



ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА
ПО ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ СОБСТВЕННОСТИ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(21)(22) Заявка: 2010139109/04, 20.02.2009

(24) Дата начала отсчета срока действия патента:
20.02.2009

Приоритет(ы):

(22) Дата подачи заявки: 20.02.2009

(43) Дата публикации заявки: 27.03.2012 Бюл. № 9

(45) Опубликовано: 10.08.2014 Бюл. № 22

(56) Список документов, цитированных в отчете о
поиске: US 4822926 A, 18.04.1989; . US 5336791
A, 09.08.1994; . SU 813076 A3, 15.05.1981; . US
3964980 A, 22.06.1976; . US 5529667 A,
25.06.1996

(85) Дата начала рассмотрения заявки РСТ на
национальной фазе: 23.09.2010

(86) Заявка РСТ:
US 2009/001095 (20.02.2009)

(87) Публикация заявки РСТ:
WO 2009/105252 (27.08.2009)

Адрес для переписки:

129090, Москва, ул. Большая Спасская, 25, стр.
3, ООО "Юридическая фирма "Городисский и
Партнеры"

(72) Автор(ы):

ОЗЕРО Брайан (US)

(73) Патентообладатель(и):

ОЗЕРО Брайан (US)

(54) УСОВЕРШЕНСТВОВАННЫЙ СПОСОБ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ЭТИЛЕНОКСИДА

(57) Реферат:

Изобретение относится к усовершенствованному способу извлечения этиленоксида (ЭО), предназначенного для использования в качестве сырья объединенных установок по производству этиленгликоля и очистки ЭО. В соответствии с изобретением предложенный способ включает подачу парообразного потока продуктов реакции, содержащего ЭО, CO₂, формальдегид и органические кислотные соединения, сначала в нижнюю секцию закалочной зоны и осуществление в указанной нижней секции контакта парообразного потока продуктов

реакции с разбавленным водным раствором щелочного гидроксида, где указанный щелочной гидроксид вступает в реакцию с CO₂ с образованием карбонатов и бикарбонатов, которые вступают в реакцию и, тем самым, нейтрализуют органические кислотные примеси, контактирование прошедшего мокрую очистку парообразного потока продуктов реакции, выходящего из верхней части нижней секции закалочной зоны с первой сеткой-каогулянтом; последующую подачу парообразного потока продуктов реакции, прошедшего указанную предварительную обработку, в секцию промывки

водой, где его промывают свежей технологической водой для абсорбции какой-либо захваченной щелочной закалочной жидкости и паров формальдегида, осуществление контакта потока промывной воды, выходящего из нижней части секции промывки водой, с первой сеткой-коагулянт и подачу его в верхнюю часть нижней закалочной зоны, пропускание парообразного потока продуктов реакции, выходящего из секции промывки водой, через вторую сетку-коагулянт и подачу его в нижнюю часть абсорбера, ЭО, где его подвергают противоточной промывке рециркулируемой, не содержащей ЭО технологической водой для абсорбции ЭО с целью получения содержащего ЭО абсорбата; направление первой части, содержащей 15-75% разбавленного, содержащего

ЭО абсорбата из абсорбера ЭО непосредственно в реабсорбер/остаточный абсорбер ЭО, где дополнительное количество ЭО абсорбируют из пара верхнего погона десорбера ЭО с получением высокочистого раствора ЭО в воде с заданной концентрацией ЭО, предназначенного для использования в качестве сырья реакции получения гликоля и/или сырья для очистки ЭО, и направление второй, оставшейся части разбавленного, содержащего ЭО, абсорбата из абсорбера ЭО в десорбер ЭО, где ЭО и абсорбированные неконденсирующиеся газы полностью десорбируются паром, а не содержащий ЭО поток кубового продукта охлаждают и рециркулируют обратно в абсорбер ЭО. Технический результат - повышение степени чистоты извлекаемого ЭО. 4 з.п. ф-лы, 4 ил.

RU 2 5 2 5 2 3 7 C 2

RU 2 5 2 5 2 3 7 C 2



FEDERAL SERVICE
FOR INTELLECTUAL PROPERTY

(12) ABSTRACT OF INVENTION

(21)(22) Application: **2010139109/04, 20.02.2009**

(24) Effective date for property rights:
20.02.2009

Priority:

(22) Date of filing: **20.02.2009**

(43) Application published: **27.03.2012** Bull. № 9

(45) Date of publication: **10.08.2014** Bull. № 22

(85) Commencement of national phase: **23.09.2010**

(86) PCT application:
US 2009/001095 (20.02.2009)

(87) PCT publication:
WO 2009/105252 (27.08.2009)

Mail address:

**129090, Moskva, ul. Bol'shaja Spasskaja, 25, str. 3,
OOO "Juridicheskaja firma "Gorodisskij i Partnery"**

(72) Inventor(s):

OZERO Brajan (US)

(73) Proprietor(s):

OZERO Brajan (US)

(54) IMPROVED METHOD OF ETHYLENE OXIDE EXTRACTION

(57) Abstract:

FIELD: chemistry.

SUBSTANCE: invention relates to improved method of extraction of ethylene oxide (EO), intended for application as raw material for combined installations for production of ethyleneglycol and EO purification. In accordance with invention claimed method includes supply of steam-like flow of reaction products, containing EO, CO₂, formaldehyde and organic acidic compounds, first to bottom section of quenching zone and realisation in said bottom zone of contact of steam-like flow of reaction products with diluted water solution of alkaline hydroxide, where said alkaline hydroxide reacts with CO₂ with formation of carbonates and bicarbonates, which react and thus neutralise organic acidic admixtures, contact of subjected to wet purification steam-like flow of reaction products, output from top part of bottom section of quenching zone, with first mesh coagulant, further supply of steam-like flow of reaction products, which was subjected to said preliminary processing, into section with water washing, where it is washed with fresh technological water to absorb

any caught alkaline quenching liquid and formaldehyde vapours, realisation of contact of washing water flow, output from bottom part of section of water washing, with first mesh coagulant and its supply into top part of bottom quenching zone, passing steam-like flow of reaction products, output from section of water washing, through second mesh coagulant and its supply into bottom part of absorber, EO, where it is subjected to countercurrent washing with recycled, EO-free technological water to absorb EO in order to obtain EO-containing absorbate; supply of first part, containing 15-75% of diluted, EO-containing absorbate from EO absorber directly into EO reabsorber/residual absorber, where additional amount of EO is absorbed from vapour of upper distillate of EO desorber with obtaining highly pure EO solution with specified EO concentration, intended for application as raw material for reaction of obtaining glycol and/or raw material for EO purification, and supply of second remaining part of diluted, EO-containing absorbate from EO absorber into EO desorber, where EO and absorbed non-condensable

gases are completely desorbed by vapour and flow of bottom product, which does not contain EO, is cooled and recycled back into EO absorber.

EFFECT: increased degree of purity of extracted EO.
5 cl, 4 dwg

R U 2 5 2 5 2 3 7 C 2

R U 2 5 2 5 2 3 7 C 2

Настоящее изобретение относится к усовершенствованию извлечения этиленоксида (ЕО) из газообразного потока реакторов по производству этиленоксида с целью его использования в качестве сырья объединенных установок по производству гликоля с целью изготовления этиленгликоля (ЕГ) качества, пригодного для производства сложных полиэфиров. Более конкретно, настоящее изобретение относится к усовершенствованным устройствам абсорбции/десорбции, предназначенным для использования на стадии извлечения ЕО объединенных установок по производству ЕО/ЕГ и обеспечивающим производство более чистого сырья, состоящего из этиленоксида и воды, для установки по производству гликоля, а также существенную экономию как в энергопотреблении, так и в капиталовложениях.

Уровень техники

Когда этиленоксид изготавливают путем катализируемого серебром парофазного частичного окисления этилена молекулярным кислородом, получают горячий газообразный поток исходящий из реактора. Содержание в нем этиленоксида очень мало, обычно, в диапазоне 1-3% мол., а извлечение этиленоксида из исходящего газа, как это традиционно делают, включает охлаждение газа в системе теплообменников и абсорбцию водой с получением очень разбавленного раствора ЕО.

Назначением стадии абсорбции водой является селективная абсорбция этиленоксида из исходящего реакционного газа при минимальной одновременной абсорбции других также присутствующих газообразных материалов, таких как непрореагировавшее сырье, разбавители и побочные продукты реакции. Однако, поскольку абсорбер функционирует при относительно высоком давлении, обычно только немногим ниже давления в реакторе, и поскольку нужно существенное количество абсорбционной воды, наряду с этиленоксидом попутно могут абсорбироваться значительные количества являющегося побочным продуктом диоксида углерода и нежелательных следовых примесей, таких как формальдегид, ацетальдегид и кислотные побочные продукты, образующиеся на стадии их окисления.

В десорбере ЕО при помощи пара десорбируют весь абсорбированный этиленоксид, а также весь диоксид углерода и ацетальдегид и существенные количества формальдегида, альдегидокислот и примесей, которые, возможно, были абсорбированы. Пар из верхней части десорбера затем охлаждают с целью конденсации большей части воды, части этиленоксида и большей части формальдегида, кислот и тяжелых примесей, которые, на некоторых установках, возвращают в десорбер. Несконденсировавшийся пар десорбера содержит являющийся продуктом этиленоксид, который, обычно, реабсорбируют обратной водой установок по производству гликоля и очистке ЕО с целью получения более концентрированного водного раствора, который перекачивают насосом и используют в качестве сырья установки по очистке ЕО или преобразуют в гликоль в установке по производству гликоля.

