



ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ,
ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

(51) МПК

B01D 1/26 (2006.01)

C01D 1/04 (2006.01)

(12) ОПИСАНИЕ ПОЛЕЗНОЙ МОДЕЛИ К ПАТЕНТУ

(21), (22) Заявка: 2009135515/22, 23.09.2009

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
23.09.2009

(45) Опубликовано: 20.02.2010

Адрес для переписки:

620012, г.Екатеринбург, ул.

Краснознаменная, 5, ЗАО НПП "Машпром"

(72) Автор(ы):

Ронкин Владимир Михайлович (RU),

Мальшев Александр Борисович (RU)

(73) Патентообладатель(и):

Закрытое акционерное общество Научно-
производственное предприятие "Машпром"
(ЗАО НПП "Машпром") (RU)

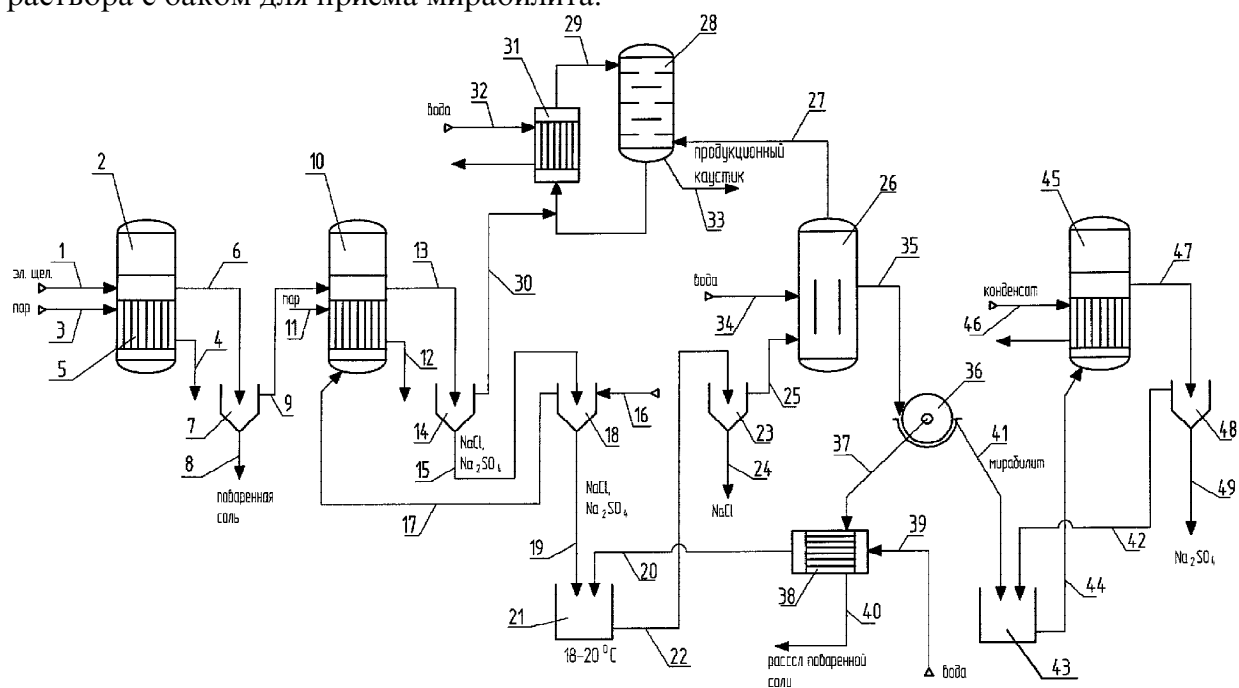
(54) УСТАНОВКА ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ КАУСТИЧЕСКОЙ СОДЫ ИЗ ЭЛЕКТРОЛИТИЧЕСКОЙ ЩЕЛОЧИ

Формула полезной модели

1. Установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, включающая двухстадийную выпарную установку для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора, соединенный с выпарным аппаратом первой стадией выпаривания и трубопроводом раствора со второй, узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора, соединенный со второй стадией выпаривания и соединенный с ним узел промывки этих солей от каустической соды с подведенным к нему трубопроводом промывного раствора, к узлу промывки подсоединен бак для смешения солей с водой, соединенный с узлом отделения поваренной соли от рассола, связанный трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при понижении давления и охлаждения, к которому подведен трубопровод подачи воды, и подсоединенный к фильтру для отделения мирабилита от рассола, отличающаяся тем, что узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора второй стадии связан трубопроводом отвода отделенного от солей раствора с абсорбером, имеющим циркуляционный контур, по которому циркулирует раствор каустической соды, к абсорберу подсоединен паропровод от кристаллизатора, в циркуляционный контур встроены теплообменник, к которому подведен трубопровод воды, а на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра.

2. Установка для получения каустической соды из электролитической щелочи по п.1, отличающаяся тем, что фильтр соединен с баком для приема отделенного от рассола мирабилита, к которому подведен трубопровод сульфатного раствора, бак связан трубопроводом с выпарным аппаратом для выпаривания полученной

суспензии, к которому подсоединен трубопровод конденсата вторичного пара, полученного при выпаривании электролитической щелочи, выпарной аппарат соединен с узлом отделения сульфата натрия, отделяемого от раствора и выводимого из цикла, а узел отделения сульфата натрия соединен трубопроводом сульфатного раствора с баком для приема мирабилита.



RU 91530 U1

RU 91530 U1

Полезная модель относится к химической технологии и может быть использована при получении каустической соды методом диафрагменного электролиза.

При получении каустической соды диафрагменным методом электролизу подвергают рассол поваренной соли, содержащий 305-315 г/л NaCl. В этом рассоле должно быть ограничено содержание сульфата натрия (поступающего в процесс с исходной солью), которое не должно быть выше 5-10 г/л. После электролиза получают электролитическую щелочь, в которой содержится 115-140 г/л NaOH, 160-200 г/л NaCl и 5-10 г/л Na₂SO₄. Далее электролитическую щелочь упаривают до получения раствора каустической соды с содержанием NaOH 46-50%. При выпаривании щелочи происходит концентрирование раствора и выделение из него в кристаллическом виде поваренной соли и сульфата натрия, которые отделяют от каустика и возвращают на электролиз в виде обратной соли. Причем, если возврат поваренной соли на электролиз ведет к снижению затрат сырья и к наиболее полному его использованию, то наличие сульфата натрия в обратной соли выше допустимого предела играет негативную роль: снижается эффективность процесса электролиза - уменьшается выход по току электролизеров, увеличивается износ анодов, образуются хлораты и гиперхлориты натрия, приводящие к усилению коррозии оборудования. Поэтому сульфат натрия необходимо выводить из процесса получения каустической соды.

С целью снижения затрат на производство необходимо получение наибольшего количества поваренной соли без примесей сульфатов. Для этого выпаривание электролитической щелочи ведут в две стадии. После первой стадии выпаривания - до получения, так называемой, средней щелочи с содержанием едкого натра 23-28%, происходит кристаллизация чистой поваренной соли без сульфатов. Эту соль отделяют от раствора и возвращают на электролиз. В ходе дальнейшего концентрирования раствора до 46-50% NaOH (вторая стадия) из него выделяются, как поваренная соль, так и сульфат натрия, который необходимо выделить из возвращаемой на электролиз обратной соли, во избежание указанных выше негативных явлений. Тем самым происходит вывод сульфатов из цикла получения каустической соды. При этом важной проблемой является снижение энергетических затрат на выделение и вывод сульфатов из процесса, а также улучшение качества обратной соли, подаваемой на электролиз.

Известна установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, описанная в книге: Беньковский С.В., Круглый С.М., Секованов С.К. Технология содопродуктов. - М.: Химия, 1972. - С.306-314. Установка состоит из двухстадийной выпарной установки для выпаривания щелочи, включающей выпарные аппараты для концентрирования раствора, узла промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора первой стадии, узла отделения от раствора второй стадии упаривания поваренной соли и сульфата натрия, с подведением к нему по трубопроводу промывного раствора для промывки этих солей от каустической соды, бака для смешения солей с обедненным сульфатом рассолом с циркуляционным контуром и теплообменником с подведенной к нему водой для циркуляции и охлаждения полученной в баке суспензии, соединенным с баком узла отделения поваренной соли от рассола, связанным с теплообменником для подогрева рассола и выделения из него безводного сульфата натрия, соединенного с узлом отделения сульфата от раствора, который соединен трубопроводом с баком для смешения с поваренной солью и сульфатом натрия, причем в трубопровод встроены теплообменник для охлаждения раствора, к которому подведена вода.

