

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **039875**(13) **B1**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2022.03.22

(21) Номер заявки
202091100

(22) Дата подачи заявки
2018.11.09

(51) Int. Cl. **C10G 3/00** (2006.01)
C10G 1/00 (2006.01)
C10G 31/06 (2006.01)
C10G 53/16 (2006.01)

(54) МОДУЛЬНАЯ СИСТЕМА ПЕРЕРАБОТКИ

(31) **PA201770842**

(32) **2017.11.09**

(33) **DK**

(43) **2020.07.31**

(86) **PCT/EP2018/080748**

(87) **WO 2019/092174 2019.05.16**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
СТИПЕР ЭНЕРДЖИ АПС (DK)

(72) Изобретатель:
Иверсен Стен Бруммерстед (DK)

(74) Представитель:
Медведев В.Н. (RU)

(56) Ashis Nag: "Distillation and hydrocarbon processing practises", In: "Distillation and hydrocarbon processing practises", 15 July 2015 (2015-07-15), XP055539955, ISBN: 978-1-59370-343-1, pages 499-499, figure 15.14.1
US-A1-2017073586
US-A1-2016333273
US-A-4789528
US-A1-2016091901

(57) Изобретение относится к системе переработки, содержащей по меньшей мере одно устройство повышения давления; по меньшей мере одно устройство разделения; по меньшей мере одну секцию конверсии; по меньшей мере один клапанный узел по меньшей мере между одним устройством повышения давления и по меньшей мере одной секцией конверсии; по меньшей мере один клапанный узел по меньшей мере между одной секцией конверсии и по меньшей мере одним узлом разделения, где секция конверсии содержит по меньшей мере два параллельных узла конверсии, где каждый узел конверсии содержит по меньшей мере одно нагревательное устройство, по меньшей мере одно реакторное устройство и по меньшей мере одно охлаждающее устройство.

B1
039875

039875

B1

Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к области систем переработки, в частности систем для использования при непрерывной переработке в условиях высокого давления.

Уровень техники изобретения

Многочисленные применения непрерывных способов высокого давления существуют или находятся в стадии разработки или на ранних стадиях коммерциализации. Примерами таких способов являются гидротермические и сольвотермические способы, например, для получения углеводов, таких как транспортные виды топлива, смазочные материалы или специализированные химреагенты, газы, карбонизированные продукты или наноматериалы.

В связи с непрерывной работой таких систем высокого давления температура должна быть повышена и далее снижена в конце способа, и для этой цели предложен ряд решений.

Как правило, такие способы работают при температурах, близких к критической точке воды, и обычно включают нагревание сырьевой смеси и охлаждение смеси продуктов. Для достижения нагревания и охлаждения в способе устройства для осуществления нагревания и охлаждения должны быть предусмотрены в составе систем высокого давления и высоких температур. Такие системы чувствительны в отношении возможного осаждения или даже закупорки перерабатываемым веществом в способе. Система может также подвергаться ремонту и техобслуживанию, что повлияет на доступность системы.

Поэтому существует потребность усовершенствовать системы таким образом, чтобы повысить их доступность.

Цель изобретения

Таким образом, целью настоящего изобретения является предложить систему, а также способ работы такой системы, который повышает доступность системы переработки высокого давления при одновременном снижении сложности системы.

Описание изобретения

Согласно одному аспекту настоящего изобретения цель изобретения достигается с помощью системы переработки, содержащей

- по меньшей мере одно устройство повышения давления;
- по меньшей мере одно устройство разделения;
- по меньшей мере одну секцию конверсии;
- по меньшей мере один клапанный узел по меньшей мере между одним устройством повышения давления и по меньшей мере одной секцией конверсии;
- по меньшей мере один клапанный узел по меньшей мере между одной секцией конверсии и по меньшей мере одним узлом разделения,
- где секция конверсии содержит по меньшей мере два параллельных узла конверсии,
- где каждый узел конверсии содержит
 - по меньшей мере одно нагревательное устройство
 - по меньшей мере одно реакторное устройство и
 - по меньшей мере одно охлаждающее устройство.

За счет размещения нескольких параллельных узлов конверсии можно адаптировать конструкцию к повышенной доступности, поскольку недоступность отдельных узлов не повлияет на общую доступность в большей мере, чем вклад самого отдельного узла.

Кроме того, благодаря модульной конструкции системы переработки, как определено, будет можно производить компоненты из стандартизированных материалов и при меньших расходах материала и, следовательно, можно добиться более рентабельного производства по сравнению с конструкцией, в которой используется только одна технологическая линия.

В варианте осуществления предусмотрен запорный клапанный узел, расположенный по меньшей мере между одним устройством повышения давления и каждым из узлов конверсии; и при этом дополнительный запорный клапанный узел предусмотрен между каждым из узлов конверсии и по меньшей мере одним узлом разделения. Таким образом, исключаются клапанные узлы в положениях высокой температуры и высокого давления, что делает клапанные узлы более экономичными.

В еще одном варианте осуществления по меньшей мере для одного, предпочтительно для каждого из запорных клапанов может быть предусмотрен дополнительный клапан обслуживания, такой как клапан включения/выключения между двумя запорными клапанами, чтобы гарантировать, что узел конверсии между двумя запорными клапанами может находиться под меньшим давлением, за счет закрывания двух запорных клапанов и открывания клапана обслуживания, в то время как остальные параллельные узлы конверсии поддерживаются в рабочем состоянии. Таким образом, получается, что узел конверсии может быть безопасно выведен из эксплуатации для ремонта и/или технического обслуживания, в то время как остальные узлы конверсии по-прежнему работают. Тем самым улучшается доступность всей установки.

В данном варианте осуществления можно изолировать отдельный узел для выполнения работ по техническому обслуживанию и ремонту на отдельном узле без отключения всей системы и, следовательно, дополнительно повысить доступность системы.

В одном варианте осуществления устройство снижения давления предусмотрено в составе узла конверсии.

За счет обеспечения большего количества параллельных узлов время простоя одного узла не будет оказывать существенного влияния на общую производительность. Если, например, работает 10 параллельных узлов, отсоединение одного узла будет означать снижение производительности только на 10%.

Краткое описание чертежей

Далее изобретение будет описано со ссылкой на один вариант осуществления, показанный на чертежах, где:

на фиг. 1А и 1В приводится принципиальная схема непрерывного способа высокого давления для превращения углеродсодержащих материалов в возобновляемые углеводороды;

на фиг. 2 приводится принципиальная схема первого варианта осуществления системы нагревания и охлаждения;

на фиг. 3 приводится принципиальная схема еще одного варианта осуществления системы нагревания и охлаждения по изобретению, в которой нагреватель высокого давления работает на газе из способа;

на фиг. 4 приводится принципиальная схема другого варианта осуществления системы нагревания и охлаждения, где тепло передается теплопередающей среде в охладителе воды высокого давления и распределяется в другие части способа;

на фиг. 5 показана принципиальная схема предпочтительного варианта осуществления системы переработки высокого давления и высокой температуры;

на фиг. 6 схематически показаны три параллельных узла системы, описанной в связи с предыдущими фиг. 1-5;

на фиг. 7 схематически показан другой вариант осуществления трех параллельных узлов системы, описанной в связи с предыдущими фиг. 1-5;

на фиг. 8А и 8В схематически показаны два варианта осуществления запорных клапанных узлов;

на фиг. 9 схематически показан другой вариант осуществления трех параллельных узлов системы, описанной в связи с предыдущими фиг. 1-5.

Предпочтительные варианты осуществления

На фиг. 1 показан вариант осуществления непрерывного способа производства высокого давления для осуществления конверсии углеродсодержащих материалов, таких как биомасса, в возобновляемое масло, включающий насосные средства и средства повышения давления.

Как показано на фиг. 1, углеродсодержащий материал сначала направляется на стадию 1 подготовки сырьевой смеси. Стадия подготовки сырьевой смеси осуществляет превращение углеродсодержащего материала в перекачиваемую сырьевую смесь и часто включает механические средства для уменьшения размеров углеродсодержащего материала и суспендирования углеродсодержащего материала с другими ингредиентами, такими как вода, катализаторы и другие добавки, такие как органические вещества в сырьевой смеси. В предпочтительном варианте осуществления настоящего изобретения сырьевая смесь может быть предварительно нагрета на стадии предварительной подготовки. Часто сырьевую смесь предварительно нагревают до температуры в диапазоне от примерно 150 до примерно 250°C на стадии предварительной подготовки, например, до температуры в диапазоне от примерно 150 до примерно 220°C. Предпочтительно сырьевую смесь предварительно нагревают до температуры в диапазоне от примерно 160 до примерно 200°C, например, до температуры в диапазоне от примерно 160 до примерно 180°C.

Преимущественно это осуществляется путем передачи тепла от охладителя воды высокого давления через теплопередающую среду, такую как горячее масло или водяной пар, при этом общая рекуперация тепла и энергоэффективность повышаются.

Вторая стадия представляет собой стадию 2 повышения давления, на которой давление сырьевой смеси повышают с помощью насосного средства до давления от по меньшей мере 150 бар (15 МПа) до примерно 450 бар (45 МПа), например, от давления по меньшей мере 180 бар (18 МПа) до 400 бар (40 МПа); предпочтительно давление сырьевой смеси повышают с помощью насосного средства до давления выше критической точки воды, такого как давление, равное по меньшей мере 250 бар (25 МПа); более предпочтительно давление сырьевой смеси повышают с помощью насосного средства до давления по меньшей мере 300 бар (30 МПа), как, например, по меньшей мере 320 бар (32 МПа).

Находящуюся под давлением сырьевую смесь далее нагревают до температуры реакции в диапазоне от примерно 300 до примерно 450°C, например, до температуры в диапазоне от примерно 340 до примерно 430°C; предпочтительно находящуюся под давлением сырьевую смесь далее нагревают до температуры реакции в диапазоне от 370 до 425°C, например, до температуры в диапазоне от 390 до 420°C.

