

Винахід стосується способу одержання високочистого моноетиленгліколю. Моноетиленгліколь одержують у промисловості шляхом гідролізу оксиду етилену, зневоднюванням і очищенням дистиляцією. Для поліпшення селективності оксиду етилену (далі позначено скорочено ОЕ) гідроліз проводять у гідролізному реакторі з великим надлишком води (масове співвідношення вода : ОЕ складає від 4:1 до 15:1). При цьому компонент може замінятися високими гліколями, особливо, диетиленгліколем, триетиленгліколем і так далі. Гідролізний реактор звичайно експлуатують при температурі від 120°C до 250°C і тиску 30 - 40 бар. Продукт гідролізу спочатку зневоднюють до залишкового вмісту води (100 - 200) частин на мільйон частин і потім розділяють на різні гліколи в чистій формі.

Зневоднювання, як правило, здійснюють у каскаді колон зі ступінчастим зниженням тиску. Внаслідок інтеграції тепла, як правило, лише нижня частина випарного апарату (випарника) першої працюючої під тиском колони обігривається паром ззовні, а всі інші колони, що знаходяться під тиском, навпаки, обігриваються вторинним (соковим) пором розташованої завжди попереду колони. Живлення завжди подається в нижню частину колон, нижче першої тарілки, тому що для розподілу води і гліколей не потрібно відгінної секції. В залежності від вмісту води у вивантаженні з гідролізного реактора і рівня тиску і температури використовуваної ззовні пари в нижній частині випарного апарату першої колони каскад зневоднювання під тиском складається з 2-7 колон. Зневоднювання під тиском закінчується зневоднюванням під вакуумом, що, як правило, здійснюють у колоні з дистиляційною секцією. Отримана при зневоднюванні вода повертається назад перед гідролізним реактором. Зневоднена суміш гліколей розділяється на чисті речовини в декількох колонах. Продукти - моноетиленгліколь, ди- і триетиленгліколь, завжди відводять у виді головного продукту, що виходить з верха колони, всі інші вищі гліколи виходять у виді суміші під назвою поліетиленгліколь, як продукт, що виходить з нижньої частини останньої колони.

Традиційні установки для одержання гліколей звичайно мають крім потоків продукту тільки лише один єдиний інший випуск, так звану ацетальдегідну продувку в нижній частині випарного апарату другої колони зневоднювання під тиском. Через шлюзовий пристрій там витягають несконденсовану частину використовуваної для обігріву вторинної пари першої колони. Таким чином, побічні компоненти, які або надходять в установку для одержання гліколей з потоком вода/ОЕ, або, ті, що утворюються внаслідок побічних реакцій в установці для одержання гліколей, можуть витягатися через шлюзовий пристрій з установки тільки лише за допомогою ацетальдегідної продувки або з потоком продуктів.

Останнє погіршує якість продукту і тому не бажано.

Відавна установки для одержання гліколей оптимізували лише стосовно їхньої основної задачі, особливо, стосовно зменшення енергетичних і капітальних витрат при зневоднюванні і очищенні дистиляцією. З недавніх пір встановлені значно більш підвищені вимоги до якості продукту моноетиленгліколю, особливо, стосовно вмісту побічних компонентів. Існує два сорти якості продукту моноетиленгліколю: технічний сорт (антифризний сорт) зі зниженими вимогами до чистоти продукту для використання в якості холодоагенту і чистоти волокна з підвищеними вимогами для використання, серед іншого, у виробництві хімічних волокон. Специфікації чистоти волокна передбачають відому залежність від вільного альдегіду, розраховану на ацетальдегід за спектрофотометричним методом визначення як синій MBTH-комплекс від 7 до 20 частин на мільйон частин і за мінімальною Уф-трансмisiєю при 220 нм - 76% - 80% і при 275 нм - 90% - 95%. Результату виміру вільного альдегіду особливо сприяє формальдегід, ацетальдегід і гліколевий альдегід. Уф-активні речовини, так звані Уф-спойлери (інтерцептори), в значній мірі не відомі і відповідно до специфікації шкідливі вже в концентрації менше 1 частини на мільйон частин. Прикладами є акролеїн і кротоновий альдегід.

