

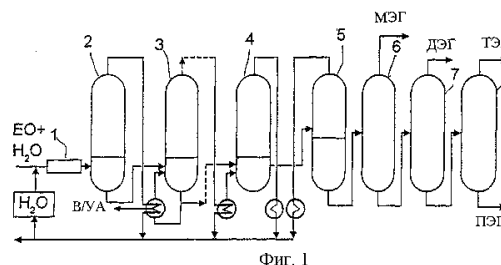
(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

(72) Изобретатель: АДРИАН Тилль (DE),
БЕССЛИНГ Бернд (DE), ХАССЕ Ханс
(DE), ВАНСАНТ Франс (DE), ТАЙС Герхард
(DE)

(73) Патентообладатель:
БАСФ АКЦИЕНГЕЗЕЛЬШАФТ (DE)

(74) Патентный поверенный:
Квашнин Валерий Павлович

давление в блоке отгона составляет по крайней мере 1 бар. Способ позволяет получить моноэтиленгликоль высокой чистоты без использования присадочных веществ или специальных материалов. 4 з.п.ф-лы, 3 ил., 2 табл.





(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 237 649** ⁽¹³⁾ **C2**
(51) Int. Cl.⁷ **C 07 C 31/20, 29/80**

RUSSIAN AGENCY
FOR PATENTS AND TRADEMARKS

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: 2001111007/04, 21.09.1999

(24) Effective date for property rights: 21.09.1999

(30) Priority: 23.09.1998 DE 19843652.1

(43) Application published: 10.02.2003

(45) Date of publication: 10.10.2004

(85) Commencement of national phase: 23.04.2001

(86) PCT application:
EP 99/06967 (21.09.1999)

(87) PCT publication:
WO 00/17140 (30.03.2000)

(98) Mail address:
103064, Moskva, ul. Kazakova, 16, NIIR
Kantselarija "Patentnye poverennye
Kvashnin, Sapel'nikov i partnery", V.P.Kvashninu

(72) Inventor: **ADRIAN Tiil'** (DE),
BESSLING Bernd (DE), **KhASSE Khans**
(DE), **VANSANT Frans** (DE), **TAJS Gerkhard** (DE)

(73) Proprietor:
BASF AKTsiENGEZEL'ShaFT (DE)

(74) Representative:
Kvashnin Valerij Pavlovich

(54) **HIGH-PURITY MONO(ETHYLENE GLYCOL) DISTILLATION PRODUCTION PROCESS**

(57) Abstract:

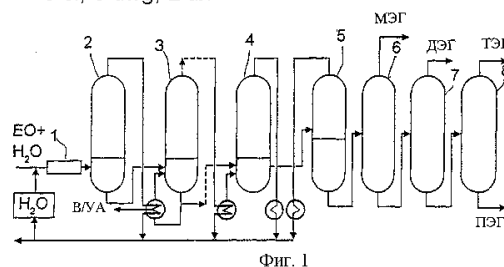
FIELD: industrial organic synthesis.

SUBSTANCE: high-purity mono(ethylene glycol) is obtained from ethylene oxide hydrolysis product involving distilling off water at pressure, vacuum evaporation of water, and subsequent distillation purification, process being distinguished by that at least first pressure-distillation column in column series is provided with stripping unit having at least one separation step and a part of top stream of the water distillation column(s) operated at pressure and equipped by stripping unit is deviated from the process, provided that temperature in zone below feed-supply point

in the first column is higher than 80°C while pressure in stripping unit is at least 1 bar.

EFFECT: enabled production of high-purity mono(ethylene glycol) without use of special materials.

5 cl, 3 dwg, 2 tbl



Изобретение касается способа дистиллятивного получения моноэтиленгликоля высокой чистоты.

В крупном техническом масштабе моноэтиленгликоль получают при помощи гидролиза окиси этилена, отпарки воды и дистилляционной очистки. Для повышения селективности гидролиза окиси этилена (в дальнейшем обозначаемой сокращением ОЭ) обеспечивают работу реактора гидролиза с большим избытком воды (с массовым соотношением воды к окиси этилена в пределах от 4:1 до 15:1). В результате этого может быть снижена доля выхода гликолей, в частности диэтиленгликоля, триэтиленгликоля и т.д. Обычно реактор гидролиза работает при температурах в диапазоне от 120° до 250°С и давлениях в диапазоне от 30 до 40 бар. Сначала продукт гидролиза подвергается отпарке воды до ее остаточного содержания в пределах от 100 до 200 миллионных долей, а затем разделению на различные виды гликолей в чистом виде.

