



(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 105 036** ⁽¹³⁾ **C1**
(51) **МПК⁶** **C 10 G 5/04, C 07 C 11/04, F**
25 J 3/00

(51) МПК⁶ **C 10 G 5/04, C 07 C 11/04, F 25 J 3/00**

РОССИЙСКОЕ АГЕНТСТВО
ПО ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

⁽¹²⁾ ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

(21), (22) Заявка: 94039537/04, 02.10.1992

(30) Приоритет: 19.02.1992 US 836911
31.08.1992 US 937156

(46) Дата публікації: 20.02.1998

(56) Ссылки: 1. US, патент, 4743282, кл. F 25 J 3/00, 1989. 2. US, патент, 5019143, кл. F 25 J 3/00, 1991.

(86) Заявка РСТ:
US 92/08390 (02.10.92)

(71) Заявитель:

Адвансд Экстракшн Текнолоджес Инк. (US),
Кинэтикс Текнолоджи Интернешнл Корпорейшн
(US)

(72) Изобретатель: Мера Юй Р.[US],
Лам Вилфорд К.[US], Муллинс Дон В.[US]

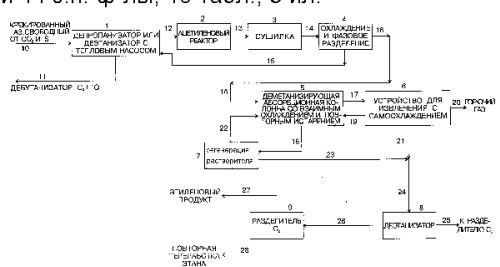
(73) Патентообладатель:
Авансд Экстракшн Текнолоджес Инк. (US),
Кинэтикс Текнолоджи Интернешнл Корпорейшн
(US)

(54) СПОСОБ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ЭТИЛЕНА ИЗ ГАЗООБРАЗНЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ

(57) Реферат:

Изобретение относится к обработке содержащих углеводы газов, например крекированных газов и побочных газов после нефтеочистки, для извлечения одного или нескольких компонентов. Способ заключается в подаче потока газообразных углеводородов и потока растворителя углеводородов в деметанизирующую абсорбционную колонну, причем на выходе из этой колонны получают верхний газовый поток, состоящий из метана, водорода, растворителя углеводородов и этилена, и нижнего потока, состоящего из растворителя углеводородов и этилена, а дальнейший процесс извлечения этилена включает в себя следующие этапы: подачу верхнего газового потока из деметанизирующей абсорбционной колонны в устройство для извлечения с

самоохлаждением; подачу нижнего потока из деметанизирующей колонны в колонну регенерации растворителя; подачу нижнего потока из колонны регенерации растворителя в деметанизирующую колонну. Задача изобретения - создание способа, обеспечивающего более полное извлечение этилена из газообразных углеводородов. 2 с. и 14 з.п. ф-лы, 10 табл., 3 ил.





(19) **DU** (11)

(51) Int. Cl.⁶

RUSSIAN AGENCY
FOR PATENTS AND TRADEMARKS

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: 94039537/04, 02.10.1992

(30) Priority: 19.02.1992 US 836911
31.08.1992 US 937156

(46) Date of publication: 20.02.1998

(86) PCT application:
US 92/08390 (02.10.92)

(71) Applicant:
Advansd Ekhstrakshn Teknolodzhes Ink. (US),
Kinehtiks Teknolodzhi Interneshnl
Korporeishn (US)

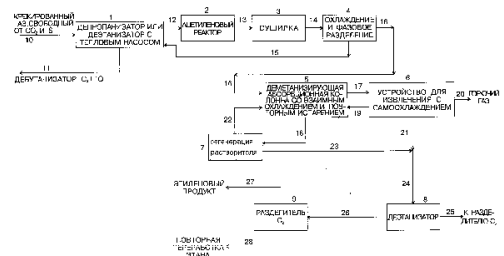
(72) Inventor: Mera Juj R.[US],
Lam Vilford K.[US], Mullins Don V.[US]

(73) Proprietor:
Advansd Ekhstrakshn Teknolodzhes Ink. (US),
Kinehtiks Teknolodzhi Interneshnl
Korporeishn (US)

(54) METHOD OF ISOLATING GASEOUS HYDROCARBONS

(57) Abstract:

FIELD: petroleum processing and petrochemistry. SUBSTANCE: invention relates to treating hydrocarbon-containing gases, e.g. cracked gases and collateral gases from petroleum refining to isolate one or several components. Method consists in feeding stream of gaseous hydrocarbons and stream of solvent for hydrocarbons into demethanization absorption column, from the top of which gas stream is withdrawn containing methane, hydrogen, solvent for hydrocarbons, and ethylene, and bottom stream containing solvent for hydrocarbons and ethylene. Further ethylene isolation process proceeds as follows: top gas stream



Изобретение относится к обработке содержащих углеводороды газов, например крекированных газов и побочных газов после нефтеочистки, для извлечения одного или нескольких желаемых компонентов.

Термическое крекирование исходного сырья, содержащего углеводород, в пиролизных печах для получения этилена известно как технология с 1940-х годов. Газы в пиролизной печи охлаждались, сжимались, очищались от серы, высушивались и направлялись в секцию извлечения (регенерации) установки для получения этилена, в которой первая ректификационная колонна являлась первым дегметанизатором, работающим при температуре около -150°C . Донные газы дегметанизатора подавались в дегтанизатор, а верхние газы дегметанизатора, обогащенные водородом, подавались на криогенную установку, в которой из потока горючего газа извлекался дополнительный этилен. Задняя система для извлечения ацетиленов, например ряд ацетиленовых реакторов, обычно размещалась между дегтанизатором и разделителем C_2 . Реактор метил ацетиленов и пропандиена размещался между депропанализатором и разделителем C_3 . Такая установка производила большое количество зеленого масла, полимера, образованного олефинами и диолефинами, который скорее всего замораживался (застывал) в разделителе C_2 или накапливался в этановом испарителе. Проблема, связанная с наличием зеленого масла, решалась благодаря обработке верхних газов, выходящих из дегтанизатора или депропанализатора с тепловым насосом, который соединялся с передним каталитическим реактором для гидрирования ацетиленов.

В области абсорбции с помощью растворителей известны многочисленные процессы изолирования олефинов от крекированных, полученных после нефтеочистки и синтетических газов, содержащих эти ненасыщенные соединения, с их извлечением.

В некоторых процессах в качестве абсорбционного масла используются конкретные соединения парафина, а в других - в качестве растворителя применяется ароматическое абсорбционное масло внутри абсорбционной колонны или абсорбционно-отпарной колонны, снабженной повторным испарителем.

В патенте [1] описывается процесс обработки крекированных газов, которые были сжаты, охлаждены, очищены от серы и осушены с получением продукта, содержащего углеводороды $\text{C}_2=+$, обогащенные метаном газового продукта и обогащенного H_2 газового продукта посредством последовательного извлечения путем противотока с помощью двух ненасыщенных растворителей в отдельных обводных линиях.

В патенте США N 4832718 Й.Р.Мера описывает способ очистки водорода путем противоточного и последовательного извлечения содержащего олефины газового потока при давлении, не превышающем 3.448 кПа, в экстрагирующей этилен колонне при наличии потока растворителя в виде каолиновой суспензии, появляющегося в результате, как минимум, одного этапа мгновенного парообразования, а затем с

помощью обработки ненасыщенным растворителем в экстрагирующей метан колонне.

В патенте [2] описывается непрерывный процесс контактирования содержащего водород потока отходящего газа, при любом давлении в дегметанизирующей абсорбционной колонне, имеющей, как минимум, один повторный испаритель, с основным потоком прошедшего десорбцию физического растворителя, а потом очищающим потоком ненасыщенного растворителя.

Водород присутствует в больших количествах в термически или каталитически крекированных газовых потоках или в побочных газах после нефтеочистки, и он обычно ассоциируется с олефинами, такими, как этилен и пропилен. Кроме водорода, эти газы обычно содержат метан, окись углерода, двуокись углерода, этилен, этан, ацетилен, метил ацетилен, пропандиен, пропилен, пропан, бутадиены, бутены, бутаны, C_5 , C_6 - C_8 неароматические соединения, бензол, толуол, ксилолы, этил бензол, стирен, C_9 - 204°C газолин (бензин), $204+^{\circ}\text{C}$ топливная нефть и воду.

На симпозиуме КТИ, проводившемся в Нидерландах 3 октября 1991 г., изобретатели процесса извлечения этилена КТИ/АЕТ описали реализацию своего изобретения, включающую в себя передний депропанализатор с тепловым насосом, за которым следует компрессор четвертой стадии, передняя система селективного каталитического реактора гидрирования ацетиленов, и устройство высушивания до подачи газа в абсорбционную отпарную колонну, которая абсорбирует C_2 и C_3 и образует верхние газы, в небольшой дегметанизатор с самоохлаждением (посредством детандера), в котором, в основном, извлекаются все C_2 . Обогащенный растворитель подается в регенератор растворителя, где дегметанизированные C_2 и C_3 извлекаются как верхний продукт с получением обедненного растворителя, который возвращается в абсорбционную отпарную колонну после термического восстановления. В этом способе не требуется замораживания этилена. Затем C_2 и C_3 разделяются в обычном дегтанизаторе с получением фракции C_2 и фракции C_3 , которые обрабатываются в соответствующих супер-ректификационных колоннах в качестве донных продуктов, подвергаются циклической переработке и крекируются до высыхания в пиролизных печах.

О симпозиуме сообщалось в European Chemical News, 14 октября 1991 г., стр. 26, но эта статья дает очень мало информации об абсорбционной части процесса - только приблизительно блок-схему.

Однако описанный на симпозиуме КТИ процесс не создает средства для изолирования и извлечения даже части больших количеств водорода, который обычно присутствует в термически или каталитически крекированных газах и в побочных газах после нефтеочистки. Весь водород выпускается как часть горючего газопродукта. Соответственно имеется дополнительная необходимость в создании способа и средства для извлечения этого

водорода.

Задачей настоящего изобретения являлось создание способа, обеспечивающего более полное извлечение этилена из газообразных углеводородов, а также получение в протекающем процессе водорода.

Осуществление задач, стоящих перед данным изобретением, начинается с извлечения этилена посредством обработки охлажденного, очищенного от серы и сжатого газового потока углеводорода, содержащего водород, метан, окись углерода, этилен, этан, ацетилен и C_3 и более тяжелые углеводороды, характерные для потока крекированного газа, выходящего из установки или/и потока побочного газа после нефтеочистки, путем пропускания этого газа через колонну депропанизатора с тепловым насосом, которая соединена с передней системой селективного каталитического реактора гидрирования ацетилена, с получением C_3 и более легкого верхнего потока, который подается в дегметанизирующую абсорбционную колонну в качестве газового потока исходного сырья.

