

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **040989**(13) **B1**

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ

(45) Дата публикации и выдачи патента
2022.08.26

(21) Номер заявки
201992025

(22) Дата подачи заявки
2018.03.07

(51) Int. Cl. **C01C 1/04** (2006.01)
C07C 273/04 (2006.01)
C01B 3/02 (2006.01)

(54) СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ МОЧЕВИНЫ С КОНТРОЛИРУЕМЫМ ИЗБЫТКОМ CO₂ И/ИЛИ NH₃

(31) **РА 2017 00159**

(32) **2017.03.07**

(33) **DK**

(43) **2020.03.06**

(86) **PCT/EP2018/055668**

(87) **WO 2018/162594 2018.09.13**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ХАЛЬДОР ТОПСЁЭ А/С (DK)

(72) Изобретатель:
**Спет Кристиан Хенрик, Даль Пер
Юуль, Крёль Енсен Аннеттэ Е., Шёдт
Нильс Кристиан (DK), Симренг
Маркус (SE)**

(74) Представитель:
Беляева Е.Н. (BY)

(56) **US-A1-2014170052
US-A1-2004028595
US-A-6015450
WO-A1-2010000387
WO-A1-9006281
US-A1-2016115017**

(57) Способ получения мочевины, включающий следующие этапы: очистку углеводородного исходного газа путем удаления серы и/или хлоридных компонентов, если таковые присутствуют, риформинг углеводородного исходного газа на этапе риформинга, где соотношение пар/углерод составляет менее 2,6, в результате чего получают синтез-газ, содержащий CH₄, CO, CO₂, H₂ и H₂O, при необходимости, добавление H₂O к синтез-газу, полученному на этапе риформинга, при поддержании соотношения пар/углерод менее 2,6, реакцию сдвига синтез-газа в секции реакции сдвига, включающей один или более этапов реакции сдвига, предпочтительно расположенных последовательно, при необходимости, промывку синтез-газа, отходящего из секции реакции сдвига, водой, удаление CO₂ из синтез-газа из секции реакции сдвига на этапе удаления CO₂ с получением синтез-газа, содержащего менее 500 ч./млн. CO₂, предпочтительно менее 20 ч./млн. CO₂, и газообразный продукт CO₂, удаление остаточных количеств H₂O и/или CO₂ из синтез-газа предпочтительно на этапе абсорбции, удаление CH₄, CO, Ar и/или He предпочтительно в установке азотной промывки и добавление к синтез-газу стехиометрического количества азота для получения NH₃, синтез NH₃ с получением продукта NH₃, добавление, по меньшей мере, части продукта CO₂ и, по меньшей мере, части продукта NH₃ на этап синтеза мочевины с получением продукта мочевины, причем количество избыточного CO₂ и/или NH₃ контролируют путем регулирования соотношения пар/углерод на этапе риформинга и/или добавления H₂O по ходу реакции перед этапом реакции сдвига и/или регулирования температуры на входе в по меньшей мере один из одного или более этапов реакции сдвига.

B1**040989****040989****B1**

Из-за того, что на сегодняшний день получение аммиака и связанное с ним получение мочевины является востребованным направлением, в котором присутствует сильная конкуренция, производителями прикладываются значительные усилия для разработки способов получения, которые обеспечивали бы наибольшую эффективность производства в отношении общей энергоэкономичности, негативного воздействия на окружающую среду и снижения капитальных затрат.

В соответствии с первым аспектом настоящего изобретения предоставляется способ получения мочевины, который обеспечивает улучшенный контроль выхода CO_2 .

В соответствии со вторым аспектом настоящего изобретения предоставляется способ, обеспечивающий экономически высокоэффективное, экологичное и высоконадежное получение мочевины.

Эти и другие преимущества настоящего изобретения достигаются с помощью способа получения мочевины, включающего следующие этапы:

при необходимости, очистку углеводородного исходного газа путем удаления серы и/или хлоридных компонентов, если таковые присутствуют,

риформинг углеводородного исходного газа на этапе риформинга, где соотношение пар/углерод составляет менее 2,6, в результате чего получают синтез-газ, содержащий CH_4 , CO , CO_2 , H_2 и H_2O ,

при необходимости, добавление H_2O к синтез-газу, полученному на этапе риформинга, при поддержании соотношения пар/углерод менее 2,6,

реакцию сдвига синтез-газа в секции реакции сдвига, включающей один или более этапов реакции сдвига, предпочтительно расположенных последовательно,

при необходимости, промывку синтез-газа, отходящего из секции реакции сдвига, водой, удаление CO_2 из синтез-газа на этапе удаления CO_2 с получением синтез-газа, содержащего менее 500 ч./млн. CO_2 , предпочтительно менее 20 ч./млн. CO_2 , и газообразный продукт CO_2 ,

удаление остаточных количеств H_2O и/или CO_2 из синтез-газа предпочтительно на этапе абсорбции, удаление CH_4 , CO , Ar и/или Ne предпочтительно в установке азотной промывки и добавление к синтез-газу стехиометрического количества азота для получения NH_3 ,

синтез NH_3 с получением продукта NH_3 ,

добавление, по меньшей мере, части продукта CO_2 и, по меньшей мере, части продукта NH_3 на этап синтеза мочевины с получением продукта мочевины.

При этом количество избыточного CO_2 и/или NH_3 контролируют путем регулирования соотношения пар/углерод на этапе риформинга и/или регулирования количества добавляемой H_2O по ходу реакции перед и/или между этапами реакции сдвига и/или регулирования температуры на входе на по меньшей мере один из одного или более этапов реакции сдвига.

При соотношении пар/углерод менее 2,6 обеспечиваются несколько преимуществ настоящего изобретения. В целом, например, снижение соотношения пар/углерод приводит к уменьшению потока сырья и пара через секцию риформинга и через расположенные далее по ходу процесса секции охлаждения и подготовки синтез-газа.

При низких соотношениях пар/углерод в секции риформинга и секции реакции сдвига обеспечивается более высокая пропускная способность для синтетического газа по сравнению с более высокими соотношениями пар/углерод. При добавлении азота в секцию промывки азотом обеспечивается более высокая пропускная способность для синтетического газа по сравнению с добавлением азота в секцию риформинга. При отсутствии секции метанаии снижается потребление водорода, связанное с этой секцией, что приводит к потере аммиачного продукта, снижается содержание полученного инертного метана в синтез-газе, который необходимо удалять на этапе промывки азотом, а при использовании в секции синтеза аммиака газа, не содержащего инертных компонентов, в ней обеспечивается более высокая пропускная способность.

