



**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2012145185/04, 24.03.2011

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
24.03.2011

Приоритет(ы):

(30) Конвенционный приоритет:
24.03.2010 DE 102010012613.6

(43) Дата публикации заявки: 27.04.2014 Бюл. № 12

(45) Опубликовано: 20.09.2015 Бюл. № 26

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: EA 0200870159 A1 27.02.2009. DE
102008058444 A1 28.05.2009. US 20040076578 A1
22.04.2004. WO 2008095589 A1 14.08.2008

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на
национальной фазе: 24.10.2012

(86) Заявка РСТ:
IB 2011/051246 (24.03.2011)

(87) Публикация заявки РСТ:
WO 2011/117837 (29.09.2011)

Адрес для переписки:

119019, Москва, Гоголевский бульвар, 11, этаж
3, "Гоулингз Интернэшнл Инк.", Дементьеву
Владимиру Николаевичу

(72) Автор(ы):

**ПЕУС Доминик (DE),
ЛУББЕ Штефан (DE)**

(73) Патентообладатель(и):

АНТАКОР ПТЕ. ЛТД. (SG)

**(54) СПОСОБ ПРОИЗВОДСТВА ГИДРОУГЛЯ И УСТРОЙСТВО ДЛЯ ПЕРЕРАБОТКИ СМЕСИ
ТВЕРДЫХ И ЖИДКИХ КОМПОНЕНТОВ (ВАРИАНТЫ)**

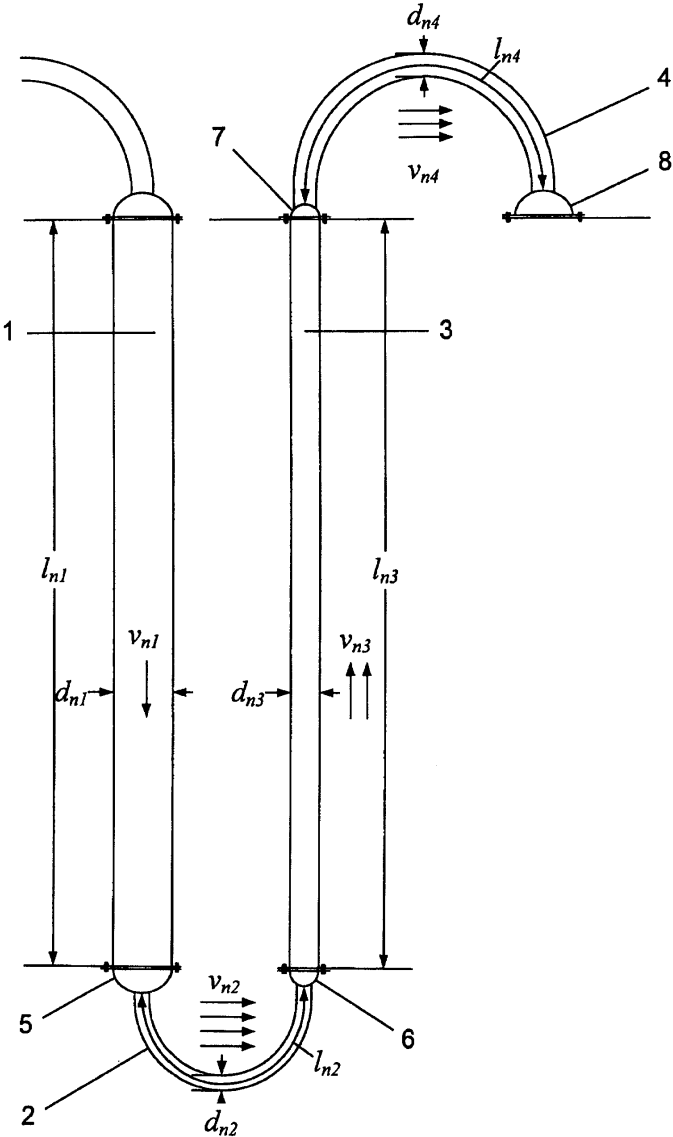
(57) Реферат:

Изобретение относится к способу производства гидроугля из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, в котором смесь твердых и жидких компонентов перерабатывается при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар в реакторе с ламинарным потоком, состоящем минимум из двух удерживающих смесь отрезков и минимум из одного изменяющего направление потока участка, расположенного под ними, в котором: а) средняя скорость потока смеси твердых и жидких компонентов на нижнем изменяющем

направлении потока участке равна 1-1000, 10-500 или 30-200 м/мин или в 1,5-1000, 5-300 либо 20-100 раз выше, чем в удерживающих отрезках; б) направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов в удерживающей смеси отрезке отклонено от горизонтали или вертикально; с) общее время выдержки в находящихся под давлением теплообменниках и реакторе составляет более 2 часов. Изобретение описывает варианты способа производства гидроугля. Также описывается устройство для переработки смеси твердых и жидких компонентов, его варианты, а также устройство

для сепарации твердых и жидких компонентов. Технический результат заключается в получении гидроугля с высокой энергетической ценностью,

который можно использовать в качестве топлива. 9 н. и 12 з.п. ф-лы, 3 ил., 1 табл.



Фиг. 1



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**(21)(22) Application: **2012145185/04, 24.03.2011**(24) Effective date for property rights:
24.03.2011

Priority:

(30) Convention priority:
24.03.2010 DE 102010012613.6(43) Application published: **27.04.2014** Bull. № 12(45) Date of publication: **20.09.2015** Bull. № 26(85) Commencement of national phase: **24.10.2012**(86) PCT application:
IB 2011/051246 (24.03.2011)(87) PCT publication:
WO 2011/117837 (29.09.2011)

Mail address:

119019, Moskva, Gogolevskij bul'var, 11, ehtazh 3,
"Goulingz Internehshnl Ink.", Dement'evu Vladimiru
Nikolaevichu

(72) Inventor(s):

**PEUS Dominik (DE),
LUBBE Stephan (DE)**

(73) Proprietor(s):

ANTAKOR PTE. LTD. (SG)(54) **PRODUCTION OF COAL-WATER AND DEVICE FOR PROCESSING OF MIX OF SOLID AND LIQUID COMPONENTS (VERSIONS)**

(57) Abstract:

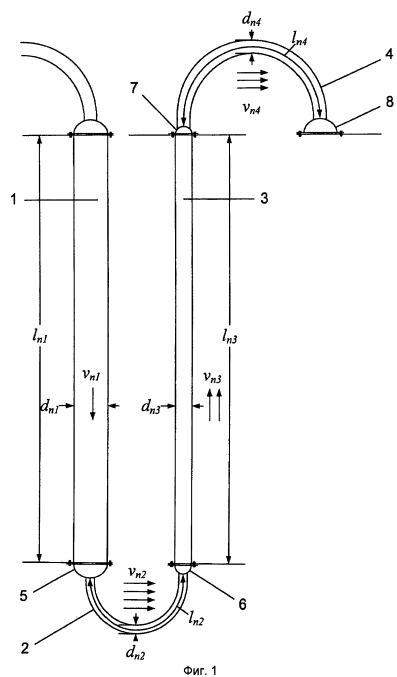
FIELD: process engineering.

SUBSTANCE: invention relates to production of coal-water from the mix of solid and liquid components, water and carbon-bearing component. Said mix is processed at 100-300°C and 5-70 bar in reactor with laminar flow. It consists of at least two mix retention sections and at least one flow direction varying section arranged there under. In compliance with this invention: a) mean rate of said mix at lower flow direction varying section equals 1-1000, 10-500 or 30-200 m/min or some 1.5-1000, 5-300 or 20-100 times higher than that in retention sections; b) direction of averaged flow of said mix in said mix retention section deflects from horizontal or vertical; c) total time of holding in pressurised heat exchangers and reactors exceeds two hours. Invention describes the versions of coal-water production processes. Besides, it covers the device for processing aforesaid mix, its versions and device for

separation of said components.