Несмотря на то, что десорбер, обычно, функционирует почти при атмосферном давлении, температура внутри десорбера достаточно высока для термической гидратации небольшой, но значительной части этиленоксида в этиленгликоль. Гликоль, образующийся в десорбере, непрерывно выводят в виде разбавленной промывной смеси гликоль-вода, которая загрязнена формальдегидом, альдегидокислотами и, на некоторых установках, другими примесями. Присутствие альдегидов, альдегидокислот и примесей в любом сырье установок по производству гликоля чрезвычайно нежелательно, поскольку ведет к образованию в реакторе по производству гликоля побочных продуктов, снижающих качество гликоля как продукта, применяемого для изготовления УФ-волокон. Сложно повысить содержание гликоля в загрязненной

промывной смеси до качества, соответствующего последующему изготовлению сложных полиэфиров (волокон), что было бы предпочтительным, и в известном уровне техники имеются защищенные патентами инновации, позволяющие уменьшить содержание примесей в сырье установок по производству гликоля надлежащего с точки зрения

5 изготовления волокон качества.

В патенте США № 3904656 описано использование обработки на ионообменном и углеродном слое спускаемых потоков кубового продукта десорбера с целью удаления кислых солей и поглощающих УФ-излучение примесей до направления этих потоков в основную секцию испарения установки по производству гликоля.

10 В патенте США № 3964980 (в промышленном масштабе предложенном Scientific Design Company Inc.) предлагается дефлегмивать сконденсированную часть верхнего погона десорбера, содержащую формальдегид и альдегидные кислоты, снова в десорбер с целью получения в кубовом продукте реабсорбера более чистого раствора ЕО, который подают в реактор по производству гликоля. Спускаемый поток кубового продукта

15 десорбера перед его добавлением в основную испарительную секцию установки по производству гликоля обрабатывают как описано в патенте США № 3904656.

В патенте США № 4822926 (в промышленном масштабе предложенном Shell Company) исходящий поток реактора получения ЕО после теплообменника сначала направляют в закалочную секцию абсорбера ЕО. Здесь происходит его мокрая очистка

20 рециркулируемым охлажденным водным раствором щелочи с целью абсорбции и нейтрализации кислых соединений, таких как уксусная и муравьиная кислоты. Также абсорбируется часть следовых количеств являющегося побочным продуктом формальдегида. Затем часть закалочной среды спускают с целью удаления попутно образующейся воды, которая частично конденсируется. Газы из закалочной секции

25 направляют в основную часть абсорбера ЕО, где они подвергаются дополнительной мокрой очистке холодной водой для извлечения ЕО, который затем очищают или преобразуют в гликоль пригодного для производства волокон качества. Спускаемая закалочная среда, которая обычно содержит 0,5-3,0% вес. ЕО и сравнимые концентрации гликоля и солей натрия, может быть направлена в десорбер спускаемой закалочной

30 среды, где десорбируют и извлекают ЕО. Не содержащий ЕО кубовый продукт десорбера закалочной среды может быть выведен как поток отходов или отдельно подвергнут обработке с целью извлечения гликоля технического качества. В качестве альтернативы, спускаемая закалочная среда, содержащая ЕО, может быть пропущена через трубчатый реактор с целью преобразования ЕО в гликоль, после чего подвергнута обработке для

35 извлечения гликоля технического качества и удаления солей, формальдегида и воды.

В патенте США № 6417411 описан способ производства ЕО/ЕГ, включающий схему потоков абсорбции/десорбции ЕО, аналогичную описанной в патенте США № 3964980, в которой спускаемый поток кубового продукта десорбера подают в «колонну

40 концентрирования побочно образующегося гликоля», где отделяется большая часть воды подаваемого потока с образованием потока концентрированного побочно образующегося гликоля, который затем подвергают обработке отдельно от основного гликолевого продукта с целью извлечения гликоля.

В способе, описанном в патентах США №№ 3904656, 3964980 и 6417411, эффективно предотвращается загрязнение солями, кислотами и большинством тяжелых альдегидных

45 примесей продукта технологических схем объединенных установок по производству ЕО/ЕГ, то есть этиленгликоля качества, пригодного для производства сложных полиэфиров, но загрязнение формальдегидом сырьевых потоков объединенных установок по производству гликоля снижается неадекватно. В результате концентрация

формальдегида в рециркулируемой воде реакции получения гликоля нарастает, что в ходе реакции с этиленоксидом или этиленгликолем в основном реакторе получения гликоля приводит к образованию нежелательно больших количеств тяжелых альдегидных примесей. Большинство этих тяжелых альдегидных примесей оказываются в дистилляте этиленгликоля и отрицательно сказываются на качестве продукта - гликоля, предназначенного для производства УФ-волокон.

Следовательно, в данной области уже давно существует потребность в простой, недорогой и эффективной технологической схеме абсорбции ЕО, которая обеспечивала бы адекватное снижение содержания формальдегида в сырьевых потоках установок по производству гликоля пригодного для преобразования в сложные полиэфиры качества, исключала дорогостоящую обработку спускаемых потоков сырья и/или продукта - гликоля, пригодного для получения сложных полиэфиров, и устраняла необходимость попутного производства этиленгликоля технического качества. Чтобы ограничить производство менее желательного диэтиленгликоля, все некаталитические адиабатические реакторы по производству гликоля, которые наиболее широко применяются, функционируют при очень высоких молярных отношениях вода/ЕО, см. фиг. 1, подготовленную на основании обработки опубликованных в литературе результатов исследований, на которой видно, что при молярном отношении вода/ЕО 22:1 (10% вес. ЕО) теоретический выход моноэтиленгликоля (МЭГ) составляет около 91,5% мол., что эквивалентно, примерно, 92,7% вес. МЭГ в продукте. Однако в литературе сообщается, что при высоких отношениях вода/ЕО в промышленных реакторах селективность образования МЭГ и выход МЭГ «несколько ниже», чем теоретические значения, представленные на фиг. 1.

Как видно на фиг. 1, благоприятное влияние увеличения оборота воды на выход МЭГ начинает быстро снижаться, когда отношение вода/ЕО превышает 15. Следовательно, при оптимизации конструкции установки по производству гликоля повышенный выход МЭГ, являющийся результатом увеличения оборота воды, уравнивается возрастающими капитальными затратами и затратами на энергоснабжение. В итоге промышленные некаталитические установки обычно функционируют при отношении вода/ЕО в диапазоне 18-25:1 (эквивалентно концентрациям ЕО 12 - 8,5% вес.). Таким образом, в данной области также существует потребность в недорогом и экономичном способе обеспечения возможности увеличить молярное отношение вода/ЕО в реакторе по производству гликоля до 30-35:1, чтобы повысить выход целевого продукта, моноэтиленгликоля.

Преимуществом настоящего изобретения является увеличение производства этиленгликоля, пригодного для получения сложных полиэфиров, путем уменьшения количества спускаемого гликоля или не отвечающих техническим требованиям продуктов, которые разлагаются до менее ценных продуктов технического качества, производимых при использовании способов извлечения ЕО известного уровня техники.

Сущность изобретения

Настоящее изобретение является усовершенствованием способа извлечения этиленоксида из парообразного потока продуктов реакции, содержащего этиленоксид, CO_2 , формальдегид, ацетальдегид и органические кислотные соединения, каковой способ включает:

абсорбцию этиленоксида и части указанных CO_2 , формальдегида, ацетальдегида и органических кислотных соединений водой с образованием абсорбционного потока; осуществление контакта указанного абсорбционного потока с паром с целью

десорбции этиленоксида, CO_2 , формальдегида, ацетальдегида и органических кислотных соединений из указанного абсорбционного потока с образованием десорбционного потока;

конденсацию воды, формальдегида и части этиленоксида, ацетальдегида и органических кислотных соединений;

извлечение потока продукта - парообразного этиленоксида,

где усовершенствование включает подачу указанного парообразного потока продуктов реакции сначала в нижнюю секцию закалочной зоны и осуществление в указанной нижней секции контакта парообразного потока продуктов реакции с разбавленным водным раствором щелочного гидроксида, где указанный щелочной гидроксид вступает в реакцию с CO_2 с образованием карбонатов и бикарбонатов, которые вступают в реакцию и, тем самым, нейтрализуют органические кислотные примеси, осуществление контакта парообразного потока продуктов реакции, выходящего из нижней секции, и потока жидкой воды с первой сеткой-коагулятором, осуществление контакта парообразного потока продуктов реакции после указанной первой сетки-коагулятора со второй сеткой-коагулятором в верхней секции указанной закалочной зоны и извлечение прошедшего предварительную обработку парообразного потока продуктов реакции.

