

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **037086**

(13) **B1**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2021.02.04

(21) Номер заявки
201791893

(22) Дата подачи заявки
2016.02.23

(51) Int. Cl. **C01F 5/14** (2006.01)
B01D 53/73 (2006.01)
C01F 5/22 (2006.01)

(54) СВЯЗЫВАНИЕ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА ПОСРЕДСТВОМ ГИДРОКСИДА МАГНИЯ И РЕГЕНЕРАЦИЯ ГИДРОКСИДА МАГНИЯ

(31) 62/119,633

(32) 2015.02.23

(33) US

(43) 2018.06.29

(86) PCT/US2016/019164

(87) WO 2016/138016 2016.09.01

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
**КАРБОНФРИ КЕМИКАЛЗ
ХОЛДИНГЗ, ЭлЭлСи (US)**

(56) US-A1-20130202516
Ohta, "Solar-Hydrogen Energy Systems"
Pergamon Press, 1979, pg. 104,
para 2-3, retrieved on 19 April
2015. <https://books.google.com/books?id=KaTpAgAAQBAJ&pg=PA104#v=onepage&q&f=false>
US-B1-8470276
US-A1-20120291675
WO-A1-2007003013

(72) Изобретатель:
Джоунз Джо, Яблонский Эл (US)

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

(57) Варианты осуществления изобретения направлены на системы и способы удаления диоксида углерода из газового потока при применении гидроксида магния и последующей регенерации гидроксида магния. В некоторых вариантах осуществления системы и способы могут дополнительно включать применение отходящего тепла от одного или нескольких газовых потоков, чтобы предоставлять некоторую часть или все тепло, требующееся для инициирования реакций. В некоторых вариантах осуществления хлорид магния находится первоначально в форме дигидрата хлорида магния и подается в реактор разложения для образования гидроксохлорида магния, который, в свою очередь, подается во второй реактор разложения для образования гидроксида магния.

037086 B1

037086 B1

Перекрестная ссылка на родственные заявки

Эта заявка заявляет преимущество приоритета по заявке на патент США с порядковым номером 62/119633, зарегистрированной 23 февраля 2015 г., которая в данный документ включена посредством ссылки в полном объеме.

А. Область техники, к которой относится изобретение.

Данное изобретение в основном относится к устройствам, системам и способам, относящимся к системам и процессам для связывания углерода посредством гидроксида магния и для регенерации гидроксида магния от галогенида магния.

В. Предшествующий уровень техники.

Значительный внутригосударственный и международный интерес все больше сосредотачивается на выбросах CO_2 в атмосферу. В частности, внимание сосредоточено на влиянии этого газа на удержание солнечного тепла в атмосфере, вызывающего "парниковый эффект". Несмотря на то, что имеет место некоторая полемика в отношении величины такого эффекта, все соглашается, что удаление CO_2 (и других химикатов) из локальных источников выбросов полезно, особенно если затраты на выполнение этого достаточно малы.

Несмотря на годы разработок, задача создания коммерчески реализуемого, экологически значимого процесса для удаления диоксида углерода из источника выбросов оказалась трудной. До настоящего времени существовали не вполне удовлетворительные способы в этом направлении, и существует значительная потребность в способах, описанных и заявленных в этом изобретении.

Сущность изобретения

Одним аспектом данного изобретения является система, выполненная с возможностью регенерации $\text{Mg}(\text{OH})_2$ и уменьшения количества CO_2 , содержащегося в газовом потоке, посредством поглощения $\text{Mg}(\text{OH})_2$. В некоторых вариантах осуществления система может содержать: первый реактор разложения, выполненный с возможностью приведения материала, содержащего MgCl_2 , в реакционное взаимодействие с паром для образования продуктов реакции в первом реакторе, содержащих $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ и HCl ; второй реактор разложения, выполненный с возможностью приведения $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ из первого реактора разложения в реакционное взаимодействие с паром для образования HCl и магнийсодержащих продуктов, включающих в основном $\text{Mg}(\text{OH})_2$; и первый абсорбционный реактор, выполненный с возможностью образования смеси, содержащей $\text{Mg}(\text{OH})_2$ из второго реактора разложения, CO_2 , CaCl_2 , и пар для образования продуктов, содержащих MgCl_2 и CaCO_3 . Материал, содержащий MgCl_2 , подаваемый в первый реактор разложения, может иметь молярное соотношение воды и MgCl_2 менее чем около 2,5:1. В некоторых вариантах осуществления система может дополнительно содержать линию подачи газа, выполненную с возможностью пропуска газа из второго реактора разложения к первому реактору разложения, причем данный газовый выпускной поток содержит HCl и пар. В некоторых вариантах осуществления система может дополнительно содержать второй абсорбционный реактор, причем первый абсорбционный реактор выполнен с возможностью смешения $\text{Mg}(\text{OH})_2$ из второго реактора разложения с CO_2 , содержащимся в газовом потоке, и образования MgCO_3 и H_2O , и причем второй абсорбционный реактор выполнен с возможностью смешения MgCO_3 из первого абсорбционного реактора с CaCl_2 и образования CaCO_3 и MgCl_2 . В некоторых вариантах осуществления продукты из первого абсорбционного реактора находятся в жидкой фазе и твердой фазе, и жидкая фаза содержит по меньшей мере 50 мас.% MgCl_2 . В некоторых вариантах осуществления первый абсорбционный реактор (или второй абсорбционный реактор, если он имеется) содержит жидкую фазу, имеющую соотношение воды и MgCl_2 менее чем около 4,5:1 или около 4:1. В некоторых вариантах осуществления основная часть MgCl_2 в жидкой фазе, которая выпускается из абсорбционного реактора, находится в форме тетрагидрата MgCl_2 . В некоторых вариантах осуществления система дополнительно содержит сепаратор твердой и жидкой фаз, выполненный с возможностью отделения по меньшей мере части CaCO_3 от жидкой фазы. В некоторых вариантах осуществления система содержит сушильный аппарат, выполненный с возможностью удаления части воды из жидкой фазы таким образом, что соотношение воды и MgCl_2 составляет около 2:1. В некоторых вариантах осуществления применяют систему для повторного использования отходящего тепла и теплопередачи, чтобы предоставлять необходимое тепло для поддержания реакционных условий для каждого модуля системы.