В известной установке при упаривании щелочи на первой стадии выпаривания выделяется чистая поваренная соль без сульфатов, которая, после отделения от раствора средней щелочи направляется на электролиз. На второй стадии выпаривания выделяются поваренная соль и сульфат натрия, которые отделяют от упаренного

5 раствора каустической соды, промывают электрощелочью и водой, а затем смешивают с обедненным сульфатом рассолом. Температуру полученной суспензии поддерживают равной 18-20°C, при которой растворимость сульфата натрия максимальна, а поваренной соли - минимальна. Для поддержания указанных

10 температур суспензия со смесью солей циркулирует через теплообменник, в котором охлаждается. В результате этого весь сульфат натрия переходит в рассол.

Кристаллическую поваренную соль отделяют от рассола и направляют на электролиз, а рассол подогревают до 80-90°C. Вследствие обратного характера зависимости растворимости сульфата от температуры, из него выделяется кристаллический

15 безводный сульфат натрия, который отделяют от рассола и выводят из цикла получения каустической соды. Обедненный сульфатом рассол охлаждают водой в отдельном теплообменнике и направляют в бак для смешения с поваренной солью и сульфатом натрия.

Недостатком известной установки является малый выход выделяющегося из рассола сульфата натрия, составляющий всего 30 кг с 1 м³. Причина этого в пологом

20 характере зависимости растворимости сульфата натрия от температуры. Поэтому для выведения из процесса необходимого количества сульфатов требуется обеспечить циркуляцию большого количества рассола, а также расходуется значительное

25 количество энергии, вначале на его охлаждение, а затем на подогрев. В результате этого энергетические затраты на получение каустической соды возрастают.

Другой недостаток известной установки состоит в загрязнении выделяющегося из рассола кристаллического сульфата натрия поваренной солью. Поэтому отделенный

30 от рассола сульфат не находит потребления и является отходом производства, загрязняющим окружающую среду.

Кроме того, недостатком известной установки является высокое содержание сульфатов в обратной соли (возвращаемой на электролиз). Причина этого состоит в малой степени выделения сульфата натрия из рассола, вследствие слабого изменения

35 его растворимости. Поэтому количество сульфатов, выделяющихся из рассола и выводимых из цикла, невелико.

Известна установка для очистки от сульфатов смеси поваренной соли и сульфата натрия, отделенных от упаренного раствора каустической соды после второй стадии

40 выпаривания электролитической щелочи (см. Фурман А.А., Бельды М.П., Соколов И.Д. Поваренная соль. Производство и применение в химической промышленности. - М: Химия, 1989. - С.213-214.). Установка включает узлы для последовательной промывки указанных солей от каустической соды электролитической щелочью и

45 водой, узел отделения солей от раствора, соединенный с ним бак для растворения промытой смеси солей в воде, к которому подведены трубопроводы воды и соляной кислоты для нейтрализации оставшейся щелочи, а также раствора хлористого кальция, присоединенного к баку узла отделения осадка гипса от раствора и его промывки от поваренной соли.

Недостаток известной установки состоит в необходимости применения специальных химических реагентов для вывода сульфатов. Так, для вывода из

50 процесса 1 тонны сульфата натрия требуется израсходовать 1,6 т хлористого кальция и 0,13 т кальцинированной соды. Это приводит к увеличению эксплуатационных

затрат, а также к образованию отходов гипса, направляемых в отвал.

Другим недостатком известной установки является то, что в ней возможен только частичный вывод сульфатов при их высоком содержании в рассоле.

5 Недостаток известной установки состоит также в загипсовывании оборудования, приводящем к частым остановкам и промывкам оборудования. Это вызывает необходимость упаривания промывных вод, что ведет к повышению энергозатрат.

10 Кроме того, недостатком известной установки являются потери, как каустической соды, вследствие нейтрализации ее соляной кислотой, так и поваренной соли, находящейся в осадке гипса, направляемом на сброс.

Наиболее близким по технической сущности к предлагаемому решению является установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, описанная в книге: Фурман А.А., Шрайбман С.С. Приготовление и очистка рассола. - М.: Химия, 1966. - С.174-176.

15 Известная установка включает двухстадийную выпарную установку для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора первой стадии, узел отделения от раствора второй стадии упаривания поваренной соли и сульфата натрия, узел промывки этих солей от 20 каустической соды, соединенный с ним бак для смешения их с водой, имеющий циркуляционный контур с теплообменником, присоединенные к узлу отделения поваренной соли от рассола, связанный трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при 25 понижении давления и охлаждения, к которому подведен трубопровод подачи воды и подсоединенный к фильтру для отделения мирабилита от рассола. При этом кристаллизатор соединен паропроводом с трехступенчатой водоструйной эжекционной установкой. Данное устройство принято за прототип.

30 Указанная установка позволяет отказаться от использования химических реагентов и исключить потери каустической соды и поваренной соли.

В известной установке смешение смеси поваренной соли и сульфата натрия с водой ведут при 18-20°C. При этом происходит выщелачивание сульфата натрия из смеси солей. Поддержание указанных температур, при которых растворимость сульфата 35 натрия максимальная, а поваренной соли - минимальная, дает возможность полностью перевести сульфаты в раствор. Для этого необходимо охлаждать получаемый хлорид-сульфатный рассол в специальном теплообменнике.

40 Выделение сульфата натрия из хлорид-сульфатного рассола при его охлаждении позволяет вывести из цикла получения каустической соды почти в 2 раза больше сульфатов, чем при нагревании. Причина этого заключается в гораздо более резком изменении характера растворимости сульфата натрия при снижении температуры, чем при повышении. При этом исключаются присущие установке для вывода сульфатов 45 посредством нагревания затраты тепла на охлаждение обедненного сульфатом рассола и подогрев его после выщелачивания.

50 Охлаждение хлорид-сульфатного рассола осуществляется от 18-20°C до 7°C посредством самоиспарения при понижении давления. Для этого необходимо обеспечить откачивание образующегося низкопотенциального пара, имеющего очень большой объем при высоком вакууме, с целью чего применена трехступенчатая водоструйная эжекционная установка. В результате охлаждения рассола из него выделяется сульфат натрия в виде десятиводного кристаллогидрата - мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$), который отделяют от раствора и выводят из цикла получения каустической соды. При этом получаемый мирабилит не содержит примесей

поваренной соли и по своему качеству пригоден к использованию в промышленности.

Недостаток известной установки состоит в высоких энергетических затратах на создание и поддержание высокого вакуума при самоиспарении рассола, полученного при выщелачивании сульфата натрия из смеси солей. Высокие энергозатраты связаны с необходимостью сжатия вторичного пара, выделяющегося при самоиспарении рассола до температуры 7°C и имеющего остаточное давление около 0,7 кПа. При этом энергетические затраты на компримирование пара достигают 10-18% от общих энергозатрат на выпаривание электролитической щелочи.

Другим недостатком известной установки являются высокие затраты холода на охлаждение рассола при выщелачивании сульфата натрия из смеси солей при 18-20°C.

Недостаток известной установки состоит также в большом расходе промышленной воды, необходимой для водоструйной эжекционной установки.

Кроме того, недостатком известной установки является выделение сульфата натрия из цикла в виде десятиводного кристаллогидрата - мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). При этом для получения товарного сульфата натрия мирабилит необходимо обезвоживать.

Анализ известных решений и их недостатков дал возможность авторам предложить установку для получения каустической соды из электролитической щелочи, применение которой позволит достигнуть желаемого технического результата - снижения энергетических затрат при выводе сульфатов из цикла получения каустической соды и улучшения качества обратной соли, подаваемой на электролиз. Для этого необходимо решить главную задачу: снизить затраты энергии на создание и поддержание высокого вакуума при самоиспарении рассола и выделении из рассола мирабилита. Кроме того, требуется снизить энергозатраты при получении безводного сульфата натрия.

Для достижения ожидаемого технического результата вследствие решения указанной технической задачи заявляется установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, включающая двухстадийную выпарную установку для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора, соединенный с выпарным аппаратом первой стадией выпаривания и трубопроводом раствора со второй, узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора, соединенный со второй стадией выпаривания и соединенный с ним узел промывки этих солей от каустической соды с подведенным к нему трубопроводом промывного раствора, к узлу промывки подсоединен бак для смешения солей с водой, соединенный с узлом отделения поваренной соли от рассола, связанный трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при понижении давления и охлаждения, к которому подведен трубопровод подачи воды и подсоединенным к фильтру для отделения мирабилита от рассола. Новым в установке является то, что узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора второй стадии связан трубопроводом отвода отделенного от солей раствора с абсорбером, имеющим циркуляционный контур, по которому циркулирует раствор каустической соды, к абсорберу подсоединен паропровод от кристаллизатора, в циркуляционный контур встроены теплообменник, к которому подведен трубопровод воды, а на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра. В заявленной установке фильтр соединен с баком для приема отделенного от рассола мирабилита, к которому подведен трубопровод сульфатного

раствора, бак связан трубопроводом с выпарным аппаратом для выпаривания полученной суспензии, к которому подсоединен трубопровод конденсата вторичного пара, полученного при выпаривании электролитической щелочи, выпарной аппарат соединен с узлом отделения сульфата натрия, отделяемого от раствора и выводимого из цикла, а узел отделения сульфата натрия соединен трубопроводом сульфатного раствора с баком для приема мирабилита.