В японській заявці на патент JP-A-60 089 439 описаний спосіб очищення гліколю за допомогою вакуумної дистиляції при подачі інертного газу. Частину побічних компонентів відганяють потоком азоту і одержують гліколь високого ступеня чистоти, придатний для одержання волокна. Однак цей спосіб має той недолік, що для ефективного видалення через шлюз побічних продуктів потрібна велика кількість азоту. Це приводить до небажаних витрат продукту з газом, що відходить, і до неприпустимо сильних поточкових навантажень на дистиляційну колону.

В німецькій заявці на патент DE-A-1 942 094 описаний спосіб очищення моноетиленгліколю за допомогою дистиляції водяною парою у відгінній колоні, причому завдяки водяній парі підвищується летучість домішок у порівнянні з моноетиленгліколем.

У патенті Канади CA-C-1330350 описаний спосіб очищення моноетиленгліколю за допомогою добавки іонів бісульфату і наступної обробки аніонообмінними смолами.

Далі, відомі способи очищення моноетиленгліколю, в яких утворення побічних продуктів повинне бути зменшене в результаті запобіжних засобів в області конструкції апаратів і використаних при цьому матеріалів. У німецькій заявці на патент DE-A-19 602 116 описується спосіб очищення моноетиленгліколю в апараті, поверхня якого оброблена відновленими сполуками фосфору.

Однак всі вищезгадані способи мають той недолік, що для одержання високочистого моноетиленгліколю потребуються добавки або прийняття додаткових заходів в області апаратури.

Технічною задачею винаходу є створення простого дистиляційного способу одержання високочистого моноетиленгліколю без використання добавок або спеціальних матеріалів. Видалення через шлюз шкідливих, відповідно до специфікації, побічних компонентів повинне здійснюватися в переважаючих водяних відхідних потоках з максимальним вмістом гліколю 1 мас. %, причому побічні компоненти повинні концентруватися в відхідних потоках з фактором 10-100, тому що в противному разі утвориться занадто багато відхідної води.

Ця задача вирішується способом дистиляційного виділення високочистого моноетиленгліколю з продукту гідролізу оксиду етилену зневоднюванням під тиском, краще, в каскаді, вакуумним зневоднюванням і наступним дистиляційним очищенням. Винахід характеризується тим, що при вакуумному зневоднюванні відводиться водяний потік, що містить моноетиленгліколь у концентрації менше 1 мас. %, краще, менше 0,1 мас. %, середньокиплячі компоненти і низькокиплячі компоненти, і видаляється через шлюз, можливо, після додаткової переробки.

Найкращий спосіб, в якому додатково до вищезгаданого рішення здійснюють зневоднювання під тиском у

колоні для зневоднювання з відгінною секцією з, принаймні, однією стадією поділу, краще, з 2-10 стадіями поділу, найкраще, з 3-6 стадіями поділу і в який видаляють через шлюз частину головного потоку, що виходить з верхньої частини колони (колон), для зневоднювання з відгінною секцією.

Виявлено, що шкідливі відповідно до специфікації побічні компоненти можуть бути особливо ефективно витягнуті на певних місцях способу. Визначення цих місць у способі є нетривіальним, тому що про характер побічних компонентів внаслідок комплексної фазової рівноваги до цього часу не можна судити досить добре. Тому в традиційних промислових способах створений лише дуже великий випуск для вкрай низькокиплячих побічних компонентів, так звана ацетальдегідна продукція в нижній частині випарного апарата другої колони для зневоднювання під тиском. Цей випуск не оптимізований, тому що вміст побічних компонентів був в значній мірі невідомий або не враховувався при оформленні процесу.

В даному випадку компоненти підрозділяються відповідно до їх розташування при кипінні на три класи:

1. Низькокиплячі з більшою летючістю, ніж у води (особливо, альдегід, формальдегід у чистій воді, акролеїн),
2. Середньокіплячі з летючістю проміжною між водою і моноетиленгліколем (особливо, формальдегід у водяних розчинах, що містять гліколь, формальдегід у безводному моноетиленгліколі, гліколевий альдегід, кротоновий альдегід) і
3. Висококиплячі з низькою летючістю, як у моноетиленгліколю (особливо, високомолекулярні альдегіди, Уф-спойлер).