Другим аспектом данного изобретения является способ регенерации $\text{Mg}(\text{OH})_2$ в процессе, который уменьшает количество CO_2 , содержащегося в газовом потоке. В некоторых вариантах осуществления данный способ может включать следующие этапы: (а) реакционное взаимодействие материала, содержащего MgCl_2 , с паром в первой смеси, чтобы образовать продукты этапа (а), содержащие $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ и HCl , причем материал, содержащий MgCl_2 , имеет соотношение воды и MgCl_2 менее чем около 2,5:1; (б) реакционное взаимодействие $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ из этапа (а) с паром во второй смеси, чтобы образовать продукты стадии (б), содержащие HCl и магнийсодержащие продукты, включающие в основном $\text{Mg}(\text{OH})_2$; и (с) реакционное взаимодействие $\text{Mg}(\text{OH})_2$ из этапа (б) с CO_2 , CaCl_2 , и паром, чтобы образовать продукты этапа (с), содержащие MgCl_2 и CaCO_3 . В некоторых вариантах осуществления способ дополнительно включает прохождение газового выпускного потока из второй смеси к первой смеси, при этом данный газовый выпускной поток содержит HCl и пар для реакционного взаимодействия с материалом, содер-

жащим $MgCl_2$. В некоторых вариантах осуществления этап (с) может включать двухстадийный процесс смешения $Mg(OH)_2$ из этапа (b) с CO_2 , содержащимся в газовом потоке, в третью смесь, чтобы образовать продукты первого этапа (с), содержащие $MgCO_3$ и H_2O , и смешения $MgCO_3$ из продуктов первого этапа (с) с $CaCl_2$ в четвертую смесь, чтобы образовать продукты второго этапа (с), содержащие $CaCO_3$ и $MgCl_2$. В некоторых вариантах осуществления жидкая фаза первой смеси содержит по меньшей мере 50 мас.% $MgCl_2$. Способ может дополнительно включать этап или этапы отделения по меньшей мере части $CaCO_3$ и части воды из продуктов второго этапа (с) таким образом, что в оставшемся продукте соотношение воды и $MgCl_2$ составляет около 2:1. В некоторых вариантах осуществления продукт первого этапа (а) содержит более чем 90 мас.% $Mg(OH)Cl$. В некоторых вариантах осуществления продукт первого этапа (b) содержит более чем 90 мас.% $Mg(OH)_2$. В некоторых вариантах осуществления способ может включать повторное использование отходящего тепла от газового потока и перемещение его к первой смеси, второй смеси и/или оставшемуся продукту, содержащему дигидрат $MgCl_2$. При повторном использовании и перемещении отходящего тепла могут использоваться три или более контура обогрева.

Другой особенностью данного изобретения является способ изготовления гидроксида магния из материала, содержащего хлорид магния, включающий первую стадию, включающую этапы введения упомянутых материалов в первый реактор и прохождение паровой смеси в первый реактор с материалом, содержащим хлорид магния, при температуре приблизительно от 250 до 400°C для образования гидрохлорида магния и HCl , вторую стадию из перемещения гидрохлорида магния во второй реактор, введение вместе с этим пара для образования гидроксида магния и HCl , где материал, содержащий хлорид магния, имеет соотношение воды и хлорида магния примерно 2:1. В некоторых вариантах осуществления часть паровой смеси, выпускаемой из второго реактора, является паровой смесью, вводимой в первый реактор. По меньшей мере часть HCl выпускается из второго реактора в паровой смеси, которая затем проходит через первый реактор. В некоторых вариантах осуществления материал, содержащий хлорид магния, в основном содержит дигидрат хлорида магния. В некоторых вариантах осуществления отходящее тепло используется, чтобы предоставить тепло, необходимое для образования $Mg(OH)_2$.

Термины в единственном числе означают один или несколько, если только в данном раскрытии ясным образом не указано иное.

Термины "в основном", "приблизительно" и "около" определены как являющиеся в значительной степени, однако не обязательно полностью такими, как они определены (и включают полностью то, как они определены), как понятно обычным специалистам в данной области техники. В любом описанном варианте осуществления термин "в основном", "приблизительно" или "около" могут быть замещены выражением "в пределах [процентного содержания]", которое указано, где процентное содержание включает 0,1, 1, 5 и 10%.

Термины "содержать" (и любая форма от "содержать", такая как "содержит" и "содержащий"), "иметь" (и любая форма от "иметь", такая как "имеет" и "имеющий"), "включать" (и любая форма от "включать", такая как "включает" и "включающий") и "содержать в себе" (и любая форма от "содержать в себе", такая как "содержит в себе" и "содержащий в себе") являются глаголами-связками, допускающими изменения. В результате, любое из представленных устройств, систем и способов, которые "содержат" "имеют", "включают" или "содержат в себе" один или несколько элементов, обладают этими одним или несколькими элементами, но не ограничиваются обладанием этим одним или несколькими элементами. Подобным образом, элемент устройства, системы или способ, который "содержит", "имеет", "содержит в себе", "включает" один или несколько признаков, обладает этим одним или несколькими признаками, но не ограничивается обладанием этим одним или несколькими признаками. Кроме того, термины, такие как "первый" и "второй", применяются только лишь, чтобы различать структуры или признаки и не ограничивать различные структуры или признаки определенным порядком.

Более того, структура, которая способна выполнять функцию или которая сконфигурирована определенным образом, является способной к выполнению функции или сконфигурирована, по меньшей мере, указанным образом, но может быть способна к выполнению функции или быть сконфигурированной в способах, которые не описаны.

Признак или признаки одного варианта осуществления могут быть применены к другим вариантам осуществления, даже если они не описаны или проиллюстрированы, если это не запрещено намеренно посредством раскрытия сущности или сущности вариантов осуществления.

Любое из представленных устройств, систем и способов может состоять или состоять по существу, нежели чем содержать/включать/содержать в себе/иметь, любой из описанных элементов, и/или признаков, и/или этапов. Соответственно в любом из пунктов формулы изобретения термин "состоящий из" или "состоящий по существу из" может быть заменен любым из указанных выше глаголов-связок с открытым окончанием, в результате чего он в остальных случаях сможет использовать глагол-связку с открытым окончанием.

Подробности, связанные с вариантами осуществления, описанными выше, и другие подробности представлены ниже.

Краткое описание чертежей

Представленные чертежи приведены в качестве примера и не являются ограничивающими. Для краткости и ясности каждый признак данной структуры может быть не изображен на каждой фигуре, на которой эта структура появляется. Одинаковые цифровые обозначения не обязательно указывают на идентичную структуру. Скорее одни и те же цифровые обозначения могут быть использованы для обозначения сходных признаков или признаков со сходной функциональностью, чем могут появиться неидентичные цифровые обозначения.

Фиг. 1 представляет собой упрощенную схему технологического процесса в соответствии с некоторыми вариантами осуществления процессов, представленных в данном изобретении.

Фиг. 2 представляет собой упрощенную схему технологического процесса в соответствии с некоторыми вариантами осуществления процессов, представленных в данном изобретении.

Фиг. 3 представляет собой упрощенную схему технологического процесса в соответствии с некоторыми вариантами осуществления процессов, представленных в данном изобретении.