В качестве альтернативы, обработка может начинаться с пропускания охлажденного, очищенного от серы и сжатого газового потока углеводородов через колонну дегтанизатора с тепловым насосом, которая соединена с передней системой селективного каталитического реактора гидрирования ацетилена для получения C_2 и более легкого верхнего потока, который подается в дегметанизирующую абсорбционную колонну в качестве газового потока исходного сырья.

Посредством обработки верхних газов, выходящих из дегтанизатора или депропанизатора с тепловым насосом, которые соединены с передним каталитическим реактором гидрирования ацетилена, в дегметанизирующей абсорбционной колонне, способной извлекать от 75 до 95% содержащегося этилена из выходящих из реактора газов, и посредством последующей обработки верхних газов, выходящих из дегметанизирующей абсорбционной колонны с извлечением комбинированного растворителя и остающихся от 5 до 25% этилена в самоохлаждающемся устройстве для извлечения, реализуются все цели этого изобретения в отношении получения этилена.

Способ согласно этому изобретению может быть применим к исходному сырью для любой обычной этиленовой установки, имеющей передний дегтанизатор или передний депропанизатор. В описании он будет пояснен примерами при использовании полного диапазона исходного сырья из сырой нефти в отношении установки, имеющей передний депропанизатор.

Сырая нефть испаряется и направляется в пиролизные печи, а выходящие из печей газы быстро охлаждаются в теплообменниках, расположенных на линии переноса, до непосредственного быстрого охлаждения в башне тушения масел. Система тушения дает фракции топливной нефти. Тепловое извлечение из горячих выходящих из печи газов совершается в системе гашения масел посредством теплообмена с другими загрузочными веществами процесса и образования разбавленного пара.

Далее, верхние газы из башни тушения масел охлаждаются в системе водяного охлаждения, где разбавленный пар конденсируется. Тепло регенерируется из циркулирующей охлаждающей воды посредством теплообмена с другими загрузками процесса, особенно с загрузкой повторного испарителя регенерационной колонны, так что во всей системе существует энергетическая синергетика.

Охлажденные водой верхние фракции газа, выходящие из башни тушения, подвергаются сжатию в три этапа до оптимального давления, которое прежде всего обуславливается рабочим давлением переднего депропанизатора. Когда происходит выпуск из компрессора третьего этапа крекированного газа, кислотные газы удаляются с помощью комбинации систем аминов и каустика. Затем свободный от кислотных газов крекированный газ осушается перед подачей в ректификационную секцию установки.

Работающая при низком давлении дегбутанизирующая отпарная колонна размещается в последовательности компрессоров для удаления C_5 и более тяжелых фракций из крекированного газа. В последовательности компрессоров не требуется использование работающей при высоком давлении отпарной колонны.

В процессе согласно этому изобретению применяется схема с передним депропанизатором с тепловым насосом, соединенным с передней системой селективного каталитического реактора гидрирования ацетилена. Передний депропанизатор с тепловым насосом позволяет производить ректификацию при низком давлении, а конденсацию при высоком давлении. Если депропанизатор работает при низком давлении, образование накали сводится к минимуму.

Энергия для теплового насоса депропанизатора обеспечивается четвертым этапом компрессора крекированного газа. При выпуске газов из компрессора ацетилен селективно гидрируется до этилена в передней системе реактора. Кроме того, более тяжелые ацетилены и диолефины C_3 и C_4 , содержащиеся в верхних выходящих из депропанизатора газах, селективно гидрируются до соответствующих им олефинов, что приводит к общему повышению олефинов во всей системе реактора и в ней не образуется зеленого масла.

Свободная от ацетилена C_3 и более легкая часть крекированного газа покидает реактор и высушивается в сушилке с удалением из нее остаточного количества влаги. C_3 и более легкая фракция покидает обратный поток депропанизатора и поступает в систему извлечения с растворителем для извлечения C_2 - плюс углеводороды.

C_3 и более легкая фракция подается в дегметанизирующую абсорбционную колонну. C_2 и C_3 абсорбируются растворителем, тогда как метан и более легкие компоненты вместе с некоторым количеством этилена выходят из верхней части дегметанизирующей абсорбционной колонны. Этот верхний поток подается в небольшое устройство для извлечения с самоохлаждением, где, в

основном, извлекается все C_2 .

Кроме того, любой растворитель, присутствующий в верхних фракциях деметанизирующей абсорбционной колонны, извлекается с помощью средства, не показанного на прилагаемых чертежах, и возвращается в деметанизирующую абсорбционную колонну. Система извлечения с детандером самоохлаждается посредством использования турбодетандеров или/и клапанов снижения давления, что не требует внешнего охлаждения ниже $-55^{\circ}C$.

Обогащенный растворитель с дна дна деметанизирующей абсорбционной колонны подается в колонну регенерации растворителя, где деметанизированные C_2 и C_3 извлекаются в качестве верхних фракций. Обогащенный растворитель возвращается в деметанизирующую абсорбционную колонну после термического извлечения.

Далее C_2 и C_3 разделяются в обычной дезтанизирующей колонне с получением фракции C_2 и C_3 . Затем эти две фракции обрабатываются в соответствующих суперректификационных колоннах с получением этилена и пропилена уровня полимера. Этан и пропан, покидающие соответствующие суперректификационные колонны (т. е. разделительные колонны для C_2 и C_3) в качестве нижних фракций, подвергаются повторной циклической переработке и крекируются до полного высушивания в пиролизных печах. Здесь исключены задние реакторы гидрирования ацетилена.

Фракция C_{4+} , покидающая донную часть колонны дезтанизатора с тепловым насосом или колонну депропанизатора с тепловым насосом, подается в обычную колонну дебутанизатора с получением смеси C_4 в качестве продукта верхних фракций. Нижние фракции, выходящие из колонны дебутанизатора, смешиваются с донными фракциями, выходящими из работающей при низком давлении отпарной колонны в последовательности компрессоров и направляются в газOLIиновое устройство гидрообработки пиролизом.

Внешнее охлаждение для процесса извлечения этилена согласно этому изобретению создается только компрессором охлаждения пропилена. В процессе извлечения этилена согласно этому изобретению не требуется никакого охлаждения этилена. Следует понимать, что для способа согласно этому изобретению пригоден любой хладагент, способный создать внешнее охлаждение не ниже $-55^{\circ}C$.

Это изобретение характеризуется также тем, что углеводородный растворитель выбирается из группы, состоящей из парафинных углеводородов, имеющих от 4 до 10 атомов углерода, нафтенических углеводородов, имеющих от 4 до 10 атомов углерода, ароматических углеводородов, выбираемых из группы, состоящих из бензола, толуола, C_8 - C_{10} ароматических соединений, имеющих метиловые, этиловые или пропиловые алифатические группы, конкретно образующие подгруппы о-ксилен, м-ксилен, п-ксилен, гемимеллитена, псевдодокумена, мезитилена, кюмена, о-этилтолуола, м-этилтолуола, п-этилтолуола, н-пропилбензола,

изопропилбензола, индана, дюрена, изодюрена, пенитена, необработанных ксиленов, выходных продуктов реакции трансалкиляции толуола, извлеченных реформатов сырой нефти C_9 , средних фракций дистиллята C_9 реформатов, которые обогащены алкилбензолами C_9 , ароматических соединений алкила C_7 - C_9 и их смесей и смесей парафиновых углеводородов, нафтенических углеводородов или/и ароматических углеводородов.

Далее, это изобретение характеризуется взаимным охлаждением и повторным испарением в деметанизирующей абсорбционной колонне, в которую подается исходное сырье в виде газообразных углеводородов с соответствующим регулированием скорости циркулирования обедненного растворителя для получения верхнего газового потока и для абсорбирования от 75 до 99% этилена, присутствующего в потоке газообразных углеводородов, в потоке донного обогащенного растворителя, который подается в колонну регенерации растворителя с образованием верхнего потока углеводородов этилена и более тяжелых углеводородов и потока обедненного растворителя.

Кроме того, это изобретение характеризуется тем, что верхний газовый поток подается в устройство для извлечения с самоохлаждением с получением потока горючего газа, содержащего всего лишь 0,1% этилена, присутствующего в потоке газообразных углеводородов, для извлечения от 1 до 25% этилена, присутствующего в газовом потоке исходного сырья в качестве компонента потока C_{2+} , и для извлечения избыточного растворителя, присутствующего в верхнем газовом потоке, с последующей поворотной циклической переработкой избыточного растворителя при его движении к деметанизирующей абсорбционной колонне.

Верхний поток углеводородов этилена и более тяжелых углеводородов смешиваются с потоком C_{2+} с получением комбинированного обогащенного этиленом потока, который подается в колонну дезтанизатора с получением донного потока пропилен и более тяжелых углеводородов и верхнего потока этилена и этана.

Верхний поток этилена и этана подается в колонну разделения C_2 с получением донного потока этана и верхнего потока этилена, что составляет, как минимум, 99% этилена в потоке газообразных углеводородов.

Этот процесс извлечения этилена равным образом пригоден как для обработки побочных газов после нефтеочистки, так и для обработки крекированных газов, поскольку универсальность позволяет легко адаптировать его для самых разнообразных видов исходного сырья для нефтеочистки.

На практике крекированные газы и побочные газы нефтеочистки неизменно содержат водород, так что газовый поток исходного сырья, подаваемый в деметанизирующую абсорбционную колонну, и верхний газовый поток, выходящий из нее, содержат водород в дополнение к этилену и более тяжелым углеводородам.

Если требуется извлечь до 50% водорода

из газового потока исходного сырья, верхний газовый поток селективно разделяется на часть потока с водородом и на часть потока с горючим газом, причем первая часть потока подается в метаноловую абсорбционную колонну, а часть потока с горючим газом подается в устройство для извлечения с самоохлаждением.

В метановой абсорбционной колонне образуется верхний поток с водородом, содержащий до 50% водорода в газовом потоке исходного сырья, и нижний поток обогащенного растворителя, который подается в дегидратирующую абсорбционную колонну.

При селективном извлечении до 50% водорода из входящего газового потока исходного сырья растворитель циркулирует как один растворитель в замкнутом контуре, скорость циркулирования которого определяется содержанием C_2 в газовом потоке исходного сырья.

Если требуется извлечь от 20 до 100% водорода из газового потока исходного сырья, верхний газовый поток, выходящий из дегидратирующей абсорбционной колонны, подается в метаноловую абсорбционную колонну с получением потока водорода, содержащего от 20 до 100% водорода в газовом потоке исходного сырья, и нижнего потока обогащенного растворителя.

Донный поток обогащенного растворителя, выходящий из этой колонны, селективно разделяется на часть потока абсорбционной колонны и часть потока отпарной колонны, причем часть потока абсорбционной колонны подается в дегидратирующую колонну, а часть потока отпарной колонны подается в отпарную колонну метана.

Отпарная колонна метана производит нижний поток растворителя, который повторно циклически перерабатывается, направляясь в метаноловую абсорбционную колонну, и верхний поток, который подается в устройство для извлечения с самоохлаждением.