Отпарка воды производится, как правило, в колоннах, расположенных в каскадной схеме по степени снижения давления. По соображениям экономии расхода тепла только испаритель куба первой колонны, работающей под давлением, обогревается, как правило, паром со стороны, все же остальные колонны обогреваются вторичным паром соответственно предшествующей колонны. Подача сырья производится соответственно в куб колонн под первую тарелку, поскольку для разделения воды и гликолей не требуется наличия отгонного блока. В зависимости от содержания воды в продукте реактора гидролиза и уровней давления и температуры пара со стороны используемого для обогрева испарителя первой колонны каскад отпарки воды может иметь от 2 до 7 колонн, работающих под давлением. К блоку отпарки воды под давлением примыкает блок отпарки под вакуумом, этот процесс производится, как правило, в одной колонне с помощью отгонного блока. Получаемая при этом вода возвращается в процесс перед реактором гидролиза. Обезвоженный раствор, содержащий гликоли, разделяется в нескольких колоннах на чистые вещества. Продукты в виде моно (МЭГ), ди (ДЭГ) и триэтиленгликоля (ТЭГ) отбираются соответственно в виде продуктов верха колонн, все последующие гликоли получают в виде смеси, называемой полиэтиленгликолем (ПЭГ) как продукт куба последней колонны.

Обычные установки для получения гликоля имеют наряду с продуктовыми потоками всего лишь один единственный другой выход, так называемую сдвук уксусного альдегида на испарителе куба второй колонны отпарки воды под давлением, где происходит отбор несконденсированной части вторичного пара, используемого для обогрева первой колонны. Таким образом, побочные компоненты, которые попадают на установку получения гликоля с потоком воды/окиси этилена или же образуются на этой установке в результате побочных реакций, могут быть выведены с нее только через сдвук уксусного альдегида или через продуктовые потоки.

В последнем указанном варианте страдает качество продукции, поэтому он является

нежелательным.

До настоящего времени оптимизация на установках производства гликолей проводилась только по их основным задачам, в частности по снижению энергозатрат и капиталовложений в блоках отпарки воды и дистилляционной очистки. В последнее время предъявляются все более строгие требования к качеству моноэтиленгликоля, в частности к содержанию побочных компонентов. Имеется два качества продуктового моноэтиленгликоля: технический (антифризный), отвечающий невысоким требованиям, предназначенный для использования в качестве хладагента, и волоконный, отвечающий высоким требованиям, предназначенный для использования при производстве искусственного волокна. В спецификациях на волоконный моноэтиленгликоль в зависимости от заказчика требуется содержание свободных альдегидов в пересчете на уксусный альдегид по спектрофотометрической методике определения в виде синего комплекса MBTX (триметил-2-бензотиа-золионгидразонхлоргидрат) от 7 до 20 миллионных частей и минимальное ультрафиолетовое светопропускание при длине волны 220 нм от 76% до 80%, а при длине волны 275 нм - от 90% до 95%. Измерению содержания свободных альдегидов способствует, в частности, наличие формальдегида (ФА), уксусного альдегида (УА) и гликольальдегида. Активные в ультрафиолетовых лучах субстанции, снижающие светопропускание в ультрафиолетовых лучах (так называемые вредители), в значительной степени неизвестны и уже в концентрациях менее 1 миллионной части делают продукт не соответствующим спецификации. Примерами такого рода являются акролеин и кретоновый альдегид.

Заявка на патент Японии А-60089439 описывает способ очистки моноэтиленгликоля при помощи вакуумной перегонки с подачей инертного газа. При помощи потока азота выводят из процесса преимущественную часть побочных компонентов и получают гликоль высокой степени чистоты, пригодный для производства волокна. Но недостатком этого способа является то, что для эффективного удаления побочных компонентов требуется большое количество азота. Это приводит к нежелательным потерям продукта в отработанном газе и к недопустимо высокой динамической нагрузке по жидкости на колонну дистилляции.

