

(19)



**Евразийское  
патентное  
ведомство**

(11) **035832**

(13) **B1**

**(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

**(45)** Дата публикации и выдачи патента  
**2020.08.18**

**(21)** Номер заявки  
**201890535**

**(22)** Дата подачи заявки  
**2016.09.06**

**(51)** Int. Cl. **B01D 53/18** (2006.01)  
**B01D 53/62** (2006.01)  
**B01D 53/78** (2006.01)  
**F23J 15/04** (2006.01)  
**B01D 53/96** (2006.01)

---

**(54) СПОСОБ И УСТАНОВКА ДЛЯ УЛАВЛИВАНИЯ CO<sub>2</sub>**

---

**(31)** 20151155

**(32)** 2015.09.08

**(33)** NO

**(43)** 2018.10.31

**(86)** PCT/EP2016/070974

**(87)** WO 2017/042163 2017.03.16

**(71)(73)** Заявитель и патентовладелец:  
**КАПСОЛЬ-ЭОП АС (NO)**

**(72)** Изобретатель:  
**Хамрин Стеллан (SE)**

**(74)** Представитель:  
**Хмара М.В., Рыбаков В.М., Липатова  
И.И., Новоселова С.В., Дощечкина  
В.В., Пантелеев А.С., Ильмер Е.Г.,  
Осипов К.В. (RU)**

**(56)** US-A1-2007006565  
US-A1-2008072762  
EP-A1-2511001  
FR-A1-2938454  
EP-B1-2200731  
EP-A1-2105188

---

**(57)** Предложены способ и установка для улавливания CO<sub>2</sub> из уходящего газа (1), содержащего CO<sub>2</sub>, при которых уходящий газ подвергают сжатию (10) и последующему охлаждению (13, 15, 22) прежде, чем подать в абсорбер (30), где уходящий газ приводят в контакт с встречным потоком водного раствора (49) абсорбента CO<sub>2</sub>, чтобы получить обедненный в отношении CO<sub>2</sub> уходящий газ (31), который забирают из абсорбера (30), снова нагревают (22,13) за счет поступающего сжатого уходящего газа, после чего подвергают расширению (34) и высвобождают в атмосферу (4), при этом водный раствор абсорбента CO<sub>2</sub> представляет собой водный раствор карбоната калия, причем пар и CO<sub>2</sub>, выпущенные из регенератора (40), охлаждают в контактном охладителе (61) за счет встречного потока (62) охлаждающей воды, чтобы получить газообразный поток (70) охлажденного CO<sub>2</sub> и пара, который забирают для сжатия и осушки CO<sub>2</sub>, при этом поток (64) жидкости, состоящий из охлаждающей воды и конденсированного пара, забирают и подвергают мгновенному испарению (80), чтобы получить охлажденную жидкую фазу (84), которую снова направляют в качестве охлаждающей воды в контактный охладитель (61) для извлечения CO<sub>2</sub> и пара, и газообразную фазу (81), которую сжимают (82) и таким образом нагревают и подают в регенератор (40) в качестве пара десорбции (83).

---

**B1**

**035832**

**035832**

**B1**

### Область техники, к которой относится изобретение

Настоящее изобретение относится к извлечению  $\text{CO}_2$  из, не ограничиваясь этим, такого газа как уходящий газ после сжигания углеродсодержащего топлива или из любого промышленного газа с высокой концентрацией  $\text{CO}_2$ . Настоящее изобретение более конкретно относится к усовершенствованиям процесса улавливания  $\text{CO}_2$  при повышенных давлениях и к усовершенствованиям, снижающим тепловые потери, связанные с улавливанием  $\text{CO}_2$ .

### Уровень техники

Увеличение концентрации  $\text{CO}_2$  в атмосфере и вызванный углекислым газом парниковый эффект являются предметом серьезной озабоченности, что привело к изменениям в направлении развития возобновляемых источников энергии и давлению экологов в направлении прекращения или по меньшей мере сокращения использования ископаемых видов топлива. Однако в силу как низкой стоимости углеродсодержащих видов топлива, так и постоянно растущей потребности в энергии, а в особенности энергии в виде электричества для дальнейшего развития слабо индустриализированных регионов мира, углеродсодержащие виды топлива в предстоящие десятилетия будут оставаться важным источником энергии. Поэтому поступали и поступают предложения по улавливанию  $\text{CO}_2$ , а также накоплению/аккумуляции  $\text{CO}_2$  в целях предотвращения высвобождения  $\text{CO}_2$  в атмосферу и, следовательно, смягчения последствий увеличения концентрации  $\text{CO}_2$ . Было предложено множество проектов улавливания  $\text{CO}_2$ , но лишь немногие из них были доведены от идеи или стадии чертежей до фактических проектов в силу как инвестиционных расходов и затрат на эксплуатацию таких установок, так и недостаточной политической поддержки.

Большинство предложений по установкам для улавливания  $\text{CO}_2$  основано на улавливании  $\text{CO}_2$  из продуктов сгорания из уходящих газов промышленных предприятий, например электростанции, работающей на углеродсодержащих видах топлива. Обычно улавливание  $\text{CO}_2$  из уходящих газов осуществляют путем приведения уходящих газов в непосредственный контакт с поглотителем  $\text{CO}_2$ , чаще всего с водным раствором аминного абсорбента, карбонатного абсорбента и т.п. обычно при давлении, близком к атмосферному давлению или слегка превышающем атмосферное.

Документ WO 2004001301 A2, согласно которому, в частности, компании Sargas AS был выдан патент US 7328581, который в настоящее время переуступлен компании  $\text{CO}_2$  CapSol AS, относится к способу и установке для выработки энергии путем сжигания углеродсодержащего топлива при повышенном давлении, как правило 8-20 бар, и для улавливания  $\text{CO}_2$  при том же давлении посредством водного раствора карбоната калия перед осуществлением расширения и выпуска в окружающую среду уходящего газа, обедненного в отношении  $\text{CO}_2$ . Важным отличительным признаком US 7328581 является то, что  $\text{CO}_2$  улавливают при, по существу, том же давлении, что и давление горения углеродсодержащего топлива. Улавливание  $\text{CO}_2$  при повышенном давлении, как в US 7328581, предусматривает парциальное давление  $\text{CO}_2$ , которое существенно выше, чем если бы улавливание  $\text{CO}_2$  осуществлялось при атмосферном давлении. Это также сокращает общий объем газа. Скорость реакции и равновесие системы сильно зависят от парциального давления  $\text{CO}_2$  в газовой фазе. Более высокое парциальное давление  $\text{CO}_2$  значительно увеличивает скорость улавливания и уменьшает энергию, необходимую для регенерации абсорбента. Кроме того, сокращенный объем газа значительно упрощает проект и конструкцию установок для улавливания  $\text{CO}_2$ , в частности абсорбера  $\text{CO}_2$ .