Заявляемая установка для получения каустической соды из электролитической щелочи является новой, т.к. из уровня техники не известны решения с такой же совокупностью существенных признаков, о чем свидетельствует приведенный выше анализ аналогов.

Полезная модель промышленно применима и может быть использована в химической технологии для получения каустической соды методом диафрагменного электролиза. Все признаки полезной модели выполнимы и воспроизводимы. Они используются для достижения ожидаемого технического результата в полном объеме.

Далее рассмотрим подробнее необходимость и достаточность для достижения желаемого технического результата - снижения энергетических затрат при выводе сульфатов из цикла получения каустической соды и улучшения качества обратной соли, подаваемой на электролиз, как каждого из отличительных признаков заявленного решения, так и всей совокупности.

Заявленные признаки предлагаемого технического решения позволяют обеспечить создание высокого вакуума для самоиспарения рассола после выщелачивания сульфата натрия из смеси с поваренной солью за счет поглощения выделяющегося при этом пара раствором каустической соды, содержащим 46-50% NaOH. Благодаря этому исключается необходимость в применении водо- или парозежкторных вакуумных установок для компримирования пара от самоиспарения рассола, потребляющих 10-18% от общих энергозатрат на выпаривание электролитической щелочи.

Поглощение низкпотенциального пара из кристаллизатора (с остаточным давлением 0,6-1 кПа) осуществляется раствором каустической соды, содержащим 46-50% NaOH (имеющим температуру 30-35°C) и происходит в абсорбере. Оно обусловлено физическими свойствами растворов едкого натра и происходит вследствие того, что упругость водяного пара над данным раствором ниже, чем давление пара. Поэтому раствор каустической соды при отмеченных условиях способен абсорбировать пар и, тем самым, обеспечить охлаждение хлорид-сульфатного рассола с 18-20°C до 5-12°C в кристаллизаторе путем самоиспарения при понижении давления, благодаря чему происходит выделение сульфатов в виде мирабилита.

При поглощении пара самоиспарения хлорид-сульфатного рассола в абсорбере раствором каустической соды с 46-50% NaOH, полученным на второй стадии выпарной установки при выпаривании электролитической щелочи после отделения выделившихся солей, происходит разбавление каустика и снижение концентрации едкого натра в нем.

Благодаря подаче упаренного раствора каустической соды после отделения солей в абсорбере происходит поглощение пара раствором. Принципиальное отличие происходящей в аппарате операции поглощения пара из кристаллизатора охлажденным раствором каустической соды (с 46-50% NaOH и с температурой 30-35°C) от имеющей место в прототипе операции компримирования пара в водо- или пароструйной эжекционной установке заключается в том, что вместо сжатия пара осуществляется его абсорбция специально подготовленным для этого раствором. При

компримировании пара в эжекционных установках происходит его сжатие за счет смешения с гораздо более высокопотенциальной средой, на создание высокого потенциала которой и потребляются основные затраты энергии. В результате абсорбции пара значительно снижаются энергетические затраты, связанные с
5 необходимостью создания высокого вакуума в кристаллизаторе. При этом энергозатраты на подготовку раствора каустической соды согласно предлагаемому решению не превышают 1-2% от общих затрат тепла на выпаривание электролитической щелочи, т.е. в 10-15 раз меньше, чем для известной установки.

В процессе поглощения пара из кристаллизатора раствором каустической соды в абсорбере за счет тепла, содержащегося в паре, происходит подогрев раствора. При этом его температура возрастает, что ведет к увеличению упругости водяного пара над раствором и снижению его абсорбционной способности. В результате давление пара в кристаллизаторе возрастет, а выделение мирабилита - снизится, т.е. вывод
15 сульфатов из цикла получения каустической соды уменьшится. Для сохранения заданной степени вывода сульфатов в кристаллизаторе требуется поддерживать такое давление, которое обеспечит приемлемую чистоту обратной соли. Для этого в абсорбер необходимо подать большее количество раствора каустической соды, чем
20 получается на выпарной установке при выпаривании электролитической щелочи на заданную производительность. Поэтому абсорбер оснащен циркуляционным контуром с циркулирующим по нему раствором каустической соды. Благодаря этому обеспечивается постоянство давления в кристаллизаторе, позволяющее с требуемой полнотой выделить из раствора мирабилит, т.е. достигнуть заданную чистоту
25 обратной соли.

При поглощении пара в абсорбере циркулирующий раствор каустической соды нагревается. Для обеспечения возможности поддерживать в кристаллизаторе такое давление, которое позволит в должной мере выделять сульфаты, циркуляционный
30 контур снабжен теплообменником, к которому подведена вода для охлаждения нагретого циркулирующего раствора каустической соды (до температуры 30-35°C). В этом случае, как показывает опыт работы, будут полностью выдержаны условия вывода сульфатов из цикла получения каустика.

С целью наиболее полного вывода сульфатов необходимо обеспечить, чтобы при смешении смеси поваренной соли и сульфата натрия с водой температура полученной
35 суспензии была бы 18-20°C (при которой растворимость сульфата натрия наибольшая, а поваренной соли - наименьшая). Для снижения энергетических затрат на получение указанной температуры на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической
40 соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра. В нем вода охлаждается посредством теплообмена с холодным рассолом. Таким образом используется энергия, затраченная на самоиспарение хлорид-сульфатного рассола в кристаллизаторе. Благодаря этому
45 снижаются энергозатраты.

В случае необходимости заявленная установка предусматривает возможность получения сульфата натрия в продукционном виде фиксированного качества. Для этого фильтр соединен с баком для приема отделенного от рассола мирабилита, к
50 которому подведен трубопровод сульфатного раствора, бак связан трубопроводом с выпарным аппаратом для выпаривания полученной суспензии, к которому подводится по трубопроводу конденсат вторичного пара, полученный при выпаривании электролитической щелочи, выпарной аппарат соединен с узлом

отделения сульфата натрия, отделяемого от раствора и выводимого из цикла, а узел отделения сульфата натрия соединен трубопроводом сульфатного раствора с баком для приема мирабилита.

5 Десятиводный кристаллогидрат сульфата натрия - мирабилит имеет температуру плавления 32°C. Смешение мирабилита в специальном баке с сульфатным раствором (с температурой 45-55°C), позволяет нагреть кристаллы почти до температуры плавления. Поэтому при выпаривании полученной суспензии в выпарном аппарате расход тепла сокращается на 10-15%.

10 К снижению затрат тепла на выделение сульфатов из цикла ведет также обогрев выпарного аппарата для получения безводного сульфата натрия конденсатом вторичного пара с выпарной установки для выпаривания электролитической щелочи. Температура этого конденсата обычно составляет 75-85°C и его тепло, ввиду низкого потенциала, не находит применения. Поэтому необходимость в использовании пара
15 отпадает. Таким образом, благодаря заявленным признакам предложенного технического решения снижаются энергетические затраты на получение сульфата натрия и вывод его из цикла.

Применение в заявленной установке признаков, позволяющих осуществить
20 абсорбцию пара с целью создания высокого вакуума, благодаря чему происходит охлаждение, т.е. создание холода, является известным в промышленности приемом. При этом в известных решениях по созданию холода охлаждаемые растворы самоиспаряют при высоком вакууме, а вторичный пар от самоиспарения абсорбируют совершенно посторонним раствором-абсорбентом, который имеет низкую упругость
25 паров растворителя (воды) над собой. Такими абсорбентами, например, являются растворы бромистого лития, нитрата кальция, серной кислоты, едкого натра и др. В заявленной установке предусмотрена подача в абсорбер в качестве абсорбента для поглощения пара раствора каустической соды, представляющего собой
30 производственный раствор данного производства, который специально готовится для поглощения пара. Специальная подготовка абсорбента в заявленной установке состоит в упаривании раствора до заданной концентрации и отделения кристаллизовавшихся солей, а также в его охлаждении перед поглощением пара. Причем, в отличие от известных решений по применению абсорбции, в заявленной
35 установке, во-первых, осуществляется непрерывная подготовка абсорбента - упаренного раствора каустической соды, добавляемого в абсорбер, а во-вторых, непрерывный отвод раствора, поглотившего пар, и замена его вновь подготовленным раствором. То есть происходит постоянное обновление абсорбирующего пар
40 раствора в абсорбере с корректировкой его температуры, тогда как в известных способах абсорбент является постоянным в течение длительного времени.