Заявка на патент ФРГ А-1942094 описывает способ очистки моноэтиленгликоля в колонне дистилляции при помощи водяного пара, при котором благодаря водяному пару летучесть загрязнений повышается по сравнению с летучестью моноэтиленгликоля.

Заявка на патент Канады С-133050 описывает способ очистки моноэтиленгликоля при помощи подачи бисульфитных ионов с последующей обработкой на анионообменных смолах.

Далее известны способы очистки моноэтиленгликоля, при которых образование побочных компонентов должно быть снижено за счет изменения конструкции аппаратуры и за счет используемых при этом материалов. Заявка на патент ФРГ А-19602116 описывает

способ очистки моноэтиленгликоля на аппаратуре, поверхность которой обработана восстанавливающими соединениями фосфора. Но упомянутые выше способы обладают тем недостатком, что для получения моноэтиленгликоля высокой степени чистоты необходимы присадочные вещества или дополнительные мероприятия по оформлению аппаратуры.

Задачей настоящего изобретения является предоставление простого способа дистиллятивной перегонки для получения моноэтиленгликоля высокой чистоты без использования присадочных веществ или специальных материалов. Вывод из процесса побочных компонентов, отрицательно влияющих на качественные показатели, должен преимущественно производиться в водных потоках отходов с максимальным содержанием гликоля 1 мас.%, при этом концентрация побочных компонентов в этих потоках должна быть повышена в 10 - 100 раз, в противном случае будет образовываться слишком большое количество стоков.

Поставленная задача решается способом дистиллятивного получения моноэтиленгликоля высокой чистоты из продукта гидролиза окиси этилена при помощи отпарки воды под давлением, вакуумной отпарки воды и последующей дистиллятивной очистки за счет того, что по крайней мере первая колонна отпарки под давлением в каскаде оснащена блоком отгона, имеющим по крайней мере одну ступень разделения, и часть потока верха колонны (колонн) отпарки воды под давлением, оснащенной(ных) блоком отгона, выводится из процесса, при этом температура в зоне ниже точки ввода питания в первую колонну каскада составляет более 80 °С, и давление в блоке отгона составляет по крайней мере 1 бар. Предпочтительно отгонный блок имеет от 2 до 10 ступеней разделения, особенно предпочтительно от 3 до 6 ступеней разделения.

Было обнаружено, что снижающие качество продукции побочные компоненты могут быть особенно эффективно отобраны в определенных точках процесса. Установление этих точек не является простым, поскольку поведение этих побочных компонентов в силу сложных условий фазового равновесия до настоящего времени не могло быть оценено достаточно хорошо. Поэтому на обычных крупнотоннажных производствах был предусмотрен только очень грубо приближенный отбор для сверхлегкокипящих побочных компонентов, так называемая сдвук уксусного альдегида на испарителе куба второй колонны отпарки воды под давлением. Этот отбор не оптимизирован, поскольку поведение побочных компонентов в значительной степени было неизвестным или же не учитывалось при оформлении процесса.

Эти компоненты делят по кривой их разгонки на три класса следующим образом:

1) низкокипящие компоненты, имеющие летучесть ниже летучести воды (в частности, уксусный альдегид, формальдегид в чистой воде, акролеин);

2) компоненты с температурой кипения в среднем диапазоне, имеющие значение летучести в диапазоне от летучести по воде до значения летучести по моноэтиленгликолю

(в частности, формальдегид в водных растворах, содержащих гликоль, формальдегид в обезвоженном моноэтиленгликоле, гликольальдегид, кротоновый альдегид);

3) высококипящие компоненты, имеющие летучесть ниже летучести моноэтиленгликоля (в частности, высокомолекулярные альдегиды, вредные субстанции, снижающие светопропускание в ультрафиолетовых лучах).

В соответствии с настоящей заявкой отбор побочных компонентов, в частности легкокипящих, лучше производится на стадии отпарки воды под давлением. Для этого колонна отпарки воды под давлением или по крайней мере первая колонна каскада отпарки воды под давлением оснащается отгонным блоком, имеющим по крайней мере одну ступень разделения, преимущественно от 2 до 10 ступеней разделения, особенно предпочтительно от 3 до 6 ступеней разделения, при этом часть потока верха колонны (или колонн) отпарки воды под давлением выводится из процесса при помощи отгонного блока.