Существуют два класса абсорбентов  $\text{CO}_2$ . Существуют неорганические абсорбенты, в основном водный раствор карбоната калия, и органические абсорбенты, в основном водные растворы аминов, смесей аминов или аминных кислот. Преимущества неорганических абсорбентов по сравнению с органическими абсорбентами потенциально являются бесспорными при улавливании  $\text{CO}_2$  в очень крупных масштабах. К преимуществам относится стабильность в присутствии кислорода, низкая стоимость, наличие в значительных количествах, которые требуются для крупномасштабного улавливания  $\text{CO}_2$ , и если работать при повышенном давлении, то низкие значения удельной энергии регенерации. В отличие от этого, органические абсорбенты нестабильны в присутствии кислорода, в частности при высоком давлении, когда парциальное давление кислорода выше, образуя токсичные и канцерогенные продукты разложения, которые будут выпускаться в атмосферу вместе с уходящим газом, обедненным в отношении  $\text{CO}_2$ . Такие абсорбенты имеют высокую стоимость и ограниченную доступность, поскольку производство отличается разноплановостью и включает производство аммиака - процесс, при котором образуется  $\text{CO}_2$ . Удельная энергия регенерации высока, в частности если работать при атмосферном давлении. Это важно, поскольку одна из главных перспектив при улавливании  $\text{CO}_2$  - это использование паразитной энергии.

Согласно US 7328581 требуется сжигание топлива при повышенном давлении, о чем говорилось выше, и плотная интеграция топочной камеры, а также электрогенерирующего агрегата и установки для улавливания  $\text{CO}_2$  такой станции. Соответственно US 7328581 наиболее подходит для строительства новых электростанций и обычно не подходит в качестве технического решения для улавливания  $\text{CO}_2$  на существующих станциях.

WO 2013166301 A1 на имя Mecs, Inc. относится к регенеративному извлечению загрязняющих веществ, например диоксида серы из уходящих газов. Ничего не упоминается о давлении газа, подлежащего очистке, или о рекуперации тепловой энергии в поступающем газе. Регенерацию абсорбента для удаления загрязняющих веществ и тепла из реакций для восстановления абсорбента осуществляют посред-

ством различных функциональных средств, чтобы повысить энергоэффективность процесса.

В WO 2007075466 A2 на имя Fluor Technologies Corporation раскрыта совмещенная конструкция "компрессор/десорбер" и способ, при котором регенерированный абсорбент подвергают мгновенному испарению, разделяют на жидкую фазу, которую направляют обратно в абсорбер, и газовую фазу, которую сжимают и вводят в десорбер в качестве пара десорбции.

WO 0048709 на имя Norsk Hydra ASA относится к способу улавливания CO<sub>2</sub> из уходящего газа газотурбинной электростанции, где подвергнутый расширению и охлаждению уходящий газ из газотурбинной электростанции подвергают повторному сжатию до давления 5-30 бар, обычно 7-20 бар, и охлаждают, прежде чем ввести сжатый газ в абсорбер и привести в контакт с аминовым абсорбентом в абсорбере установки улавливания CO<sub>2</sub>. Выходящий из абсорбера уходящий газ, обедненный в отношении CO<sub>2</sub>, предпочтительно снова нагревают, чтобы увеличить энергию, которую предстоит выработать за счет расширения газа, и увеличить общий КПД станции в целом. Такая интеграция жизненно необходима для обеспечения возможности построить станцию, которая достаточно энергоэффективна, т.е. чтобы выходная энергия станции в виде полезной энергии, например электроэнергии, была достаточно высокой по сравнению с общей энергией сгорания топлива в газовой турбине. Соответственно маловероятно, что построение станции согласно данной идее было бы экономически рентабельно.

Цель настоящего изобретения заключается в создании установки улавливания CO<sub>2</sub> из продуктов сгорания, которая будет достаточно энергоэффективна, чтобы быть экономически рентабельной, с возможностью добавления установки улавливания CO<sub>2</sub> к уже существующей станции-источнику CO<sub>2</sub>, например электростанции, работающей на углеродсодержащем топливе, чтобы при этом не требовалась внутренняя переделка указанной станции-источника CO<sub>2</sub>. Одно из ключевых требований для решения указанной задачи - использование в качестве источника энергии только электроэнергии.

#### **Сущность изобретения**

Согласно своему первому аспекту, настоящее изобретение относится к способу улавливания CO<sub>2</sub> из уходящего газа, содержащего CO<sub>2</sub>, при котором уходящий газ подвергают сжатию и последующему охлаждению прежде, чем подать в абсорбер, где уходящий газ приводят в контакт с встречным потоком водного раствора абсорбента CO<sub>2</sub>, подаваемого в абсорбер, чтобы получить обедненный в отношении CO<sub>2</sub> уходящий газ, который забирают из абсорбера, снова нагревают за счет поступающего сжатого уходящего газа, после чего подвергают расширению и высвобождают в атмосферу, причем обогащенный абсорбент, содержащий поглощенный CO<sub>2</sub>, собирают в нижней части абсорбера, извлекают из нижней части и подают в регенератор, в котором абсорбент, обогащенный CO<sub>2</sub>, подвергают десорбции встречным потоком пара, чтобы высвободить CO<sub>2</sub> и получить обедненный абсорбент, при этом пар и CO<sub>2</sub> отбирают из верхней части регенератора, накапливая обедненный абсорбент в нижней части регенератора; выводят обедненный абсорбент из регенератора, разделяя выпускаемый обедненный абсорбент на два потока: первый поток, который нагревают и испаряют в ребойлере и вводят восстановленный абсорбент в регенератор в качестве пара десорбции, и второй поток, который возвращают в абсорбер в качестве обедненного абсорбента. Способ отличается тем, что водный раствор абсорбента CO<sub>2</sub> представляет собой водный раствор карбоната калия, причем пар и CO<sub>2</sub>, выпущенные из регенератора, охлаждают в контактно-охладителе за счет встречного потока охлаждающей воды, чтобы получить газообразный поток охлажденного CO<sub>2</sub> и пара, который забирают для сжатия и осушки CO<sub>2</sub>, при этом поток жидкости, состоящий из охлаждающей воды и конденсированного пара, забирают и подвергают мгновенному испарению, чтобы получить охлажденную жидкую фазу, которую снова направляют в качестве охлаждающей воды в контактный охладитель для извлечения CO<sub>2</sub> и пара, и газообразную фазу, которую сжимают и таким образом нагревают и подают в регенератор в качестве пара десорбции. Охлаждение пара и CO<sub>2</sub>, выведенных из верхней части регенератора, путем прямого контакта с хладагентом, забор охлаждающей воды и конденсированного пара, мгновенное испарение, чтобы разделить смесь на газообразную фазу, которую сжимают и подают в регенератор в качестве пара десорбции, и обратное использование жидкой фазы - все это является очень эффективным при повторном использовании тепловой энергии в десорбере. Увеличенное повторное использование тепловой энергии обеспечивает рациональное использование энергии. Водные растворы карбонатов в качестве абсорбентов CO<sub>2</sub> энергетически менее эффективны и требуют пара с более высокой температурой для регенерации абсорбента, чем водные растворы абсорбентов CO<sub>2</sub> на основе аминов. Известно, что амины или побочные продукты, возникающие при разложении аминов, являются потенциальными канцерогенами, потенциально ядовиты и создают большие количества отходов. Упомянутая характеристика рационального использования энергии, наряду с улавливанием CO<sub>2</sub> при повышенном давлении делает возможным применение карбонатов, которые для задачи улавливания CO<sub>2</sub> являются более благоприятными для экологии, чем амины.