Відповідно до винаходу зневоднювання під вакуумом здійснюють так, що відводять водяний потік, що містить менше 1 мас. % моноетиленгліколю, середньокіплячі компоненти і низькокиплячі компоненти і, можливо, після додаткової регенерації видаляють через шлюз.

Вакуумне зневоднювання може відбуватися в колоні для зневоднювання під вакуумом, причому водяний потік, що містить середньокіплячі компоненти і низькокиплячі компоненти, відводять у виді бічного потоку. Колонна для зневоднювання під вакуумом призначена для подачі в неї потоку, що містить 1-99 мас. % моноетиленгліколю і 1 - 99 мас. % води, краще, 50 - 90 мас. % моноетиленгліколю і 50 - 10 мас. % води і шкідливі відповідно до специфікації побічні компоненти в межах від 1 ч. на 10^6 ч. до 5%, краще, в межах від 1 ч. на 10^6 ч. до 1%, найкраще, в межах від 1 ч. на 10^6 ч. до 1000 ч. на 10^6 ч. Тоді колонна для зневоднювання під вакуумом працює таким чином, що відводять головний продукт, що виходить з верха колони, який складається, в основному, з води із вмістом моноетиленгліколю менше 5 мас. %, краще, менше 1 мас. %, найкраще, менше 1000 ч. на 10^6 ч., і продукт з низу колони, що складається, в основному, з гліколю з вмістом води менше 5 мас. %. краще, менше 1 мас. %, найкраще, менше 1000 ч. на 10^6 ч. З колони для зневоднювання під вакуумом витягують бічний потік (із середньої частини колони) в значній мірі звільнений від моноетиленгліколю, тобто з вмістом моноетиленгліколю менше 5 мас. %, краще, менше 1 мас. %, найкраще, менше 1000 ч. на 10^6 ч., і збагачений шкідливими відповідно до специфікації побічними компонентами, особливо, середньокіплячими компонентами, також як низькокиплячими компонентами. Колонна для зневоднювання працює при максимальній температурі низу колони 220°C, краще, від 120°C до 200°C, найкраще, від 160°C до 180°C.

Подачею в колону для зневоднювання під вакуумом є, як правило, вивід (випуск) низу колони для зневоднювання під тиском або останньої колони каскаду для зневоднювання під тиском. Однак, в окремих випадках можливо також здійснювати подачу безпосередньо у вивід ОЕ-гідролізного реактора (реактора для гідролізу оксиду етилену) колони для зневоднювання під вакуумом. Продукт, що виходить з низу колони зневоднювання під вакуумом, у значній мірі звільнений від води і подається на очищення моноетиленгліколю дистиляцією. Головний продукт, що виходить з верха колони, що складається в значній мірі з води, звільненої від моноетиленгліколю, повторно цілком або частково використовується в процесі, особливо, направляється в гідролізний реактор. Бічний потік (із середньої частини колони) може подаватися в відхідну (стічну) воду або піддаватися подальшій переробці.

В іншій кращій формі здійснення винаходу дві колони зневоднювання під вакуумом розташовані одна за одною. Підлягаючий очищенню потік, що містить гліколь, подають у першу колону зневоднювання під вакуумом. Продукт, що виходить з низу першої колони зневоднювання під вакуумом, подають у другу колону зневоднювання під вакуумом, краще, у її середню частину. Типова концентрація гліколю в продукті, що виходить з низу першої колони зневоднювання під вакуумом, складає 70 - 99,5 мас. % краще, 85 - 99,5 мас. %, найкраще, 95 - 99 мас. %. Головний продукт із верха другої колони зневоднювання під вакуумом відводять у виді водяного, в значній мірі звільненого від гліколю потоку з вмістом гліколю менше 5 мас. %, краще, менше 1 мас. %, найкраще, менше 1000 ч. 10^6 ч., збагаченого як середньокіплячими компонентами, так і низькокиплячими компонентами. Продукт, що виходить з низу другої колони зневоднювання під вакуумом, в значній мірі звільнений від гліколю. Його подають на очищення моноетиленгліколю дистиляцією. Температура низу другої колони (колон) зневоднювання під вакуумом, як правило, не повинна перевищувати 220°C, краще, вона повинна складати від 120°C до 200°C, найкраще, від 160°C до 180°C.

