

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **042002**(13) **B1**(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента
2022.12.23

(21) Номер заявки
201500312

(22) Дата подачи заявки
2013.09.17

(51) Int. Cl. **B01D 5/00** (2006.01)
B01D 53/44 (2006.01)
B01D 53/52 (2006.01)

(54) **СПОСОБ ОПТИМИЗАЦИИ УДАЛЕНИЯ КОНДЕНСИРУЕМЫХ КОМПОНЕНТОВ ИЗ ЖИДКОСТИ**

(31) **2790182**(56) **CA-2729329**(32) **2012.09.17**(33) **CA**(43) **2015.08.31**(86) **PCT/CA2013/001094**(87) **WO 2014/075176 2014.05.22**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
ДЕКСПРО КОРПОРЕЙШН (CA)

(72) Изобретатель:
**Мак-Кей Норман Уэйн, Меддокс
Джеймс (CA)**

(74) Представитель:
Гольшико Н.Т., Вашина Г.М. (RU)

(57) В изобретении предложен способ удаления конденсируемых компонентов из жидкости, содержащей конденсируемые компоненты. Способ включает операцию оптимизации температуры исходного сырьевого потока, содержащего указанные конденсируемые компоненты, при помощи теплообмена и охлаждения с обеспечением конденсации жидкостей из потока. Жидкости удаляют с получением потока газа, который затем подвергают сжатию и доохлаждению с получением потока высокого давления. Часть потока высокого давления подвергают расширению с получением охлажденного потока низкого давления, который смешивают с исходным сырьевым потоком с обеспечением улучшения охлаждения и конденсации конденсируемых компонентов в исходном сырьевом потоке. Способ характеризуется тем, что после смешивания охлажденного потока низкого давления с исходным сырьевым потоком полученную смесь разделяют на поток жидкости и поток газа. Поток жидкости и поток газа приводят в контакт с исходным сырьевым потоком в теплообменнике газ-жидкость и теплообменнике газ-газ соответственно.

B1**042002****042002****B1**

Область техники

Изобретение относится к удалению конденсируемых компонентов из жидких смесей, демонстрирующих положительный эффект Джоуля-Томсона, и, в частности, настоящее изобретение относится к удалению, например, воды из потоков кислых газов для минимизирования или по существу исключения образования в них воды в жидкой фазе и с минимизированием таким образом коррозии и образования гидратов в потоке газа, подаваемого и вводимого для секвестрации. Также описаны усовершенствования и улучшения извлечения углеводородов.

Уровень техники

Потоки газов, например, образующиеся в результате процессов переработки или сжигания нефти, обычно содержат газ или газы, которые при смешивании с водой образуют кислоту. Такие газы обычно называют "кислыми газами". Наиболее распространенные кислые газы природного происхождения, образующиеся в результате переработки нефти, представляют собой сульфид водорода (H_2S) и диоксид углерода (CO_2). Типичными кислыми газами, получаемыми в результате процессов сжигания/окисления/пиролиза, являются диоксид углерода (CO_2), диоксид серы (SO_2) и оксиды азота (NO , NO_2).

Кислые газы обычно содержат воду. Кислые газы природного происхождения обычно насыщены водой в резервуаре, и газы, образованные при горении, присутствуют совместно с водой, полученной в результате взаимодействия водорода и кислорода в процессе горения. Практически все кислые газы в итоге насыщаются водяным паром в какой-то момент времени в процессе удаления или очистки кислого газа. Снижение температуры или увеличение давления кислого газа, содержащего воду, в определенном диапазоне, например, наблюдаемое в случае пропускания кислого газа через компрессор, приводит к конденсации некоторого количества воды из газовой в жидкую фазу. При некоторой температуре, все еще выше температуры замерзания воды, из воды и кислого газа может начаться образование "подобных твердым" структур, называемых газовыми гидратами. Температура, при которой может начаться образование гидратов, называется температурой гидратообразования (HFT), которая варьируется с давлением, составом и содержанием воды в смеси. Гидраты представляют собой физическое объединение воды и малых молекул, в результате чего образуется соединение, внешне похожее на лед, но имеющее свойства и структуру, отличные от таковых для льда. Гидраты также известны как газовые клатраты. Гидраты представляют собой проблему, поскольку они могут приводить к снижению теплопередачи, значительным перепадам давления, засорению и прерываниям процесса производства, а также являются фактором опасности.

Образование водной фазы в любой газовой системе является нежелательным, поскольку способствует коррозии, может приводить к образованию газовых гидратов и может вызывать механические и эксплуатационные неисправности. Водная фаза является особенно нежелательной в системе кислого газа, поскольку образующаяся водная фаза является кислой, что приводит к значительному возрастанию скорости коррозии и, как правило, приводит к получению значений HFT выше, чем для некислых газов.

В табл. А приведены уровни коррозии, наблюдаемой для мягкой стали, при различных концентрациях компонентов кислых газов в воде.

Таблица А

Коррозия мягкой стали под действием
диоксида углерода и других газов в воде*

O_2 конц. Ррп	H_2S конц. Ррп	Коррозия мил/год CO_2 конц, 200ppm	Коррозия мил/год CO_2 конц, 600ppm
8,8	0	28	60
4,3	0	18	44
1,6	0	12	34
0,4	0	17	27
0,5	35	6	6
0,5	150	15	16
0,5	400	17	21

* Температура 80°F (26,67°C), время воздействия 72 ч.

Источник: данные из Watkins and Kincheloe (1958) и Watkins and Wright (1953).

Хотя описание сфокусировано на кислом газе, специалистам в данной области техники понятно, что методология и концепция подходят для выделения конденсируемых компонентов из любого потока жидкости, демонстрирующего положительный коэффициент Джоуля-Томсона.

Описание изобретения

Одна из задач одного из вариантов реализации настоящего изобретения заключается в создании способа удаления конденсируемых компонентов из жидкости, содержащей конденсируемые компоненты, включающего оптимизацию температуры исходного сырьевого потока, содержащего конденсируемые компоненты, при помощи теплообмена и охлаждения с обеспечением конденсации жидкостей из

потока и удаление указанных жидкостей с получением потока газа; сжатие и доохлаждение указанного потока газа с получением потока высокого давления; расширение по меньшей мере части потока высокого давления с получением охлажденного потока низкого давления; смешивание указанного охлажденного потока низкого давления с указанным исходным сырьевым потоком с обеспечением улучшения охлаждения и конденсации конденсируемых компонентов в указанном исходном сырьевом потоке с получением смеси; разделение указанной смеси на поток жидкости и поток газа и приведение указанного потока жидкости и указанного потока газа в контакт с исходным сырьевым потоком с обеспечением теплообмена за счет теплообмена газ-жидкость последовательно с теплообменом газ-газ.