EFFECT: high heat capacity coal-water to be used as fuel.

21 cl, 3 dwg, 1 tbl



Область техники

Гидротермальная карбонизация (Hydrothermal carbonization, НТС) - химический метод простого и высокоэффективного производства гидроугля, который также обозначается терминами «гидроуголь», «биоуголь» и «зеленый уголь», аналогичного черному или бурому углю, гумусу или торфу, - впервые была подробно описана в 1913 году немецким лауреатом Нобелевской премии Фридрихом Бергиусом (Friedrich Bergius). Этот процесс НТС имитирует естественный процесс образования угля (то есть природный процесс превращения растительных остатков и биомассы в гуминовую кислоту и торф, а затем в бурый уголь и в итоге в черный уголь) в течение нескольких часов. Систематические эксперименты были проведены Е. Берлом (E. Berl) с соавторами (Ann. Chem. 493 (1932), pp.97-123; Angew. Chemie 45 (1932), pp.517-519) и Дж. П. Шумахером (J.P. Schumacher) с соавторами (Fuel, 39 (1960), pp.223-234), а также позднее профессором Маркусом Антониетти (Markus Antonietti) из Института коллоидов и границ раздела им. Макса Планка (Max-Planck-Institute of Colloids and Interfaces), находящегося в г.Потсдам под Берлином.

Биомасса нагревается с водой до температуры примерно 180°C при давлении 15-20 бар. В течение нескольких часов эта смесь превращается в суспензию с содержанием гидроугля. Фазы химической реакции хронологически делятся на фазу нагрева, фазу деполимеризации, фазу реструктуризации и фазу стабилизации. Эта химическая реакция преобразования является экзотермической, с выделением до 34% энергии, содержащейся в сырье, в частности в материалах, содержащих сахараиды. Углеродная суспензия после реакции (в сравнении с сырьем или исходными веществами) обладает предпочтительными свойствами благодаря молекулярным и структурным химическим изменениям, которые позволяют быстро и просто выполнять обезвоживание, сушку и, при необходимости, измельчение с минимальным расходом энергии. Во время реакции высвобождается водород и кислород, что является полезным побочным продуктом этого процесса. По сравнению с исходными материалами относительное молекулярное содержание углерода (C) повышается, а содержание кислорода (O), серы (S), калия (K), хлора (Cl) и золы понижается. По сравнению с сырьем гидроуголь обладает более высокой энергетической ценностью. Он может использоваться в качестве топлива, а также в настоящее время идет обсуждение других вариантов применения, например для улучшения почв.

Биомасса является основным преобразователем углерода, способным наиболее эффективно поглощать молекулы CO₂ из атмосферы. Поэтому только биомасса может стать основой для формирования энергетических систем, которые реально понижают содержание углерода в атмосфере и способны очистить выбросы, сделанные человечеством в прошлом. Для создания такой системы поглощения углерода необходимо обеспечить связывание углерода методом, обладающим значительной углеродной эффективностью. Углеродная эффективность представляет собой важный показатель эффективности любых процессов преобразования биомассы, поскольку указывает процент содержащегося в сырье углерода, который оказывается связанным в конечном продукте или топливе. Углеродная эффективность процесса НТС, достигающая 90%, выгодно отличается от других процессов преобразования биомассы, таких как производство биогаза путем ферментации (~50%), газификация древесины (~30%) и компостирование (~10%).

В результате сравнительного анализа разных методов преобразования биомассы было установлено, что процесс НТС потенциально может в будущем существенно снизить глобальный выброс CO₂ (Peter Brandt, J. Verbr. Lebensm. (2009), pp.151-154): 11%

биомассы нашей экосистемы произрастает на доступных пахотных землях. В зависимости от вида растения, до 90% сельскохозяйственной биомассы невозможно переработать для получения продуктов питания, и она рассматривается как отходы при сборе урожая или органические отходы. Удаление 8,5% производимой биомассы из активной экосистемы может компенсировать весь объем CO₂, выделяемый в результате сжигания сырой нефти (Titirici et al., New J. Chem. (2007), pp.787-789).

Помимо полезного для окружающей среды минимального выброса CO₂, решающим фактором в вопросе эффективности и устойчивости любого процесса преобразования биомассы является гибкость при выборе используемого сырья. Процесс НТС является единственным известным на сегодня методом преобразования биомассы, обладающим высокой углеродной эффективностью, в котором могут использоваться любые виды сырья.

Уровень техники

В документах WO 2008/095589 A1, DE102007012112 B3, WO 2008/113309, DE 102008004732, DE 102008006772, DE 102008007791 A1 описаны реакторы для переработки смесей твердых и жидких компонентов, в частности суспензий биомассы, в том числе шнековый реактор и трубчатый реактор. Однако на практике превосходство или функциональность известных реакторов еще не была продемонстрирована.

Реакции смесей твердых и жидких компонентов, в частности биомассы, со временем реакции более 20 минут являются необычными и редкими в технологии химических процессов. Соответственно, до настоящего времени не было разработано подходящих реакторов, обеспечивающих непрерывный процесс химической реакции.

Раскрытие изобретения

Целью изобретения является поиск решения для экономичного и непрерывного преобразования смесей твердых и жидких компонентов и, соответственно, предотвращение уплотнения и засорения.

Согласно изобретению цель достигается тем, что диаметр нижней части трубы реактора с ламинированным потоком меньше диаметра нисходящего отрезка трубы и что нисходящие отрезки трубы имеют в основном вертикальное положение или хотя бы отклонены от горизонтали.

Данное техническое описание содержит ссылки на содержание (включая определения, состояние и характеристики) патентов WO/2010/058377, EP 2106435 и публикации Либра (Libra) с соавторами (Bjofuels, 2011, pp.71-106, 36).

Гидроуголь является топливом или гумусом (материалом для улучшения почвы), генерируемым из содержащих углерод исходных материалов или сырья с помощью процесса НТС. Сырьем являются любые растительные компоненты, в основном отходы сельскохозяйственного производства, древесина, отходы древесины, корни, листья, ветви, сучья, биологические отходы, органическая часть производственных или промышленных отходов, туши животных, отходы забоя скота, пищевые отходы, бумага, текстиль, экскременты или компост, пульпа и прочие содержащие углерод или углеводы, целлюлозу, полуцеллюлозу и лигнин материалы.

Во время реакции высвобождается водород и кислород, что является полезным побочным продуктом процесса НТС. По сравнению с исходными материалами относительное молекулярное содержание углерода (C) повышается, а содержание кислорода (O), серы (S), калия (K), хлора (Cl) и золы понижается. Соотношение O/C понижается примерно на 0,1, 0,2 или 0,3, а соотношение H/C понижается примерно на 0,1-0,2, 0,2-0,4 или 0,2-0,6 в зависимости от вида сырья и условий реакции. Примеры: до переработки древесина имеет отношение O/C, равное 0,6, а после переработки - 0,3.

Отношение О/С пивной дробины снижается с 0,5 до 0,25. Отношение Н/С снижается с 1,4 до 0,9. По сравнению с сырьем гидроуголь обладает более высокой энергетической ценностью. Он может использоваться в качестве топлива, а также в настоящее время идет обсуждение других вариантов применения, например для улучшения почв.

5 Блоки реактора с ламинированным потоком могут быть соединены друг с другом в основном без использования движущихся деталей, включая клапаны или механические перемешивающие приспособления.