В предпочтительном варианте осуществления изобретения прошедший предварительную обработку парообразный поток продуктов реакции подают в секцию промывки водой, в которой его промывают свежей технологической водой для абсорбции какой-либо оставшейся захваченной закалочной жидкости и паров формальдегида;

направляют указанный прошедший предварительную обработку парообразный поток продуктов реакции из секции промывки водой через устройство предотвращения уноса жидкости в нижнюю часть абсорбера ЕО, где его подвергают противоточной промывке рециркулируемой, не содержащей ЕО технологической водой для абсорбции этиленоксида с целью получения содержащего ЕО абсорбата;

направляют первую часть, содержащую 10-90%, предпочтительно 15-75% разбавленного, содержащего ЕО абсорбата из абсорбера ЕО непосредственно в реабсорбер/остаточный абсорбер ЕО, где дополнительное количество ЕО абсорбируется из пара верхнего погона десорбера ЕО с получением высокочистого раствора ЕО/вода с заданной концентрацией ЕО, предназначенного для использования в качестве сырья реакции получения гликоля или очистки ЕО;

направляют вторую, оставшуюся часть (90-10%, предпочтительно 85-25%) разбавленного, содержащего ЕО абсорбата из абсорбера ЕО в десорбер ЕО, где ЕО и абсорбированные неконденсирующиеся газы полностью десорбируются паром, а не содержащий ЕО поток кубового продукта охлаждают и рециркулируют обратно в абсорбер ЕО.

В соответствии с настоящим изобретением на тех установках, где используется технологическая схема извлечения ЕО, подобная описанной в патенте США № 3964980 (который относится к установкам, разработанным Scientific Design), система абсорбции заменяется эффективным закалочным абсорбером, но основная система десорбции/реабсорбции ЕО сохраняется. Отдельная закалочная колонна (или нижняя секция нового абсорбера) предназначена для полной мокрой очистки исходящего газа реактора получения ЕО рециркулируемым, охлажденным, разбавленным щелочным раствором - 1-30%, предпочтительно 1-15% раствором щелочного гидроксида, с целью нейтрализации органических кислот и абсорбции максимально возможного количества

(около 90-98%) формальдегида и других тяжелых (в воде) альдегидных примесей. Очищенный газ из закалочной секции пропускают через высокоэффективную сетку-коагулятор для удаления захваченного закалочного раствора, после чего промывают небольшим количеством свежей воды одноразового использования (и/или оборотной) для удаления захваченной закалочной жидкости и дополнительной абсорбции формальдегида. Исходящий поток промывной воды секции промывки затем сливают в нижнюю закалочную секцию для снижения концентрации формальдегида и абсорбированных примесей и их более полного перехода в охлаждающий раствор.

Промытый рециркулируемый газ, который почти не содержит формальдегида и тяжелых примесей и совсем не содержит кислот, пропускают через сетку-коагулятор для удаления захваченной промывной жидкости, после чего подвергают тщательной мокрой очистке в абсорбере технологической водой одноразового использования (рециркулируемой из десорбера и установки по производству гликоля), чтобы полностью абсорбировать этиленгликоль и получить разбавленный (1-5% вес.) раствор ЕО в воде.

Краткое описание чертежей

На фиг. 1 представлен график, отражающий влияние отношения вода/ЕО на состав продукта реактора по производству гликоля.

На фиг. 2 схематически показано внедрение усовершенствованного способа в технологическую схему системы извлечения известного уровня техники, подобную описанной в патенте США № 3964980, представляющее собой новую промывную/закалочную колонну и десорбер закалочной промывной среды и введение байпасного потока обогащенного ЕО абсорбата непосредственно в реабсорбер ЕО.

На фиг. 3 схематически показано внедрение усовершенствованного способа в технологическую схему системы извлечения известного уровня техники, подобную описанной в патенте США № 4822926, представляющее собой усовершенствованную промывную/закалочную колонну и модифицированную систему десорбции ЕО с введением байпасного потока обогащенного ЕО абсорбата в обход десорбера в остаточный абсорбер для абсорбции дополнительного количества ЕО.

На фиг. 4 показано максимальное потенциальное увеличение расхода потока в обход десорбера (и соответствующая экономия на десорбере) с увеличением концентрации ЕО в абсорбате и с увеличением отношения вода/ЕО в сырье реактора по производству гликоля с целью получения более тяжелых гликолей.

Подробное описание изобретения

Большая часть воды, образующейся в реакторе по производству ЕО, конденсируется в закалочном мокром газоочистителе. Для сохранения водного баланса в системе закалки водой нужно нетто: конденсат щелочной закалочной среды плюс промывная вода. Поскольку вся промывная смесь в кубовом продукте после закалки также содержит ЕО в небольшой концентрации (1-4% вес.), ее подвергают десорбции ЕО в небольшой десорбционной колонне для промывной смеси, работающей параллельно с основным десорбером. Чтобы избежать загрязнения парообразного ЕО, являющегося продуктом основного десорбера, формальдегидом и захваченными кислыми солями из небольшого десорбера для промывной смеси, обогащенный ЕО пар верхнего погона десорбера для промывной смеси частично конденсируют, а загрязненный конденсат возвращают в качестве флегмы в десорбер для промывной смеси. Не содержащий ЕО кубовый продукт десорбера для закалочной промывной смеси, таким образом, содержит почти весь формальдегид и тяжелые альдегидные примеси и все (нейтрализованные) кислоты, образующиеся в системе по производству ЕО. Поскольку количество гликоля в этом небольшом количестве промывной смеси (образующееся в результате гидратации

ЕО в закалочном мокром газоочистителе и десорбере для промывной смеси) чрезвычайно мало, оно обычно не оправдывает установку специального оборудования для извлечения гликоля из промывной смеси, которая на большинстве установок может быть направлена непосредственно на стадию обработки отходов. В качестве

5 альтернативы, закалочная/промывная смесь может быть подвергнута обработке с целью извлечения содержащегося в ней гликоля в виде продукта технического качества.

Из потока разбавленного содержащего ЕО и воду кубового продукта абсорбера, который не содержит органических кислот и, по существу, не содержит формальдегида и тяжелых загрязняющих примесей, полностью десорбируют ЕО и растворенные газы

10 в основном десорбере ЕО. Обогащенный ЕО и водой пар из его верхней части охлаждают и частично конденсируют в верхнем теплообменнике при помощи воздуха или охлаждающей воды. В отличие от способа, описанного в патенте США № 3964980, исходящие потоки и пара, и конденсата из конденсатора основного десорбера подают в реабсорбер, так как конденсат, который обогащен ЕО, также, по существу, не содержит

15 примесей. Благодаря этому повышается эффективность стадии десорбции/реабсорбции ЕО по сравнению с известным уровнем техники.

В усовершенствованном способе высокочистый содержащий ЕО и воду кубовый продукт абсорбера ЕО пригоден для получения гликоля соответствующего производству волокон качества, если его использовать в качестве сырья объединенной установки по

20 производству гликоля после удаления CO_2 и других абсорбированных неконденсирующихся газов. К сожалению, если основываться на информации производителей, концентрация этиленоксида в разбавленном абсорбате ЕО промышленных устройств по производству ЕО слишком мала для его рентабельного использования в качестве сырья реактора по производству гликоля и испарителя. При

25 внедрении описываемых в настоящем документе усовершенствований нет необходимости в осуществлении десорбции ЕО из существенной части абсорбата ЕО в основном десорбере ЕО, этот абсорбат может быть направлен непосредственно в устройство конденсации/реабсорбции верхнего погона десорбера ЕО для абсорбции дополнительного количества этиленоксида с целью его дальнейшего использования в

30 качестве сырья реактора по производству гликоля. Благодаря этому уменьшаются эксплуатационные и капитальные затраты на устройство абсорбции ЕО, а использование молярных отношений вода/ЕО более 25:1 становится более рентабельным.

Следовательно, существенным с промышленной точки зрения отличием настоящего изобретения (со ссылкой на фиг. 4) является то, что до 90%, предпочтительно 15-75%

35 не содержащего примесей кубового продукта абсорбера ЕО может быть подано непосредственно в устройство реабсорбции в обход десорбера ЕО. Как показано на фиг. 4, максимальный потенциальный расход потока в обход десорбера (и соответствующая экономия на десорбере) увеличивается с увеличением концентрации ЕО в абсорбате и с увеличением отношения вода/ЕО в сырье реактора по производству

40 гликоля с целью получения более тяжелых гликолей. Расход воды, подаваемой на реабсорбцию, которая представляет собой обратную воду установки по производству гликоля (секций испарения и очистки ЕО), пропорционально уменьшается с целью получения заданной концентрации ЕО (обычно 6-12% вес.) в кубовом продукте реабсорбера (или колонны отгона легких фракций).

45 Водный баланс в системе абсорбер/десорбер можно поддерживать путем подачи технологического пара низкого давления, выводимого из установки по производству гликоля, непосредственно в десорбер ЕО, обеспечивая до 100% десорбирующего пара (что является дополнительным преимуществом настоящего изобретения) или путем

рециркуляции воды из испарительной секции установки по производству гликоля с целью ее использования для абсорбции.

Еще одним значительным аспектом экономии для технологических схем получения ЕО типа SD (Scientific Design), проистекающим из внедрения настоящего изобретения, является исключение дорогостоящих устройств для обработки спускаемого потока кубового продукта десорбера (оборотной воды), таких как описаны в патенте США № 3904656, или отдельных устройств концентрирования и извлечения побочно образующегося гликоля, описанных в патенте США № 6417411.