Как показано на фиг. 1 и 2, содержание воды в кислом газе пропорционально температуре и примерно до 400 фунт/дюйм² (абс.) (27,58 бар) для H₂S и 900 фунт/дюйм² (абс.) (62,05 бар) для CO₂ обратно пропорционально давлению. В указанных пределах более высокие значения давления и более низкие значения температуры способствуют получению более низких значений содержания воды в кислых газах.

Осушка представляет собой процесс удаления воды с минимизированием или предотвращением таким образом образования гидрата и свободной воды. В кислом газе с относительно высокой концентрацией H₂S достаточное количество воды обычно удаляется при проведении охлаждения между стадиями обычного многостадийного сжатия с получением плотной фазы (давление несколько выше критического давления жидкости, также известное как сверхкритическое), следовательно, не требуется проведение отдельного процесса осушки. При увеличении содержания CO₂ в кислом газе удаление достаточного количества воды при проведении только стадии сжатия затрудняется, и, как правило, требуется проведение отдельного процесса осушки.

Обычные способы осушки газов представляют собой адсорбцию твердым поглотителем влаги, абсорбцию жидким поглотителем влаги, охлаждение, мембранное разделение и отдувку сухим газом. Наиболее распространенными способами являются адсорбция твердым осушителем и абсорбция жидким осушителем.

Осушку гликолем, способ абсорбции жидким поглотителем влаги, как правило, считают предпочтительной с эксплуатационной и экономической точек зрения в большинстве областей применения. Указанные способы осушки с применением жидкого поглотителя влаги обладают несколькими недостатками:

- потери гликоля при высоком давлении CO₂ могут быть значительными;
- избыток кислорода, обычно встречаемый в кислых газах, образующихся при горении, значительно увеличивает коррозию и ускоряет разложение гликоля при более высоких температурах регенерации, что требует включения непрерывного процесса восстановления гликоля;
- требуется проведение мониторинга и обработки гликоля для поддержания pH в требуемом диапазоне;
- оборудование для осушки обычно производят из дорогостоящих коррозионностойких металлов, таких как нержавеющая сталь, для обеспечения возможности работы с образующимися кислыми жидкостями;

гликоль обычно нагревают до температуры до 400°F (204,4°C) для регенерации, в результате чего вода испаряется, и абсорбированные кислые газы и другие загрязняющие примеси, также абсорбированные гликолем, такие как летучие органические соединения (ЛОС), как правило, бензол, толуол, этилбензол и ксилол (БТЭК), и любые отдувочные газы, выбрасываются в атмосферу. Контролирование указанных неорганизованных выбросов загрязняющих примесей обычно требует использования дорогостоящего оборудования для улавливания паров и является фактором возможного дальнейшего загрязнения кислородом;

потребности в энергоресурсах в указанных процессах являются высокими и включают топливо, используемое для регенерации гликоля, и энергию, необходимую для перекачки гликоля и работы оборудования для улавливания паров;

образуются значительные общие выбросы в пересчете на диоксид углерода, являющиеся результатом производства оборудования для осушки, и CO₂, образующийся из энергоресурсов, требует применения такой системы и подготовки гликоля, используемого в процессе осушки.

В осушке путем охлаждения используют снижение способности газов удерживать воду при снижении их температуры. Снижения температуры можно достичь косвенно при помощи теплообмена в результате процесса внешнего "охлаждения" или другого способа снижения температуры или непосредственно за счет расширения самого газа. Непосредственное расширение газа представляет собой изотропное расширение, например, в турбодетандере, или изоэнтальпийное расширение, например, с применением клапана Джоуля-Томсона (JT), используемого в обычных дроссельных установках, или при помощи процесса охлаждения и сжатия газа. Установка специализированных блоков непрямого охлаждения только с целью проведения осушки обычно является экономически нецелесообразной.

В способах осушки при помощи как непосредственного изотропного, так и изотропного охлаждения, используют расширительное устройство, низкотемпературный сепаратор и по меньшей мере один теплообменник для выделения максимально возможного количества энергии из процесса. В са-

мом простом варианте весь газ расширяется, изоэнтальпийно или изоэнтропийно, от более высоких значений давления до более низких значений давления с обеспечением температуры жидкости, достаточно низкой для конденсации воды. Конденсированную воду удаляют из процесса в низкотемпературном сепараторе и остаточный по существу сухой газ с низкой температурой используют для предварительного охлаждения поступающей жидкости, что позволяет улучшить термический КПД процесса. При применении при переработке поступающей нефти и газа указанную установку обычно называют "дрессельной установкой" или "блоком контролирования точки росы (DPCU)".

В случае изоэнтропийного расширения расширение осуществляют при помощи расширителя, и энергию, получаемую при помощи расширителя, обычно используют для частичного повторного сжатия отходящего сухого газа.

Выбор в пользу применения изоэнтропийного или изоэнтальпийного расширения зависит от количества воды, которое требует удаления, и, следовательно, от требуемой величины снижения температуры. Изоэнтропийное расширение позволяет достигать более низких температур. С точки зрения капитальных затрат изоэнтропийный процесс является значительно более дорогостоящим, но возможность выделять энергию компенсирует этот недостаток. С точки зрения эксплуатации и технического обслуживания изоэнтальпийный процесс обладает преимуществом, поскольку является механически и эксплуатационно простым и подходит для большинства областей применения. Нивелирующим недостатком изоэнтальпийного процесса является необходимость дополнительного расхода энергии из-за повышенных требований к процессу сжатия.

Общий недостаток любого из процессов осушки при помощи охлаждения заключается в том, что в большинстве областей применения для достижения требуемого уровня осушки требуется обеспечение охлаждения потока газа до температуры, близкой или меньшей, чем температура гидратообразования (HFT). Для обеспечения надежной работы для снижения HFT обычно применяют непрерывное добавление термодинамического ингибитора гидратообразования, такого как гликоль или метанол. При необходимости можно выделять гликоль и метанол, но при этом требуется проведение отдельного процесса регенерации, а он включает все проблемы, описанные ранее для осушки жидким осушителем. Обычно применяют метанол без его выделения, поскольку метанол является относительно безвредным и оказывает меньшее влияние на последующие процессы по сравнению с гликолем, хотя данный вариант обычно приводит к более высоким эксплуатационным расходам. Интересно, что метанол не только подходит для применения в качестве ингибитора гидратообразования, но также дополнительно снижает содержание воды по сравнению с простым снижением температуры. Таким образом, обеспечивается улучшение осушки.