При селективном извлечении от 20 до 100% водорода из входящего газового потока углеводородов растворитель циркулирует в двух замкнутых контурах, один из которых является меньшим замкнутым контуром, где растворитель циркулирует через метаноловую абсорбционную колонну, дегидратирующую абсорбционную колонну и колонну регенерации растворителя, а второй - большим замкнутым контуром, где растворитель циркулирует через отпарную колонну для метана и через метаноловую абсорбционную колонну. Скорость циркулирования в меньшем замкнутом контуре растворителя определяется содержанием C и более тяжелым содержанием газового потока исходного сырья, а скорость циркулирования в большем замкнутом контуре определяется разностью общей скорости циркулирования, необходимой для абсорбирования метана, содержащегося в верхнем газовом потоке, выходящем из дегидратирующей абсорбционной колонны, и скорости потока донного обедненного растворителя, выходящего из колонны регенерации растворителя.

Донный поток обедненного растворителя, выходящий из колонны регенерации

растворителя, селективно разделяется на часть потока с метаном и часть потока с этиленом, причем вторая часть потока подается в дегидратирующую абсорбционную колонну, а первая часть потока подается в метаноловую абсорбционную колонну.

Эти разделения создают возможность перевода установки в режим извлечения требуемого в процентном отношении водорода, причем изменяется только состав потока горючего газа и не оказывается никакого влияния на производство и состав комбинированного потока, обогащенного этиленом.

Если охлажденный, очищенный от серы и сжатый газовый поток исходного сырья представляет собой поток крекированного газа, самоохлаждение достигается путем использования турбодетандеров, которые, в свою очередь, обеспечивают охлаждение для дегидратации и для извлечения до 25% этилена, присутствующего в газовом потоке углеводородов, подаваемом в дегидратирующую абсорбционную колонну в качестве потока C_{2+} .

Если охлажденный, очищенный от серы и сжатый газовый поток углеводородов представляет собой побочный газ нефтеочистки FCC, который дополнительно содержит азот и окислы азота, самоохлаждение обеспечивается благодаря использованию клапанов понижения давления, которые, в свою очередь, обеспечивают охлаждение для достижения эффекта Джоуля-Томпсона, одновременно ограничивая это охлаждение температурой не ниже -110°C , что не дает возможность конденсироваться окислам азота.

Если охлажденный, очищенный от серы и сжатый газовый поток исходного сырья содержит водород, метан, окись углерода, этилен, этан и C_3 и более тяжелые углеводороды, характерные для потока побочного газа нефтеочистки, но, в основном, не содержит ацетилен, его можно обрабатывать в дегидризаторе с тепловым насосом или в колонне депропанатора с тепловым насосом без каталитического гидрирования для получения соответственно верхнего потока C_2 - и более легких фракций или C_3 и более легких фракций, которые подаются в дегидратирующую абсорбционную колонну в качестве газового потока исходного сырья.

Во взаимноохлаждаемых и имеющих повторное испарение дегидратирующей абсорбционной и метановой абсорбционной колоннах согласно этому изобретению в качестве абсорбента для углеводородов пригоден любой растворитель.

Способ согласно этому изобретению в равной степени применим для обработки побочных газов нефтеочистки и для обработки крекированных газов, поскольку его универсальность дает возможность легко адаптировать его для самых разнообразных видов исходного сырья. Например, некоторые побочные газы нефтеочистки не содержат ацетилена и могут пропускаться мимо ацетиленового реактора, сушилки, а также мимо устройства охлаждения и фазового разделения.

В отношении представленных чертежей на фиг. 1, 2 и 3 нужно понимать, что фактически

трубопроводы обозначены по потокам газа и что потоки предполагаются, если не указываются, когда упоминается их состав. Более того, необходимо понять, что управляющими потоком клапаны, регулирующие температуру устройства, насосы и т.п. предполагаются установленными и работающими в обычной взаимосвязи с основными единицами оборудования, которые представлены на чертежах, и обслуживаются ниже со ссылкой на непрерывно действующий процесс согласно этому изобретению. Все эти клапаны, устройства, насосы, а также теплообменники, смесительные устройства, газоохладители и т.п. включаются в понятие "вспомогательное оборудование". Понятие "абсорбционная колонна или устройство" обычно применяется в отношении устройств, абсорбирующих газ или растворитель, однако когда этот термин используется относительно процесса согласно этому изобретению, где предпочтителен физический растворитель, считается, что этот термин означает "экстрактор". Абсорбирующее устройство также должно пониматься как абсорбционная колонна, а отпарная колонна должна пониматься как дистилляционная колонна.

Необходимо также понять, что понятия "абсорбционная отпарная колонна" и "деметанизирующая абсорбционная колонна" относятся к одному и тому же оборудованию и что "извлечение с помощью детандера" и "устройство извлечения с самоохлаждением" относятся к одному и тому же оборудованию.

На фиг. 1 представлено схематическое решение системы, где в деметанизирующую абсорбционную колонну входят газы, выходящие из депропанизатора с тепловым насосом или деэтанализатора с тепловым насосом, и входят их верхние фракции в небольшое устройство извлечения с самоохлаждением, что, в основном, устраняет все потери олефинов и растворителя.

На фиг. 2 показано схематическое решение протекания процесса с потоком суспензии для извлечения до 50% водорода из верхнего потока газов, выходящего из переднего деэтанализатора с тепловым насосом или из депропанизатора, или с потоком побочных газов нефтеочистки.

На фиг. 3 показано схематическое решение протекания процесса с полным потоком для извлечения от 20 до 100% водорода из того же самого газового потока.

Процесс, показанный схематически на фиг. 1, включает в себя деэтанализатор с тепловым насосом или депропанизатор 1, ацетиленовый реактор 2, сушилку 3, систему охлаждения и фазового разделения 4, деметанизирующую и абсорбционную колонну со взаимным охлаждением и повторным испарением 5, устройство извлечения с самоохлаждением 6, колонну регенерации растворителя 7, колонну деэтанализатора 8 и колонну разделителя C_2 9.

Крекированный впускной газовый поток 10, сухой и свободный от CO_2 и от содержащих серу газов, охлаждается и подается в колонну депропанизатора 1, имеющую повторный испаритель и удаляющую C_4+ углеводороды в качестве потока 11. При использовании колонны деэтанализатора 1 поток 11 содержит углеводороды C_3+ . Его верхние фракции 12 подаются в ацетиленовый реактор 2.

Прореагировавший верхний поток 13 подается в сушилку 3, от которой выходит осушенный поток 14, подаваемый в систему охлаждения и фазового разделения 4. Жидкий поток 15 проходит циклическую переработку, переходя от системы 4 к колонне депропанизатора 1. Газовый поток 16 подается в деметанизирующую абсорбционную колонну 5.

Из деметанизирующей абсорбционной колонны 5 верхний поток 17 подается в устройство извлечения с самоохлаждением 6, а нижний поток 18 подается в колонну регенерации растворителя 7.

В устройстве извлечения с самоохлаждением 6 образуется поток восстановленного растворителя 19, который проходит циклическую переработку, проходя к деметанизирующей абсорбционной колонне 5, и поток горючего газа 20, а также лишенный метана поток C_{2+} 21.

Регенерационная колонна 7 производит нижний поток с обедненным растворителем 22, который подается в верхнюю часть деметанизирующей абсорбционной колонны 5, и верхний поток 23, который смешивается с потоком C_{2+} 21 и подается как поток 24 в колонну деэтанализатора 8. Донный поток 25, выходящий из колонны деэтанализатора 8, направляется в колонну разделителя C_3 , а верхний поток 26 подается в колонну разделения C_2 9, которая производит поток этиленового продукта 27 в качестве его верхних фракций и поток этана для переработки 28 в качестве его нижних фракций. Если в схематическом представлении этого процесса используется колонна деэтанализатора 1, поток 24 обходит колонну деэтанализатора 8 и входит в колонну разделения C_2 9.

Процесс согласно этому изобретению обеспечивает новый способ снижения потерь растворителя, потому что деметанизирующая абсорбционная колонна 5 перерабатывает поток исходного сырья минус C_{4+s} , удаляет из него C_{2s} и C_{3s} и направляет, в принципе, только водород и метан в устройство для извлечения с самоохлаждением 6, что требует криогенного охлаждения этих газов, но не конденсации любых соединений, за исключением небольшой части (например, 11%) этилена и мельчайшей части (например, 1%) пропилена. Кроме того, устройство для извлечения с самоохлаждением 6, работающее как конечный деметанизатор и содержащее деметанизирующую колонну и либо турбодетандеры, либо клапаны Джоуля-Томпсона, регенерирует весь растворитель, так что только очень малая величина (например, 0,008%) покидает процесс вместе с потоком пропана для повторной циклической переработки, что приводит к крекированию. В способе не требуется никакой другой подпитки растворителем.

Использование устройства для извлечения с самоохлаждением 6 совместно с детандером дает возможность согласно этому изобретению не иметь больших расходов, связанных с максимальным восстановлением растворителя и с обеспечением минимума потерь этилена, т.е. избежать проблемы, имеющейся в процессах абсорбции предыдущих разработок. Это

происходит от того, что деметанизирующая абсорбционная колонна 5 может извлекать только основную часть этилена (от 75 до 99%), а затем устройство для извлечения с детандером действует как раскислитель для оставшейся части этилена (от 25 до 1%) и для любого сопутствующего ему растворителя. Величина этой основной части восстановленного или извлеченного этилена, проходящего через деметанизирующую абсорбционную колонну 5, зависит от конкретных задач, стоимости и состава исходного сырья, от факторов капитальных вложений и стоимости эксплуатации и т.п.

Пример 1. В таблицах 1A, 1B, 1C и 1D приведены значения материального баланса в кгмоль/час для 24 компонентов 19 потоков, как указано в фиг. 1, переднего депропанизирующего абсорбционного процесса согласно этому изобретению для извлечения этилена из потока крекированного газа, который свободен от CO₂ и соединений серы и приготовлен путем крекирования целого набора исходного сырья из сырой нефти. Эти 19 потоков процесса связаны с депропанизатором 1, ацетиленовым реактором 2, сушилкой 3, с устройством охлаждения и фазового разделения 4, с деметанизирующей абсорбционной колонной 5, с устройством для извлечения с самоохлаждением 6, дезтанизирующей колонной 8, колонной разделения C₂ 9 и с колонной регенерации растворителя 7.

Просматривая таблицы 1A - 1D можно увидеть, что депропанизатор 1 удаляет в потоке 11 большую часть соединений C₄₊, полученных из потоков 10 и 15.

Ацетиленовый реактор 2 удаляет весь ацетилен, уменьшает количество пропана, удаляет большую часть бутадиена и увеличивает количество этилена, этана, пропана и 1-бутена. Благодаря этому получению этилена с его незначительными потерями в потоке горючего газа, количество этиленового продукта превышает количество этилена во входящем потоке исходного сырья 10.