При снижении массового потока через эти секции можно использовать оборудование и трубопровод меньшего масштаба. Кроме того, при снижении массового потока вырабатывается меньшее количество низкопотенциальной тепловой энергии, которая зачастую не может быть использована. Это означает, что с использованием настоящего изобретения существует возможность снизить капитальные и эксплуатационные затраты.

Изобретение заявителя в сфере технологии получения мочевины, которое может применяться вместе с передовыми катализаторами нового поколения, обеспечивает высокую рентабельность, экологичность и надежность получения аммиака и мочевины.

В основе функционирования известных установок для получения аммиака/мочевины лежит использование максимальной степени парового риформинга с высоким соотношением пар/углерод $>2,6$. В таких известных установках невозможно контролировать и регулировать соотношение CO_2/NH_3 , которое, таким образом, определяется составом исходного газа, что обычно приводит к выбросу избыточных количеств CO_2 или к необходимости использования некоторого количества синтез-газа в качестве топлива, а не для получения аммиака.

Путем регулирования общего соотношения пар/углерод от уровня ниже соотношения пар/углерод 2,6 возможно обеспечить стехиометрическое соотношение между CO_2 и NH_3 для получения мочевины и, таким образом, избежать образования избыточного CO_2 или избыточного NH_3 . Таким образом, с исполь-

зованием способа по настоящему изобретению можно избежать необходимости производить больше синтез-газа, необходимого для получения аммиака, или необходимости удаления CO_2 .

Термины "избыточный CO_2 " или "избыточный NH_3 " означают количества CO_2 и NH_3 , которые не используются в синтезе мочевины.

Тем не менее, при соотношении пар/углерод менее 2,6 также могут иметь место определенные недостатки. Настоящим изобретением устраняются некоторые из них. Известно, что реакция сдвига может осуществляться лишь с образованием побочных продуктов, при этом основными побочными продуктами являются метанол и в меньшей степени метилформиат и высшие спирты. В ходе способа получения аммиака, известного в уровне техники, происходит частичная конденсация этих побочных продуктов, когда вода конденсируется из синтез-газа перед стадией удаления CO_2 . Часть метанола, которая не конденсируется, будет поглощаться вместе с CO_2 в абсорбере CO_2 и, в конечном итоге, будет присутствовать в полученном продукте, CO_2 . Обычное содержание метанола в продукте CO_2 составляет 500-1000 ч./млн. Таким образом, побочные продукты, в том числе метанол, попадающие на этап удаления CO_2 в соответствии с известными способами, загрязняют полученный продукт CO_2 , что представляет определенную проблему в том случае, если CO_2 будет использоваться в технологической установке далее по ходу процесса, например в способе получения мочевины, или если CO_2 будет выбрасываться в атмосферу, так как побочные продукты считаются летучими органическими соединениями. Еще одна проблема известных методов заключается в том, что метилформиат вреден для важных компонентов в абсорбирующих CO_2 жидкостях, которые используют на многих этапах удаления CO_2 , что приводит к меньшей производительности и высокой стоимости ремонта.

Кроме того, образование побочных продуктов снижает общую эффективность способа. При одинаковом потоке исходного газа будет производиться меньшее количество продукта с увеличением количества образовавшегося побочного продукта. Даже лишь по этой причине может быть важно уменьшить образование побочных продуктов.

Количество побочных продуктов, образованных на этапе реакции сдвига, увеличивается с уменьшением соотношения пар/углерод. При добавлении потока пара или его части из десорбера технологического конденсата к синтез-газу по ходу процесса после этапа риформинга, например перед последним этапом сдвига из одного или более этапов сдвига в соответствии с настоящим изобретением, некоторые побочные продукты, например основной побочный продукт, метанол, образуются в результате равновесных реакций, при этом при прохождении этапа реакции сдвига происходит частичная конверсия таких побочных продуктов в углеводороды, CO , CO_2 , H_2 и H_2O . Таким образом, настоящим изобретением предоставляется способ, при котором побочные продукты, образованные в секции реакции сдвига, могут рециркулироваться на вход в секцию реакции сдвига или между двумя этапами реакции сдвига секции реакции сдвига. Для равновесных реакций при таком решении дальнейшее образование этого конкретного побочного продукта будет практически полностью остановлено. Остальные побочные продукты, полученные в ходе неравновесных реакций, будут частично преобразованы в углеводороды, CO , CO_2 , H_2 и H_2O , компоненты, которые будут преобразованы в продукт, в рециркулируемый синтез-газ, отходящий газ, который может быть использован как источник тепла для способа и воды.

Способ по настоящему изобретению может дополнительно включать: один или более этапов реакции сдвига, включающих один или более этапов высокотемпературного сдвига (НТ) с использованием промотированного цинк-алюминиевого оксидного катализатора, между которыми может осуществляться охлаждение и/или добавление пара.

Во многих современных способах получения аммиака на различных этапах осуществляют добавление пара, в частности, на этапе риформинга и на этапе реакции сдвига. Может быть непонятно, что означает "соотношение пар/углерод" на определенном этапе способа. В промышленности и в соответствии с настоящей заявкой "соотношение пар/углерод" обычно означает общее количество молей воды, которое добавляют перед определенным этапом способа или непосредственно на определенный этап способа, деленное на количество молей углеводорода в исходном потоке. В контексте настоящей заявки также подразумевается, что внутренние рециркулируемые потоки также считаются исходными потоками. Например, часть воды (пар или жидкость) может быть добавлена до этапа предварительного риформинга, до этапа риформинга или до этапа реакции сдвига. Таким образом, например, соотношение пар/углерод (в соответствии с определением) увеличивается на каждой стадии, например, с 0,52 до 0,6 и далее до 1,0. Тем не менее, важно отметить, что состав синтез-газа после первого этапа способа не может быть использован для определения соотношения пар/углерод (в соответствии с определением), поскольку может происходить конверсия части углеводородов, и/или может быть добавлен кислород. По тексту настоящей заявки термин "соотношение пар/углерод" используют в соответствии с обычным в данной отрасли определением, указанным выше.

Этап высокотемпературной реакции сдвига определяется как этап способа, на котором происходит реакция конверсии синтез-газа, содержащий CO , CO_2 , H_2 и H_2O , в температурном диапазоне 300-600°C. Один или более этапов реакции сдвига, которые могут включать один или более этапов высокотемпературного сдвига (НТ) с использованием промотированного цинк-алюминиевого оксидного катализатора, между которыми может осуществляться охлаждение и/или добавление пара.

Этап среднетемпературной реакции сдвига определяется как этап способа, на котором происходит реакция конверсии синтез-газа, содержащий CO , CO_2 , H_2 и H_2O , в температурном диапазоне 190-360°C. Один или более этапов реакции сдвига могут включать один или более этапов среднетемпературного сдвига (МТ) с использованием катализатора на основе медь-цинк-алюминиевого оксидного материала или промотированного цинк-алюминиевого оксидного катализатора, между которыми может осуществляться охлаждение и/или добавление пара.