Очевидно, что существует потребность в процессе осушки потоков кислых газов, который является эффективным и экономически выгодным, а также лишен проблем, связанных с обычными процессами осушки.

Краткое описание чертежей

Отличительные признаки настоящего изобретения более очевидны благодаря нижеследующему подробному описанию со ссылками на прилагаемые чертежи, на которых изображены:

на фиг. 1 - графическое изображение содержания воды при насыщении для различных жидкостей, кислых газов и метана (CH_4) при 100°F ($37,78^\circ\text{C}$) в диапазоне давлений;

на фиг. 2 - графическое изображение содержания воды при насыщении для смесей со значительным содержанием CO_2 и метана (CH_4) при 100°F ($37,78^\circ\text{C}$) в диапазоне давлений;

на фиг. 3 - графическое изображение потерь гликоля в способах с высоким давлением CO_2 , известных из уровня техники;

на фиг. 4А - схематическое изображение изоэнтальпийного процесса осушки в соответствии с одним из вариантов реализации настоящего изобретения для насыщенного водой потока жидкости, содержащего 100% CO_2 ;

на фиг. 4В - схематическое изображение изоэнтальпийного процесса осушки в соответствии с фиг. 4А для потока жидкости, содержащего 80% CO_2 и 20% H_2S ;

на фиг. 5А и 5В - схематически представлены изоэнтальпийные процессы осушки в соответствии с фиг. 4А и 4В, содержащие теплообменник для нагревания частично расширенного отводимого потока для предотвращения гидратообразования в основном входящем потоке процесса перед дальнейшим расширением отводимого потока для достижения требуемого снижения температуры;

на фиг. 6А и 6В - схематическое изображение изоэнтальпийных процессов осушки в соответствии с фиг. 4А и 4В, содержащих низкотемпературный сепаратор для удаления воды из потока жидкости перед повторным введением в него отводимого потока и непрерывным введением ингибитора гидратообразования;

на фиг. 7 - схематическое изображение многостадийного изоэнтальпийного процесса в соответствии с одним из вариантов реализации настоящего изобретения;

на фиг. 8 - схематическое изображение многостадийного изоэнтропийного процесса в соответствии с одним из вариантов реализации настоящего изобретения, в котором один из клапанов Джоуля-Томсона заменен на изоэнтропийный жидкостной расширитель;

на фиг. 9 - графическое изображение другого варианта реализации настоящего изобретения;
на фиг. 10 - схематическое изображение другого варианта технологии, входящей в объем настоящего изобретения.

Приведенные примеры подразумевают функционирование в стационарном режиме. Другие аспекты направлены на модифицирование ввода в эксплуатацию, устранения неполадок при эксплуатации и завершение работы для коммерческих операций. Один простой пример заключается в том, что в первые минуты после запуска и в периоды устранения внешних неполадок температуры и скорости отводимых потоков могут не соответствовать значениям для стационарного рабочего состояния, предусмотренным технологической схемой процесса. Без внесения в технологическую схему изменений, нивелирующих указанный аспект, возникает вероятность образования гидратов. Таким образом, варианты реализации настоящего изобретения предусматривают возможность добавления термодинамического ингибитора гидратообразования, такого как метанол, для временной защиты от гидратообразования при нестационарном режиме функционирования.

Аналогичные цифровые обозначения, используемые на чертежах, обозначают аналогичные элементы.

Лучший вариант реализации настоящего изобретения

В вариантах реализации настоящего изобретения используют преимущество термодинамического свойства типичных кислых газов, которое позволяет использовать их в качестве "охладителя". Такие газы демонстрируют относительно большое снижение температуры при заданном снижении давления в пределах рабочей области процесса. Большое снижение температуры используют для охлаждения отводимого потока сырья, который затем повторно применяют для охлаждения потока сырья. Таким образом, в данном способе при помощи повторного применения осуществляют "автоохлаждение". Эффекта Джоуля-Томсона достигают путем изохнтальпийного расширения газа при помощи дроссельного устройства, как правило, регулирующего клапана. При изохнтальпийном расширении отсутствуют потери на внешнюю работу газа. Скорость изменения температуры по отношению к давлению жидкости представляет собой коэффициент Джоуля-Томсона (Кельвина). Например, коэффициент Джоуля-Томсона (JT) для диоксида углерода при 50°C и 60 атм (60,79 бар) примерно в 5,6 раза больше, чем для азота при тех же условиях. Следовательно, снижение температуры для CO₂ примерно в 5,6 раза больше, чем для азота при таком же снижении давления в аналогичных условиях. Значения коэффициента JT также доступны для H₂S, SO₂ и других кислых газов, а также для углеводородов и инертных газов, таких как азот и кислород, которые могут наблюдаться.

Кислые газы, подвергаемые обработке в коммерческих целях, таких как повышение нефтеотдачи (EOR) или улавливание и хранение диоксида углерода (CCS), для транспортировки и/или секвестрации обычно подвергают сжатию до сверхкритических значений давления с получением так называемой "плотной фазы". Для получения плотной фазы сжатие обычно проводят более чем в одну стадию путем сжатия в центробежном компрессоре, сжатия в поршневом компрессоре или ударного сжатия в зависимости от исходного давления. Разница в давлении между стадиями обеспечивает возможность выгодного использования свойств пара, связанных с коэффициентом JT.

Процесс сжатия проводят в двух отдельных областях относительно критической точки сжимаемой жидкости. На стадиях сжатия в первой области жидкость находится в субкритическом состоянии, а на стадиях сжатия во второй области давление жидкости превышает критическое давление, и указанные стадии могут быть проведены при помощи оборудования для сжатия и насосного оборудования. Входящий поток поступает в первую область сжатия, обеспечивающую субкритические параметры, и полагают, что поток насыщен водой. Часть воды естественным образом удаляют в процессе сжатия при проведении различных стадий в первой области.