В особливо кращому варіанті в одну єдину або останню колону зневоднювання під вакуумом, у її середню частину подають головний потік, що відходить з дистиляційного очищення моноетиленгліколю. Завдяки такому заходу можуть бути витягнуті також побічні продукти, що утворюються в результаті побічних реакцій у процесі дистиляційного очищення моноетиленгліколю. Головний потік з верха колони, краще, невеликий і складає, особливо, від 1 до 10% від потоку чистого моноетиленгліколю. Для підтримки як можна меншим зворотного головного потоку побічні компоненти в головному потоці повинні бути сконцентровані. Для цього необхідні додаткові стадії поділу між місцем відбору чистого моноетиленгліколю (бічний відвід) і потоком, що повертається назад, тобто в колоні для дистиляційного очищення моноетиленгліколю, повинні бути здійснені деякі розділові стадії між відбором головного потоку з верха колони і бічним відводом моноетиленгліколю, краще, від 1 до 10, найкраще, від 3 до 6 розділових стадій. Переважним побічним ефектом концентрування і зворотної подачі побічних компонентів є те, що вода, що міститься в невеликій кількості в живленні колони для дистиляційного очищення моноетиленгліколю, також подається назад на зневоднювання під вакуумом. В результаті одержують надзвичайно збіднений водою моноетиленгліколь.

Згідно з особливо кращим варіантом способу додатково до видалення через шлюз при зневоднюванні під

вакуумом поліпшується видалення через шлюз побічних компонентів, особливо, низькокиплячих компонентів, на стадії зневоднювання під тиском. Для цього колону зневоднювання під тиском, або, принаймні, першу колону каскаду зневоднювання під тиском оснащують відгінною секцією, принаймні, з однією стадією поділу, краще, з 2-10 стадіями поділу, найкраще, з 3-6 стадіями, причому з верха колони (колон) для зневоднювання із секцією поділу видаляють через шлюз частину головного потоку.

Традиційні промислові способи мають, так звану, ацетальдегідну продувку в нижній частині випарного апарата другої колони зневоднювання під тиском. Тут в значній мірі конденсується вторинна пара першої колони зневоднювання під тиском, не сконденсовану частину якої (близько 1 - 5 мас. % від загальної кількості вторинної пари) видаляють через шлюз. Залишок вторинної пари, у разі потреби, конденсують згодом в іншому теплоносії, причому конденсація тепло може бути затребуване в відповідному місці всього процесу. Таким традиційним рішенням можуть бути витягнуті ацетальдегідною продувкою побічні компоненти, що відводяться з першої колони зневоднювання під тиском у виді складової частини вторинної пари. Це є недостатнім, особливо, у випадку формальдегіду, тому що летючість формальдегіду у водяних розчинах гліколю знижується зі збільшенням вмісту гліколю, особливо, внаслідок хімічних реакцій формальдегіду з водою і гліколями. Таким чином, для відділення формальдегіду з продукту, що містить гліколь, низу колони зневоднювання під тиском необхідна відгінна секція в колоні зневоднювання під тиском або, принаймні, у першій колоні зневоднювання під тиском каскаду, як мінімум, з однією стадією, краще, з 2-10 стадіями, найкраще, з 3-6 стадіями. Тільки лише після того, як формальдегід буде відділений від чистої водяної вторинної пари першої колони, він може бути витягнутий разом з ацетальдегідом при ацетальдегідній продувці. При цьому відділення формальдегіду у відгінній секції вдається тим краще, чим вище температура і, відповідно, вище тиск у колоні для зневоднювання під тиском або у першій в каскаді колоні для зневоднювання під тиском, і чим більше води у випуску з реактора. У відгінній секції можна заощадити дві додаткові тарілки, якщо нижня частина випарного апарата конструктивно виконана з можливістю відділення відповідно до німецького патенту DE-C-33 38 488.