Необходимо также отметить, что в качестве широко известных абсорбентов используются растворы только чистых веществ, т.к. наличие примесей ведет к
45 снижению их абсорбционной способности. То есть, если в качестве абсорбента применен раствор едкого натра, то это должен быть только чистый раствор. В заявленной установке в абсорбер для абсорбции пара подается раствор каустической соды, который от растворов едкого натра отличается наличием примесей поваренной соли и сульфата натрия. Благодаря этому раствор каустической соды не боится
50 загрязнений брызгами и каплями хлорид-сульфатного рассола, которые уносятся с паром при кипении раствора в кристаллизаторе, т.к. эти примеси уже содержатся в каустике. Накопление же этих примесей в производственном растворе исключается, ввиду постоянного его отвода. В отличие от примененного в заявленной установке,

известные растворы-абсорбенты, используемые в замкнутом цикле многократно, очень чувствительны к загрязнению. От этого они теряют свои абсорбционные свойства.

5 Кроме того, использование известных растворов-абсорбентов требует применения специальных установок для концентрирования с целью компенсации разбавления. Эти установки, как правило, содержат только испаритель, в котором удаляют из раствора поглещенную воду. В заявленной установке выпаривание раствора каустической соды, осуществляется в ходе основного процесса получения каустика. Для этого
10 используется двухстадийная выпарная установка для концентрирования электролитической щелочи. Применение такой выпарной установки, имеющей по меньшей мере трех- четырехкратную степень использования пара, на которой электрощелочь упаривают почти в 5 раз (с 10-11% до 46-50%) позволяет иметь высокую тепловую эффективность и небольшой расход пара. Вследствие этого
15 заявленный способ приводит к снижению энергетических затрат не только по сравнению со способом-прототипом, но и по сравнению с другими известными способами применения известных абсорбентов.

Таким образом, заявленная в предлагаемом техническом решении совокупность признаков дает возможность применить абсорбцию пара специально приготовленным раствором каустической соды, полученным при выпаривании электролитической щелочи, существенно отличается от применения известных растворов-абсорбентов, т.к. проявляет другие свойства, приведенные выше и позволяющие снизить
20 потребление энергетических затрат.

25 Подтверждением изложенного служит представленное ниже описание выполнения заявленной установки для получения каустической соды из электролитической щелочи, которое поясняется схемой, приведенной на фиг.1.

Электролитическая щелочь, полученная при диафрагменном электролизе, по
30 трубопроводу 1 поступает на первую стадию выпаривания выпарной установки 2. Для ее обогрева по паропроводу 3 подается пар, а полученный при этом конденсат отводится по трубопроводу 4 из греющей камеры 5. Упаренный раствор после первой стадии выпаривания по трубопроводу 6 поступает на узел разделения 7, где отделяют поваренную соль и отводят ее по трубопроводу 8 на электролиз.

35 Отделенный от соли раствор средней щелочи по трубопроводу 9 подают для упаривания на вторую стадию выпаривания выпарной установки 10, которую обогревают паром, подаваемым по трубопроводу 11, получая конденсат, отводимый по трубопроводу 12. На этой стадии получают упаренный раствор каустической соды с 46-50% едкого натра, который отводят по трубопроводу 13 и после охлаждения
40 направляют на узел разделения 14, где от него отделяют смесь поваренной соли и сульфата натрия и отводят по трубопроводу 15. Указанные соли промывают от каустической соды промывным раствором (исходной щелочью или водой), подаваемым по трубопроводу 16. Отделенный от солей на узле разделения 18
45 промывной раствор, содержащий отмытую от смеси солей щелочь по трубопроводу 17 направляют на вторую стадию выпаривания 10.

Отмытую от щелочи смесь поваренной соли и сульфата натрия по трубопроводу 19 подают в бак выщелачивания 21, где смешивают с охлажденной водой 20 при
50 температуре 18-20°C. При этом происходит полное выщелачивание сульфата натрия из смеси солей, а жидкая фаза полученной суспензии представляет собой хлорид-сульфатный рассол, содержащий 85-95 г/л Na_2SO_4 и 270-285 г/л NaCl . Данная суспензия по трубопроводу 22 подается на узел разделения 23, где из нее отделяется чистая

поваренная соль и по трубопроводу 24 направляемая на электролиз.

Отделенный от поваренной соли рассол по трубопроводу 25 подается в кристаллизатор 26, где охлаждается до температуры 5-12°C. Охлаждение рассола в кристаллизаторе происходит в результате его самоиспарения при понижении
5 давления, которое осуществляется за счет создания и поддержания в аппарате высокого вакуума, соответствующего остаточному давлению 0,6-1 кПа.

Создание столь высокого вакуума в кристаллизаторе 26 происходит вследствие отсасывания из него вторичного пара (имеющего температуру 1-8°C) по
10 трубопроводу 27 в абсорбер 28. В этом аппарате происходит поглощение вторичного пара циркулирующим раствором каустической соды по циркуляционному контуру 29. Перед подачей в абсорбер 28 циркулирующий по циркуляционному контуру 29 раствор смешивают с упаренным раствором каустической соды, полученным после
15 отделения из него смеси поваренной соли и сульфата натрия, подаваемым по трубопроводу 30. Расход циркулирующего раствора по циркуляционному контуру 29 в 2-5 раз превышает расход упаренного раствора. В циркуляционный контур 29 встроены теплообменник 31, в котором циркулирующий раствор, нагретый после
20 поглощения пара, охлаждается до 30-35°C водой, поступающей в теплообменник 31 по трубопроводу 32. Часть циркулирующего по циркуляционному контуру 29 раствора из абсорбера 28 отводится в виде продукционного раствора каустической соды по трубопроводу 33.

При охлаждении хлорид-сульфатного рассола в кристаллизаторе 26 с 18-20 до 5-
25 12°C происходит снижение растворимости сульфата натрия до 20-45 г/л, за счет чего из рассола кристаллизуется мирабилит. Во избежание выделения поваренной соли вместе с мирабилитом в кристаллизатор 26 подают воду по трубопроводу 34.

Полученная в кристаллизаторе 26 суспензия с кристаллами мирабилита по трубопроводу 35 подается на фильтр 36. На фильтре 36 обедненный сульфатом рассол
30 отделяется от кристаллов и отводится по трубопроводу 37. Вследствие выделения из рассола мирабилита, концентрация поваренной соли в нем возрастает относительно исходной. Поэтому по своему составу этот рассол вполне подходит для направления на электролиз. Для рационального использования холода, полученного в
35 кристаллизаторе 26 и для снижения энергозатрат, трубопровод обедненного сульфатом рассола 37 с температурой 5-12°C подсоединен к теплообменнику 38, к которому по трубопроводу 39 подведена вода. В теплообменнике 38 вода охлаждается
40 до 15-18°C, после чего по трубопроводу 20 подается в бак выщелачивания 21 для смешения с поваренной солью и сульфатом натрия. Нагретый рассол по трубопроводу 40 подают на электролиз.

Отфильтрованный от рассола на фильтре 36 осадок мирабилита по трубопроводу 41 подают в бак 43, где смешивают с сульфатным раствором,
поступающим по трубопроводу 42. Полученную в баке 43 суспензию по
45 трубопроводу 44 направляют на выпаривание в выпарной аппарат 45, в котором суспензию выпаривают при 45-55°C. Обогрев выпарного аппарата осуществляется конденсатом вторичного пара, полученным при выпаривании электролитической щелочи на выпарной установке, поступающим по трубопроводу 46.

Полученная в выпарном аппарате 45 суспензия, в которой находится выделившийся
50 из раствора сульфат натрия, по трубопроводу 47 направляется на узел разделения 48. Отделенный от раствора сульфат натрия выводится из цикла получения каустика в виде готового продукта по трубопроводу 49, а сульфатный раствор по трубопроводу 42 подается для смешения с мирабилитом в баке 43.

Сравнение показателей применения заявленной установки для получения каустической соды из электролитической щелочи и с показателями установки-прототипа показало, что заявленная установка позволяет снизить энергетические затраты. Общие затраты пара по предлагаемому решению составляют 31-60 кг на 1 тонну 100% NaOH. Согласно прототипу на создание вакуума при кристаллизации мирабилита необходимо затратить 400-500 кг на 1 тонну 100% NaOH, т.е. в 8-12 раз больше.

Таким образом, предлагаемая установка для получения каустической соды из электролитической щелочи позволяет достигнуть желаемого технического результата - снижения энергетических затрат при выделении сульфата натрия из цикла производства каустической соды. Кроме того, ее применение позволяет выводить сульфат натрия в продукционном виде фиксированного качества с минимальными энергозатратами.

