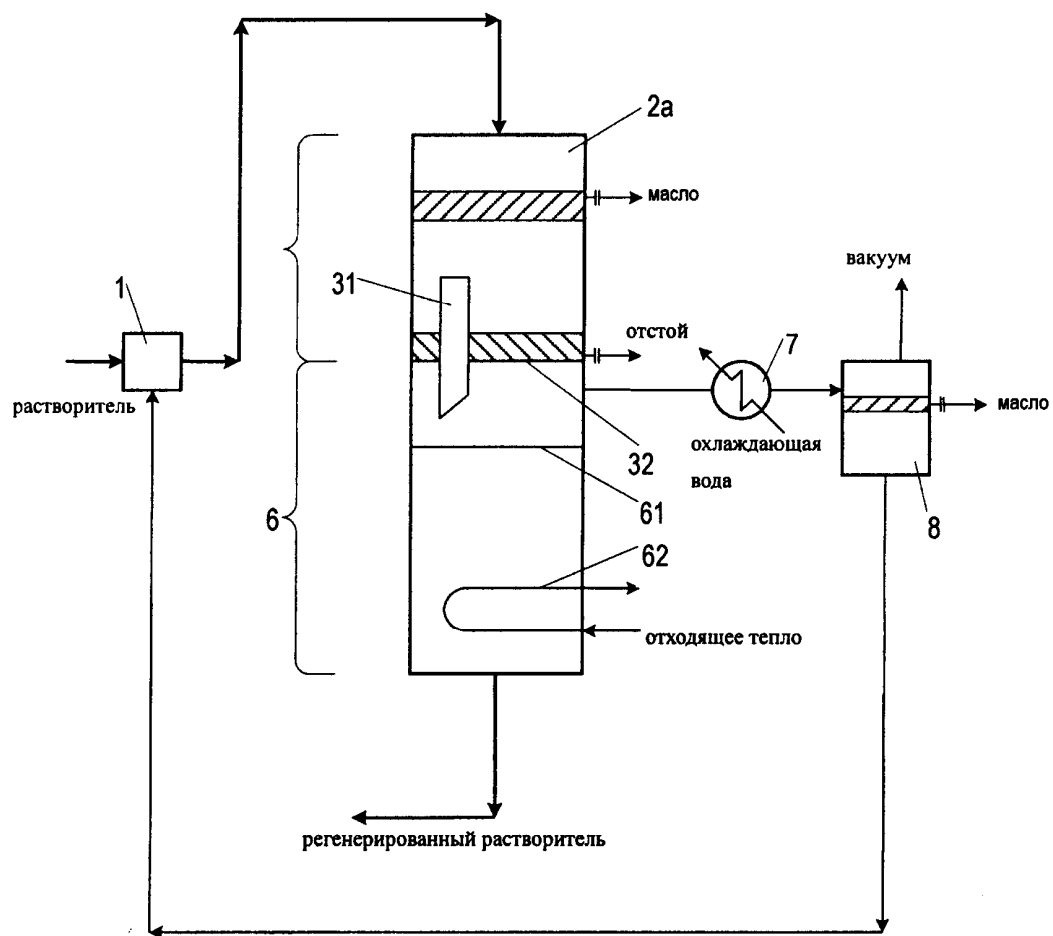
Фиг. 3-В



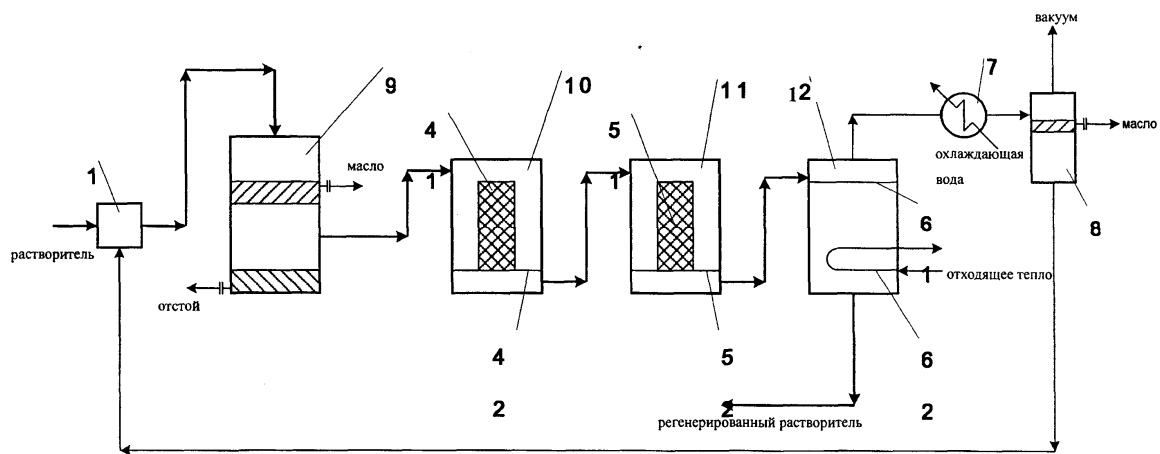