Кількість видалення через шлюз побічних компонентів, особливо, ацетальдегіду і формальдегіду залежить від того, наскільки багато відхідної води віддаляється через шлюз. При цьому кількість вторинної пари, несконденсованою в нижній частині випарного апарата другої колони для зневоднювання, не завжди може бути збільшена через зв'язування енергії і виходячи з гранично припустимих регульованих технічних умов. Був знайдений особливо кращий варіант способу, відповідно до якого подальше відділення побічних компонентів зі сконденсованої вторинної пари можливо завдяки відгону з пором (відпарюванню) збагачену побічними компонентами відгінна пара може згодом бути енергетично використана у певному місці процесу. Тому для відгону з водяною парою не потрібно ніякої додаткової енергії, тільки лише додатковий апарат. Видалення через шлюз побічних компонентів особливо ефективно, якщо погон відпарної колони подають в якості «повернення» (поворотного продукту) у першу колону для зневоднювання, тому що за допомогою такої поворотної подачі підвищується вміст альдегіду в головному продукті, що надходить з верха першої колони зневоднювання під тиском і в від парній колоні і, отже, збільшується швидкість видалення через шлюз.

Температура нижче місця подачі в колону для зневоднювання під тиском, краще, складає вище 80°C, краще, між 100°C і 250°C, найкраще, між 115°C і 230°C. причому тиск у відгінній секції дорівнює, принаймні, 1 бар, краще, від 2 до 30 бар.

Головний потік, що відходить з верха колони (колон) для зневоднювання під тиском з відгінною секцією, краще направляється в парціальний конденсатор і/або у відгінну колону, особливо, у колону для відпарювання (відгону з водяною парою), а збагачений (-і) побічними продуктами газоподібний (-і) потік (потоки) видаляються через шлюз.

Зручно, якщо парціальний конденсатор і/або відгінна (відпарна) колона працюють при температурі вище 90°C, краще, між 120°C і 250°C.

Винахід пояснюється більш докладно доданими нижче малюнками, а також прикладами здійснення.

Окремо зображені:

Фіг. 1 - схема промислового способу одержання гліколю згідно відомого рівня техніки.

Фіг. 2 - схема кращого способу одержання гліколю відповідно до винаходу.

Фіг. 3 - приклад здійснення способу за винаходом з випуском побічних компонентів у виді головного потоку, що відходить з верха колони зневоднювання під вакуумом.

Фіг. 4 - приклад здійснення способу за винаходом з колоною для зневоднювання під тиском, що має відгінну секцію, і з випуском для побічних компонентів у виді головного потоку, що відходить з верха колони, а також з наступним концентруванням у парціальному конденсаторі і відпарній колоні.

На Фіг. 1 зображена схема промислового одержання гліколю відповідно до відомого рівня техніки. Суміш води з оксидом етилену з масовим відношенням води до оксиду етилену від 4:1 до 15:1 подають у гідролізний реактор - і безпосередньо після цього направляють на зневоднювання під тиском, що у даному випадку зображено у виді каскаду колон 2, 3 і 4 із трьома ступіннями тиску. Подача в колони 2, 3 і 4 завжди знаходиться внизу колон. Потік вторинної пари першої колони для зневоднювання під тиском 2 конденсується в низі випарника другої колони для зневоднювання під тиском 3, а несконденсовану частину видаляють через шлюз у виді так названої ацетальдегідної продукції (В/АЦГ, тобто вода/ацетальдегід). Сконденсовану вторинну (сокову) пару з колон для зневоднювання під тиском 2, 3 і 4 повертають назад у гідролізний реактор 1. Потік, що відходить з низу останньої колони для зневоднювання під тиском 4, подається в колону 5 для зневоднювання під вакуумом у її середню частину. Вторинна пара з переважним вмістом води з колони 5 зневоднювання під вакуумом також конденсується і повертається назад у гідролізний реактор 1. Продукт, що виходить з нижньої частини колони 5 зневоднювання під вакуумом, подають у колону для дистиляційного очищення моноетиленгліколю 6, з якої відводять у виді головного продукту з верхньої частини колони моноетиленгліколь, а також побічні компоненти, особливо, формальдегід (ФА), гліколевий альдегід (ГА) і Уф-спойлер (УФ-С) Продукт, що відходить з низу, у колони для дистиляційного очищення моноетиленгліколю 6 подають у колону для дистиляційного очищення діетиленгліколю 7, з якої відводять чистий діетиленгліколь у виді головного продукту, що відходить з верха колони, а продукт, що видаляється з низу цієї колони, подають в іншу колону - дистиляційного очищення триетиленгліколю 8. Головний