Усовершенствованная технологическая схема с байпасированием десорбера позволяет получить высокий расход поступающей на установку по производству гликоля содержащей ЕО оборотной воды без дорогостоящей предварительной обработки. В результате равновесная концентрация гликоля в цикле абсорбер/десорбер ЕО может быть уменьшена до очень малых значений (<1% вес.) по сравнению с более высокими концентрациями (3-6%), которые типичны для стандартных систем десорбции. Благодаря более низкой концентрации МЭГ снижается тенденция к пенообразованию водного абсорбента как в абсорбере ЕО, так и в десорбере ЕО, и, таким образом, увеличивается емкость и эффективность тарелок или насадки в этих колоннах. Таким образом, применение настоящего изобретения в системах абсорбер/десорбер ЕО на новых установках позволит сэкономить как на первоначальных капиталовложениях, так и на постоянных энергозатратах.

Концепция потока, байпасирующего десорбер, также несет значительные выгоды и для существующих установок по производству ЕО, на которых желательно увеличить емкость существующих секций получения и извлечения ЕО. Применение настоящего изобретения позволяет очень просто при минимальных капиталовложениях устранять узкие места в системах абсорбер/десорбер ЕО, а также обеспечивает существенное снижение энергопотребления (и производства CO_2), что в настоящее время стало главным экологическим, а также экономическим фактором.

Удаление, по существу, всего формальдегида, образующегося в реакторе по производству ЕО, из сырьевых потоков установки по производству гликоля приводит к образованию в реакторе по производству гликоля меньшего количества поглощающих УФ-излучение примесей и, тем самым, повышению качества гликоля, предназначенного для изготовления волокон. Следовательно, другим важным потенциальным преимуществом применения настоящего изобретения для устройств получения/извлечения ЕО типа SD, подобных описанным в патенте США № 3964980, является возможность использования катализаторов с очень высокой селективностью по отношению к ЕО, которые (как известно в данной отрасли промышленности) способствуют образованию большого количества формальдегида, который, как правило, оказывает отрицательное влияние на качество поглощения УФ-излучения гликоля, производимого на стандартных объединенных установках по производству гликоля типа SD, на которых производится только МЭГ пригодного для производства волокон качества.

В способе производства ЕО типа Shell, как описано в патенте США № 4822926, используется закалочный мокрый газоочиститель и закалочный десорбер, в которых осуществляются принципиальные стадии усовершенствованного способа извлечения ЕО. Однако на этих производственных стадиях, описанных в данном патенте, не может быть получен содержащий ЕО кубовый продукт абсорбера, совсем не содержащий загрязняющих примесей и пригодный для непосредственной подачи в реактор получения гликоля пригодного для производства волокон качества, в приведенной в патенте

технологической схеме 100% содержащего ЕО абсорбата подается в десорбер ЕО. Путем внедрения настоящего изобретения и повышения эффективности абсорбции в закалочной секции путем введения промывки водой и снижения промежуточного между стадиями и секциями уноса в закалочной промывной колонне обеспечивается получение

5 достаточно чистого содержащего ЕО абсорбата, который может быть использован непосредственно в качестве сырья установки по производству гликоля. В результате значительная часть (15-75%) содержащего ЕО абсорбата может быть направлена в обход десорбера ЕО и подана непосредственно в секцию извлечения ЕО из верхнего погона десорбера.

10 Кроме того, чтобы в усовершенствованной технологической схеме настоящего изобретения избежать загрязнения со стороны спускаемого раствора закалочной среды, обогащенный ЕО пар из верхней части закалочного десорбера (например, в способе Shell) частично конденсируют и возвращают конденсат, загрязненный захваченными солями и сконденсировавшимся формальдегидом, в виде флегмы в закалочный десорбер.

15 Нетто-поток парообразного этиленоксида и не сконденсировавшегося пара поступает непосредственно в остаточный абсорбер ЕО для извлечения парообразного ЕО, являющегося сырьем реактора получения гликоля. В этом случае не содержащий ЕО кубовый продукт усовершенствованного закалочного десорбера спускаемого потока содержит весь формальдегид и все тяжелые альдегидные примеси и (нейтрализованные)

20 кислоты, образующиеся в реакционной системе получения ЕО. Поскольку в этом небольшом количестве промывной смеси количество гликоля (образовавшегося вследствие гидратации ЕО в закалочном мокром газоочистителе и закалочном десорбере) чрезвычайно мало, этот поток может быть направлен непосредственно на стадию обработки отходов с минимальным ущербом, если нет возможности его

25 обработки в существующих устройствах извлечения гликоля из закалочной среды.

Современные технические требования по коэффициенту пропускания УФ-излучения при продаже следующие:

Коэффициент пропускания УФ-излучения

At	220 нм	80 мин
At	275 нм	95 мин
At	350 нм	99 мин

В реакторе гидратации с получением гликоля основным источником образования примесей, которые оказывают отрицательное влияние на коэффициент пропускания

35 УФ-излучения продукта - этиленгликоля пригодного для изготовления волокон качества - является формальдегид, вводимый посредством спускаемого потока обработанной оборотной воды и накапливающийся в оборотной воде реакции получения гликоля.

Вариант осуществления настоящего изобретения, применимый к установкам, подобным описанным в патенте США № 3964980, показан на фиг. 2. Как видно на фиг.

40 2, содержащий этиленоксид поток газа, исходящий из устройства по производству ЕО, вводят непосредственно в нижнюю секцию закалочной колонны 352 по трубопроводу 302. Охлаждающий раствор из куба колонны рециркулируют по трубопроводам 353 и 355А, через охладитель 354 и трубопроводы 355В и 357 в верхнюю часть закалочной газопромывной секции. Концентрированный гидроксид натрия (10-20% вес. водный

45 раствор) по трубопроводу 356 вводят в рециркулируемый охлаждающий раствор, где он преобразуется в карбонат и бикарбонат натрия и нейтрализует органические кислоты. Охлажденный прошедший мокрую очистку пар из верхней части закалочной секции 352, не содержащий паров органических кислот, но содержащий некоторое количество формальдегида и захваченной охлаждающей жидкости, пропускают через сетку-

коагулятор 359 для удаления захваченной жидкости и подают в верхнюю промывную секцию 361.

Отфильтрованный охлажденный газ, прошедший сетку-коагулятор 359 закалочной колонны, затем промывают свежей технологической водой, подаваемой по трубопроводу 362, с целью полного удаления какой-либо оставшейся захваченной закалочной жидкости и абсорбции большей части оставшегося формальдегида и тяжелых примесей. Предпочтительно использовать противоточную промывку водой с предшествующей промывкой оборотной водой для максимального контакта пар-жидкость. Нетто-поток промывной воды из нижней части секции(й) промывки водой сливают в верхнюю часть нижней закалочной секции 352, снижая концентрацию формальдегида и других нежелательных примесей в закалочной жидкости и уменьшая равновесную концентрацию этих примесей в промытом газе, подаваемом в абсорбер ЕО. Нетто-поток закалочного раствора, спускаемый из куба колонны и содержащий сконденсировавшуюся воду, промывную воду, абсорбированные примеси и некоторое количество этиленоксида, по трубопроводам 353 и 365 поступает в закалочный десорбер 366 спускаемого потока.

Промытый пар из верхней части секции промывки водой пропускают через сетку-коагулятор 363 для удаления какой-либо захваченной промывной воды и по трубопроводу 364 подают в нижнюю часть абсорбера ЕО 303. Холодную абсорбционную воду подают в верхнюю секцию абсорбционной колонны 303 по трубопроводу 321В, и исходящий реакционный газ вступает в противоточный контакт с этой водой, в результате чего абсорбируется почти весь этиленоксид, поступающий по трубопроводу 364. Неконденсирующийся реакционный газ, выходящий из верхней части абсорбера 303, по существу, не содержит этиленоксида, его возвращают по трубопроводу 304 в устройство получения ЕО. Разбавленный раствор ЕО-вода, который образуется в абсорбере 303, выводят из нижней части абсорбционной секции по трубопроводу 305.

На фиг. 2 закалочная/промывная колонна для ясности показана как отдельный резервуар. Однако, на реальных установках абсорбер ЕО, секция промывки водой и секция закалки щелочью могут быть объединены в одной обечайке с целью сведения к минимуму падения давления и капитальных затрат.

В данной технологической схеме часть абсорбата ЕО по трубопроводу 305 направляют в обход десорбера ЕО 311 и по трубопроводам 310 и 333А подают непосредственно в охладитель 329 рециркулируемого кубового продукта реабсорбера ЕО. Байпасируемое количество лежит в диапазоне 15-75%, зависит от концентрации ЕО в абсорбате и заданной концентрации ЕО в кубовом продукте реабсорбера (и сырье реактора по производству гликоля) и может быть определено при помощи таблиц, уравнений или графиков, таких как показанный на фиг. 4.

Остаток абсорбата подают по трубопроводу 308 в теплообменник-подогреватель 307 десорбера, горячий обогащенный абсорбат из подогревателя 307 поступает в верхнюю часть десорбера ЕО 311 по трубопроводу 309. Десорбирующий пар, отводимый с установки по производству гликоля, подают в нижнюю часть десорбера 311 по трубопроводу 338 или генерируют специально в ребойлере (не показан). В результате противоточного контакта абсорбата и пара в десорбере 311 из абсорбата десорбируется этиленоксид, который вместе с паром, диоксидом углерода, легкими фракциями и следовыми примесями отводят из верхней части десорбера 311 по трубопроводу 313А. Десорбированный (обедненный) абсорбат, теперь, по существу, не содержащий этиленоксид, отводят из куба десорбера 311 по трубопроводу 319А и охлаждают в теплообменнике 307, где его тепло передается к исходному обогащенному абсорбату.