Подробное описание

При ссылке на фиг. 1 показан на ней и обозначен цифровым обозначением 100 первый вариант осуществления системы, выполненной с возможностью удаления из газового потока используемого $Mg(OH)_2$ и регенерирования $Mg(OH)_2$. Система 100 выполнена с возможностью абсорбирования диоксида углерода из газового потока 2 и регенерирования по меньшей мере одного из реагентов, например гидроксида магния, применяемого в процессе абсорбции. Система 100 содержит абсорбционный реактор 10, выполненный с возможностью для абсорбирования CO_2 из газового потока; сепаратор жидкой и твердой фаз 20, выполненный с возможностью отделения карбонатных твердых частиц от водного раствора хлорида магния; сушильное устройство 30, выполненное с возможностью удаления части воды из водного раствора хлорида магния, образуя твердые частицы хлорида магния; первый реактор разложения 40, выполненный с возможностью превращения хлорида магния в гидроксохлорид магния, и второй реактор разложения 45, выполненный с возможностью превращения гидроксохлорида магния в гидроксид магния. Также в устройстве 100 проиллюстрирован ряд нагревателей и систем с теплоносителем, чтобы повышать температуры различных реагентов.

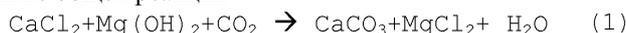
Перед обработкой газового потока 2, содержащего диоксид углерода, температура газового потока 2 может быть понижена. В случае горячего газового потока (например, отходящего потока от газовой турбины) газовый поток 2 может предоставлять технологическое тепло, которое передается различным узлам в системе. В некоторых вариантах способа изготовления гидроксида магния из материала, содержащего хлорид магния, способ включает перенос тепла от газового потока к первому рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от первого рециркулирующего теплоносителя к первому реактору. В некоторых вариантах способа изготовления гидроксида магния из материала, содержащего хлорид магния, способ включает перенос тепла от горячего газового потока ко второму рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от второго рециркулирующего теплоносителя ко второму реактору.

В некоторых вариантах способа регенерации $Mg(OH)_2$ в процессе, который уменьшает количество CO_2 , содержащегося в газовом потоке, способ включает перенос тепла от газового потока к первому рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от первого рециркулирующего теплоносителя к первому реактору. В некоторых вариантах способа регенерации $Mg(OH)_2$ в процессе, который уменьшает количество CO_2 , содержащегося в газовом потоке, способ дополнительно включает перенос тепла от газового потока ко второму рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от второго рециркулирующего теплоносителя ко второму реактору.

В некоторых вариантах способа регенерации $Mg(OH)_2$ в процессе, который уменьшает количество CO_2 , содержащегося в газовом потоке, способ включает перенос тепла от горячего газового потока к третьему рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от третьего рециркулирующего теплоносителя к остающемуся продукту этапа (с), чтобы способствовать удалению воды.

В некоторых вариантах осуществления технологическое тепло может быть передано одному или нескольким бойлерам, подогревателям, реакторам или сушильным устройствам 30 в системе. Например, в представленном варианте осуществления технологическое тепло может быть перемещено к рециркулируемому теплоносителю, например к системе масляного нагрева, выполненной с возможностью предоставления косвенного нагрева реактору разложения. В некоторых вариантах осуществления технологическое тепло может быть применено для нагрева бойлера, выполненного с возможностью генерирования перегретого пара для прямого введения пара в реактор разложения. В некоторых вариантах осуществления второй рециркулирующий теплоноситель, такой как вторая система масляного нагрева, выполнен с возможностью предоставления косвенного нагрева сушильного устройства 30 для удаления воды из исходного материала, содержащего $MgCl_2$.

После удаления тепла из газового потока 2 газовый поток 2 вводят в абсорбционный реактор 10, выполненный с возможностью приведения в реакционное взаимодействие CO_2 с $CaCl_2$ и $Mg(OH)_2$ посредством приведенной ниже общей реакции



Реактор 10 может быть выполнен с возможностью приема исходного CaCl_2 3, газового потока 2 и исходного $\text{Mg}(\text{OH})_2$. В некоторых вариантах осуществления абсорбционный реактор 10 выполнен с возможностью функционирования при температурах выше чем 165°C , таких как между около 170 - 250°C . В некоторых вариантах осуществления рабочая температура реактора 10 может составлять по меньшей мере 170 , 175 , 180 , 185 , 190 , 195 , 200 , 210 , 220 , 230 или 240°C . В некоторых вариантах осуществления рабочая температура реактора 10 находится между 175 и 185°C . Для того чтобы поддерживать температуру выше рабочей температуры, реактор 10 может быть выполнен подобно дистилляционной колонне, с введением орошающей воды в верхнюю часть колонны и подачей тепла в нижнюю часть колонны, чтобы поддерживать внизу жидкий продукт при рабочей температуре, такой как около 175°C .

В некоторых вариантах осуществления реагенты могут быть предварительно нагреты до рабочей температуры перед введением в абсорбционный реактор 10. Например, исходный хлорид кальция 3 предварительно нагревают в нагревателе 60 перед добавлением в абсорбционный реактор 10. В некоторых вариантах осуществления исходная вода 4 может также быть предварительно нагрета в нагревателе 61. Поскольку реакция CO_2 с гидроксидом является экзотермической, теплота может быть удалена из реактора 10, чтобы поддерживать рабочую температуру. В некоторых вариантах осуществления контур для циркулирования теплоносителя (не показан) может быть выполнен с возможностью переноса тепла от реактора 10 к исходному CaCl_2 5, например, посредством нагревателя 60. Подобным образом, отдельный контур для циркулирования теплоносителя (не показан) может быть выполнен с возможностью переноса тепла от реактора 10 к исходной воде 4, например, посредством нагревателя 61. В качестве примера приблизительно 63 миллионов БТЕ/ч (18464 кВт/ч) технологического тепла (такого как от реактора 10) может потребоваться, чтобы нагреть $1,679$ фунт-моль/ч ($761,581$ моль/ч) твердых частиц $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ от 25 до 175°C и плавить данные твердые частицы при их температуре плавления 175°C , и нагревать $1,679$ фунт-моль/ч ($761,581$ моль/ч) воды от 25 до 100°C , испарять воду и перегреть пар до 175°C .

Хлорид кальция может быть добавлен в абсорбционный реактор 10 в одной из трех форм: безводный CaCl_2 , $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ или $\text{CaCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$. В некоторых вариантах осуществления вода и CaCl_2 в молярном соотношении около 3:1 или менее могут быть добавлены на каждый моль CO_2 , который улавливается. В некоторых вариантах осуществления $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ и воду подают в абсорбционный реактор 10 для создания эквивалентной смеси $\text{CaCl}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ($67,2$ мас.% водный раствор CaCl_2). В некоторых вариантах осуществления исходный CaCl_2 3 в форме дигидрата может быть из твердой фазы превращен в жидкую фазу перед введением в реактор 10.

Реактор 10 выполнен с возможностью содержания выпускного отверстия для водной суспензии твердых частиц CaCO_3 в водном растворе MgCl_2 и выпускного отверстия для газового потока 2, который содержит уменьшенное количество CO_2 по сравнению с тем, которое было введено в реактор 10. В некоторых вариантах осуществления газовый поток 2 с уменьшенной концентрацией CO_2 выпускают из абсорбционного реактора 10, и затем он проходит через газоохладитель 72, где тепло может быть дополнительно извлечено перед тем, как газовый поток 2 выпускают в атмосферу или дополнительно обрабатывают нижний поток. Данное тепло может быть использовано для предварительного нагревания реагентов, таких как CaCl_2 , и необязательно воды. Посредством абсорбционной колонны количество CO_2 в газовом потоке 2 может быть уменьшено по меньшей мере на 30 , 40 , 50 , 60 , 70 , 80 , 90 , 95 , 98 или 99% .