Этап низкотемпературной реакции сдвига определяется как этап способа, на котором осуществляется реакция сдвига синтез-газа, содержащего CO , CO_2 , H_2 и H_2O , в температурном диапазоне $T_{\text{конденсации}} + 15-290^\circ\text{C}$, например 180-280°C. Например, температура на входе на этап низкотемпературной реакции сдвига может составлять $T_{\text{конденсации}} + 15-250^\circ\text{C}$, например 190-210°C. Один или более этапов реакции сдвига могут включать один или более этапов среднетемпературного сдвига (МТ) с использованием катализатора на основе медь-цинк-алюминиевого оксидного материала или промотированного цинк-алюминиевого оксидного катализатора, между которыми может осуществляться охлаждение и/или добавление пара.

В зависимости от необходимого количества избыточного CO_2 и/или NH_3 , один или более этапов реакции сдвига могут представлять собой, по выбору, этапами высоко-, средне- или низкотемпературного сдвига в соответствии с изобретением.

Секция риформинга может включать один или более этапов риформинга, например она может включать реактор предварительного риформинга и этап АТР.

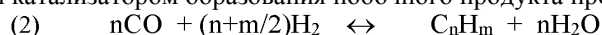
Секция реакции сдвига может включать один или более этапов реакции сдвига.

В стандартной установке для получения аммиака, где обычно применяется катализатор высокотемпературной реакции сдвига, требуется соотношение пар/углерод приблизительно равное 3,0 для того, чтобы избежать образования карбида железа.



При образовании карбида железа происходит уменьшение прочности гранул катализатора, что может привести к разрушению катализатора и увеличению перепада давления.

Карбид железа является катализатором образования побочного продукта процесса Фишера-Тропша.



При реакциях процесса Фишера-Тропша происходит поглощение водорода, при этом снижается эффективность функционирования секции реакции сдвига.

Тем не менее, в соответствии с некоторыми вариантами реализации настоящего изобретения используют катализатор, не содержащий Fe-, такой, например, как промотированный цинк-алюминиевый оксидный катализатор. Например, может быть использован катализатор компании Haldor Topsøe для высокотемпературной реакции сдвига SK-501 Flex™, который обеспечивает возможность функционирования секции риформинга и секции высокотемпературной реакции сдвига при низких соотношениях пар/углерод, например соотношение пар/углерод может быть снижено до 0,3.

Таким образом, в способе по настоящему изобретению соотношение пар/углерод может быть снижено до 0,3 в отличие от обычных современных установок для получения аммиака, в которых функционирование секций риформинга и высокотемпературной реакции сдвига осуществляется при соотношении пар/углерод 2,6 или выше. В соответствии с еще одним предпочтительным вариантом реализации способа катализатор на основе цинк-алюминиевого оксидного материала содержит смесь цинк-алюминиевой шпинели и оксида цинка в комбинации со щелочным металлом, выбранным из группы, состоящей из Na, K, Rb, Cs и их смесей, и, при необходимости, в комбинации с Cu. Молярное соотношение Zn/Al в катализаторе может находиться в диапазоне 0,5-1,0, содержание щелочного металла может находиться в диапазоне 0,4-8,0 мас.%, а содержание меди - в диапазоне 0-10% из расчета на массу окисленного катализатора.

Использование катализатора высокотемпературной реакции сдвига в соответствии со способом по настоящему изобретению не ограничено строгими требованиями к соотношению пар/углерод, что позволяет уменьшить такое соотношение в секции реакции сдвига, а также секции риформинга.

Способ по настоящему изобретению может также включать один или более следующих этапов:

один или более последовательных этапов реакции сдвига представляют собой любую комбинацию этапов высокотемпературной реакции сдвига (НТ), среднетемпературной реакции сдвига (МТ) и низкотемпературной реакции сдвига (ЛТ),

при необходимости, удаление метанола из газа, прошедшего этап реакции сдвига, в секции водной промывки,

удаление CO_2 из секции водной промывки газа, прошедшего этап реакции сдвига, до тех пор, пока его содержание не достигнет уровня ниже 500 ч./млн., предпочтительно ниже 20 ч./млн.,

удаление остаточных количеств CO_2 и H_2O из газа, отходящего из секции удаления CO_2 , в секции осушителя на молекулярных ситах,

удаление CH_4 , CO и инертных компонентов, таких как Ar и Ne, из газа, отходящего из секции осушителя на молекулярных ситах, в секции азотной промывки и регулирование соотношения N_2/H_2 до приблизительно 3, что необходимо для синтеза аммиака,

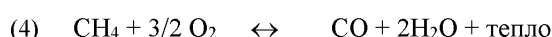
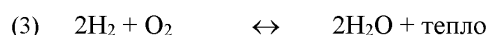
конверсию газа из секции азотной промывки с необходимым соотношением N_2/H_2 с получением аммиака в секции синтеза аммиака, в которой отсутствуют инертные компоненты.

В соответствии с предпочтительным вариантом реализации изобретения этап риформинга включает по меньшей мере один автотермический риформер (АТР).

Так как по сравнению с известными технологиями при применении способа по настоящему изобретению предъявляются значительно менее жесткие требования к соотношению пар/углерод на этапе реакции сдвига, например высокотемпературной реакции сдвига, в соответствии с настоящим изобретением можно снизить соотношение пар/углерод в начале цикла, например, до 0,6 или до максимально низкого уровня, в зависимости от возможных условий реакции сдвига. Преимуществом низкого соотношения пар/углерод в АТР и, в целом, в способе является то, что в начале цикла требуется оборудование меньшего масштаба из-за уменьшения общего массового потока, проходящего через установку.

Углеродное сырье для АТР смешивают с кислородом и дополнительным количеством пара в АТР, и происходит комбинация по меньшей мере двух типов реакций. Этими двумя реакциями являются сгорание и паровой риформинг.

Зона сгорания:



Термическая и каталитическая зона:



Сгорание метана с получением монооксида углерода и воды (4) - это процесс, происходящий с выделением большого количества энергии. На выходе из зоны сгорания могут присутствовать избыточные количества метана, после того, как произошла конверсия всего количества кислорода.

Термическая зона - это часть камеры сгорания, где происходит дальнейшая конверсия углеводородов при осуществлении гомогенных газозофазных реакций, преимущественно (5) и (6). При эндотермическом паровом риформинге метана (5) происходит поглощение большей части тепла, выработанного в зоне сгорания.