Охлажденный обедненный абсорбат из охладителя 307 направляют по трубопроводу 319В, в трубопроводе 321А соединяют с рециркулируемой водой, поступающей с установки по производству гликоля, и направляют в теплообменник 320, где нетто-поток абсорбата дополнительно охлаждают и по трубопроводу 321В рециркулируют в абсорбер 303.

Представляющее собой обогащенный абсорбат сырье десорбера 311 может содержать от, примерно, 1 до, примерно, 5% вес. этиленоксида; десорбер предназначен для удаления более 95%, обычно, более 99% этиленоксида, содержащегося в сырье десорбера. Хотя в нормальных условиях десорбер функционирует при давлении, близком к атмосферному, температура в колонне достаточно высока для термической гидратации от 0,5 до 3,0% поступающего ЕО в этиленгликоль. Гликоль, образующийся в десорбере ЕО, накапливается до достижения низкой равновесной концентрации, которой управляют посредством байпаса 310 абсорбата, который выступает в роли очень большого спускаемого потока оборотной воды и гликоля.

Пар верхнего погона десорбера, отводимый по трубопроводу 313А, обычно содержит, примерно, от 20 до 30% мол. этиленоксида. Основным разбавителем этого потока пара является вода, хотя примерно 7-10% может быть отнесено на счет неконденсирующихся газов, преимущественно, CO_2 , но также и азота, аргона, кислорода, метана, этилена и этана. Пар верхнего погона десорбера охлаждают в теплообменнике 312, общую исходящую смесь неконденсирующихся газов и потоков конденсата по трубопроводам 313В и 316 направляют в реабсорбер 327.

Нетто-поток спускаемого кубового продукта закалочной колонны 352 состоит, главным образом, из воды, являющейся побочным продуктом реакции образования ЕО, которая частично конденсируется в закалочном мокром газоочистителе, и подпиточной воды и содержит некоторое количество щелочных солей и абсорбированного этиленоксида. Этот поток по трубопроводу 365 направляют в небольшой десорбер 366 промывной смеси, где, под действием десорбирующего пара, вводимого по трубопроводу 371 или генерируемого в ребойлере (не показан), десорбируется содержащийся в нем этиленоксид. Для снижения тепловой нагрузки на ребойлер и/или количества десорбирующего пара также может быть использован теплообменник сырья/кубового продукта десорбера промывной смеси. Пар верхнего погона десорбера промывной смеси охлаждают в теплообменнике 368 до такой температуры, чтобы сконденсировалась существенная часть, предпочтительно, по меньшей мере, 60%, содержащейся в нем воды. Загрязненную фазу конденсата из конденсатора 368 сливают или при помощи насоса возвращают в верхнюю часть десорбера 366 промывной смеси по трубопроводу 369. Несконденсировавшийся верхний погон десорбера промывной смеси отводят из конденсатора 368 по трубопроводу 370, соединяют со смесью ЕО и конденсата из конденсатора 312 основного десорбера в трубопроводе 316 и вводят в нижнюю часть реабсорбера 327. Не содержащий ЕО водный кубовый продукт десорбера 366 промывной смеси, содержащий большую часть формальдегида, солей и небольшое количество этиленгликоля, по трубопроводу 372 направляют на стадию обработки отходов или извлечения гликоля технического качества.

Некоторое количество холодной оборотной воды вводят в верхнюю часть реабсорбера 327 по трубопроводу 351В. В верхней части этого реабсорбера легкие газы пара верхнего погона десорбера вступают в противоточный контакт с водой, которая абсорбирует максимально возможное количество этиленоксида, содержащегося в паре. Несконденсировавшиеся газы из верхней части реабсорбера 327, обычно содержащие

только следовые количества этиленоксида, выпускают по трубопроводу 328. Поскольку этот выпускаемый поток содержит значительное количество углеводов, представленных, главным образом, этиленом и метаном, его предпочтительно сжимают и рециркулируют в газовую систему реактора получения этилена для (частичного)

извлечения содержащегося в нем этилена. На некоторых установках, особенно с небольшой производительностью, выпускаемый из реабсорбера газ выбрасывают в атмосферу или предпочтительно сжигают, чтобы избежать загрязнения атмосферы.

Обогащенный ЕО реабсорбат отводят из куба реабсорбера 327 по трубопроводу 330. При помощи насоса (не показан) повышают давление этого реабсорбата и разделяют его на две части. Часть, представляющая собой полезный кубовый продукт, поступает по трубопроводам 331 и 334 в систему 335 получения гликоля и/или может поступать по трубопроводу 344А в устройство 345 очистки ЕО. Кубовый продукт - водный реабсорбат - содержит не только реабсорбированный пар этиленоксида, но также ацетальдегид, растворенный диоксид углерода и другие органические и неорганические газы. Как указано в патенте США № 4134797, обогащенный ЕО реабсорбат, отводимый по трубопроводам 330 и 331, сначала направляют в колонну десорбции диоксида углерода (не показана), где из жидкости десорбируют CO_2 и другие растворенные газы, которые рециркулируют в нижнюю часть реабсорбера 327 для извлечения содержащегося в них парообразного этиленоксида. Не содержащий газа кубовый продукт колонны десорбции диоксида углерода затем насосом подают в устройства получения гликоля и очистки ЕО, как описано в патенте США № 3964980.

Рециркулируемый реабсорбат, направленный по трубопроводу 332, соединяют с байпасируемым обогащенным абсорбатом в трубопроводе 333А, охлаждают в теплообменнике 329 и в качестве холодной жидкости вводят в среднюю часть реабсорбера 327 по трубопроводу 333В. Теплообменник 329 поддерживает в реабсорбере тепловой баланс, обеспечивающий заданные температуру кубового реабсорбата и концентрацию этиленоксида. В зависимости от рабочего давления реабсорбера и количества байпасируемого разбавленного абсорбата, отношение количества реабсорбата, рециркулируемого по трубопроводу 332, к полезному количеству реабсорбата, отводимому по трубопроводу 331, лежит в диапазоне 0-3:1. Максимальный байпас обогащенного абсорбата (не показано) может быть достигнут, когда байпасируемый абсорбат в потоке 310 отдельно охлаждают и подают в реабсорбер 327 в точке выше, чем рециркулируемый кубовый реабсорбат.

Реабсорбат, направляемый в устройство очистки ЕО, подогревают в теплообменнике 343 и подают в нижнюю часть колонны 345 однократной очистки ЕО, где он разделяется на продукт - очищенный ЕО (поток 346) - и два промывных потока - обогащенные формальдегидом и ацетальдегидом потоки неочищенного ЕО (потоки 347 и 348, соответственно), которые подают в реактор 335 получения гликоля. Не содержащий ЕО поток кубовой воды, содержащей большую часть следового количества формальдегида, присутствующего в подаваемом на очистку сырье, отводят по трубопроводу 349А, охлаждают в теплообменнике 343 и рециркулируют в реабсорбер 327 по трубопроводу 349В.

В реакторе 335 получения гликоля этиленоксид из дегазированного кубового продукта реабсорбера почти полностью вступает в реакцию с водой с образованием этиленгликолей. Исходящий поток реактора 335 получения гликоля подают в многокорпусную выпарную установку 337, где вода отделяется от неочищенного гликоля, который затем по трубопроводу 340 подают в устройство очистки гликоля (не показано). Часть воды, отделенной в выпарной установке 337, рециркулируют в

установку по производству ЕО в виде потока, идущего по трубопроводу 338, и подают непосредственно в десорбер ЕО 311, обеспечивая до 100% необходимого десорбирующего пара. Оставшаяся часть извлеченной воды представляет собой конденсат, который рециркулируют в установку по производству ЕО по трубопроводам 339А и 342, соединяют в трубопроводе 351А с кубовым продуктом устройства 345 очистки ЕО, охлаждают в охлаждающем устройстве 350 и подают в верхнюю часть реабсорбера 327 по трубопроводу 351В как реабсорбат. Для сохранения водного баланса в десорбере ЕО 303 по трубопроводам 339В, 321А и 321В может быть добавлена подпиточная обратная вода установки по производству гликоля.

Усовершенствованная технологическая схема, изображенная на фиг. 2 и описываемая в настоящем документе, обеспечивает производство МЭГ качества, соответствующего последующему изготовлению волокон, существенно превосходящего технические требования по коэффициенту пропускания УФ-излучения при продаже, приведенные ранее.

Вариант осуществления настоящего изобретения, применимый к объединенным установкам по производству ЕО/ЕГ с технологической схемой извлечения ЕО, сравнимой с описанной в патенте США № 4822926, показан на фиг. 3. Как видно на фиг. 3, содержащий этиленоксид поток газа, исходящий из устройства по производству ЕО, направляют по трубопроводу 602А, через газоохладитель 601, по трубопроводу 602В в закалочную секцию 652 колонны абсорбции ЕО, как и ранее. Закалочный раствор из куба колонны рециркулируют по трубопроводам 653 и 655А, через охладитель 654, по трубопроводам 655В и 657 в верхнюю часть закалочной газопромывной секции 652. Гидроксид натрия по трубопроводу 656 вводят в рециркулируемый закалочный раствор, где он преобразуется в карбонат и бикарбонат натрия и нейтрализует органические кислоты. На новой установке газоохладитель 601, показанный на фиг. 6, может быть исключен посредством увеличения расхода рециркулируемой закалочной среды и тепловой нагрузки на охладитель закалочной среды и путем добавления еще 1-4 закалочных тарелок.