В вариантах реализации настоящего изобретения отводимый поток жидкости после этапа доохлаждения на одной из стадий сжатия, как правило, при давлении около критического или выше, расширяется до давления всасывания для этой же стадии, или предыдущей стадии, если требуется дополнительное снижение температуры. Полученную пониженную температуру расширенного отводимого потока используют для охлаждения основного поступающего потока жидкости, сперва путем теплообмена, при необходимости, и затем путем непосредственного смешивания отводимого потока с основным потоком жидкости. Полученное снижение температуры смешанного потока приводит к конденсации дополнительного количества воды из газа. Требуемое охлаждение зависит от минимального содержания воды, требуемого для того, чтобы состав потока удовлетворял техническим условиям процесса, таким как температура точки росы по влаге и/или температура гидратообразования.

Далее приведены примеры, иллюстрирующие варианты реализации настоящего изобретения, в частности:

- пример 1 - базовый вариант реализации;
- пример 2 - с применением низкотемпературного сепаратора (LTS);
- пример 3 - с применением теплообменника (HEX);
- пример 4 - многостадийный изохнтальпийный вариант реализации и
- пример 5 - многостадийный изохнтропийный и изохнтальпийный вариант реализации.

В примерах 1-3 показано применение потоков различных составов, в частности, потока, содержащего 100% CO_2 , и потока, содержащего 80% CO_2 и 20% H_2S . Тем не менее, следует отметить, что варианты реализации настоящего изобретения подходят для потоков, содержащих различные количества H_2S и содержащих SO_2 , NO_x и любые другие газообразные смеси с относительно большими коэффициентами JT.

В примерах 4 и 5 представлены низкотемпературные характеристики вариантов реализации настоящего изобретения, а также различия между изоэнтальпийным и изэнтропийным процессами.

Пример 1. Базовый.

В варианте реализации настоящего изобретения, представленном на фиг. 4A и 4B, сырьевой поток 10 кислого газа, насыщенный водой, подают на стадию 12 разрежения, на которой его подвергают сжатию 14 до давления всасывания следующей стадии 16. Горячий сжатый пар 14 охлаждают 18 при помощи доохладителя 20, в результате чего происходит конденсация части воды и других конденсируемых компонентов из сырьевого потока. Конденсированную жидкость, содержащую воду, отделяют 22 в сепараторе 24 далее на конечной стадии сжатия. Насыщенный газ 26 из сепаратора 24 подвергают дополнительно сжатию на стадии 28 и повторно доохлаждают на стадии 30.

Отводимый поток 32 из сжатого и доохлажденного потока жидкости отделяют и изоэнтальпийно расширяют 34 при помощи клапана Джоуля-Томсона (TCV) 36 до нижнего давления всасывания указанной стадии 16 сжатия. Расширение приводит к снижению температуры, величина которого зависит от величины снижения давления и состава потока жидкости. Холодный поток 38 объединяют с доохлажденным потоком 18, образующимся на предыдущей стадии сжатия, с получением объединенного потока 40, имеющего температуру, сниженную достаточно для конденсации требуемого количества воды.

Как показано на фиг. 4A, для сырьевого потока, содержащего 100% CO_2 , температура снизилась до примерно 87°F (30,55°C), и конечное содержание воды снизилось до примерно 73 фунт/миллион стандартных кубических футов (MMscf) (1170 мг/м³), что приводит к получению температуры гидратообразования (HFT) 30°F (-1,11°C).

Как показано на фиг. 4B, для сырьевого потока, содержащего 80% CO_2 и 20% H_2S , требуется снижение температуры только лишь до примерно 93°F (33,89°C) для получения конечного содержания воды примерно 89 фунт/MMscf (1426 мг/м³), что приводит к получению температуры гидратообразования (HFT) 30°F (-1,11°C).

Пример 2. Теплообменник (HEX).

В случаях, когда состав сырьевого потока в комбинации с большим снижением давления приводит к получению температуры потока, которая ниже температуры гидратообразования основного неосушенного сырьевого потока, вариант реализации, представленный на фиг. 4A и 4B, может быть модифицирован путем включения теплообменника (HEX).

На фиг. 5A и 5B базовый вариант реализации модифицирован таким образом, чтобы устранить необходимость непрерывного введения ингибитора гидратообразования, применяемого в обычных процессах охлаждения.

На фиг. 5A и 5B отводимый поток 34 частично расширяют 42 при помощи второго клапана Джоуля-Томсона (JTV) 44. Затем температуру частично расширенного потока повышают в теплообменнике 46 перед дальнейшим расширением потока 48 при помощи клапана Джоуля-Томсона (TCV) 50. Таким образом, температуры частично и полностью расширенных потоков 42, 48 поддерживают на уровне, выше соответствующих температур гидратообразования основного неосушенного сырьевого потока.

В примере 2 температуру гидратообразования устанавливали на уровне 15°F (-9,44°C).

Как показано на фиг. 5A, для сырьевого потока, содержащего 100% CO_2 , требуется снижение температуры до примерно 73°F (22,78°C) для получения конечного содержания воды примерно 51 фунт/MMscf (817 мг/м³), что приводит к получению температуры гидратообразования 15°F (-9,44°C).

Как показано на фиг. 5B, для сырьевого потока, содержащего 80% CO_2 и 20% H_2S , температуру снижали до примерно 79°F (26,11°C) для получения конечного содержания воды примерно 64 фунт/MMscf (1026 мг/м³), что приводит к получению температуры гидратообразования 15°F (-9,44°C).

Пример 3. Низкотемпературный сепаратор (LTS).

На фиг. 6A и 6B в качестве альтернативы варианту реализации, описанному в примере 2, представлен вариант реализации настоящего изобретения с применением дополнительного сепаратора, в котором наблюдается значительное снижение температуры.

Как показано на фиг. 6A и 6B, 46 и JTV 44 из фиг. 5A и 5B заменены на второй низкотемпературный сепаратор (LTS) 52. Отводимый поток 54 расширяют 56 при помощи клапана Джоуля-Томсона (TCV) 44. Первый сепаратор 24 предназначен для удаления максимально возможного количества воды из сырьевого потока перед повторным введением расширенного отводимого потока 48. В расширенный отводимый поток 48 предусмотрено введение ингибитора гидратообразования, если согласно технологической схеме процесса требуется обеспечение температуры расширенного отводимого потока ниже 32°F (0°C). Раннее удаление воды приводит к снижению величины требуемого охлаждения для соответствия техническим условиям и, если позволяют условия, к снижению требуемого количества ингибитора гидратообразования.