Сырьевую смесь обычно выдерживают в этих условиях в течение времени, достаточного для конверсии углеродсодержащего материала, например, в течение периода времени 2-30 мин, например, в диапазоне 3-20 мин и предпочтительно в диапазоне 5-15 мин, перед тем, как ее охлаждают и понижают давление.

Смесь продуктов, содержащую жидкий углеводородный продукт, воду с водорастворимыми орга-

ническими соединениями и растворенными солями, газ, содержащий диоксид углерода, водород и метан, а также взвешенные частицы из указанного конвертированного углеродсодержащего материала, далее охлаждают до температуры в диапазоне от 80 до 250°C, например, в диапазоне от 120 до 170°C.

Затем охлажденную смесь продуктов подают в устройство снижения давления. Подходящие устройства снижения давления включают устройства снижения давления, содержащие ряд трубчатых элементов в последовательном и/или параллельном расположении с длиной и внутренним поперечным сечением, приспособленных для понижения давления до желаемого уровня, и устройства снижения давления, содержащие редуccionные насосные агрегаты.

Конвертированную сырьевую смесь далее разделяют по меньшей мере на газовую фазу, фазу возобновляемого неочищенного масла, водную фазу с водорастворимыми органическими соединениями, а также с растворенными солями и, в ряде случаев, взвешенными частицами. Разделение может быть осуществлено путем гравиметрического разделения фаз или другими подходящими способами, такими как центрифугирование.

Многие варианты осуществления непрерывной высокотемпературной переработки углеродсодержащего материала в углеводороды включают стадию извлечения с целью извлечения гомогенного катализатора.

Возобновляемое неочищенное масло может быть далее направлено в способ повышения качества, где оно подвергается повышению давления до давления в диапазоне от примерно 20 до примерно 200 бар (2-20 МПа), например, до давления в диапазоне 50-120 бар (5-12 МПа) перед нагреванием до температуры в диапазоне 300-400°C в одну или несколько стадий и контактированию с водородом и гетерогенным катализатором (катализаторами), содержащимися в одной или более реакционных зонах, и в конечном счете разделяется на фракции с различной температурой кипения.

На фиг. 2 приводится принципиальная схема первого варианта осуществления системы нагревания и охлаждения, где тепло извлекается со стадии охлаждения смеси продуктов со стадии 4 конверсии и передается на стадию 3 нагревания сырьевой смеси с использованием воды высокого давления при давлении выше критического давления в качестве теплопередающей среды. Вода высокого давления из охладителя 5 далее нагревается перед поступлением в нагреватель 3 сырьевой смеси, и охлажденная вода высокого давления из нагревателя сырьевой смеси далее охлаждается в охладителе воды высокого давления перед поступлением в охладитель 5 продуктов.

Во многих вариантах осуществления как сырьевая смесь, так и смесь продуктов считаются проблемными текучими средами, например текучими средами, создающими опасность загрязнения и/или осаждения, и могут требовать периодической очистки. Таким образом, предпочтительный вариант осуществления настоящего изобретения заключается в том, что как нагреватель 3 сырьевой смеси, так и охладитель 5 продуктов представляют собой кожухотрубные теплообменники с технологической средой, текущей по трубам, и водой высокого давления, текущей через межтрубное пространство. Таким образом, потоки текучих сред можно лучше контролировать, а мертвые зоны - минимизировать. Кроме того, внутренняя сторона труб легче очищается, чем межтрубное пространство, например, механическими и/или другими средствами.

Прходное сечение для сырьевой смеси первой части нагревателя 3 сырьевой смеси, где вязкость сырьевой смеси может быть высокой, может быть больше, чем в последующей части нагревателя 3 сырьевой смеси, чтобы свести к минимуму падение давления через первую часть нагревателя сырьевой смеси. Таким образом, вариант осуществления настоящего изобретения заключается в том, что отношение проходного сечения для сырьевой смеси в первой части нагревателя сырьевой смеси к проходному сечению сырьевой смеси в последующей части составляет по меньшей мере 2, например, по меньшей мере 4.

Прходное сечение для сырьевой смеси может быть изменено параллельным использованием большего количества труб одинаковых размеров или же может быть изменено путем изменения внутреннего диаметра труб. Предпочтительный вариант осуществления настоящего изобретения заключается в том, что отношение внутреннего диаметра труб в первой части нагревателя 3 сырьевой смеси к внутреннему диаметру труб в последующей части составляет по меньшей мере 1,5, например, по меньшей мере 2.

Во многих применениях температура сырьевой смеси, выходящей из первой части нагревателя сырьевой смеси, составляет по меньшей мере 160°C, например, по меньшей мере 170°C. Предпочтительно температура сырьевой смеси, выходящей из первой части нагревателя сырьевой смеси, составляет по меньшей мере 180°C, например, по меньшей мере 190°C.

Средняя скорость потока сырьевой смеси (определяемая как объемный расход, деленный на площадь сечения потока) во второй части нагревателя сырьевой смеси обычно составляет по меньшей мере 1 м/с, например, по меньшей мере 1,5 м/с. Предпочтительно средняя скорость потока сырьевой смеси (определяемая как объемный расход, деленный на площадь сечения потока) во второй части нагревателя сырьевой смеси обычно составляет по меньшей мере 2 м/с, например, по меньшей мере 2,5 м/с.

Температура входящей сырьевой смеси в нагреватель сырьевой смеси обычно находится в диапазоне от примерно 20 до примерно 250°C, например, в диапазоне от примерно 60 до примерно 220°C; предпочтительно температура входящей сырьевой смеси в нагреватель сырьевой смеси обычно находится в

диапазоне от примерно 80 до примерно 200°C, например, в диапазоне от примерно 120 до примерно 180°C.

Сырьевую смесь обычно нагревают до температуры, равной по меньшей мере 340°C, водой высокого давления, например, до температуры по меньшей мере 350°C; предпочтительно сырьевую смесь нагревают до температуры по меньшей мере 370°C водой высокого давления, например до температуры по меньшей мере 390°C; более предпочтительно сырьевую смесь нагревают до температуры в диапазоне от примерно 390 до примерно 425°C водой высокого давления, например до температуры в диапазоне от 395 до примерно 420°C.

Температура воды высокого давления, поступающей на стадию 3 нагревания сырьевой смеси, обычно соответствует сверхкритическим условиям, например температуре, равной по меньшей мере 400°C, до поступления в нагреватель 3 сырьевой смеси; предпочтительно температура воды высокого давления составляет по меньшей мере 420°C, например, по меньшей мере 430°C; более предпочтительно температура воды высокого давления составляет по меньшей мере 440°C, например, по меньшей мере 450°C.

Вода высокого давления, выходящая со стадии 3 нагревания сырьевой смеси, обычно соответствует сверхкритическим условиям, например температуре по меньшей мере 150°C до выхода из нагревателя 3 сырьевой смеси; предпочтительно температура воды высокого давления, выходящей со стадии 3 нагревания сырьевой смеси, составляет по меньшей мере 150°C, например, по меньшей мере 200°C; более предпочтительно температура воды высокого давления со стадии 3 нагревания сырьевой смеси составляет по меньшей мере 230°C, например, по меньшей мере 250°C.

Вода высокого давления, выходящая из нагревателя 3 сырьевой смеси, далее охлаждается в охладителе воды высокого давления перед поступлением в охладитель 5 продуктов. Как правило, охлаждение воды высокого давления, выходящей из нагревателя 3 сырьевой смеси, в охладителе высокого давления осуществляется с помощью передачи тепла теплопередающей среде, такой как горячее масло. Тепло, извлеченное в охладителе воды высокого давления, может передаваться в другие части процесса посредством теплопередающей среды, как показано и описано более подробно со ссылкой на фиг. 5. Охладитель воды высокого давления обеспечивает несколько преимуществ.

Температура поверхности области теплопередачи в охладителе 5 продукта может поддерживаться и регулироваться до достаточно высокой температуры, чтобы предотвратить отверждение высококипящих соединений на теплопередающих поверхностях без ущерба для общей рекуперации тепла. Во многих вариантах осуществления настоящего изобретения такое отверждение высококипящих соединений может вызвать загрязнение теплопередающих поверхностей и/или засорение теплопередающих труб и/или снижение коэффициента потока.

Площадь теплопередачи, требуемая в охладителе 5 продукта, значительно уменьшается из-за более высокотемпературной движущей силы из-за дальнейшего охлаждения и рекуперации тепла охладителем воды высокого давления.

Охладитель воды высокого давления обеспечивает возможность точной настройки или регулировки работы охладителя 5 продуктов.

После охладителя воды высокого давления вода высокого давления поступает в межтрубное пространство охладителя продуктов.

Как правило, температура на входе воды высокого давления в охладитель 6 смеси продуктов составляет по меньшей мере 60°C, например, по меньшей мере 80°C; предпочтительно температура на входе воды высокого давления в охладитель 6 смеси продуктов составляет по меньшей мере 100°C, например, по меньшей мере 110°C. Во многих вариантах осуществления температура на входе воды высокого давления в охладитель 6 смеси продуктов находится в диапазоне от 100 до 150°C, например, в диапазоне от 110 до 140°C.

Часто смесь продуктов охлаждают до температуры в диапазоне от 80 до 250°C в охладителе 6, например, до температуры в диапазоне от 100 до 200°C; предпочтительно охлаждают до температуры в диапазоне от 120 до 180°C, например, до температуры в диапазоне от 130 до 170°C за счет теплообмена со смесью продуктов в теплообменниках.

На фиг. 3 приводится принципиальная схема еще одного варианта осуществления системы нагревания и охлаждения, в которой нагреватель воды высокого давления по меньшей мере частично нагревается за счет сгорания побочных продуктов способа. Побочные продукты могут содержать технологический газ из участка разделения способа и/или из участка повышения качества способа и/или полученные фракции жидких углеводородов и/или водорастворимых органических соединений горючего твердого продукта, такого как древесный уголь, полученный в результате способа.