В некоторых вариантах осуществления по меньшей мере 50 мас.%-ный водный раствор MgCl_2 выпускают из абсорбционного реактора 10 и вводят в сепаратор 20 жидкой и твердой фаз, который отделяет твердые частицы CaCO_3 от водного раствора. В некоторых вариантах осуществления водный раствор MgCl_2 в концентрации между 50 и 60 мас.% выпускают из абсорбционного реактора 10 и вводят в сепаратор 20 жидкой и твердой фаз, например 51 , 53 , 55 , 57 или 59 мас.%-ный водный раствор MgCl_2 . В некоторых вариантах осуществления соотношение воды и MgCl_2 в водном растворе составляет менее чем около 5:1, около 4,5:1 или примерно 4:1. В некоторых вариантах осуществления основная часть MgCl_2 в водном растворе находится в форме тетрагидрата MgCl_2 .

В некоторых вариантах осуществления вода может быть добавлена в сепаратор 20 твердой и жидкой фаз, чтобы способствовать отделению твердых частиц карбоната. В таких вариантах осуществления количество добавляемой воды может разбавлять раствор на менее чем 30 , 25 , 20 , 15 , 10 или 5% . После отделения в некоторых вариантах осуществления горячие твердые частицы CaCO_3 могут быть пропущены через охладитель 70 для извлечения энергии перед передачей на сохранение.

После отделения твердых частиц карбоната от водного раствора MgCl_2 водный раствор перемещают в сушильный аппарат 30, чтобы удалить воду из раствора. В некоторых вариантах осуществления достаточное количество воды испаряют из раствора, так что отношение воды к MgCl_2 составляет менее чем около 3:1, около 2,5:1 или менее чем около 2:1. В некоторых вариантах осуществления основная часть воды в материале, содержащем хлорид магния, выводимом из сушильного аппарата 30, находится в форме дигидрата MgCl_2 . Например, материал, содержащий хлорид магния, содержит по меньшей мере 55 , 60 , 65 , 70 , 75 , 80 , 85 , 90 , 95 или 98% $\text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (тверд.). Первичная реакция в сушильном аппарате 30 представлена ниже



В некоторых вариантах осуществления для подачи энергии, необходимой, чтобы удалять часть воды, тепло может быть подано в резервуар, чтобы поддерживать рабочую температуру между 150 и 250°C, например 160, 170, 180, 190, 200, 210, 220, 230 или 240°C. В некоторых вариантах осуществления температура может поддерживаться между 195 и 205°C или 198 и 202°C. Сушильное устройство 30 выполнено таким образом, что перегретый пар (и, возможно, некоторое количество HCl) выпускается из верхней части резервуара, в то время как материал, содержащий хлорид магния, который содержит дигидратные соли, перемещается к первому реактору разложения 40. В некоторых вариантах осуществления величины рабочего давления находятся при атмосферном давлении. В некоторых вариантах осуществления перегретый пар, образованный от сушильного устройства 30, может поставлять по меньшей мере часть пара, требующегося для реакторов разложения 40 и/или 45.

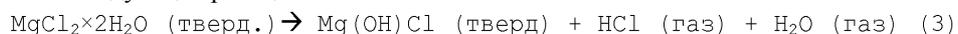
В некоторых вариантах осуществления водный раствор $MgCl_2$ закачивают через нагреватель 62 перед введением в сушильное устройство 30, чтобы повысить температуру раствора до величины, практически равной рабочим температурам сушильного устройства 30. В некоторых вариантах осуществления тепло может быть перемещено к раствору в нагревателе 62 посредством контура 83 для циркулирования теплоносителя, выполненного с возможностью переноса тепла от газового потока 2 к водному раствору.

В некоторых вариантах осуществления система 100 содержит испаритель 30, выполненный с возможностью уменьшения содержания воды таким образом, чтобы $MgCl_2$ превращался в твердое состояние, и твердый материал может быть перемещен к первому реактору 40 разложения. Например, испаритель 30 может включать испарительный барабан, имеющий скребок или другое устройство для очистки, выполненный с возможностью содействия перемещению твердого материала. В некоторых вариантах осуществления в испарителе 30 раствор $MgCl_2$, находящийся под давлением при рабочей температуре, подвергается быстрому испарению при атмосферном давлении, чтобы удалить воду из водного раствора и превратить $MgCl_2 \cdot 2H_2O$ в твердые частицы. В некоторых вариантах осуществления часть теплоносителя в циркуляционном контуре 83 может быть направлена в испаритель 30, чтобы поддерживать рабочие температуры испарителя 30.

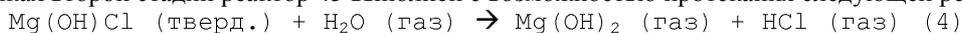
В некоторых вариантах осуществления система 100 содержит сушильное устройство 30, выполненное с возможностью уменьшения содержания воды таким образом, чтобы водный раствор $MgCl_2$ превращался в твердое состояние, и твердый материал может быть перемещен к первому реактору разложения 40. Сушильное устройство 30 может быть выполнено с возможностью применения косвенного контактного нагревания или прямого контактного нагревания, используя среду, такую как воздух, чтобы поддерживать рабочие температуры. Например, сушильное устройство 30 может являться барабанной сушилкой, сушилкой быстрого испарения или распылительной сушилкой. В некоторых вариантах осуществления часть теплоносителя в циркуляционном контуре 83 может быть направлена в сушильный аппарат 30, чтобы поддерживать рабочие температуры сушильного аппарата 30, и может также быть направлена в воздуходувку, чтобы нагревать среду для сушки, такую как воздух. В других вариантах осуществления вместо сушильного устройства 30 система 100 может включать шuppen-аппарат, кристаллизатор или гранулятор, выполненный с возможностью уменьшения содержания воды таким образом, чтобы молярное соотношение составляло около 2:1 и/или $MgCl_2$ находился в основном в форме дигидрата и мог быть перемещен к первому реактору разложения 40.

В качестве примера подводимая теплота, необходимая, чтобы повышать температуру водного раствора до рабочей температуры 200°C, составляет приблизительно 7 миллионов БТЕ/ч (2051 кВт/ч). Кроме того, также в качестве примера подводимая теплота, требуемая, чтобы уменьшать содержание воды в водном растворе, где молярное соотношение воды является 4:1, составляет приблизительно 71 миллионов БТЕ/ч. Для контура 83 для циркулирования теплоносителя возвратная температура текучей среды может быть выше рабочей температуры на около 5-15°C, например, составлять 210°C, для текучей среды, выходящей из сушильного устройства 30 или нагревателя 62. В дополнение к этому подаваемая температура текучей среды (например, температура текучей среды, подводимой к сушильному устройству 30 или нагревателю 62) может быть на около 20-30°C выше рабочей температуры или на 10-20°C выше возвратной температуры, например, составлять 225°C. На пересечении контура 83 с газовым потоком 2 температура газового потока 2 может являться температурой, которая по меньшей мере на 30-40°C выше рабочей температуры реактора разложения 40. В некоторых вариантах осуществления температура газового потока 2 после перемещения тепла к контуру 83 может составлять по меньшей мере 235°C.