В примере 3 температуру гидратообразования устанавливали на уровне 0°F (-17,78°C).

Как показано на фиг. 6А, для сырьевого потока, содержащего 100% CO₂, требуется снижение температуры до 62°F (16,67°C) для получения конечного содержания воды примерно 36 фунт/ММscf (577 мг/м³) для соответствия заданной температуре гидратообразования, равной 0°F (-17,78°C).

Как показано на фиг. 6В, для сырьевого потока, содержащего 80% CO₂ и 20% H₂S, требуется снижение температуры до примерно 67°F (19,44°C) для получения конечного содержания воды примерно 45 фунт/ММscf (721 мг/м³) для получения заданной температуры гидратообразования, равной 0°F (-17,78°C).

Пример 4. Многостадийный изохэнтальпийный.

На фиг. 7 представлен многостадийный вариант реализации настоящего изобретения, применяемый в случае необходимости очень большого снижения температуры. Вариант реализации обеспечивает получение температуры гидратообразования, равной -45°F (-42,78°C).

Как показано на фиг. 7, указанный вариант реализации включает применение теплообменника 46, низкотемпературного сепаратора 52 и непрерывного введения 56 ингибитора гидратообразования. Первый сепаратор 24 расположен между теплообменником 46 и стадией повторного введения потока с пониженной температурой. Раннее удаление воды из сырьевого потока приводит к снижению величины охлаждения и количества ингибитора гидратообразования, требуемых для соответствия техническим условиям.

Для получения более низкой температуры снижение давления, получаемое в результате расширения отводимого потока 58 при помощи клапана Джоуля-Томсона 44, проводят в течение по меньшей мере двух стадий сжатия. Таким образом, частично расширенный отводимый поток 60 нагревают в теплообменнике 46 и полностью расширяют 62 при помощи клапана Джоуля-Томсона 64 для повторного введения совместно с введением ингибитора гидратообразования в сырьевой поток на двух или более стадиях 66, 68 после отделения отводимого потока 58 для охлаждения сырьевого потока 28. Конденсированную воду удаляют из охлажденного сырьевого потока 28 во втором сепараторе 52 перед дальнейшим сжатием охлажденного сырьевого потока 28.

В указанном примере низкая температура, обеспеченная при полном расширении отводимого потока 56 и охлаждении сырьевого потока 28, требует добавления ингибитора гидратообразования; тем не менее, количество ингибитора гидратообразования является минимальным благодаря предварительному удалению значительного количества воды в первом сепараторе 24.

Дополнительным преимуществом обеспечения низкой температуры при охлаждении сырьевого потока в указанном примере является возможность уменьшения количества стадий сжатия с пяти до четырех, что приводит к снижению общей стоимости.

Пример 5. Многостадийный изохэнтропийный.

На фиг. 8 представлен многостадийный вариант реализации настоящего изобретения, в котором для расширения отводимого потока 58 вместо клапана Джоуля-Томсона 44 из фиг. 7 применяют изохэнтропийный жидкостной расширитель 66, такой как обычная радиальная расширительная турбина или турбодетандер (например, производства Mafl-Trench, Санта Мария, Калифорния, США).

В указанном варианте реализации изохэнтропийный жидкостной расширитель позволяет получать более низкую температуру расширенного отводимого потока 60 по сравнению с применением клапана Джоуля-Томсона (изохэнтальпийное расширение) при аналогичном снижении давления. Кроме того, требуется меньший объем фракции отводимого потока по сравнению с примером 4.

Требуемое количество энергии для стадии 3 (66) и стадии 4 (68) в указанном варианте реализации примерно на 2% ниже по сравнению с примером 4. Изохэнтропийный жидкостной расширитель вырабатывает энергию в количестве примерно 1,8% от энергии, требуемой для стадии 3 (66) и стадии 4 (68), которую можно использовать для других целей. Кроме того, требуется минимальное количество ингибитора гидратообразования.

Варианты реализации, описанные в настоящей заявке, имеют существенные преимущества и отличия по сравнению с обычными процессами осушки жидким поглотителем влаги и осушки изохэнтальпийным охлаждением.

По сравнению с процессами осушки жидким поглотителем влаги варианты реализации настоящего изобретения позволяют исключить необходимость использования обычного оборудования для осушки путем замены его на расширительные клапаны (TCV, JTV), которые стоят значительно меньше капитальных затрат на обычное оборудование для осушки.

По сравнению с обычными процессами охлаждения путем изохэнтальпийного расширения, такими как применение "дрессельной установки" или "DPCU", варианты реализации настоящего изобретения позволяют исключить необходимость проведения одной стадии сжатия, использования основного теплообменника газ-газ и добавления ингибитора гидратообразования, что приводит к значительному снижению капитальных затрат.

В "дрессельной установке" или "DPCU" согласно уровню техники требуется обеспечение избыточного сжатия и расширения всего потока газа до заданного давления. Как правило, это приводит к возрастанию первоначальных потребностей в энергии для сжатия для системы на 20-25%. В зависимости от

состава газа и эксплуатационных условий более высокое давление на выходе из компрессора может привести к необходимости проведения дополнительной полной стадии сжатия.

В зависимости от состава кислого газа и требуемых эксплуатационных условий охлаждающий отводимый поток обычно составляет от 10 до 30% объединенного потока, проходящего через единичную стадию. Увеличение пропускной способности на одной стадии сжатия теоретически увеличивает общую потребность в энергии для сжатия на 2-6% (т.е. 1/5 от 10-30% для 5 стадий сжатия). Тем не менее, указанное увеличение обычно сопоставимо с увеличением за счет перепада давления при использовании обычного оборудования для осушки. Кроме того, наблюдается повышение эффективности и, следовательно, соответствующее снижение энергии сжатия, что приводит к снижению рабочей температуры компрессора. В некоторых случаях потребность в энергии сжатия оказывается меньше, чем в случае использования обычного оборудования для осушки.

Более низкие температуры всасывания, обеспечиваемые в вариантах реализации настоящего изобретения, обладают дополнительным преимуществом по сравнению с обычным осушителем и дроссельной установкой. Пониженная температура на одной стадии обеспечивает возможность восстановления равновесия между степенями сжатия на каждой стадии, при этом более высокая степень сжатия соответствует меньшему давлению сжатия, что приводит к снижению степени сжатия на остальных стадиях до тех пор, пока температуры на выходе для каждой стадии не станут примерно равными новому более низкому значению. Снижение температуры на выходе в некоторой степени снижает потребности в дополнительной энергии, обусловленные наличием дополнительного объема отводимого потока на одной или более стадиях сжатия.