Таким образом, рекуперация энергии увеличивается, и обеспечивается очень энергоэкономичный способ. Предпочтительный вариант осуществления настоящего изобретения заключается в том, что все тепло, требуемое в нагревателе воды высокого давления, обеспечивается способом. Таким образом, способ становится самодостаточным с энергией для нагревания сырьевой смеси, и обеспечивается очень энергоэкономичный способ.

На фиг. 4 приводится принципиальная схема другого варианта осуществления системы нагревания

и охлаждения, где тепло передается теплопередающей среде в охладителе воды высокого давления и распределяется на другие участки способа. Теплопередающая среда может включать горячее масло, воду и/или водяной пар, и теплопередающая среда может использоваться для распределения энергии, извлеченной из воды высокого давления, в другие участки способа, например на стадию подготовки сырья, и/или стадию утилизации, и/или стадию повышения качества.

На фиг. 5 показан предпочтительный вариант осуществления способа высокого давления для гидротермического превращения углеродсодержащего сырья, такого как биомасса, в возобновляемое транспортное топливо, смазочные материалы и/или продукты тонкого химического синтеза, включающий в себя систему повышения и сброса давления.

На фиг. 6 изображены три параллельных узла конверсии, причем каждый узел конверсии содержит линию с нагревателем, емкостью конверсии и охладителем. Кроме того, клапанные узлы V предусмотрены перед и после каждой линии. Клапаны V обеспечивают возможность закрытия одной технологической линии и выполнения ремонтно-эксплуатационных работ на такой изолированной линии без необходимости отключения всей системы переработки и, тем самым, обеспечивают повышенную доступность всей системы.

На фиг. 7 схематично показан еще один вариант осуществления изобретения, где узлы конверсии выходят за пределы элементов, показанных на фиг. 6, при этом каждый дополнительно содержит блок снижения давления.

На фиг. 8А показан клапанный узел V, содержащий два запорных клапана С, расположенных последовательно относительно узла конверсии. Между двумя запорными клапанами С предусмотрен клапан М обслуживания для обеспечения возможности понижения давления в линии между запорными клапанами и между клапанными узлами V до давления окружающей среды. Таким образом, можно обеспечить ремонт и техническое обслуживание одной линии, в то время как другие линии системы по-прежнему работают. Этот вариант осуществления обеспечит высокий уровень безопасности эксплуатации и технического обслуживания. Дополнительный вариант осуществления показан на фиг. 8В, где используется только один запорный клапан. Хотя уровень безопасности несколько снижен, это решение в принципе будет обеспечивать те же функциональные возможности, что и вариант осуществления, показанный на фиг. 8А.

На фиг. 9 приводится принципиальная схема предпочтительной системы, где давление измеряется перед клапанными узлами, а для каждого из узлов конверсии измеряется перед нагревателем, перед реактором (реакторами), а также до и после охладителя.

За счет измерения давления в этих положениях получают, что конечное давление в одном из узлов может непрерывно контролироваться в процессе работы. Система позволяет контролировать и определять рост давления в узле конверсии. Предпочтительно блок управления соединен с измерителями давления (на чертеже показано пунктиром соединение с измерителями давления только в одной линии) и в случае нарастания падения давления изолирует узел конверсии, закрывая оба клапанных узла конкретной линии. В качестве первой попытки очистки может быть установлен импульс очистки путем открывания одного из клапанов обслуживания на несколько секунд, при этом возможное повышение давления может быть устранено. В случаях, когда повышение давления не может быть устранено, конкретный узел конверсии отключают путем закрытия клапанных узлов. Предпочтительно это осуществляется путем изоляции узла конверсии и поддержания его под давлением при охлаждении для предотвращения испарения низкокипящих компонентов из продукта и, тем самым, оставляя твердый остаток в оборудовании. Поскольку горячая часть узла конверсии будет по-прежнему горячей, это означает, что возможно повышение давления из-за нагрева ограниченного пространства. Ситуация соответствует предпочтительному варианту осуществления, управление в котором происходит путем сброса давления через клапаны обслуживания.

1. Подготовка сырьевой смеси.

Первая стадия способа заключается в подготовке сырьевой смеси в виде поддающейся перекачиванию суспензии углеродсодержащего материала. Это обычно включает средства для уменьшения размеров и суспендирования, такие как диспергирование органического материала с другими ингредиентами, такими как вода, катализаторы и другие добавки, такие как органические соединения в сырьевой смеси.

Углеродсодержащий материал может быть в твердой форме или может иметь внешний вид твердого вещества, но также может быть в виде шлама или жидкости. Кроме того, углеродсодержащий материал (материалы) может содержаться в одном или более входящих потоках.

Неограничивающие примеры углеродсодержащего сырья включают биомассу, такую как древесная биомасса и отходы, такие как древесная щепа, древесные опилки, лесоматериалы, заготовленные при рубках ухода, прокладке дорог, кора, ветки, садовые и парковые отходы и сорняки, энергетические культуры, такие как поросль, ивняк, мискантус и тростниковый арундо; сельскохозяйственные остатки и побочные продукты, такие как злаковые травы, солома, стебли, шелуха, стержни кукурузных початков и оболочка, например, пшеницы, ржи, кукурузы, риса, подсолнечника; пустые пучки от плодов, образующиеся при производстве пальмового масла, стоки производства пальмового масла (POME), остатки от производства сахара, такие как багасса, барда, патока, отходы теплиц; энергетические культуры, такие

как мискантус, просо, сорго, ятрофа; водную биомассу, такую как макроводоросли, микроводоросли, цианобактерии; подстилки для скота и компост, например волокнистую фракцию производства кормов; потоки муниципальных и промышленных отходов, например черный щелок, бумажные шламы, некондиционные волокна производства бумаги; остатки и побочные продукты от производства продуктов питания, такого как производство соков или вин, производство растительного масла, отсортированные муниципальные твердые отходы, отсортированные бытовые отходы, отходы ресторанов, отходы мясопереработки, осадки сточных вод, и их сочетания.

Многие углеродсодержащие материалы относятся к лигноцеллюлозным материалам, таким как древесная биомасса и сельскохозяйственные отходы. Такие углеродсодержащие материалы обычно содержат лигнин, целлюлозу и гемицеллюлозу.

Вариант осуществления настоящего изобретения включает углеродсодержащий материал, имеющий содержание лигнина в диапазоне 1,0-60 мас.%, например, содержание лигнина в диапазоне 10-55 мас.%. Предпочтительно содержание лигнина в углеродсодержащем материале находится в диапазоне 15-40 мас.%, например, 20-40 мас.%.

Содержание целлюлозы в углеродсодержащем материале предпочтительно находится в диапазоне 10-60 мас.%, например, содержание целлюлозы находится в диапазоне 15-45 мас.%. Предпочтительно содержание целлюлозы в углеродсодержащем материале находится в диапазоне 20-40 мас.%, например, 30-40 мас.%.

Содержание гемицеллюлозы в углеродсодержащем материале предпочтительно находится в диапазоне 10-60 мас.%, например, содержание гемицеллюлозы находится в диапазоне 15-45 мас.%. Предпочтительно содержание целлюлозы в углеродсодержащем материале находится в диапазоне 20-40 мас.%, например, 30-40 мас.%.

В зависимости от конкретного органического вещества, подлежащего трансформации, и способа его получения, уменьшение размера может осуществляться в одну или более стадий, например углеродсодержащий материал может быть переработан как есть и впоследствии смешан с другими ингредиентами в той же стадии или же он может быть предварительно измельчен до размера, подходящего для дальнейшей переработки и уменьшения размера на стадии смешивания. Часто углеродсодержащий материал измельчают до размера частиц менее 15 мм, например, до размера частиц менее 10 мм на стадии предварительного измельчения; предпочтительно до размера частиц менее 5 мм, например, менее 3 мм.

Предварительное измельчение может осуществляться с использованием шреддера, режущей мельницы, молотковой мельницы, бегунковой мельницы, измельчителя с импеллером или их комбинации.

Предпочтительно стадия предварительного измельчения может дополнительно включать средства для удаления примесей, таких как металлы, камни, грязь наподобие песка, и/или для отделения некондиционных волокон от углеродсодержащего материала с указанным максимальным размером частиц. Такие средства могут включать магнитную сепарацию, промывку, разделение по плотности, например флотацию, вибрационные столы, акустические сепараторы, просеивание и комбинации этого. Указанные средства могут присутствовать до стадии предварительного измельчения и/или после стадии предварительного измельчения.

Углеродсодержащий материал впоследствии смешивают с другими ингредиентами сырьевой смеси. Другие ингредиенты могут включать следующее.

1. Рецикловое масло (углеводороды), полученное в способе, или фракция масла (углеводород, полученный в способе; предпочтительно в массовом отношении к сухому беззольному органическому веществу в диапазоне от 0,5 до 1,5, как, например, в отношении от 0,8 до 1,2); рецикловое масло может содержать фенолы, алкилированные фенолы, полифенолы, мономерные и олигомерные фенолы, креозол, тимол, алкоксифенолы, пара-кумариловый спирт, кониферилловый спирт, синапиловый спирт, флавонолы, катехины.