Система 100 содержит реакторы, выполненные для двухстадийного противоточного реактора разложения для превращения $MgCl_2$ в $Mg(OH)_2$. В рамках первой стадии реактор 40 выполнен с возможностью протекания следующей реакции:



В рамках второй стадии реактор 45 выполнен с возможностью протекания следующей реакции:



Во втором реакторе 45 пар может контактировать в противотоке с твердыми частицами $Mg(OH)Cl$, поданными из первого реактора 40. В некоторых вариантах осуществления пар может генерироваться бойлером 90, который нагревается посредством газового потока 2. При этом пар, повторно использован-

ный от выпускных газов реакторов 40 и 45, может быть смешан с паром от бойлера 90 для поступления в реактор 45. Повторно использованный пар может быть нагрет нагревателем 65, чтобы получить желаемую конечную температуру пара для подачи в реактор 45. Пар вводят в реактор 45 при температуре, которая практически является такой же, что и рабочая температура реактора 45, как описано ниже. Например, пар может быть введен в реактор 45 при температуре между 385 и 395°C, такой как около 390°C.

Твердые частицы $Mg(OH)_2$, выпускаемые из реактора 45, находятся в равновесии с паром, выходящим из реактора 45. В некоторых вариантах осуществления выпускаемый пар, выходящий из реактора 45, будет содержать по меньшей мере 0,8 моль HCl на каждый моль полученного $Mg(OH)_2$. Например, выпускаемый пар, выходящий из реактора 45, может включать 0,85 моль HCl , 0,9 моль HCl , 0,95 моль HCl , 0,98 моль HCl на каждый моль полученного $Mg(OH)_2$. Скорость противотока через реактор 45 является достаточной, чтобы поддерживать парциальное давление HCl достаточно низким для того, чтобы равновесие реакции (5) было смещено вправо. В некоторых вариантах осуществления противоток является на 100% перегретым паром. В других вариантах осуществления противоток содержит перегретый пар и инертный газ-носитель. В некоторых вариантах осуществления парциальное давление HCl может поддерживаться при достаточно низкой величине посредством функционирования реактора разложения 45 в условиях вакуума.

В реакторе 40 паровая смесь перегретого пара и HCl , выпускаемая из реактора 45, контактирует противоточным образом с материалом хлорида магния, подаваемым из сушильного аппарата или испарителя 30, содержащим твердые частицы $MgCl_2 \cdot 2H_2O$. В некоторых вариантах осуществления лишь часть пара, выпускаемого из реактора 45, подают в реактор 40. Например, большинство пара, выпускаемого из реактора 45, может быть пропущено в обход реактора 40 таким образом, чтобы дополнительное тепло могло быть извлечено в конденсатор 76 HCl . В некоторых вариантах осуществления твердые частицы $Mg(OH)Cl$, выпускаемые из реактора 40, находятся в равновесии с паром, выпускаемым из реактора 40. В некоторых вариантах осуществления выпускаемый пар, покидающий реактор 40, будет содержать по меньшей мере дополнительно 0,8 моль HCl на каждый моль полученного $Mg(OH)Cl$. Например, выпускаемый пар, покидающий реактор 40, может включать дополнительно 0,85 моль HCl , 0,9 моль HCl , 0,95 моль HCl , 0,98 моль HCl на каждый моль полученного $Mg(OH)Cl$. Скорость противотока через реактор 40 является достаточной, чтобы поддерживать парциальное давление HCl достаточно низким для того, чтобы поддерживать смещение реакции (4) вправо.

Рабочая температура для реактора 45 может находиться между 380 и 500°C, например составлять около 390, 400, 410, 420, 430, 440, 450, 460, 470 или 490°C. В некоторых вариантах осуществления рабочая температура для реактора 45 находится между около 385 и 395°C, например составляет около 390°C. Рабочая температура для реактора 40 может находиться между 250°C и 400°C, например составлять 260, 270, 280, 290, 300, 310, 320, 330, 340, 350, 360, 370, 380 или 390°C. В некоторых вариантах осуществления рабочая температура для реактора 40 находится между около 275°C и 285°C, например составляет около 280°C. В качестве примера расход пара для двухстадийной противоточной реализации может составлять приблизительно 8,6 фунт/ч (3,9 кг/ч) пара на фунт/ч (0,454 кг/ч) HCl при 390°C для второго реактора 45 и 280°C для первого реактора 40.

Выпускной продукт реактора 40 содержит твердый $Mg(OH)Cl$. В некоторых вариантах осуществления твердофазный выпускной продукт реактора 40 является по меньшей мере на 55, 60, 65, 70, 75, 80, 85, 90, 95, 98 или 99% $Mg(OH)Cl$. Выпускной продукт реактора 45 содержит твердый $Mg(OH)_2$. В некоторых вариантах осуществления твердофазный выпускной продукт реактора 45 является по меньшей мере на 55, 60, 65, 70, 75, 80, 85, 90, 95, 98 или 99% $Mg(OH)_2$.

В некоторых вариантах осуществления для того, чтобы поддерживать рабочие температуры реакторов 40 и 45, тепло может быть подано к реакторам разложения 40, 45 непосредственно через контур для циркулирования теплоносителя, чтобы поддерживать реактор разложения при желаемой температуре. Например, нагревательные рубашки с теплоносителем вокруг каждого реактора 40 и 45 могут способствовать поддержанию рабочей температуры. В показанном варианте осуществления контур 84 для циркулирования теплоносителя выполнен так, чтобы переносить тепло от газового потока 2 к реактору 40, и контур 85 для циркулирования теплоносителя выполнен так, чтобы переносить тепло от газового потока 2 к реактору 45.

В некоторых вариантах осуществления материал, содержащий $MgCl_2$, выпускаемый из сушильного аппарата 30, может быть перемещен через нагреватель 64 перед введением в реактор 40, чтобы повысить температуру раствора до величины, практически равной рабочим температурам реактора 40. В некоторых вариантах осуществления при том, что это не показано в проиллюстрированном варианте осуществления, часть теплоносителя в циркуляционном контуре 84 может быть направлена в нагреватель 64, чтобы нагревать материал, содержащий $MgCl_2$, подаваемый в реактор 40.

В некоторых вариантах осуществления для контура 85 для циркулирования теплоносителя возвратная температура (например, для теплоносителя, выпускаемого из реактора 45 и нагревателя 65) может быть на около 5-15°C выше рабочей температуры реактора 40; например, возвратная температура текучей среды может составлять около 400°C. В дополнение к этому температура подаваемой текучей среды (например, температура текучей среды, подводимой к реактору 45 и нагревателю 65) может быть на око-

ло 10-45°C выше рабочей температуры или на 5-25°C выше возвратной температуры; например, температура подаваемой текучей среды может составлять около 415°C. На пересечении контура 85 с газовым потоком 2 температура газового потока 2 может быть более чем 500°C или более чем 600°C, например, температурой выходящего потока газообразных продуктов. В некоторых вариантах осуществления температура газового потока 2 после переноса тепла к контуру 85 может быть по меньшей мере на 10°C выше, чем температура теплоносителя, подводимого к реактору 45.

