

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **019593**(13) **B1**(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента
2014.04.30

(51) Int. Cl. **C10G 2/00** (2006.01)
C10K 1/14 (2006.01)

(21) Номер заявки
201171146

(22) Дата подачи заявки
2010.03.17

(54) **СПОСОБ И СИСТЕМА ДЛЯ СИНТЕЗА ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СОЕДИНЕНИЙ**

(31) **2009-080490**

(56) JP-A-2003105344
JP-A-2005530892
JP-A-2005211878

(32) **2009.03.27**

(33) **JP**

(43) **2012.04.30**

(86) **PCT/JP2010/001896**

(87) **WO 2010/109813 2010.09.30**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
**ДЖЭПЭН ОЙЛ, ГЭЗ ЭНД МЕТАЛЗ
НЭШНЛ КОРПОРЕЙШН; ИНПЕКС
КОРПОРЕЙШН; ДжейЭкс
НИППОН ОЙЛ ЭНД ЭНЕРДЖИ
КОРПОРЕЙШН; ДЖАПАН
ПЕТРОЛЕУМ ЭКСПЛОРЕЙШН
КО., ЛТД.; КОСМО ОЙЛ КО., ЛТД.;
НИППОН СТИЛ ИНДЖИНИРИНГ
КО., ЛТД. (JP)**

(72) Изобретатель:
Тасака Казухико (JP)

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

(57) Обеспечен способ для синтеза жидких углеводородных соединений, в котором синтез жидких углеводородных соединений из синтез-газа осуществляется путем реакции синтеза Фишера-Тропша. Способ включает в себя первую стадию абсорбции, состоящую из абсорбции газообразного диоксида углерода, который содержится в газообразных побочных продуктах, генерированных в ходе реакции синтеза Фишера-Тропша, с помощью абсорбента, и вторую стадию абсорбции, состоящую из абсорбции газообразного диоксида углерода, который содержится в синтез-газе, с помощью абсорбента, который прошел через первую стадию абсорбции.

B1**019593****019593****B1**

Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к способу и системе для синтеза жидких углеводородных соединений.

Приоритет заявлен по японской патентной заявке № 2009-080490, поданной 27 марта 2009 г., содержание которой включено в настоящий документ в качестве ссылки.

Уровень техники

В качестве одного из способов синтеза жидкого топлива из природного газа известна технология перевода газовой фазы в жидкость (GTL, Gas To Liquids: переход газовой фазы в жидкость). Технология GTL представляет собой технологию изготовления жидких топливных продуктов, таких как лигроин (неочищенный бензин), керосин, газойль и парафин, через стадии реформинга природного газа для получения синтез-газа, содержащего в качестве основных компонентов газообразный монооксид углерода (CO) и газообразный водород (H₂), синтеза углеводородных соединений (также называемых здесь "ФТ-синтез-углеводородами") с использованием этого синтез-газа в качестве сырья для реакции синтеза Фишера-Тропша (также называемой здесь "реакцией ФТ-синтеза") и гидрирования и фракционной дистилляции ФТ-синтез-углеводородов. Жидкотопливные продукты, в которых в качестве сырья использованы ФТ-синтез-углеводороды, обладают высоким содержанием парафиновых углеводородов и не включают в себя компоненты серы, например, как показано в патентном документе 1, жидкотопливные продукты привлекают повышенное внимание в качестве экологически благоприятных видов топлива.

В качестве технологий реформинга природного газа хорошо известны, например, способы реформинга с использованием газообразного диоксида углерода, такие как способ реформинга пара и газообразного диоксида углерода. В случае реформинга природного газа с использованием газообразного диоксида углерода используют непрореагировавший газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе в относительно высокой концентрации. Поэтому стадия отделения газообразного диоксида углерода от синтез-газа может быть выбрана до осуществления реакции ФТ-синтеза. Выделенный газообразный диоксид углерода используют повторно для реформинга природного газа.

В реакции ФТ-синтеза тяжелые углеводороды, полученные ФТ-синтезом, с относительно большим углеродным числом получают в виде жидкости, а различные виды газов синтезируют в виде побочных газообразных продуктов. В побочные газообразные продукты включены, например, газообразный диоксид углерода, пар, углеводородные соединения с углеродным числом два или менее и углеводородные соединения с углеродным числом три или более. Газообразные побочные продукты выпускаются наряду с непрореагировавшим синтез-газом из реактора для синтеза, в котором осуществляется реакция ФТ-синтеза. Испускаемые газообразные побочные продукты поступают в сепаратор, а сконденсированные легкие жидкие углеводородные соединения отделяют от газообразных побочных продуктов. Оставшийся газообразный компонент по необходимости используют повторно. Например, непрореагировавший синтез-газ используют повторно для реакции ФТ-синтеза, а газообразный диоксид углерода используют для реформинга природного газа.

Выделение газообразного диоксида углерода из синтез-газа или газообразных побочных продуктов можно осуществлять, например, путем использования абсорбента, который абсорбирует газообразный диоксид углерода при комнатной температуре и высвобождает газообразный диоксид углерода при его нагреве. Например, абсорбирование газообразного диоксида углерода, включенного в синтез-газ и газообразные побочные продукты, осуществляют путем пропускания этих газов через абсорбент при комнатной температуре, а извлечение газообразного диоксида углерода из абсорбента осуществляют путем нагрева абсорбента. Абсорбент, который освобождается от газообразного диоксида углерода, используют повторно для отделения газообразного диоксида углерода от синтез-газа и газообразных побочных продуктов. Обычно на стадии выделения газообразного диоксида углерода из синтез-газа и на стадии выделения газообразного диоксида углерода из газообразных побочных продуктов используют циркуляционные установки вышеуказанного абсорбента, обеспеченные на соответствующих стадиях.

Ссылка

Патентный документ 1 - японская патентная нерассмотренная публикация № 2004-323626.

Сущность изобретения

Техническая задача.

За последние годы в GTL-технологии каждая стадия, включающая в себя производство синтез-газа, является желательной, чтобы реакция ФТ-синтеза, гидрирования и фракционной дистилляции осуществлялись бы при низкой стоимости. Поэтому даже на вышеописанной стадии выделения газообразного диоксида углерода является желательным, чтобы насколько возможно снизить себестоимость.

Ввиду вышеописанных обстоятельств, в настоящем изобретении обеспечен способ и система для синтеза углеводородных соединений, способные снизить затраты на абсорбцию и удаление газообразного диоксида углерода из синтез-газа, который является сырьем для синтез-реакции Фишера-Тропша и газообразных побочных продуктов, порожденных реакцией синтеза Фишера-Тропша.

Решение проблемы

Способ для синтеза углеводородных соединений согласно настоящему изобретению представляет собой способ для синтеза жидких углеводородных соединений из синтез-газа посредством реакции син-

теза Фишера-Тропша, причем способ включает в себя первую стадию абсорбции, представляющую собой абсорбцию газообразного диоксида углерода, входящего в состав газообразных побочных продуктов, с помощью абсорбента, причем газообразные побочные продукты генерируются в ходе реакции синтеза Фишера-Тропша; и вторую стадию абсорбции, представляющую собой абсорбцию газообразного диоксида углерода, входящего в состав синтез-газа, с помощью абсорбента, который был использован на первой стадии абсорбции.

В настоящем изобретении, поскольку концентрация газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, низка, для абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, и для абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в синтез-газе, используют обычный абсорбент.

Поэтому согласно настоящему изобретению затраты на абсорбцию и удаление газообразного диоксида углерода, содержащегося в синтез-газе, и газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, могут быть снижены по сравнению со случаем использования отдельных абсорбентов, применяемых, соответственно, для синтез-газа и газообразных побочных продуктов.

Вышеуказанный способ для синтеза углеводородных соединений может дополнительно включать в себя стадию смешивания, заключающуюся в смешивании газообразных побочных продуктов, которые прошли через первую стадию абсорбции, синтез-газом, который прошел через вторую стадию абсорбции, перед подачей синтез-газа в зону реакции синтеза Фишера-Тропша.

Газообразные побочные продукты содержат синтез-газ, который не прореагировал в ходе реакции синтеза Фишера-Тропша. Согласно настоящему изобретению синтез-газ можно использовать без потерь, поскольку синтез-газ, который содержится в газообразных побочных продуктах, можно использовать повторно для реакции синтеза Фишера-Тропша.

Вышеуказанный способ для синтеза углеводородных соединений может дополнительно включать стадию регенерационного высвобождения газообразного диоксида углерода из абсорбента, который прошел через вторую стадию абсорбции.

В настоящем изобретении газообразный диоксид углерода, абсорбированный абсорбентом на первой стадии абсорбции и второй стадии абсорбции, может быть высвобожден из абсорбента непосредственно в ходе единственной стадии регенерации.