2. Рециркулированный концентрат водной фазы из способа, содержащий извлеченный гомогенный катализатор и водорастворимые органические вещества, например один или более компонентов, выбранных из следующего:

а) кетоны, такие как ацетон, пропаноны, бутаноны, пентаноны, пентеноны, циклопентаноны, такие как 2,5-диметилциклопентанон, циклопентеноны, гексаноны и циклогексаноны, например 3-метилгексанон, хиноны и т.д.;

б) спирты и полиспирты, такие как метанол, этанол, пропанолы (включая изопропанол), бутанолы, пентанолы, гексанолы, гептанолы, октанолы, такие как 2-бутил-1-октанол, гидрохиноны и т.д.;

с) фенолы, алкилированные фенолы, полифенолы, мономерные и олигомерные фенолы, креозол, тимол, алкоксифенолы, пара-кумариловый спирт, кониферилловый спирт, синапиловый спирт, флавонолы, катехины;

д) карбоновые кислоты, такие как муравьиная кислота, уксусная кислота, и фенольные кислоты, такие как железная кислота, бензойные кислоты, кумариновая кислота, коричная кислота, абиетиновая кислота, олеиновая кислота, линолевая кислота, пальмитиновая кислота, стеариновая кислота;

е) фураны, такие как THF и т.д.;

ф) алканы, алкены, толуол, кумол и т.д.;

и их сочетания.

Как правило, водорастворимые органические соединения образуют сложную смесь из указанных выше компонентов, и сырьевая смесь может содержать такие водорастворимые органические соединения в концентрации от примерно 1 до примерно 10 мас.%, например, в диапазоне от примерно 2 до примерно 5 мас.%.

3. Добавочный гомогенный катализатор в форме карбоната калия, и/или гидроксида калия, и/или ацетата калия; предпочтительно добавляемый в виде водного раствора и добавляемый в таком количестве, чтобы общая концентрация калия в полученной сырьевой смеси составляла по меньшей мере 0,5 мас.%, как, например, концентрация в сырьевой смеси по меньшей мере 1,0 мас.%; предпочтительно концентрация калия составляет по меньшей мере 1,5 мас.%, например, по меньшей мере 2,0 мас.%.

4. Добавочное основание для регулирования pH. Предпочтительно гидроксид натрия добавляют в сырьевую смесь в таком количестве, чтобы pH, измеренный в рециркулирующей водной фазе, был выше 7 и предпочтительно находился в диапазоне от 8,0 до 12,0, например, в диапазоне от 8,0 до 10,0.

Все ингредиенты по пп.1-4 предпочтительно находятся в жидкой форме и могут преимущественно быть предварительно смешаны и необязательно предварительно нагреты перед смешиванием с органическим веществом для получения указанной сырьевой смеси. Предварительное смешивание и/или предварительный нагрев могут сократить время загрузки и время нагревания, требуемые в смесителе.

Углеродсодержащий материал и другие ингредиенты смешивают таким образом, чтобы сформировалась гомогенная суспензия или паста. Указанный смеситель может представлять собой сосуд с мешалкой, оборудованный средствами для эффективного смешивания, диспергирования и гомогенизации вязких материалов, как, например, планетарный смеситель, месильная машина или смеситель Бэнбери. Смеситель предпочтительно также оборудован средствами для предварительного нагревания указанной сырьевой смеси до температуры в диапазоне 80-220°C, предпочтительно в диапазоне 130-200°C и более предпочтительно в диапазоне 150-180°C, при давлении, достаточном для предотвращения кипения, например давлении в диапазоне 1-30 бар (0,1-3 МПа), предпочтительно в диапазоне 4-20 бар (0,4-2 МПа), например, в диапазоне 5-10 бар (0,5-1,0 МПа). Нагревание исходной смеси до температур в указанных выше диапазонах приводит к размягчению и/или по меньшей мере частичному растворению углеродсодержащих веществ, что облегчает измельчение и гомогенизацию сырьевой смеси. Предпочтительные средства для нагревания указанной сырьевой смеси во время подготовки включают нагревательную рубашку. В предпочтительном варианте осуществления тепло для предварительного нагревания указанной сырьевой смеси получают в результате охлаждения конвертированного углеродсодержащего материала, содержащего жидкий углеводородный продукт, например, с помощью использования теплопередающей среды для отвода тепла из охладителя воды высокого давления в теплопередающую среду и для распределения тепла, как более подробно описано выше со ссылкой на фиг. 3-5. Благодаря этому можно дополнительно повысить энергоэффективность способа. Смеситель можно дополнительно оборудовать контуром рециркуляции, при этом материал отводится из указанного смесителя и по меньшей мере частично рециркулирует во внутреннем или внешнем контуре и повторно вводится в указанный смеситель, чтобы регулировать характеристики сырьевой смеси, например реологические свойства, такие как вязкость и/или размер частиц, к предварительно определенному уровню. Внешний контур может дополнительно содержать одно или более устройств уменьшения размера и/или гомогенизации, таких как мацератор, и/или коллоидная мельница, и/или конусная мельница или комбинация этого, в последовательной и/или параллельной конфигурации.

Предпочтительно, чтобы углеродсодержащий материал подавался в смеситель постепенно, а не сразу, чтобы регулировать вязкость сырьевой смеси и чтобы эта сырьевая смесь оставалась перекачиваемой при уменьшении размера и гомогенизации. Регулирование вязкости может осуществляться с помощью измерения энергопотребления смесителя и/или коллоидной мельницы и с помощью добавления органического вещества к сырьевой смеси в соответствии с заранее заданным энергопотреблением. Кроме того, предпочтительно не опорожнять смеситель полностью между партиями, поскольку приготовленная сырьевая смесь выступает в качестве текстурирующего агента для следующей партии и тем самым помогает гомогенизировать следующую партию, делая ее более перекачиваемой, и, таким образом, углеродсодержащий материал может быть добавлен быстрее.

Другие предпочтительные средства для тщательного перемешивания и гомогенизации ингредиентов в сырьевой смеси включают встроенные смесители. Такие встроенные смесители также позволяют осуществлять резание, и/или отсечение, и/или самоочищающее действие. Предпочтительный вариант осуществления такого встроенного устройства включает один или более экструдеров.

Сырьевая смесь со стадии смешивания сырьевой смеси может подаваться в накопительный резервуар перед тем, как поступать на стадию повышения давления способа. Указанный смесительный резервуар может быть снабжен средствами для перемешивания указанной сырьевой смеси в накопительном резервуаре и/или средством циркуляции для циркуляции указанной сырьевой смеси вокруг указанного накопительного резервуара, при этом сырьевая смесь поддерживается в разжиженном при сдвиге и более легко перекачиваемом состоянии. Необязательно, сырьевая смесь может быть расширена перед входом в накопительный резервуар, в результате чего сырьевая смесь может быть еще больше измельчена и гомо-

генизирована.

Как правило, содержание сухой массы углеродсодержащего материала в сырьевой смеси находится в диапазоне 10-40 мас.%, предпочтительно в диапазоне 15-35 мас.%, и более предпочтительно в диапазоне 20-35 мас.%.

Способ обычно требует присутствия воды в указанной сырьевой смеси. Как правило, содержание воды в указанной сырьевой смеси составляет по меньшей мере 30 мас.%, составляет 30-80 мас.% и предпочтительно составляет 40-60 мас.%.

2. Повышение давления.

Второй стадией предпочтительного варианта осуществления способа высокого давления является повышение давления до желаемой величины давления для указанного процесса конверсии. Указанное повышение давления до желаемого давления реакции по существу осуществляют перед началом нагревания от температуры на входе стадии подготовки сырьевой смеси до температуры реакции в системе нагревания/охлаждения воды высокого давления.

Обычно давление сырьевой смеси может быть повышено до рабочего давления во время указанного нагревания и конверсии, составляющего по меньшей мере 150 бар (15 МПа), например, 180 бар (18 МПа), предпочтительно указанное рабочее давление составляет по меньшей мере 221 бар (22,1 МПа), например, по меньшей мере 250 бар (25 МПа), и более предпочтительно указанное рабочее давление во время конверсии составляет по меньшей мере 300 бар (30 МПа). Еще более предпочтительно рабочее давление находится в диапазоне 300-400 бар (30-40 МПа), например, в диапазоне 300-350 бар (30-35 МПа).

Многие варианты осуществления относятся к переработке сырьевых смесей с высоким содержанием углеродсодержащего материала, как описано выше. Такие сырьевые смеси обычно имеют плотность в диапазоне 1050-1200 кг/м³ и обычно ведут себя как однородная псевдопластичная паста, а не как суспензия дискретных частиц (жидкость). Вязкость таких паст может широко варьировать в зависимости от скорости сдвига из-за псевдопластического поведения (разжижения при сдвиге) и может составлять от 10³ до 10⁷ сП (1-10000 Па·с) в зависимости от конкретной скорости сдвига и перерабатываемого углеродсодержащего материала.

Один из аспектов настоящего изобретения относится к системе повышения давления для создания давления в таких высоковязких псевдопластичных сырьевых смесях. Система повышения давления содержит два или более усилителя давления, каждый из которых содержит цилиндры с поршнем, снабженным приводными средствами для приложения и/или приема усилия на поршень, как показано и описано в связи с фиг. 2-9. Предпочтительные приводные средства для поршней в цилиндрах включают гидравлические приводные средства.

В предпочтительном варианте осуществления энергию давления утилизируют на стадии снижения давления, описанной ниже как стадия 6. Происходит снижение давления и передача в накопитель энергии, где энергия, поглощенная устройством снижения давления, передается в накопитель для последующего использования, например, на стадии повышения давления. В результате получается очень энергоэффективный способ высокого давления.

3. Нагревание

Находящуюся под давлением сырьевую смесь в дальнейшем нагревают до температуры реакции в диапазоне от 340 до 450°C, например, в диапазоне от 350 до 430°C, предпочтительно в диапазоне от 370 до 430°C, например, в диапазоне от 380 до 420°C, более предпочтительно в диапазоне от 390 до 420°C, например, в диапазоне от 400 до 415°C.

Нагревание сырьевой смеси осуществляется путем косвенного теплообмена с водой высокого давления. За счет использования такой теплопередающей среды получается, что и сырьевая смесь, и смесь продуктов могут течь внутри труб, что позволяет облегчить очистку.