Охлажденный, прошедший мокрую очистку пар из верхней части закалочной секции 652, который не содержит паров органических кислот, но содержит некоторое количество формальдегида и захваченной закалочной жидкости, пропускают через сетчатую насадку-коагулятор 659 с целью удаления захваченной жидкости и подают в верхнюю промывную секцию 661 по внутреннему трубопроводу для пара (не показан). Отфильтрованный охлажденный газ, прошедший сетчатую насадку-коагулятор 659 закалочной секции затем промывают свежей технологической водой (поток 662) для полного удаления какой-либо оставшейся захваченной закалочной жидкости и абсорбции большей части оставшегося формальдегида и тяжелых примесей. Предпочтительно использовать противоточную промывку водой, перед которой может быть осуществлена промывка обратной водой с целью обеспечения максимального контакта пар-жидкость. Нетто-поток промывной воды из нижней части секции(й) 661 промывки водой сливают в верхнюю часть нижней закалочной секции 652, снижая концентрацию формальдегида и других нежелательных примесей в закалочной жидкости и уменьшая равновесную концентрацию этих примесей в промытом газе, подаваемом в промывную секцию. Нетто-поток закалочного раствора, спускаемого из куба колонны, содержащего сконденсировавшуюся воду, промывную воду, щелочные соли, абсорбированные примеси и некоторое количество этиленоксида, по трубопроводам 653 и 665 поступает в закалочный десорбер 673 спускаемого потока.

Промытый пар из верхней части промывной секции пропускают через сетку-

коагулятор 661А для удаления какой-либо захваченной промывной воды и по внутреннему трубопроводу 660 подают в нижнюю часть абсорбера ЕО 603. В абсорбере ЕО 603 ЕО, содержащийся в охлажденном реакционном газе, абсорбируется в ходе противоточного контакта с холодной оборотной абсорбционной водой, подаваемой по трубопроводу 622. Неконденсирующийся реакционный газ, выходящий из верхней части абсорбера 603, по существу, не содержит этиленоксида, его возвращают по трубопроводу 604 в устройство получения ЕО. Обогащенный ЕО кубовый продукт абсорбции выводят по трубопроводу 605, его часть (15-75%) направляют в обход абсорбера ЕО и по трубопроводам 606, 682А и 682В, через новый реабсорбционный охладитель 681 вводят непосредственно в среднюю секцию остаточного абсорбера 683, где он абсорбирует дополнительное количество этиленоксида.

Оставшуюся часть обогащенного абсорбата направляют по существующему трубопроводу 605А в газоохладитель 601 и подают по трубопроводу 605В в подогреватель 607 перед десорбером. Горячий обогащенный абсорбат из подогревателя 607 вводят в верхнюю часть десорбера ЕО 611 по трубопроводу 609. В десорбере ЕО 611 растворенный этиленоксид и другие легкие компоненты десорбируют при помощи десорбирующего пара, генерируемого в ребойлере 617 и/или инжестируемого непосредственно в виде острого пара (поток 638). Прошедший десорбцию (обедненный) абсорбат, теперь, по существу, не содержащий этиленоксид, выводят из нижней части десорбера 611 по трубопроводу 619А и охлаждают в теплообменнике 607, где его тепло передается к подаваемому обогащенному абсорбату. Охлажденный обедненный абсорбат отводят из охладителя 607 по трубопроводу 619В, соединяют с оборотной водой секций испарения гликоля и очистки ЕО (поток 671) в трубопроводе 621А, подают в охлаждающее устройство 620, где он дополнительно охлаждается, и рециркулируют в абсорбер 603 по трубопроводам 621В и 622. Часть холодного обедненного абсорбата из охлаждающего устройства 620 может быть подана по трубопроводу 623 в верхнюю часть остаточного абсорбера 683 с целью абсорбции этиленоксида из выпускаемого легкого газа. В качестве альтернативы, холодная оборотная вода секций получения гликоля и очистки ЕО (поток 684) может быть введена непосредственно в реабсорбер вместо всего или части потока 623.

Можно ожидать, что верхний погон десорбера, отводимый по трубопроводу 613, содержит примерно, от 20 до 30% мол. этиленоксида. Основным разбавителем этого потока пара, как правило, является вода, хотя около 7-15% составляют неконденсирующиеся газы, преимущественно, CO_2 , но также и азот, аргон, кислород, метан, этилен и этан. Пар верхнего погона десорбера соединяют с верхним погоном колонны 690 отгона легких фракций в трубопроводе 613А и охлаждают и частично конденсируют в теплообменнике 612. Общую исходящую смесь несконденсировавшегося пара и конденсата из конденсатора 612 направляют по трубопроводу 613В в разделитель 614, где разделяют пар и жидкость.

Обогащенный ЕО пар из разделителя 614 по трубопроводу 616 поступает в нижнюю часть остаточного абсорбера 683. В верхней части остаточного реабсорбера 683 легкие газы верхнего погона десорбера вступают в противоточный контакт с холодной оборотной водой с целью абсорбции максимально возможного количества этиленоксида, содержащегося в паре. Несконденсировавшиеся газы, обычно, содержащие только следовые количества этиленоксида, из верхней части реабсорбера 683 выпускают по трубопроводу 686А. Поскольку выпускаемый поток содержит значительное количество углеводородов, представленных, главным образом, этиленом и метаном, его, предпочтительно, сжимают в компрессоре 685 и рециркулируют в газовую систему

реактора получения этилена для (частичного) извлечения содержащегося в нем этилена. На некоторых установках, особенно с небольшой производительностью, выпускаемый из остаточного реабсорбера газ выбрасывают в атмосферу или, предпочтительно, сжигают, чтобы избежать загрязнения атмосферы.

5 Обогащенный ЕО реабсорбат отводят из куба остаточного абсорбера 683 по трубопроводу 687. При помощи насоса (не показан) повышают давление этого реабсорбата и разделяют его на две части. Рециркулируемую часть направляют в трубопровод 689 и, после соединения с байпасируемым обогащенным абсорбатом в трубопроводе 682А, охлаждают в теплообменнике 681 и вводят в среднюю секцию
10 остаточного реабсорбера 683. Реабсорбат, представляющий собой полезный продукт, поступает по трубопроводу 688 в разделитель 614, где его соединяют с конденсатом конденсатора 612 и по трубопроводу 615 подают в верхнюю часть колонны 690 отгона легких фракций. В колонне 690 отгона легких фракций из раствора реабсорбата десорбируют CO_2 и другие растворенные газы, которые рециркулируют по
15 трубопроводу 691 в конденсатор десорбера 612 и остаточный абсорбер 683 для извлечения содержащегося в них парообразного этиленоксида. Не содержащий легких фракций кубовый продукт колонны 690 отгона легких фракций насосом подают в секции получения гликоля и очистки ЕО (не показаны) по трубопроводу 693.

Усовершенствованное устройство закалки/промывки ЕО настоящего изобретения
20 позволяет уменьшить загрязнение абсорбата ЕО формальдегидом и другими примесями, что делает его пригодным для использования в качестве непосредственного сырья реакции получения гликоля и способствует повышению качества МЭГ. Кроме того, усовершенствованная конструкция устройства закалочного охлаждения ЕО,
25 предусматриваемая в данном усовершенствованном устройстве закалки/промывки, позволяет исключить охладитель реакционного газа и снизить падение давления обратного газа, сберегая энергию. Усовершенствованная конструкция закалочной промывной колонны позволяет уменьшить загрязнение реабсорбата ЕО, подаваемого на реакцию получения гликоля, и повысить качество МЭГ. Другими
30 усовершенствованиями с точки зрения реакции получения гликоля, проистекающими из настоящего изобретения, являются: повышение экономически оптимального диапазона отношений вода/ЕО в сырье реактора по получению гликоля (реабсорбате ЕО) путем увеличения байпаса десорбера, что делает использование очень большого процентного содержания воды (до 40:1) оправданным и приводит к снижению
35 производства ДЭГ/ТЭГ при более высоком выходе МЭГ; введение технологического пара низкого давления установки по получению гликоля непосредственно в нижнюю часть десорбера ЕО, что обеспечивает до 100% потребляемого десорбирующего пара; направление водного потока, спускаемого из закалочной/промывной секции, в
отдельный десорбер промывной смеси, рассчитанный на небольшое время пребывания жидкости, с целью минимизации гидратации ЕО в МЭГ, в каковом десорбере
40 абсорбированный ЕО полностью десорбируется и может служить сырьем реактора получения МЭГ качества, пригодного для производства волокон; охлаждение паров верхнего погона десорбера промывной смеси с целью конденсации существенной части (предпочтительно, по меньшей мере, 60%) водяного пара и возвращение этого
конденсата, загрязненного захваченными солями и сконденсировавшимся
45 формальдегидом, в верхнюю часть десорбера промывной смеси.

Несконденсировавшийся обогащенный ЕО пар из частичного конденсатора, следовательно, является достаточно чистым для того, чтобы быть соединенным с верхним погоном основного десорбера ЕО и направленным на извлечение

содержащегося в нем ЕО в реабсорбер или остаточный абсорбер.