Реакционная способность реактора 2 в высшей степени значительна, поскольку пропан и, в особенности, бутадиен имеют тенденцию полимеризоваться внутри и закупоривать деметанизирующую абсорбционную колонну 5. Как показано в таблице 1A, реактор 2 снижает количество 1,3-бутадиена с 9,34 кгмоль/час в потоке 12 до 0,93 кгмоль/час в потоке 13, причем это сокращение достигается посредством последовательного размещения реактора 2 и деметанизирующей абсорбционной колонны 5, что и составляет основное решение этого изобретения.

Если рассмотреть то, что позволяет осуществить это изобретение, как показано в таблицах 1A - 1D, сушилка 3 удаляет любые остатки воды в потоке 13 и гарантирует отсутствие влаги в потоке 14. В потоке 15 повторной циклической переработки система охлаждения и фазового разделения 4 удаляет 14% этилена, 57% М-ацетилен, 50% пропана, 42% пропана, 72% винилацетилен, 35% 1,3-бутадиена, 71% i-бутена и 72% l-бутена, которые находятся в обезвоженном потоке 14.

В потоке обогащенного растворителя 18 деметанизирующая абсорбционная колонна 5

удаляет 89% этилена, 99% m-ацетилен, 99% пропана, 99% 1,3-бутадиена, 99% i-бутена и 99% l-бутена, которые находятся в потоках 16, 19 и 22.

Такие результаты абсорбции были достигнуты уже давно, однако итоговые результаты процесса были негодными с экономической точки зрения из-за потерь в потоке горючего газа. Однако благодаря пропусканию этого потока через устройство для извлечения с самоохлаждением 6 процесс согласно этому изобретению, как это показано в таблицах 1A - 1D, имеет потери в потоке горючего газа 20 1,76% приходящего этилена из потока 17 и 0,20% приходящего этилена из потока 19, но не имеет потерь никаких других компонентов, кроме горючих газов, водорода, метана, окиси углерода, причем этот процесс поддерживает необходимую циркуляцию растворителя, n-гексана, на уровне 42% от суммарного количества подающегося газа в молярном отношении. В потоке 21 устройство для извлечения с самоохлаждением 6 удаляет 98,0% этилена, 99,6% этана и 99,2% пропана, поступающих из потока 17, причем оставшиеся компоненты возвращаются в деметанизирующую абсорбционную колонну 5 в потоке 19.

Тем самым деметанизирующая абсорбционная колонна 5 работает в ослабленном режиме и не использует до предела свои технические возможности и, соответственно, требует относительно небольших капиталовложений и малых эксплуатационных расходов. Самоохлаждающееся устройство для извлечения 6, принимающее 48,5% приходящего потока в молярном отношении и 26,9% от этого отношения по весу, согласно примеру 1, показанному в таблицах 1A - 1D, и не требующее внешнего криогенного охлаждения для конденсирования соединений донного потока (около 4% в молярном отношении от входящего газового потока углеводородов в данном примере), также нуждается в малых капиталовложениях и поразительно низких эксплуатационных затратах.

Если, кроме того, желательно извлечь водород, верхний газовый поток, выходящий из деметанизирующей абсорбционной колонны, может селективно разделяться на часть потока водорода и часть потока горючего газа, из которой в качестве продукта извлекается часть содержащегося водорода. Благодаря разделению газового потока соответственно ограничивается процентное отношение извлекаемого водорода. С целью функционального различия между потоком суспензии и полным потоком согласно этому изобретению, причем из любого из них можно селективно получить водород, будем считать, что поток суспензии позволяет извлекать до 50% водорода. Однако нужно понимать, что это практический выбор, а не ограничение процесса.

Нужно также иметь в виду, что чистота водорода увеличивается при увеличении циркуляции растворителя для одного и того же уровня извлечения водорода. Соответственно, для данной степени чистоты извлечения водорода можно повысить при увеличении циркуляции растворителя.

Для реализации процесса с потоком

суспензии для водорода верхний поток из деметанизирующей абсорбционной колонны может селективно разделяться на часть потока водорода и часть потока горючего газа для получения в качестве продукта до 50% содержащегося водорода. Более конкретно, часть разделенного потока с водородом подается в метановую абсорбционную колонну, в которой водород получается в качестве верхнего потока, а в качестве донного потока образуется растворитель, обогащенный метаном, который подается в верхнюю часть деметанизирующей абсорбционной колонны.

Оставшаяся часть разделенного верхнего потока, поступающего из деметанизирующей абсорбционной колонны, подается непосредственно в устройство для извлечения с самоохлаждением, в котором поток горючего газа, содержащий метан и окись углерода, отделяется от нижнего потока C_2/C_3 и от небольшого бокового потока, обогащенного растворителем, который подвергается циклической переработке на пути к деметанизирующей абсорбционной колонне.

Нижний поток, обогащенный растворителем, из деметанизирующей абсорбционной колонны подается в колонну регенерации растворителя, в котором образуется верхний поток, содержащий все компоненты углеводородов C_{2+} , и нижний поток, обедненный растворителем, который подается в верхнюю часть метановой абсорбционной колонны. Этот верхний поток смешивается с нижним потоком C_2/C_3 из устройства для извлечения с самоохлаждением с образованием потока этилена/пропилена для подачи в колонну дезанизатора и в колонну разделения C_2 .

При реализации процесса с потоком суспензии функционирует один замкнутый контур растворителя, скорость циркулирования которого определяется содержанием C_{2+} входного газа, поступающего в деметанизирующую абсорбционную колонну, начиная с того, что обедненный растворитель входит в верхнюю часть метановой абсорбционной колонны, затем он поступает в деметанизирующую абсорбционную колонну и наконец входит в колонну регенерации растворителя, из которой выходит обедненный растворитель.

Было обнаружено, что в реализации процесса с полным потоком водорода, при начальной обработке всего верхнего потока, выходящего из деметанизирующей абсорбционной колонны, в метановой абсорбционной колонне верхний поток может эффективно образовываться в виде потока водорода.

Обедненный водородом поток обогащенного растворителя в качестве нижнего потока из метановой абсорбционной колонны селективно разделяется на меньший и больший потоки; меньший поток растворителя подается в деметанизирующую абсорбционную колонну, а больший поток подается в метановую отпарную колонну. Нижний поток, выходящий из метановой отпарной колонны, подвергается повторной циклической переработке как основной растворитель на пути к метановой абсорбционной колонне, а верхний, обогащенный метаном и обедненный

водородом, поток из метановой отпарной колонны подается в устройство для извлечения с самоохлаждением, которое функционирует также, как и в реализации процесса с потоком суспензии. Однако в противоположность предыдущей реализации, когда верхний поток из деметанизирующей абсорбционной колонны разделяется между метановой абсорбционной колонной и устройством для извлечения с самоохлаждением, в реализации с полным потоком нижний обогащенный растворителем поток из метановой абсорбционной колонны разделяется между деметанизирующей абсорбционной колонной и метановой отпарной колонной.

Очистка в колонне регенерации обогащенного растворителя, поступающего из деметанизирующей абсорбционной колонны, также осуществляется тем же самым образом, что и в реализации процесса с потоком суспензии, причем весь обедненный растворитель подвергается повторной циклической переработке на пути к верхней части метановой абсорбционной колонны, а нижний поток из системы извлечения с детандером и верхний поток из колонны регенерации растворителя также смешиваются аналогичным образом.

Процессы реализации с полным потоком функционируют на двух замкнутых контурах растворителя, причем меньший замкнутый поток циркулирует через метановую абсорбционную колонну, деметанизирующую абсорбционную колонну и колонну регенерации растворителя, а большой замкнутый поток циркулирует через метановую отпарную колонну и метановую абсорбционную колонну.

Скорость потока для меньшего замкнутого потока растворителя определяется содержанием C_{2+} во входящем газе деметанизирующей абсорбционной колонны. Скорость потока большего замкнутого потока растворителя определяется посредством вычитания скорости меньшего потока обедненного растворителя, выходящего из колонны регенерации растворителя, из скорости суммарного циркулирования, требуемого для абсорбирования метана, содержащегося в верхнем потоке деметанизирующей абсорбционной колонны.

Процесс с потоком суспензии может использоваться для селективного получения до 50% поступающего водорода, а реализация с полным потоком может использоваться для селективного получения от 20 до 100% поступающего водорода. Если метановая отпарная колонна стационарна и подведены трубопроводы для подачи любых требуемых количеств верхних фракций деметанизирующей абсорбционной колонны в метановую абсорбционную колонну или в устройство для извлечения с самоохлаждением или/и для подачи донных фракций метановой абсорбционной колонны частично или полностью в деметанизирующую абсорбционную колонну или частично в метановую отпарную колонну или/и для подачи донных фракций колонны регенерации растворителя частично или целиком в метановую абсорбционную колонну или частично в деметанизирующую абсорбционную колонну, то имеется возможность перевести всю установку на

производство водорода, например, от 5% до 100% от поступающего водорода, в зависимости от необходимого выхода газообразного водорода или реформата-водорода, гидрокрекирующегося водорода и т.п. в соседнем нефтеочистительном или нефтехимическом предприятии, причем меняется только состав потока горючего газа и не нарушается поток продукта C_2/C_3 .

Средство для осуществления этого перевода в производстве водорода в соответствии с запросами и без влияния на производство олефинов включает в себя: (1) селективное разделение верхнего газового потока, поступающего из деметанизирующей абсорбционной колонны, между метановой абсорбционной колонной и устройством для извлечения с самоохлаждением; (2) селективное разделение донного потока, обогащенного растворителем, поступающего из метановой абсорбционной колонны, между деметанизирующей абсорбционной колонной и метановой отпарной колонной и (3) селективное разделение донного обедненного растворителем потока, поступающего из колонны регенерации растворителя, между деметанизирующей абсорбционной колонной и метановой абсорбционной колонной. Когда процент извлечения водорода приближается к нулю, первое (газовое) разделение приближается к 100% потока, направляющегося в устройство для извлечения с самоохлаждением, второе (обогащенный растворитель) разделение приближается к 100% потока, направляющегося в деметанизирующую абсорбционную колонну, а третье (обедненный растворитель) разделение также приближается к 100% потока, направляющегося в деметанизирующую абсорбционную колонну. Когда процент извлечения водорода приближается к 100%, первое разделение приближается к 100% потока в метановую абсорбционную колонну, второе разделение приближается к от 65 до 85% потока в метановую отпарную колонну, а третье разделение приближается к 100% потока, идущего в метановую абсорбционную колонну.

На фиг. 2 схематически представлен вариант реализации с потоком суспензии согласно этому изобретению для получения селективных процентных соотношений, до 50% водорода в потоке исходного сырья 16 с сохранением полного извлечения олефинов C_2/C_3 . Результат достигается путем использования деметанизирующей абсорбционной колонны 5 со взаимным охлаждением и повторным испарением, метановой абсорбционной колонны 29, колонны регенерации растворителя 7 и устройства для извлечения с самоохлаждением 6. Этот процесс конкретно включает в себя подачу верхнего пара из переднего деэтанизатора или депропанизатора или побочного газа нефтеочистки, например, из устройства FCC, в качестве потока 16, который состоит из очищенных от серы, сжатых и осушенных насыщенных и ненасыщенных газов углеводородов, в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, также принимающую потоки 19 и 30. Ее нижний поток 18 подается в колонну регенерации

растворителя 7, из которой выходит верхний поток 23 и нижний поток 22 обедненного растворителя.