Согласно варианту осуществления изобретения второй поток обедненного абсорбента подвергают мгновенному испарению, чтобы получить пар, который сжимают и подают в регенератор в качестве пара десорбции. Мгновенное испарение обедненного абсорбента перед его подачей в абсорбер, сжатие полученного пара и подача сжатого пара в регенератор в качестве пара десорбции дополнительно увеличивает энергоэффективность улавливания CO<sub>2</sub>.

Согласно одному варианту осуществления изобретения первый поток обедненного абсорбента, по-

даваемый в ребойлер, нагревают и испаряют за счет пара, полученного в паровом цикле за счет поступающего горячего сжатого уходящего газа. Поступающий сжатый уходящий газ является слишком горячим, чтобы его подавать в абсорбер, и его необходимо охладить. Основная часть такого охлаждения осуществляется посредством теплообмена с уходящим газом, обедненным в отношении  $\text{CO}_2$ . Для эффективного теплообмена поток поступающего горячего газа должен по величине быть практически равен величине потока более холодного уходящего газа. Однако, поскольку из газа был извлечен  $\text{CO}_2$ , величина потока уходящего газа оказывается меньше величины потока поступающего теплого газа. Введение теплообменника для нагревания пара для ребойлера регенератора восстанавливает баланс между теплообменниками для охлаждения поступающего уходящего газа.

Согласно варианту осуществления изобретения поступающий уходящий газ сжимают от абсолютного давления 0,7-1,4 бар, например от давления 1-1,1 бар, до абсолютного давления 8-20 бар.

Согласно своему второму аспекту настоящее изобретение относится к установке для улавливания  $\text{CO}_2$  из содержащего  $\text{CO}_2$  уходящего газа, которая содержит трубопровод (трубопроводы) забора уходящего газа, один или более компрессоров уходящего газа для сжатия уходящего газа, трубопровод сжатого уходящего газа для подачи сжатого газа в один или более теплообменник (теплообменников) для охлаждения сжатого уходящего газа за счет уходящего газа, обедненного в отношении  $\text{CO}_2$ , трубопровод охлажденного уходящего газа, соединенный с абсорбером для поглощения  $\text{CO}_2$  встречным потоком жидкого абсорбента, трубопровод обедненного уходящего газа для подачи обедненного уходящего газа в теплообменник (теплообменники) для теплообмена с горячим сжатым уходящим газом, трубопровод нагретого обедненного уходящего газа для передачи указанного нагретого обедненного уходящего газа от теплообменника (теплообменников) к турбине для расширения обедненного уходящего газа, трубопровод обедненного абсорбента для подачи обедненного абсорбента в абсорбер, трубопровод обогащенного абсорбента для забора абсорбента, обогащенного в отношении  $\text{CO}_2$ , из абсорбера, причем трубопровод обогащенного абсорбента соединен с регенератором для подачи обогащенного абсорбента в регенератор, ребойлер для получения пара десорбции и трубопровод подачи пара для ввода полученного пара десорбции в регенератор, трубопровод забора обедненного абсорбента, соединенный с трубопроводом обедненного абсорбента для забора обедненного абсорбента для повторной его подачи в абсорбер, верхний трубопровод забора, соединенный с регенератором для забора пара и  $\text{CO}_2$ , высвобожденного из абсорбента в регенераторе; причем верхний трубопровод забора соединен с рекуператорным охладителем, в котором  $\text{CO}_2$  и пар охлаждаются за счет прямого контакта с охлаждающей водой, при этом установка также содержит трубопровод забора  $\text{CO}_2$  для вывода из рекуператорного охладителя газообразной фазы, и трубопровод забора воды для вывода охлаждающей воды и конденсированного пара из рекуператорного охладителя, один или более испарительных баков, соединенных с трубопроводом забора воды, для мгновенного испарения выводимой воды с целью разделения газообразной фазы и жидкой фазы, трубопровод возврата охлаждающей воды для повторной передачи жидкой фазы в рекуператорный охладитель, а также компрессор для сжатия газообразной фазы и трубопровод сжатого пара для подачи пара в регенератор в качестве дополнительного пара десорбции.

Согласно варианту осуществления изобретения, предусмотрен испарительный бак для мгновенного испарения обедненного абсорбента, забираемого по трубопроводу, для получения паровой фазы и жидкой фазы, причем для сжатия паровой фазы предусмотрен компрессор, и также предусмотрен трубопровод, чтобы подавать сжатый пар в регенератор в качестве дополнительного пара десорбции, при этом предусмотрен трубопровод обедненного абсорбента для подачи жидкой фазы в абсорбер в качестве обедненного абсорбента.

Согласно варианту осуществления изобретения предусмотрен теплообменник ребойлера для получения пара путем охлаждения уходящего газа, поступающего из соединительного трубопровода, при этом предусмотрен трубопровод возврата пара в ребойлер для подачи полученного пара в ребойлер для нагревания в ребойлере и превращения в пар обедненного абсорбента.

#### **Краткое описание чертежей**

Фиг. 1 представляет общую схему усовершенствованной установки улавливания  $\text{CO}_2$ , соответствующей настоящему изобретению.

Фиг. 2 представляет фрагмент схемы конкретного варианта осуществления настоящего изобретения.