За камерой сгорания может быть расположен неподвижный каталитический слой, каталитическая зона, где происходит окончательная конверсия углеводородов посредством гетерогенных каталитических реакций. На выходе из каталитической зоны синтез-газ предпочтительно близок равновесию относительно реакций (5) и (6).

Соотношение пар/углерод в секции риформинга может составлять 2.6-0.1, 2.4-0.1, 2-0.2, 1.5-0.3, 1.4-0.4, например 1.2, 1.0 или 0.6.

В соответствии с предпочтительными вариантами реализации изобретения объемная скорость в АТР является низкой, например составляет менее $20000 \text{ нм}^3/\text{ч}$, предпочтительно менее $12000 \text{ нм}^3/\text{ч}$, наиболее предпочтительно менее $7000 \text{ нм}^3/\text{ч}$. Объемная скорость может быть определена как объемный расход углерода на объем катализатора, таким образом, она не зависит от конверсии в каталитической зоне.

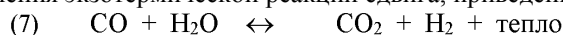
В соответствии с предпочтительными вариантами реализации изобретения температура на этапе высокотемпературной реакции сдвига находится в диапазоне $300-600^\circ\text{C}$, например $320-470^\circ\text{C}$. Это означает, что в соответствии со способом по настоящему изобретению можно осуществлять высокотемпературную реакцию сдвига с использованием сырья с гораздо более низким соотношением пар/углерод, чем это возможно в соответствии с известными способами. Например, температура на входе на этап высокотемпературной реакции сдвига может составлять $300-400^\circ\text{C}$, например $320-380^\circ\text{C}$.

Предпочтительно предоставляется предварительный риформер как часть секции риформинга, расположенной по ходу процесса, например перед АТР. В предварительном риформере может происходить конверсия всего количества высших углеводородов в оксиды углерода и метан, наличие предварительного риформера также является предпочтительным для легких углеводородов. Использование предварительного риформера может иметь несколько преимуществ, включая снижение потребления O_2 в АТР и обеспечение возможности более высоких температур на входе в АТР, вследствие чего минимизируется риск крекинга при предварительном нагреве. При этом обеспечиваются условия возгорания. Кроме того, с помощью предварительного риформера может обеспечиваться эффективное удаление серы, таким образом, исходный газ, поступающий в АТР и в систему после АТР, практически не содержит серы. Этап предварительного риформинга может осуществляться при температурах $300-650^\circ\text{C}$, предпочтительно при $390-480^\circ\text{C}$.

В соответствии с различными вариантами реализации изобретения для предварительного нагрева исходного потока природного газа, потока, поступающего в АТР, а также для перегрева пара используют нагреватель прямого нагрева. Необходимое тепло может быть создано путем сжигания смеси природного газа, отработанного газа (из секции промывки N_2), сбросного газа (из сепаратора сбрасываемого газа, содержащего инертные компоненты) и выветриваемого газа (из секции удаления CO_2).

Более низкое соотношение пар/углерод может приводить к снижению эффективности реакции сдвига, что означает, что в некоторых вариантах реализации изобретения может быть предпочтительно использовать один или более дополнительных этапов реакции сдвига. Такой один или более дополнительных этапов реакции сдвига могут включать этапы высоко-, средне- и/или низкотемпературной реакции сдвига. В общих чертах, чем больше количество CO , прошедшего конверсию на этапах реакции сдвига, тем больше количество полученного H_2 и тем меньшего масштаба требуется оборудование в начале цикла.

Это также видно из уравнения экзотермической реакции сдвига, приведенной ниже.



При необходимости, пар может быть добавлен, например, на любой из этапов высоко-, средне- или низкотемпературной реакции сдвига для повышения эффективности следующих этапов средне- и/или низкотемпературной реакции сдвига до максимума.

Предпочтительно, этапы средне- и низкотемпературной реакции сдвига могут осуществляться над промотированными цинк-алюмомедными катализаторами. Например, катализатором низкотемпературной реакции сдвига может быть LK-821-2, который характеризуется высокой активностью, высокой силой и высокой устойчивостью к отравлению соединениями серы. Может быть предусмотрен верхний слой специального катализатора для улавливания хлора, который может присутствовать в газе, и для предотвращения попадания капель жидкости на катализатор реакции сдвига.

Этап среднетемпературной реакции сдвига может осуществляться при температурах 190-360°C.

Этап низкотемпературной реакции сдвига может осуществляться при температурах $T_{\text{конденсации}} + 15-290^\circ\text{C}$, например 200-280°C. Например, температура на входе на этап низкотемпературной реакции сдвига может составлять $T_{\text{конденсации}} + 15-250^\circ\text{C}$, например 190-210°C.

Уменьшение соотношения пар/углерод приводит к снижению температуры конденсации технологического газа, что означает, что температура на входе на этапы средне- и/или низкотемпературной реакции сдвига может быть снижена. При более низкой температуре на входе обеспечивается более низкий уровень проскока CO на выходе из реакторов реакции сдвига. Известно, что метанол является побочным продуктом, который может быть образован при использовании катализаторов высоко-, средне- и низкотемпературной реакции сдвига. Такое образование побочного продукта может быть снижено путем увеличения соотношения пар/углерод. Для этапа промывки CO_2 после этапов высоко-, средне- и низкотемпературной реакции сдвига требуется тепло для регенерации раствора абсорбции CO_2 . Таким теплом, как правило, является физическая теплота технологического газа, однако зачастую ее недостаточно. Как правило, недостающее количество теплоты обеспечивается с помощью дополнительного рекуператора с паровым нагревом. Добавление пара к технологическому газу может, при необходимости, быть использовано вместо такого дополнительного рекуператора с паровым нагревом, или при добавлении пара к технологическому газу может быть использован рекуператор с паровым нагревом меньшего масштаба, что одновременно обеспечивает снижение образования побочных продуктов в секции высоко-, средне- и низкотемпературной реакции сдвига.

Образование метанола на этапах высоко-, средне- и низкотемпературной реакции сдвига является равновесная реакция. Это означает, что при подаче метанола на вход этапа реакции сдвига будет уменьшено образование метанола на указанном этапе, кроме того, это означает, что содержание метанола в синтез-газе, выходящем из секции реакции сдвига, обычно будет определяться на последнем этапе сдвига.

Часть метанола, который был образован с использованием катализатора высоко-, средне- и низкотемпературной реакции сдвига, растворяется в технологическом конденсате, когда технологический газ охлаждается перед этапом удаления CO_2 . Дополнительный метанол, при необходимости, может удаляться из синтез-газа на этапе водной промывки после секции охлаждения, непосредственно перед этапом удаления CO_2 . Если содержание метанола в полученном CO_2 все еще слишком высоко, его можно промыть водой.