При извлечении водорода до 50% верхний поток 17, поступающий из деметанизирующей абсорбционной колонны 5, селективно разделяется на часть потока водорода 31 и часть потока горючего газа 32 в соответствии с экономическими соображениями. Метановая абсорбционная колонна 29 принимает, как минимум, часть нижнего потока 22 в качестве потока 33 из колонны регенерации растворителя 7. Оставшаяся часть в качестве потока 34 подается непосредственно в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, особенно при работе в режиме низкого извлечения водорода.

Метановая абсорбционная колонна 29 производит верхний поток 35 в качестве потока водородного продукта и нижний поток 30 обогащенного растворителя, который подается непосредственно в верхнюю часть деметанизирующей абсорбционной колонны 5 при работе в режиме относительно низкого извлечения водорода, определяемого здесь как извлечение до 50%.

Поток 32 подается в устройство для извлечения с самоохлаждением 6, которое производит поток 20 в качестве потока горючего газа, поток 19 регенерированного растворителя, который подвергается повторной циклической переработке, направляясь в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, и поток 21 деметанизированных этилен-плюс углеводороды, который смешивается с верхним потоком 23 из регенератора растворителя 7 с образованием потока 24 продукта лишенных метана ненасыщенных и насыщенных C_2 и C_3 углеводородов для подачи в колонну деэтанизатора 8, а потом в колонну разделения C_2 9.

На фиг. 3 схематически представлен вариант реализации с полным потоком согласно этому изобретению для получения выбранных процентных соотношений, от 20 до 100%, водорода в приходящем потоке 16 с сохранением полного извлечения олефинов C_2 и C_3 . Этот результат достигается путем использования метановой отпарной колонны 36 в сочетании с той же самой деметанизирующей абсорбционной колонной 5, метановой абсорбционной колонной 29, колонной регенерации растворителя 7 и с устройством для извлечения с самоохлаждением 6, как и в варианте реализации с потоком суспензии, показанном на фиг.2.

Реализация с полным потоком конкретно включает в себя подачу верхнего пара из переднего деэтанизатора или депропанизатора или побочного газа нефтеочистки, такого, как газ и устройства FCC, в качестве потока 16 в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, которая также принимает потоки 19 и 37. Нижний поток 18 подается в регенератор растворителя, из которого выходит верхний поток 23 и нижний поток 22 обедненного растворителя.

Верхний поток 17 не разделяется, но направляется непосредственно в метановую абсорбционную колонну 29, в которую также поступают нижний поток 22 обедненного растворителя из регенератора растворителя

7 и поток 38 регенерированного растворителя из нижних фракций метановой отпарной колонны 36. Верхний поток 35, поступающий из метановой абсорбционной колонны 29, покидает устройство в качестве водородного продукта.

Донный обогащенный растворителем поток 30 разделяется на две части: часть абсорбционного потока 37, которая проходит циклическую переработку на пути в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, и часть потока 39 отпарной колонны, которая подается в метановую отпарную колонну 36, причем относительное количество потока 39 определяется в соответствии с потребностями абсорбции в метановой абсорбционной колонне 29, а количество потока 37 определяется в соответствии с потребностями абсорбции в деметанизирующей абсорбционной колонне 5.

Верхний поток 40 из метановой отпарной колонны 36 подается в устройство для извлечения с самоохлаждением 6, которое производит поток 20 горючего газа, поток 19 регенерированного растворителя, проходящего циклическую переработку по пути к деметанизирующей абсорбционной колонне 5, и поток 21 лишенных метана этилен-плюс углеводородов, который смешивается с верхним потоком 23 из колонны регенерации растворителя 7 для образования потока 24 продукта деметанизированных ненасыщенных и насыщенных C_2 и C_3 углеводородов для подачи в колонну дезанитаризатора 8 и в колонну разделения C_2 9.

Процесс обеспечивает новый способ ограничения циркулирования растворителя, потому что деметанизирующая абсорбционная колонна 5 извлекает около 75-99% содержащегося этилена из питающегося раствора 16, который в основном свободен от C_4 углеводородов, извлекает из него только C_2 и C_3 и направляет водород и метан в метановую абсорбционную колонну 29. Это требует внутреннего криогенного охлаждения только остающихся газов, идущих в устройство для извлечения с самоохлаждением 6 для того, чтобы, во-первых, регенерировать избыточный растворитель в качестве потока 19, а также извлечь остающийся этилен, что составляет до 1-25% от этилена во входящих питающих газах, в качестве лишенного метана потока 21.

Кроме того, деметанизирующая колонна внутри устройства для извлечения с самоохлаждением 6 регенерирует весь остающийся растворитель, который покидает процесс в потоке 24 и, в конце концов, проходит повторную циклическую переработку с потоком этана, при использовании дезанитаризатора с тепловым насосом, или с потоком пропана, при использовании депропанизатора с тепловым насосом. Поскольку парафиновые и нефтенические растворители, используемые в этом процессе, также считаются исходным сырьем для этиленовой установки, любой растворитель, содержащийся в потоках переработанного этана или пропана, в основном обеспечивает дополнительный этилен из операции крекирования.

Эта основная часть извлечения этилена

посредством деметанизирующей абсорбционной колонны 5 зависит от конкретной экономической конъюнктуры, от состава и стоимости исходного сырья, от факторов капиталовложения и эксплуатационных расходов и т.п.

Поток 30, идущий к потоку 39, а от него к потоку 38, образует большой замкнутый контур для растворителя, в котором растворитель обходит деметанизирующую абсорбционную колонну 5 и регенератор 7. Метановая отпарная колонна может быть образована ректификационной колонной или рядом этапов мгновенного парообразования или любой их комбинацией. Растворитель в этом дополнительном контуре достаточно регенерирован в метановой отпарной колонне 36 для абсорбции метана и не должен поступать в регенератор растворителя 7. Даже если весь обедненный растворитель из регенератора растворителя 7 подается в метановую абсорбционную колонну 29 для того, чтобы абсорбировать небольшое увеличившееся количество метана в потоке 17, как показано на фиг. 3 и в сравнении с количеством в потоке 31 на фиг. 2 для варианта с потоком суспензии, большое количество достаточно обедненного растворителя в потоке 38 существенно помогает удовлетворить требование по дополнительной абсорбции.

Это изобретение можно полнее понять, рассмотрев следующий пример 2, который относится к фиг. 2 и таблицам IIA, IIB, IIC, и следующий пример 3, который относится к фиг. 3 и к таблицам IIIA, IIIB, и IIIC. Все нижеследующие пропорции и процентные отношения выражены в кгмолях.

В этих примерах п-пентан является иллюстративным растворителем, однако следует понимать, что для использования в процессе пригоден любой физический растворитель - углеводород, - имеющий от 4 до 10 атомов углерода. Более того, для осуществления этого изобретения применимы любые парафиновые, нефтенические или более легкие ароматические растворители, но без ограничений, касающихся молекулярных весов или/и факторов характеристики UOP.

Пример 2. Когда верхний поток 17 разделяется таким образом, что 21, 24% подается в метановую абсорбционную колонну 29 в качестве потока 31, а оставшаяся часть подается непосредственно в устройство для извлечения с самоохлаждением 6 в качестве потока 32, причем весь обогащенный растворителем поток 30 подается в верхнюю часть деметанизирующей абсорбционной колонны 5, этот вариант реализации с потоком суспензии извлекает в потоке 35 19,89% входящего водорода в потоке 16 и 92,2% водорода, входящего в метановую абсорбционную колонну 29 в потоке 31. Частота водорода в потоке 35 составляет около 98 молярных процентов. Никакая доля из 2106,10 кгмолей/час водорода, находящегося в абсорбционную колонну 5, не теряется из потока обогащенного растворителя 18.

Как видно из таблицы IIA - IIC, выбранная пропорция разделения для потока 17 от потока 32 до потока 31 составляет 3,7:1,0.

Следует также отметить, что абсорбционная колонка 5 работает при 46 °C в своей донной части и при 33 °C в своей

верхней части, обрабатывая 5781,85 кгмоль/час исходного сырья и извлекая более 91% этилена, присутствующего в потоке исходного сырья 16 вместе с 2563,64 кгмоль/час чистого n-пентана, который используется здесь в качестве иллюстрации одного из пригодных растворителей.

Продолжая рассматривать характеристики этого изобретения в отношении потока продукта - горючего газа 20, как это проиллюстрировано в таблицах IIA - IIC для этого примера с потоком суспензии, можно видеть, что устройство для извлечения с самоохлаждением 6 извлекает 95,63% этилена, присутствующего в потоке 32 в качестве потока 21, который деметанизируется до снижения метана 0,08 молярных процентов. Общие потери растворителя для процесса согласно этому примеру составляют 0,52 кгмоль/час и они существуют в потоках 35 и 24. В потоке 20 горючего газа не происходит никаких потерь растворителя. С коммерческой точки зрения важно, что поток продукта 24 из углеводородов C₂ и C₃ только 231 частицу на миллион по молярному объему метана в этилене.

Повторно циркулирующий поток растворителя 22 представляет собой n-пентан с 97,00 молярными процентами. Для того, чтобы иметь суммарное извлечение этилена 99,84%, пропорция пентана в потоке растворителя 22 относительно входного потока газа 16 составляет 0,44 в молярном отношении. Для этого примера течение растворителя в потоке 33 идентично потоку 22, а течение растворителя в потоке 34 равно нулю.

Пример 3. Этот пример показывает селективное извлечение водорода при полном потоке на уровне 100%. Когда весь верхний поток 17 подается в метановую абсорбционную колонну 29, а поток обогащенного растворителя 30 разделяется на поток 37, идущий в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, и поток 39, идущий в метановую отпарную колонну 36, этот вариант реализации с полным потоком извлекает в потоке 35 94,65% приходящего водорода в потоке 16 и 93,12% водорода, поступающего в метановую абсорбционную колонну 29 в потоке 17. Извлечение водорода в метановой абсорбционной колонне 29 ниже, потому что поток 27 вводит дополнительный водород в деметанизирующую абсорбционную колонну 5. Чистота водорода в потоке 35 составляет 80,15%.

При рассмотрении таблиц IIIA - IIIC видно, что выбранная пропорция разделения для потока 30 в поток 39 и поток 37 составляет 3,5:1,0. Следует также отметить, что деметанизирующая абсорбционная колонна 5 работает при -33°C в своей верхней части и при 53°C в своей донной части, обрабатывая 5696,89 кгмоль/час исходного сырья и используя 3167,96 кгмоль/час n-пентана для извлечения 97,4% этилена в потоке в качестве компонента потока 18. Отношение n-пентана в потоке 38 к n-пентану в потоке 32 составляет 3,5:1,0. Эта пропорция разделения идентична пропорции разделения обогащенного растворителя потока 30 в потоки 37 и 39.