Поэтому согласно настоящему изобретению обычно можно использовать такое устройство, как регенерационную колонну, которая регенерирует абсорбент, и затраты, требуемые на синтез жидких углеводородных соединений, могут быть снижены, по сравнению со случаем использования отдельных абсорбентов, применяемых, соответственно, для синтез-газа и газообразных побочных продуктов, и для высвобождения газообразного диоксида углерода из различных абсорбентов.

В вышеуказанном способе для синтеза углеводородных соединений абсорбент, который прошел через стадию регенерации, можно использовать на первой стадии абсорбции.

В настоящем изобретении после отгонки газообразного диоксида углерода из абсорбента, который прошел через первую и вторую стадию абсорбции для регенерации абсорбента, регенерированный абсорбент можно использовать повторно. Поэтому согласно настоящему изобретению абсорбент можно использовать без потерь.

В вышеуказанном способе для синтеза углеводородных соединений часть абсорбента, который прошел через стадию регенерации, также можно использовать и на второй стадии абсорбции.

В настоящем изобретении в качестве части абсорбента, применяемого на второй стадии абсорбции, можно использовать чистый абсорбент, восстановленный на стадии регенерации. Следовательно, газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе, можно абсорбировать и удалять более качественно.

В вышеуказанном способе для синтеза углеводородных соединений первое местоположение подачи абсорбента, который пропускают через зону стадии регенерации, на второй стадии абсорбции может находиться ниже по потоку синтез-газа относительно второго местоположения подачи абсорбента, который пропускают через зону первой стадии абсорбции.

Согласно настоящему изобретению газообразный диоксид углерода может быть абсорбирован более качественно, поскольку в нижнюю часть потока синтез-газа подают более чистый абсорбент.

В вышеуказанном способе для синтеза углеводородных соединений синтез-газ может течь в направлении, противоположном направлению абсорбента на второй стадии абсорбции. Согласно настоящему изобретению газообразный диоксид углерода может быть абсорбирован более эффективно, поскольку синтез-газ течет в направлении, противоположном направлению абсорбента на второй стадии абсорбции.

Система для синтеза углеводородных соединений согласно настоящему изобретению представляет собой систему для синтеза жидких углеводородных соединений из синтез-газа путем реакции синтеза Фишера-Тропша. Система включает в себя первую абсорбционную колонну, которая позволяет абсорбенту абсорбировать газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах, порождаемых в ходе реакции синтеза; и вторую абсорбционную колонну, которая позволяет абсорбенту, который пропускают через первую абсорбционную колонну, абсорбировать газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе.

В настоящем изобретении в первой абсорбционной колонне и во второй абсорбционной колонне используют обычный абсорбент. Следовательно, обычно можно использовать такое устройство как регенерационная колонна, которая регенерирует абсорбент, и его себестоимость может быть снижена по сравнению со случаем, когда используют разные абсорбенты, которые циркулируют по отдельности и используются в первой и второй абсорбционных колоннах.

Вышеуказанная система для синтеза углеводородных соединений может дополнительно включать в себя секцию объединения, в которой происходит объединение газообразных побочных продуктов, выпускаемых из первой абсорбционной колонны в синтез-газ, выпускаемый из второй абсорбционной колонны.

В настоящем изобретении непрореагировавший синтез-газ, содержащийся в газообразных побочных продуктах, от которых газообразный диоксид углерода был отделен, можно использовать повторно для реакции синтеза Фишера-Тропша. Следовательно, можно избежать повышения парциального давления газообразного диоксида углерода в синтез-реакторе Фишера-Тропша, вследствие чего давление в зоне протекания реакции синтеза Фишера-Тропша может быть снижено, и себестоимость, например, реактора, также может быть снижена.

Вышеуказанная система для синтеза углеводородных соединений может дополнительно включать в себя регенерационную колонну, которая позволяет абсорбенту, который пропускают через вторую абсорбционную колонну, отпаривать газообразный диоксид углерода.

В настоящем изобретении газообразный диоксид углерода, абсорбированный в первой абсорбционной колонне и во второй абсорбционной колонне, может быть удален из абсорбента непосредственно в одной регенерационной колонной.

Следовательно, регенерационная колонна может быть использована широко, и затраты, например затраты на оборудование, могут быть снижены по сравнению со случаем, когда газообразный диоксид углерода удаляют по отдельности из различных абсорбентов.

Система для синтеза углеводородных соединений может дополнительно включать в себя первую секцию подачи, которая подает абсорбент, который пропускают через регенерационную колонну к первой абсорбционной колонне.

Согласно настоящему изобретению абсорбент, из которого был выделен газообразный диоксид углерода, можно использовать повторно, и при этом абсорбент может быть использован без потерь.

Вышеуказанная система для синтеза углеводородных соединений может дополнительно включать в себя вторую секцию подачи, которая подает часть абсорбента, которую пропускают через регенерационную колонну ко второй абсорбционной колонне.

В настоящем изобретении регенерированный чистый абсорбент, который был пропущен через регенерационную колонну, подают во вторую абсорбционную колонну через вторую секцию подачи, а затем регенерированный чистый абсорбент можно использовать в качестве части абсорбента во второй абсорбционной колонне. Следовательно, газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе, можно абсорбировать и удалять более качественно.

В вышеуказанной системе для синтеза углеводородных соединений она может быть адаптирована таким образом, чтобы первая секция подачи включала в себя первый канал подачи абсорбента, который соединен со второй абсорбционной колонной, и по которому абсорбент подают во вторую абсорбционную колонну, вторая секция подачи включала в себя второй канал подачи абсорбента, который соединен со второй абсорбционной колонной, и по которой абсорбент подают во вторую абсорбционную колонну, и при этом во второй абсорбционной колонне второй канал подачи расположен в нижней части потока синтез-газа относительно первого канала подачи.

Согласно настоящему изобретению газообразный диоксид углерода может быть абсорбирован абсорбентом более качественно, поскольку в нижнюю часть потока синтез-газа во второй абсорбционной колонне подают более чистый абсорбент.

В вышеуказанной системе для синтеза углеводородных соединений синтез-газ может течь в направлении, противоположном направлению абсорбента во второй абсорбционной колонне.

В настоящем изобретении газообразный диоксид углерода может быть абсорбирован более эффективно, поскольку синтез-газ течет в направлении, противоположном направлению абсорбента во второй абсорбционной колонне.

Благоприятные эффекты изобретения

Согласно настоящему изобретению обеспечен способ и система для синтеза углеводородных соединений, способная снизить затраты на абсорбцию и удаление газообразного диоксида углерода из синтез-газа, который является сырьем для реакции синтеза Фишера-Тропша, и газообразных побочных продуктов, образовавшихся в ходе реакции Фишера-Тропша.

Краткое описание чертежей

Фиг. 1 представляет собой полную принципиальную схему, показывающую конфигурацию системы синтеза жидкого топлива согласно варианту воплощения настоящего изобретения.

Фиг. 2 представляет собой частичную принципиальную схему, показывающую конфигурацию системы синтеза углеводородных соединений.

Фиг. 3 представляет собой частичную принципиальную схему, показывающую конфигурацию системы синтеза углеводородных соединений согласно настоящему изобретению.

Описание вариантов воплощения

Вариант воплощения настоящего изобретения будет описан более подробно ниже, со ссылкой на прилагаемые чертежи. В настоящем описании и чертежах повторные описания будут опущены, и при этом компонентам, обладающим практически одинаковой конфигурацией, приданы одинаковые номера ссылок.

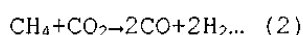
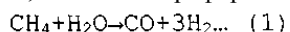
Сначала со ссылкой на фиг. 1 будет описана общая конфигурация системы синтеза жидкого топлива 1, которая осуществляет технологию GTL (Gas To Liquids, перевод из газовой фазы в жидкость) согласно настоящему варианту воплощения. Фиг. 1 представляет собой схему, показывающую полную конфигурацию системы синтеза жидкого топлива 1 согласно настоящему варианту воплощения.

Как показано на фиг. 1, система синтеза жидкого топлива 1 согласно настоящему варианту воплощения представляет собой промышленную установку, которая осуществляет технологию GTL, которая преобразует углеводородное сырье, такое как природный газ, в жидкое топливо. Система синтеза жидкого топлива 1 включает в себя блок для производства синтез-газа 3, блок для ФТ-синтеза 5 и блок для обогащения 7. Блок для производства синтез-газа 3 преобразует природный газ, который представляет собой углеводородное сырье, с получением синтез-газа, включающего в себя газообразный монооксид углерода и газообразный водород. Блок для ФТ-синтеза 5 синтезирует жидкие углеводородные соединения из полученного синтез-газа посредством реакции ФТ-синтеза. В блоке для обогащения 7 происходит гидрирование и ректификация жидких углеводородных соединений, синтезированных посредством реакции ФТ-синтеза, с получением жидкого топлива и других продуктов (например, лигроина, керосина, газойля и парафинов). Здесь и далее будут описаны компоненты этих соответствующих блоков.