Обычные крупнотоннажные производства имеют так называемую сдвук уксусного альдегида на испарителе куба второй колонны отпарки воды под давлением: здесь производится конденсация значительной части вторичного пара первой колонны отпарки воды, несконденсировавшаяся часть, составляющая примерно от 1 до 5 мас.% от общего количества вторичного пара, выводится из процесса. Оставшаяся часть вторичного пара конденсируется в случае необходимости в последующем теплообменнике, при этом тепло конденсации может быть использовано в подходящей точке общей схемы процесса. Но при этой традиционной схеме решения через сдвук уксусного альдегида могут быть выведены из процесса только побочные компоненты, которые как составная часть вторичного пара отводятся в первой колонне отпарки воды под давлением. А это - особенно в случае с формальдегидом - является недостаточным, поскольку летучесть формальдегида в водных растворах снижается с увеличением содержания гликоля, в частности в результате химических реакций формальдегида с водой и гликолями. И поэтому для возможности выделения формальдегида из содержащего гликоль продукта куба колонны отпарки воды под давлением необходимо наличие в этой колонне или по крайней мере в первой колонне каскада отпарки воды под давлением блока отгона, имеющего по крайней мере одну ступень разделения, преимущественно от 2 до 10 ступеней разделения, особенно предпочтительно от 3 до 6 ступеней разделения. Только после выделения формальдегида в чисто водный вторичный пар первой колонны его можно выводить из процесса вместе с уксусным альдегидом в месте, предусмотренном для вывода уксусного альдегида. При этом отделение формальдегида в блоке отгона идет лучше, чем выше температура и соответственно давление в колонне отпарки воды под давлением или в первой колонне каскада отпарки под давлением и чем больше воды содержится в продукте на выходе из реактора. Можно сэкономить две

дополнительные тарелки в блоке отгона, если конструктивно выполнить испаритель куба колонны с "отделенным кубом" в соответствии с заявкой на патент ФРГ С-3338488.

Количество выведенных побочных компонентов, в частности уксусного альдегида и формалина, зависит от того, сколько выводится из контура процесса стоков. Но при этом количество вторичного пара, несконденсировавшегося в испарителе куба второй колонны отпарки воды, не может быть произвольно высоким по условиям энергетической схемы и регулирования. Был разработан особо предпочтительный вариант способа, по которому возможно дальнейшее выделение побочных компонентов из конденсированного вторичного пара при помощи стриппинга паром. Насыщенный побочными компонентами пар стриппинга может быть в последующем энергетически использован в подходящей точке процесса. Поэтому для стриппинга водяным паром не требуется дополнительной энергии, нужен только дополнительный аппарат. Вывод побочных компонентов особенно эффективен в том случае, если отпарной погон подается в качестве флегмы в первую колонну отпарки воды, поскольку в результате этого возврата содержание альдегида в верхней части первой колонны отпарки воды под давлением и в стриппинг-колонне возрастает и таким образом увеличивается также и доля, выводимая из процесса.

Положительным является случай, когда температура в зоне ниже точки ввода сырья составляет в диапазоне от 100 °C до 250 °C, предпочтительно в диапазоне от 115 °C до 230 °C. Давление в блоке отгона составляет предпочтительно в диапазоне от 2 до 30 бар. Положительной является ситуация, когда поток верха колонны (или колонн) отпарки воды под давлением, оснащенной(ных) блоком отгона, оставшийся после вывода части потока, отводится в парциальный конденсатор и/или в стриппинг-колонну, в частности в аппарат для проведения отгонки водяным паром, и обогащенный побочными компонентами газообразный поток (или потоки) выводится из процесса.

Положительным является случай, когда парциальный конденсатор и/или стриппинг-колонна работают при температурах выше 90 °C, предпочтительно в диапазоне от 120 °C до 250 °C.

Настоящее изобретение более подробно поясняется на основании чертежа, а также примеров исполнения.

На фигуре 1 изображена схема крупнотоннажного производства получения гликоля по уровню техники.

