

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **046034**

(13) **B1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента
2024.02.01

(51) Int. Cl. **C10G 35/04 (2006.01)**

(21) Номер заявки
202391455

(22) Дата подачи заявки
2021.10.28

(54) **СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ С ВЫСОКИМ СОДЕРЖАНИЕМ АРОМАТИЧЕСКИХ СОЕДИНЕНИЙ**

(31) **PI2020005930**

(56) EP-A1-0002171
US-A-2335531

(32) **2020.11.12**

(33) **МУ**

(43) **2023.09.13**

(86) **PCT/MY2021/050095**

(87) **WO 2022/103251 2022.05.19**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
**ИНСТИТУТ ОФ ТЕКНОЛОДЖИ
ПЕТРОНАС СДН. БХД.;
ТРАНСУОТЕР ТЕНАГА СДН. БХД.
(МУ)**

(72) Изобретатель:
**Мараппа Гундер Рамасами, Рамли
Анита, Хор Ким Хеонг (МУ)**

(74) Представитель:
Нилова М.И. (RU)

(57) Предложен способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья (100 или 100a), включающий стадии подачи нефтового сырья (100 или 100a) и сжиженных углеводородных газов, СУГ (101a и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102a), подачи смеси (102 или 102a) в по меньшей мере один и не более чем три реактора через встроенные нагреватели с получением углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, подачи выходящего потока в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, с последующим переносом в охладительный бак (203), охлаждения выходящего потока в охладительном баке (203), подачи охлажденного выходящего потока (107) в сепаратор (204) первой ступени с получением легких газов, переноса оставшейся жидкости в сепаратор (206) второй ступени и разделения оставшейся жидкости с получением СУГ (101b), и подачи выходящего потока в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101c) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений.

046034
B1

046034
B1

Область техники

Настоящее изобретение относится к способу получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья; в частности, предложенный способ предназначен для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, имеющих октановое число по исследовательскому методу, составляющее по меньшей мере 102, при сохранении низких капитальных и операционных расходов.

Уровень техники

В настоящее время углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений получают посредством превращения нефтового сырья на твердых катализаторах в адиабатических реакторах, используя газы с высоким содержанием водорода в качестве несущего газа (также называемого сопутствующим сырьем), который подают в реакторы (также называемые реакционными емкостями). Эти газы с высоким содержанием водорода являются побочными продуктами указанной реакции, которые возвращают в цикл для использования в качестве несущего газа на начальной стадии переноса тепла в реакторы для поддержания эндотермических реакций превращения нефтового сырья, а также для уменьшения скорости дезактивации катализатора. Однако для последнего требуется мощный газовый компрессор, обеспечивающий циркуляцию несущего газа обратно в реакторы, а также необходимо вырабатывать пар для работы указанного мощного компрессора.

Общепринятый способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений обеспечивает перенос в реакторы лишь части тепловой энергии, высвобождаемой технологическими нагревателями, и обуславливает высвобождение избыточного тепла в конвекционной секции нагревателей, что приводит, в частности, к образованию отходов, часто называемых отходящим теплом. Для максимально возможного уменьшения отходов отходящее тепло направляют на выработку пара для работы мощных газовых компрессоров (описанных выше) для рециркуляции газов с высоким содержанием водорода обратно в реакторы. К сожалению, вышеуказанные мероприятия приводят к высоким инвестиционным затратам и высоким операционным расходам.

Кроме того, способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений представляет собой процесс, зависимый от катализатора. Катализатор используют в реакторах в качестве среды для реакции для получения требуемого продукта. Через некоторое время катализатор дезактивируется вследствие образования кокса, что требует регенерации для обеспечения возможности его повторного использования. Стадию регенерации осуществляют на производственной площадке непрерывным или периодическим способом, и, таким образом, катализатор можно использовать многократно.

Вышеуказанную стадию можно выполнять одновременно с работой реакторов (так называемый непрерывный производственный процесс) посредством непрерывной циркуляции катализаторов между реакторами и встроенным регенератором катализатора. Такой способ поддерживает высокую активность катализаторов, но влечет за собой высокие инвестиционные затраты. Такой подход также может применяться для полунепрерывного производства, в котором производственный процесс ненадолго останавливают на 2-3 недели, возможно один раз в несколько месяцев, например, без ограничения, один раз в шесть месяцев, для регенерации дезактивированных катализаторов в реакторах in-situ. После регенерации катализаторов процесс продолжают в течение следующего цикла из шести месяцев.

Однако описанные подходы оптимально работают в том случае, если в реакторы подают сырьевые материалы соответствующего качества. При ухудшении качества сырья также снижаются процент выхода и октановое число по исследовательскому методу (RON). Более высокий выход и значение RON могут быть достигнуты посредством непрерывной регенерации катализатора, но более высокие инвестиционные затраты делают такую возможность не всегда привлекательной с точки зрения доходности по инвестициям (ROI). Таким образом, промышленность сталкивается с большими затруднениями при получении углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, которые имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, при одновременном сохранении капитальных и операционных затрат на низком уровне.

На основании вышеизложенного, в промышленности очевидно требуется такой подход к разработке углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, который может преодолеть вышеупомянутые технические проблемы, обеспечивая возможность снижения капитальных и операционных затрат, а также получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, имеющих октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100.

Сущность изобретения

Настоящее изобретение относится к способу получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья (100 или 100a), включающему стадии:

i. подачи нефтового сырья (100 или 100a) и сжиженных углеводородных газов (СУГ) (101a и 101b) в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102a), при этом нефтовое сырье (100 или 100a) и СУГ (101a и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает темпе-

ратуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (i) в по меньшей мере один реактор через встроенный нагреватель с получением углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, при этом нагреватель обеспечивает повышение температуры смеси (102 или 102а) до не более 550°C;

iii. подачи выходящего потока, полученного на стадии (ii), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для уменьшения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), в котором температура выходящего потока снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102а);

iv. охлаждения выходящего потока, полученного в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (iii), в охладительном баке (203) до температуры ниже 40°C;

v. подачи охлажденного выходящего потока, полученного на стадии (iv), в сепаратор (204) первой ступени с получением легких газов, при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

vi. переноса оставшейся жидкости, полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (v), в сепаратор (206) второй ступени и разделения оставшейся жидкости в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), при этом разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

vii. подачи выходящего потока, полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (vi), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101c) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений,

при этом смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками и указанной смесью (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватели вырабатывают отходящее тепло, которое возвращают в подогреватели (208) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей, и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

Дополнительные аспекты, признаки и преимущества настоящего изобретения станут понятны специалистам в данной области техники при рассмотрении следующего подробного описания предпочтительных вариантов реализации настоящего изобретения вместе с чертежами, перечисленными ниже.