Снижение температуры также продлевает срок службы клапана, увеличивает время работы и снижает эксплуатационные расходы. Восстановление равновесия в некоторый момент времени при определенных пониженных температурах может быть достаточным для исключения стадии полной стадии сжатия и обеспечения таким образом значительного снижения капитальных затрат.

Полагают, что общие выбросы в пересчете на диоксид углерода в вариантах реализации настоящего изобретения значительно ниже по сравнению с обычными способами. Требования к оборудованию значительно снижены, что также уменьшает требования к способу получения, при этом не требуется подготовка гликоля и применение дополнительного оборудования, в котором образуется CO_2 , что более чем компенсирует незначительное увеличение энергии (обычно примерно на 2%), требуемой для сжатия объема отводимого потока. Кроме того, сниженные потребности в химических реагентах в вариантах реализации настоящего изобретения значительно снижают риски для экологии.

Кислые газы, включая CO_2 , H_2S , SO_2 и NO , представляют собой жидкости, хорошо подходящие для применения в вариантах реализации настоящего изобретения. Тем не менее, полагают, что жидкости не ограничиваются примерами, представленными в настоящей заявке. Кроме того, полагают, что термодинамические принципы, применяемые в вариантах реализации настоящего изобретения, справедливы для всех жидких смесей, демонстрирующих положительный коэффициент Джоуля-Томсона (JT) в заданном диапазоне рабочих условий процесса; другими словами, жидкие смеси охлаждаются при расширении. Обобщая, жидкость с большим значением коэффициента JT охлаждается сильнее, чем жидкость с меньшим значением коэффициента JT, и, следовательно, требуется меньшее количество такой жидкости для обеспечения отводимого потока. Возможность применения отводимого потока меньшего объема является предпочтительной с экономической точки зрения.

Области применения вариантов реализации настоящего изобретения включают улавливание и хранение диоксида углерода (CCS), обработку CO_2 , SO_2 и NO_x , улавливаемых при горении, газификации и промышленных химических процессах для секвестрации, и AGI (закачка кислого газа), при которой H_2S и CO_2 улавливают при обработке нефти и газа для секвестрации. Другая область применения вариантов реализации настоящего изобретения относится к выделению жидких углеводородов из паров газа из раствора с относительно высоким содержанием кислого газа, которые обычно подвергают обработке в процессах повышения нефтеотдачи (EOR). Другая область применения вариантов реализации настоящего изобретения охватывает ситуации, в которых требуется осушка кислого газа в условиях малого доступного пространства или наличия ограничений по массе. Такая ситуация может наблюдаться при эксплуатации прибрежных плавучих систем нефтедобычи или при проведении усовершенствования как наземных, так и прибрежных систем. Конфигурации оборудования согласно настоящему изобретению обеспечивают значительные преимущества с точки зрения пространства и массы по сравнению с другим коммерческим оборудованием для осушки.

Примеры 1-5, представленные в настоящей заявке, основаны на одном наборе условий. В вариантах реализации настоящего изобретения требуется оптимизация для каждой жидкости и набора условий. Оптимизация включает выбор стадии сжатия, наиболее подходящей для начала образования отводимого потока и наиболее подходящей для объединения отводимого потока. Другая оптимизация включает выбор оптимального варианта реализации процесса, например, базового, HEX, LTS, многостадийного, многостадийного изотропного или какой-либо другой комбинации вариантов реализации процесса, описанных выше. Также в любом из вариантов требуется включение оптимального оборудования и системы контроля, а также установление оптимального рабочего режима для данного способа применения.

На фиг. 9 число 80 обозначает стандартные предшествующие операции, и число 81 обозначает общую схему процесса согласно дополнительному варианту реализации.

Что касается общих числовых обозначений из предыдущих вариантов реализации, сепаратор 13 предназначен для разделения сырьевого потока насыщенного газа 10, поступающего в компрессор 12, в котором поток сжимают до давления на выходе, и затем сжатый пар 14 подают в доохладитель 20, что приводит к конденсации некоторой части воды и других конденсируемых компонентов из сырьевого потока. Указанные операции представлены ранее в настоящей заявке в отношении других вариантов реализации.

Вновь схематично представленный поток кислого газа 18, который, как правило, поступает из компрессора, ячейки и т.п., обычно насыщен водой. Например, поток может содержать 100% кислых газов или может иметь другие концентрации кислых газов, где остальное количество до 100%, как правило, составляют углеводороды, и низкие концентрации других инертных газов. Например, для целей пояснения поток может иметь температуру 120°F (48,89°C) при давлении 600 psi (41,37 бар). В указанной схеме представлена пара теплообменников 84 и 86. Что касается теплообменников 84 и 86, теплообменник 84 представляет собой теплообменник газ-жидкость, применяемый для передачи тепла потока 18 холодному потоку жидкости 96. Поток 90 смешивается с охлажденным потоком 89, выходящим через клапан Джоуля-Томсона 44. Указанные два потока смешивают в смесителе 92. Полученную таким образом смесь 93 при температуре примерно 50°F (10°C) вводят в низкотемпературный сепаратор 94. На этой стадии жидкости, которые конденсируются при давлении 600 psi (41,37 бар), образуют холодный поток жидкости 96. Поток 96 находится при температуре, близкой к температуре гидратообразования смеси жидкостей. Дальнейшее снижение давления потока весьма вероятно приведет к образованию гидрата. Поток 96 поступает в теплообменник 84, и проводят теплообмен с потоком 18, в результате чего поток 18 охлаждается, а поток 96 нагревается. Полезно, чтобы поток 96 получал часть тепла потока 18 для снижения вероятности образования гидратов. Также полезно охлаждать поток 18 для снижения требуемого дополнительного охлаждения. После нагревания потока 96 при помощи теплообмена в теплообменнике 84 поток 98 может иметь температуру 120°F (48,89°C). Затем при помощи клапана 100 можно снижать давление потока 98 без образования гидратов с поддержанием требуемого уровня жидкости в низкотемпературном сепараторе 94. После достижения требуемого уровня жидкости клапан 100 открывают и поток 102 вводят в трехфазный сепаратор 104. Поток 102 может состоять из трех фаз; пар, жидкий углеводород и вода. Время пребывания в сепараторе 104 является достаточным для облегчения отделения более тяжелых жидкостей в виде потока 106, обычно воды, пара в виде потока 108 и более легких жидкостей в виде потока 110, обычно углеводородов. Затем жидкие углеводороды 110, отделенные на данной стадии, можно отправлять на станцию подготовки нефти для обработки (не показано), стабилизации и последующей продажи.