Реактор с ламинированным потоком в смысле рассматриваемого применения представляет собой находящийся под давлением сосуд трубчатой конструкции, который
10 обеспечивает прохождение смеси твердых и жидких компонентов со скоростью потока более 40, 60, 90 или 120 минут за счет своей конструкции и при этом обеспечивает минимальный уровень турбулентности. Общее время пребывания в находящихся под давлением теплообменниках и реакторе составляет более 2, 3 или 4 часов и менее 4, 8 или 12 часов. Для особых случаев применения, обеспечивающих более высокое качество
15 или специализированные продукты на основе гидроугля, время переработки может быть увеличено до 16, 24 или 30 часов. Температура, при которой проходит переработка в находящихся под давлением теплообменниках и реакторе, составляет 100-330°C, 160-250°C или 180-230°C при давлениях 5-20 бар выше давления парообразования жидкости (воды) или давлениях до 45-70 бар. Реактор герметизирован от окружающего воздуха
20 и кислорода.

Реактор с ламинированным потоком состоит минимум из двух реакторных блоков, соединенных друг с другом, каждый из которых в свою очередь состоит из нескольких отрезков трубы, трубных деталей, фрагментов труб, среди которых хотя бы один отклоняющий или изменяющий направление потока участок трубы имеет меньший
25 объем или хотя бы меньшее сечение, чем удерживающий смесь отрезок трубы (детали трубы без изменения направления потока). Определенные конструкции спроектированы согласно следующим характеристикам.

- Диаметр изменяющего направление потока участка трубы не менее 5-500 или 20-100 мм.
- 30 - Диаметр хотя бы одного удерживающего смесь отрезка трубы минимум на 1%, 10% или 100% больше диаметра изменяющего направление потока участка трубы того же реакторного блока. Один реакторный блок состоит минимум из одного удерживающего смесь отрезка. Удерживающий смесь отрезок определяется большим диаметром, что обеспечивает в результате более низкую скорость потока по сравнению
35 с изменяющими направление потока участками трубы. Диаметр нисходящего отрезка трубы, в частности, должен быть на 25%, 50% или 100% больше диаметра расположенного ниже изменяющего направление потока участка трубы того же реакторного блока. Диаметр восходящего отрезка трубы должен быть минимум на 1%, 10% или 100% больше диаметра расположенного ниже изменяющего направление
40 потока участка трубы того же реакторного блока. Нисходящие и восходящие отрезки трубы в основном расположены вертикально.

- Отношение диаметров d_{n1}/d_{n2} составляет минимум 1,01-400 или 4 к 40. Отношение диаметров d_{n1}/d_{n3} составляет 1-400 или 3 к 30. Отношение диаметров d_{n3}/d_{n2} составляет 1-400 или 3 к 30.

- 45 - В конструкции хотя бы 2, 4, 6 или 8 реакторных блоков напрямую соединены друг с другом.

- Каждый реакторный блок состоит минимум из одного изменяющего направление потока участка трубы и одного удерживающего смесь отрезка.

- Общая длина всех соединенных участков трубы должна составлять 4, 16, 64 или 256 метров. Абсолютная общая длина всех участков трубы должна составлять 4-64000 или 250-4000 метров.

- Минимальная длина соединенных отрезков трубы, которые не могут, например, быть разделены полностью или частично блокирующими устройствами, составляет 1, 4, 16 или 64 метра. Количество реакторных блоков, связанных отрезками трубы, которые не могут быть разделены полностью или частично, составляет 2-1000 или 11-100.

- Длина реактора с ламинарным потоком включает отрезки труб, в которых рабочее давление превышает 5 бар.

- В определенных конструкциях на входе и (или) выходе реактора располагаются теплообменники, в которых температура смеси твердых и жидких компонентов повышается до $>160^{\circ}\text{C}$. На этих участках объем потока смеси твердых и жидких компонентов может быть разделен на параллельные частичные потоки.

Если в эксплуатационном состоянии существует непрерывная связь реакционных камер, то трубы, отрезки труб, участки труб, трубные детали или реакторные модули соединяются друг с другом, что обеспечивает выравнивание давлений реакционных объемов. Такое соединение существует в реакторе с ламинарным потоком как минимум между двумя реакторными блоками или между отрезками трубы длиной как минимум 4, 16, 64 или 256 метров.

Отрезки трубы или трубные детали представляют собой протяженные полые объемы, через которые проходит реакционная смесь, независимо от их формы и геометрии. Изменяющие направление потока участки трубы определяются изменением направления усредненного потока на величину от 90 до 200 градусов. Сечение труб из соображений удобства и функциональности имеет круглую форму, потому что технологический процесс характеризуется повышенным давлением. Нисходящие участки, восходящие участки и участки, изменяющие направление потока, также могут состоять из нескольких трубных деталей или компонентов разной формы.

Реакционные объемы минимум двух реакторных блоков соединены в эксплуатационном состоянии при давлениях выше 5 бар и не разделены клапанами или иными блокирующими либо управляющими устройствами.

Нижняя труба, отрезок трубы или трубная деталь является нижней изменяющей направление потока трубной деталью или изменяющим направление потока участком трубы диаметром $d_{n,2}$. Трубы, фрагменты труб или трубные детали также называют отрезками трубы. Восходящий участок трубы является восходящей трубой, отрезком трубы или трубной деталью диаметром $d_{n,3}$. Верхняя труба или отрезок трубы является верхним изменяющим направление потока участком трубы диаметром $d_{n,4}$.

Удерживающий смесь отрезок является нисходящей или восходящей трубой, отрезком трубы или трубной деталью диаметром $d_{n,1}$.

Нисходящие и восходящие трубы являются удерживающими смесь отрезками. Объем этих отрезков больше, чем объем изменяющих направление потока участков трубы. Направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов в удерживающем смесь отрезке отклонено от горизонтали. Предпочтительно, чтобы удерживающие смесь отрезки в основном располагались вертикально и были сконструированы в виде прямых полых контейнеров. Удерживающие смесь отрезки в основном располагаются так, чтобы угол осевой линии к горизонтальной плоскости составлял не менее 2 или не менее 60 градусов.

Изменяющий направление потока участок располагается ниже удерживающего

смесь отрезка. Нижний изменяющий направление потока участок является отрезком трубы, который изменяет направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов, направляя его вверх. Верхние и нижние изменяющие направление потока участки сконструированы таким образом, чтобы суммарное изменение угла осевой линии трубы составляло примерно 180 градусов, но не менее 100 или 150 градусов.

Разные элементы труб соединены друг с другом фланцевыми или сварными соединениями. В случае соединения элементов труб разного диаметра используется дополнительный переходной патрубок. Переходной патрубок (переходная муфта), также являющийся обратным переходным патрубком, - это конический патрубок, встраиваемый в линию трубопровода, который обеспечивает переход между двумя разными номинальными диаметрами. Переходные патрубки могут состоять из стандартных элементов или металлических деталей, включая полусферические днища, обоймы, конусы, и могут иметь концентрическую или эксцентрическую форму. В случае концентрических переходных патрубков стенка патрубка имеет форму прямого кругового конуса, а в случае эксцентрических переходных патрубков - форму скошенного кругового конуса, при этом одна из осевых линий трубопровода располагается параллельно оси исходной трубы. Концентрические переходные патрубки более оптимальны с точки зрения механики потока, но эксцентрические могут обеспечить преимущества при сборке.

Средний расход или скорость потока смеси твердых и жидких компонентов в нижнем изменяющем направлении потока участке минимум на 50% выше, чем в предшествующем удерживающем смесь отрезке, с которым он соединен.