Краткое описание прилагаемых чертежей

Настоящее изобретение будет более понятным из подробного описания, представленного ниже, и прилагаемых чертежей, которые приведены лишь для иллюстрации, и, следовательно, не являются ограничением настоящего изобретения.

На прилагаемых фигурах:

Фиг. 1 представляет собой принципиальное изображение способа получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием одного реактора, согласно настоящему изобретению.

Фиг. 2 представляет собой принципиальное изображение способа получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием двух реакторов, согласно настоящему изобретению.

Фиг. 3 представляет собой принципиальное изображение способа получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием трех реакторов, согласно настоящему изобретению.

Фиг. 4 представляет собой принципиальное изображение способа получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием по меньшей мере одного и не более трех реакторов, расположенных параллельно, согласно настоящему изобретению.

Подробное описание изобретения

В настоящем документе представлено подробное описание предпочтительных вариантов реализации настоящего изобретения. Однако следует понимать, что представленные варианты реализации являются лишь иллюстрацией настоящего изобретения, которое может быть реализовано в различных формах. Таким образом, детали, описанные в настоящем документе, следует толковать не как ограничение, а лишь как основу для формулы изобретения и для обучения специалистов в той области техники, к которой относится настоящее изобретение. Числовые данные или диапазоны, использованные в описании, не следует толковать как ограничение. Далее представлено подробное описание предпочтительных вариантов реализации в соответствии с прилагаемыми чертежами.

Настоящее изобретение относится к способу получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья; в частности, предложенный способ предназначен для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, имеющих октановое число по исследовательскому методу, составляющее по меньшей мере 102, при сохранении низких капитальных и операционных затрат (CAPEX и OPEX). В первую очередь, способ по данному изобретению разработан для экономии как CAPEX, так и OPEX, что достигнуто посредством осуществления изменений в некоторых аспектах существующей технологии, обсуждение которых представлено далее в нескольких вариантах реализации для демонстрации их преимуществ.

Предложенный подход также является шагом к концепции 5R, в соответствии с которой способ по данному изобретению осуществляют во избежание растрат потенциально ценных материалов. В частности, он обеспечивает снижение CAPEX и энергопотребления. Кроме того, уменьшены уровни загрязнения, поскольку в нем сжигается меньше топлива. Таким образом, предложенный подход является преимущественным как с экономической, так и с экологической точки зрения.

На прилагаемых чертежах фиг. 1, 2, 3 и 4 представляют собой принципиальную иллюстрацию способа получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья, согласно настоящему изобретению, при этом нефтовое сырье может быть выбрано из группы, состоящей из C₆ углеводородов, C₇ углеводородов, C₆-C₇ углеводородов, C₆-C₁₁ углеводородов, C₇-C₁₁ углеводородов и C₈-C₁₁ углеводородов, которые могут быть получены при температуре кипения в диапазоне от 65°C до 85°C, от 85°C до 105°C, от 65°C до 105°C, от 65°C до 175°C, от 85°C до 175°C и от 105°C до 175°C, соответственно.

В целом, способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья, согласно настоящему изобретению, включает первую стадию подачи нефтового сырья (100 или 100a) и сжиженных углеводородных газов, СУГ (101a и 101b) в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102a), при этом СУГ представляет собой смесь пропана и бутана, и при этом СУГ представлены в паровой форме. Перед этой стадией смесь (102 или 102a) имеет исходную температуру менее 100°C. На указанной стадии температуру смеси (102 или 102a) повышают до диапазона от 350°C до 500°C. Это осуществляют посредством переноса тепла между выходящими потоками (103, или 104, или 105, или 103a, или 104a, или 105a) и смесью (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем.

СУГ (101a и 101b) выступает в качестве несущего газа для переноса тепла из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, и нагревателей (201a, 201b и 201c) в реакторы 202a, 202b и 202c), а также в качестве разбавляющей среды для нефтового сырья (100 или 100a). Изначально СУГ (101a) вручную подают из внешнего источника в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем до получения СУГ (101b) в сепараторе (206) второй ступени.

Как только в сепараторе (206) второй ступени получен СУГ (101b), осуществляют рециркуляцию СУГ (101b) и используют его в качестве несущего газа. Таким образом, поток СУГ (101a), который вручную подают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, может быть мгновенно остановлен. Просто внешняя подача СУГ (101a) является непродолжительной и не является необходимой на протяжении всего процесса.

Первая стадия согласно настоящему изобретению помогает уменьшить количество реакторов (202a, 202b и 202c) до по меньшей мере одного и не более трех реакторов для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, имеющих октановое число по исследовательскому методу, RON, по меньшей мере 100, по сравнению с общепринятым способом использования в качестве несущего газа газов с высоким содержанием водорода, для которого необходимо по меньшей мере три и не более пяти реакторов. Это обусловлено более высокой теплопроводящей способностью СУГ (101a, 101b и 101c) по сравнению с газом с высоким содержанием водорода, которая выше по меньшей мере более чем в 3 раза.

Кроме того, первая стадия согласно настоящему изобретению снижает CAPEX и OPEX рециркуляции несущего газа, обеспечивая возможность рециркуляции большего количества несущего газа для переноса тепла из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, и нагревателей (201a, 201b и 201c) в реакторы (202a, 202b и 202c), что способствует уменьшению количества реакторов, необходимых для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений.

Например, для одного реактора необходим поток несущего газа, составляющий более 8 моль СУГ (101a и 101b) на 1 моль нефтового сырья (100 или 100a). При этом для двух реакторов необходим поток несущего газа в диапазоне от 4 до 8 моль СУГ (101a и 101b) на 1 моль нефтового сырья (100 или 100a). Наконец, для трех реакторов необходим поток несущего газа, составляющий менее 4 моль СУГ (101a и 101b) на 1 моль нефтового сырья (100 или 100a).