Сначала будет описан блок для производства синтез-газа 3. Блок для производства синтез-газа 3 преимущественно включает в себя, например, реактор обессеривания 10, установку для реформинга 12, котел-утилизатор 14, газожидкостные сепараторы 16 и 18, блок для удаления CO_2 20 и сепаратор водорода 26. Десульфуризационный сепаратор 10 состоит, например, из гидродесульфуризатора, и он удаляет компоненты серы из природного газа, который является сырьем. Установка для реформинга 12 преобразует природный газ, подаваемый из реактора обессеривания 10, для получения синтез-газа, включающего в себя в качестве основных компонентов газообразный монооксид углерода (CO) и газообразный водород (H_2). Котел-утилизатор 14 преобразует отходящее тепло синтез-газа, полученного в установке для реформинга 12, для генерирования пара высокого давления. Газожидкостный сепаратор 16 отделяет воду, нагреваемую за счет теплообмена с синтез-газом в котле-утилизаторе 14, на газ (пар высокого давления) и жидкость. Газожидкостный сепаратор 18 удаляет сконденсированный компонент из синтез-газа, охлаждаемого в котле-утилизаторе 14, и подает газообразный компонент на блок для удаления CO_2 20. Блок для удаления CO_2 20 имеет абсорбционную колонну (вторую абсорбционную колонну) 22 и регенерационную колонну 24. В абсорбционной колонне 22 газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе, подаваемом из газожидкостного сепаратора 18, абсорбируется абсорбентом. В регенерационной колонне 24 абсорбент, который абсорбировал газообразный диоксид углерода, высвобождает газообразный диоксид углерода, и абсорбент регенерируется. Сепаратор водорода 26 выделяет часть газообразного водорода, входящего в состав синтез-газа, из которого газообразный диоксид углерода был выделен посредством блока для удаления CO_2 . Однако вышеуказанный блок для удаления CO_2 может отсутствовать в зависимости от ситуации.

В реформинг-установке 12, например, при использовании пара и газообразного диоксида углерода, где способ реформинга описан формулами химических реакций (1) и (2), природный газ подвергается реформингу под действием диоксида углерода и пара и получается высокотемпературный синтез-газ, который включает в себя газообразный монооксид углерода и газообразный водород в качестве основных компонентов.

В дополнение, способ реформинга в реформинг-установке 12 не ограничен вышеуказанным способом реформинга пара и газообразного диоксида углерода. Например, также можно использовать способ реформинга пара, способ реформинга с частичным окислением (способ, POX), с использованием кислорода, способ автотермального реформинга (ATR), который является комбинацией способа частичного окисления и способа парового реформинга, или способ реформинга газообразного диоксида углерода.



Сепаратор водорода 26 обеспечен на ответвлении трубопровода, ответвляющемся от магистрального трубопровода 28, который соединяет блок удаления CO_2 20 или газожидкостный сепаратор 18 с барботажной реакторной колонной 30. Сепаратор водорода 26 может состоять, например, из устройства для адсорбции водорода с перепадом давления (PSA), которое осуществляет адсорбцию и десорбцию водорода с использованием перепада давлений. PSA-устройство для выделения водорода имеет адсорбенты (например, цеолитовый адсорбент, активированный уголь, глинозем, силикагель) внутри адсорбционных колонн (не показаны), которые подсоединены параллельно. PSA-устройство для выделения водорода

может непрерывно подавать высокочистый газообразный водород (например, примерно 99,999%), отделенный от синтез-газа за счет последовательного повторения сжатия, адсорбции, десорбции (сбрасывания давления) и очистки водорода в каждой адсорбционной колонне.

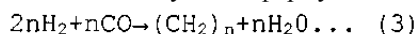
Способ отделения газообразного водорода в сепараторе водорода 26 не ограничен способом адсорбции со сдвигом давления, выполняемым PSA-устройством. Например, можно использовать способ адсорбции сплава, накапливающего водород, способ мембранной сепарации или их сочетание.

Способ адсорбции сплава, накапливающего водород, представляет собой, например, технологию для отделения газообразного водорода с использованием сплава, накапливающего водород (например, TiFe , LaNi_5 , $\text{TiFe}_{0.7}\text{-TiFe}_{0.9}\text{Mn}_{0.3}\text{-Mn}_{0.1}$, $\text{TiMn}_{1.5}$), обладающего свойством, состоящем в адсорбции или высвобождении водорода, соответственно, при охлаждении или нагреве. В способе адсорбции с использованием сплава, накапливающего водород, например, в адсорбционных колоннах, которые содержат сплав, накапливающий водород, по очереди повторяется адсорбция водорода, осуществляемая за счет охлаждения сплава, накапливающего водород, и высвобождение водорода, осуществляемое за счет нагрева сплава, накапливающего водород. Таким образом, газообразный водород в синтез-газе можно выделять и улавливать.

Способ мембранной сепарации представляет собой способ с использованием мембраны, изготовленной из полимерного материала, такого как ароматический полиимид, для отделения от смешанного газа газообразного водорода, которая обладает наибольшей мембранной проницаемостью. Поскольку способ мембранной сепарации не требует наличия фазового перехода у целевых материалов, предназначенных для сепарации, для осуществления данной операции требуется мало энергии, и эксплуатационные затраты малы. Дополнительно, поскольку структура устройства для мембранной сепарации проста и компактна, требуется низкая стоимость обслуживающего устройства, и требуемая площадь, занимаемая оборудованием, также мала. Более того, поскольку в сепарационной мембране нет никакого приводного устройства, а стабильный рабочий диапазон широкий, возникает преимущество, состоящее в простоте материально-технического обслуживания.

Далее будет описан блок ФТ-синтеза 5. Блок ФТ-синтеза в основном включает в себя, например, барботажную реакторную колонну 30, газожидкостной сепаратор 34, сепаратор 36, газожидкостной сепаратор 38 и первую ректификационную колонну 40. Барботажная реакторная колонна 30 синтезирует жидкие углеводородные соединения посредством реакции ФТ-синтеза из синтез-газа, получаемого в вышеуказанном блоке для производства синтез-газа 3, точнее говоря, из газообразного монооксида углерода и газообразного водорода. Газожидкостной сепаратор 34 разделяет воду, которая нагревается при ее пропускании по тепловой трубе 86, расположенной в барботажной реакторной колонне 30, на пар (пар среднего давления) и жидкость. Сепаратор 36 соединяют со средней частью барботажной реакторной колонны 30 для разделения катализатора и жидких углеводородных соединений. Газожидкостной сепаратор 38 соединен с верхней частью барботажной реакторной колонны 30 для охлаждения непрореагировавшего синтез-газа и газообразных углеводородных соединений (газообразных побочных продуктов). Первая ректификационная колонна подвергает фракционной дистилляции жидкие углеводородные соединения, подаваемые через сепаратор 36 и газожидкостной сепаратор 38 из барботажную колонну 30, на соответствующие фракции.

Барботажная реакторная колонна 30, которая представляет собой пример реактора, в котором синтезируют жидкие углеводородные соединения из синтез-газа, функционирует как реактор для ФТ-синтеза, в котором жидкие углеводородные соединения синтезируют из синтез-газа посредством реакции ФТ-синтеза. Барботажная реакторная колонна 30 состоит, например, из реактора типа реактора со слоем взвешенного осадка барботажной колонны, в котором взвесь, состоящая из катализатора и нефти средней плотности, содержится внутри колончатого сосуда. В этой барботажной реакторной колонне 30 синтезируют жидкие углеводородные соединения из синтез-газа посредством реакции ФТ-синтеза. Точнее говоря, синтез-газ, подаваемый в барботажную реакторную колонну 30, течет через взвесь, состоящую из катализатора и нефти средней плотности, и во взвешенном состоянии газообразный водород и газообразный монооксид углерода, входящие в состав синтез-газа, реагируют друг с другом с образованием углеводородных соединений, как показано в следующей формуле химической реакции (3).



Поскольку эта реакция ФТ-синтеза является экзотермической реакцией, барботажная реакторная колонна 30 является реактором типа теплообменника, в которой расположена тепловая труба 86. Барботажную реакторную колонну 30 снабжают, например, водой (BFW: Boiler Feed Water, водой для питания котла), применяемой в качестве охладителя, таким образом, чтобы тепло реакции ФТ-синтеза можно было утилизировать с получением пара среднего давления посредством теплообмена между взвесью и водой.