(57) Реферат

Полезная модель относится к оборудованию химической технологии и может быть использована при получении каустической соды методом диафрагменного электролиза. Устройство содержит двухстадийную выпарную установку, для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора, соединенный с выпарным аппаратом первой стадии выпаривания и трубопроводом раствора со второй стадией выпаривания. Узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора соединен со второй стадией выпаривания и с узлом промывки этих солей от каустической соды, к которому, в свою очередь, подведен трубопровод промывного раствора. К узлу промывки подсоединен бак для смешения солей с водой, соединенный с узлом отделения поваренной соли от рассола. Бак связан трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при понижении давления и охлаждения. К баку подведен трубопровод подачи воды, подсоединенный к фильтру для отделения мирабилита от рассола. Новым в устройстве является то, что узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора второй стадии связан трубопроводом отвода отделенного от солей раствора с абсорбером, имеющим циркуляционный контур, по которому циркулирует раствор каустической соды. К абсорберу подсоединен паропровод от кристаллизатора, в циркуляционный контур встроены теплообменник, к которому подведен трубопровод воды, а на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра. 1 илл.

Установка для получения каустической соды из электролитической щелочи

Полезная модель относится к оборудованию химической технологии и может быть использована при получении каустической соды методом диафрагменного электролиза.

Устройство содержит двухстадийную выпарную установку, для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора, соединенный с выпарным аппаратом первой стадии выпаривания и трубопроводом раствора со второй стадией выпаривания. Узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора соединен со второй стадией выпаривания и с узлом промывки этих солей от каустической соды, к которому, в свою очередь, подведен трубопровод промывного раствора. К узлу промывки подсоединен бак для смешения солей с водой, соединенный с узлом отделения поваренной соли от рассола. Бак связан трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при понижении давления и охлаждения. К баку подведен трубопровод подачи воды, подсоединенный к фильтру для отделения мирабилита от рассола.

Новым в устройстве является то, что узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора второй стадии связан трубопроводом отвода отделенного от солей раствора с абсорбером, имеющим циркуляционный контур, по которому циркулирует раствор каустической соды. К абсорберу подсоединен паропровод от кристаллизатора, в циркуляционный контур встроены теплообменник, к которому подведен трубопровод воды, а на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра.

1 илл.

2009135515

МПК В 01D 1/26
С 01D 1/04

Установка для получения каустической соды из электролитической щелочи

Полезная модель относится к химической технологии и может быть использована при получении каустической соды методом диафрагменного электролиза.

При получении каустической соды диафрагменным методом электролизу подвергают рассол поваренной соли, содержащий 305-315 г/л NaCl. В этом рассоле должно быть ограничено содержание сульфата натрия (поступающего в процесс с исходной солью), которое не должно быть выше 5-10 г/л. После электролиза получают электролитическую щелочь, в которой содержится 115-140 г/л NaOH, 160-200 г/л NaCl и 5-10 г/л Na₂SO₄. Далее электролитическую щелочь упаривают до получения раствора каустической соды с содержанием NaOH 46-50 %. При выпаривании щелочи происходит концентрирование раствора и выделение из него в кристаллическом виде поваренной соли и сульфата натрия, которые отделяют от каустика и возвращают на электролиз в виде обратной соли. Причем, если возврат поваренной соли на электролиз ведет к снижению затрат сырья и к наиболее полному его использованию, то наличие сульфата натрия в обратной соли выше допустимого предела играет негативную роль: снижается эффективность процесса электролиза – уменьшается выход по току электролизеров, увеличивается износ анодов, образуются хлораты и гиперхлориты натрия, приводящие к усилению коррозии оборудования. Поэтому сульфат натрия необходимо выводить из процесса получения каустической соды.

С целью снижения затрат на производство необходимо получение наибольшего количества поваренной соли без примесей сульфатов. Для этого выпаривание электролитической щелочи ведут в две стадии. После первой стадии выпаривания – до получения, так называемой, средней щелочи с содержанием едкого натра 23-28 %, происходит кристаллизация чистой поваренной соли без сульфатов. Эту соль отделяют от раствора и возвращают на электролиз. В ходе дальнейшего концентрирования раствора до 46-50 % NaOH (вторая стадия) из него выделяются, как поваренная соль, так и сульфат натрия, который необходимо выделить из возвращаемой на электролиз обратной соли, во избежание указанных выше негативных явлений. Тем самым происходит вывод сульфатов из цикла получения каустической соды. При этом важной проблемой является снижение энергетических затрат на выделение и вывод сульфатов из процесса, а также улучшение качества обратной соли, подаваемой на электролиз.

Известна установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, описанная в книге: Беньковский С.В., Круглый С.М., Секованов С.К. Технология содопродуктов. –М.: Химия, 1972. –С.306-314. Установка состоит из двухстадийной выпарной установки для выпаривания щелочи, включающей выпарные аппараты для концентрирования раствора, узла промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора первой стадии, узла отделения от раствора второй стадии упаривания поваренной соли и сульфата натрия, с подведением к нему по трубопроводу промывного раствора для промывки этих солей от каустической соды, бака для смешения солей с обедненным сульфатом рассолом с циркуляционным контуром и теплообменником с подведенной к нему водой для циркуляции и охлаждения полученной в баке суспензии, соединенным с баком узла отделения поваренной соли от рассола, связанным с теплообменником для подогрева рассола и выделения из него безводного сульфата натрия, соединенного с узлом отделения сульфата от раствора, который соединен трубопроводом с баком для смешения с поваренной солью и сульфатом натрия, причем в трубопровод встроен теплообменник для охлаждения раствора, к которому подведена вода.

В известной установке при упаривании щелочи на первой стадии выпаривания выделяется чистая поваренная соль без сульфатов, которая, после отделения от раствора средней щелочи направляется на электролиз. На второй стадии выпаривания выделяются поваренная соль и сульфат натрия, которые отделяют от упаренного раствора каустической соды, промывают электрощелочью и водой, а затем смешивают с обедненным сульфатом рассолом. Температуру полученной суспензии поддерживают равной 18-20 °С, при которой растворимость сульфата натрия максимальна, а поваренной соли – минимальна. Для поддержания указанных температур суспензия со смесью солей циркулирует через теплообменник, в котором охлаждается. В результате этого весь сульфат натрия переходит в рассол. Кристаллическую поваренную соль отделяют от рассола и направляют на электролиз, а рассол подогревают до 80-90 °С. Вследствие обратного характера зависимости растворимости сульфата от температуры, из него выделяется кристаллический безводный сульфат натрия, который отделяют от рассола и выводят из цикла получения каустической соды. Обедненный сульфатом рассол охлаждают водой в отдельном теплообменнике и направляют в бак для смешения с поваренной солью и сульфатом натрия.

Недостатком известной установки является малый выход выделяющегося из рассола сульфата натрия, составляющий всего 30 кг с 1 м³. Причина этого в пологом характере зависимости растворимости сульфата натрия от температуры. Поэтому для выведения из процесса необходимого количества сульфатов требуется обеспечить циркуляцию большого количества рассола, а также расходовать значительное количество энергии, вначале на его

охлаждение, а затем на подогрев. В результате этого энергетические затраты на получение каустической соды возрастают.

Другой недостаток известной установки состоит в загрязнении выделяющегося из рассола кристаллического сульфата натрия поваренной солью. Поэтому отделенный от рассола сульфат не находит потребления и является отходом производства, загрязняющим окружающую среду.

Кроме того, недостатком известной установки является высокое содержание сульфатов в обратной соли (возвращаемой на электролиз). Причина этого состоит в малой степени выделения сульфата натрия из рассола, вследствие слабого изменения его растворимости. Поэтому количество сульфатов, выделяющихся из рассола и выводимых из цикла, невелико.

Известна установка для очистки от сульфатов смеси поваренной соли и сульфата натрия, отделенных от упаренного раствора каустической соды после второй стадии выпаривания электролитической щелочи (см. Фурман А.А., Бельды М.П., Соколов И.Д. Поваренная соль. Производство и применение в химической промышленности. –М.: Химия, 1989. –С.213-214.). Установка включает узлы для последовательной промывки указанных солей от каустической соды электролитической щелочью и водой, узел отделения солей от раствора, соединенный с ним бак для растворения промытой смеси солей в воде, к которому подведены трубопроводы воды и соляной кислоты для нейтрализации оставшейся щелочи, а также раствора хлористого кальция, присоединенного к баку узла отделения осадка гипса от раствора и его промывки от поваренной соли.

Недостаток известной установки состоит в необходимости применения специальных химических реагентов для вывода сульфатов. Так, для вывода из процесса 1 тонны сульфата натрия требуется израсходовать 1,6 т хлористого кальция и 0,13 т кальцинированной соды. Это приводит к увеличению эксплуатационных затрат, а также к образованию отходов гипса, направляемых в отвал.

Другим недостатком известной установки является то, что в ней возможен только частичный вывод сульфатов при их высоком содержании в рассоле.

Недостаток известной установки состоит также в загипсовывании оборудования, приводящем к частым остановкам и промывкам оборудования. Это вызывает необходимость упаривания промывных вод, что ведет к повышению энергозатрат.

Кроме того, недостатком известной установки являются потери, как каустической соды, вследствие нейтрализации ее соляной кислотой, так и поваренной соли, находящейся в осадке гипса, направляемом на сброс.