Для целей настоящего изобретения СУГ (101a и 101b) не расходуется в реакции и не служит в качестве реагента. Затем выполняют вторую стадию настоящего изобретения посредством пропуска смеси

си, полученной на первой стадии настоящего изобретения, в по меньшей мере один реактор (202a) через встроенный нагреватель (201a) или в по меньшей мере два реактора (202a и 202b) через встроенные нагреватели (201a и 201b), или не более чем в три реактора (202a, 202b и 202c) через встроенные нагреватели (201a, 201b и 201c) для повышения температуры смеси (102, 103 и 104 или 102a, 103a и 104a) до не более 550°C. Это является требуемым/оптимальным условием для того, чтобы нефтовое сырье (100 или 100a) в смеси (102, 103 и 104 или 102a, 103a и 104a) реагировало в реакторах (202a, 202b и 202c).

Вторая стадия настоящего изобретения осуществляется в реакторах (202a, 202b и 202c), в которых смесь (102, 103 и 104 или 102a, 103a и 104a) из нагревателей (201a, 201b и 201c) подают на катализаторы, находящиеся в реакторах (202a, 202b и 202c) для инициирования процесса ароматизации и получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений. Реакторы (202a, 202b и 202c) оснащены устройствами для проверки катализаторов, чтобы катализаторы можно было выгрузить из реакторов (202a, 202b и 202c) и заменить на катализаторы того же или иного типа даже без открывания реакторов (202a, 202b и 202c).

Последнее является очень важным для настоящего изобретения, поскольку повышает эффективность способа согласно настоящему изобретению в том отношении, что весь объем катализатора может быть без труда заменен один или более раз без остановки технологической установки до окончания рабочего цикла, который может длиться по меньшей мере 3 года. Вторая стадия настоящего изобретения обеспечивает возможность замены катализаторов в технологической установке по мере необходимости, например, (1) если в продаже имеется более совершенный катализатор или более дешевый катализатор, или (2) если существующий объем катализатора стал непригодным вследствие структурных изменений качества сырья, в результате чего более выгодно использовать другой катализатор.

Вторая стадия согласно настоящему изобретению также обеспечивает возможность замены дезактивированных катализаторов на активные катализаторы с одновременной отправкой дезактивированных катализаторов на регенерацию за пределами производственной площадки. Это отличается от традиционного подхода, в котором практикуют регенерацию катализаторов на месте, и поскольку при проектировании регенератора катализаторов за пределами производственной площадки существует меньше ограничений по сравнению с регенератором катализаторов на месте, то процесс регенерации можно контролировать более эффективно для минимизации износа катализаторов во время регенерации.

Кроме того, регенерация катализаторов за пределами производственной площадки обеспечивает преимущество в виде (1) использования оборудования с улучшенным контролем процесса регенерации, а также (2) других опций восстановления катализатора. Например, последнее обеспечивает возможность повторной пропитки катализаторов металлами для регулирования функции металла в катализаторах. Для сравнения, в общепринятом непрерывном производственном процессе катализаторы регенерируют на месте и используют только один тип катализатора в течение всего рабочего цикла, при этом необходимо останавливать производственную установку для выгрузки всего объема катализатора для замены на новую партию катализаторов.

Что касается структурного изменения качества сырья, то нефтовое сырье (100 или 100a) может иметь либо высокое содержание парафинов (такое сырье называется парафиновым), либо высокое содержание циклопарафинов (такое сырье называется нафтеновым). С учетом вышеизложенного, настоящее изобретение обеспечивает возможность переключения технологической установки на использование другого катализатора в случае структурного изменения качества сырья, в частности, с парафинового сырья на нафтеновое сырье или наоборот.

По отдельности, такие катализаторы могут быть либо более эффективными для превращения парафинов в ароматические соединения, либо более эффективными для превращения циклопарафинов в ароматические соединения. Обычно технологическая установка должна работать с катализаторами, оптимизированными для усредненного качества сырья, поскольку останавливать технологическую установку для замены катализатора непрактично.

Согласно настоящему изобретению, в случае изменения качества нефтового сырья (100 или 100a), например, с парафинового сырья на нафтеновое сырье или наоборот, указанные катализаторы могут быть заменены на катализаторы, соответствующие качеству нефтового сырья, что обеспечивает получение более высокого выхода и/или более высокого значения RON. Замена катализаторов может быть выполнена без необходимости остановки производственного процесса. Таким образом, может быть минимизирована потеря продукта и, следовательно, может быть максимизировано значение ROI.

Катализаторы представляют собой без ограничения катализаторы на основе цеолита, при условии, что такие катализаторы могут работать с СУГ (101a и 101b), представляющим собой несущий газ. Катализаторы эксплуатируют в реакторах (202a, 202b и 202c), как указано ниже:

- i. добавляют катализаторы в реакторы (202a, 202b и 202c), используя без ограничения трубы для переноса катализаторов, в верхней части реакторов (202a, 202b и 202c); и
- ii. выгружают катализаторы из нижней части реакторов (202a, 202b и 202c).

Возможно, реакторы (202a, 202b и 202c) содержат:

- i. промежуточные бункеры для загрузки и выгрузки катализатора для обеспечения безопасной работы при транспортировке катализаторов в реакторы и из реакторов (202a, 202b и 202c); и

ii. затворные бункеры для загрузки и выгрузки катализатора для обеспечения безопасной работы при отделении углеводородов от воздуха.

Во время перемещения из входного отверстия первого реактора (202a) во второй реактор (202b) и/или из входного отверстия второго реактора (202b) в третий реактор (202c) температура выходящих потоков (103 и 104 или 103a и 104a) падает ниже оптимального уровня, необходимого для поддержания превращения продукта, вследствие эндотермических реакций образования ароматических соединений. Таким образом, выходящие потоки (103 и 104 или 103a и 104a) из предыдущего реактора подлежат повторному нагреванию во встроенных нагревателях (201b и 201c) перед их переносом во второй реактор (202b) или третий реактор (202c) для дальнейшей переработки для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений.

Затем выполняют третью стадию по настоящему изобретению посредством подачи выходящих потоков (103 или 103a), полученных из первого реактора (202a), или (104 или 104a), полученных из второго реактора (202b), или (105 или 105a), полученных из третьего реактора (202c), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для уменьшения его температуры от значения выше 300°C до значения ниже 100°C в результате передачи тепла в смесь (102 или 102a) перед ее отправкой в охлаждающий бак (203).