На фигуре 2 - схема особенно предпочтительного способа получения гликоля в соответствии с настоящим изобретением.

На фигуре 3 - пример исполнения заявленного способа с одной колонной отпарки воды под давлением, оснащенной блоком отгона и узлом вывода побочных компонентов в виде потока верха колонны, а также с последующим концентрированием в парциальном конденсаторе и стриппинг-колонне.

На фигуре 1 представлена схема крупнотоннажного производства получения гликоля согласно уровню техники. Смесь

воды и окиси этилена с массовым соотношением "вода:окись этилена" в диапазоне от 4:1 до 15:1 подается в реактор гидролиза 1 и затем на отпарку воды под давлением, которая в настоящем случае представлена в виде каскада из трех колонн 2, 3 и 4, расположенных в порядке снижения давления. Точка ввода запитки колонн 2, 3 и 4 находится соответственно в кубе. Поток вторичного пара первой колонны 2 отпарки воды под давлением конденсируется в испарителе куба второй колонны 3 отпарки воды под давлением, а несконденсировавшаяся часть, так называемая сдвка уксусного альдегида (В/УА, то есть "вода/уксусный альдегид"), выводится из процесса. Конденсат вторичного пара колонн 2, 3 и 4 отпарки воды под давлением возвращается в процесс перед реактором гидролиза 1. Продукт куба последней колонны 4 отпарки воды под давлением подается в среднюю часть колонны вакуумной отпарки воды. Содержащий в основном воду вторичный пар из колонны 5 вакуумной отпарки воды также конденсируется и возвращается в процесс перед реактором гидролиза 1. Продукт же куба колонны 5 вакуумной отпарки воды подается в колонну 6, предназначенную для дистиллятивной очистки моноэтиленгликоля, из которой отбираются моноэтиленгликоль в виде продукта верха колонны, а также побочные компоненты, в частности формальдегид, гликольальдегид и вредные субстанции. Продукт куба колонны 6 дистиллятивной очистки моноэтиленгликоля подается в колонну 7, предназначенную для дистиллятивной очистки диэтиленгликоля, из которой в виде продукта верха колонны отбирается чистый диэтиленгликоль и продукт куба которой подается в следующую колонну 8, предназначенную для дистиллятивной очистки триэтиленгликоля. Продукт верха колонны дистиллятивной очистки триэтиленгликоля представляет собой чистый триэтиленгликоль, а продукт куба колонны 8 содержит смесь гликолей, обозначаемую как полиэтиленгликоль.

В отличие от этого на фигуре 2 представлено крупнотоннажное производство для получения моноэтиленгликоля высокой чистоты по настоящей заявке. В противовес технологической схеме на фигуре 1 точка ввода питания первой колонны 2 отпарки воды под давлением расположена выше и при этом эта отпарная колонна 2 имеет блок отгонки, оснащенный тарелками в количестве от 2 до 6.

Другое отличие по сравнению со способом, представленным на фигуре 1, состоит в том, что вторичный пар первой отпарной колонны 2 после парциальной конденсации в испарителе куба отпарной колонны 3 освобождается при помощи водяного пара в стриппинг-колонне от побочных компонентов. Содержащий побочные компоненты газообразный поток (В/УА/ФА, то есть "вода/уксусный альдегид/формальдегид") выводится из процесса.

На фигуре 3 представлен пример соответствующего настоящей заявке оформления отпарной колонны 2 под давлением, оснащенной блоком отгона, а также стриппинг-колонной 9 для

концентрирования побочных компонентов перед их выводом из процесса. Точка подвода дистиллируемого потока 21, содержащего гликоль, находится на пятой тарелке отпарной колонны 2, оснащенной двадцатью колпачковыми тарелками, продукт верхней части которой 23 подается после частичной конденсации в виде потока 26 в стриппинг-колонну 9, оснащенную десятью колпачковыми тарелками, и освобождается в противотоке водяного пара 29 от побочных компонентов. Газообразные потоки 25 и 27, содержащие побочные компоненты, выводятся из процесса. Парциальный поток продукта куба стриппинг-колонны 9 образует как поток 24 флегму колонны отпарки воды 2. Состав потоков с 21 по 29 для способа по настоящей заявке приведен в таблице 1а. Для сравнения в таблице 1б приведен состав потоков с 21 по 29 для способа, используемого по уровню техники, то есть с колонной отпарки воды под давлением, не имеющей блока отгонки и стриппинг-колонны.