За счет указанной рекуперации тепла добиваются того, что способ становится весьма энергоэффективным, поскольку большая часть необходимого тепла рекуперировается. Во многих вариантах осуществления настоящего изобретения рекуперировается по меньшей мере 40% энергии, необходимой для нагревания сырьевой смеси до желаемой температуры реакции, например, по меньшей мере 50% энергии, необходимой для нагревания сырьевой смеси до желаемой температуры реакции, рекуперировается. Предпочтительно по меньшей мере 60% энергии, необходимой для нагревания сырьевой смеси до желаемой температуры реакции, рекуперировается, например, по меньшей мере 70% требуемой энергии рекуперировается.

4. Реакция.

После нагревания до температуры реакции указанную находящуюся под давлением и нагретую сырьевую смесь выдерживают при требуемом давлении и температуре в реакционной зоне (с) в течение заданного времени. Характеристики сырья и/или комбинация давления и температуры в целом обеспечивают более короткие времена реакции и/или большее количество прореагировавшего жидкого углеводородного продукта, чем в известном уровне техники, при сохранении выхода и/или качества целевого продукта. Заданное время пребывания в указанной реакционной зоне может находиться в диапазоне 1-60 мин, например, 2-45 мин, предпочтительно указанное заданное время пребывания в указанной реак-

ционной зоне находится в диапазоне 3-30 мин, например, в диапазоне 3-25 мин, более предпочтительно в диапазоне 4-20 мин, например, 5-15 мин.

5. Охлаждение.

Выходящий из реактора поток, содержащий жидкий углеводородный продукт, воду с водорастворимыми органическими соединениями и растворенными солями, газ, содержащий диоксид углерода, водород и метан и, в ряде случаев, взвешенные частицы конвертированного углеродсодержащего материала, поступает в охладитель 6, где он охлаждается посредством контакта с водой высокого давления из охладителя воды высокого давления, как показано и описано на фиг. 2-4.

Как правило, температура на входе воды высокого давления в охладитель 6 смеси продуктов составляет по меньшей мере 60°C, например, по меньшей мере 80°C; предпочтительно температура на входе воды высокого давления в охладитель 6 смеси продуктов составляет по меньшей мере 100°C, например, по меньшей мере 110°C. Во многих вариантах осуществления температура на входе воды высокого давления в охладитель 6 смеси продуктов находится в диапазоне от 100 до 150°C, например, в диапазоне от 110 до 140°C.

Часто смесь продуктов охлаждают до температуры в диапазоне от 80 до 250°C в охладителе 6, например, до температуры в диапазоне от 100 до 200°C; предпочтительно охлаждают до температуры в диапазоне от 120 до 180°C, например, до температуры в диапазоне от 130 до 170°C за счет теплообмена со смесью продуктов в теплообменниках.

Предпочтительный вариант осуществления настоящего изобретения заключается в том, что указанный теплообмен осуществляется путем косвенной теплопередачи с помощью воды высокого давления. Благодаря использованию такой косвенной теплопередачи через теплопередающую среду получается, что как сырьевая смесь, так и смесь продуктов могут течь внутри труб, тем самым обеспечивая более легкую очистку. Теплопередающая среда необязательно может быть дополнительно нагрета и/или дополнительно охлаждена для обеспечения дополнительной управляемости и гибкости нагревания и охлаждения. Указанная теплопередающая среда может также использоваться для переноса тепла в/из других технологических операций способа, таких как, например, предварительная обработка 1 и/или участок повышения качества способа.

6. Снижение давления.

Охлажденный продукт поступает в устройство для снижения давления.

Затем охлажденная смесь продуктов поступает в устройство для снижения давления, причем блок снижения давления содержит по меньшей мере один вход и выход, блок снижения давления выполнен с возможностью приема текучей среды под давлением на уровне технологического давления на входе, выполнен с возможностью изолировать полученную текучую среду под давлением от расположенного выше по потоку процесса и от выхода и выполнен с возможностью уменьшения давления текучей среды до более низкого заданного уровня, а также выполнен с возможностью отведения текучей среды через выход, при сохранении изоляции по отношению к процессу, расположенному выше по потоку.

Как правило, блок снижения давления содержит приводной клапан на входе и приводной клапан на выходе, а между впускным клапаном и выпускным клапаном - устройство повышения давления. Кроме того, блок снижения давления содержит средство для измерения давления перед впускным клапаном, между впускным клапаном и выпускным клапаном и после выпускного клапана.

Блок снижения давления может также содержать насосный агрегат, имеющий цилиндр и поршень, а также средство для приведения поршня в движение внутри цилиндра. Предпочтительно блок снижения давления также содержит индикатор положения, указывающий положение цикла устройства снижения давления и выполненный с возможностью подачи управляющего сигнала для открытия или закрытия по меньшей мере одного клапана в системе снижения давления.

Предпочтительный вариант осуществления устройства снижения давления заключается в том, что насос для снижения давления соединен с дополнительным насосом, который управляет повышением давления накопителя энергии. Например, устройство снижения давления дополнительно содержит накопитель энергии, при этом нагнетательный насос функционально связан с накопителем, и энергия, поглощенная насосом, преобразуется и передается в нагнетательный насос.

В предпочтительном варианте осуществления накопитель энергии приводит в действие нагнетательный насос, выполненный с возможностью повышения давления сырьевой смеси на стадии повышения давления (стадия 2 выше) способа высокого давления. В одном варианте осуществления настоящего изобретения это осуществляется турбиной низкого давления, соединенной с генератором, вырабатывающим электроэнергию, и выработанное электричество уменьшает энергию, необходимую для приведения в действие нагнетательного насоса на стадии повышения давления.

Устройство снижения давления обычно предназначено для низких скоростей рабочего хода (большого рабочего объема), что позволяет использовать для наполнения и опорожнения цилиндров приводные клапаны, а не обратные клапаны. Предпочтительными приводными клапанами являются задвижки и шаровые клапаны или их сочетание.

Скорость хода поршней может составлять от примерно 1 до примерно 150 ходов/мин, например, от примерно 5 до примерно 100 ходов/мин. Предпочтительно, скорость хода поршней составляет от при-

мерно 10 до примерно 80 ходов/мин, например, скорость хода поршней находится в диапазоне от примерно 20 до примерно 60 ходов/мин. Кроме возможности использования приводных клапанов низкая скорость хода поршня снижает износ поршней, уплотнений и седел клапанов.

Температура на входе в устройство снижения давления обычно находится в диапазоне от примерно 10 до примерно 250°C, например, от примерно 20 до примерно 220°C; предпочтительно температура на входе в усиливающие давление цилиндры обычно находится в диапазоне от примерно 50 до примерно 210°C, например, от примерно 80 до примерно 200°C; еще более предпочтительно температура на входе в усиливающие давление цилиндры обычно находится в диапазоне от примерно 100 до примерно 180°C, например, от примерно 120 до примерно 170°C.

Для применений, где температура превышает примерно 120°C, например, примерно 140°C, цилиндры могут быть дополнительно оснащены средствами для охлаждения уплотнений поршня, чтобы выдерживать описанные выше условия эксплуатации.

7. Разделение.

Смесь пониженного давления, полученную в результате указанного снижения давления, содержащую жидкий углеводородный продукт, далее направляют на разделение. Разделение может включать средства для отделения газа от указанной смеси. Указанные средства разделения могут включать сепаратор мгновенного действия или дегазатор, в котором газ отводится сверху. Указанный газ может использоваться для производства тепла для нагревания в способе, как показано на фигуре и дополнительно описано выше. Газ можно необязательно охладить для конденсации таких соединений, как, например, вода, перед указанным использованием для производства тепла для нагревания в данном способе.

Особенно предпочтительно вариант осуществления включает систему, в которой конвертированную сырьевую смесь/смесь продуктов сначала охлаждают до температуры 60-250°C, расширяют до давления в диапазоне от примерно 10 бар (1 МПа) до примерно 150 бар (15 МПа), например, в диапазоне от примерно 15 бар (1,5 МПа) до примерно 100 бар (10 МПа) и направляют в фазовый сепаратор/дегазатор для разделения смеси продуктов по меньшей мере на газовую фазу и остаточную фазу.

В предпочтительном варианте осуществления отделенную газовую фазу сначала охлаждают до температуры в диапазоне от 80 до примерно 200°C, расширяют до давления в диапазоне 60-110 бар (6-11 МПа), например, в диапазоне 70-100 бар (7-10 МПа) и направляют в фазовый сепаратор/дегазатор для разделения конвертированной сырьевой смеси/смеси продуктов по меньшей мере на газовую фазу и остаточную фазу.

Как дополнительно показано ниже, газовая фаза часто содержит диоксид углерода, водород, монооксид углерода, метан, этан, пропан, изобутан, бутан, изобутан, воду, метанол, этанол, ацетон.

Предпочтительный вариант осуществления настоящего изобретения включает в себя извлечение/выделение водорода из отделенной газовой фазы и введение ее в указанный способ для повышения качества углеводородов (необязательная стадия 8).

Один из вариантов осуществления настоящего изобретения включает извлечение/выделение водорода из отделенной газовой фазы с помощью метода мембранного газоразделения. Другой вариант осуществления настоящего изобретения включает извлечение/выделение водорода с использованием метода адсорбции с перепадом давления. Еще один вариант осуществления настоящего изобретения включает извлечение/выделение водорода из указанной отделенной газовой фазы посредством стадий

разделения конвертированной сырьевой смеси/смеси продуктов по меньшей мере на газовую фазу и остаточную фазу;

охлаждения отделенного газа до температуры в диапазоне от примерно 31 до 50°C и разделения охлажденной газовой фазы на конденсированную фазу, по существу не содержащую водорода, и остаточную газовую фазу, обогащенную водородом и диоксидом углерода, в фазовом сепараторе;

дальнейшего охлаждения отделенной газовой фазы до температуры в диапазоне от примерно 10 до примерно 31°C и разделения охлажденной остаточной газовой фазы на жидкую фазу, содержащую CO₂, и остаточную газовую фазу, обогащенную водородом, в сепараторе;

введения обогащенного водородом газа в процесс повышения качества после стадии повышения давления.