Что касается низкотемпературного сепаратора 94, поток 112, выходящий из него, представляет собой холодный поток пара кислого газа (обычно CO₂) и может быть использован в качестве дополнительного источника для предварительного охлаждения основной системы. Потоки 88 и 112 вводят в теплообменник 86, который в данном случае представляет собой теплообменник газ-газ, применяемый для передачи тепла потока 88 холодному потоку пара 112, выходящему из низкотемпературного сепаратора 94. Указанный поток также обеспечивает предварительное охлаждение потока 90, выходящего из теплообменника 86, что приводит к снижению требуемого дополнительного охлаждения. На данной стадии поток 114 имеет температуру примерно 110°F (43,33°C) из примера, приведенного в настоящем описании. Указанная система особенно полезна тем, что позволяет извлекать углеводороды, если это экономически целесообразно.

Затем поток 114 вводят в блок для операций, описанных ранее в настоящем описании в отношении базовой системы в целом.

В случае отсутствия возможности реализации или экономической нецелесообразности выделения жидких углеводородов, разработчику технологической схемы следует применять систему, показанную на фиг. 10, более подробное описание которой представлено далее в настоящем описании. Указанная система также является привлекательной с точки зрения усовершенствования применений, в которых используют существующие конфигурации компрессоров с минимальными изменениями и сохранением преимуществ, обеспечиваемых технологией, представленной в настоящей заявке.

В случае FOR применения с использованием CO₂, подпиточный или дополнительный CO₂ обычно смешивают с полученным паром и повторно вводят в емкость для производства. В зависимости от давления подпиточного потока CO₂ его можно смешивать с потоком 34 или даже замещать указанный поток для улучшения коэффициента Джоуля-Томсона и снижения HFT. Сухой подпиточный CO₂ можно использовать для минимизирования или исключения применения ингибиторов гидратообразования, таких как метанол или гликоль, при запуске системы.

При необходимости, процесс можно применять для конденсации жидкостей, отличных от углеводородов, применяемых в указанном примере.

Если требуется улучшение эффективности разделения жидкого углеводорода и пара, можно проводить дополнительные стадии снижения давления и разделения (дублирование стадий 100, 102 и 104 и

замена стадии 98 на стадию 110).

Кроме того, система может включать применение программного обеспечения термодинамического моделирования для облегчения оптимизации рабочего режима путем предварительного определения точки росы по влаге, температуры гидратообразования и степени извлечения углеводородов.

На фиг. 10 представлен другой вариант реализации настоящего изобретения. Очевидно, что в указанном варианте реализации исключено значительное количество единичных операций по сравнению с вариантом реализации, представленным на фиг. 9. Применение трехфазного сепаратора 104 из фиг. 9 является необязательным в указанном варианте реализации так же, как и применение теплообменника газ-жидкость. Остальные единичные операции являются аналогичными по функциям операциям на фиг. 9, и общая последовательность проведения очевидна специалисту в данной области техники.

Указанный вариант реализации особенно хорошо подходит для существующих конфигураций, для которых возможно усовершенствование, чтобы раскрыть преимущества системы, описанной в настоящей заявке. При включении теплообменника газ-газ доля охлаждающего отводимого потока в объединенном потоке, проходящем через единичную стадию, обычно снижается до 4-10% в зависимости от состава кислого газа и требуемых эксплуатационных условий. Увеличение пропускной способности на одной стадии сжатия теоретически увеличивает общую потребность в энергии при сжатии на 1-2% (т.е. 1/5 от 4-10% для 5 стадий сжатия). Применение LTS требуется только, если материал применяемого металлического входного газосепаратора несовместим с образующимся кислым водным раствором, и замена применяемого газосепаратора является неприемлемой. Капитальные затраты для данного варианта реализации возрастают соответствующим образом.

В варианте реализации, представленном на фиг. 10, поток 34 тяжелой жидкой фазы обычно представляет собой теплый рециркулируемый поток высокого давления, как правило, представляющий собой сверхкритическую (плотную) фазу или жидкость. Его пропускают через клапан Джоуля-Томсона 44, что приводит к снижению давления и, следовательно, температуры потока 34. Холодный рециркулируемый поток низкого давления 89 используют для смешивания с предварительно охлажденным входящим потоком 90 в смесителе 92.

Смесь, ранее представленная на фиг. 9, обозначена числом 93. Жидкая фаза, выходящая из низкотемпературного сепаратора 94 на стадии 96, преимущественно состоит из воды. Указанный поток обычно смешивают на какой-либо другой стадии процесса подготовки воды.

В качестве примера поток 90 может быть охлажден примерно до 60-70°F (15,55-21,11°C) в зависимости от доступной площади поверхности в теплообменнике 86.

Отводимый поток 34 (ранее представленный в настоящем описании при описании других вариантов реализации) может находиться при температуре 120°F (48,89°C) и возможно при давлении 2000 фунт/кв.дюйм избыточного давления (psig) (137,9 бар). Давление указанного потока высокого давления можно снижать при помощи клапана Джоуля-Томсона 44. В указанном варианте реализации давление потока снижают примерно до давления 600 psig (41,37 бар), как для потока 90. В указанном примере в результате пропуска через клапан Джоуля-Томсона поток расширяется и, таким образом, охлаждается до примерно 40°F (4,4°C). Полученный холодный поток 89 смешивают с потоком 90 в смесителе 92. Полученную таким образом смесь 93 при температуре примерно 50°F (10°C) вводят в низкотемпературный сепаратор 94. На данной стадии жидкости, которые конденсируются при давлении 600 psi (41,37 бар), образуют холодный поток жидкости 96. Поток 112, выходящий из сепаратора 94, представляет собой холодный поток пара кислого газа (обычно CO₂) и может быть использован в качестве источника для предварительного охлаждения горячего входящего потока 18. Потоки 18 и 112 вводят в теплообменник 86, который представляет собой теплообменник газ-газ, применяемый для передачи тепла потока 18 холодному потоку пара 112, выходящему из низкотемпературного сепаратора 94. Также при помощи указанного теплообмена проводят предварительное охлаждение потока 90, выходящего из теплообменника 86, что приводит к снижению требуемого дополнительного охлаждения. На данной стадии поток 114 имеет температуру примерно 110°F (43,33°C) из примера, приведенного в настоящем описании.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