Исключение необходимости в предшествующих устройствах обработки гликоля позволяет сэкономить на капитальных и эксплуатационных затратах. Представленное введение закалочной/промывной секции и десорбера закалочной промывной смеси позволяет перевести в поток отходов большую часть формальдегида, сопутствующего получению ЕО, и радикально уменьшить накопление формальдегида в реакционной системе получения ЕО, что делает возможным использование катализаторов со сверхвысокой селективностью по отношению к образованию ЕО. Поскольку отношение вода/ЕО в сырье реактора получения гликоля (реабсорбате ЕО) увеличено, может быть увеличен поток в обход десорбера, что делает использование очень большого процентного содержания воды (до 35:1) экономически оправданным и приводит к увеличению выхода МЭГ.

Из-за большого расхода оборотной воды из десорбера промывной смеси на установку по производству гликоля равновесная концентрация гликоля в оборотной воде очень мала, при этом уменьшается пенообразование, повышается эффективность и производительность колонны и появляется возможность прямого ввода технологического пара очень низкого давления, отводимого с установки по производству гликоля, в десорбер ЕО, что обеспечивает до 100% необходимого десорбирующего пара.

Формула изобретения

1. Способ извлечения этиленоксида из парообразного потока продуктов реакции, содержащего этиленоксид, CO_2 , формальдегид, ацетальдегид и органические кислотные соединения, включающий

абсорбцию этиленоксида и части указанных CO_2 , формальдегида, ацетальдегида и органических кислотных соединений водой с образованием абсорбционного потока; осуществление контакта указанного абсорбционного потока с паром с целью десорбции этиленоксида, CO_2 , формальдегида, ацетальдегида и органических кислотных соединений из указанного абсорбционного потока с образованием десорбционного потока;

конденсацию воды, формальдегида и части этиленоксида, ацетальдегида и органических кислотных соединений десорбционного потока и подачу смеси неконденсированных газов и потока конденсата в реабсорбер/остаточный абсорбер этиленоксида;

извлечение потока продукта - парообразного этиленоксида из реабсорбата, отличающийся тем, что способ включает

подачу указанного парообразного потока продуктов реакции сначала в нижнюю секцию закалочной зоны и осуществление в указанной нижней секции контакта парообразного потока продуктов реакции с разбавленным водным раствором щелочного гидроксида, где указанный щелочной гидроксид вступает в реакцию с CO_2 с образованием карбонатов и бикарбонатов, которые вступают в реакцию и, тем самым, нейтрализуют органические кислотные примеси;

контактирование прошедшего мокрую очистку парообразного потока продуктов реакции, выходящего из верхней части нижней секции закалочной зоны с первой сеткой-каогулянтом;

последующую подачу парообразного потока продуктов реакции, прошедшего указанную предварительную обработку, в секцию промывки водой, где его промывают свежей технологической водой для абсорбции какой-либо захваченной щелочной

закалочной жидкости и паров формальдегида;

осуществление контакта потока промывной воды, выходящего из нижней части секции промывки водой, с первой сеткой-коагулянт и подачу его в верхнюю часть нижней закалочной зоны;

5 пропускание парообразного потока продуктов реакции, выходящего из секции промывки водой, через вторую сетку-коагулянт и подачу его в нижнюю часть абсорбера этиленоксида, где его подвергают противоточной промывке рециркулируемой, не содержащей этиленоксид технологической водой для абсорбции этиленоксида с целью получения содержащего этиленоксид абсорбата;

10 направление первой части, содержащей 15-75% разбавленного, содержащего этиленоксид абсорбата из абсорбера этиленоксида непосредственно в реабсорбер/остаточный абсорбер этиленоксида, где дополнительное количество этиленоксида абсорбируют из пара верхнего погона десорбера этиленоксида с получением высокочистого раствора этиленоксида в воде с заданной концентрацией этиленоксида, 15 предназначенного для использования в качестве сырья реакции получения гликоля и/или сырья для очистки этиленоксида; и

направление второй, оставшейся части разбавленного, содержащего этиленоксид, абсорбата из абсорбера этиленоксида в десорбер этиленоксида, где этиленоксид и абсорбированные неконденсирующиеся газы полностью десорбируются паром, а не 20 содержащий этиленоксид поток кубового продукта охлаждают и рециркулируют обратно в абсорбер этиленоксида.

2. Способ по п.1, в котором используется 1-30% раствор щелочного гидроксида.

3. Способ по п.1, в котором указанный щелочной гидроксид представляет собой гидроксид натрия.

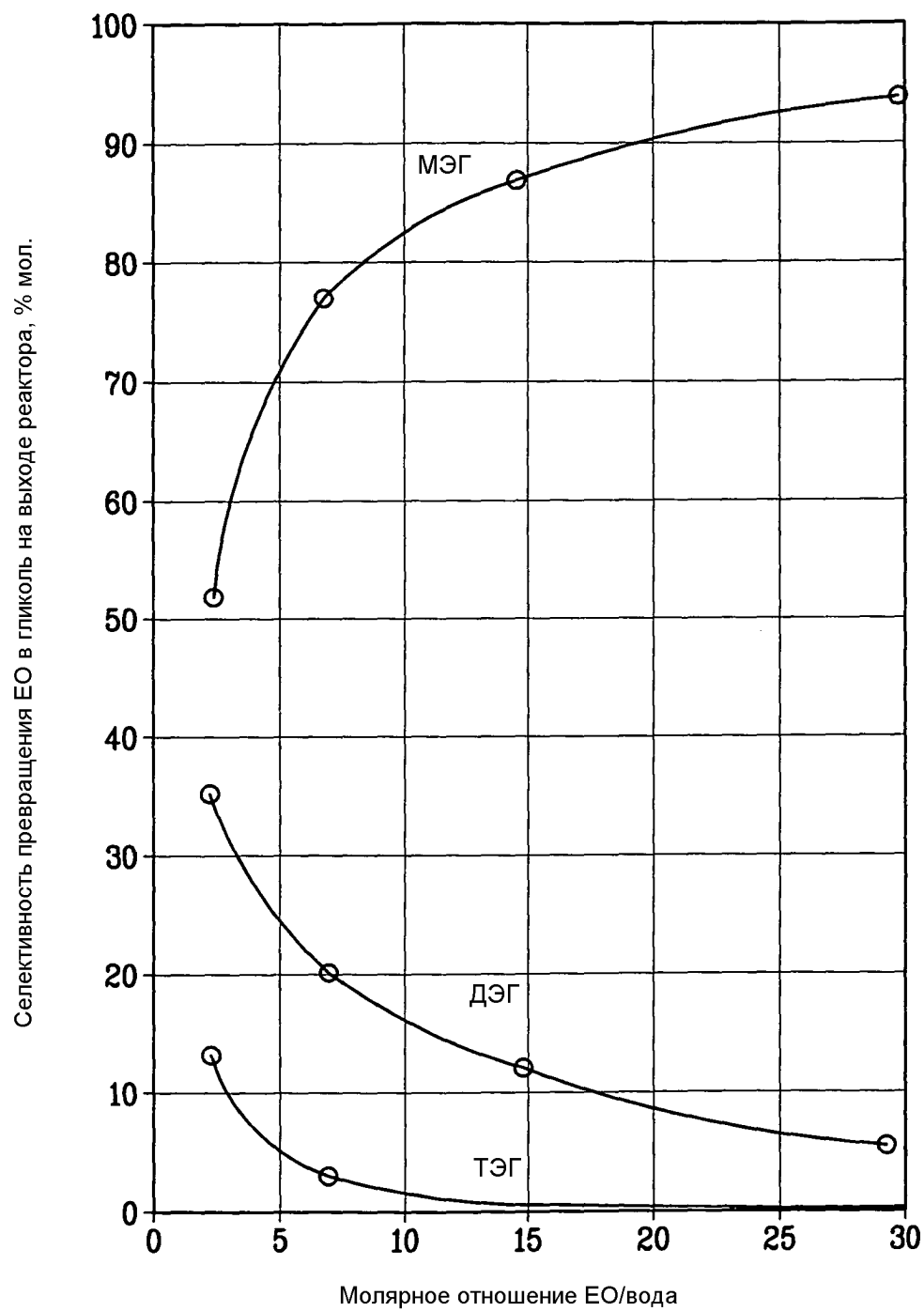
25 4. Способ по п.1, в котором указанный раствор щелочного гидроксида рециркулируют.

5. Способ по п.1, в котором обогащенный этиленоксидом верхний погон закалочного десорбера частично конденсируют и возвращают конденсат, загрязненный захваченными солями, и сконденсировавшийся формальдегид в качестве флегмы в 30 закалочный десорбер.