Средства для разделения могут также обеспечивать по меньшей мере предварительную очистку дегазированной смеси с получением потока с высоким содержанием жидкого углеводорода и остаточного потока с высоким содержанием воды, например, путем гравиметрической сепарации в 3-фазном сепараторе.

Поток с высоким содержанием воды, содержащий водорастворимые органические соединения, взвешенные частицы и растворенные соли, можно по меньшей мере частично отвести из указанного гравиметрического сепаратора и подать в установку для извлечения, необязательно после дополнительной сепарации гравиметрическим способом, фильтрования и/или центрифугирования для удаления взвешенных частиц.

Дегазированная смесь или необязательно поток с высоким содержанием жидких углеводородов отводится из указанного средства для сепарации газа и может быть дополнительно разделен, например может потребоваться, чтобы поток с высоким содержанием жидких углеводородов был эффективно обез-

возможен и/или обессолен/обеззолен перед введением в участок повышения качества способа.

Во многих аспектах настоящего изобретения указанное дополнительное разделение включает в себя одну или более стадии гравиметрического разделения, необязательно оснащенную средствами для коалесценции капель масла или воды, например одной или более стадией электростатической коалесценции. В других аспектах настоящего изобретения указанное дополнительное разделение может включать разделение на одной или более стадий центрифугирования, например разделение в одной или более 3-фазных центрифуг, таких как одна или более высокоскоростных центрифуг с коническими перегородками в роторе и/или одна или более декантерных центрифуг.

Часто рабочую температуру дополнительного разделения выбирают таким образом, чтобы получить динамическую вязкость жидкого углеводородного продукта в диапазоне от примерно 1 до примерно 30 сП (0,001-0,03 Па·с) во время указанного дополнительного разделения, например, в диапазоне от примерно 1 до примерно 25 сП (0,001-0,025 Па·с) во время указанного дополнительного разделения, предпочтительно температуру разделения выбирают таким образом, чтобы получить динамическую вязкость в диапазоне от примерно 1 до примерно 20 сП (0,001-0,02 Па·с), например, в диапазоне 5-15 сП (0,005-0,015 Па·с).

Рабочая температура указанного дополнительного разделения может находиться в диапазоне от 80 до 250°C, например, в диапазоне от 120 до 200°C, предпочтительно по меньшей мере первое из указанного дополнительного разделения осуществляется при температуре в диапазоне 130-180 °C, например, при температуре в диапазоне от 150-170°C.

Рабочее давление указанного дополнительного разделения может находиться в диапазоне 10-120 бар (1-12 МПа), например, в диапазоне 15-80 бар (1,5-8 МПа), предпочтительно указанное дополнительное разделение осуществляется при давлении в диапазоне 25-50 бар (2,5-5 МПа), например, в диапазоне 30-50 бар (3-5 МПа).

Многие аспекты настоящего изобретения относятся к использованию одного или нескольких фазовых сепараторов, при этом время пребывания в каждом из фазовых сепараторов находится в диапазоне 1-30 мин, например, в диапазоне 1-20 мин, предпочтительно время пребывания в каждом из фазовых сепараторов находится в диапазоне 2-15 мин.

В дополнительном аспекте настоящего изобретения понизитель вязкости может быть добавлен к конвертированной сырьевой смеси до и/или во время дополнительного разделения. Понизитель вязкости часто может представлять собой органический растворитель, имеющий температуру кипения ниже 200°C, например, ниже 150°C, предпочтительно ниже 140°C, например, ниже 130°C.

Массовое отношение понизителя вязкости, добавляемого к определенному количеству возобновляемого масла, может находиться в диапазоне 0,01-2, например, в диапазоне 0,05-1, предпочтительно массовое отношение понизителя вязкости, добавляемого к определенному количеству низкосернистого кислородсодержащего возобновляемого масла, находится в диапазоне 0,1-0,5, например, в диапазоне 0,1-0,4. Более предпочтительно массовое отношение понизителя вязкости, добавляемого к определенному количеству низкосернистого кислородсодержащего возобновляемого масла, находится в диапазоне 0,2-0,4, например, в диапазоне 0,2-0,35.

В одном варианте осуществления понизитель вязкости содержит по меньшей мере один кетон, такой как метилэтилкетон (МЕК) и/или 2-гептанон и/или 2,5-диметилциклопентанон или их сочетание.

Предпочтительно понизитель вязкости содержит часть низкосернистого масла и извлекается ниже по потоку от указанной дополнительной стадии разделения и до подачи низкосернистого кислородсодержащего возобновляемого неочищенного масла на указанную необязательную стадию повышения качества.

В соответствии с вариантом осуществления понизитель вязкости извлекается на стадии испарения, осуществляющейся при температуре в диапазоне 100-200°C, например, в диапазоне от 100 до 160°C, предпочтительно понизитель вязкости извлекается на стадии испарения, осуществляющейся при температуре в диапазоне 100-150°C, например, в диапазоне от 100 до 130°C.

В варианте осуществления настоящего изобретения понизитель вязкости по существу извлекают на одной или более стадиях мгновенной дистилляции, образующих фазу низкосернистого масла и дистиллятную фазу, и на которой температура мгновенного испарения находится в диапазоне 100-200°C, например, в диапазоне 100-160°C, предпочтительно понизитель вязкости извлекают на стадии мгновенной дистилляции, образующей фазу низкосернистого масла и дистиллятную фазу, на которой температура мгновенного испарения находится в диапазоне 100-150°C, например, в диапазоне 100-130°C.

Промывочный агент, содержащий воду, может быть добавлен к жидкому углеводородному продукту до или во время указанной дополнительной стадии разделения фаз, для дополнительного регулирования содержания соли/зола масла перед подачей на стадию повышения качества. Промывочный агент, содержащий воду, может вводиться на нескольких стадиях.

Массовое отношение промывочного агента, содержащего воду, к маслу может преимущественно находиться в диапазоне 0,05-5,0, например, массовое отношение промывочного агента, содержащего воду, к маслу, находится в диапазоне 0,05-3,0, предпочтительно массовое отношение промывочного агента,

содержащего воду, к маслу, находится в диапазоне 0,1-2,0, например, в диапазоне 0,1-1,0.

Промывочный агент, содержащий воду, может дополнительно содержать подкисляющий агент, такой как уксусная кислота или лимонная кислота. Подкисляющий агент может добавляться, чтобы получить pH водной фазы после отделения промывочного агента, содержащего воду, в диапазоне 2-7, например, pH в диапазоне 2,5-6,5, предпочтительно подкисляющий агент добавляют, чтобы получить pH водной фазы после отделения промывочного агента, содержащего воду, в диапазоне 2,75-6, например, pH в диапазоне 3-5,5.

Дополнительное разделение может дополнительно включать одну или более стадий фильтрации жидкого углеводородного продукта. Стадия фильтрации может включать в себя первую стадию дополнительного разделения и/или стадия фильтрации может быть конечной стадией перед необязательным поступлением масла в процесс повышения качества.

8. Извлечение.

Водные фазы из средств для сепарации газа и дополнительных средств сепарации подают в устройство для извлечения, где жидкие органические соединения в форме водорастворимых органических соединений и/или гомогенные катализаторы извлекают в концентрированной форме и рециркулируют в устройство 1 подготовки сырьевой смеси, как указано выше в п.1. Потоки подготовки водорастворимых органических соединений, присутствующих в указанной водной фазе, содержат сложную смесь сотен различных соединений, включающих одно или более соединений кетонов, спиртов и полиспиртов, фенолов и алкилированных фенолов, карбоновых кислот, фуранов, алканов, алкенов, толуола, кумола и т.д.

Предпочтительно указанное устройство извлечения включает одну или более стадию(и) испарения, на которой вода испаряется из указанных объединенных водных фаз, и, таким образом, получают дистиллят и концентрат. Степень концентрирования выбирают таким образом, чтобы обеспечить количество дистиллята, которое соответствует количеству воды, добавляемой к углеродсодержащему материалу, гомогенного катализатора и добавляемого основания при предварительной обработке. Как правило, отношение концентрата к объединенным водным фазам, входящим в блок извлечения, обычно находится в диапазоне от примерно 0,1 до примерно 0,9, например в диапазоне 0,2-0,8. Часто отношение концентрата к объединенным водным фазам, входящим в блок извлечения, находится в диапазоне от примерно 0,25 до примерно 0,7, например, в диапазоне 0,3-0,6. В других вариантах осуществления настоящего изобретения отношение концентрата к объединенным водным фазам, входящим в блок извлечения, обычно находится в диапазоне от примерно 0,25 до примерно 0,6, например, в диапазоне 0,3-0,6.

Объединенные водные фазы могут быть предварительно нагреты до температуры, например, 70-130°C, как, например температура в диапазоне 80-115°C, перед подачей в указанный испаритель. Тепло для указанного предварительного нагревания предпочтительно получают путем регенерации тепла из технологического потока и/или из выходящего потока дистиллята перед подачей в испаритель. В испарителе вода испаряется из указанной смеси, содержащей водорастворимые органические соединения и растворенные соли, при температуре от примерно 100 до примерно 115°C. В этих случаях рекуперация тепла из указанного технологического потока может быть осуществлена с помощью теплопередающей среды, такой как горячее масло.

Величина pH объединенной водной фазы, поступающей на извлечение, предпочтительно поддерживается в щелочном диапазоне, например, в диапазоне 7-14, как, например, в диапазоне pH 8-12, предпочтительно pH водной фазы в блоке извлечения поддерживается в диапазоне 8-11. Работа при таком pH на входе в блок извлечения дает преимущество, заключающееся в снижении количества фенольных соединений в дистилляте.

Вариант осуществления указанной стадии извлечения заключается в том, что стадия извлечения включает в себя одну или более стадий мгновенного испарения.