Четвертая стадия согласно настоящему изобретению протекает в охлаждающем баке (203), при этом в охлаждающем баке (203) происходит уменьшение температуры потока (106 или 106a), выходящего из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, посредством использования, без ограничения, воздуха и/или воды, до значения ниже 40°C. Пятую стадию согласно настоящему изобретению осуществляют посредством подачи охлажденного выходящего потока (107) в сепаратор (204) первой ступени, где легкие газы (108), такие как, без ограничения, водород, метан и этан, отделяют от охлажденного выходящего потока (107).

Шестую стадию согласно настоящему изобретению осуществляют посредством переноса оставшейся жидкости (109) из сепаратора (204) первой ступени с помощью насоса в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205) для выпаривания части СУГ в испарителе (205) или в сепараторе (206) второй ступени. Процесс в сепараторе (206) второй ступени осуществляют при более высоком давлении и при более высокой температуре, чем процесс в сепараторе (204) первой ступени, который эксплуатируют при температуре ниже 40°C и при рабочем давлении от 5 до 30 бар. СУГ (101b), полученный из сепаратора (206) второй ступени, возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, в качестве несущего газа (описанного выше) без использования компрессора.

Преимущества использования СУГ (101a и 101b) в качестве несущего газа вместо легких газов (108) из сепаратора (204) первой ступени являются следующими:

i. исключена необходимость инвестиций в газовый компрессор, который необходим для рецикла легких газов (108) в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, снижены CAPEX и OPEX согласно настоящему изобретению;

ii. исключена необходимость рекуперации отходящего тепла из нагревателей (201a, 201b и 201c) для получения пара для работы газового компрессора, снижен расход топлива и, следовательно, снижены OPEX;

iii. исключена необходимость использования нагревателей с горелками на боковых стенках с целью уменьшения длины перекачивающих трубопроводов между нагревателями и реакторами для уменьшения CAPEX и OPEX компрессора рециркулирующего газа. Вместо этого в настоящем изобретении используют нагреватели с горелками в нижней части, что обеспечивает возможность установки подогревателей воздуха горения (208a, 208b и 208c) таким образом, чтобы использовать отходящее тепло из конвекционной секции нагревателей (201a, 201b и 201c) для уменьшения расхода топлива для экономии OPEX. Более конкретно, отходящее тепло используют в подогревателях воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C посредством теплообмена от отходящего тепла к поступающему воздуху, при этом воздух используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей (201a, 201b и 201c). Подогретый воздух несет большое количество энергии, что снижает расход топлива в нагревателях (201a, 201b и 201c);

iv. исключено дополнительное количество реакторов для переработки нефтового сырья (100 или 100a) благодаря более высокой удельной теплоемкости СУГ (101a и 101b) по сравнению с легкими газами (108), а также низким CAPEX и низким OPEX рециркуляции СУГ в качестве несущего газа, что обеспечивает возможность рециркуляции большего количества несущего газа для переноса тепла из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, и нагревателей (201a, 201b и 201c) в реакторы (202a, 202b и 202c). Просто для обычных технологических установок необходимо по меньшей мере три и не более пяти реакторов для переработки нефтового сырья, а настоящее изобретение обеспечивает возможность переработки нефтового сырья с использованием по меньшей мере одного и не более трех реакторов; и

v. исключена необходимость рециркуляции СУГ (101c) из стабилизатора (207), что потребовало бы увеличения CAPEX и OPEX вследствие необходимости использования стабилизатора большего размера

и расхода большего количества ценных энергоресурсов для испарения и конденсации СУГ (101с) перед тем, как он может быть возвращен в качестве несущего газа, в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, с помощью насоса.

Наконец, поток (110), выходящий из сепаратора (206) второй ступени, подают с помощью насоса в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101с) и риформата. Риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, при этом углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102. Углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений представляют собой ароматические соединения, содержащие цепи с количеством атомов углерода от C₆ до C₁₁, предпочтительно ароматические соединения, содержащие цепи с количеством атомов углерода от C₆ до C₁₀, более предпочтительно ароматические соединения, содержащие цепи с количеством атомов углерода от C₇ до C₁₀.

На прилагаемых чертежах фиг. 4 представляет собой схематичное изображение предложенного в настоящем изобретении способа получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием реакторов (202a, 202b и 202c), работающих с разными наборами катализаторов и/или условий эксплуатации, в сравнении с реакторами, расположенными параллельно, для переработки двух различных по качеству видов нефтового сырья для получения продуктов, которые можно смешивать друг с другом.

Охладительный бак (203), сепаратор (204) первой ступени, испаритель (205), сепаратор (206) второй ступени и стабилизатор (207) могут быть общими для двух наборов реакторов для переработки двух различных по качеству видов нефтового сырья, что снижает CAPEX и OPEX по сравнению с переработкой двух типов нефтового сырья на двух отдельных технологических установках. Например, C₈-C₁₁ углеводороды могут быть переработаны в реакторах (202a, 202b и 202c), а C₇ углеводороды могут быть переработаны в реакторах, расположенных параллельно.

Следующий пример приведен для иллюстрации настоящего изобретения неограничивающим образом.

Пример 1.

Получение углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием одного реактора.

Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья (100 или 100a), включающий стадии:

i. подачи нефтового сырья (100 или 100a) и сжиженных углеводородных газов, СУГ (101a и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102a); при этом нефтовое сырье (100 или 100a) и СУГ (101a и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102a), полученной на стадии (i), в первый нагреватель (201a) для повышения температуры смеси (102 или 102a) до не более 550°C;

iii. подачи смеси (102 или 102a), полученной на стадии (ii), в реактор (202a) для инициации и завершения процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

iv. подачи выходящего потока (103 или 103a), полученного на стадии (iii), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для уменьшения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охлаждающий бак (203), в котором температура выходящего потока (103 или 103a) снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102a);

v. охлаждения выходящего потока (106 или 106a), полученного из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (iv), в охлаждающем баке (203) с помощью воздуха и/или воды до температуры ниже 40°C;

vi. подачи охлажденного выходящего потока (107), полученного на стадии (v), в сепаратор (204) первой ступени, где происходит отделение легких газов (108), таких как, без ограничения, водород, метан и этан, от охлажденного потока (107), при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

vii. переноса оставшейся жидкости (109), полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (vi), в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205), при этом оставшаяся жидкость (109) содержит СУГ, и указанный СУГ частично выпаривают в испарителе (205);

viii. разделения оставшейся жидкости (109) в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), причем разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

ix. подачи выходящего потока (110), полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии

(viii), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101с) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, и при этом углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102,

при этом смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками (103 или 103а) и указанной смесью (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватель (201а) вырабатывает отходящее тепло, которое возвращают в подогреватель (208а) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагревания для работы нагревателей (201а), и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

Пример 2.