Технологический конденсат и, при необходимости, промывочная вода могут подаваться в десорбер технологического конденсата, в котором с использованием пара осуществляют удаление растворенных побочных продуктов реакции сдвига и растворенных газов. Из технологического конденсата будет удалено более 99% продукта реакции сдвига и покинет технологический конденсатор вместе с паром. Если хотя бы часть этого так называемого пара из десорбера (далее - "поток пара"), который теперь содержит основную часть побочного продукта реакции сдвига, будет добавлено к синтез-газу в секции реакции сдвига перед последним этапом сдвига, то образование чистого побочного продукта, в частности, для равновесных реакций может быть снижено на 99%, как правило, оно может быть снижено на 80%. Чтобы избежать накопления высших спиртов в контуре циркуляции побочных продуктов реакции сдвига вокруг секции реакции сдвига, может потребоваться продувка части пара из десорбера. Такая продуваемая часть может использоваться в качестве технологического пара для секции риформинга. Таким образом, происходит рециркуляция углеродных компонентов в потоке, и они используются в качестве исходного потока.

В предпочтительных вариантах реализации пар из десорбера добавляют в синтез-газ после секции риформинга на входе в секцию реакции сдвига, включающую два последовательных этапа высокотемпе-

ратурного сдвига (или, например, этап высокотемпературного сдвига + этап среднетемпературного сдвига, в зависимости от необходимого количества избыточного CO_2 и/или NH_3) с этапом охлаждения между ними.

В соответствии со многими предпочтительными вариантами реализации изобретения после одного или нескольких этапов реакции сдвига может осуществляться этап удаления CO_2 . В стандартной конструкции содержание CO_2 в прошедшем обработку газе составляет 500 об.ч./млн.

В соответствии с предпочтительными вариантами реализации изобретения способ включает этап удаления CO_2 , в ходе которого содержание CO_2 снижается до уровня менее 400 об.ч./млн. CO_2 , например менее 100 об.ч./млн. CO_2 или в соответствии с некоторыми предпочтительными вариантами реализации изобретения - до 20 об.ч./млн. CO_2 или до более низкого уровня.

Способ может содержать этап промывки, предпочтительно промывки N_2 . Промывка N_2 может применяться для нескольких целей, например для очистки синтетического газа, а также для добавления стехиометрического азота необходимого для синтеза аммиака на последующих этапах способа.

Азот для блока азотной промывки (NWU) может обеспечиваться с использованием воздухоразделительной установки (ВРУ), с помощью которой происходит разделение атмосферного воздуха на первичные компоненты: азот и кислород. В АТР используют кислород, а в NWU используют азот.

После прохождения секции реакции сдвига и блока удаления CO_2 газ может содержать остаточные количества CO и CO_2 вместе с незначительными количества CH_4 , Ar , He и H_2O .

Перед промывкой N_2 предпочтительно осуществляют удаление CO_2 и H_2O , так как в противном случае произойдет их замерзание при низкой рабочей температуре промывки N_2 . Это может осуществляться, например, путем адсорбции в осушителе на молекулярных ситах, включающем по меньшей мере две емкости, одна из которых находится в рабочем состоянии, в то время как другая восстанавливается. Азот может использоваться в виде сухого газа для регенерации.

Синтетический газ из NWU промывают жидким азотом в колонке, уже происходит удаление CH_4 , Ar , He и CO . Очищенный синтетический газ предпочтительно содержит Ar и CH_4 лишь на уровне ч./млн.

Отработанный газ, содержащий примеси вместе с некоторым количеством потерянного азота предпочтительно может применяться в качестве топлива в нагревателе прямого нагрева.

После NWU к технологическому потоку может быть добавлен азот для регулирования содержания N_2 для получения предпочтительного соотношения $\text{H}_2/\text{N}_2=3$ в потоке подпиточного газа, поступающем в контур синтеза аммиака.

Так как очищенный газ теперь содержит H_2 и N_2 в правильном стехиометрическом соотношении для синтеза аммиака плюс Ar и CH_4 на уровне ч./млн., секция синтеза аммиака может рассматриваться как секция, не содержащая инертных компонентов.

Контур синтеза аммиака определяют как контур, не содержащий инертных компонентов, когда промывка газа, поступающего из контура, не требуется, так как накопление инертных компонентов без такой промывки происходит в пренебрежимо малых количествах.

Таким образом, настоящее изобретение позволяет осуществлять точный контроль способа и установки получения мочевины, при этом количество избыточного CO_2 и/или NH_3 контролируют путем регулирования соотношения пар/углерод на этапе риформинга и/или регулирования количества добавляемой воды на одном или более этапах реакции сдвига и/или регулирования температуры на входе на этапы реакции сдвига. Для регулирования получения CO_2 можно подобрать температуру на входе на этап реакции сдвига, чтобы обеспечить условия для высоко-, средне- или низкотемпературной реакции сдвига. Тем не менее, также можно варьировать температуру на входе в пределах температурных диапазонов для заданных этапов реакции сдвига. То есть если выбраны способ и установка, включающие этап высокотемпературной реакции сдвига, за которым следует этап среднетемпературной реакции сдвига, то можно регулировать количество избыточного CO_2 и/или NH_3 путем изменения температуры на входе на одним или на оба этапа сдвига, при этом при необходимости дополнительно регулируя количество пара, добавляемого на один или на оба этапа сдвига, для обеспечения необходимого выхода CO_2 , мочевины и NH_3 .

Кроме того, настоящая заявка относится к установке, предназначенной для осуществления способа, описанного в настоящем документе. Установка может включать средства для: очистки исходного потока, риформинга, реакции сдвига, удаления CO_2 , промывки синтез-газа, синтеза NH_3 , синтеза мочевины, а также средства для контроля соотношения пар/углерод и/или количества добавляемого пара и/или контроля температуры на одном или нескольких этапах сдвига.

Далее изобретение поясняется примерами 1 и 2 и прилагаемыми чертежами. Примеры и чертежи предоставлены для иллюстрирования изобретения и не должны рассматриваться в качестве ограничения объема настоящего изобретения.

На фиг. 1 схематически показана технологическая схема в соответствии с одним из вариантов реализации настоящего изобретения. Номера позиций, приведенные на фигуре, соответствуют позициям, приведенным в таблицах, относящихся к двум примерам.