В некоторых вариантах осуществления для контура 84 для циркулирования теплоносителя возвратная температура текучей среды (например, температура теплоносителя, выпускаемого из реактора 40 или нагревателя 64) может быть на около 5-15°C выше рабочей температуры реактора 45; например, возвратная температура текучей среды может составлять примерно 290°C. В дополнение к этому температура подаваемой текучей среды (например, температура текучей среды, подводимой к реактору 40 или нагревателю 64) может быть на около 5-20°C выше рабочей температуры или на 60-100°C выше возвратной температуры; например, температура подаваемой текучей среды может составлять около 355°C. На пересечении контура 84 с газовым потоком 2 температура газового потока 2 может быть более чем 500°C или более чем 600°C, например, температурой выходящего потока газообразных продуктов. В некоторых вариантах осуществления температура газового потока 2 после переноса тепла к контуру 85 может быть по меньшей мере на 10° выше, чем температура теплоносителя, подводимого к реактору 40.

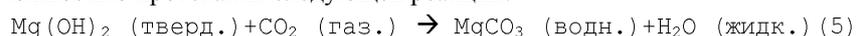
Горячие твердые частицы Mg(OH)₂, выпускаемые из реактора 45, могут быть пропущены через охладитель 74 твердых частиц перед введением в абсорбционный реактор 10, в то время как паровой продукт, выпускаемый из реактора 40, объединяют с паром, протекающим по обходному каналу 6 вокруг реактора 40. Объединенный паровой поток проходит через конденсатор 76 HCl перед закачиванием в резервуар для продукта HCl.

Как очевидно из рабочих температур реактора разложения, существуют значимые требования по энтальпии для реактора разложения, а именно энтальпии реакции разложения MgCl₂·2H₂O до Mg(OH)₂ и HCl, и требования в отношении перегретого пара для прямого введения пара в реактор разложения. В некоторых вариантах осуществления система 100 может включать газовую турбину или быть выполнена с возможностью приема газового потока 2, образованного газовой турбиной, такой как газовая турбина 95 мощностью 60 МВт в показанном варианте осуществления. В некоторых вариантах осуществления общая степень улавливания CO₂ может составлять более чем 70, 80, 90, 95 или более чем 99%.

В дополнение к первой газовой турбине система 100 может включать печь (не показана), чтобы сжигать дополнительный природный газ, и применение тепла, извлеченного из топочных газов при температуре сгорания, чтобы предоставлять дополнительное тепло для образования пара в системе 100. В некоторых вариантах осуществления для двухстадийного противоточного реактора требование в отношении общей энтальпии для процесса может составлять около 175 миллионов БТЕ/ч (51289 кВт/ч). Тепло, доступное от выпускного газа турбины на 60 МВт, составляет примерно 146 миллионов БТЕ/ч (42790 кВт/ч), при этом остается общий дефицит около 29 миллионов БТЕ/ч (8499 кВт/ч), который может требоваться для достижения 100%-ного улавливания CO₂. Сжигание 1,4 млн. станд. куб. футов в сутки (39643 станд. куб. м/сутки) дополнительного природного газа в печи может предоставлять рекуперацию тепла от топочных газов при 44,9 миллионов БТЕ/ч (13159 кВт/ч). В некоторых вариантах осуществления дополнительные 16-17 миллионов БТЕ/ч (4689-4982 кВт/ч) энтальпии может требоваться в системе 100 для улавливания этого дополнительного CO₂. Это приводит к избыточной разности энтальпий, которая может быть использована для достижения 100%-ного улавливания CO₂. Если эти 1,4 млн. станд. куб. футов в сутки (39600 станд. куб. м/сутки) природного газа были в качестве альтернативы сожжены в турбине, 5,6 МВт дополнительной электрической энергии может быть произведено (по сравнению с 60 МВт электрической энергии, произведенной в имеющейся турбине).

При ссылке теперь на фиг. 2 показан на ней и обозначен цифровым обозначением 200 вариант осуществления системы, выполненной с возможностью удаления из газового потока при применении Mg(OH)₂ и регенерирования Mg(OH)₂. Вариант осуществления 200 в основном подобен варианту осуществления 100, описанному выше, за исключением того, что процесс разложения включает лишь одностадийный противоточный реактор 48 и контур для циркулирования теплоносителя 86 вместо контуров 84 и 85. В некоторых вариантах осуществления рабочая температура реактора 48 может находиться между 340 и 360°C, например составлять 350°C. Перегретый пар может вводиться при температуре в основном такой же, что и рабочая температура.

При ссылке теперь на фиг. 3 показанный на ней и обозначенный цифровым обозначением 300 вариант осуществления системы представляет собой вариант осуществления двухстадийного процесса абсорбции CO₂, который может быть заменен на одностадийный процесс абсорбции, описанный выше в отношении реактора 10. Данный двухстадийный процесс в основном подобен условиям, описанным для одностадийного процесса, за исключением того, что используются два реактора вместо одного, и требуется несколько более высокое молярное соотношение воды и MgCl₂. В рамках первой стадии реактор 12 выполнен с возможностью протекания следующей реакции:



В рамках второй стадии реактор 14 выполнен с возможностью протекания следующей реакции:



В некоторых вариантах осуществления в реакторе 12 молярное соотношение воды и MgCO_3 может составлять около 3,5:1 или примерно 3:1. В некоторых вариантах осуществления в реакторе 14 молярное соотношение воды и MgCl_2 может составлять около 5,5:1 или примерно 5:1.

Вышеуказанные технические условия и примеры предоставляют полное описание структуры и использования примерных вариантов осуществления. Хотя определенные варианты осуществления были описаны выше с определенной степенью конкретности или при ссылках на один или несколько отдельных вариантов осуществления, специалисты в данной области техники могут сделать многочисленные изменения в описанных вариантах осуществления без отступления от объема данного изобретения. В качестве таковых иллюстративные варианты осуществления данных систем и процессов для удаления диоксида углерода из газового потока и регенерации гидроксида магния не предназначены являться ограничивающими. Напротив, представленные устройства, системы и способы включают все модификации и варианты, находящиеся в пределах объема формулы данного изобретения, и варианты осуществления иные, чем те, что представлены, могут включать некоторые или все признаки представленных вариантов осуществления. Например, компоненты могут быть объединены в качестве единой структуры и/или соединения могут быть заменены. Кроме того, где целесообразно, аспекты любого из примеров, описанных выше, могут быть объединены с аспектами любого из других описанных примеров, чтобы образовывать дополнительные примеры, имеющие сравнимые или отличающиеся свойства и направленные на решение тех же самых или других проблем. Подобным образом, принимать во внимание, что эффекты и преимущества, описанные выше, могут относиться к одному варианту осуществления или могут относиться к нескольким вариантам осуществления.