Далее будет описан блок обогащения 7. Блок обогащения 7 включает в себя, например, реактор гидрокрекинга парафиновой фракции 50, реактор гидрообработки среднего дистиллята 52, реактор гидрообработки фракции лигроина 54, газожидкостные сепараторы 56, 58 и 60, вторую ректификационную колонну 70 и стабилизатор лигроина 72. Реактор гидрокрекинга парафиновой фракции 50 соединен с нижней частью первой ректификационной колонны 40. Реактор гидрообработки среднего дистиллята 52

соединен со средней частью первой ректификационной колонны 40. Реактор гидрообработки фракции лигроина 54 соединен с верхней частью первой ректификационной колонны 40. Газожидкостные сепараторы 56, 58 и 60 обеспечены таким образом, чтобы они соответствовали реакторам гидрообработки, соответственно, 50, 52 и 54. Во второй ректификационной колонне 70 происходит фракционная дистилляция жидких углеводородных соединений, подаваемых из газожидкостных сепараторов 56 и 58. В стабилизаторе лигроина 72 происходит ректификация жидких углеводородных соединений, содержащих фракцию лигроина, который поступает из газожидкостного сепаратора 60, и подвергается фракционной дистилляции во второй ректификационной колонне 70. В результате, стабилизатор лигроина 72 выпускает в качестве отходящих газов бутан и компоненты, более легкие, чем бутан, а в качестве лигроинового продукта восстанавливает компоненты, обладающие углеродным числом, равным пяти или более.

Далее будет описана технология для синтеза жидкого топлива из природного газа (технология GTL) посредством системы синтеза жидкого топлива 1, сконфигурированной, как было описано выше.

Природный газ (основным компонентом которого является CH_4) в качестве углеводородного сырья подают в систему синтеза жидкого топлива 1 из внешнего источника подачи природного газа (не показан), такого как месторождение природного газа или генератора природного газа. В вышеуказанном блоке для производства синтез-газа 3 происходит реформинг природного газа, с получением синтез-газа (газовой смеси, включающей в себя газообразный монооксид углерода и газообразный водород в качестве основных компонентов).

В частности, природный газ сначала вводят в реактор обессеривания 10, наряду с газообразным водородом, отделенным в сепараторе водорода 26. В реакторе обессеривания 10 компоненты серы, входящие в состав природного газа, преобразуют в сероводород посредством введенного газообразного водорода и гидросульфуризационного катализатора. Кроме того, в реакторе обессеривания 10 генерированный сероводород поглощается десульфуратором, например ZnO . Таким образом, за счет предварительного обессеривания природного газа можно предотвратить снижение активности катализаторов, используемых в реформинг-установке 12, и барботажной реакторной колонны 30 из-за присутствия серы.

Природный газ (который может также включать в себя диоксид углерода), десульфурированный указанным образом, подают в реформинг-установку 12 после того, как газообразный диоксид углерода (CO_2), подаваемый из источника подачи диоксида углерода (не показан), и пар, генерированный в котле-утилизаторе 14, были перемешаны друг с другом. В реформинг-установке 12 природный газ подвергается реформингу под действием диоксида углерода и пара, и получается высокотемпературный синтез-газ, включающий в себя газообразный монооксид углерода и газообразный водород в качестве основных компонентов, например, путем осуществления вышеуказанного способа реформинга пара и газообразного диоксида углерода. В то же время топливный газ и воздух для горелки, установленной в реформинг-установке 12, подают в реформинг-установку 12, и за счет теплоты сгорания топливного газа, генерируемого в горелке, обеспечивается теплота реакции, требуемая для вышеуказанной реакции реформинга пара и газообразного диоксида углерода, то есть эндотермической реакции.

Высокотемпературный синтез-газ (например, 900°C , 2,0 МПаГ), полученный в реформинг-установке 12 указанным образом, подают в котел-утилизатор 14 и охлаждают за счет теплообмена с водой, которая циркулирует по котлу-утилизатору 14 (например, 400°C). А отходящее тепло синтез-газа утилизируется водой. В то же время воду, нагреваемую синтез-газом в котле-утилизаторе 14, подают в газожидкостный сепаратор 16. В газожидкостном сепараторе 16 воду, нагреваемую синтез-газом, разделяют на пар высокого давления (например, 3,4-10,0 МПаГ) и воду. Выделенный пар высокого давления подают в реформинг-установку 12 или другие внешние устройства, а выделенную воду возвращают котел-утилизатор 14.

Между тем, синтез-газ, охлажденный в котле-утилизаторе 14, подают в абсорбционную колонну 22 блока удаления CO_2 20 или в барботажную реакторную колонну 30 после того, как сконденсированная жидкая фракция была отделена и удалена из синтез-газа в газожидкостном сепараторе 18. В абсорбционной колонне 22 газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе, поглощается абсорбентом, который содержится в абсорбционной колонне 22, и газообразный диоксид углерода удаляется из синтез-газа. Абсорбент, который поглощал газообразный диоксид углерода в этой абсорбционной колонне 22, выводят из абсорбционной колонны и вводят в регенерационную колонну 24. Абсорбент, введенный в регенерационную колонну 24, нагревают, например, паром и подвергают обработке очисткой для выпуска газообразного диоксида углерода. Высвобожденный газообразный диоксид углерода выпускают из регенерационной колонны 24 и вводят в реформинг-установку 12, а затем повторно используют для вышеуказанной реакции реформинга.

Синтез-газ, полученный в блоке для производства синтез-газа 3 указанным образом, подают в барботажную реакторную колонну 30 вышеуказанного блока ФТ-синтеза 5. На данной стадии соотношение составов синтез-газа, подаваемого на барботажную реакторную колонну 30, подвергают регулировке до достижения соотношения составов, пригодного для реакции ФТ-синтеза (например, $\text{H}_2:\text{CO}=2:1$ (молярное соотношение)). В дополнение, синтез-газ, подаваемый на барботажную реакторную колонну 30, сжимают до достижения давления, подаваемого для осуществления реакции ФТ-синтеза (например, примерно 3,6 МПаГ) компрессором (не показан), обеспеченным на трубопроводе, который соединяет

блок удаления CO_2 20 с барботажной реакторной колонной 30.

Дополнительно часть синтез-газа, от которого газообразный диоксид углерода был отделен с помощью вышеуказанного блока удаления CO_2 20, также подают на сепаратор водорода 26. В сепараторе водорода 26 газообразный водород, содержащийся в синтез-газе, отделяют путем адсорбции и десорбции, с использованием перепада давлений (адсорбции водорода со сдвигом давления, PSA), как было описано выше. Выделенный водород непрерывно подают, например, из газгольдера (не показан) через компрессор (не показан) на различные устройства для проведения реакции утилизации водорода (например, реактор обессеривания 10, реактор гидрокрекинга парафиновых фракций 50, реактор гидрообработки среднего дистиллята 52, реактор гидрообработки лигроиновой фракции 54), в которых осуществляются заданные реакции за счет утилизации водорода в системе синтеза жидкого топлива 1.

Затем, в вышеуказанном блоке ФТ-синтеза 5 синтезируют жидкие углеводородные соединения путем проведения реакции ФТ-синтеза из синтез-газа, полученного в вышеуказанном блоке для производства синтез-газа 3.

В частности, синтез-газ, из которого в вышеуказанном блоке удаления CO_2 20 был выделен газообразный диоксид углерода, вводят в барботажную реакторную колонну 30, и он течет через взвесь, включающую в себя катализатор, содержащийся в барботажной реакторной колонне 30. В то же время в барботажной реакторной колонне 30 монооксид углерода и газообразный водород, которые входят в состав синтез-газа, реагируют друг с другом по вышеуказанной реакции ФТ-синтеза, и получаются углеводородные соединения. Более того, при реакции ФТ-синтеза теплота реакции ФТ-синтеза утилизируется водой, текущей по тепловой трубе 86 барботажной реакторной колонны 30, и вода, нагреваемая реакционным теплом, испаряется в пар. Пар подают в газожидкостный сепаратор 34 и разделяют на сконденсированную воду и газовую фракцию, воду возвращают в тепловую трубу 86, а газовую фракцию подают на внешнее устройство в качестве пара среднего давления (например, 1,0-2,5 МПаГ).