На фиг. 2 приведена подробная информация согласно варианту реализации этапов очистки исходного потока и этапов SynCOR в соответствии с фиг. 1. Исходный поток 1, например природный газ, и водород нагревают в огневом нагревателе 2, где происходит его обработка 3 путем гидрогенизации и/или

удаления серы. После гидрогенизации/удаления серы может снова осуществляться нагрев потока и дополнительная обработка путем предварительного риформинга в предварительном риформере 4. Затем осуществляли риформинг потока, полученного в результате предварительного риформинга в предварительном риформере 4, на этапе SynCOR, включающем этап 5 автотермического риформинга (АТР). На этап SynCOR может осуществляться подача кислорода из воздухоразделительной установки (ВРУ) 6. Азот может выводиться из ВРУ по линии 7. Пар может подаваться по линии 8, а топливо для обогревателя может подаваться по линии 9.

Пример 1. Полное производство мочевины.

Приведенные ниже номера позиций относятся к точкам подачи в секции.

Таблица 1. Потоки и рабочие условия для фиг. 1

Позиция	Поз. 1	Поз. 2	Поз. 3	Поз. 4	Поз. 5	Поз. 6	Поз. 7	Поз. 8	Поз. 9
Темп., °C	380	465	360	330	73	20	46	45	381
Давление, кг/см ² · г	47.9	42.4	37.1	37.1	34.3	33.6	185	51.5	45.9
Поток, нм ³ /ч.	137,123	211,944	465,894	608,589	471,813	356,204	440,547	139,546	89,309

Позиция	Поз. 10	Поз. 11	Поз. 12	Поз. 13	Поз. 14	Поз. 15	Поз. 16
Темп., °C	256	380/172	50	-32	50	20	
Давление, кг/см ² · г	43.8	45.9/4.6	0.5	8.2	0,5	32.2	
Поток, нм ³ /ч.	97,924	9,731/26,591	0	0	119,576	219,658	109,675

Таблица 2. Составы потоков, номера позиций относятся к фиг. 1

Срав. пр. Моль %	Поз. 1	Поз. 2	Поз. 3	Поз. 4	Поз. 5	Поз. 6	Поз. 7	Поз. 8	Поз. 9
Ar			0.07	0.05	0.07	0.09			
C ₂ H ₆	0.06	0.04							
CH ₄	90.83	58.76	1.25	0.96	1.24	1.63			
CO			21.41	16.39	1.35	1.75			
CO ₂			4.10	3.18	23.78	20 ч./млн.		0.30	
H ₂	3.25	2.11	52.43	40.15	71.52	94.20	75.00	0.03	
N ₂	5.86	3.79	1.73	1.32	1.70	2.26	25.00		
CH ₃ OH				0.12	0.02			0.53	
NH ₃									
H ₂ O		35.30	19.00	37.83	0.32	0.07		99.14	100.00

Срав. пр. Моль %	Поз. 9	Поз. 10	Поз. 11	Поз. 12	Поз. 13	Поз. 14	Поз. 15	Поз. 16
Ar								
C ₂ H ₆								
CH ₄				0.01		0.01		
CO				0.01		0.01		
CO ₂		0.21		91.72		91.72		
H ₂		0.05		0.18		0.18	0.08	
N ₂							0.06	
CH ₃ OH		0.76		0.06		0.06		
NH ₃					99.81		99.86	
H ₂ O	100.00	98.98	100.00	8.02	0.19	8.02		
CH ₄ N ₂ O								100.00

Пример 2. Частичное производство мочевины.

Приведенные ниже номера позиций относятся к точкам подачи в секции.

Таблица 3. Потоки и рабочие условия для фиг. 1

Позиция	Поз. 1	Поз. 2	Поз. 3	Поз. 4	Поз. 5	Поз. 6	Поз. 7	Поз. 8	Поз. 9
Темп., °C	380	465	340	325	68	20	46	45	381
Давление, кг/см ² · г	47.9	42.4	37.1	37.1	34.3	33.6	185	51.5	45.9
Поток, нм ³ /ч.	147,025	227,249	498,691	545,746	481,494	382,357	440,547	67,158	42,981

Позиция	Поз. 10	Поз. 11	Поз. 12	Поз. 13	Поз. 14	Поз. 15	Поз. 16
Темп., °C	256	380	50	-32	50	20	
Давление, кг/см ² · г	43.8	45.9	0.5	8.2	0.5	32.2	
Поток, нм ³ /ч.	47,055	82,715	0	31,119	102,655	188,554	94,145

Таблица 4. Составы потоков, номера позиций относятся к фиг. 1

Срав. пр. Моль %	Поз. 1	Поз. 2	Поз. 3	Поз. 4	Поз. 5	Поз. 6	Поз. 7	Поз. 8	Поз. 9
Ar			0.07	0.07	0.07	0.09			
C ₂ H ₆	0.06	0.04							
CH ₄	90.83	58.76	1.27	1.16	1.31	1.64			
CO			21.46	19.61	6.46	8.10			
CO ₂			4.08	3.75	19.97	20 ч./млн.		0.22	
H ₂	3.25	2.11	52.49	47.97	70.10	87.84	75.00	0.03	
N ₂	5.86	3.79	1.73	1.57	1.80	2.26	25.00		
CH ₃ OH				0.06	0.01			0.48	
NH ₃									
H ₂ O		35.30	18.90	25.81	0.28	0.07		99.27	100.00

Срав. пр. Моль %	Поз. 9	Поз. 10	Поз. 11	Поз. 12	Поз. 13	Поз. 14	Поз. 15	Поз. 16
Ar								
C ₂ H ₆								
CH ₄				0.01		0.01		
CO				0.01		0.01		
CO ₂		0.15		91.71		91.71		
H ₂		0.05		0.20		0.20	0.08	
N ₂							0.06	
CH ₃ OH		0.68		0.05		0.05		
NH ₃					99.81		99.86	
H ₂ O	100.00	99.12	100.00	8.02	0.19	8.02		
CH ₄ N ₂ O								100.00

Т.е. для примера 2 это означает:

предварительный риформер: T_{на входе}/T_{на выходе}: 465/427°C (ΔT=-1°C).

Соотношение пар/углерод, П/У=0,6, на входе в предварительный риформер.

АТР.

Технологический газ поступает в АТР при 650°C, а температура кислорода составляет приблизительно 230°C.

Соотношение пар/углерод, П/У=0,7 в соответствии с определением в описании.

Технологический газ покидает секцию риформинга приблизительно при температуре 1050°C через выходную секцию с огнеупорной футеровкой и транспортную линию подачи в котлы-утилизаторы избыточного тепла в секции охлаждения технологического газа.

Секция реакции сдвига.

Добавление пара, содержащего побочные продукты реакции сдвига, происходит на входе синтез-газа на этап высокотемпературного сдвига, при этом соотношение пар/углерод становится 1,0, а содержание метанола изменяется с 0 до 320 н.м³/ч., позиция 4.