#### **Подробное раскрытие изобретения**

Фиг. 1 иллюстрирует основной принцип соответствующей настоящему изобретению установки улавливания  $\text{CO}_2$ , в которой уходящий газ из непоказанного источника, такого как электростанция, работающая на угле или газе, или любая промышленная установка, выделяющая  $\text{CO}_2$ , вводится во впускную линию 1 уходящего газа и в связующий узел 2 электростанции. Свяжующий узел 2 не является частью настоящего изобретения, и поэтому подробно рассматриваться не будет. Однако связующий узел будет включать в себя различные средства, которые направляют уходящий газ в установку улавливания  $\text{CO}_2$ , что будет дополнительно рассмотрено ниже, или выпускают уходящий газ через выпускную трубу 3 и через дымовую трубу 4, если необходимо. Наиболее важная задача связующего узла - это дать возможность электростанции или другому источнику  $\text{CO}_2$  работать независимо от установки улавливания  $\text{CO}_2$ , например в случае неисправности установки улавливания  $\text{CO}_2$ , что приводит к слишком большому про-

тиводавлению уходящего газа, или если установка улавливания  $\text{CO}_2$  была по какой-то причине вынужденно остановлена. Изменение противодавления в выпускной магистрали электростанции или иной промышленной установки может быть пагубным для электростанции или промышленной установки, и его необходимо избегать. Связующий узел содержит средства, препятствующие возмущениям в работе электростанции или иного источника  $\text{CO}_2$ , которые могут принести вред электростанции или иному источнику  $\text{CO}_2$ , или негативно сказаться на работе последних. Такие средства могут включать в себя активные или пассивные устройства, такие как клапаны, вентиляторы, откидные направляющие створки и т.п., которые могут направлять поток уходящего газа в установку улавливания  $\text{CO}_2$  и/или в дымовую трубу в зависимости от пропускной способности установки улавливания  $\text{CO}_2$ , противодавления и т.п. Дополнительно связующий узел 2 может содержать оборудование для удаления или существенного сокращения концентрации компонентов в уходящем газе, которые могут быть вредоносными для установки улавливания  $\text{CO}_2$ , таких как частицы,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_x$  и т.п. - оборудование, хорошо известное специалистам в данной области.

В настоящем описании и в формуле изобретения термин "уходящий газ" используется и охватывает собой любой технологический газ, получающийся в результате сгорания углеродсодержащего топлива, или газ, содержащий  $\text{CO}_2$ , получающийся в результате любого промышленного процесса.

Уходящий газ, подлежащий вводу в установку улавливания  $\text{CO}_2$ , забирают из связующего узла 2 через трубопровод (трубопроводы) 5, 9 забора уходящего газа и, как вариант, через охладитель 6 для охлаждения уходящего газа. Хладагент, воду или иной удобный хладагент вводят через трубопровод 7 подачи хладагента и выводят через трубопровод 8 выпуска хладагента. Тепло, которое переносит данный хладагент, может быть использовано в любом процессе, который требует тепла при рассматриваемой температуре. Необходимость в охладителе 6 зависит от температуры уходящего газа, подлежащего вводу в установку улавливания  $\text{CO}_2$ , т.е. температуры уходящего газа в трубопроводе 5. Температура уходящего газа, поступающего от электростанции, работающей на угле, может составлять приблизительно 70-150°C в зависимости от фактического проекта электростанции. Уходящий газ от других источников может быть теплее или холоднее в зависимости от источника. Давление поступающего уходящего газа обычно близко к атмосферному давлению, как правило немного выше атмосферного, например приблизительно 1,01-1,1 бар, обычно 1,04 бар.

Уходящий газ, находящийся в трубопроводе 9 (который, как вариант, мог быть охлажден), подают в компрессор 10 уходящего газа, приводимый в действие мотором 11, обычно электромотором, а сжатый и тем самым нагретый уходящий газ забирают через линию 12 сжатого уходящего газа. В предпочтительном варианте температура газа, подлежащего подаче в компрессор 10, на входе в компрессор составляет 35°C или ниже, например 25°C или ниже. Специалистам должно быть понятно, что всякий раз, когда в настоящем описании или формуле изобретения упоминается компрессор или расширитель (детандер), указанные термины относятся либо к одиночным компрессорам или расширителям, либо компрессорам или расширителям, соединенным последовательно и/или параллельно, если явным образом не оговорено, что данные термины относятся только к одиночным устройствам.

Поступающий сжатый и нагретый уходящий газ по линии 12 подают в теплообменник 13 уходящего газа, в котором поступающий газ охлаждается уходящим газом, обедненным в отношении  $\text{CO}_2$ , что будет дополнительно рассмотрено ниже. Уходящий газ сжимают до давления более 5 бар абс., предпочтительно более 8 бар абс., например приблизительно 12 бар абс., чтобы создать высокое парциальное давление  $\text{CO}_2$  для его эффективного улавливания, и сокращения объема газа, подлежащего обработке. Давление предпочтительно держать ниже 20 бар абс., поскольку этого достаточно для эффективного использования горячего абсорбента (карбоната калия), при этом считается, что удельная энергия сжатия до давлений выше 20 бар является недопустимо высокой. Сжатие уходящего газа вызывает его нагревание. В зависимости от температуры уходящего газа на входе в компрессор и давления, до которого происходит сжатие газа, температура газа на выходе из компрессора 10, как правило, составляет 250-400°C.

Теплообменник 13 представляет собой газо-газовый теплообменник для охлаждения сжатого и таким образом нагретого уходящего газа, подаваемого по линии 12, с целью нагревания уходящего газа, обедненного в отношении  $\text{CO}_2$ .

Сжатый уходящий газ охлаждают в теплообменнике до температуры, обычно составляющей 150-200°C, забирают через соединительный трубопровод 14 и подают в теплообменник 15 ребойлера для получения пара для ребойлера 42, который будет дополнительно рассмотрен ниже. Как правило, теплообмен уходящего газа осуществляют с водой, циркулирующей между теплообменником 15 и ребойлером при повышенном давлении. Давление циркулирующей воды зависит от давления, при котором должны происходить испарение/конденсация воды. Обычно давление циркулирующей воды составляет приблизительно 2,5 бар абс., что дает точку кипения/точку конденсации приблизительно 128°C. Воду, подлежащую испарению, вводят через водоподающий патрубок 16, а пар или горячую воду с паром забирают через водозаборный патрубок 17, при этом оба патрубка предпочтительно соединены с паровым коллектором 18. Трубопровод 19 возврата воды из ребойлера предусмотрен, чтобы доставлять воду из ребойлера 42 (см. ниже) в теплообменник 15, как вариант, через паровой коллектор 18, при этом трубопровод 20 возврата пара в ребойлер предусмотрен для забора пара из теплообменника 15 или парового коллектора

18 и возврата этого пара в целях получения пара из абсорбента  $\text{CO}_2$  в ребойлере 42.