Жидкие углеводородные соединения, синтезированные в барботажной реакторной колонне 30 указанным способом, выпускают из средней части барботажной реакторной колонны 30 в виде взвеси, включающей в себя частицы катализатора, и вводят в сепаратор 36. В сепараторе 36 введенную взвесь разделяют на катализаторы (твердые частицы) и жидкий компонент, включающий в себя жидкие углеводородные соединения. Часть разделенного катализатора возвращают в барботажную реакторную колонну 30, а жидкий компонент вводят в первую ректификационную колонну 40. Из верхней части барботажной реакторной колонны 30 выпускают газообразные побочные продукты, которые включают в себя непрореагировавший в реакции ФТ-синтеза синтез-газ и газообразные углеводородные соединения, полученные в ходе реакции ФТ-синтеза. Газообразные побочные продукты, выпущенные из барботажной реакторной колонны 30, вводят в газожидкостный сепаратор 38. В газожидкостном сепараторе 38 газообразные побочные продукты охлаждают и разделяют на сконденсированные жидкие углеводородные соединения и газовый компонент. Выделенные жидкие углеводородные соединения выпускают из газожидкостного сепаратора 38 и вводят в первую ректификационную колонну 40. Часть выделенного газового компонента, выпущенного из газожидкостного сепаратора 38, повторно вводят в барботажную реакторную колонну 30, а непрореагировавшие синтез-газы (CO и H_2), содержащиеся в этом газовом компоненте, повторно используют для реакции ФТ-синтеза. Кроме того, отходящий газ, выпущенный из газожидкостного сепаратора 38, включающий в себя газообразные углеводородные соединения, которые обладают небольшим углеродным числом (C_4 или менее), то есть отличные от целевых продуктов, таких как основной компонент, используют в качестве топливного газа, или утилизируют виды топлива, эквивалентные СНГ (сжиженному нефтяному газу).

В первой ректификационной колонне 40 жидкие углеводородные соединения (с различными углеродными числами), которые подают через сепаратор 36 и газожидкостный сепаратор 38 из барботажной реакторной колонны 30, как было описано выше, подвергают фракционной дистилляции с образованием фракции лигроина (точка кипения которой ниже чем примерно 150°C), среднего дистиллята (точка кипения которого составляет примерно $150\text{-}350^\circ\text{C}$) и парафиновой фракции (точка кипения которого превышает примерно 350°C). Жидкие углеводородные соединения парафиновой фракции (в основном C_{21} или более), выпущенные из нижней части первой ректификационной колонны 40, вводят в реактор гидрокрекинга парафиновых фракций 50. Жидкие углеводородные соединения, входящие в средний дистиллят, эквивалентный керосину и газойлю (в основном $\text{C}_{11}\text{-C}_{20}$), выпущенные из средней части первой ректификационной колонны 40, вводят в реактор гидрообработки среднего дистиллята 52. Жидкие углеводородные соединения, входящие во фракцию лигроина (в основном $\text{C}_5\text{-C}_{10}$), выпущенные из верхней части первой ректификационной колонны 40, вводят в реактор гидрообработки лигроиновой фракции 54.

В реакторе гидрокрекинга парафиновых фракций 50 происходит гидрокрекинг жидких углеводородных соединений парафиновой фракции с большим углеродным числом (приблизительно C_{21} или более), которое выпускают из нижней части первой ректификационной колонны 40, с использованием газообразного водорода, подаваемого из вышеуказанного сепаратора водорода 26, для снижения углеродного числа до C_{20} или менее. В этой реакции гидрокрекинга связи C-C углеводородных соединений с большим углеродным числом расщепляются под действием катализаторов и тепла. В результате, углеводородные соединения с большим углеродным числом преобразуются в углеводородные соединения с

небольшим углеродным числом. В дополнение в реакторе гидрокрекинга парафиновых фракций 50 реакция, которая приводит к гидроизомеризации насыщенных углеводородных соединений с прямой цепью (нормальные парафины) с получением разветвленных насыщенных углеводородных соединений (изопарафинов), также протекает одновременно с реакцией гидрокрекинга. Это повышает низкотемпературную текучесть продукта гидрокрекинга парафиновой фракции, который требуется в качестве базового компонента нефтяного топлива. Более того, в реакторе гидрокрекинга парафиновых фракций 50 также протекает реакция гидродеоксигенирования кислородсодержащих соединений, таких как спирты, и реакция гидрогенизации олефинов, оба из которых содержатся в парафиновой фракции, то есть в сырье. Продукты гидрокрекинга, включая жидкие углеводородные соединения, выпускаемые из реактора гидрокрекинга парафиновых фракций 50, вводят в газожидкостный сепаратор 56 и разделяют на газ и жидкость. Выделенные жидкие углеводородные соединения вводят во вторую ректификационную колонну 70, а выделенный газовый компонент (включающий в себя газообразный водород) вводят в реактор гидрообработки среднего дистиллята 52 и в реактор гидрообработки лигроиновой фракции 54.

В реакторе гидрообработки среднего дистиллята 52 подвергают гидрообработке жидкие углеводородные соединения, составляющие средний дистиллят, эквивалентный керосину и газойлю, обладающему средним углеродным числом (приблизительно $C_{11}-C_{20}$), которые выпускают из средней части первой ректификационной колонны 40. В реакторе гидрообработки среднего дистиллята 52 газообразный водород, подаваемый из сепаратора водорода 26 через реактор гидрокрекинга парафиновых фракций 50, используют для гидрообработки. В этой реакции гидрообработки олефины, содержащиеся в вышеуказанных жидких углеводородных соединениях, подвергают гидрированию для получения насыщенных углеводородных соединений, а кислородсодержащие соединения, такие как спирты, содержащиеся в вышеуказанных жидких углеводородных соединениях, подвергают гидрированию и преобразуют в насыщенные углеводородные соединения и воду. Более того, при этой реакции гидрообработки протекает реакция гидроизомеризации, которая приводит к изомеризации насыщенных углеводородных соединений с прямой цепью (нормальные парафины), с преобразованием насыщенных углеводородных соединений в разветвленные насыщенные углеводородные соединения (изопарафины), и при этом повышается низкотемпературная текучесть полученного масла, требуемого в качестве топливного масла. Продукт, включающий в себя гидрированные жидкие углеводородные соединения, разделяют на газ и жидкость в газожидкостном сепараторе 58. Выделенные жидкие углеводородные соединения вводят во вторую ректификационную колонну 70, а выделенную газовую фракцию (включающую в себя газообразный водород) повторно используют для вышеуказанной реакции гидрогенизации.

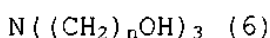
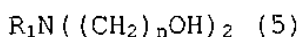
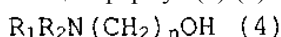
В реакторе гидрообработки лигроиновой фракции 54 гидрообработке подвергают жидкие углеводородные соединения фракции лигроина с низким углеродным числом (приблизительно C_{10} или менее), которые выпускают из верхней части первой ректификационной колонны 40. В реакторе гидрообработки лигроиновой фракции 54 для гидрообработки используют газообразный водород, подаваемый из сепаратора водорода 26 через реактор гидрокрекинга парафиновых фракций 50. В результате продукт, включающий в себя подвергнутые гидрообработке жидкие углеводородные соединения, разделяют на газ и жидкость в газожидкостном сепараторе 60. Выделенные жидкие углеводородные соединения вводят в стабилизатор лигроина 72, а выделенную газовую фракцию (включающую в себя газообразный водород) повторно используют для вышеуказанной реакции гидрогенизации. При гидрировании этой фракции лигроина в основном происходит гидрирование олефинов и гидродеоксигенирование кислородсодержащих соединений, таких как спирты.

Во второй ректификационной колонне 70 жидкие углеводородные соединения, которые подают из реактора гидрокрекинга парафиновых фракций 50 и реактора гидрообработки среднего дистиллята 52, как было описано выше, подвергают фракционной дистилляции, с образованием углеводородных соединений C_{10} или менее (точка кипения которых составляет примерно менее 150°C), фракции керосина (точка кипения которого составляет примерно $150-250^{\circ}\text{C}$), газойля (точка кипения которого составляет примерно $250-350^{\circ}\text{C}$) и непрореагировавшей парафиновой фракции (точка кипения которой превышает 350°C) в реакторе гидрокрекинга парафиновых фракций 50. Непрореагировавшую парафиновую фракцию получают из нижней части второй ректификационной колонны 70 и затем ее подвергают рециркуляции в верхнюю часть реактора гидрокрекинга парафиновых фракций 50. Керосин и газойль выпускают из средней части второй ректификационной колонны 70. Между тем, газообразные углеводородные соединения C_{10} или менее выпускают из верхней части второй ректификационной колонны 70 и вводят в стабилизатор лигроина 72.