При рассмотрении характеристики этого изобретения в отношении потока

продукта-горючего газа 20, как показано в таблицах IIIA - IIIC, для примера с полным потоком видно, что устройство для извлечения с самоохлаждением 6 дает возможность войти в поток 20 горючего газа только 0,22% этилена в питающем потоке 16.

Повторно циркулирующий поток растворителя 22 является на 97,00% чистым растворителем. В молярном отношении растворитель в этом потоке составляет 55,61% от входящих материалов в потоке 16, а весь процесс позволяет извлечь около 99,7% входящего этилена в поток 24.

Устройство для извлечения с самоохлаждением 6, не требующее внешнего охлаждения для конденсации и деметанизации этилена плюс углеводороды в своем нижнем потоке 21, также не нуждается в относительно больших капиталовложениях благодаря своим значительно уменьшенным размерам. В этой иллюстрации скорость течения питающих газов в молярном отношении, направляющихся в устройство для извлечения с самоохлаждением 6, составляет 48% от скорости течения в деметанизирующую абсорбционную колонку 5 в примере 2 и 31% в примере 3. Однако хладагент, обеспечивающий температуру не ниже -55°C, может использоваться внутри устройства для извлечения с самоохлаждением 6, если это понизит общую скорость циркуляции растворителя, требуемую для абсорбирования этилена плюс углеводороды через деметанизирующую абсорбционную колонну 5.

Для крекированных газов самоохлаждение достигается посредством использования турбодетандеров, которые, в свою очередь, обеспечивают охлаждение для процесса деметанизации и извлечения 1-25% извлеченного этилена через деметанизирующую абсорбционную колонну 5. Если побочные газы нефтеочистки FCC подаются в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, турбодетандеры в устройстве для извлечения с самоохлаждением 6 заменяются клапанами понижения давления для получения эффекта Джоуля-Томпсона, ограничивая охлаждение до температуры не ниже -110°C.

Это ограничение обеспечивает аспекты безопасности процесса, в частности, предотвращая конденсацию окислов азота внутри системы.

Большинство побочных газов нефтеочистки содержит азот, который обычно отсутствует в потоке крекированного газа. Если в газе, направляющемся в деметанизирующую абсорбционную колонну 5, присутствует азот, чистота водорода в потоке 35 ограничивается содержанием азота в питающем газе, поскольку процесс согласно этому изобретению не отделяет азот от водорода.

Поскольку большинство побочных газов нефтеочистки используются в качестве топлива внутри нефтеочистительного устройства, эти газы в общем случае находятся при более низком давлении, согласующемся с давлением внутри системы горючего газа. В зависимости от необходимого извлечения водорода в добавлении к извлечению олефинов и от требуемого давления водорода, может отпасть необходимость сжимать FCC-газы.

Соответственно, можно применять простой дезанизатор или депропанизатор без верхней системы с тепловым насосом. Если эти газы не содержат ацетилен, верхние газы могут непосредственно входить в деметанизирующую абсорбционную колонну 5.

Формула изобретения:

1. Способ извлечения этилена из газообразных углеводородов, содержащих этилен, метан и водород, путем подачи потока этих газообразных углеводородов и потока растворителя углеводородов в деметанизирующую абсорбционную колонну с получением на выходе верхнего газового потока, разделения в устройстве для извлечения с самоохлаждением, содержащим ректификационную колонну, с получением потока, содержащего этилен, и получением на выходе из деметанизирующей абсорбционной колонны нижнего потока, состоящего из растворителя углеводородов и этилена, который подают в колонну регенерации растворителя для получения верхнего потока, содержащего этилен, и нижнего потока, содержащего растворитель углеводородов, отличающийся тем, что используют деметанизирующую абсорбционную колонну, включающую в себя взаимный охладитель или повторный испаритель, верхний газовый поток этой колонны, состоящий из метана, водорода, растворителя углеводородов и этилена, разделяют на две части, одну из которых, называемую потоком горючего газа, подают на разделение в устройство для извлечения с самоохлаждением, где его охлаждают посредством турбодетандера, клапана снижения давления или теплообменника с последующим разделением в указанной ректификационной колонне, в результате которого дополнительно получают поток горючего газа, включающего в себя метан и водород, а другую часть верхнего газового потока деметанизирующей абсорбционной колонны, называемую потоком водорода, подают в метановую абсорбционную колонну, в которой получают верхний поток, содержащий водород, и нижний поток, содержащий метан и растворитель углеводородов, и этот нижний поток затем подают в деметанизирующую абсорбционную колонну, кроме того, получают нижний поток деметанизирующей абсорбционной колонны, который содержит этилен в количестве 75-99% от содержащегося в потоке газообразных углеводородов, а нижний поток колонны регенерации растворителя делят на две части, одну из которых возвращают в деметанизирующую абсорбционную колонну, а другую подают в метановую абсорбционную колонну, при этом растворитель углеводородов выбирают из парафиновых углеводородов, имеющих 4-10 атомов углерода, нафтеновых углеводородов, имеющих 4-10 атомов углерода, ароматических углеводородов, выбираемых из бензола, толуола, ароматических соединений C_8 - C_{10} , имеющих алифатические группы метила, этила или пропила, конкретно образующих группу, содержащую о-ксилол, м-ксилол, п-ксилол, гемимеллитол, псевдокумол, мезитилен, кумол, о-этилтолуол, м-этилтолуол, п-этилтолуол, н-пропилбензол, изопропилбензол, индан,

дулол, изодулол, пренитол, неочищенных ксилолов, продуктов реакции трансалкилирования толуола, фракций C_9 , экстрагированных из реформатов нефтяных фракций, фракций C_9 указанных реформатов, которые обогащены C_9 -алкилбензолами, C_7 - C_9 алкилароматических соединений и их смесей и смесей одного или нескольких парафиновых углеводородов, нафтеновых углеводородов и ароматических углеводородов.

2. Способ по п. 1, отличающийся тем, что регулируют скорость подачи потока растворителя в деметанизирующую абсорбционную колонну для обеспечения получения нижнего потока деметанизирующей абсорбционной колонны, содержащего 75-99% этилена, первоначально содержащегося в указанном потоке газообразных углеводородов.

3. Способ по п. 1, отличающийся тем, что регулируют разделение верхнего потока деметанизирующей абсорбционной колонны на поток водорода и поток горючего газа для обеспечения извлечения определенного количества водорода с потоком горючего газа.

4. Способ по п. 3, отличающийся тем, что регулируют скорость подачи потока растворителя углеводорода в метановую абсорбционную колонну и скорость подачи потока растворителя углеводородов в деметанизирующую абсорбционную колонну для получения соответственно определенной концентрации водорода в верхнем потоке метановой абсорбционной колонны и извлечения при абсорбции определенного количества этилена от содержащегося в потоке газообразных углеводородов, с нижним потоком деметанизирующей абсорбционной колонны.

5. Способ извлечения этилена из газообразных углеводородов, содержащих этилен, метан и водород, путем подачи потока этих газообразных углеводородов и потока растворителя углеводородов в деметанизирующую абсорбционную колонну с получением на выходе верхнего газового потока с разделением в устройстве для разделения с самоохлаждением, содержащем ректификационную колонну, с получением потока, содержащего этилен, и нижнего потока, состоящего из растворителя углеводородов и этилена, который подают в колонну регенерации растворителя для получения верхнего потока, содержащего этилен, и нижнего потока, содержащего растворитель углеводородов, отличающийся тем, что используют деметанизирующую абсорбционную колонку, включающую в себя взаимный охладитель или повторный испаритель, верхний газовый поток этой колонны, состоящий из метана, водорода, растворителя углеводородов и этилена, подают в метановую абсорбционную колонну для образования верхнего потока, содержащего водород, и нижнего потока, содержащего растворитель углеводорода, этилен и метан, разделяют этот нижний поток на поток, который подают в деметанизирующую абсорбционную колонну, и поток, который подают в метановую отпарную колонну с образованием в последней нижнего потока, содержащего растворитель углеводорода, подаваемого затем в метановую абсорбционную колонну, и

верхнего потока, подаваемого на разделение в устройство для извлечения с самоохлаждением, в котором поток охлаждают посредством турбодетандера, клапана снижения давления или теплообменника с последующим разделением в указанной ректификационной колонне, в результате которого дополнительно получают поток горючего газа, содержащего метан, кроме того, получают нижний поток деметанизирующей абсорбционной колонны, который содержит этилен в количестве 75-99% от содержащегося в потоке газообразных углеводородов, а нижний поток колонны регенерации растворителя направляют в метановую абсорбционную колонну, при этом растворитель выбирают из парафиновых углеводородов, имеющих от 4 до 10 атомов углерода, нафтеновых углеводородов, имеющих от 4 до 10 атомов углерода, ароматических углеводородов, выбираемых из бензола, толуола, ароматических соединений C_8 C_{10} , имеющих алифатические группы метила, этила или пропила, конкретно образующие содержащую о-ксилол, м-ксилол, п-ксилол, гемимеллитол, псевдокумол, мезитилен, кумол, о-этилтолуол, м-этилтолуол, п-этилтолуол, н-пропилбензол, изопропилбензол, индан, дурол, изодурол, пренитол, неочищенных ксилолов; продуктов реакции трансалкилирования толуола, фракций C_9 , экстрагированных из реформаторов нефтяных фракций, фракций C_9 указанных реформаторов, которые обогащены C_9 -алкилбензолами, C_7 C_9 -алкилароматических соединений и их смесей и смесей одного или нескольких парафиновых углеводородов, нафтеновых углеводородов и ароматических углеводородов.

6. Способ по п. 5, отличающийся тем, что регулируют скорость течения потока из колонны регенерации растворителя в метановую абсорбционную колонну для получения определенной концентрации водорода в верхнем потоке от этой колонны.

7. Способ по п. 5 или 6, отличающийся тем, что регулируют скорость течения потока, входящего в деметанизирующую абсорбционную колонну из метановой абсорбционной колонны для извлечения определенного количества этилена, содержащегося в потоке газообразных углеводородов, при абсорбции с нижним потоком этой деметанизирующей абсорбционной колонны.

8. Способ по пп. 5-7, отличающийся тем, что метановая отпарная колонна состоит из

устройств, выбираемых из колонн дистилляции, аппаратов для однократного испарения и комбинации колонн дистилляции и аппаратов однократного испарения.

9. Способ по любому из пп. 1-8, отличающийся тем, что поток газообразных углеводородов выбирают из верхнего потока предшествующего деэтанизатора с тепловым насосом, и верхнего потока предшествующего депропанизатора с тепловым насосом.

10. Способ по любому из пп. 1-9, отличающийся тем, что поток газообразных углеводородов в основном свободен от C_4 углеводородов, ацетилена, диолефинов и воды.

11. Способ по любому из пп. 1-10, отличающийся тем, что поток газообразных углеводородов представляет собой термически расщепленный газ или поток отходящего газа нефтеочистки.