Наиболее близким по технической сущности к предлагаемому решению является установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, описанная в книге: Фурман А.А., Шрайбман С.С. Приготовление и очистка рассола. –М.: Химия, 1966. –С. 174-176.

Известная установка включает двухстадийную выпарную установку для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора первой стадии, узел отделения от раствора второй стадии упаривания поваренной соли и сульфата натрия, узел промывки этих солей от каустической соды, соединенный с ним бак для смешения их с водой, имеющий циркуляционный контур с теплообменником, присоединенные к узлу отделения поваренной соли от рассола, связанный трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при понижении давления и охлаждения, к которому подведен трубопровод подачи воды и подсоединенным к фильтру для отделения мирабилита от рассола. При этом кристаллизатор соединен паропроводом с трехступенчатой водоструйной эжекционной установкой. Данное устройство принято за прототип.

Указанная установка позволяет отказаться от использования химических реагентов и исключить потери каустической соды и поваренной соли.

В известной установке смешение смеси поваренной соли и сульфата натрия с водой ведут при 18-20 °С. При этом происходит выщелачивание сульфата натрия из смеси солей. Поддержание указанных температур, при которых растворимость сульфата натрия максимальная, а поваренной соли – минимальная, дает возможность полностью перевести сульфаты раствор. Для этого необходимо охлаждать получаемый хлорид-сульфатный рассол в специальном теплообменнике.

Выделение сульфата натрия из хлорид-сульфатного рассола при его охлаждении позволяет вывести из цикла получения каустической соды почти в 2 раза больше сульфатов, чем при нагревании. Причина этого заключается в гораздо более резком изменении характера растворимости сульфата натрия при снижении температуры, чем при повышении. При этом исключаются присущие установке для вывода сульфатов посредством нагревания затраты тепла на охлаждение обедненного сульфатом рассола и подогрев его после выщелачивания.

Охлаждение хлорид-сульфатного рассола осуществляется от 18-20 °С до 7 °С посредством самоиспарения при понижении давления. Для этого необходимо обеспечить откачивание образующегося низкопотенциального пара, имеющего очень большой объем при высоком вакууме, с целью чего применена трехступенчатая водоструйная эжекционная установка. В результате охлаждения рассола из него выделяется сульфат натрия в виде

десятиводного кристаллогидрата – мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$), который отделяют от раствора и выводят из цикла получения каустической соды. При этом получаемый мирабилит не содержит примесей поваренной соли и по своему качеству пригоден к использованию в промышленности.

Недостаток известной установки состоит в высоких энергетических затратах на создание и поддержание высокого вакуума при самоиспарении рассола, полученного при выщелачивании сульфата натрия из смеси солей. Высокие энергозатраты связаны с необходимостью сжатия вторичного пара, выделяющегося при самоиспарении рассола до температуры 7°C и имеющего остаточное давление около $0,7$ кПа. При этом энергетические затраты на компримирование пара достигают $10-18\%$ от общих энергозатрат на выпаривание электролитической щелочи.

Другим недостатком известной установки являются высокие затраты холода на охлаждение рассола при выщелачивании сульфата натрия из смеси солей при $18-20^\circ\text{C}$.

Недостаток известной установки состоит также в большом расходе промышленной воды, необходимой для водоструйной эжекционной установки.

Кроме того, недостатком известной установки является выделение сульфата натрия из цикла в виде десятиводного кристаллогидрата – мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). При этом для получения товарного сульфата натрия мирабилит необходимо обезвоживать.

Анализ известных решений и их недостатков дал возможность авторам предложить установку для получения каустической соды из электролитической щелочи, применение которой позволит достигнуть желаемого технического результата – снижения энергетических затрат при выводе сульфатов из цикла получения каустической соды и улучшения качества обратной соли, подаваемой на электролиз. Для этого необходимо решить главную задачу: снизить затраты энергии на создание и поддержание высокого вакуума при самоиспарении рассола и выделении из рассола мирабилита. Кроме того, требуется снизить энергозатраты при получении безводного сульфата натрия.

Для достижения ожидаемого технического результата вследствие решения указанной технической задачи заявляется установка для получения каустической соды из электролитической щелочи, включающая двухстадийную выпарную установку для выпаривания щелочи, узел промежуточного отделения поваренной соли от упаренного раствора, соединенный с выпарным аппаратом первой стадии выпаривания и трубопроводом раствора со второй, узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора, соединенный со второй стадией выпаривания и соединенный с ним узел промывки этих солей от каустической соды с подведенным к нему трубопроводом промывного раствора, к узлу промывки подсоединен бак для смешения солей с водой,

соединенный с узлом отделения поваренной соли от рассола, связанный трубопроводом с кристаллизатором для выделения из рассола мирабилита ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) в результате самоиспарения при понижении давления и охлаждения, к которому подведен трубопровод подачи воды и подсоединенным к фильтру для отделения мирабилита от рассола. Новым в установке является то, что узел отделения поваренной соли и сульфата натрия от упаренного раствора второй стадии связан трубопроводом отвода отделенного от солей раствора с абсорбером, имеющим циркуляционный контур, по которому циркулирует раствор каустической соды, к абсорберу подсоединен паропровод от кристаллизатора, в циркуляционный контур встроен теплообменник, к которому подведен трубопровод воды, а на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра. В заявленной установке фильтр соединен с баком для приема отделенного от рассола мирабилита, к которому подведен трубопровод сульфатного раствора, бак связан трубопроводом с выпарным аппаратом для выпаривания полученной суспензии, к которому подсоединен трубопровод конденсата вторичного пара, полученного при выпаривании электролитической щелочи, выпарной аппарат соединен с узлом отделения сульфата натрия, отделяемого от раствора и выводимого из цикла, а узел отделения сульфата натрия соединен трубопроводом сульфатного раствора с баком для приема мирабилита.

Заявляемая установка для получения каустической соды из электролитической щелочи является новой, т.к. из уровня техники не известны решения с такой же совокупностью существенных признаков, о чем свидетельствует приведенный выше анализ аналогов.

Полезная модель промышленно применима и может быть использована в химической технологии для получения каустической соды методом диафрагменного электролиза. Все признаки полезной модели выполнимы и воспроизводимы. Они используются для достижения ожидаемого технического результата в полном объеме.

Далее рассмотрим подробнее необходимость и достаточность для достижения желаемого технического результата – снижения энергетических затрат при выводе сульфатов из цикла получения каустической соды и улучшения качества обратной соли, подаваемой на электролиз, как каждого из отличительных признаков заявленного решения, так и всей совокупности.

Заявленные признаки предлагаемого технического решения позволяют обеспечить создание высокого вакуума для самоиспарения рассола после выщелачивания сульфата натрия из смеси с поваренной солью за счет поглощения выделяющегося при этом пара

раствором каустической соды, содержащим 46-50 % NaOH. Благодаря этому исключается необходимость в применении водо- или парожеторных вакуумных установок для компримирования пара от самоиспарения рассола, потребляющих 10-18 % от общих энергозатрат на выпаривание электролитической щелочи.

Поглощение низкопотенциального пара из кристаллизатора (с остаточным давлением 0,6-1 кПа) осуществляется раствором каустической соды, содержащим 46-50 % NaOH (имеющим температуру 30-35 °С) и происходит в абсорбере. Оно обусловлено физическими свойствами растворов едкого натра и происходит вследствие того, что упругость водяного пара над данным раствором ниже, чем давление пара. Поэтому раствор каустической соды при отмеченных условиях способен абсорбировать пар и, тем самым, обеспечить охлаждение хлорид-сульфатного рассола с 18-20 °С до 5-12 °С в кристаллизаторе путем самоиспарения при понижении давления, благодаря чему происходит выделение сульфатов в виде мирабилита.

При поглощении пара самоиспарения хлорид-сульфатного рассола в абсорбере раствором каустической соды с 46-50 % NaOH, полученным на второй стадии выпарной установки при выпаривании электролитической щелочи после отделения выделившихся солей, происходит разбавление каустика и снижение концентрации едкого натра в нем.

Благодаря подаче упаренного раствора каустической соды после отделения солей в абсорбере происходит поглощение пара раствором. Принципиальное отличие происходящей в аппарате операции поглощения пара из кристаллизатора охлажденным раствором каустической соды (с 46-50 % NaOH и с температурой 30-35 °С) от имеющей место в прототипе операции компримирования пара в водо- или пароструйной эжекционной установке заключается в том, что вместо сжатия пара осуществляется его абсорбция специально подготовленным для этого раствором. При компримировании пара в эжекционных установках происходит его сжатие за счет смешения с гораздо более высокопотенциальной средой, на создание высокого потенциала которой и потребляются основные затраты энергии. В результате абсорбции пара значительно снижаются энергетические затраты, связанные с необходимостью создания высокого вакуума в кристаллизаторе. При этом энергозатраты на подготовку раствора каустической соды согласно предлагаемому решению не превышают 1-2 % от общих затрат тепла на выпаривание электролитической щелочи, т.е. в 10-15 раз меньше, чем для известной установки.