Более того, в стабилизаторе лигроина 72 углеводородные соединения с составом C_{10} или менее, которые были поданы из вышеуказанного реактора гидрообработки лигроиновой фракции 54 и подвергнуты фракционной дистилляции во второй ректификационной колонне 70, были подвергнуты перегонке, и в качестве продукта был получен лигроин (C_5-C_{10}). Таким образом, высокочистый лигроин выпускают из нижней части стабилизатора лигроина 72. Между тем, отходящий газ, включающий в себя углеводородные соединения с заданным углеродным числом или менее (C_4 или менее), отличные от продукта, выпускают из верхней части стабилизатора лигроина 72. Этот отходящий газ используют в качестве топливного газа или утилизируют топливо, эквивалентное СНГ.

Ранее была описана технология (технология конверсии природного газа в жидкие углеводороды, GTL) системы синтеза жидкого топлива 1. С помощью этой GTL-технологии природный газ можно легко и экономно преобразовывать в чистое жидкое топливо, такое как высокочистый лигроин (C_5 - C_{15}), керосин (C_{11} - C_{15}) и газойль (C_{16} - C_{20}).

Далее конфигурация части системы синтеза жидкого топлива 1, которая удаляет газообразный диоксид углерода из синтез-газа и газообразных побочных продуктов, будет описана со ссылкой на фиг. 2. В настоящем варианте воплощения в качестве примера будет описана конфигурация с использованием абсорбента для удаления газообразного диоксида углерода. Абсорбент, используемый в настоящем варианте воплощения, обладает признаком, состоящим в абсорбции газообразного диоксида углерода при комнатной температуре и в высвобождении абсорбированного газообразного диоксида углерода при его нагреве. На фиг. 2 линии, показанные в виде сплошных линий стрелок, показывают направления течения газов, а линии, показанные в виде прерывистых линий стрелок, показывают направления течения абсорбента. В дополнение вышеуказанный абсорбент включает в себя, например, водные растворы аминокислот, приведенных в виде следующих общих формул (4)-(6):



Здесь в формулах (4)-(6) R_1 - это атом водорода или алкильная группа C_1 - C_{10} , а R_2 - атом водорода или алкильная группа C_1 - C_4 , $n=1-5$. Более того, гидроксильные группы в формулах (5) и (6) включают в себя случаи, когда углеродные числа алкильных групп отличны друг от друга.

Такие аминокислоты включают в себя, например, алканамины, такие как моноэтаноламин, диэтаноламин, триэтаноламин, 2-метиламиноэтанол, 2-этиламиноэтанол, 2-пропиламиноэтанол, п-бутиламиноэтанол, 2-(изопропиламино)этанол, 3-этиламинопропанол и дипропаноламин. Концентрация аминокислот в водном растворе задана равной 20-80 мас.%, а более предпочтительно 30-50 мас.%. В дополнение можно использовать абсорбенты, отличные от водного раствора аминокислот.

Сначала будут описаны трубопроводы для потока газообразных побочных продуктов, выделенных газожидкостным сепаратором 38. Газожидкостный сепаратор 38 соединен с магистральным трубопроводом 28 через трубопровод для газообразного побочного продукта 35b, первую абсорбционную колонну 35 и трубопровод для объединения 35c. Трубопровод для газообразного побочного продукта 35b снабжают, например, компрессором 35a. Трубопровод для газообразного побочного продукта 35b соединен с первой абсорбционной колонной 35. В первой абсорбционной колонне 35 газообразный диоксид углерода, который содержится в газообразных побочных продуктах, подаваемых по трубопроводу для газообразного побочного продукта 35b, абсорбируется вышеуказанным абсорбентом (первая стадия абсорбции). Трубопровод для объединения 35c соединяет верхнюю часть первой абсорбционной колонны 35 с магистральным трубопроводом 28. Трубопровод для объединения 35c представляет собой секцию объединения, в которой происходит объединение газообразных побочных продуктов, из которых удаляют газообразный диоксид углерода, при их пропускании через первую абсорбционную колонну 35 в синтез-газ, текущий по магистральному трубопроводу 28.

Далее будут описаны трубопроводы для потока абсорбента. Абсорбент циркулирует между регенерационной колонной 24 (см. фиг. 1), первой абсорбционной колонной 35 и второй абсорбционной колонной 22. Регенерационная колонна 24 соединена с верхней частью первой абсорбционной колонны 35 через первый подающий трубопровод (первую подающую секцию) 24b. Подающий трубопровод 24b снабжен насосом 24a, теплообменником 24c и охладителем 25a. Нижняя часть регенерационной колонны 24 снабжена каналом для циркуляции абсорбента. На циркуляционных трубопроводах обеспечена нагревательная часть 25b, которая нагревает абсорбент.

Первая абсорбционная колонна 35 соединена с верхней частью второй абсорбционной колонны 22 через второй подающий трубопровод (вторую подающую секцию) 24d. Один конец второго подающего трубопровода 24d соединен с нижней частью первой абсорбционной колонны 35, а другой конец второго подающего трубопровода 24d соединен с верхней частью второй абсорбционной колонны 22. Вторая абсорбционная колонна 22 соединена с регенерационной колонной 24 через третий подающий трубопровод 24e. Один конец третьего подающего трубопровода 24e соединен с нижней частью второй абсорбционной колонны 22, а другой конец третьего подающего трубопровода 24e соединен с регенерационной колонной 24. Третий подающий трубопровод 24e проходит сквозь внутреннее пространство вышеуказанного теплообменника 24c.

Далее будет описана стадия абсорбции газообразного диоксида углерода с описанием трубопроводов для потока газообразных побочных продуктов, трубопроводов для потока абсорбента и трубопроводов для потока синтез-газа.

Газообразные побочные продукты, выделенные газожидкостным сепаратором 38, подают в нижнюю часть первой абсорбционной колонны 35 через трубопровод для газообразного побочного продукта 35b. Газообразные побочные продукты, подаваемые в первую абсорбционную колонну 35, перемещают-

ся по первой абсорбционной колонне 35 из ее нижней части в ее верхнюю часть. Между тем, абсорбент подают в верхнюю часть первой абсорбционной колонны 35 через подающий трубопровод 24b из регенерационной колонны 24. Абсорбент охлаждают в охладителе 25a при его пропускании по подающему трубопроводу 24b. Абсорбент, подаваемый в верхнюю часть первой абсорбционной колонны 35, движется в первой абсорбционной колонне 35 от ее верхней части до ее нижней части.

В первой абсорбционной колонне 35 газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах, которые перемещаются в первой абсорбционной колонне 35 от ее нижней части до ее верхней части, абсорбируется абсорбентом, который перемещается в первой абсорбционной колонне 35 от ее верхней части до ее нижней части (первая стадия абсорбции). В первой абсорбционной колонне 35 как таковые направление потока абсорбента и направление потока газообразных побочных продуктов противоположны друг другу, то есть находятся в противотоке при абсорбции абсорбентом газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах.

Газообразные побочные продукты, из которых газообразный диоксид углерода был абсорбирован и удален, выпускают из первой абсорбционной колонны 35 через трубопровод для смешивания 35c, который соединен с первой абсорбционной колонной 35. Между тем, абсорбент, который абсорбировал газообразный диоксид углерода, выпускают из первой абсорбционной колонны 35 по второму подающему трубопроводу 24d, который соединен с нижней частью первой абсорбционной колонны 35.

Объемное содержание газообразного диоксида углерода в газообразных побочных продуктах составляет, например, примерно 0,5% по отношению ко всем газообразным побочным продуктам, что представляет собой относительно низкую концентрацию. По этой причине абсорбент, который абсорбировал газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах, еще обладает достаточной остаточной абсорбционной способностью для абсорбции газообразного диоксида углерода. Абсорбент, который обладает достаточной абсорбционной способностью, таким образом, выпускают из первой абсорбционной колонны 35.

Абсорбент, который выпускают из первой абсорбционной колонны 35, вводят в верхнюю часть второй абсорбционной колонны 22 по второму подающему трубопроводу 24d. Абсорбент, введенный в верхнюю часть второй абсорбционной колонны 22, перемещается внутри второй абсорбционной колонны 22 от ее верхней части до ее нижней части. Между тем, синтез-газ, выпускаемый из газожидкостного сепаратора 18 (см. фиг. 1), то есть сырье для стадии реакции ФТ-синтеза вводят в нижнюю часть второй абсорбционной колонны 22. Синтез-газ, введенный во вторую абсорбционную колонну 22, перемещается внутри второй абсорбционной колонны 22 от ее нижней части до ее верхней части.

Во второй абсорбционной колонне 22 газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе, который перемещается внутри второй абсорбционной колонны 22 от ее нижней части до ее верхней части, абсорбируется абсорбентом, который перемещается внутри второй абсорбционной колонны 22 от ее верхней части до ее нижней части (вторая стадия абсорбции). Во второй абсорбционной колонне 22 при поглощении абсорбентом газообразного диоксида углерода, содержащегося в синтез-газе само по себе направление потока абсорбента и направление потока синтез-газа противоположны друг другу, то есть представляют собой противоток.