Получение углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтяного сырья с использованием двух реакторов.

Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтяного сырья (100 или 100а), включающий стадии:

i. подачи нефтяного сырья (100 или 100а) и сжиженных углеводородных газов, СУГ (101а и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102а); при этом нефтяное сырье (100 или 100а) и СУГ (101а и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (i), в первый нагреватель (201а) для повышения температуры смеси (102 или 102а) до не более 550°C;

iii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (ii), в первый реактор (202а) для инициирования процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

iv. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iii), во второй нагреватель (201b) для повышения температуры выходящего потока (103 или 103а) до не более 550°C;

v. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iv), во второй реактор (202b) для завершения процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

vi. подачи выходящего потока (104 или 104а), полученного на стадии (v), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для уменьшения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), в котором температура выходящего потока (104 или 104а) снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102а);

vii. охлаждения выходящего потока (106 или 106а), полученного из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (vi), в охладительном баке (203) с помощью воздуха и/или воды до температуры ниже 40°C;

viii. подачи охлажденного выходящего потока (107), полученного на стадии (vii), в сепаратор (204) первой ступени, где происходит отделение легких газов (108), таких как, без ограничения, водород, метан и этан, от охлажденного потока (107), при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

ix. переноса оставшейся жидкости (109), полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (viii), в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205), при этом оставшаяся жидкость (109) содержит СУГ, и указанный СУГ частично выпаривают в испарителе (205);

x. разделения оставшейся жидкости (109) в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), причем разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

xi. подачи выходящего потока (110), полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (x), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101с) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, и при этом углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102,

при этом смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в

результате теплообмена между выходящими потоками (104 или 104а) и указанной смесью (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватели (201а и 201б) вырабатывают отходящее тепло, которое возвращают в подогреватели (208а и 208б) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей (201а и 201б), и при этом СУГ (101б) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

Пример 3.

Получение углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья с использованием трех реакторов.

Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья (100 или 100а), включающий стадии:

i. подачи нефтового сырья (100 или 100а) и сжиженных углеводородных газов, СУГ (101а и 101б), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102а); при этом нефтовое сырье (100 или 100а) и СУГ (101а и 101б) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (i), в первый нагреватель (201а) для повышения температуры смеси (102 или 102а) до не более 550°C;

iii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (ii), в первый реактор (202а) для инициации процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

iv. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iii), во второй нагреватель (201б) для повышения температуры выходящего потока (103 или 103а) до не более 550°C;

v. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iv), во второй реактор (202б) для продолжения процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

vi. подачи выходящего потока (104 или 104а), полученного на стадии (v), в третий нагреватель (201с) для повышения температуры выходящего потока (104 или 104а) до не более 550°C;

vii. подачи выходящего потока (104 или 104а), полученного на стадии (vi), в третий реактор (202с) для завершения процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений; viii. подачи выходящего потока (105 или 105а), полученного на стадии (vii), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для уменьшения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), в котором температура выходящего потока (105 или 105а) снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102а);

ix. охлаждения выходящего потока (106 или 106а), полученного из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (viii), в охладительном баке (203) с помощью воздуха и/или воды до температуры ниже 40°C;

x. подачи охлажденного выходящего потока (107), полученного на стадии (ix), в сепаратор (204) первой ступени, где происходит отделение легких газов (108), таких как, без ограничения, водород, метан и этан, от охлажденного потока (107), при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

xi. переноса оставшейся жидкости (109), полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (x), в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205), при этом оставшаяся жидкость (109) содержит СУГ, и указанный СУГ частично выпаривают в испарителе (205);

xii. разделения оставшейся жидкости (109) в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101б), причем разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

xiii. подачи выходящего потока (110), полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (xii), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101с) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, и при этом углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102,

при этом смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками (105 или 105а) и указанной смесью (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватели (201а, 201б и 201с) вырабатывают отходящее тепло, которое возвращают в подогреватели

(208a, 208b и 208c) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей (201a, 201b и 201c), and wherein the LPG (101b) и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

Сравнение традиционной системы и системы согласно настоящему изобретению.

В таблице представлено сравнение традиционной системы и системы согласно настоящему изобретению с точки зрения количества реакторов со встроенными нагревателями, которое может быть уменьшено посредством рециркуляции СУГ в качестве несущего газа, который содержит, главным образом, пропан и бутан, вместо рециркуляции газа с высоким содержанием водорода в качестве несущего газа.

	C _p /моль (ДжК ⁻¹ моль ⁻¹)	C _p /моль нефти (ДжК ⁻¹ моль ⁻¹)					
		Обычная система (рециркуляция газа с высоким содержанием водорода)		Система согласно настоящему изобретению			
				Рециркуляция пропана		Рециркуляция бутана	
Молярное отношение рециркулирующего газа к нафтному сырью		4X	8X	4X	8X	4X	8X
C _p газа с высоким содержанием H ₂	42,0	168,0	336,0	-	-	-	-
C _p пропана	175,0	-	-	700,0	1400,0	-	-
C _p бутана	227,0	-	-	-	-	908,0	1816,0
C _p нефти	405,0	405,0	405,0	405,0	405,0	405,0	405,0
C _p объединенного сырья на моль нефти		573,0	741,0	1105,0	1805,0	1313,0	2221,0
C _p объединенного сырья относительно БАЗОВОГО варианта		БАЗОВОЕ ЗНАЧЕНИЕ	1,3X	1,9X	3,2X	2,3X	3,9X
Количество реакторов по сравнению с обычной системой							
БАЗОВЫЙ вариант с 3 реакторами		3	2,3	1,6	0,9	1,3	0,8
БАЗОВЫЙ вариант с 4 реакторами		4	3,1	2,1	1,3	1,7	1,0
БАЗОВЫЙ вариант с 5 реакторами		5	3,8	2,6	1,6	2,2	1,3
Количество реакторов, необходимых для данного варианта		3 - 5	3 - 4	2 - 3	1 - 2	2 - 3	1 - 2
Количество реакторов, необходимых для процесса		3 - 5		1 - 3		1 - 3	

Примечание: C_p представляет собой удельную теплоемкость.