Таблица 1а

№ потока		21	22	23	24	25	26	27	28	29
Общий состав	кг/ч	124,28	84,46	51,991	11,975	0,5	51,291	1,511	39,14	1,5
Температура	°C	210	183	176	176	176	175	178	178	200
Вода	мас. %	Жидкая	Жидкая	Газ	Жидкая	Газ	Жидкая	Газ	Жидкая	Газ
Моноэтиленгликоль	мас. %	77,94	68,04	99,97	99,98	99,98	99,98	99,98	99,98	100
Дипропиленгликоль	мас. %	2,22	4,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Триэтиленгликоль	мас. %	0,71	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Тетраэтиленгликоль	мас. %	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Уксусный альдегид	мас. %	0,07	0,00	0,00	0,00	0,14	0,00	0,11	0,00	0,00
Формальдегид	мас. %	0,01	0,01	0,02	0,02	0,37	0,02	0,99	0,01	0,00

Продолжение таблицы 1а

№ потока		21	22	23	24	25	26	27	28	29
Уксусный альдегид	Массовый расход, кг/ч	94	94	24	16	1,14	43	14,11	16	0
Формальдегид	Массовый расход, кг/ч	94	160,00	211	192	5,62	219	954	197	0
Вода	кг/ч	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Моноэтиленгликоль	кг/ч	96,972	59,682	51,972	11,975	796,1	1,017,0	1,517,8	39,321	1,500,0
Дипропиленгликоль	кг/ч	2,220	4,790	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Триэтиленгликоль	кг/ч	0,695	0,200	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Тетраэтиленгликоль	кг/ч	0,140	0,000	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Уксусный альдегид	кг/ч	3,7	0,0	0,0	0,0	1,6	0,0	1,6	0,0	0,0
Формальдегид	кг/ч	11,2	2,0	12,0	2,2	1,4	11,2	3,1	1,5	0,0

Таблица 1б

№ потока		21	22	23	24	25	26	27	28	29
Общий состав	кг/ч	124,28	84,47	51,991	11,975	0,5	51,291	1,511	39,14	0
Температура	°C	210	183	176	176	176	175	178	178	0
Вода	мас. %	Жидкая	Жидкая	Газ	Жидкая	Газ	Жидкая	Газ	Жидкая	0
Моноэтиленгликоль	мас. %	77,94	68,05	99,98	99,98	99,98	99,98	99,98	99,98	0
Дипропиленгликоль	мас. %	2,22	4,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Триэтиленгликоль	мас. %	0,71	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Тетраэтиленгликоль	мас. %	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Уксусный альдегид	мас. %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00	0
Формальдегид	мас. %	0,01	0,01	0,02	0,02	0,37	0,02	0,99	0,01	0

Продолжение таблицы 1б

№ потока		21	22	23	24	25	26	27	28	29
Уксусный альдегид	Массовый расход, кг/ч	94	94	24	16	1,14	43	14,11	16	0
Формальдегид	Массовый расход, кг/ч	94	160,00	211	192	5,62	219	954	197	0
Вода	кг/ч	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Моноэтиленгликоль	кг/ч	96,972	59,682	51,972	11,975	796,1	1,017,0	1,517,8	39,321	1,500,0
Дипропиленгликоль	кг/ч	2,220	4,790	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Триэтиленгликоль	кг/ч	0,695	0,200	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Тетраэтиленгликоль	кг/ч	0,140	0,000	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Уксусный альдегид	кг/ч	3,7	0,0	0,0	0,0	1,6	0,0	1,6	0,0	0,0
Формальдегид	кг/ч	11,2	2,0	12,0	2,2	1,4	11,2	3,1	1,5	0,0

По заявленному способу получают продуктовый поток 22 из первой колонны отпарки воды под давлением с меньшим количеством загрязнений (0,0 г/ч уксусного альдегида и 2,0 г/ч формалина) по сравнению с производством по уровню техники (0,3 г/ч уксусного альдегида и 4,6 г/ч формальдегида).