Абсорбент, используемый во второй абсорбционной колонне 22, представляет собой абсорбент, который абсорбировал газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах, в первой абсорбционной колонне 35. То есть в первой абсорбционной колонне 35 и во второй абсорбционной колонне 22 используют общий абсорбент. Как было упомянуто выше, абсорбент обладает достаточной абсорбционной способностью газообразного диоксида углерода даже после того, как абсорбент поглотил газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах. Объемное содержание газообразного диоксида углерода в синтез-газе составляет примерно 5,8% от всего синтез-газа, что является относительно высокой концентрацией. Однако абсорбционная способность по газообразному диоксиду углерода для абсорбента, подаваемого из первой абсорбционной колонны 35, все еще является достаточной. Поэтому во второй абсорбционной колонне 22 газообразный диоксид углерода, обладающий высокой концентрацией в данном синтез-газе, может в достаточной мере поглощаться абсорбентом.

Синтез-газ, из которого был абсорбирован и удален газообразный диоксид углерода, выпускают из второй абсорбционной колонны 22 в магистральный трубопровод 28. В трубопроводе 28 газообразные побочные продукты, выпускаемые из первой абсорбционной колонны 35, смешиваются с синтез-газом, текущим в магистральном трубопроводе 28 через трубопровод для смешивания 35c, который соединен с магистральным трубопроводом 28 (стадия смешивания). Смешанные газообразные побочные продукты и синтез-газ вводят в барботажную реакторную колонну 30 по магистральному трубопроводу 28. Синтез-газ и непрореагировавший компонент синтез-газа, содержащийся в газообразных побочных продуктах, используют для реакции ФТ-синтеза в барботажной реакторной колонне 30.

Между тем, абсорбент, который поглотил газообразный диоксид углерода, выпускают из нижней части второй абсорбционной колонны 22 в третий подающий трубопровод 24e. Абсорбент, выпущенный из второй абсорбционной колонны 22, вводят в регенерационную колонну 24 через третий подающий трубопровод 24e. В регенерационной колонне 24 абсорбент нагревают посредством нагревательной час-

ти 25b, газообразный диоксид углерода удаляют из абсорбента, а абсорбент подвергают регенерации (стадия регенерации). Абсорбент, который высвободил газообразный диоксид углерода и был регенерирован, снова подают в первую абсорбционную колонну 35 по подводящему трубопроводу 24b. В первой абсорбционной колонне 35 используют абсорбент, который был подвергнут регенерации на стадии регенерации, и газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах, поглощается регенерированным абсорбентом (первая стадия абсорбции). Впоследствии газообразный диоксид углерода, содержащийся в газообразных побочных продуктах и синтез-газе, поглощается циркулирующим абсорбентом, как было описано выше.

В способе для синтеза жидких углеводородных соединений с использованием системы синтеза жидкого топлива 1 согласно настоящему варианту воплощения следует сосредоточиться на том, что концентрация газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, мала, а способ для синтеза углеводородных соединений включает в себя первую стадию абсорбции, состоящую в абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, абсорбентом, и вторую стадию абсорбции, состоящую в абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в синтез-газе, абсорбентом, используемым на первой стадии абсорбции. Таким образом, для абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, и для абсорбции газообразного диоксида углерода, состоящего в синтез-газе, можно использовать common абсорбент. Следовательно, себестоимость может быть снижена по сравнению со случаем, когда абсорбенты циркулируют и используются отдельно для стадии абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, и для стадии абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в синтез-газе.

В дополнение согласно настоящему варианту воплощения газообразные побочные продукты, выпущенные из первой абсорбционной колонны 35, смешиваются с синтез-газом, выпущенным из второй абсорбционной колонны 22. В результате непрореагировавший синтез-газ, содержащийся в газообразных побочных продуктах, из которого был абсорбирован и удален газообразный диоксид, может быть использован повторно для реакции ФТ-синтеза. Следовательно, синтез-газ можно использовать полностью, исключая потери. В дополнение способ еще включает в себя стадию регенерации, состоящую в нагреве абсорбента после второй стадии абсорбции, в высвобождении газообразного диоксида углерода из абсорбента и в регенерации абсорбента. В результате газообразный диоксид углерода, поглощенный абсорбентом на первой стадии абсорбции и второй стадии абсорбции, может быть десорбирован из абсорбента непосредственно в ходе единственной стадии регенерации. Следовательно, по сравнению со случаем, когда абсорбенты, которые поглотили газообразный диоксид углерода в ходе соответствующей стадии абсорбции, нагревают по отдельности, и газообразный диоксид углерода десорбируется, например, регенерационная колонна 24 может быть разделена, а стоимость устройства может быть снижена.

Технический объем настоящего изобретения не ограничен вышеуказанным вариантом воплощения, но различные модификации могут быть сделаны без отступления от сущности настоящего изобретения.

Например, хотя конфигурация, при которой абсорбент, выпущенный из регенерационной колонны 24, вводят только в первую абсорбционную колонну 35, была описана в качестве примера в вышеуказанном варианте воплощения, настоящее изобретение не ограничено этим. Например, как показано на фиг. 3, может быть принята конфигурация, в которой часть абсорбента, выпущенного из регенерационной колонны 24, вводят во вторую абсорбционную колонну 22.

В конфигурации, показанной на фиг. 3, четвертый подающий трубопровод 24f ответвляется от подающего трубопровода 24b в трубопроводе для потока абсорбента. Конец четвертого подающего трубопровода 24f (второй канал подачи) Q соединен с верхней частью второй абсорбционной колонны 22. Конец четвертого подающего трубопровода 24fQ установлен в более высоком местоположении второй абсорбционной колонны 22, чем конец второго подающего трубопровода 24d (первый канал подачи) P, который соединен со второй абсорбционной колонной. То есть конец четвертого подающего трубопровода 24fQ, который подает абсорбент, прошедший через регенерационную колонну 24, расположен в более низкой части потока по направлению потока синтез-газа во второй абсорбционной колонне, чем конец второго подающего трубопровода P, который подает абсорбент, прошедший через первую абсорбционную колонну 35. По этой причине чистый абсорбент будет подаваться еще ниже по направлению потока синтез-газа.

При выборе такой конфигурации часть абсорбента, которая высвободила газообразный диоксид углерода и была регенерирована, можно использовать на второй стадии абсорбции. Таким образом, чистый абсорбент также можно использовать и на второй стадии абсорбции. В дополнение в нижнюю часть потока синтез-газа вводят более чистый абсорбент. Поэтому газообразный диоксид углерода, который содержится в синтез-газе, может быть абсорбирован надлежащим образом. В дополнение поток абсорбента и поток синтез-газа находятся в противотоке. Таким образом, газообразный диоксид углерода, содержащийся в синтез-газе, может быть более эффективно поглощен абсорбентом.

Промышленное применение

Согласно способу и системе по настоящему изобретению затраты на абсорбцию и удаление газообразного диоксида углерода из синтез-газа, то есть сырья реакции синтеза Фишера-Тропша, и газообраз-

ных побочных продуктов, генерированных в ходе реакции синтеза Фишера-Тропша, могут быть снижены.

Список ссылочных обозначений

- 30 - Барботажная реакторная колонна;
- 22 - вторая абсорбционная колонна;
- 24 - регенерационная колонна;
- 24b - подающий трубопровод;
- 24d - второй подающий трубопровод;
- 35 - первая абсорбционная колонна;
- 35c - трубопровод для смешивания.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ синтеза жидких углеводородных соединений из синтез-газа путем реакции синтеза Фишера-Тропша, причем способ включает

первую стадию абсорбции, состоящую из абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, генерируемых в ходе реакции синтеза Фишера-Тропша с помощью абсорбента; и

вторую стадию абсорбции, состоящую из абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в синтез-газе, с помощью того же абсорбента.

2. Способ по п.1, дополнительно включающий стадию объединения газообразных побочных продуктов, которые прошли через первую стадию абсорбции, с синтез-газом, который прошел через вторую стадию абсорбции, перед подачей синтез-газа в зону реакции синтеза Фишера-Тропша.

3. Способ по п.1 или 2, дополнительно включающий стадию регенерации, состоящую в десорбции газообразного диоксида углерода из абсорбента, который прошел через вторую стадию абсорбции.

4. Способ по п.3, в котором абсорбент, который прошел через стадию регенерации, используют на первой стадии абсорбции.

5. Способ по п.3 или 4, в котором часть абсорбента, которая прошла через стадию регенерации, также используют и на второй стадии абсорбции.