На основании таблицы, очевидно, что:

1. По сравнению с БАЗОВЫМ вариантом с типичным молярным отношением рециркулирующий газ/нафта 4X, для которого необходимо 3 реактора со встроенными нагревателями, в соответствии с настоящим изобретением необходимо только 2 реактора со встроенными нагревателями при молярном отношении рециркулирующий газ/нафта 4X, и только 1 реактор со встроенным нагревателем при молярном отношении рециркулирующий газ/нафта 8X.

2. По сравнению с БАЗОВЫМ вариантом с типичным молярным отношением рециркулирующий газ/нафта 4X, для которого необходимо 4 реактора со встроенными нагревателями, в соответствии с настоящим изобретением необходимо только 2 реактора со встроенными нагревателями при молярном отношении рециркулирующий газ/нафта от 4X до 8X.

3. По сравнению с БАЗОВЫМ вариантом с типичным молярным отношением рециркулирующий газ/нафта 4X, для которого необходимо 5 реакторов со встроенными нагревателями, в соответствии с настоящим изобретением необходимо только 3 реактора со встроенными нагревателями при молярном отношении рециркулирующий газ/нафта 4X и необходимо только 2 реактора со встроенными нагревателями при молярном отношении рециркулирующий газ/нафта 8X.

Просто тепловая энергия, которая необходима для поддержания эндотермических реакций образования углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, передается от теплообменника для обмена энергией между потоком, выходящим из реактора, и сырьем и от технологических нагревателей к адиабатическим реакторам с помощью нафтового сырья, а также несущего газа. В настоящем изобретении в качестве несущего газа используют СУГ (который содержит пропан и бутан), а в традиционной системе в качестве несущего газа используют газ с высоким содержанием водорода.

Благодаря более высокой теплопроводящей способности пропана и бутана настоящее изобретение может поддерживать больше эндотермических реакций в реакторах до того как температура объединенного сырья упадет ниже уровня, необходимого для поддержания эндотермических реакций. Таким образом, настоящее изобретение обеспечивает уменьшение необходимого количества раз повторного нагрева потоков, выходящих из реактора, для завершения эндотермических реакций образования углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений.

В результате для настоящего изобретения необходим лишь по меньшей мере один реактор со встроенным нагревателем и не более трех реакторов со встроенными нагревателями для завершения эндотермических реакций образования углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений. Для сравнения, для традиционных систем необходимо по меньшей мере три реактора со встроенными нагревателями и не более пяти реакторов со встроенными нагревателями для завершения эндотермических реакций образования углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений вследствие низкой теплопроводящей способности газа с высоким содержанием водорода.

В целом, способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений согласно настоящему изобретению может обеспечивать оптимизацию капитальных и операционных затрат, поддерживая их на низком уровне, а также может обеспечивать получение углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, имеющих октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100.

Терминология, используемая в настоящем документе, предназначена лишь для описания конкретных иллюстративных вариантов реализации, и не предназначена в качестве ограничения. В данном контексте формы единственного числа могут предполагать включение форм множественного числа, если из контекста очевидно не следует иное. Термины "содержит", "содержащий", "включающий" и "имеющий" являются включительными и, следовательно, определяют присутствие указанных признаков, целых чисел, стадий, операций, элементов и/или компонентов, но не исключают присутствие или добавление одного или более других признаков, целых чисел, стадий, операций, элементов, компонентов и/или их групп.

Способы, стадии, процессы и операции, описанные в настоящем документе, не следует толковать как обязательно требующие их осуществления в определенном описанном или изображенном порядке, если специально не указан порядок их осуществления. Также следует понимать, что могут быть использованы дополнительные или альтернативные стадии. Использование выражение "по меньшей мере" или "по меньшей мере один" предполагает использование одного или более элементов, поскольку использование может заключаться в одном из вариантов реализации для достижения одной или более требуемых целей или результатов.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нафтового сырья (100 или 100a), включающий стадии:

i. подачи нафтового сырья (100 или 100a) и сжиженных углеводородных газов (СУГ) (101a и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102a), при этом нафтовое сырье (100 или 100a) и СУГ (101a и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102a), полученной на стадии (i), в по меньшей мере один реактор через встроенный нагреватель с получением углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений, при этом нагреватель обеспечивает повышение температуры смеси (102 или 102a) до не более 550°C;

iii. подачи выходящего потока, полученного на стадии (ii), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для снижения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), в котором температура выходя-

шего потока снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102а);

iv. охлаждения выходящего потока, полученного в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (iii), в охладительном баке (203) до температуры ниже 40°C;

v. подачи охлажденного выходящего потока, полученного на стадии (iv), в сепаратор (204) первой ступени с получением легких газов, при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

vi. переноса оставшейся жидкости, полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (v), в сепаратор (206) второй ступени и разделения оставшейся жидкости в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), при этом разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

vii. подачи выходящего потока, полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (vi), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101с) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений,

при этом смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками, полученными на стадии (ii), и указанной смесью (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватель вырабатывает отходящее тепло, которое возвращают в подогреватель (208а) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей, и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

2. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1, отличающийся тем, что нефтяное сырье (100 или 100а) выбрано из группы, состоящей из C₆ углеводородов, C₇ углеводородов, C₆-C₇ углеводородов, C₆-C₁₁ углеводородов, C₇-C₁₁ углеводородов и C₈-C₁₁ углеводородов.

3. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1 и 2, отличающийся тем, что для нефтяного сырья (100 или 100а) необходим один реактор (202а) и один встроенный нагреватель (201а) для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений.

4. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1 и 2, отличающийся тем, что для нефтяного сырья (100 или 100а) необходимы два реактора (202а и 202b) и два встроенных нагревателя (201а и 201b) для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений.

5. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1 и 2, отличающийся тем, что для нефтяного сырья (100 или 100а) необходимы три реактора (202а, 202b и 202с) и три встроенных нагревателя (201а, 201b и 201с) для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений.

6. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1, отличающийся тем, что охлаждение в охладительном баке (203) осуществляют с помощью воздуха и/или воды.

7. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1, отличающийся тем, что легкие газы представляют собой водород, метан и этан.

8. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1, отличающийся тем, что углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу, составляющее по меньшей мере 100.

9. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений по п.1, отличающийся тем, что углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу, составляющее по меньшей мере 102.

10. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтяного сырья (100 или 100а), включающий стадии:

i. подачи нефтяного сырья (100 или 100а) и сжиженных углеводородных газов (СУГ) (101а и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102а); при этом нефтяное сырье (100 или 100а) и СУГ (101а и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (i), в нагреватель (201а) для повышения температуры смеси (102 или 102а) до не более 550°C;

iii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (ii), в реактор (202а) для инициации и за-

вершения процесса ароматизации и для получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

iv. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iii), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для снижения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), где температура выходящего потока (103 или 103а) снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102а);

v. охлаждения выходящего потока (106 или 106а), полученного из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (iv), в охладительном баке (203) с помощью воздуха и/или воды до температуры ниже 40°C;

vi. подачи охлажденного выходящего потока (107), полученного на стадии (v), в сепаратор (204) первой ступени, где происходит отделение легких газов (108), таких как, без ограничения, водород, метан и этан, от охлажденного потока (107), при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

vii. переноса оставшейся жидкости (109), полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (vi), в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205), при этом оставшаяся жидкость (109) содержит СУГ, и указанный СУГ частично выпаривают в испарителе (205);

viii. разделения оставшейся жидкости (109) в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), причем разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

ix. подачи выходящего потока (110), полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (viii), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101с) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, и при этом указанные углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102,

при этом смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками (103 или 103а) и указанной смесью (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватель (201а) вырабатывает отходящее тепло, которое возвращают в подогреватель (208а) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателя (201а), и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

11. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нефтового сырья (100 или 100а), включающий стадии:

i. подачи нефтового сырья (100 или 100а) и сжиженных углеводородных газов (СУГ) (101а и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102а); при этом нефтовое сырье (100 или 100а) и СУГ (101а и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102а) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (i), в первый нагреватель (201а) для повышения температуры смеси (102 или 102а) до не более 550°C;

iii. подачи смеси (102 или 102а), полученной на стадии (ii), в первый реактор (202а) для инициирования процесса ароматизации и получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

iv. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iii), во второй нагреватель (201b) для повышения температуры выходящего потока (103 или 103а) до не более 550°C;

v. подачи выходящего потока (103 или 103а), полученного на стадии (iv), во второй реактор (202b) для завершения процесса ароматизации и получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

vi. подачи выходящего потока (104 или 104а), полученного на стадии (v), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для уменьшения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), где температура выходящего потока (104 или 104а) снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102а);

vii. охлаждения выходящего потока (106 или 106а), полученного из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (vi), в охладительном баке (203) с помощью воздуха и/или воды до температуры ниже 40°C;

viii. подачи охлажденного выходящего потока (107), полученного на стадии (vii), в сепаратор (204) первой ступени, где происходит отделение легких газов (108), таких как, без ограничения, водород, метан и этан, от охлажденного потока (107), при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

ix. переноса оставшейся жидкости (109), полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии (viii), в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205), при этом оставшаяся жидкость (109) содержит СУГ, и при этом указанный СУГ частично выпаривают в испарителе (205);

x. разделения оставшейся жидкости (109) в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), причем разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

xi. подачи выходящего потока (110), полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (x), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101c) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, и при этом углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102,

при этом смесь (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками (104 или 104a) и указанной смесью (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватели (201a и 201b) вырабатывают отходящее тепло, которое возвращают в подогреватели (208a и 208b) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей (201a и 201b), и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.

12. Способ получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений из нафтового сырья (100 или 100a), включающий стадии:

i. подачи нафтового сырья (100 или 100a) и сжиженных углеводородных газов (СУГ) (101a и 101b), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем с получением смеси (102 или 102a); при этом нафтовое сырье (100 или 100a) и СУГ (101a и 101b) до стадии (i) имеют исходную температуру ниже 100°C, и при этом указанная смесь (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C;

ii. подачи смеси (102 или 102a), полученной на стадии (i), в первый нагреватель (201a) для повышения температуры смеси (102 или 102a) до не более 550°C;

iii. подачи смеси (102 или 102a), полученной на стадии (ii), в первый реактор (202a) для инициирования процесса ароматизации и получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

iv. подачи выходящего потока (103 или 103a), полученного на стадии (iii), во второй нагреватель (201b) для повышения температуры выходящего потока (103 или 103a) до не более 550°C;

v. подачи выходящего потока (103 или 103a), полученного на стадии (iv), во второй реактор (202b) для продолжения процесса ароматизации и получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

vi. подачи выходящего потока (104 или 104a), полученного на стадии (v), в третий нагреватель (201c) для повышения температуры выходящего потока (104 или 104a) до не более 550°C;

vii. подачи выходящего потока (104 или 104a), полученного на стадии (vi), в третий реактор (202c) для завершения процесса ароматизации и получения углеводородных смесей с высоким содержанием ароматических соединений;

viii. подачи выходящего потока (105 или 105a), полученного на стадии (vii), в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем для снижения его температуры до значения менее 100°C, с последующим переносом в охладительный бак (203), где температура выходящего потока (105 или 105a) снижается в результате передачи тепла поступающей смеси (102 или 102a);

ix. охлаждения выходящего потока (106 или 106a), полученного из теплообменника (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (viii), в охладительном баке (203) с помощью воздуха и/или воды до температуры ниже 40°C;

x. подачи охлажденного выходящего потока (107), полученного на стадии (ix), в сепаратор (204) первой ступени, где происходит отделение легких газов (108), таких как, без ограничения, водород, метан и этан, от охлажденного потока (107), при этом разделение осуществляют при температуре ниже 40°C и при давлении от 5 до 30 бар;