По заявленному способу из процесса выводится 1,1 г/ч уксусного альдегида и 0,7 г/ч формальдегида в поток 25, а также 1,6 г/ч уксусного альдегида и 1,4 г/ч формальдегида в поток 27 по сравнению всего лишь с 1,2 г/ч уксусного альдегида и 0,6 г/ч формальдегида в поток 25, как это обеспечивается способом по уровню техники.

Формула изобретения:

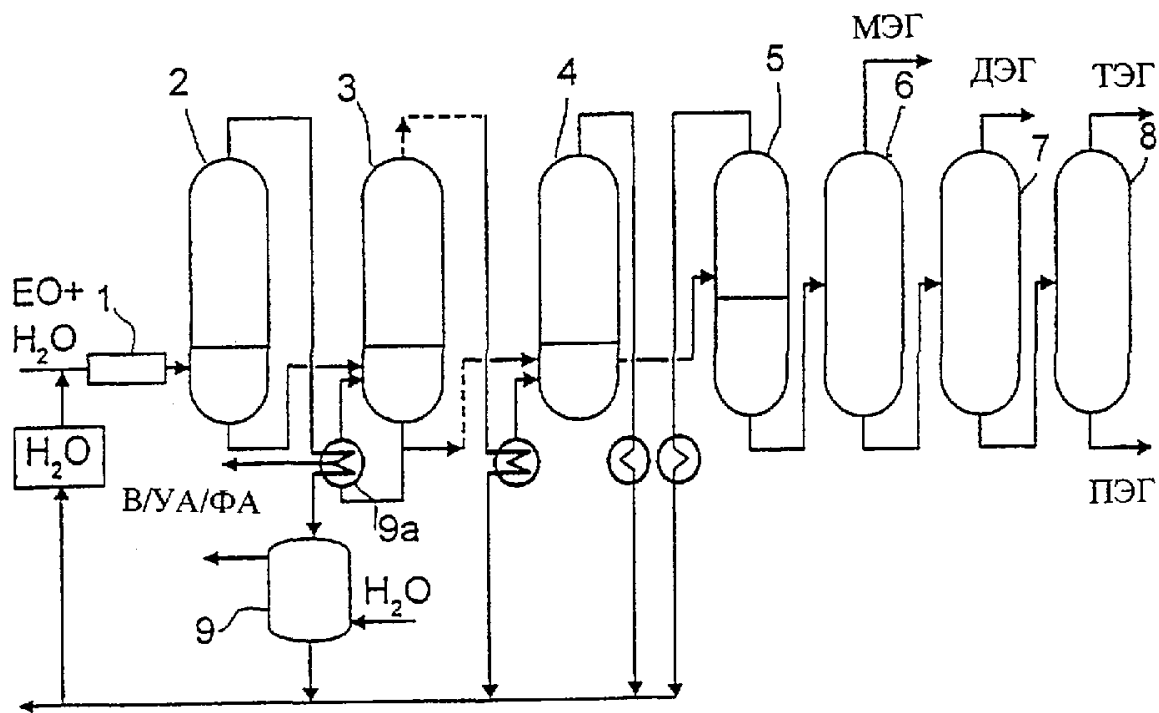
1. Способ дистиллятивного получения моноэтиленгликоля высокой чистоты из продукта гидролиза окиси этилена при помощи отпарки воды под давлением, вакуумной отпарки воды и последующей дистиллятивной очистки, отличающийся тем, что по крайней мере первая колонна отпарки под давлением в каскаде оснащена блоком отгона, имеющим по крайней мере одну ступень разделения, и часть потока верха колонны (колонн) отпарки воды под давлением, оснащенной(ных) блоком отгона, выводится из процесса, при этом температура в зоне ниже точки ввода питания в первую колонну каскада составляет более 80 °C и давление в блоке отгона составляет по крайней мере 1 бар.

2. Способ по п.1, отличающийся тем, что блок отгона имеет от 2 до 10 ступеней разделения, предпочтительно от 3 до 6 ступеней разделения.