12. Способ по любому из пп. 1-11, отличающийся тем, что любой растворитель углеводорода, сконденсировавшийся в устройстве для извлечения с самоохлаждением, возвращают в деметанизирующую абсорбционную колонну.

13. Способ по любому из пп. 1-12, отличающийся тем, что поток газообразных углеводородов готовят путем обработки сырьевого потока углеводородов в депропанизаторе с тепловым насосом и соединенном с ним реакторе гидрирования ацетилена.

14. Способ по любому из пп. 1-12, отличающийся тем, что поток газообразных углеводородов готовят путем обработки сырьевого потока углеводородов в деэтанизаторе с тепловым насосом и соединенном с ним реакторе гидрирования ацетилена.

15. Способ по любому из пп. 1-14, отличающийся тем, что включает в себя дополнительные этапы смешения потока из устройства для извлечения с самоохлаждением, содержащего этилен, и верхнего потока из колонны регенерации растворителя, содержащего этилен, с образованием потока, который подают в деэтанизатор, полученный верхний поток деэтанизатора, содержащий этилен и этан, подают затем в разделитель этилена, из которого отводят верхний поток, содержащий этилен.

16. Способ по любому из пп. 1-12, отличающийся тем, что поток газообразных углеводородов готовят путем обработки сырьевого потока, не содержащего ацетиленов, в деэтанизаторе с тепловым насосом или депропанизаторе с тепловым насосом.

55

60

Таблица 1А

*Процесс переднего гидрирования и абсорбции для
извлечения этилена*

Поток	10	12	11	13	14	15
Температура С	10	48	71	107	107	-12
Давление кПа	1,207	3,323	807	3,130	3,130	3,068
Вода кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	след	0,00	0,00
Водород кгмоль/ч	1093,42	1098,19	0,00	970,15	970,15	4,76
Метан кгмоль/ч	1724,19	1796,94	0,00	1796,94	1796,94	72,78
СО кгмоль/ч	29,53	30,06	0,00	30,06	30,06	0,53
Ацетилен кгмоль/ч	62,50	62,50	0,00	0,00	0,00	0,00
Этилен кгмоль/ч	2092,59	2431,71	0,00	2462,96	2462,96	339,23
Этан кгмоль/ч	257,73	325,44	0,00	356,69	356,69	67,72
М-ацетилен						
кгмоль/ч	23,59	25,82	0,69	5,16	5,16	2,92
ПропADIен						
кгмоль/ч	15,74	26,10	0,05	20,88	20,88	10,41
Пропен кгмоль/ч	516,91	909,76	0,06	935,63	935,63	392,88
Пропан кгмоль/ч	9,75	17,80	0,00	17,80	17,80	8,05
Винил ацетилен						
кгмоль/ч	9,07	0,01	9,07	0,01	0,01	0,01
1,3-бутадиен						
кгмоль/ч	152,84	9,34	144,13	0,93	0,93	0,67

RU 2105036 C1

RU 2105036 C1

i-бутен кгмоль/ч	28,64	13,00	24,83	13,00	13,00	9,21
1-бутен кгмоль/ч	20,33	19,22	21,05	27,63	27,63	19,80
tr2-бутен кгмоль/ч	17,18	0,05	17,16	0,05	0,05	0,04
n-бутан кгмоль/ч	17,69	1,22	17,30	1,22	1,22	0,85
13-CC5== кгмоль/ч	21,86	0,00	21,86	0,00	0,00	0,00
2M-1-бутен кгмоль/ч	26,51	0,00	26,51	0,00	0,00	0,00
Бензол кгмоль/ч	5,99	0,00	5,99	0,00	0,00	0,00
2M-2пентен кгмоль/ч	0,06	0,00	0,06	0,00	0,00	0,00
n-гексан кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Стирен кгмоль/ч	0,32	0,00	0,32	0,00	0,00	0,00
m-ксилен кгмоль/ч	0,27	0,00	0,27	0,00	0,00	0,00

Общее количество

кгмоль/ч	6126,72	6767,15	289,36	6639,12	6639,12	929,86
----------	---------	---------	--------	---------	---------	--------

Таблица IV

*Процесс переднего гидрирования и абсорбции для
извлечения этилена*

Поток	16	17	19	18	20	21
Температура С	-12	-34	-59	49	30	-29
Давление кПа	3068	3027	3110	483	483	1875
Вода кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Водород кгмоль/ч	965,39	965,40	0,01	0,00	965,39	0,00
Метан кгмоль/ч	1724,16	1724,34	0,42	0,25	1723,78	0,16
CO кгмоль/ч	29,53	29,53	0,00	0,00	29,53	0,00
Ацетилен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Этилен кг/моль/ч	2123,73	240,80	0,47	1883,42	4,23	236,03

Этан кгмоль/ч	288,97	2,31	0,01	286,75	0,00	2,30
М-ацетилен						
кгмоль/ч	2,25	0,02	0,00	2,83	0,00	0,02
ПропADIен						
кгмоль/ч	10,47	0,12	0,00	12,69	0,00	0,12
Пропен кгмоль/ч	542,75	5,65	0,11	605,41	0,00	5,55
Пропан кгмоль/ч	9,75	0,12	0,00	11,36	0,00	0,11
Винил ацетилен						
кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
13-бутадиен						
кгмоль/ч	0,26	0,00	0,00	0,42	0,00	0,00
i-бутен кгмоль/ч	3,80	0,04	0,00	5,97	0,00	0,03
1-бутен кгмоль/ч	7,83	0,07	0,01	12,44	0,00	0,06
tr2-бутен кгмоль/ч	0,01	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00
n-бутан кгмоль/ч	0,37	0,00	0,00	0,63	0,00	0,00
13-CC5= кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2M-1-бутен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Бензол кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2M-2пентен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-гексан кгмоль/ч	0,00	1,36	1,18	2595,23	0,00	0,18
Стирен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
m-ксилен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Общее количество

кгмоль/ч	5709,26	2969,77	2,23	5417,40	2722,92	244,57
----------	---------	---------	------	---------	---------	--------

Таблица IC

*Процесс переднего гидрирования и абсорбции для
извлечения этилена*

Поток	24	26	25	27	28	23
Температура С	-6	-33	42	-37	-15	-4
Давление кПа	1689	1655	1703	1593	1682	1689
Вода кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Водород кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Метан кгмоль/ч	0,41	0,41	0,00	0,41	0,00	0,25
CO кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ацетилен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Этилен кгмоль/ч	2119,43	2119,41	0,02	2115,84	3,57	1883,39
Этан кгмоль/ч	288,97	288,77	0,20	0,54	288,23	286,67
М-ацетилен кгмоль/ч	2,25	0,00	2,25	0,00	0,00	2,23
Пропадиен кгмоль/ч	10,47	0,00	10,47	0,00	0,00	10,35
Пропен кгмоль/ч	542,76	0,45	542,31	0,00	0,45	537,21
Пропан кгмоль/ч	9,75	0,00	9,75	0,00	0,00	9,63
Винил ацетилен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
1,3-бутадиен кгмоль/ч	0,26	0,00	0,26	0,00	0,00	0,26
i-бутен кгмоль/ч	3,79	0,00	3,79	0,00	0,00	3,76
1-бутен кгмоль/ч	7,81	0,00	7,81	0,00	0,00	7,74
tr2-бутен кгмоль/ч	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01

RU 2105036 C1

RU 2105036 C1

2М-1-бутен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Бензол кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2М-2пентен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-гексан кгмоль/ч	0,22	0,00	0,22	0,00	0,00	0,05
Стирен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
m-ксилен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Общее количество						
кгмоль/ч	2986,48	2409,03	577,45	2116,78	292,25	2741,91

Таблица ID

*Процесс переднего гидрирования и абсорбции для
извлечения этилена*

Поток	22
Температура С	-49
Давление кПа	3261
Вода кгмоль/ч	0,00
Водород кгмоль/ч	0,00
Метан кгмоль/ч	0,00
СО кгмоль/ч	0,00
Ацетилен кгмоль/ч	0,00
Этилен кг/моль/ч	0,03
Этан кгмоль/ч	0,08
М-ацетилен	
кгмоль/ч	0,60
Пропадиен	
кгмоль/ч	2,34
Пропен кгмоль/ч	68,19

RU 2105036 C1

Пропан кгмоль/ч	1,73
Винил ацетилен	
кгмоль/ч	0,00
13-бутадиен	
кгмоль/ч	0,16
i-бутен кгмоль/ч	2,21
1-бутен кгмоль/ч	4,69
tr2-бутен кгмоль/ч	0,01
n-бутан кгмоль/ч	0,27
13-CC5== кгмоль/ч	0,00
2М-1-бутен кгмоль/ч	0,00
Бензол кгмоль/ч	0,00
2М-2пентен кгмоль/ч	0,00
n-гексан кгмоль/ч	2595,36
Стирен кгмоль/ч	0,00
m-ксилен кгмоль/ч	0,00

Общее количество кгмоль/ч	2675,67

RU 2105036 C1

Таблица IIA

<i>Получение водорода при потоке</i>				<i>суспензии</i>		
Поток	16	17	19	18	31	32
Температура С	-14	-33	-70	46	-33	-33
Давление кПа	3068	3034	3006	3089	3034	3034
Водород кгмоль/ч	955,31	971,44	0,07	0,00	206,05	765,39
Метан кгмоль/ч	771,45	2252,32	4,45	0,34	477,64	1774,68
СО кгмоль/ч	30,00	34,61	0,02	0,00	7,34	27,27
Этилен кг/моль/ч	2160,61	250,75	4,34	1967,65	53,34	197,41
Этан кгмоль/ч	293,56	2,80	0,09	291,65	0,63	2,17
М-ацетилен						
кгмоль/ч	3,21	0,05	0,02	4,49	0,01	0,04
Пропадиеи						
кгмоль/ч	11,69	0,22	0,05	15,06	0,05	0,17
Пропен кгмоль/ч	545,45	7,26	1,16	612,39	1,55	5,71
Пропан кгмоль/ч	10,26	0,18	0,03	12,33	0,04	0,14
13-бутадиен						
кгмоль/ч	0,01	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00
i-бутен кгмоль/ч	0,10	0,00	0,00	0,23	0,00	0,00

RU 2 1 0 5 0 3 6 C 1

RU 2 1 0 5 0 3 6 C 1

1-бутен кгмоль/ч	0,19	0,01	0,00	0,45	0,00	0,00
tr2-бутен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-бутан кгмоль/ч	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-пентан кгмоль/ч	0,00	8,33	5,67	2563,64	2,81	5,52

Общий поток

кгмоль/ч	5781,85	3527,97	15,91	5468,27	749,47	2778,50
----------	---------	---------	-------	---------	--------	---------