Формула изобретения не должна интерпретироваться как включающая функциональные ограничения "среднее значение-плюс" или "интервал-плюс-", если такое ограничение не указано в явной форме в представленной формуле при применении словосочетания(й) "среднее значение для" или "интервал для" соответственно.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ изготовления гидроксида магния из материала, содержащего хлорид магния, включающий

первую стадию, включающую этапы введения материала, содержащего хлорид магния, в первый реактор и прохождения паровой смеси в первый реактор с материалом, содержащим хлорид магния, при температуре приблизительно 250–400°C, чтобы образовывать гидроксохлорид магния и HCl , и

вторую стадию - перемещение гидроксохлорида магния во второй реактор и введение вместе с этим пара, чтобы образовывать гидроксид магния и HCl ,

причем материал, содержащий хлорид магния, имеет соотношение воды к хлориду магния примерно 2:1.

2. Способ по п.1, в котором часть паровой смеси, выпускаемой из второго реактора, является паровой смесью, вводимой в первый реактор.

3. Способ по п.1, в котором по меньшей мере часть HCl выпускают из второго реактора в паровой смеси, которая затем проходит через первый реактор.

4. Способ по п.1, в котором материал, содержащий хлорид магния, в основном содержит дигидрат хлорида магния.

5. Способ по п.1, в котором часть HCl , образованного в первом реакторе, выпускают из первого реактора вместе с паровой смесью.

6. Способ по п.1, в котором первый реактор находится при температуре 250–350°C.

7. Способ по п.6, дополнительно включающий перенос технологического тепла от горячего технологического газового потока к первому рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от первого рециркулирующего теплоносителя к первому реактору.

8. Способ по п.1, в котором второй реактор находится при температуре 300–500°C.

9. Способ по п.1, дополнительно включающий перенос технологического тепла от горячего технологического газового потока ко второму рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от второго рециркулирующего теплоносителя ко второму реактору.

10. Способ по п.1, в котором пар, введенный во второй реактор, находится при температуре 350–450°C.

11. Способ по п.1, в котором MgCl_2 перемешают во второй реактор отдельно от того, что находится в продукте, перемещенном из первого реактора.

12. Способ регенерации $\text{Mg}(\text{OH})_2$ в процессе, который уменьшает количество CO_2 , содержащегося в газовом потоке, включающий:

(а) реакционное взаимодействие материала, содержащего MgCl_2 , с паром в первом реакторе, чтобы образовывать продукты этапа (а), содержащие $\text{Mg}(\text{OH})\text{Cl}$ и HCl , причем материал, содержащий MgCl_2 ,

имеет соотношение воды и $MgCl_2$ менее чем 2,5:1;

(b) реакционное взаимодействие $Mg(OH)Cl$ с паром во втором реакторе, чтобы образовывать продукты этапа (b), содержащие HCl и магнийсодержащие продукты, включающие в основном $Mg(OH)_2$;

(c) реакционное взаимодействие $Mg(OH)_2$ с CO_2 , $CaCl_2$ и паром, чтобы образовывать продукты от этапа (c), содержащие $MgCl_2$ и $CaCO_3$.

13. Способ по п.12, включающий протекание газового выпускного потока из второго реактора в первый реактор, при этом газовый выпускной поток содержит HCl и пар, чтобы вызывать реакционное взаимодействие с материалом, содержащим $MgCl_2$.

14. Способ по п.12, в котором этап (c) включает

смешивание $Mg(OH)_2$ из этапа (b) с CO_2 , содержащимся в газовом потоке, в третьем реакторе для образования продуктов первого этапа (c), содержащих $MgCO_3$ и H_2O , и

смешивание $MgCO_3$ из продуктов от первого этапа (c) с $CaCl_2$ в четвертом реакторе для образования продуктов второго этапа (c), содержащих $CaCO_3$ и $MgCl_2$.

15. Способ по п.12, в котором продукты этапа (c) находятся в жидкой фазе и твердой фазе, и где жидкая фаза содержит по меньшей мере 50 мас.% $MgCl_2$.

16. Способ по п.12, в котором соотношение воды и $MgCl_2$ в четвертом реакторе составляет 4:1.

17. Способ по п.12, в котором основная часть $MgCl_2$, образованного на этапе (c), находится в форме тетрагидрата $MgCl_2$.

18. Способ по п.16, дополнительно включающий отделение по меньшей мере части $CaCO_3$ от продуктов второго этапа (c) и удаление части воды из остающихся продуктов второго этапа (c) таким образом, что соотношение воды и $MgCl_2$ составляет 2:1.

19. Способ по п.18, в котором основная часть воды в остающихся продуктах второго этапа (c) присутствует в форме дигидрата $MgCl_2$.

20. Способ по п.18, в котором остающийся продукт этапа (c) является по меньшей мере 50 мас.%-ным водным раствором $MgCl_2$.

21. Способ по п.12, в котором молярное соотношение воды и $MgCl_2$ в продуктах этапа (c) составляет 5 или менее.

22. Способ по п.21, в котором гидратом $MgCl_2$ из этапа (c) является $MgCl_2 \cdot 4H_2O$.

23. Способ по п.22, в котором $MgCl_2$ из этапа (c) является более чем на 90 мас.% $MgCl_2 \cdot 4(H_2O)$.

24. Способ по п.12, в котором продукт первого этапа (a) содержит более чем 90 мас.% $Mg(OH)Cl$.

25. Способ по п.18, дополнительно включающий перенос технологического тепла от горячего технологического газового потока к первому рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от первого рециркулирующего теплоносителя к первому реактору.

26. Способ по п.25, дополнительно включающий перенос технологического тепла от горячего технологического газового потока ко второму рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от второго рециркулирующего теплоносителя ко второму реактору.

27. Способ по п.26, дополнительно включающий перенос технологического тепла от горячего технологического газового потока к третьему рециркулирующему теплоносителю и перенос тепла от третьего рециркулирующего теплоносителя к остающемуся продукту этапа (c), чтобы способствовать удалению воды.

28. Способ по п.27, в котором температура третьего рециркулирующего теплоносителя меньше, чем температура второго рециркулирующего теплоносителя, и температура второго рециркулирующего теплоносителя меньше, чем температура первого рециркулирующего теплоносителя.

29. Способ по п.12, в котором соответствующие условия реакционного взаимодействия на этапе (a) включают температуру от около 250 до около 350°C.

30. Способ по п.12, в котором условия реакционного взаимодействия на этапе (a) включают температуру от 260 до 300°C.

31. Способ по п.12, в котором условия реакционного взаимодействия на этапе (b) включают температуру от 350 до 500°C.

32. Способ по п.12, в котором условия реакционного взаимодействия на этапе (b) включают температуру от 370 до 430°C.

33. Способ по п.12, в котором условия реакционного взаимодействия на этапе (c) включают температуру от 140 до 220°C.