Диаметры определенных нисходящих отрезков обычно подбираются таким образом, чтобы максимальная расчетная скорость расслоения смеси была ниже скорости потока. Более низкая скорость в нисходящих отрезках обеспечивает в результате расслаивание твердых компонентов в зависимости от их плотности по сравнению с жидкой фазой, а также увеличивает время выдержки в соответствующем нисходящем отрезке, которое обратно пропорционально разности скорости потока и скорости расслоения. Время выдержки твердых компонентов, таким образом, всегда (возможно, даже значительно) больше скорости потока жидкой фазы. Большой диаметр нисходящих отрезков, таким образом, в результате означает очевидное увеличение времени выдержки твердых компонентов по сравнению со временем выдержки жидкой среды, что позволяет сократить длину реактора. Большой диаметр нисходящих отрезков также обеспечивает в них обогащение твердыми компонентами. И в случае слишком большого падения скорости потока и приближения к скорости расслоения смеси твердых и жидких компонентов может превратиться в твердую массу с некоторым количеством жидкости. Таким образом, верхний предел диаметра нисходящих участков тоже имеет техническое значение.

Согласно предпочтительной конструкции длина удерживающего смесь отрезка составляет 2-12 метров. Общая длина нисходящих и восходящих отрезков составляет 320-1920 метров. Дополнительные сведения о конструкции приведены в следующей таблице.

Реакторный блок	$d_{n,1}$ (мм)	$d_{n,2}$ (мм)	$d_{n,3}$ (мм)	$d_{n,4}$ (мм)
1-6	100	50	50	50
7-20	200	50	50	50
21-40	300	50	100	100
41-80	400	60	200	200
81-120	500	70	200	200

Диаметры имеют следующее соотношение $d_{n,1} \geq d_{n,3}$ и $d_{n,1} > 1,25d_{n,2}$. В частности, выражение $d_{n,1} > d_{n,3} \geq d_{n,4} \geq d_{n,2}$ содержит шесть отдельных соотношений диаметров, $d_{n,1} > d_{n,3}$, $d_{n,1} > d_{n,4}$, $d_{n,1} > d_{n,2}$, $d_{n,3} \geq d_{n,4}$, $d_{n,3} \geq d_{n,2}$, $d_{n,4} \geq d_{n,2}$, которые должны выполняться независимо друг от друга.

Если не указано иное, определения и разъяснения, приведенные в патенте DE 102008058444.4, действительны в плане терминологии и формулировок, которые включены в настоящую публикацию.

Следующие параметры и физические величины оказывают влияние на конструкцию реактора с ламинарным потоком и управление технологическим процессом.

- «Переменные параметры материала» означает параметры, которые изменяются в ходе реакции. Почти все параметры материалов всех фаз (твердой, жидкой и газообразной), в частности содержащего углерод компонента, который в целом определяет продукт реакции, изменяются в ходе реакции. Например, динамическая вязкость η понижается, а плотность повышается.

- «Переменные параметры процесса» могут изменяться управляемо, например объемный расход или скорость потока v .

- «Постоянные параметры процесса» определяются оборудованием, то есть конструкцией и техническими характеристиками установки, и поэтому не могут быть изменены для конкретной установки или требуют для изменения значительных усилий. Например, гидравлический радиус r или гидравлический диаметр d трубы.

Гидравлический диаметр трубы определяется выражением $4 \cdot A/U$, где A - площадь сечения, а U - длина окружности. В случае круглого сечения гидравлический диаметр, таким образом, равен геометрическому диаметру.

Каждый реакторный блок реактора с ламинарным потоком состоит как минимум из труб 2 или 4 разных диаметров, и диаметры отрезков трубы с порядковым номером n имеют следующее соотношение диаметров $d_{n,1} > d_{n,3} \geq d_{n,4} \geq d_{n,2}$ (см. выше). Диаметры труб последовательно увеличиваются в каждом блоке при увеличении расстояния от первого реакторного блока (с увеличением n).

Средний расход или скорость потока можно определить с помощью измерителя расхода или проточных датчиков. Например, время, необходимое для прохождения определенного объема окрашенной жидкости от входа до выхода из реактора с ламинарным потоком, можно использовать для определения объема потока за единицу времени, а также скоростей потока в элементах с разным гидравлическим диаметром. Вход и выход окрашенной жидкости (например, определенное количество воды, окрашенной перманганатом калия) из реактора с ламинарным потоком можно определить оптически с помощью контрольных стекол. Например, скорость потока в установке может определяться с помощью массового расходомера Кориолиса (например, Promass 83S25 by Endress+Hauser).

Должны выполняться следующие соотношения среднего расхода или скорости потока v_{nm} смеси твердых и жидких компонентов, проходящих через отрезки трубы m реактора или трубчатого реакторного блока n : $v_{n,2} > v_{n,1}$, $v_{n,2} \geq v_{n,3}$, $v_{n,2} \geq v_{n,4}$ или $v_{n,4} \geq v_{n,3}$. Средние скорости потока в нижнем изменяющем направление потока участке $v_{n,2}$ равны 1-5000, 10-500 или 30-200 м/мин.

Средняя скорость потока смеси твердых и жидких компонентов равна 0,01-20, 0,05-10 или 0,1-3 м/мин в нисходящем удерживающем смесь отрезке. Средняя скорость

потока в восходящем удерживающем смесь отрезке минимум на 50% выше, чем в нисходящем удерживающем смесь отрезке. Средняя скорость потока в нижнем изменяющем направление потока участке ($v_{n,2}$) в 1-1000 раз, 5-300 раз или 20-100 выше, чем в соединенном с ним удерживающем смесь отрезке. И восходящие удерживающие смесь отрезки, и нисходящие удерживающие смесь отрезки могут использоваться для обратного направления потока. Это означает, что в зависимости от однородности сырья удерживающие смесь отрезки взаимозаменяемы.

Средняя скорость потока зависит от диаметра, который последовательно увеличивается при увеличении расстояния до соединений с переходниками между трубчатыми реакторными блоками согласно формуле $v_{n=1} \geq v_{n=2}$ и т.д. Скорость потока в отрезках трубы, которые не направлены вниз, увеличивается на 10%, 20%, 50%, 100% или более. Скорость потока в отрезках трубы, которые не направлены вниз, повышается как минимум в 1,1; 2; 5; 9; 20; 100 раз или более.

Реакция начинается при достижении рабочей температуры 100-250 или 140-180°C. Реакция преобразования длится, в зависимости от необходимого продукта реакции, от 40 до 720 или от 90 до 180 минут, а в отдельных случаях до 2160 минут. Время, необходимое для прохождения реакционной смесью реактора с ламинарным потоком, составляет как минимум 40, 60, 90 или 120 минут. Содержание углерода повышается, например, в течение 120 минут с 30% до 40% массовых долей сухой массы в случае использования в качестве зерна сушеной дробины или пивной дробины. Время прохождения или время, необходимое для прохождения смеси твердых и жидких компонентов через все соединенные блоки либо реакторы, составляет не менее 40, 60, 90 или 120 минут, а всего 90-180, 180-720 или 720-2160 минут.

При увеличении времени реакции, то есть увеличении расстояния до первого транспортировочного устройства или входа реактора:

- вязкость реакционной смеси понижается;
- разница плотностей уменьшается;
- скорость расслоения смеси твердых и жидких компонентов уменьшается;
- есть возможность выбора более крупных диаметров отрезков труб (увеличение диаметров).

Для обеспечения ламинарного потока и предотвращения высокой турбулентности, которая связана с повышением давления до 3, 5 или 10 бар выше дифференциального давления, которое обычно присутствует при нормальной эксплуатации, повышается вязкость или понижается скорость потока путем увеличения диаметров, удаления воды или подачи сырья либо промежуточных продуктов с содержанием твердых компонентов выше, чем в источнике.