Предпочтительный вариант осуществления указанной стадии извлечения заключается в том, что стадия извлечения включает испарение в две или более стадий, осуществляющихся при понижении давления и температуры, и на каждой из которых нагревание осуществляется с помощью испарившегося пара с предыдущей стадии, чтобы свести к минимуму количество тепла, необходимое для испарения.

Испаритель может преимущественно также включать конденсацию указанного испарившегося пара на двух или более стадиях конденсации, при этом температуры конденсации на указанных стадиях конденсации уменьшаются, чтобы обеспечить фракционирование испарившейся фракции, т.е. фракции, содержащей воду и, в ряде случаев, более высококипящие соединения, и фракции, в которой концентрируются соединения с температурой кипения более низкой, чем температура кипения воды.

Предпочтительно указанная испарившаяся паровая фракция проходит через каплеотбойник и/или пеногаситель перед конденсацией указанной испарившейся фракции путем охлаждения. Преимущественно испаритель может быть дополнительно оборудован коагулятором-абсорбером, в котором испарившаяся фракция контактирует с абсорбентом. Указанный абсорбент содержит в варианте осуществления основание, такое как гидроксид натрия.

Испаритель может в некоторых вариантах осуществления включать увеличение температуры конденсации указанной испарившейся воды путем увеличения давления с помощью нагнетателя, компрессора (механическая рекомпрессия пара) или пароструйного эжектора (термическая рекомпрессия пара)

или их комбинации. Тем самым, испарившийся водяной пар можно использовать в качестве теплоносителя для испарения в указанном испарителе, при этом указанный испаритель становится очень энергоэффективным, так как отсутствует необходимость подачи скрытой теплоты испарения на указанную стадию испарения.

Следует отметить, что указанные конденсаторы могут содержать теплообменники, в которых на другой стороне испаряется среда, подвергаемая концентрированию, но в общем указанная стадия испарения включает по меньшей мере один дополнительный конденсатор по сравнению с числом стадий испарения.

Фракцию, содержащую испарившуюся воду ("дистиллят"), можно дополнительно охлаждать до температуры, подходящей для отведения, в охладителе. Таким образом, добиваются, что указанный испаритель, наряду с извлечением указанных жидких органических соединений и/или гомогенных катализаторов, также осветляет и очищает водную фазу эффективным образом и позволяет получить водную фазу, которую можно повторно использовать или направлять потребителю. Необязательно, "дистиллят" можно подвергнуть одной или более стадиям доочистки. Указанные стадии доочистки могут включать абсорбер и/или адсорбер, и/или стадию коалесценции, и/или мембранную систему, такую как мембрана обратного осмоса, и/или систему биологической очистки, такую как биореактор.

Фракцию, подвергаемую концентрированию, с соединениями с температурой кипения ниже, чем у воды, можно смешивать с концентратом из указанного испарителя и рециркулировать на стадию 1 подготовки сырьевой смеси.

Во многих применениях выпускаемый или отводимый поток отводится из указанной концентрированной водной фазы перед рециркуляцией на стадию 1 подготовки сырьевой смеси, чтобы предотвратить накопление таких соединений, как хлорид. Выпускаемый поток может в соответствии с вариантом осуществления настоящего изобретения содержать до примерно 40, например, до примерно 25 мас.% концентрированной водной фазы из блока извлечения. Предпочтительно выпускаемый поток содержит до примерно 20 мас.% концентрированной водной фазы из блока извлечения, например, до примерно 15 мас.% концентрированной водной фазы из блока извлечения. Более предпочтительно выпускаемый поток содержит до примерно 10 мас.% концентрированной водной фазы из блока извлечения, например, до примерно 5 мас.% концентрированной водной фазы из блока извлечения. Выпускаемый поток может быть удален. Однако во многих применениях выпускаемый поток подвергают дальнейшей переработке.

Концентрированная водная фаза из блока извлечения обычно имеет положительную теплотворную способность.

Предпочтительное применение включает дальнейшую переработку выпускаемого потока путем сжигания и/или совместного сжигания в котле или инсинераторе. Необязательно, выпускаемый поток дополнительно концентрируют до указанного сжигания и/или совместного сжигания.

Вариант осуществления включает дальнейшую переработку выпускаемого потока на стадии ионного обмена. Концентрированная водная фаза из блока извлечения может быть отфильтрована для удаления возможных твердых частиц перед подачей на указанную стадию ионного обмена в соответствии с настоящим изобретением.

Стадия ионного обмена может включать одну или более стадий ионного обмена, например, одну или более ионообменную смолу, содержащуюся в одном или более неподвижных слоях. Указанные одна или более стадий ионного обмена могут осуществляться с помощью одного или более неподвижных слоев, расположенных параллельно, и/или с помощью одного или более неподвижных слоев, расположенных последовательно.

Вариант осуществления включает дальнейшую переработку выпускаемого потока, включающую по меньшей мере два неподвижных слоя, каждый из которых содержит хлоридселективную ионообменную смолу, способную селективно адсорбировать хлорид из указанной концентрированной водной фазы из указанного блока извлечения, и параллельно расположенные клапаны, благодаря чему по меньшей мере один ионообменный слой является подключенным и по меньшей мере один ионообменный слой находится в автономном режиме. Таким образом, обеспечивается непрерывная работа, и удаление хлоридов может продолжаться в подключенном ионообменном слое(ях), тогда как ионообменный слой(и), находящийся в автономном режиме, может быть очищен. Указанная очистка может выполняться с помощью противотока или обратной промывки ионообменного слоя(ев) деминерализованной водой, такой как дистиллятная вода из блока извлечения. Настоящее изобретение включает в себя клапанное устройство и/или систему управления, позволяющую осуществлять такую очистку или регенерацию путем обратного потока или обратной промывки деминерализованной водой.

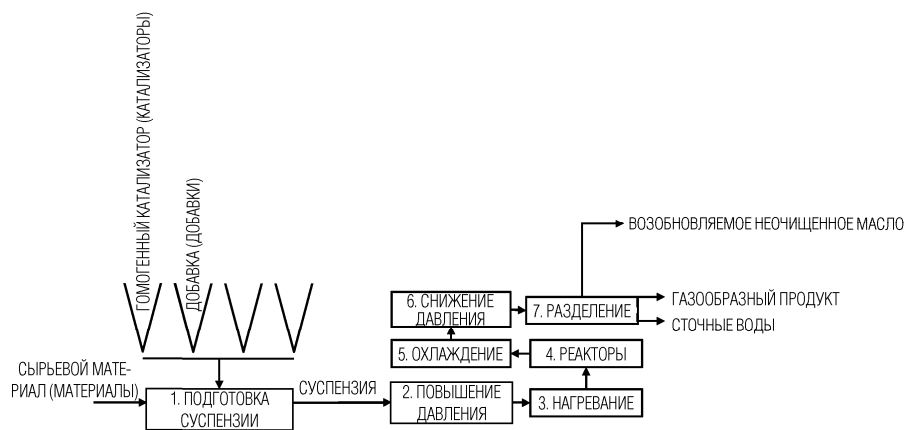
Как правило, удаление хлорида на указанной стадии ионного обмена согласно настоящему изобретению составляет по меньшей мере 50% хлоридов в концентрированной водной фазе, поступающей на указанную стадию ионного обмена, например, удаление хлорида составляет по меньшей мере 60%. Во многих вариантах осуществления согласно настоящему изобретению удаление хлорида на указанной стадии ионного обмена составляет по меньшей мере 70% хлоридов в концентрированной водной фазе, поступающей на указанную стадию ионного обмена, например, по меньшей мере 80%. Обедненный хлоридом поток из указанной стадии ионного обмена хлорида предпочтительно рециркулируют на стадию 1

подготовки сырьевой смеси.

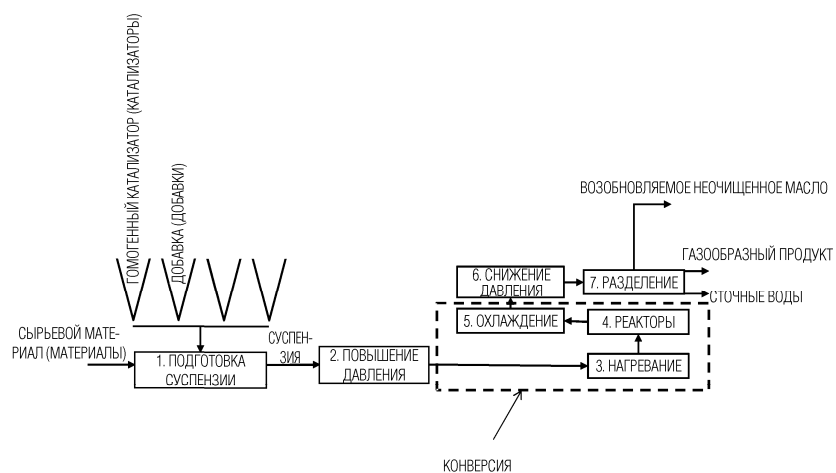
Далее, во многих вариантах осуществления количество гомогенного катализатора (катализаторов) в форме калия и/или натрия, такого как остающееся в указанном обедненном хлоридами выходящем потоке указанной стадии ионного обмена хлорида, составляет по меньшей мере 70 мас.% количества, поступающего на указанную стадию ионного обмена хлорида, например, по меньшей мере 80 мас.%. Предпочтительно количество гомогенного катализатора (катализаторов) в форме калия и/или натрия, такого как остающееся в указанном обедненном хлоридами выходящем потоке указанной стадии ионного обмена хлорида, составляет по меньшей мере 85 мас.% количества, поступающего на указанную стадию ионного обмена хлорида, например, по меньшей мере, 90 мас.%. В связи с этим на стадии 1 предварительной подготовки требуется добавлять меньшее количество добавочного гомогенного катализатора, и достигается более экономичный способ для подачи неочищенного масла в процесс повышения качества по настоящему изобретению, и, таким образом, в целом обеспечивается более эффективный и экономичный способ.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