Уходящий газ, охлажденный в теплообменнике 15, забирают в соединительный трубопровод 21, как правило, при температуре 130-140°C, и подают во второй газо-газовый теплообменник 22, в котором уходящий газ дополнительно охлаждают, как правило, до температуры приблизительно 110-120°C посредством обедненного уходящего газа, что будет разъяснено ниже.

Поступающий охлажденный уходящий газ забирают из теплообменника 22 в трубопровод 23 и вводят в абсорбер 30, причем уходящий газ подают возле дна абсорбера, и приводят в контакт с встречным потоком абсорбента  $\text{CO}_2$ , который подают возле верха абсорбера. Для специалистов в данной области должно быть понятно, что абсорбер 30 в предпочтительном варианте содержит заполнение с целью увеличения поверхности контакта и времени контакта абсорбента с уходящим газом. Абсорбентом  $\text{CO}_2$ , который предпочитают в настоящее время, является водный раствор карбоната, такого как карбонат калия, который является эффективным и нетоксичным поглотителем  $\text{CO}_2$ , особенно при повышенных парциальных давлениях  $\text{CO}_2$ , что достижимо при поддержании давления в абсорбере в диапазоне приблизительно 8-20 бар абс.

Уходящий газ, обедненный в отношении  $\text{CO}_2$ , забирают из верхней части абсорбера через трубопровод 31 для обедненного уходящего газа, как правило, при температуре 90-100°C, например приблизительно 95°C, и подают в вышеупомянутый второй газо-газовый теплообменник 22, где обедненный уходящий газ нагревают поступающим уходящим газом, как было раскрыто выше, до температуры приблизительно 115-125°C. Обедненный в отношении  $\text{CO}_2$  уходящий газ, нагретый в теплообменнике 22, забирают в соединительный трубопровод 32 и подают в теплообменник 13 для дальнейшего нагревания, как правило, до температуры 230-380°C. Обедненный в отношении  $\text{CO}_2$  уходящий газ, нагретый в теплообменнике 13, забирают в трубопровод 33 и подают в расширитель обедненного газа, в котором обедненный уходящий газ расширяется до давления, близкого к атмосферному давлению, что приводит к охлаждению обедненного уходящего газа до температуры, обычно составляющей 70-90°C. Расширенный обедненный уходящий газ забирают через трубопровод 36, подают в связующий узел 2 и выпускают в окружающую среду через дымовую трубу 4. Для специалистов в данной области должно быть понятно, что обедненный, расширенный и охлажденный уходящий газ не обязательно подавать в связующий узел 2; он может быть выпущен в окружающую среду через отдельную дымовую трубу. Однако по практическим соображениям дымовую трубу электростанции часто используют для выпуска обедненного уходящего газа.

Расширитель (турбодетандер) 34 в предпочтительном варианте соединяют с компрессором 10, чтобы снизить нагрузку на мотор 11, для приведения в действие компрессора, например, посредством общего вала 35, как показано на схеме.

Водный раствор абсорбента  $\text{CO}_2$ , содержащий поглощенный  $\text{CO}_2$ , собирают в нижней части абсорбера 30 и выводят через трубопровод 37 для обогащенного абсорбента, предпочтительно через расширитель 38 и/или управляющий клапан 39, чтобы снизить давление в водном растворе абсорбента и облегчить десорбцию или регенерацию абсорбента, когда производится его передача из трубопровода для обогащенного абсорбента через указанный расширитель и/или управляющий клапан в регенератор 40. Обычно абсорбент, подлежащий регенерации, подают в регенератор 40 при давлении 1-3 бар абс., предпочтительно 1,1-2 бар абс., например, приблизительно 1,2 бар абс.

Внутри регенератора 40 абсорбент, содержащий поглощенный  $\text{CO}_2$ , или обогащенный абсорбент нагревают и обедняют посредством встречного потока пара, который подают вблизи дна регенератора, в то время как обогащенный абсорбент подают в верхнюю часть регенератора.

Восстановленный или обедненный абсорбент собирают на дне регенератора 40. Часть обедненного абсорбента забирают со дна регенератора 40 через трубопровод 41 и подают в ребойлер 42, нагревают и, по меньшей мере частично, испаряют посредством пара, подаваемого через питающий трубопровод 20, о чем говорилось выше. Этот нагретый и частично испаренный абсорбент подают в регенератор 40 через трубопровод 43 рециркуляции ребойлера. Для специалистов в данной области должно быть понятно, что ребойлер 43 можно нагревать паром от других источников, или посредством электрической энергии в качестве дополнения или замены пару от теплообменника 15.

Избыток восстановленного абсорбента, т.е. ту часть, которая не циркулирует между ребойлером и регенератором, забирают через трубопровод 44 для обедненного абсорбента и подают в испарительный барабан 45. Пар, высвобожденный в испарительном барабане 45, забирают через трубопровод 46 и подают в компрессор 47; затем сжатый и таким образом нагретый пар через трубопровод 48 вводят в нижнюю часть регенератора 40 в качестве дополнительного газа десорбции. Жидкий обедненный абсорбент, охлажденный за счет испарения, собирают в нижней части испарительного барабана 45, забирают через трубопровод 49, через насос 50 и подают в абсорбер 30 в качестве абсорбента для поглощения  $\text{CO}_2$ . Для специалистов в данной области должно быть понятно, что для снижения энергозатрат могут быть использованы последовательно соединенные испарительные барабаны и соответствующие компрессоры. Давление в испарительных барабанах может быть уменьшено до уровня на 0,1-0,5 бар ниже давления в регенераторе 40, например, как правило, до давления 0,6-1,1 бар абс. Пар, полученный за счет мгновенного испарения в испарительном барабане, сжимают до давления немного более высокого, например на

0,1 бар выше давления внутри регенератора, чтобы облегчить введение пара в регенератор.

Поток  $\text{CO}_2$  и пар выводят из регенератора 40 через верхний заборный трубопровод 60, находящийся в верхней части регенератора 40, как правило, при температуре 90-100°C и подают в рекуператорный охладитель 61, где  $\text{CO}_2$  и пар охлаждаются за счет прямого контакта со встречным потоком охлаждающей воды, которую подают по трубопроводу 62. Вода, которая представляет собой смесь охлаждающей воды, и воды, конденсированной за счет охлаждения из  $\text{CO}_2$  и потока пара, внутри рекуператорного охладителя отделяется от потока газа, обогащенного в отношении  $\text{CO}_2$ . Обогащенный  $\text{CO}_2$  поток газа забирают через трубопровод 70 для  $\text{CO}_2$ , а воду забирают через возвратный трубопровод 64 для охлаждающей воды.