Таблица IIB

Получение водорода при потоке

суспензии

Поток	20	30	21	35	24	23
Температура С	25	-41	-29	-36	-7	-6
Давление кПа	483	3027	1875	2988	1689	1689
Водород кгмоль/ч	765,32	16,07	0,00	189,98	0,00	0,00
Метан кгмоль/ч	1770,07	476,76	0,16	0,88	0,50	0,34
CO кгмоль/ч	27,25	4,60	0,00	2,74	0,00	0,00
Этилен кг/моль/ч	4,28	53,44	188,79	0,00	2157,09	1967,54
Этан кгмоль/ч	0,00	0,79	2,08	0,00	293,71	291,48
M-ацетилен						
кгмоль/ч	0,00	1,31	0,02	0,00	3,22	3,19
ПропADIен						
кгмоль/ч	0,00	3,53	0,11	0,01	11,70	11,58
Пропен кгмоль/ч	0,00	73,03	4,55	0,19	545,33	540,72
Пропан кгмоль/ч	0,00	2,22	0,10	0,00	10,26	10,15
13-бутадиен						
кгмоль/ч	0,00	0,22	0,00	0,00	0,01	0,01
i-бутен кгмоль/ч	0,00	0,13	0,00	0,00	0,10	0,10
1-бутен кгмоль/ч	0,00	0,27	0,00	0,00	0,19	0,19

tr2-бутен кгмоль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-бутан кгмоль/ч	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,01
n-пентан кгмоль/ч	0,00	2566,30	0,38	0,10	0,42	0,05

Общий поток

кгмоль/ч	2556,93	3198,47	196,18	193,92	3022,53	2825,35
----------	---------	---------	--------	--------	---------	---------

Таблица IIC

Получение водорода при потоке

суспензии

Поток	22
Температура С	-50
Давление кПа	3261
Водород кгмоль/ч	0,00
Метан кгмоль/ч	0,00
СО кгмоль/ч	0,00
Этилен кгмоль/ч	0,10
Этан кгмоль/ч	0,17
М-ацетилен кгмоль/ч	1,30
Пропadiен кгмоль/ч	3,49
Пропен кгмоль/ч	71,67
Пропан кгмоль/ч	2,18
13-бутадиен кгмоль/ч	0,02
i-бутен кгмоль/ч	0,13
1-бутен кгмоль/ч	0,27
tr2-бутен кгмоль/ч	0,00
n-бутан кгмоль/ч	0,01
n-пентан кгмоль/ч	2563,59
Общий поток кгмоль/ч	2642,93

Таблица IIIA

Получение водорода при полном потоке

Поток	16	17	19	18	20	30
Температура С	-13	-33	-63	53	30	-35
Давление кПа	2995	2932	2353	2988	381	2926
Водород кг/моль/ч	942,50	958,00	0,02	0,00	50,45	69,46
Метан кг/моль/ч	1748,11	2410,13	16,40	0,34	1551,28	2898,62
СО кг/моль/ч	29,71	32,84	0,03	0,00	8,99	13,91
Этилен кг/моль/ч	2129,93	98,00	4,92	2074,31	4,75	168,05
Этан кг/моль/ч	289,74	1,33	0,36	290,66	0,02	8,48
М-ацетилен						
кг/моль/ч	3,02	0,01	0,24	3,77	0,00	2,34
Пропадиен						
кг/моль/ч	11,36	0,06	0,65	13,53	0,00	7,05
Пропен кг/моль/ч	532,20	3,38	18,20	593,27	0,00	207,49
Пропан кг/моль/ч	10,02	0,06	0,44	11,53	0,00	5,04
13-бутадиен						
кг/моль/ч	0,01	0,00	0,00	0,02	0,00	0,03
i-бутен кг/моль/ч	0,11	0,00	0,02	0,21	0,00	0,35
1-бутен кг/моль/ч	0,16	0,00	0,04	0,32	0,00	0,59
tr2-бутен кг/моль/ч	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
n-бутан кг/моль/ч	0,01	0,00	0,00	0,03	0,00	0,07
n-пентан кг/моль/ч	0,00	8,60	14,28	3167,96	0,00	14142,06
Молярный поток						
кг/моль/ч	5696,89	3512,41	55,61	6155,94	1615,49	17523,55

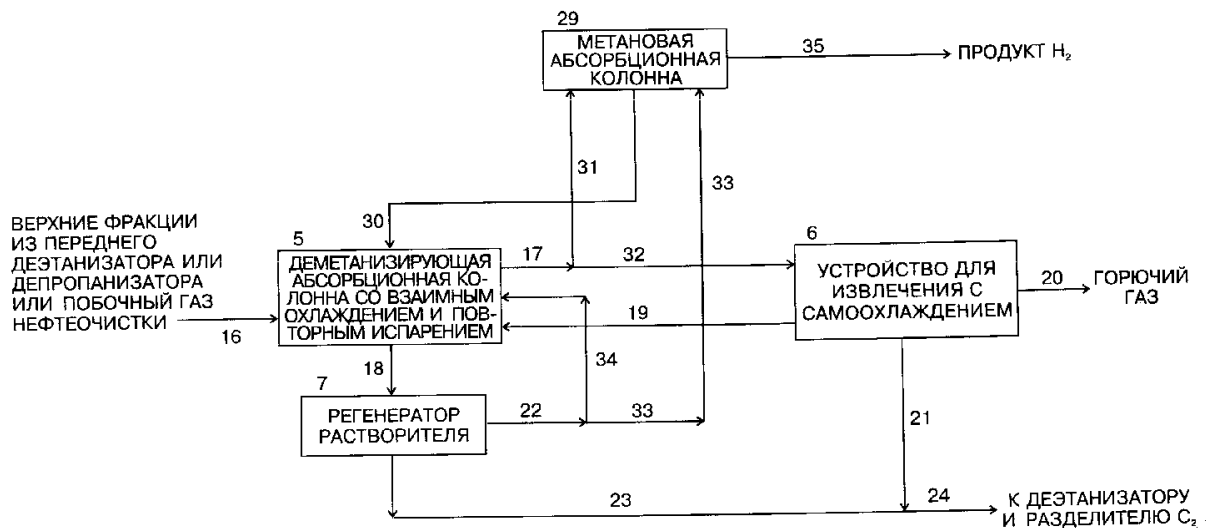
Таблица IIIB

Получение водорода при полном потоке

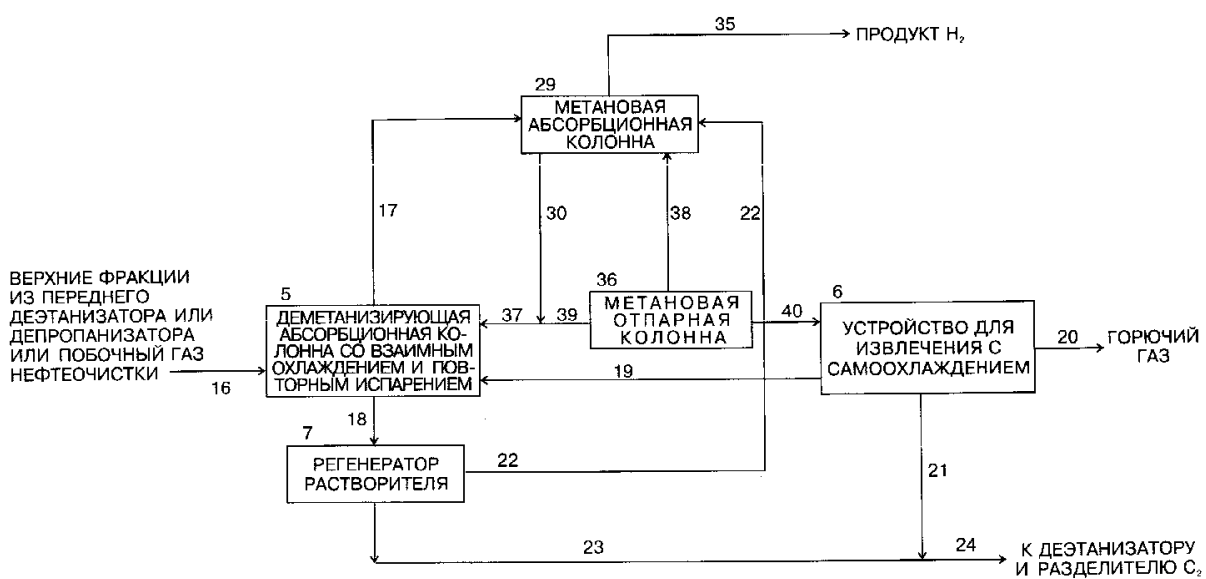
Поток	21	35	24	39	37	23
Температура С	13	17	8	35	-35	-8
Давление кПа	1774	2834	1588	2926	2926	1588
Водород кг/моль/ч	0,00	892,05	0,00	53,98	15,48	0,00
Метан кг/моль/ч	0,16	126,33	0,50	2252,66	645,96	0,34
CO кг/моль/ч	0,00	20,72	0,00	10,81	3,10	0,00
Этилен кг/моль/ч	54,15	0,73	2124,46	130,60	37,45	2070,30
Этан кг/моль/ч	2,38	0,36	289,37	6,59	1,89	286,99
М-ацетилен						
кг/моль/ч	0,10	0,01	3,01	1,82	0,52	2,91
Пропадиеи						
кг/моль/ч	0,47	0,03	11,33	5,48	1,57	10,87
Пропен кг/моль/ч	21,84	1,55	530,65	161,25	46,24	508,81
Пропан кг/моль/ч	0,44	0,03	9,99	3,22	1,12	9,56
13-бутадиеи						
кг/моль/ч	0,00	0,00	0,01	0,03	0,01	0,01
i-бутен кг/моль/ч	0,00	0,00	0,10	0,27	0,08	0,10
1 бутен кг/моль/ч	0,01	0,00	0,16	0,46	0,13	0,15
tr2-бутен кг/моль/ч	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
n-бутан кг/моль/ч	0,00	0,00	0,01	0,05	0,02	0,01
n пентан кг/моль/ч	0,33	1,21	0,38	10979,78	3162,29	0,05
Молярный поток						
кг/моль/ч	79,88	1113,01	2969,98	13607,70	3915,85	2890,09

Получение водорода при полном потоке

Поток	32	40	38
Температура С	-43	12	-40
Давление кПа	3160	2381	2353
Водород кг/моль/ч	0,00	50,47	3,51
Метан кг/моль/ч	0,00	1567,84	684,82
CO кг/моль/ч	0,00	9,02	1,79
Этилен кг/моль/ч	4,00	63,82	66,78
Этан кг/моль/ч	3,68	2,76	3,82
М. ацетилен кг/моль/ч	0,85	0,34	1,48
Пропадлен кг/моль/ч	2,66	1,12	4,36
Прокен кг/моль/ч	84,45	40,05	121,20
Пропен кг/моль/ч	1,97	0,88	3,04
13-бутадлен кг/моль/ч	0,01	0,00	0,02
1-бутен кг/моль/ч	0,10	0,03	0,25
1-бутен кг/моль/ч	0,17	0,04	0,41
tr2-бутен кг/моль/ч	0,00	0,00	0,01
n-бутан кг/моль/ч	0,02	0,00	0,05
n-пентан кг/моль/ч	3167,92	14,61	10966,76
Молярный поток			
кг/моль/ч	3265	1750,39	11858,30



Фиг. 2



Фиг. 3