В процессе поглощения пара из кристаллизатора раствором каустической соды в абсорбере за счет тепла, содержащегося в паре, происходит подогрев раствора. При этом его температура возрастает, что ведет к увеличению упругости водяного пара над раствором и

снижению его абсорбционной способности. В результате давление пара в кристаллизаторе возрастет, а выделение мирабилита – снизится, т.е. вывод сульфатов из цикла получения каустической соды уменьшится. Для сохранения заданной степени вывода сульфатов в кристаллизаторе требуется поддерживать такое давление, которое обеспечит приемлемую чистоту обратной соли. Для этого в абсорбер необходимо подать большее количество раствора каустической соды, чем получается на выпарной установке при выпаривании электролитической щелочи на заданную производительность. Поэтому абсорбер оснащен циркуляционным контуром с циркулирующим по нему раствором каустической соды. Благодаря этому обеспечивается постоянство давления в кристаллизаторе, позволяющее с требуемой полнотой выделить из раствора мирабилит, т.е. достигнуть заданную чистоту обратной соли.

При поглощении пара в абсорбере циркулирующий раствор каустической соды нагревается. Для обеспечения возможности поддерживать в кристаллизаторе такое давление, которое позволит в должной мере выделять сульфаты, циркуляционный контур снабжен теплообменником, к которому подведена вода для охлаждения нагретого циркулирующего раствора каустической соды (до температуры 30-35 °С). В этом случае, как показывает опыт работы, будут полностью выдержаны условия вывода сульфатов из цикла получения каустика.

С целью наиболее полного вывода сульфатов необходимо обеспечить, чтобы при смешении смеси поваренной соли и сульфата натрия с водой температура полученной суспензии была бы 18-20 °С (при которой растворимость сульфата натрия наибольшая, а поваренной соли – наименьшая). Для снижения энергетических затрат на получение указанной температуры на трубопроводе подачи воды к баку для смешения с солями, отделенными от упаренного раствора второй стадии и промытыми от каустической соды, размещен теплообменник, к которому подсоединен трубопровод отделенного от мирабилита рассола после фильтра. В нем вода охлаждается посредством теплообмена с холодным рассолом. Таким образом используется энергия, затраченная на самоиспарение хлорид-сульфатного рассола в кристаллизаторе. Благодаря этому снижаются энергозатраты.

В случае необходимости заявленная установка предусматривает возможность получения сульфата натрия в продукционном виде фиксированного качества. Для этого фильтр соединен с баком для приема отделенного от рассола мирабилита, к которому подведен трубопровод сульфатного раствора, бак связан трубопроводом с выпарным аппаратом для выпаривания полученной суспензии, к которому подводится по трубопроводу конденсат вторичного пара, полученный при выпаривании электролитической щелочи, выпарной аппарат соединен с узлом отделения сульфата натрия, отделяемого от раствора и

выводимого из цикла, а узел отделения сульфата натрия соединен трубопроводом сульфатного раствора с баком для приема мирабилита.

Десятиводный кристаллогидрат сульфата натрия – мирабилит имеет температуру плавления 32 °С. Смешение мирабилита в специальном баке с сульфатным раствором (с температурой 45-55 °С), позволяет нагреть кристаллы почти до температуры плавления. Поэтому при выпаривании полученной суспензии в выпарном аппарате расход тепла сокращается на 10-15 %.

К снижению затрат тепла на выделение сульфатов из цикла ведет также обогрев выпарного аппарата для получения безводного сульфата натрия конденсатом вторичного пара с выпарной установки для выпаривания электролитической щелочи. Температура этого конденсата обычно составляет 75-85 °С и его тепло, ввиду низкого потенциала, не находит применения. Поэтому необходимость в использовании пара отпадает. Таким образом, благодаря заявленным признакам предложенного технического решения снижаются энергетические затраты на получение сульфата натрия и вывод его из цикла.

Применение в заявленной установке признаков, позволяющих осуществить абсорбцию пара с целью создания высокого вакуума, благодаря чему происходит охлаждение, т.е. создание холода, является известным в промышленности приемом. При этом в известных решениях по созданию холода охлаждаемые растворы самоиспаряют при высоком вакууме, а вторичный пар от самоиспарения абсорбируют совершенно посторонним раствором-абсорбентом, который имеет низкую упругость паров растворителя (воды) над собой. Такими абсорбентами, например, являются растворы бромистого лития, нитрата кальция, серной кислоты, едкого натра и др. В заявленной установке предусмотрена подача в абсорбер в качестве абсорбента для поглощения пара раствора каустической соды, представляющего собой производственный раствор данного производства, который специально готовится для поглощения пара. Специальная подготовка абсорбента в заявленной установке состоит в упаривании раствора до заданной концентрации и отделения кристаллизовавшихся солей, а также в его охлаждении перед поглощением пара. Причем, в отличие от известных решений по применению абсорбции, в заявленной установке, во-первых, осуществляется непрерывная подготовка абсорбента - упаренного раствора каустической соды, добавляемого в абсорбер, а во-вторых, непрерывный отвод раствора, поглотившего пар, и замена его вновь подготовленным раствором. То есть происходит постоянное обновление абсорбирующего пар раствора в абсорбере с корректировкой его температуры, тогда как в известных способах абсорбент является постоянным в течение длительного времени.

Необходимо также отметить, что в качестве широко известных абсорбентов используются растворы только чистых веществ, т.к. наличие примесей ведет к снижению их

абсорбционной способности. То есть, если в качестве абсорбента применен раствор едкого натра, то это должен быть только чистый раствор. В заявленной установке в абсорбер для абсорбции пара подается раствор каустической соды, который от растворов едкого натра отличается наличием примесей поваренной соли и сульфата натрия. Благодаря этому раствор каустической соды не боится загрязнений брызгами и каплями хлорид-сульфатного рассола, которые уносятся с паром при кипении раствора в кристаллизаторе, т.к. эти примеси уже содержатся в каустике. Накопление же этих примесей в производственном растворе исключается, ввиду постоянного его отвода. В отличие от примененного в заявленной установке, известные растворы-абсорбенты, используемые в замкнутом цикле многократно, очень чувствительны к загрязнению. От этого они теряют свои абсорбционные свойства.

Кроме того, использование известных растворов-абсорбентов требует применения специальных установок для концентрирования с целью компенсации разбавления. Эти установки, как правило, содержат только испаритель, в котором удаляют из раствора поглощенную воду. В заявленной установке выпаривание раствора каустической соды, осуществляется в ходе основного процесса получения каустика. Для этого используется двухстадийная выпарная установка для концентрирования электролитической щелочи. Применение такой выпарной установки, имеющей по меньшей мере трех-четырехкратную степень использования пара, на которой электрощелочь упаривают почти в 5 раз (с 10-11 % до 46-50 %) позволяет иметь высокую тепловую эффективность и небольшой расход пара. Вследствие этого заявленный способ приводит к снижению энергетических затрат не только по сравнению со способом-прототипом, но и по сравнению с другими известными способами применения известных абсорбентов.

Таким образом, заявленная в предлагаемом техническом решении совокупность признаков дает возможность применить абсорбцию пара специально приготовленным раствором каустической соды, полученным при выпаривании электролитической щелочи, существенно отличается от применения известных растворов-абсорбентов, т.к. проявляет другие свойства, приведенные выше и позволяющие снизить потребление энергетических затрат.

Подтверждением изложенного служит представленное ниже описание выполнения заявленной установки для получения каустической соды из электролитической щелочи, которое поясняется схемой, приведенной на фиг. 1.

Электролитическая щелочь, полученная при диафрагменном электролизе, по трубопроводу 1 поступает на первую стадию выпаривания выпарной установки 2. Для ее обогрева по паропроводу 3 подается пар, а полученный при этом конденсат отводится по трубопроводу 4 из греющей камеры 5. Упаренный раствор после первой стадии выпаривания

по трубопроводу 6 поступает на узел разделения 7, где отделяют поваренную соль и отводят ее по трубопроводу 8 на электролиз.

Отделенный от соли раствор средней щелочи по трубопроводу 9 подают для упаривания на вторую стадию выпаривания выпарной установки 10, которую обогревают паром, подаваемым по трубопроводу 11, получая конденсат, отводимый по трубопроводу 12. На этой стадии получают упаренный раствор каустической соды с 46-50 % едкого натра, который отводят по трубопроводу 13 и после охлаждения направляют на узел разделения 14, где от него отделяют смесь поваренной соли и сульфата натрия и отводят по трубопроводу 15. Указанные соли промывают от каустической соды промывным раствором (исходной щелочью или водой), подаваемым по трубопроводу 16. Отделенный от солей на узле разделения 18 промывной раствор, содержащий отмытую от смеси солей щелочь по трубопроводу 17 направляют на вторую стадию выпаривания 10.