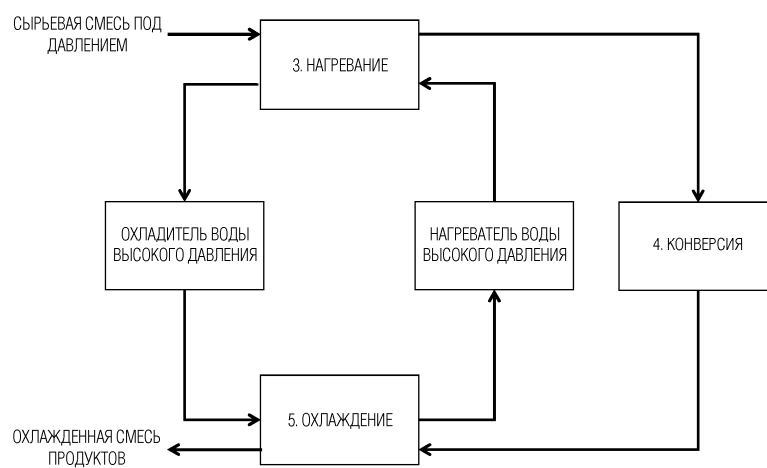
1. Система переработки, содержащая
 - по меньшей мере одно устройство повышения давления;
 - по меньшей мере одно устройство разделения;
 - по меньшей мере одну секцию конверсии;
 - по меньшей мере один клапанный узел по меньшей мере между одним устройством повышения давления и по меньшей мере одной секцией конверсии;
 - по меньшей мере один клапанный узел по меньшей мере между одной секцией конверсии и по меньшей мере одним узлом разделения,
 - где секция конверсии содержит по меньшей мере два параллельных узла конверсии;
 - где каждый узел конверсии содержит
 - по меньшей мере одно нагревательное устройство
 - по меньшей мере одно реакторное устройство и
 - по меньшей мере одно охлаждающее устройство,
 - причем запорный клапанный узел предусмотрен по меньшей мере между одним устройством повышения давления и каждым из узлов конверсии;
 - и в которой запорный клапанный узел предусмотрен между каждым из узлов конверсии и по меньшей мере одним узлом разделения.
2. Система переработки по п.1, в которой каждый из запорных клапанных узлов содержит клапан обслуживания между двумя клапанами запорного клапанного узла.
3. Система переработки по п.1 или 2, в которой устройство снижения давления предусмотрено в составе узла конверсии.
4. Система переработки по любому из предшествующих пунктов, в которой температура текучей среды составляет по меньшей мере 375°C и давление составляет по меньшей мере 220 бар (22 МПа), более предпочтительно по меньшей мере 240 бар (24 МПа).
5. Система переработки по любому из предшествующих пунктов, в которой температура текучей среды составляет по меньшей мере 400°C.
6. Система переработки по любому из предшествующих пунктов, в которой текучая среда, добавляемая в горячую сторону теплообменника, является охлаждающей текучей средой, используемой для охлаждения находящегося под давлением и переработанного сырьевого потока.
7. Система переработки по п.6, в которой охлаждающая текучая среда дополнительно нагревается перед входом в горячую сторону теплообменника.



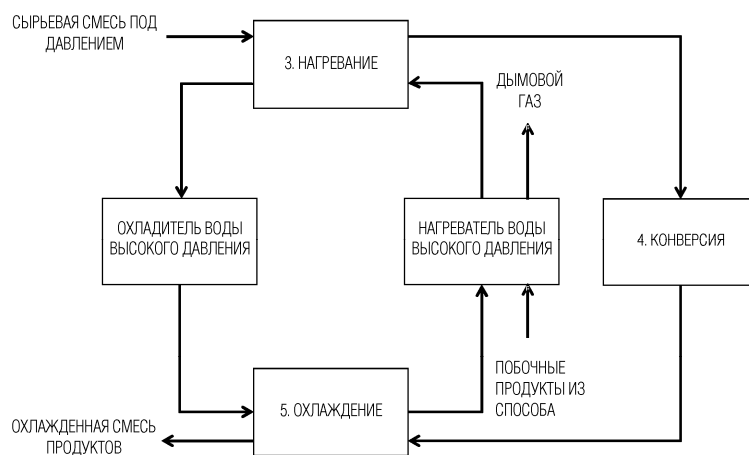
Фиг. 1А



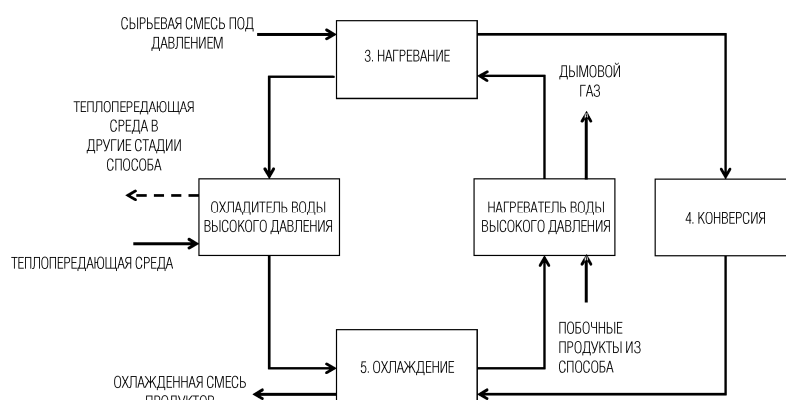
Фиг. 1В



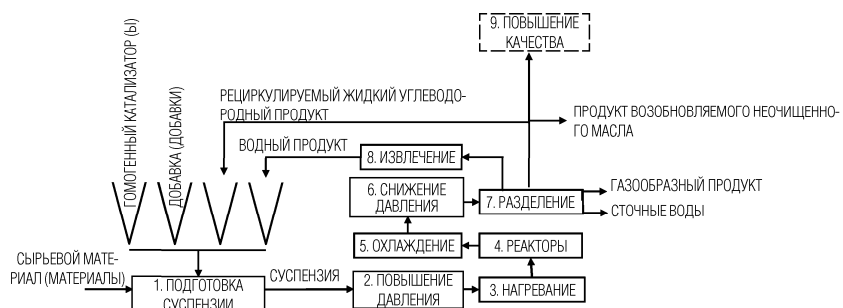
Фиг. 2



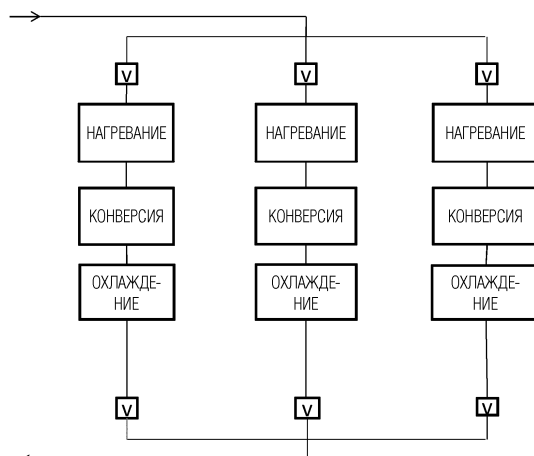
Фиг. 3



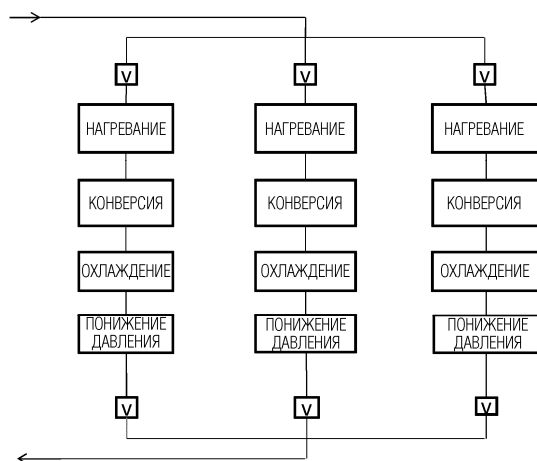
Фиг. 4



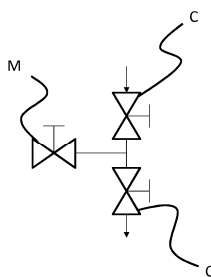
Фиг. 5



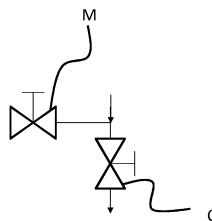
Фиг. 6



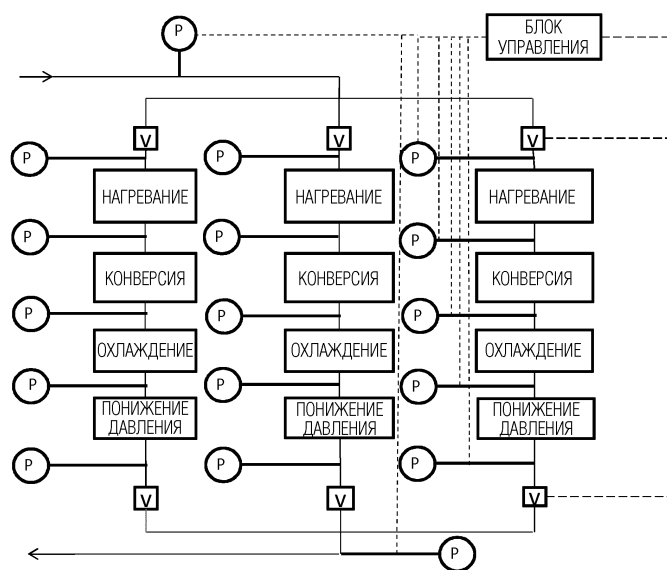
Фиг. 7



Фиг. 8А



Фиг. 8В



Фиг. 9