Фиг. 1-С



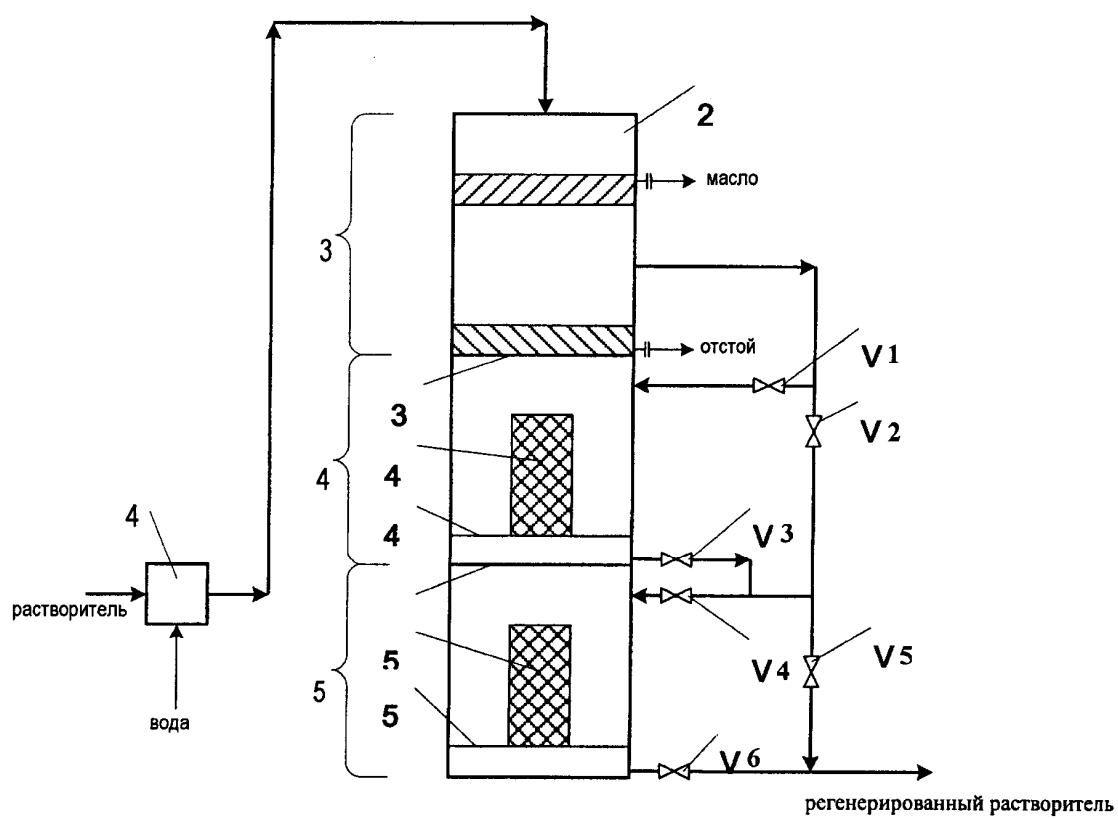
Фиг. 2-С



Фиг. 3-С



Фиг. 4-С



Фиг. 5-С