Отмытую от щелочи смесь поваренной соли и сульфата натрия по трубопроводу 19 подают в бак выщелачивания 21, где смешивают с охлажденной водой 20 при температуре 18-20 °С. При этом происходит полное выщелачивание сульфата натрия из смеси солей, а жидкая фаза полученной суспензии представляет собой хлорид-сульфатный рассол, содержащий 85-95 г/л Na_2SO_4 и 270-285 г/л NaCl . Данная суспензия по трубопроводу 22 подается на узел разделения 23, где из нее отделяется чистая поваренная соль и по трубопроводу 24 направляемая на электролиз.

Отделенный от поваренной соли рассол по трубопроводу 25 подается в кристаллизатор 26, где охлаждается до температуры 5-12 °С. Охлаждение рассола в кристаллизаторе происходит в результате его самоиспарения при понижении давления, которое осуществляется за счет создания и поддержания в аппарате высокого вакуума, соответствующего остаточному давлению 0,6-1 кПа.

Создание столь высокого вакуума в кристаллизаторе 26 происходит вследствие отсасывания из него вторичного пара (имеющего температуру 1-8 °С) по трубопроводу 27 в абсорбер 28. В этом аппарате происходит поглощение вторичного пара циркулирующим раствором каустической соды по циркуляционному контуру 29. Перед подачей в абсорбер 28 циркулирующий по циркуляционному контуру 29 раствор смешивают с упаренным раствором каустической соды, полученным после отделения из него смеси поваренной соли и сульфата натрия, подаваемым по трубопроводу 30. Расход циркулирующего раствора по циркуляционному контуру 29 в 2-5 раз превышает расход упаренного раствора. В циркуляционный контур 29 встроены теплообменник 31, в котором циркулирующий раствор, нагретый после поглощения пара, охлаждается до 30-35 °С водой, поступающей в теплообменник 31 по трубопроводу 32. Часть циркулирующего по циркуляционному

контуру 29 раствора из абсорбера 28 отводится в виде продукционного раствора каустической соды по трубопроводу 33.

При охлаждении хлорид-сульфатного рассола в кристаллизаторе 26 с 18-20 до 5-12 °С происходит снижение растворимости сульфата натрия до 20-45 г/л, за счет чего из рассола кристаллизуется мирабилит. Во избежание выделения поваренной соли вместе с мирабилитом в кристаллизатор 26 подают воду по трубопроводу 34.

Полученная в кристаллизаторе 26 суспензия с кристаллами мирабилита по трубопроводу 35 подается на фильтр 36. На фильтре 36 обедненный сульфатом рассол отделяется от кристаллов и отводится по трубопроводу 37. Вследствие выделения из рассола мирабилита, концентрация поваренной соли в нем возрастает относительно исходной. Поэтому по своему составу этот рассол вполне подходит для направления на электролиз. Для рационального использования холода, полученного в кристаллизаторе 26 и для снижения энергозатрат, трубопровод обедненного сульфатом рассола 37 с температурой 5-12 °С подсоединен к теплообменнику 38, к которому по трубопроводу 39 подведена вода. В теплообменнике 38 вода охлаждается до 15-18 °С, после чего по трубопроводу 20 подается в бак выщелачивания 21 для смешения с поваренной солью и сульфатом натрия. Нагретый рассол по трубопроводу 40 подают на электролиз.

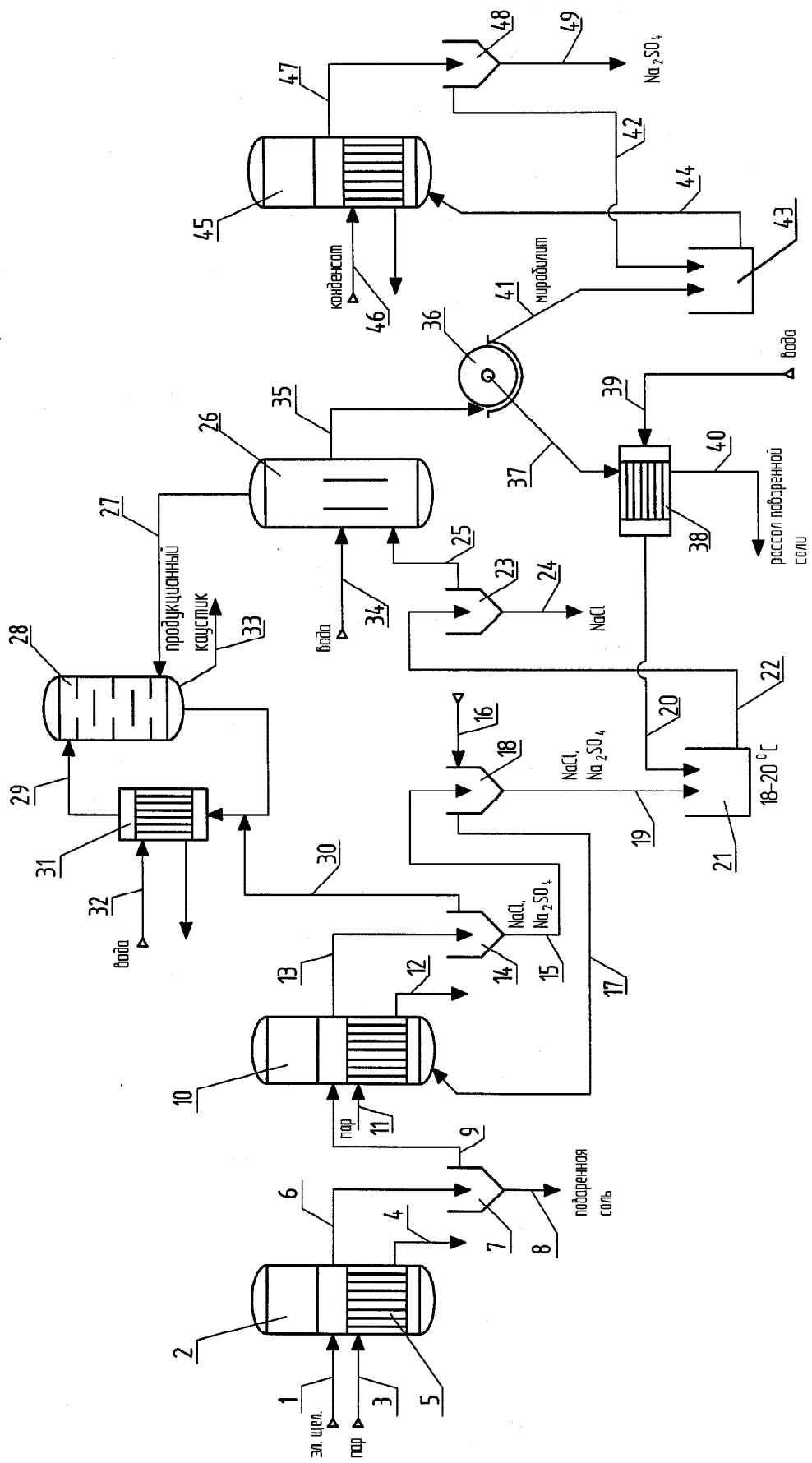
Отфильтрованный от рассола на фильтре 36 осадок мирабилита по трубопроводу 41 подают в бак 43, где смешивают с сульфатным раствором, поступающим по трубопроводу 42. Полученную в баке 43 суспензию по трубопроводу 44 направляют на выпаривание в выпарной аппарат 45, в котором суспензию выпаривают при 45-55 °С. Обогрев выпарного аппарата осуществляется конденсатом вторичного пара, полученным при выпаривании электролитической щелочи на выпарной установке, поступающим по трубопроводу 46.

Полученная в выпарном аппарате 45 суспензия, в которой находится выделившийся из раствора сульфат натрия, по трубопроводу 47 направляется на узел разделения 48. Отделенный от раствора сульфат натрия выводится из цикла получения каустика в виде готового продукта по трубопроводу 49, а сульфатный раствор по трубопроводу 42 подается для смешения с мирабилитом в баке 43.

Сравнение показателей применения заявленной установки для получения каустической соды из электролитической щелочи и с показателями установки-прототипа показало, что заявленная установка позволяет снизить энергетические затраты. Общие затраты пара по предлагаемому решению составляют 31-60 кг на 1 тонну 100 % NaOH. Согласно прототипу на создание вакуума при кристаллизации мирабилита необходимо затратить 400-500 кг на 1 тонну 100 % NaOH, т.е. в 8-12 раз больше.

Таким образом, предлагаемая установка для получения каустической соды из электролитической щелочи позволяет достигнуть желаемого технического результата – снижения энергетических затрат при выделении сульфата натрия из цикла производства каустической соды. Кроме того, ее применение позволяет выводить сульфат натрия в продукционном виде фиксированного качества с минимальными энергозатратами.

Установка для получения каустической соды из электролитической щелочи



Фиг. 1