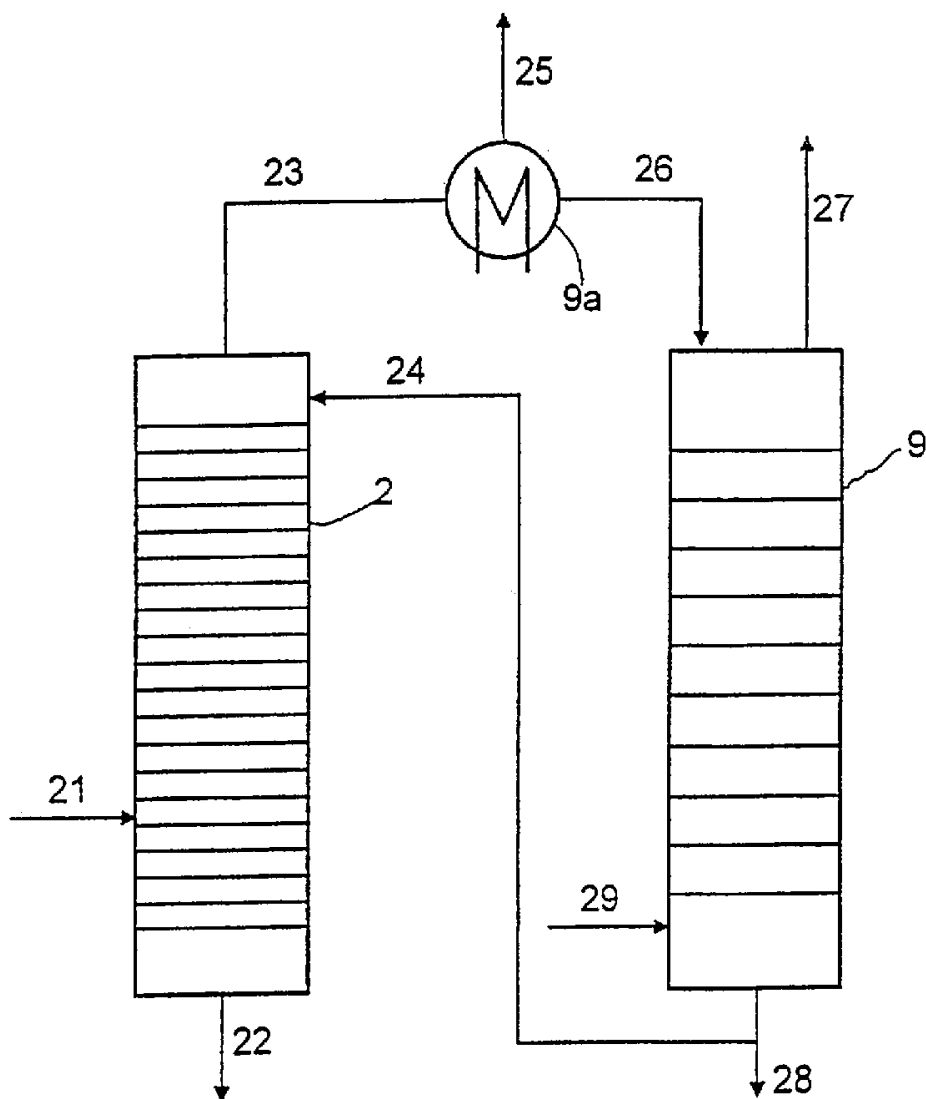
3. Способ по п.1 или 2, отличающийся тем, что температура в зоне ниже точки ввода питания в первую колонну каскада составляет от 100 до 250°C, предпочтительно от 115 до 230°C, и давление в блоке отгона составляет от 2 до 30 бар.

4. Способ по любому из пп.1-3, отличающийся тем, что поток верха колонны (колонн) отпарки воды под давлением, оснащенной(ных) блоком отгона, подается в парциальный конденсатор, из которого выводится из процесса несконденсировавшаяся часть потока, а оставшийся поток отводится в стриппинг-колонну, в частности в аппарат для проведения отгонки водяным паром, из которого обогащенный (обогащенные) побочными компонентами газообразный поток (потоки) выводится (выводятся) из процесса.

5. Способ по п.4, отличающийся тем, что парциальный конденсатор и/или стриппинг-колонна работают при температурах выше 90°C, предпочтительно в диапазоне от 120 до 250°C.



Фиг. 2



Фиг. 3