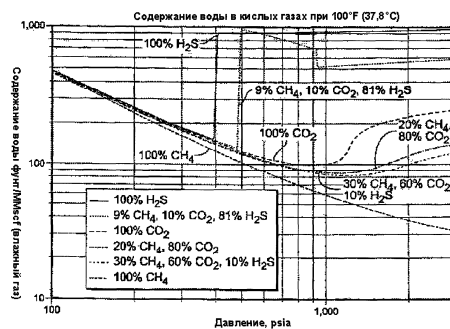
1. Способ удаления конденсирующихся компонентов из сырьевого потока, содержащего конденсируемые компоненты, включающий:

- а) оптимизацию температуры указанного сырьевого потока путем теплообмена и охлаждения с обеспечением конденсации из него жидкостей,
- б) удаление конденсированных жидкостей с получением потока газа,
- с) сжатие и охлаждение указанного потока газа с формированием потока высокого давления,
- д) расширение по меньшей мере части указанного потока высокого давления с образованием охлажденного потока низкого давления,
- е) смешивание указанного охлажденного потока низкого давления с указанным сырьевым потоком для охлаждения и конденсации конденсируемых компонентов в указанном сырьевом потоке с образованием смеси,

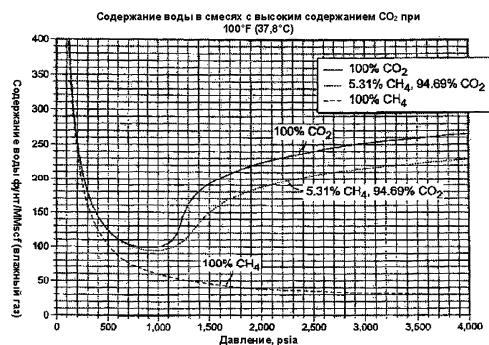
f) разделение указанной смеси на поток жидкости и поток газа,
 г) приведение указанного потока жидкости и указанного потока газа в контакт с упомянутым сырьевым потоком для обеспечения теплообмена на стадии (а) за счет процесса теплообмена газ-жидкость последовательно с процессом теплообмена газ-газ.

2. Способ по п.1, дополнительно включающий стадию обработки указанного сырьевого потока путем единичной операции снижения содержания воды.

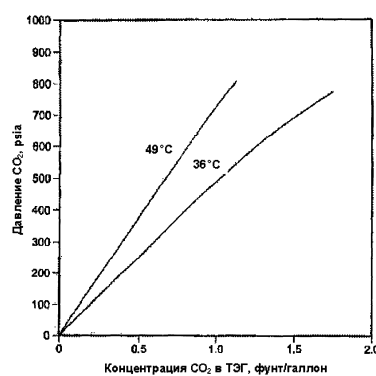
3. Способ по любому из пп.1 и 2, дополнительно включающий извлечение углеводородов, конденсированных из указанных конденсированных жидкостей.



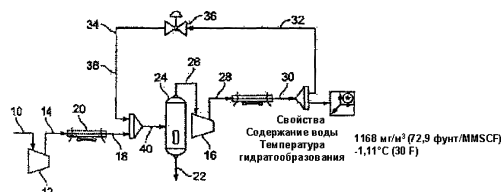
Фиг. 1



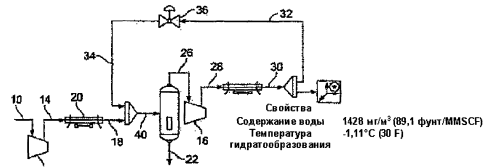
Фиг. 2



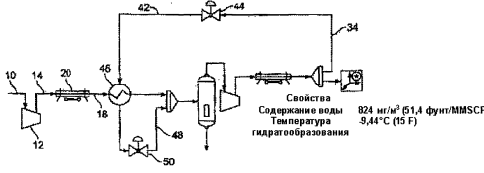
Фиг. 3



Фиг. 4А



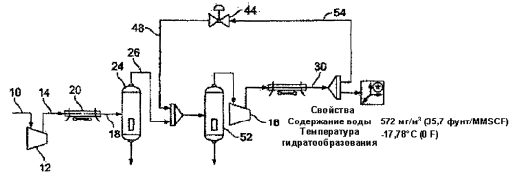
Фиг. 4В



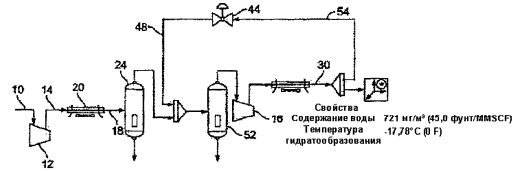
ФИГ. 5А



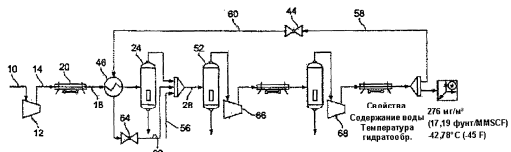
ФИГ. 5В



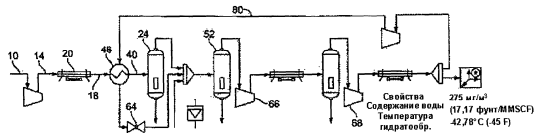
Фиг. 6А



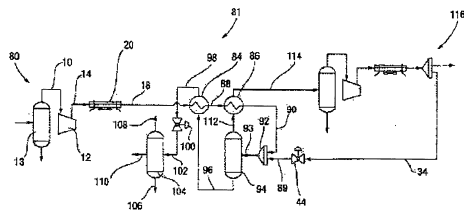
Фиг. 6В



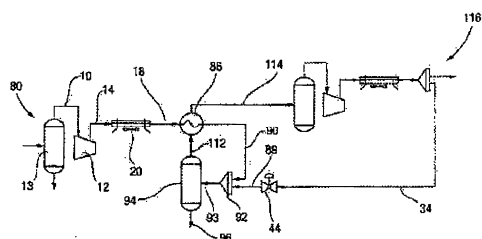
ФИГ. 7



ФИГ. 8



ФИГ. 9



Фиг. 10