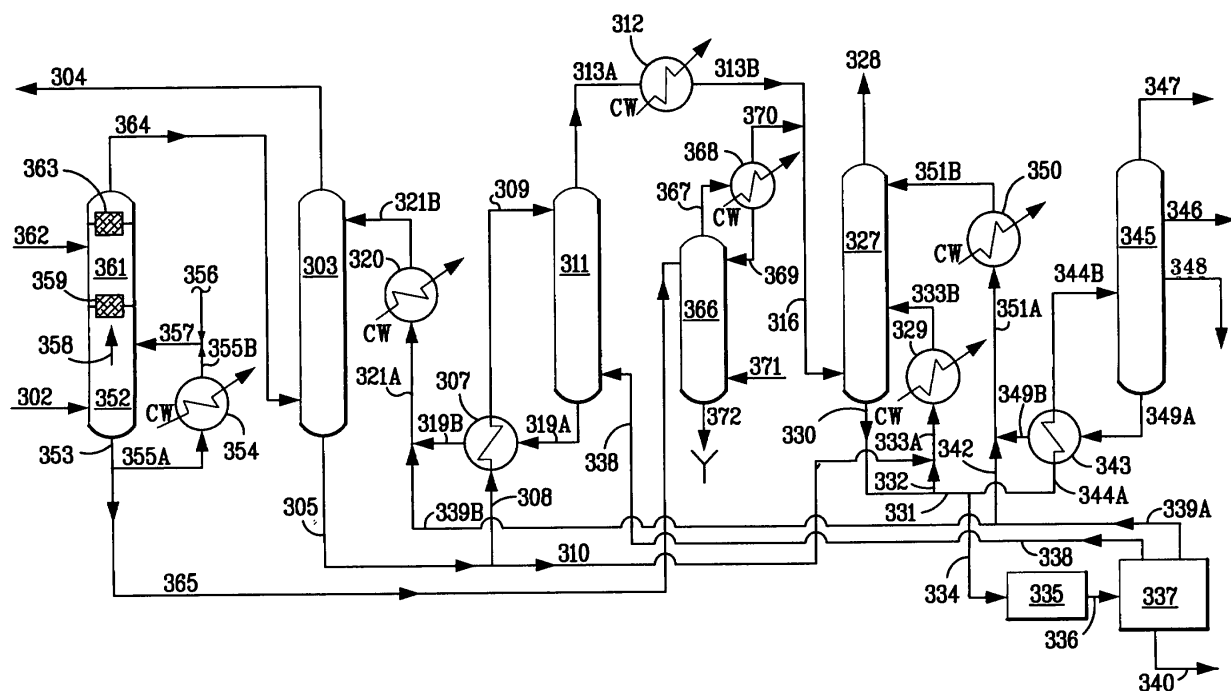
35

40

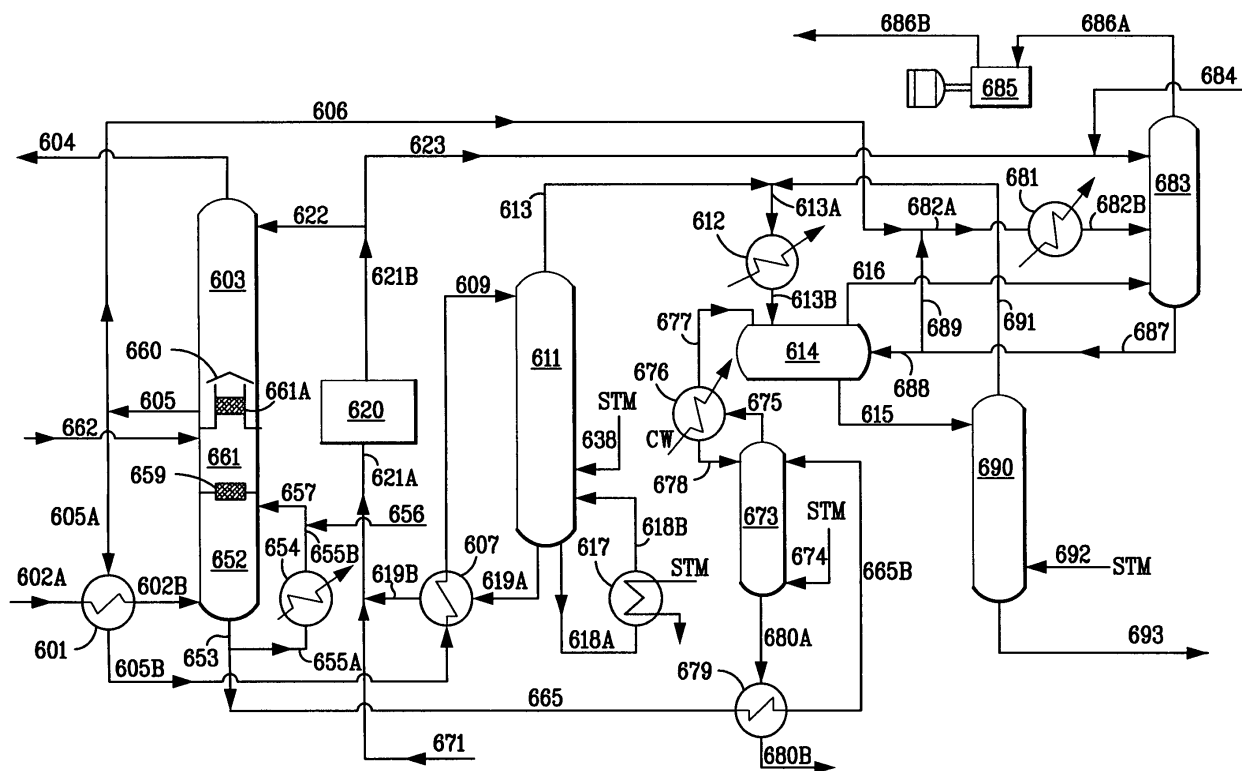
45

Влияние отношения вода/ЕО на состав продукта
реактора по производству гликоля

ФИГ. 1

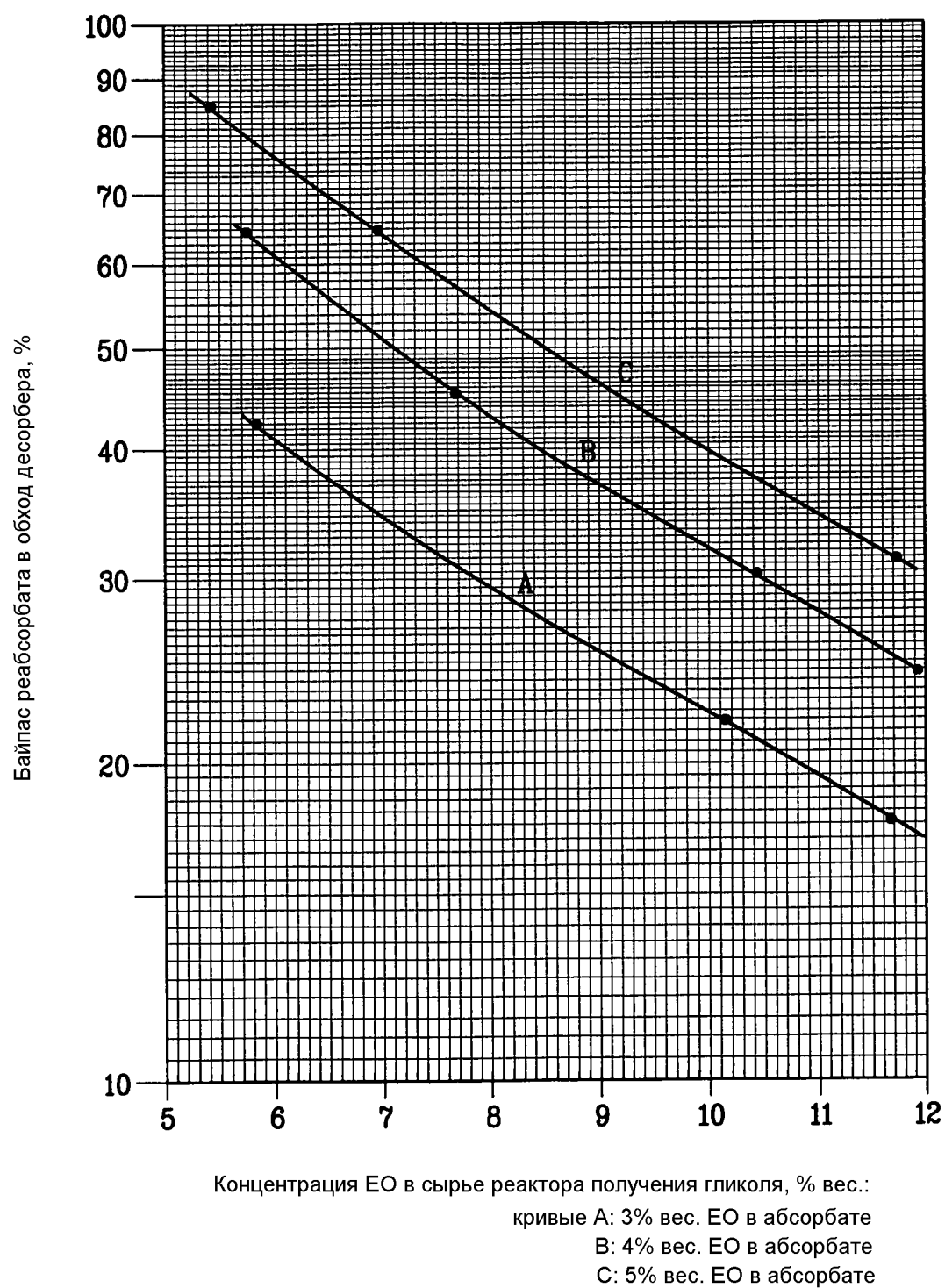


ФИГ. 2



ФИГ. 3

Зависимость байпаса десорбера от концентрации ЕО
в сырье реактора получения гликоля



ФИГ. 4