Секция реакции сдвига состоит из двух этапов высокотемпературной реакции сдвига.

НТ(1): $T_{\text{на входе}}/T_{\text{на выходе}}: 325/449^{\circ}\text{C}$ ($\Delta T=124^{\circ}\text{C}$)

НТ(2): $T_{\text{на входе}}/T_{\text{на выходе}}: 340/368^{\circ}\text{C}$ ($\Delta T=28^{\circ}\text{C}$)

После риформинга в газе присутствует приблизительно 26,5 об.% СО (на основе сухого газа). В первом высокотемпературном конвертере реакции сдвига содержание СО снижается приблизительно до 9,8 об.%, а температура повышается с 325 до 449°C. Происходит рекуперация тепла, содержащегося в выходящем потоке, из высокотемпературного конвертера СО, в котле-утилизаторе избыточного тепла и в предварительном подогревателе подпиточной воды для котла.

В результате этого происходит охлаждение технологического газа 340°C и его подача во второй высокотемпературный конвертер СО, в котором содержание СО снижается приблизительно до 6,5 об.%, а температура повышается до 368°C.

Содержание метанола на выходе из секции реакции сдвига составляет 368 н.м³/ч.

Промывка синтез-газа.

После секции реакции сдвига осуществляют охлаждение и промывку синтез-газа водой.

Содержание метанола в синтез-газе, позиция 5, на выходе с этапа промывки синтез-газа составляет 47,7 н.м³/ч. после отделения технологического конденсата и промывочной воды.

Десорбер технологического конденсата.

Осуществляют десорбцию технологического конденсата и промывочной воды с использованием пара, в результате чего содержание метанола в технологическом конденсате и промывочной воде снижается с 320,5 н.м³/ч, позиция 8, до 0,7 н.м³/ч. в технологическом конденсате, покидающем десорбер технологического конденсата.

Пар из десорбера, позиция 10, покидающий десорбер конденсата, содержит 320 н.м³/ч. метанола, который в соответствии с этим примером, целиком снова добавляют секцию реакции сдвига в соответствии с описанием выше.

Секция удаления СО₂.

Содержание СО₂ в выходном потоке из секции реакции сдвига снижается до 20 ч./млн.. Все количество метанола в синтез-газе, поступающем в секцию удаления СО₂, покидает эту секцию с потоком полученного СО₂, позиция 14 и/или 12.

Секция промывки N₂.

Первый этап в этой секции - удаление СО₂ и Н₂О в количественном соотношении в осушителе на молекулярных ситах. Следующий этап - жидкостная промывка N₂, при которой осуществляют удаление других компонентов, помимо Н₂ и N₂, до уровня ч./млн. Третий этап - регулирование соотношения Н₂/N₂ приблизительно до 3 с использованием газообразного азота.

Компрессор синтетического газа.

Синтез-газ компрессируют с 33,7 до 185,8 кг/см²г в центробежном двухцилиндровом компрессоре синтез-газа. Часть последнего цилиндра образует рециркуляционный компрессор в контуре синтеза.

Контур, не содержащий инертных компонентов.

Этот контур может быть определен как инертный, когда не требуется система продувочного газа.

Небольшие количества инертных газов, попадающие в контур с подпиточным синтез-газом, будут накапливаться в контуре до тех пор, пока количество инертных газов, растворенных в жидком аммиаке, покидающем спусковую емкость, не будет равно количеству, попадающему в контур. Сбросный газ из спусковой емкости рециркулируется в компрессор синтез-газа.

Уровень рециркулируемых инертных компонентов зависит от уровня инертных компонентов, растворенных в жидком аммиаке, покидающем сепаратор аммиака и спусковую емкость.

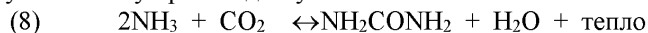
При необходимости уровень инертного газа в контуре может быть снижен путем промежуточной промывки малого потока газа.

В этом примере уровень инертных компонентов в очищенном газе, покидающем этап промывки N₂, составляет 17 ч./млн. Аг, в подпиточном газе - 53 ч./млн. Аг (после добавления потока рециркуляции сбросного газа из спусковой емкости) и 0,30% Аг на входе в конвертер.

Пример показывает, что с помощью способа, описанного в настоящем изобретении, можно снизить

образование метанолового побочного продукта на $320/(320+48,4)*100=86,9\%$. Кроме того, при применении способа, описанного в настоящем изобретении, содержание метанола в потоке CO_2 , позиции 12 и/или 14, меньше содержания метанола, полученного в соответствии с известными способами, которые обычно применяются в настоящее время, кроме того, способ, описанный в настоящем изобретении, позволяет при необходимости снизить содержание метанола до еще более низких уровней.

В примере 1 $109,675 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. CO_2 реагирует с $219,350 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. NH_3 с получением $109,675 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. $\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}_2$, что соответствует полному производству мочевины.



В примере 3 с частичным производством мочевины получают $94,145 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. CO_2 , который реагирует с $188,290 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. NH_3 с получением $94,145 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. $\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}_2$, что соответствует полному производству мочевины. В этом случае $31,060 \text{ н.м}^3/\text{ч}$. избыточного NH_3 отводится для хранения.

В двух приведенных примерах показана возможность регулировки и, соответственно, контроля производства CO_2 путем добавления пара и регулировки температуры на входе на этап сдвига. Если требуется уменьшение получения мочевины, можно добавить меньшее количество пара и использовать два этапа высокотемпературного сдвига. Если требуется полное производство мочевины, можно добавить дополнительное количество пара и использовать один этап высокотемпературного и один этап среднетемпературного сдвига. При необходимости, может быть получено даже сверхстехиометрическое количество CO_2 , путем добавления большего количества пара и соответствующей регулировки температуры на входе на этапы сдвига.