Поток газа, обогащенного в отношении  $\text{CO}_2$ , из трубопровода 70 подают в агрегат 75 сжатия и осушки через трубопровод 70 забора  $\text{CO}_2$  при температуре, обычно составляющей 60-80°C, например, приблизительно 70-75°C, при давлении, близком давлению в регенераторе 40. Агрегат 75 сжатия и осушки содержит один или более компрессоров 71, 71' и один или более охладителей 72, 72' для охлаждения сжатого и таким образом нагретого газа, прежде чем полученный сжатый  $\text{CO}_2$  выведет за пределы установки и/или подвергнут дополнительной обработке для планируемого применения, через трубопровод 73 вывода  $\text{CO}_2$ . Компрессоры 71, 71' в данной схеме показаны в виде двух агрегатов, но специалистам в данной области должно быть понятно, что число компрессоров и соответствующих охладителей это вопрос проекта, производительности индивидуальных компрессоров и требуемого давления  $\text{CO}_2$  в трубопроводе 73 вывода  $\text{CO}_2$ , а также возможного использования избыточного тепла. В случае более чем одного компрессора компрессоры можно приводить в действие посредством одного общего мотора 74, как показано на схеме, или посредством отдельных моторов.

Значительная часть энергии, затрачиваемая на сжатие, может быть также получена обратно в виде горячей воды или пара в охладителях 72, 72', причем это тепло может быть использовано для любого удобного процесса, требующего тепловой энергии, в данной установке улавливания  $\text{CO}_2$ , или для любой иной цели.

Нагретая охлаждающая вода и конденсат, отведенные от рекуператорного охладителя 61, через возвратный трубопровод 64, обычно при температуре на 3-8°C ниже температуры в трубопроводе 60, подают в испарительный барабан 80, где возвращенная охлаждающая вода разделяется на газовую фазу и жидкую фазу за счет снижения давления в испарительном барабане по сравнению с давлением в рекуператорном охладителе 61. Газовую фазу забирают через трубопровод 81, сжимают в компрессоре 82 и через трубопровод 83 подают сжатую газовую фазу в регенератор 40 в качестве пара десорбции.

Жидкую фазу в испарительном барабане 80, обычно воду, охлажденную за счет испарения, выводят через выпускной трубопровод 84, через насос 85 и возвращают по трубопроводу 62 в качестве охлаждающей воды в рекуператорный охладитель 61.

На фиг. 2 более подробно изображен другой вариант осуществления цикла охлаждения для охлаждающей воды рекуператорного охладителя 61, при котором возвратную охлаждающую воду подают в испарительный барабан 80, а газовую фазу забирают и сжимают, как было раскрыто ранее согласно фиг. 1. Однако жидкую фазу забирают через соединительный трубопровод 84' и подают во второй испарительный бак 80' при более низком давлении, чем в испарительном баке 80, чтобы получить больше пара, который забирают через второй трубопровод 81', сжимают в компрессоре 82' и через трубопровод 83' забирают из компрессора 82'. Сжатый газ в трубопроводе 83' смешивают со сжатым газом в трубопроводе 83 и подают в регенератор 40 в качестве пара десорбции.

В зависимости от концентрации поглощающего вещества (веществ) в растворе абсорбента, например карбоната калия, парциальное давление  $\text{H}_2\text{O}$  в потоке, подаваемом в рекуператорный охладитель 61, может быть существенно ниже точки насыщения при рассматриваемой температуре. Соответственно может возникать необходимость добавлять воду в контур для охлаждающей воды для рекуператорного охладителя 61. Воду можно добавлять, например, через трубопровод 86 водяной подпитки, подающий воду в трубопровод 64, или через трубопровод 88 водяной подпитки, подающий воду в трубопровод 62. Если количество воды достаточно велико, чтобы в указанном контуре охлаждающей воды мог создаваться избыток воды, то воду можно отбирать, например, через выпускной трубопровод 87. Все это вместе с возможностью удаления воды из раствора абсорбента за счет дополнительного кипения в ребойлере 42 сохраняет важный общий водяной баланс в системе. Воду для ввода через трубопровод 86 или 88 водяной подпитки можно брать из любого удобного источника требуемого качества и чистоты, такого как вода, конденсированная и удаленная в других частях установки, или вода, специально подготовленная для планируемого применения.

Поглощение  $\text{CO}_2$  представляет собой экзотермический процесс, в то время как десорбция является эндотермическим процессом. Энергия, подводимая к регенератору, необходима для получения пара, используемого в качестве обедняющего газа, чтобы удалять высвобожденный  $\text{CO}_2$  из раствора абсорбента, для обеспечения энергии реакции и для обеспечения некоторого нагрева абсорбента по мере того, как он течет вниз в регенераторе. Соответственно на получение пара расходуется существенная часть энергии, которая требуется для улавливания  $\text{CO}_2$ . Снижение нагрузки ребойлера, который обычно обуславливает большую часть пара, получаемого для регенерации абсорбента, будет снижать энергозатраты на улавли-

вание CO<sub>2</sub>. Испарение обедненного абсорбента, сжатие пара после такого испарения и подача данного пара с качестве пара десорбции в регенератор раскрыто в US 4160810, поскольку важность снижения нагрузки ребойлера представляется важным фактором снижения затрат.

#### Пример

Были выполнены расчеты для установки, которая была рассмотрена выше согласно фиг. 1, и для варианта осуществления испарения или охлаждающей воды для рекуператорного охладителя 61, какой был рассмотрен выше согласно фиг. 2.

При выполнении расчетов за основу был взят поступающий уходящий газ от электростанции, работающей на угле, при выработке/преобразовании 565 МВт тепловой энергии, что при среднем энергетическом КПД около 45% дает 254 МВт электрической энергии. Массовый расход уходящего газа составлял 235,8 кг/с, включая 53,4 кг/с CO<sub>2</sub>, т.е. содержание CO<sub>2</sub> по весу в общем объеме уходящего газа составило 22,7%. Температура составляла 90°C. Расчеты основывались на улавливании 48 кг/с CO<sub>2</sub>, что давало эффективность улавливания около 90%, что было близко к обычно оговариваемой эффективности улавливания CO<sub>2</sub> в таких установках улавливания CO<sub>2</sub> или превышало обычную эффективность.

В примере расчетов уходящий газ охлаждали от 90 до 25°C в охладителе 6 уходящего газа, что приводило к конденсации воды, что уменьшило массовый расход уходящего газа до 225 кг/с, после чего газ подавали в компрессор 10. В компрессоре 10 охлажденный уходящий газ сжимали до 12 бар абс., что давало в линии 12 температуру сжатого уходящего газа 363°C; при указанных температуре и давлении уходящий газ подавали в теплообменник 13. В теплообменнике 13 поступающий из линии 12 уходящий газ охлаждался до температуры 176°C посредством уходящего газа, обедненного в отношении CO<sub>2</sub>, подаваемого по трубопроводу 32. В ходе этого обедненный уходящий газ нагревался от 118 до 348°C.