Удерживающий смесь отрезок является отрезком трубы в трубчатом реакторе, который следует за теплообменником, поэтому в этом отрезке трубы реакционная смесь имеет требуемую температуру (температуру реакции).

Общий объем реактора с ламинарным потоком является суммой объемов отдельных реакторных блоков n , а x - это количество реакторных блоков. Реакторные блоки n состоят из отрезков трубы m . Плотность твердой фазы увеличивается за счет нагрева и химической реакции, а вязкость смеси твердых и жидких компонентов при этом понижается. Одновременно уменьшается размер частиц. И соответственно уменьшается скорость расслоения. Уменьшение скорости расслоения позволяет увеличить объемы отрезков труб во время химической реакции соответствующим последовательным образом за счет выбора более крупных диаметров труб.

Общий объем реактора с ламинарным потоком без учета переходных патрубков и

изгибов или изменяющих направление потока участков рассчитывается по следующей формуле:

$$V = \pi \sum_{n=1}^x \sum_{m=1}^4 l_{nm} \frac{d_{nm}^2}{4}$$

где l_{nm} - длины отрезков трубы со средним диаметром d_{nm} , n - порядковый номер блока трубчатого реактора, m - порядковый номер отрезка трубы, x - количество реакторных блоков.

Объем удерживающего смесь отрезка обычно составляет 0,1-100 или 0,5-10 м³. Общий объем реактора с ламинарным потоком обычно составляет 10-10000 или 100-10000 м³. Объем нисходящего отрезка больше объема непосредственно следующего за ним восходящего отрезка на 1%, 10% или 100% или в 1,1-40 либо в 2-4 раза.

Направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов в удерживающем смесь отрезке не менее чем в 5, 20% или 80% объема реакторного блока или не менее чем в 1%, 5% или 50% общего объема отрезков трубы должно быть отклонено от горизонтали. Предпочтительно, чтобы направление усредненного потока в удерживающих смесь отрезках было в основном параллельно направлению силы тяжести. Величина угла направления в основном вертикально направленного потока составляет не менее 2 или не менее 60 градусов по отношению к горизонтали.

Плотность в процессе реакции преобразования повышается с течением времени за счет химической реакции на 5-60% или 20-40%. Для поддержания работы реактора с ламинарным потоком необходимо обеспечить низкое сопротивление потоку. Турбулентность приводит к повышению сопротивления потоку. Потеря скорости при турбулентном потоке, таким образом, существенно больше, в несколько раз по сравнению с ламинарным потоком. Критическое значение критерия Рейнольдса также увеличивается при увеличении вязкости (т.е. точка перехода, характеризующая наступление турбулентности, смещается в сторону более высоких скоростей потока). На вязкость до, в течение и после реакции влияют следующие факторы:

- соотношение жидких и твердых компонентов в смеси твердых и жидких компонентов;
- соотношение входящих в состав смеси разных видов сырья или исходных материалов;
- удаление или добавление воды либо твердых материалов;
- химическое или физическое изменение, например, плотности или размера частиц в результате химических изменений или измельчения.

Вязкость значительно уменьшается при нагреве. Одновременно дополнительное уменьшение вязкости происходит в процессе реакции в результате химического преобразования.

Вязкость изменяется обратно пропорционально плотности, которая после нагрева во время химической реакции преобразования повышается. Таким образом, в ходе реакции вязкость уменьшается, а также снижается сопротивление потоку. Однако в случае перехода почти ламинарного потока в турбулентный сопротивление возрастает. Для более оптимального использования реакторного пространства и стабилизации потока в основном в нижних изменяющих направление потока участках, вязкость в трубах или реакторных блоках некоторых конструкций увеличивается с помощью:

- удаления воды и (или)
- добавления твердых материалов.

Добавление сырья с высоким содержанием твердых компонентов более 25%, 50%

или 75% и размером частиц до 2, 4 или 6 мм, в частности после первых секций теплообменника или в ходе процесса, например в центральной трети реакторной секции, путем добавления в следующие реакторные блоки, увеличивает вязкость. Это также может препятствовать перегреву.

5 Например, через теплообменник с диаметрами труб 50 мм проходит поток кукурузного силоса с содержанием твердых компонентов 12-15% со скоростью 3-7 м³/ч. На участке примерно 120 м замеряется перепад давления примерно 2-4 бар. Малый перепад давления предполагает почти ламинарный поток. Если бы через этот участок трубопровода с такой же скоростью потока двигалась вода, то давление возросло бы
10 в несколько раз (>15 бар). Из этого можно сделать вывод, что точка перехода (критерий перехода Рейнольдса) была превышена и почти ламинарный поток стал турбулентным потоком.

Во время реакции формируются мелкие частицы. Размер мелких частиц составляет 20-100 нанометров и увеличивается с течением времени. Во время процесса частицы
15 малого размера полимеризуются в более крупные частицы гидроугля или продукта реакции НТС, с которыми более удобно обращаться. Эти частицы можно выгружать в ходе процесса для увеличения реакторного пространства. Выгрузка производится во время последней половины, трети, четверти или пятой части реактора или реакции. Выгружаемые частицы имеют размер 0,5-1 или 0,5-2 мм. Эти частицы выгружаются в
20 виде суспензии, содержащей твердые частицы максимального диаметра 2 мм из смеси твердых и жидких компонентов, до завершения переработки.

Цель достигается согласно данному изобретению за счет применения устройства для сепарации твердых и жидких компонентов с помощью отверстий или пор, расположенных на определенном расстоянии друг от друга, с диаметром не менее 0,5
25 мм для выгрузки суспензии, содержащей твердые частицы с максимальным диаметром 2 мм из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента.

Описание чертежей

30 Фиг.1 - схематическое изображение трубчатого реакторного блока n с отрезками трубы m в качестве примера.

Фиг.2 - схематическое изображение установки для непрерывного производства материалов или топлива из смеси твердых и жидких компонентов в качестве примера.

Фиг.3 - схематическое изображение теплообменных
35 блоков и переход к трубным реакторным блокам, а также конвейерные линии I и II, обеспечивающие сочетание сухой и влажной биомассы.

На фиг.1 приведено схематическое изображение трубчатого реакторного блока n с отрезками трубы m (1-4) с диаметрами d_{nm} , принадлежащего реакторному блоку с ламинарным потоком, в качестве примера. Смесь твердых и жидких компонентов
40 поступает в отрезок трубы 1 с диаметром $d_{n,1}$ через обратный переходной патрубок. Поскольку диаметр отрезка трубы 1 увеличивается по сравнению с предыдущим отрезком трубы, скорость потока v_{n1} в отрезке трубы 1 падает (показана одиночной стрелкой). Смесь жидких и твердых компонентов выходит из отрезка трубы 1 с диаметром $d_{n,1}$ через переходной патрубок 5 в отрезок трубы 2 с диаметром $d_{n,2}$. Смесь
45 жидких и твердых компонентов из отрезка трубы 2 с диаметром $d_{n,2}$ поступает в отрезок трубы 3 с диаметром $d_{n,3}$ через следующий обратный переходной патрубок 5. Смесь жидких и твердых компонентов выходит из отрезка трубы 3 с диаметром $d_{n,3}$ через

следующий переходной патрубок в отрезок трубы 4 с диаметром $d_{n,4}$. Смесь твердых и жидких компонентов переходит из отрезка трубы 4 в следующий реакторный блок $n+1$ (не показан). Эта последовательность периодически повторяется. Скорости потока и длины фрагментов труб (измеренные по их осевой линии) обозначены v_{nm} и l_{nm} . Кроме того, от двух (отрезок трубы $m=3$) до четырех (отрезок трубы $n=2$) стрелок показано для демонстрации.