В обычных установках для получения аммиака/мочевины соотношение CO_2/NH_3 определяется составом исходного газа. Это означает, что если требуется уменьшение получения мочевины, избыток CO_2 , как правило, сбрасывается в атмосферу. Если на обычных установках для получения аммиака/мочевины требуется полное производство мочевины, часть синтез-газа используют в качестве топлива вместо использования его в производстве аммиака для корректировки соотношения CO_2/NH_3 . Это означает, что в этом случае в начале цикла требуется оборудование большего масштаба.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ получения мочевины, включающий следующие этапы:

риформинг углеводородного исходного газа на этапе риформинга в автотермическом риформере, где соотношение пар/углерод находится между 0,1 и 2,6, в результате чего получают синтез-газ, содержащий CH_4 , CO , CO_2 , H_2 и H_2O ,

добавление H_2O к синтез-газу с этапа риформинга при поддержании общего соотношения пар/углерод между 0,1 и 2,6,

реакцию сдвига синтез-газа в секции реакции сдвига, включающей один или более этапов реакции сдвига, с использованием катализатора на основе промотированного оксида цинк-алюминия, и проведением секции реакции сдвига при соотношении пар/углерод от 0,3 до менее 2,6,

удаление CO_2 из синтез-газа из секции реакции сдвига на этапе удаления CO_2 с получением синтез-газа, содержащего менее 500 об.ч./млн. CO_2 ,

удаление остаточных количеств H_2O и/или CO_2 из синтез-газа,

удаление CH_4 , CO , Ar и/или He в установке азотной промывки и добавление к синтез-газу стехиометрического количества азота для получения NH_3 ,

синтез NH_3 с получением продукта NH_3 ,

добавление, по меньшей мере, части продукта CO_2 и, по меньшей мере, части продукта NH_3 на этап синтеза мочевины с получением продукта мочевины,

причем количество избыточного CO_2 и/или NH_3 контролируют путем регулирования соотношения пар/углерод до значения между 0,1 и 2,6 на этапе риформинга и путем добавления H_2O по ходу процесса перед или между этапами реакции сдвига и путем регулирования температуры на входе на по меньшей мере один из одного или более этапов реакции сдвига.

2. Способ по п.1, дополнительно включающий очистку углеводородного исходного газа путем удаления серы и/или хлоридных компонентов, если таковые присутствуют, перед этапом риформинга.

3. Способ по п.1, отличающийся тем, что этапы реакции сдвига являются последовательными.

4. Способ по п.1, отличающийся тем, что удаление остаточных количеств H_2O и/или CO_2 из синтез-газа осуществляют на этапе абсорбции.

5. Способ по любому из пп.1-4, отличающийся тем, что технологический конденсат, полученный в результате охлаждения и промывки синтез-газа, выходящего из секции реакции сдвига и/или секции промывки, подают в десорбер технологического конденсата, в котором осуществляют удаление растворенных побочных продуктов реакции сдвига и растворенных газов из технологического конденсата с использованием пара с получением потока пара, и с использованием, по меньшей мере, части указанного потока пара в виде H_2O , для введения по ходу реакции перед секцией реакции сдвига и/или между этапами реакции сдвига в секции реакции сдвига.

6. Способ по любому из пп.1-5, отличающийся тем, что один или более этапов реакции сдвига

представляют собой один или более этапов высокотемпературного сдвига с возможностью для охлаждения и/или добавления пара между ними.

7. Способ по п.6, отличающийся тем, что температура на этапе (этапах) высокотемпературной реакции сдвига составляет 300-600°C, предпочтительно 320-550°C.

8. Способ по п.1, отличающийся тем, что молярное отношение Zn/Al в катализаторе высокотемпературной реакции сдвига на основе промотированного оксида цинк-алюминия находится в диапазоне 0,5-1,0, содержание щелочного металла находится в диапазоне 0,4-8,0 мас.%, и содержание меди находится в диапазоне 0-10% из расчета на массу окисленного катализатора.

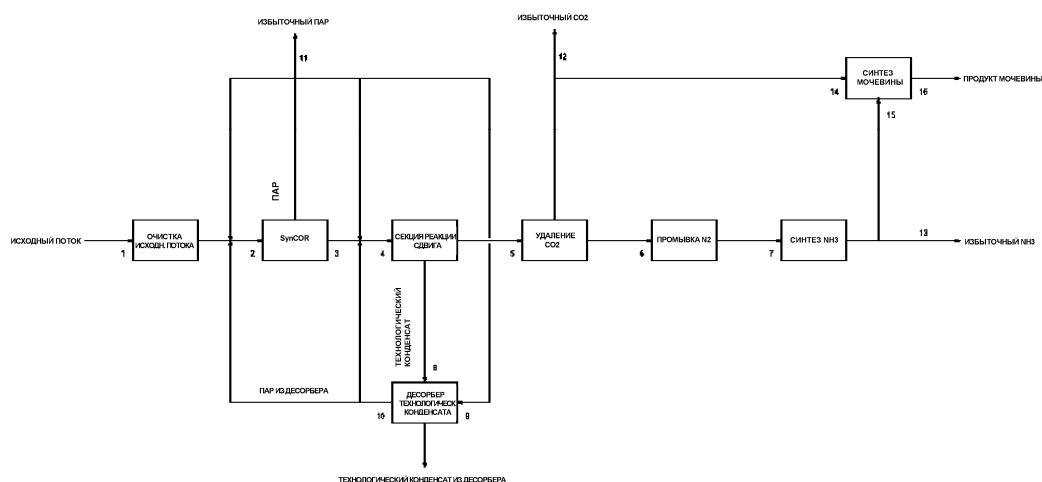
9. Способ по любому из предшествующих пунктов, дополнительно включающий этап предварительного риформинга.

10. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что соотношение пар/углерод регулируют на этапе риформинга, получая необходимое содержание CO₂ в потоке синтез-газа, который подают на этап удаления CO₂.

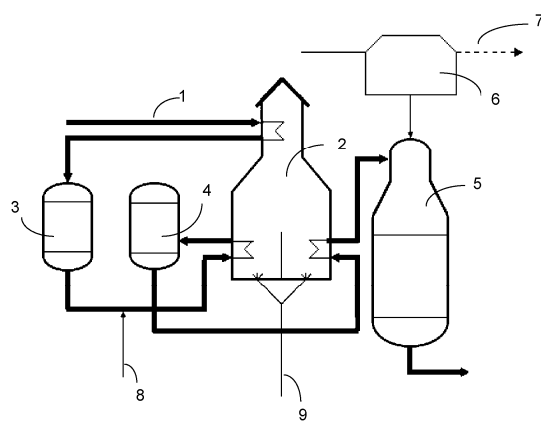
11. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что секция сдвига включает один или более этапов высокотемпературной реакции сдвига, один или более этапов среднетемпературной реакции сдвига и/или один или более этапов низкотемпературной реакции сдвига, причем получают необходимое содержание CO₂ в потоке синтез-газа, который подают на этап удаления CO₂.

12. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что регулируют добавление пара к синтез-газу перед одним или более этапов реакции сдвига в секции реакции сдвига, причем получают необходимое содержание CO₂ в потоке синтез-газа, который подают на этап удаления CO₂.

13. Способ по любому из предшествующих пунктов, отличающийся тем, что температуру на входе на один или более из одного или более этапов реакции сдвига регулируют, причем получают необходимое содержание CO₂ в потоке синтез-газа, который подают на этап удаления CO₂.



Фиг. 1



Фиг. 2



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

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