34. Способ по п.12, в котором условия реакционного взаимодействия на этапе (c) включают температуру от 150 до 200°C.

35. Применение системы для регенерации $Mg(OH)_2$ в способе по любому из пп.12-34, который уменьшает количество CO_2 , содержащегося в газовом потоке, содержащей

первый реактор разложения, выполненный с возможностью приведения в реакционное взаимодействие материала, содержащего $MgCl_2$, с паром, чтобы образовывать продукты реакции в первом реакторе, содержащие $Mg(OH)Cl$ и HCl , причем материал, содержащий $MgCl_2$, имеет соотношение воды и $MgCl_2$ менее чем 2,5:1;

второй реактор разложения, выполненный с возможностью приведения в реакционное взаимодействие $Mg(OH)Cl$ от первого реактора разложения с паром, чтобы образовывать HCl и магнийсодержащие продукты, включающие в основном $Mg(OH)_2$;

первый абсорбционный реактор, выполненный с возможностью приведения в реакционное взаимодействие $Mg(OH)_2$ от второго реактора разложения с CO_2 , $CaCl_2$ и паром, чтобы образовывать продукты, содержащие $MgCl_2$ и $CaCO_3$.

36. Применение по п.35, где система дополнительно содержит линию подачи газа, выполненную с возможностью пропуска газа выпускного потока от второго реактора разложения к первому реактору разложения, причем данный газовый выпускной поток содержит HCl и пар для реакционного взаимодействия с материалом, содержащим $MgCl_2$.

37. Применение по п.35, где система дополнительно содержит второй абсорбционный реактор, в котором первый абсорбционный реактор выполнен с возможностью смешивания $Mg(OH)_2$ от второго реактора разложения с CO_2 , содержащимся в газовом потоке, и образования $MgCO_3$ и H_2O , и второй абсорбционный реактор выполнен с возможностью смешивания $MgCO_3$ от первого абсорбционного реактора с $CaCl_2$ и образования $CaCO_3$ и $MgCl_2$.

38. Применение п.35, где продукты от первого абсорбционного реактора находятся в жидкой фазе и твердой фазе, и причем жидкая фаза содержит по меньшей мере 50 мас.% $MgCl_2$.

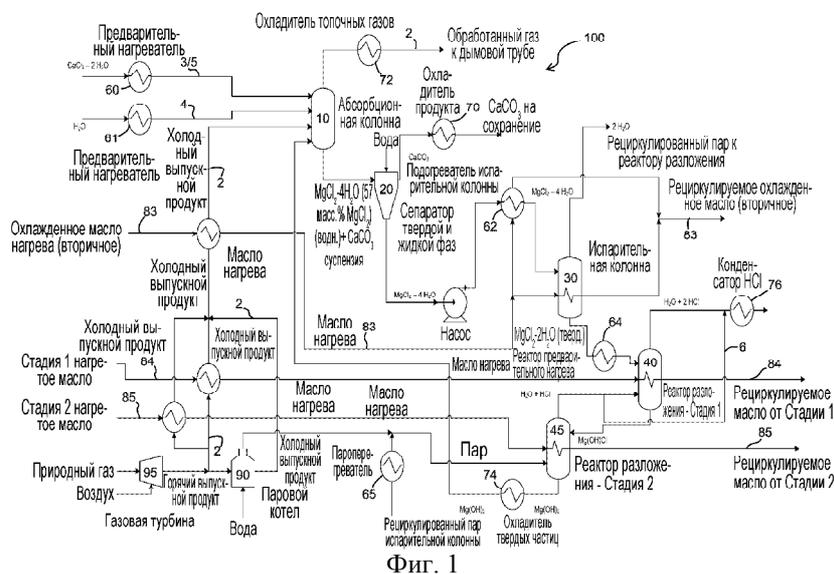
39. Применение по п.35, где первый абсорбционный реактор содержит жидкую фазу, имеющую соотношение воды и $MgCl_2$ 4:1.

40. Применение по п.39, где основная часть $MgCl_2$ в жидкой фазе, которая выпускается из первого абсорбционного реактора, находится в форме тетрагидрата $MgCl_2$.

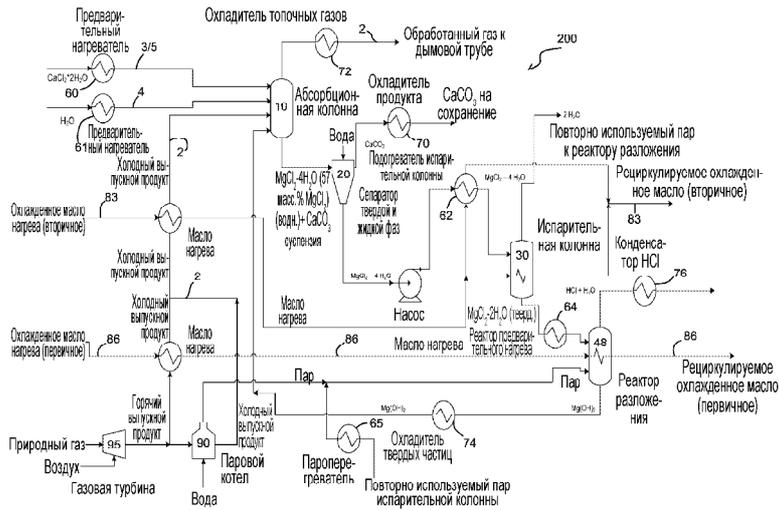
41. Применение по п.39, где система дополнительно содержит сепаратор твердой и жидкой фаз, выполненный с возможностью отделения по меньшей мере части $CaCO_3$ от жидкой фазы.

42. Применение по п.41, где система дополнительно содержит сушильное устройство, выполненное с возможностью удаления части воды из жидкой фазы таким образом, что соотношение воды и $MgCl_2$ составляет 2:1.

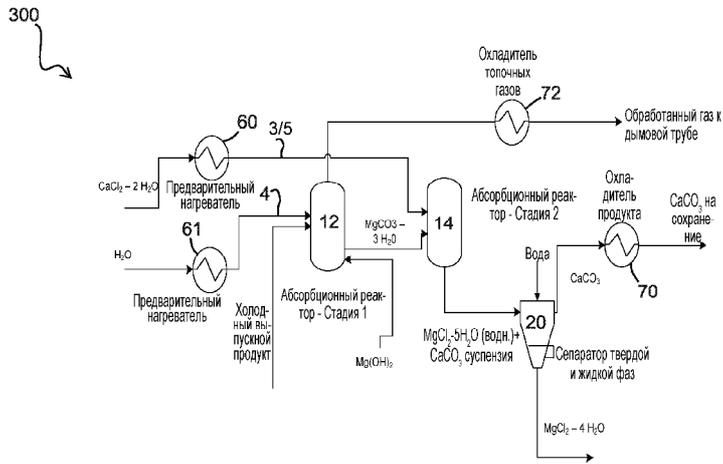
43. Применение по п.42, где сушильный аппарат выполнен с возможностью образования дигидрата $MgCl_2$.



Фиг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3