Поступающий уходящий газ подавали в теплообменник ребойлера при температуре 176°C, где газ охлаждался до температуры 134°C, чтобы при 128°C получать пар с массовым расходом 4,5 кг/с из воды с температурой 127°C с массовым расходом 4,5 кг/с. Уходящий газ, выходящий из теплообменника 15, подавали в теплообменник 22, где он дополнительно охлаждался обедненным уходящим газом, взятым из абсорбера 30, который поступал в теплообменник 22 при температуре 96°C и нагревался в теплообменнике до 119°C.

Из абсорбера по трубопроводу 37 отбирали абсорбент, обогащенный CO<sub>2</sub>, с массовым расходом 2545 кг/с и абсолютном давлении 11,7 бар, при этом давление снижалось до 1,3 бар (абсолютной шкалы), прежде чем абсорбент поступал в регенератор 40 для восстановления.

Существенная часть энергии, расходуемой при улавливании CO<sub>2</sub>, затрачивается на регенерацию абсорбента, и потому специалисты прикладывают большие усилия, чтобы сократить требования к полезной энергии в этой части процесса. Ребойлер часто является основным теплотребляющим элементом установки, т.е. устройством, которое согласно настоящему изобретению получает тепло в форме пара от теплообменника 15 по трубопроводам 19, 20. Конденсация данного пара происходит на горячей стороне ребойлера главным образом при 128°C, чтобы получить конденсат с температурой приблизительно 127°C. На холодной стороне ребойлера абсорбент частично испаряется, чтобы получить пар с производительностью приблизительно 4,5 кг/с. Температура данной смеси "абсорбент/пар" составляет 110°C, а давление 1,31 бар абсолютной шкалы. Данную смесь подают в регенератор 40, где паровая составляющая служит в качестве пара десорбции. Дополнительный пар десорбции с производительностью 44,9 кг/с и CO<sub>2</sub> с производительностью 22,5 кг/с при температуре 134°C и абсолютном давлении 1,31 бар получают за счет мгновенного испарения обедненного абсорбента в испарительном баке 45 и сжатия данного пара и CO<sub>2</sub> при затратах электроэнергии на сжатие 4 МВт.

Рекуператорный охладитель 61 и цикл для охлаждающей воды, состоящий из мгновенного испарения, сжатия пара, полученного при мгновенном испарении, и подачи данного сжатого пара в качестве дополнительного пара десорбции дают 25 кг/с пара при температуре 221°C и давлении 1,31 бар абс. Данный пар вводят в регенератор в качестве дополнительного пара десорбции при затратах электроэнергии на сжатие и циркуляцию воды 7 МВт. Альтернативой получению 25 кг/с пара мог бы служить забор пара от присоединенной электростанции или нагревание ребойлера электрической энергией, что требовало бы эквивалентных затрат электроэнергии для требуемого количества пара соответственно 13 и 61 МВт.

Сокращение потребности в энергии, подаваемой в установку улавливания CO<sub>2</sub>, для получения 25 кг/с пара путем мгновенного испарения охлаждающей воды, возвращаемой из рекуператорного охладителя, от 13 до 7 МВт (по электроэнергии) дает экономии, соответствующую 2,5% общего производства электроэнергии станцией, или 12,5% энергозатрат на улавливание CO<sub>2</sub>. С экономической точки зрения такая экономия энергии является очень значительной.

Обедненный в отношении CO<sub>2</sub> уходящий газ, выходящий из теплообменника 13 при температуре 348°C и абсолютном давлении 11,3 бар, расширяется в расширителе 34 до абсолютного давления 1,02 бар, что также снижает температуру газа до 82,4°C. Сжатие в компрессоре 10 требует 80 МВт, в то время как 51 МВт возвращаются обратно за счет расширителя (турбодетандера) 34, что приводит к чистым энергозатратам на сжатие 29 МВт. Приведенные в данном примере цифры основываются на КПД имеющихся в продаже компрессоров и расширителей меньшего габарита, чем были бы использованы в будущих установках улавливания CO<sub>2</sub>. Значительное энергосбережение может быть достигнуто при индивидуальном

проектировании компонентов для данного процесса на электростанции натуральных размеров. Если в данном процессе использовать компрессоры и расширители с КПД сравнимым с тем КПД, который достигнут в современных больших газовых турбинах, то затраты электроэнергии на отделение и сжатие 90% CO<sub>2</sub> от электростанции, работающей на угле, могут достигать до 8-10% тепловой энергии, вырабатываемой электростанцией, в зависимости от уровня тепловой интеграции с электростанцией. Это означало бы снижение эффективности выработки электроэнергии всей станцией в данном примере от 45% приблизительно до 35-37%.

#### ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ улавливания CO<sub>2</sub> из уходящего газа, содержащего CO<sub>2</sub>, причем уходящий газ подвергают сжатию и последующему охлаждению, прежде чем подать в абсорбер (30), где уходящий газ приводят в контакт со встречным потоком водного раствора абсорбента CO<sub>2</sub>, подаваемого в абсорбер (30), чтобы получить обедненный уходящий газ, который забирают из абсорбера (30), снова нагревают за счет поступающего сжатого уходящего газа, после чего подвергают расширению и выпускают в атмосферу,

причем обогащенный абсорбент, содержащий поглощенный CO<sub>2</sub>, собирают в нижней части абсорбера (30), извлекают оттуда и подают в регенератор (40), в котором абсорбент, обогащенный CO<sub>2</sub>, подвергают десорбции при помощи встречного потока пара, чтобы высвободить CO<sub>2</sub> и получить обедненный абсорбент, при этом пар и CO<sub>2</sub> забирают из верхней части регенератора (40), собирая обедненный абсорбент в нижней части регенератора (40); забирают обедненный абсорбент из регенератора (40), разделяют забираемый обедненный абсорбент на два потока: первый поток нагревают и испаряют в ребойлере (42) и вводят восстановленный абсорбент в регенератор (40) в качестве пара десорбции, и второй поток возвращают в абсорбер (30) в качестве обедненного абсорбента,

отличающийся тем, что водный раствор абсорбента CO<sub>2</sub> представляет собой водный раствор карбоната калия, причем пар и CO<sub>2</sub>, забираемые из регенератора (40), охлаждают в контактном охладителе (61) за счет встречного потока охлаждающей воды, чтобы получить газообразный поток охлажденного CO<sub>2</sub> и пара, который забирают для сжатия и осушки CO<sub>2</sub>, при этом поток жидкости, состоящий из охлаждающей воды и конденсированного пара, забирают и подвергают мгновенному испарению, чтобы получить охлажденную жидкую фазу, которую повторно направляют в качестве охлаждающей воды в контактный охладитель (61) для извлечения CO<sub>2</sub> и пара, и газообразную фазу, которую сжимают и таким образом нагревают и подают в регенератор (40) в качестве пара десорбции.