На фиг.2 приведено схематическое изображение установки для непрерывного производства материалов или топлива из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, в качестве примера. В данном случае смесь твердых и жидких компонентов перерабатывается при температуре выше 100°C и давлении выше 5 бар. Установка включает двойное устройство подачи материалов, которое состоит из двух конвейерных линий I и II. Линия I служит для транспортировки «сухой» биомассы, которую невозможно подавать с помощью насоса (или подача которой с помощью насоса осложнена), например массы с содержанием твердых компонентов 15-99% веса. Для этого «сухая» биомасса помещается в силос 11 и передается в контейнер 12 из него (предпочтительно использование контейнера с раздвижным дном). Сырье подается в измельчающее устройство 13 с помощью конвейера, который может быть шнековым или ленточным конвейером. Измельчающее устройство может быть, например, спроектировано в виде мельницы сухого или влажного измельчения либо в виде иного подходящего измельчающего устройства. Из указанного измельчающего устройства переработанное сырье подается в смесительный сосуд 16. В смесительном сосуде 16 «сухая» биомасса смешивается с помощью перемешивающего устройства с водой, которая может содержать технологическую воду или концентрированную технологическую воду из резервуара 14 и катализатор или катализирующую смесь минимум из одного контейнера или дозирующего устройства 15. Смесь подается в инкубационный сосуд 18 с помощью конвейерного устройства 17. Инкубационный сосуд 18 обеспечивает выдержку материала с катализатором при более низком давлении. Контейнеры 16 и 18 сконструированы с двойной стенкой и подключены к нагревающей воде для подогрева материала до температуры, например, $20-99$ или $50-70^{\circ}\text{C}$. Прошедшее обработку в инкубационном сосуде «сухое» сырье или исходные материалы подаются из первой конвейерной линии I в реакторный блок и, например, в блок 29, 30, 31, 32 или 33, 34 под давлением, превышающим давление парообразования реакционной смеси, с помощью конвейерных устройств 19 и 20, которые могут быть сконструированы в виде шнековых транспортеров или ковшовых цепных элеваторов.

С помощью конвейерной линии II, «влажная» биомасса, состоящая из сырья, которое может подаваться с помощью насоса, или пульпа биомассы (может также состоять из смесей биомассы или сырья, например, с содержанием твердых частиц 1-50% веса) подается из резервуара-хранилища 22 в смесительное устройство 24 с помощью конвейерного устройства 23 и смешивается в смесительном устройстве 24 с водой или технологической водой из резервуара 14 и катализатором минимум из одного контейнера или дозирующего устройства 25. Затем смесь проходит обработку в инкубационном контейнере 26 и подается в реактор 29-38 с помощью соответствующего конвейерного устройства 27, которое, например, может быть спроектировано в виде поршневого или эксцентрического винтового насоса. Материал нагревается минимум до $160-180$, $200-220$ или $220-250^{\circ}\text{C}$ с помощью одного или нескольких теплообменных блоков 28. «Влажное» сырье или исходные материалы с конвейерной линии II, прошедшие указанную предварительную обработку, объединяются с «сухими» исходными материалами с конвейерной линии I с помощью описанных или иных подходящих

конвейерных устройств. Точка введения «сухих» исходных материалов может быть разной и может находиться в реакторе или трубчатом реакторном блоке n, например в блоке 29, 30, 31, 32 или 33, 34, а также 35, 36 или 37, 38 и т.д. «Сухие» исходные материалы или сырье (в частности, с максимальным диаметром частиц менее 6 мм, менее 4 мм или менее 2 мм и содержанием сухих веществ более 30%, более 40% или более 50% обычно подаются в центральную треть длины трубопровода или реактора. Например, подача может производиться в области верхнего изменяющего направление участка 4 или переходного патрубка 8 между ним и нисходящим отрезком 1. «Влажные» исходные материалы были введены в систему ранее под давлением, превышающим давление парообразования реакционной смеси. Отношение массовой скорости потока конвейерной линии I к конвейерной линии II или вводимых исходных веществ к дополнительным может составлять, например, 1:20, 1:5, 1:1 или 10:1. В пределах (в основном) ламинарного потока реактора с ламинарным потоком происходит равномерное смешивание реакционной смеси с помощью реакторных блоков. Нагрев и отведение выделяемого в результате экзотермической реакции тепла производится с помощью теплотехнических устройств, например теплообменников и/или двойных стенок реакторов либо реакторных блоков. Могут, например, применяться теплотехнические устройства в форме спиральных, трубчатых или пакетных теплообменников. Необходимый период прохождения потока или время выдержки достигается последовательным соединением реакторных блоков. Для обеспечения более длительного времени выдержки реакционная смесь в отдельных реакторных блоках перемещается с помощью циркуляционных насосов. Это позволяет избежать уплотнения и засорений. Дополнительно для ускорения движения жидкостей могут применяться транспортировочные средства, включая струйные смесители или форсунки.

За счет удаления технологической воды можно обеспечить уменьшение необходимых для завершения процесса объемов реакторов или реакционных объемов. Понижение давления 40 после завершения прохождения потока управляется с помощью обратно направленного разрежающего насоса, в качестве которого может применяться, например, эксцентрический винтовой насос, спиральный, поршневой или диафрагменный насос. Реакционная смесь охлаждается и собирается в буферном или релаксационном сосуде 41 и попадает из него (а также напрямую из разрежающего насоса) в контейнер обезвоживания и (или) сушки 42. Продукт реакции временно сохраняется в контейнере-хранилище или силосе 43 в виде густой суспензии или осушенного сыпного продукта, а затем транспортируется 44 или подается в другой процесс.

На фиг.3 приведено схематическое изображение теплообменных блоков и переход к трубным реакторным блокам, а также конвейерные линии I и II, обеспечивающие сочетание «сухой» и «влажной» биомассы. «Сухое» сырье подается с первой конвейерной линии I при помощи конвейерных устройств 19 и 20 в теплообменник 28, состоящий из нескольких теплообменных блоков 50, 51, 52 и 53, и (или) в реакторные блоки, например 29, 31 или 33, 34, под давлением выше давления парообразования реакционной смеси. «Сухое» сырье предварительно нагревается перед подачей в устройство введения 91-97 до 20-40, 40-70 или 70-99°C. После этого устройства сырье дополнительно нагревается до 100-130, 130-170 или 170-200°C с помощью теплообменника 101, 102, 103, 104, 105, 106 и (или) 107. Устройство введения 91-97 состоит из селективного клапана, шлюзового затвора или шарнирной задвижки, устройства принудительной подачи (например, струйного насоса, экструдера с двойным шнеком, эксцентрического винтового насоса, поршневого насоса или спирального насоса), которое может быть оборудовано или не оборудовано винтовым прессом или двухвинтовым прессом. Устройство введения

может быть дополнительно оборудовано блокирующим устройством или клапаном. Устройство введения обеспечивает введение в соответствующий реакторный блок прошедшего обработку в инкубационном сосуде материала из конвейерной линии I под давлением, превышающим внутреннее давление реактора, и предотвращает обратный выброс в подающее устройство. Например, питатель с шарнирным затвором

наполняется управляемым образом с помощью лопастного питателя. С помощью конвейерной линии II подается «влажная» биомасса, состоящая из сырья, которое может подаваться с помощью насоса, или пульпа биомассы (может также состоять из смесей биомассы или сырья, например, с содержанием твердых частиц 1-50% веса). «Влажная» биомасса передается и выводится на более высокие уровни давления последовательно с помощью конвейерных устройств 27, 45, 46 и (или) 47. Конвейерные устройства, например, могут быть спроектированы в виде поршневого или эксцентрического винтового насоса. При первом повышении давление может быть поднято до 2-20, 4-16 или 8-14 бар, при следующем повышении с помощью следующего конвейерного устройства 45 давление дополнительно повышается на 2-4 или 6, 8, 12 либо 20 бар. Каждое последующее конвейерное устройство повышает давление аналогичным образом.