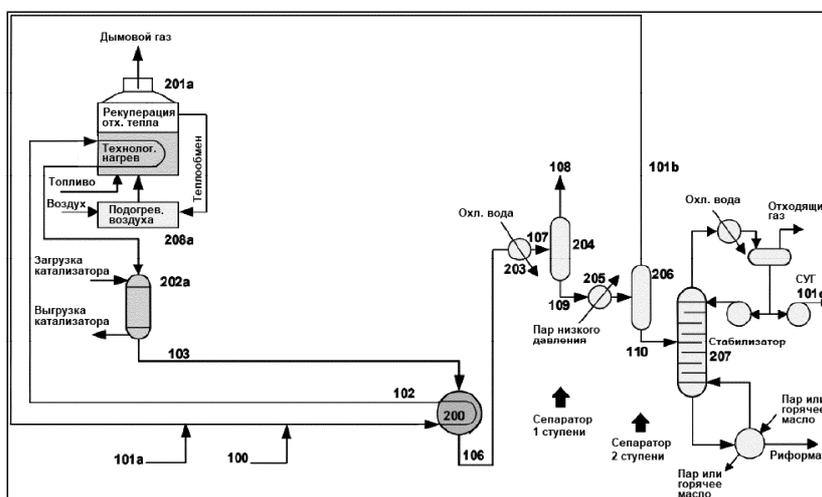
xi. переноса оставшейся жидкости (109), полученной в сепараторе (204) первой ступени на стадии

(х), в сепаратор (206) второй ступени через испаритель (205), при этом оставшаяся жидкость (109) содержит СУГ, и при этом указанный СУГ частично выпаривают в испарителе (205);

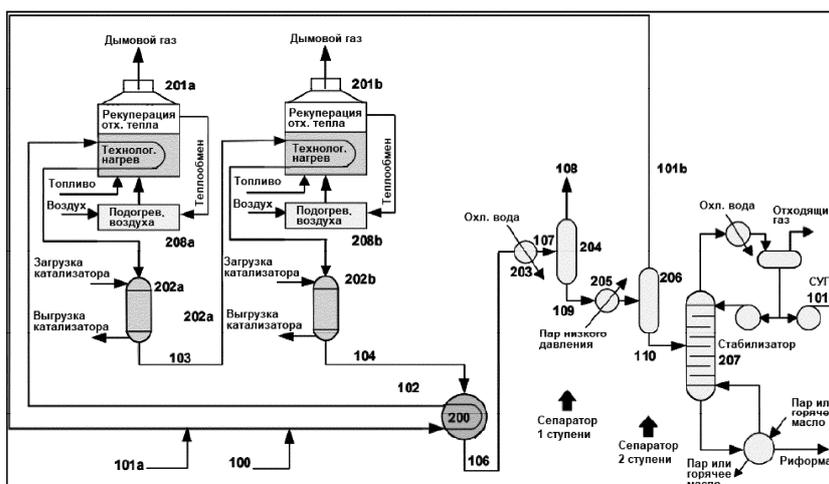
xii. разделения оставшейся жидкости (109) в сепараторе (206) второй ступени с получением СУГ (101b), причем разделение осуществляют при значениях температуры и давления выше значений температуры и давления в сепараторе (204) первой ступени; и

xiii. подачи выходящего потока (110), полученного в сепараторе (206) второй ступени на стадии (xii), в стабилизатор (207) для разделения отходящего газа, СУГ (101c) и риформата, при этом риформат представляет собой углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений, и при этом указанные углеводородные смеси с высоким содержанием ароматических соединений имеют октановое число по исследовательскому методу (RON), составляющее по меньшей мере 100, предпочтительно RON равно по меньшей мере 102,

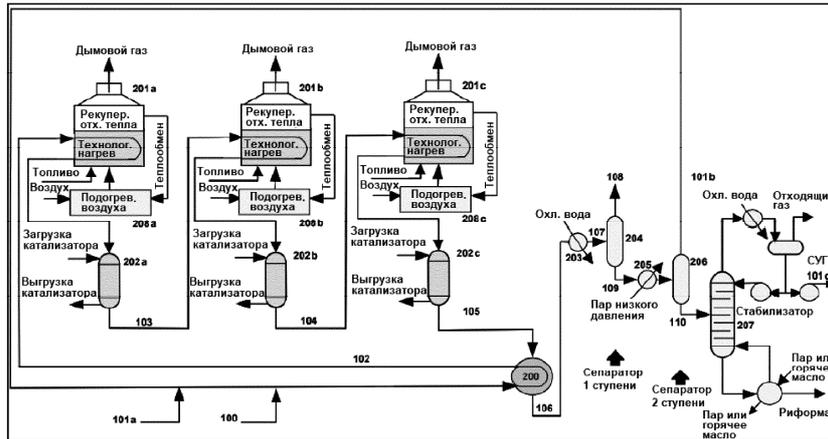
при этом смесь (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем на стадии (i) достигает температуры в диапазоне от 350°C до 500°C в результате теплообмена между выходящими потоками (105 или 105a) и указанной смесью (102 или 102a) в теплообменнике (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем, а нагреватели (201a, 201b и 201c) вырабатывают отходящее тепло, которое возвращают в подогреватели (208a, 208b и 208c) воздуха для повышения температуры воздуха от примерно 30°C до по меньшей мере 100°C в результате теплообмена между отходящим теплом и поступающим воздухом, который, в конечном итоге, используют вместе с топливом в качестве источника нагрева для работы нагревателей (201a, 201b и 201c), и при этом СУГ (101b) возвращают в теплообменник (200 или 300) для обмена тепла между потоком, выходящим из реактора, и сырьем без использования компрессора.



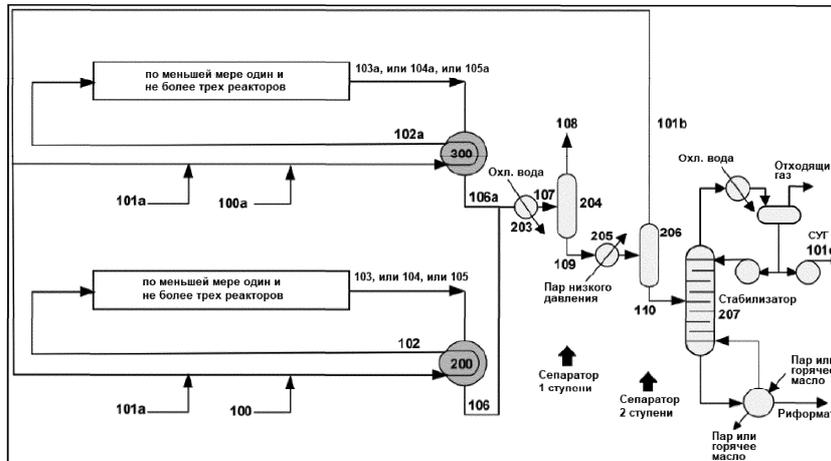
Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Фиг. 4