2. Способ по п.1, в котором указанный второй поток обедненного абсорбента подвергают мгновенному испарению, чтобы получить пар, который сжимают и подают в регенератор в качестве пара десорбции.

3. Способ по п.1 или 2, в котором указанный первый поток обедненного абсорбента, подаваемый в ребойлер, нагревают и испаряют за счет пара, полученного в паровом цикле за счет поступающего горячего сжатого уходящего газа.

4. Способ по любому из пп.1-3, в котором поступающий уходящий газ сжимают от давления 0,7-1,4 бар абс., например от давления 1-1,1 бар абс., до давления 8-20 бар абс.

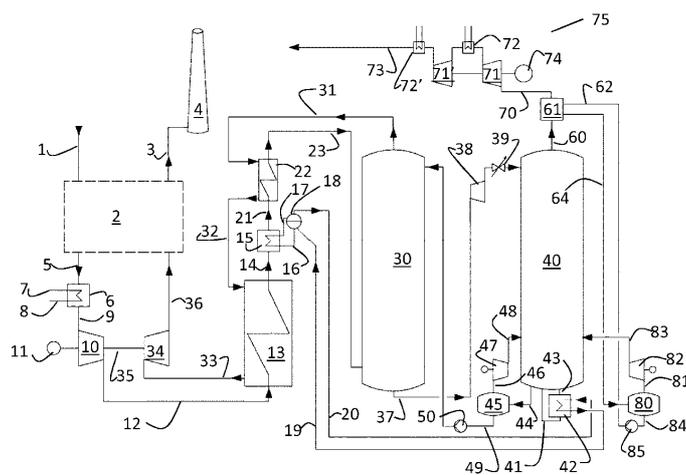
5. Установка для осуществления способа по любому из пп.1-4, содержащая трубопровод (трубопроводы) (5,9) забора уходящего газа, один или более компрессоров (10) уходящего газа для сжатия уходящего газа, линию (12) сжатого уходящего газа для подачи сжатого газа в один или более теплообменников (13, 22) для охлаждения сжатого уходящего газа за счет уходящего газа, обедненного в отношении CO<sub>2</sub>, трубопровод (23) охлажденного уходящего газа, соединенный с абсорбером (30) для поглощения CO<sub>2</sub> встречным потоком жидкого абсорбента, трубопровод (31) обедненного уходящего газа для подачи обедненного уходящего газа в теплообменник (теплообменники) (22,13) для теплообмена с горячим сжатым уходящим газом, трубопровод (33) нагретого обедненного уходящего газа для передачи указанного нагретого обедненного уходящего газа от теплообменника (теплообменников) (22,13) к турбине (34) для расширения обедненного уходящего газа, трубопровод (49) обедненного абсорбента для подачи обедненного абсорбента в абсорбер, трубопровод (37) обогащенного абсорбента для забора обогащенного абсорбента из абсорбера, причем трубопровод обогащенного абсорбента соединен с регенератором (40) для подачи обогащенного абсорбента в регенератор (40), ребойлер (42) для получения пара десорбции и трубопровод подачи пара для ввода полученного пара десорбции в регенератор (40), трубопровод (44) забора обедненного абсорбента, соединенный с трубопроводом (49) обедненного абсорбента для забора обедненного абсорбента для повторной его подачи в абсорбер (30), верхний трубопровод (60) забора, соединенный с регенератором (40) для забора пара и CO<sub>2</sub>, высвобожденного из абсорбента в регенераторе (40),

отличающаяся тем, что верхний трубопровод (60) забора соединен с рекуператорным охладителем (61), в котором CO<sub>2</sub> и пар охлаждаются за счет прямого контакта с охлаждающей водой, при этом установка также содержит трубопровод (70) забора CO<sub>2</sub> для вывода из рекуператорного охладителя (61) газообразной фазы, и трубопровод (64) забора воды для вывода охлаждающей воды и конденсированного пара из рекуператорного охладителя (61), один или более испарительных баков (80), соединенных с трубопроводом забора воды для мгновенного испарения выводимой воды с целью разделения газообразной

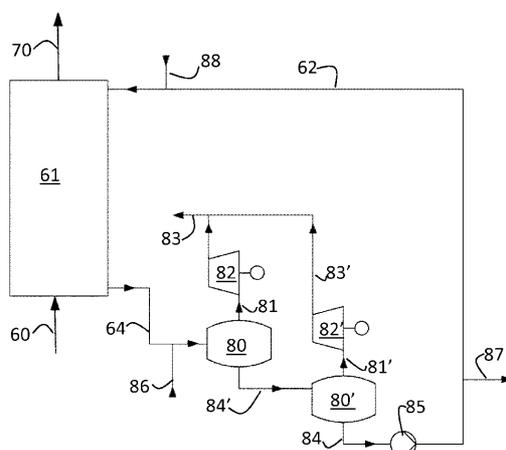
фазы и жидкой фазы, линию возврата охлаждающей воды для возврата жидкой фазы в рекуператорный охладитель, а также компрессор (82) для сжатия газообразной фазы и соединенный с компрессором (82) трубопровод (83) сжатого пара для подачи полученного пара в регенератор в качестве дополнительного пара десорбции.

6. Установка по п.5, в которой предусмотрен испарительный бак (45) для мгновенного испарения обедненного абсорбента, забираемого по трубопроводу (44), для получения паровой фазы и жидкой фазы, причем для сжатия паровой фазы предусмотрен компрессор (47), а также предусмотрен трубопровод (48) для направления сжатого пара в регенератор в качестве дополнительного пара десорбции, при этом предусмотрен трубопровод (49) обедненного абсорбента для подачи жидкой фазы в абсорбер в качестве обедненного абсорбента.

7. Установка по п.5 или 6, в которой предусмотрен теплообменник (15) ребойлера для получения пара путем охлаждения уходящего газа, поступающего из соединительного трубопровода (14), при этом предусмотрен трубопровод (20) возврата пара в ребойлер для направления полученного пара в ребойлер (42) для нагревания в ребойлере и превращения в пар обедненного абсорбента.



Фиг. 1



Фиг. 2



Евразийская патентная организация, ЕАПВ

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