Между этими конвейерными устройствами располагаются устройства сепарации твердых и жидких компонентов 60, 61, 62, 63, 64, 65 и (или) 66. В качестве устройств сепарации твердых и жидких компонентов могут, например, выступать фильтры. Дополнительные устройства сепарации твердых и жидких компонентов располагаются на всем протяжении теплообменных и реакторных блоков. Измельчающие устройства 81, 82, 83 и 84, в качестве которых, например, могут использоваться мельницы влажного измельчения или отражательные заслонки, располагаются после устройств введения 61, 46 и (или) 47 или перед либо после измельчающих устройств, а также перед теплообменными или реакторными блоками, например 31. После реакторного блока 33 смесь твердых и жидких компонентов направляется через следующие реакторные блоки 34-38, как показано на фиг.2.

Формула изобретения

1. Способ производства гидроугля из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, в ходе которого смесь твердых и жидких компонентов перерабатывается при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар в реакторе с ламинарным потоком, состоящем минимум из двух удерживающих смесь отрезков и минимум из одного изменяющего направление потока участка, расположенного под ними, в котором:

а) средняя скорость потока смеси твердых и жидких компонентов в нижнем изменяющем направление потока участке равна 1-1000, 10-500 или 30-200 м/мин или в 1,5-1000, 5-300 либо 20-100 раз выше, чем в удерживающих смесь отрезках;

б) направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов в удерживающем смесь отрезке отклонено от горизонтали или вертикально;

с) общее время выдержки в находящихся под давлением теплообменниках и реакторе составляет более 2 часов.

2. Способ по п.1, при котором средняя скорость потока смеси твердых и жидких компонентов в нижнем изменяющем направление потока участке равна 1-1000, 10-500 или 30-200 м/мин и/или в 1,5-1000, 5-300 либо 20-100 раз выше, чем в удерживающих смесь отрезках.

3. Способ по п.1 или 2, при котором смесь твердых и жидких компонентов проходит

через восходящий удерживающий смесь отрезок и затем через верхний изменяющий направление потока участок после нижнего изменяющего направление потока участка и при котором средняя скорость потока в нижнем изменяющем направлении потока участке, в 1,1-2, 2-5 или 4-40 раз выше, чем в верхнем изменяющем направлении потока участке и/или скорость потока в восходящем отрезке, следующем непосредственно за нижним изменяющим направлением потока участком, в 1,1-40 или 2-5 раз выше, чем в нисходящем отрезке, расположенном непосредственно перед нижним изменяющим направлением потока участком.

4. Способ по одному из пп.1-2, при котором средняя скорость потока в нисходящем удерживающем смесь отрезке равна 0,01-20, 0,05-10 или 0,1-3 м/мин.

5. Устройство для переработки смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар, включающее:

- работающую под давлением реакторную систему с минимум одним реакторным блоком, состоящим из минимум двух труб разного сечения, в котором:

а) второй отрезок трубы, изменяющий направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов вверх, соединен непосредственно с первым отрезком трубы, а третий отрезок трубы соединен с ним, при этом первый и третий отрезки трубы хотя бы одного реакторного блока отклонены от горизонтали или вертикальны;

б) площадь сечения первого отрезка трубы минимум на 50% больше площади сечения непосредственно соединенного с ним второго отрезка трубы, а площадь сечения третьего отрезка трубы минимум на 10% меньше площади сечения второго отрезка трубы.

6. Способ производства гидроугля из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, в ходе которого смесь твердых и жидких компонентов перерабатывается при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар в реакторе с ламинарным потоком, состоящем минимум из двух реакторных блоков с минимум одним удерживающим смесь отрезком и минимум одним изменяющим направлением потока участком, расположенным под ним, в котором:

а) исходные материалы с содержанием твердых частиц 1-50% веса или 15-99% веса превращаются в реакционную смесь с помощью двух реакторных блоков, которые отличаются друг от друга;

б) средняя скорость потока смеси твердых и жидких компонентов в нижнем изменяющем направлении потока участке минимум на 50% выше, чем в удерживающем смесь отрезке, и минимум на 10% выше в отрезке трубы следующего реакторного блока, чем в соответствующем отрезке трубы предыдущего реакторного блока;

в) направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов в удерживающем смесь отрезке отклонено от горизонтали или в основном вертикально.

7. Устройство для переработки смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар, включающее:

- работающую под давлением реакторную систему с минимум двумя реакторными блоками, состоящими из минимум трех труб разного сечения;

- двух устройств подачи исходных материалов с содержанием твердых частиц 1-50% веса или 15-99% веса соответственно, отличающихся друг от друга, связанных с реакторными блоками, в которых:

а) второй отрезок трубы, изменяющий направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов вверх, соединен непосредственно с первым отрезком трубы, а третий отрезок трубы соединен с ним, при этом первый и третий отрезки трубы

хотя бы одного реакторного блока отклонены от горизонтали или вертикальны;

б) площадь сечения первого отрезка трубы минимум на 50% больше площади сечения непосредственно соединенного с ним второго отрезка трубы.

8. Способ производства гидроугля из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, в ходе которого смесь твердых и жидких компонентов перерабатывается при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар в реакторе с ламинарным потоком, состоящем минимум из двух реакторных блоков с минимум одним удерживающим смесь отрезком и минимум одним изменяющим направление потока участком, расположенным под ним, в котором:

а) средняя скорость потока смеси твердых и жидких компонентов в нижнем изменяющем направление потока участке минимум на 50% выше, чем в удерживающем смесь отрезке, и минимум на 10% ниже в отрезке трубы следующего реакторного блока, чем в соответствующем отрезке трубы предыдущего реакторного блока;

б) направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов в удерживающем смесь отрезке отклонено от горизонтали или в основном вертикально.

9. Устройство для переработки смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар, включающее:

- работающую под давлением реакторную систему с минимум одним реакторным блоком, состоящим из минимум двух труб разного сечения, в котором:

а второй отрезок трубы, изменяющий направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов вверх, соединен непосредственно с первым отрезком трубы, а третий отрезок трубы соединен с ним, при этом первый и третий отрезки трубы хотя бы одного реакторного блока отклонены от горизонтали или вертикальны;

б) площадь сечения первого отрезка трубы минимум на 50% больше площади сечения непосредственно соединенного с ним второго отрезка трубы, а площадь сечения отрезка трубы следующего трубчатого блока минимум на 10% больше площади сечения соответствующего отрезка трубы предыдущего реакторного блока.

10. Устройство по п.5, или 7, или 9, включающее третий отрезок трубы с восходящим потоком, который непосредственно соединен с направленным вверх изменяющим направление потока участком, и четвертый отрезок трубы, соединенный с ним, который снова изменяет направление потока смеси, направляя его снова вниз.

11. Устройство по п.10, в котором гидравлические диаметры отрезков трубы с первого по четвертый, последовательно пропускающие поток, удовлетворяют одному или нескольким из условий $d_{n1} > d_{n3} \geq d_{nA} \geq d_{n2}$, где n - это порядковый номер реакторного блока, а номер индекса указывает порядковый номер отрезка трубы.

12. Устройство по п.11, включающее несколько последовательно расположенных реакторных блоков.

13. Устройство по п.12, в котором гидравлический диаметр отрезков трубы последующего реакторного блока больше гидравлического диаметра соответствующих отрезков трубы предыдущего реакторного блока.