6. Способ по п.5, в котором местоположение подачи абсорбента, который прошел через стадию регенерации, находится ниже по потоку синтез-газа в зоне второй стадии абсорбции, относительно второго местоположения подачи абсорбента, который прошел через первую стадию абсорбции.

7. Способ по любому из пп.1-6, в котором синтез-газ направляется противоположно направлению абсорбента на второй стадии абсорбции.

8. Система синтеза жидких углеводородных соединений из синтез-газа путем реакции синтеза Фишера-Тропша, причем система содержит

первую абсорбционную колонну, предназначенную для абсорбции газообразного диоксида углерода, содержащегося в газообразных побочных продуктах, генерируемых в ходе реакции синтеза; и

вторую абсорбционную колонну, предназначенную для абсорбции газообразного диоксида углерода, входящего в состав синтез-газа абсорбентом, который прошел через первую абсорбционную колонну.

9. Система по п.8, дополнительно содержащая секцию, в которой происходит объединения газообразных побочных продуктов, выпущенных из первой абсорбционной колонны с синтез-газом, выпущенным из второй абсорбционной колонны.

10. Система по п.8 или 9, дополнительно содержащая регенерационную колонну, которая позволяет отпаривать из абсорбента, который прошел через вторую абсорбционную колонну, газообразный диоксид углерода.

11. Система по п.10, дополнительно содержащая первую подающую секцию, которая подает абсорбент, который прошел через регенерационную колонну, в первую абсорбционную колонну.

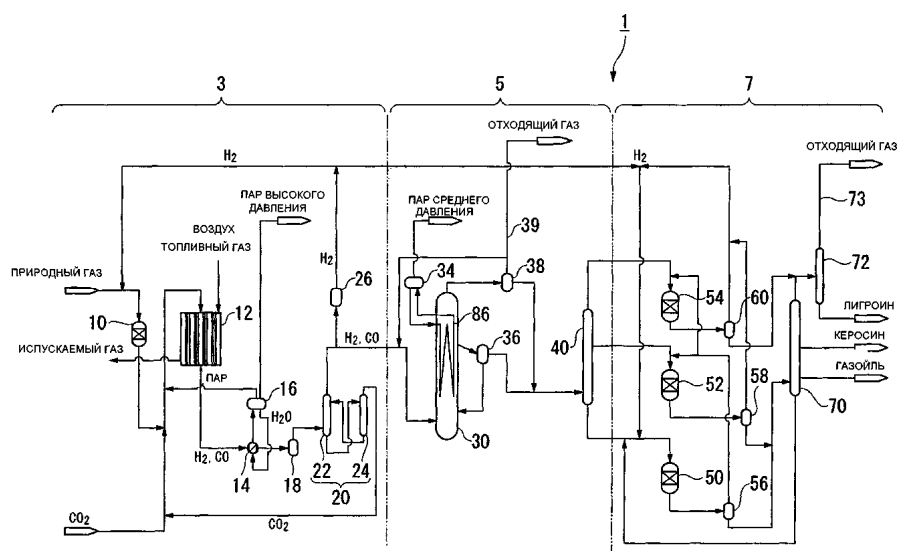
12. Система по п.11, дополнительно содержащая вторую подающую секцию, которая подает часть абсорбента, который прошел через регенерационную колонну, во вторую абсорбционную колонну.

13. Система по п.12, в которой

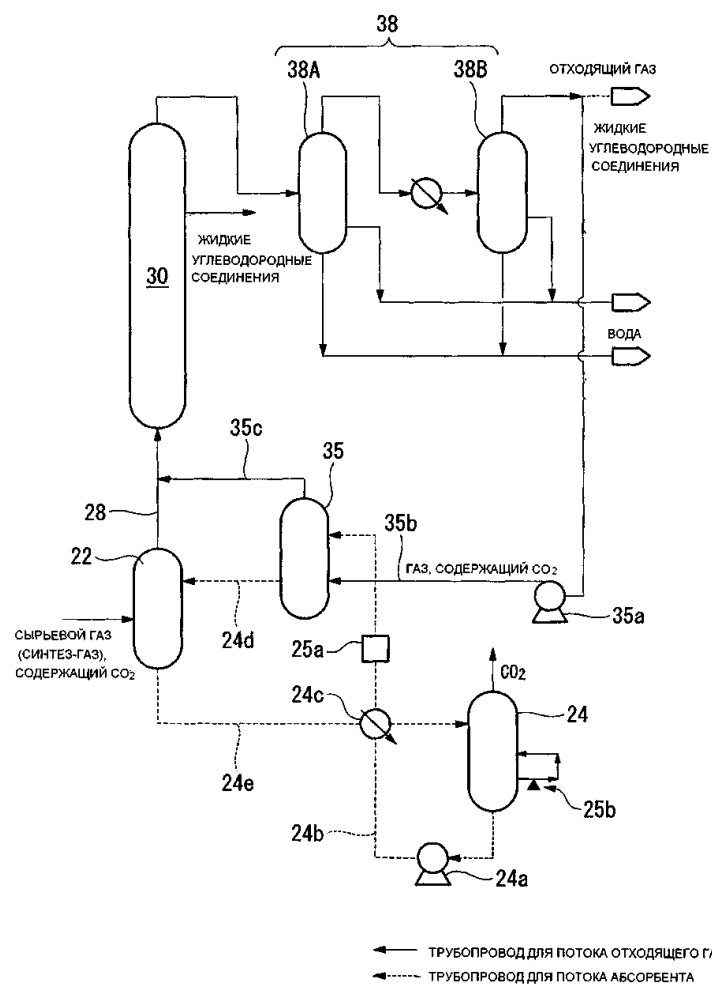
первая подающая секция включает в себя первый канал подачи для абсорбента, соединенный со второй абсорбционной колонной, и через который абсорбент подают во вторую колонну для абсорбента, вторая подающая секция включает в себя второй канал подачи абсорбента, который соединен со второй абсорбционной колонной и через который абсорбент подают во вторую колонну для абсорбента, и

второй канал подачи расположен ниже по потоку синтез-газа во второй абсорбционной колонне относительно первого канала подачи.

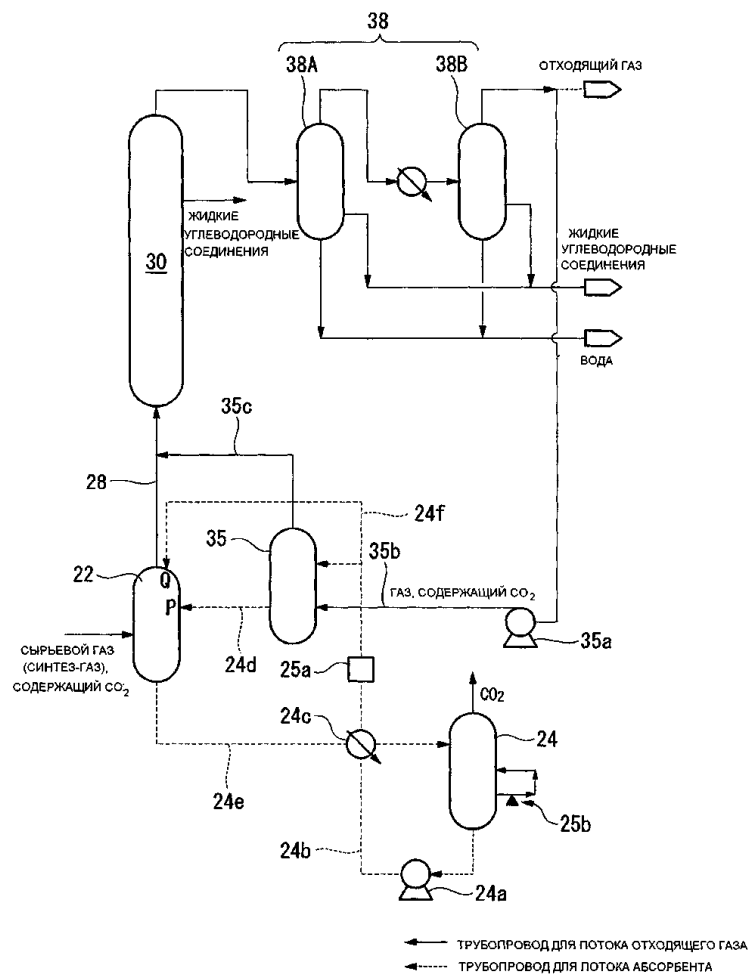
14. Система по любому из пп.8-13, в которой синтез-газ течет в направлении, противоположном направлению абсорбента во второй абсорбционной колонне.



Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

Россия, 109012, Москва, Малый Черкасский пер., 2