14. Устройство по п.10, в котором хотя бы один теплообменник расположен на входе и (или) хотя бы один теплообменник расположен на выходе трубчатых реакторных блоков.

15. Устройство по п.10, в котором перед и/или после реакторного блока расположен насос или насос противодавления для обеспечения давления внутри реактора.

16. Устройство по п.10, в котором отношение длины прямых отрезков трубы к длине изогнутых отрезков трубы составляет не менее 10:1.

17. Устройство по п.10, в котором отношение длины каждого прямого отрезка трубы к его гидравлическому диаметру составляет 2:1-800:1, 5:1-400:1 или 10:1-160:1.

18. Устройство по п.12 или 13, в котором последующий реакторный блок предназначен для подачи далее содержащего углерод компонента с содержанием сухого вещества
5 не менее 30%, с поперечным сечением частиц не более 6 мм.

19. Устройство для переработки смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар, включающее не менее двух реакторных блоков, состоящих соответственно из минимум трех труб разного сечения и разгрузочного устройства, соединенного с
10 реакторным блоком, помимо предыдущего, используемого для выгрузки суспензии с содержанием мелких твердых частиц диаметром до 2 мм, в котором второй отрезок трубы, изменяющий направление усредненного потока смеси твердых и жидких компонентов вверх, соединен непосредственно с первым отрезком трубы, а третий отрезок трубы соединен с ним, при этом первый и третий отрезки трубы отклонены от
15 горизонтали или вертикальны.

20. Способ переработки смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар, включающий:

проводку смеси твердых и жидких компонентов вниз через первый отрезок трубы, изменяющий направление потока смеси твердых и жидких компонентов вверх, а затем
20 проводку смеси твердых и жидких компонентов вверх через следующий отрезок трубы и

выгрузку суспензии с содержанием твердых частиц диаметром до 2 мм из смеси твердых и жидких компонентов до завершения переработки.

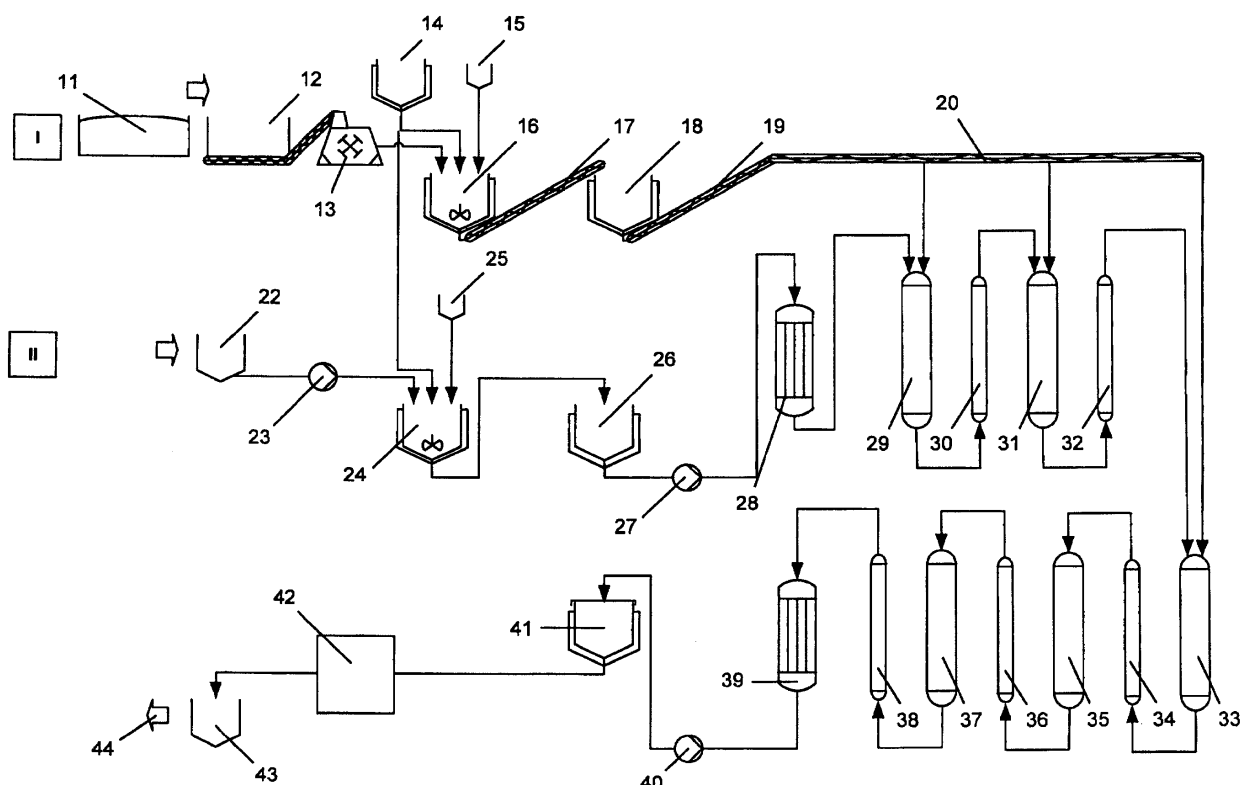
21. Устройство для сепарации твердых и жидких компонентов с помощью отверстий или пор, расположенных на определенном расстоянии друг от друга, с диаметром не менее 0,5 мм для выгрузки суспензии, содержащей твердые частицы с максимальным
25 диаметром 2 мм, из смеси твердых и жидких компонентов, состоящей из воды и содержащего углерод компонента, при температуре 100-300°C и давлении 5-70 бар.

30

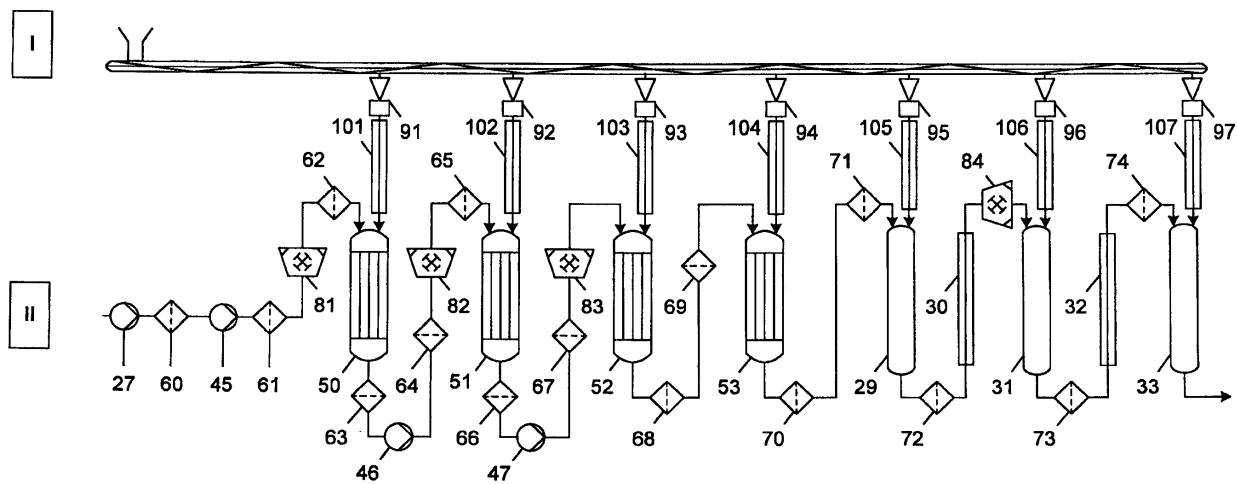
35

40

45



Фиг. 2



Фиг. 3