продукт, що відходить з верха колони дистиляційного очищення триетилengліколю, являє собою чистий триетилengліколь, а продукт, що відводиться з низу колони 8, містить суміш більш високих гліколей, що позначаються як «поліетилengліколь» (ПЕГ).

З іншого боку, на Фіг. 2 зображений промисловий спосіб одержання високочистого моноетилengліколю за винаходом. На протилежній технологічній схемі 1 подача в першу колону зневоднювання під тиском 2 розташована вище, а саме, ця колону зневоднювання під тиском 2 має дві відгінні секції з 2-6 тарілками.

Інша відмінність способу згідно Фіг. 1 полягає в тому, що вторинна пара першої колони зневоднювання під тиском 2 після парціальної конденсації в нижній частині випарника колони зневоднювання під тиском 3 звільняється від побічних компонентів у відгінній колоні 9 з водяною парою. З відгінної колони видаляють через шлюз газоподібний потік, що містить побічні компоненти (В/АЦГ/ФА, тобто вода/ацетальдегід/формальдегід).

Інша відмінність технологічної схеми згідно Фіг. 1 полягає в тому, що у верхній частині останньої колони зневоднювання під вакуумом 10 створений випуск збагаченої побічними компонентами водяної вторинної пари. Далі, головний продукт, що виходить з верха колони дистиляційного очищення моноетилengліколю 6, видаляють тепер у виді побічного потоку, а головний потік, з верха колони для дистиляційного очищення моноетилengліколю 6 повертають назад у середній частині останньої колони зневоднювання під вакуумом 10.

На Фіг. 3 зображений приклад створеного відповідно до винаходу випуску в головній частині останньої колони зневоднювання під вакуумом 10. На 10-у тарілку (Т10) колони зневоднювання під вакуумом 10 подають потік 11 і розділяють його в колоні зневоднювання під вакуумом 10, оснащеної 20 колпачковими тарілками, на головний потік 12 і потік, що виходить з нижньої частини колони 13. Потік, що виходить з нижньої частини колони 13, подають на 12-у тарілку (Т12) колони дистиляційного очищення моноетилengліколю 6 з 45 колпачковими тарілками. Через бічний випуск із 35-ої тарілки (Т35) відводять високочистий моноетилengліколь 16. Головний потік 14, що виходить з верхньої частини колони дистиляційного очищення моноетилengліколю 6, повертають назад на 10-у тарілку (Т10) останньої колони зневоднювання під вакуумом 10. Потік 15, що іде з низу колони дистиляційного очищення моноетилengліколю 6, подають в інші колони дистиляційного очищення. Склад потоків 11-16 приведений у нижченаведеній Таблиці 1. Звідти особливо видно, що концентрація побічних компонентів, особливо, ацетальдегіду, формальдегіду і гліколевого альдегіду дід подачі 11 в останню колону зневоднювання під вакуумом 10 до бічного відводу 16 колони дистиляційного очищення моноетилengліколю 6 явно знижується і одночасно зменшується відповідна Уф-трансмсія при 220нм, а також при 275нм.

На Фіг. 4 показаний приклад виконання колони зневоднювання під тиском 2 з відгінною секцією, а також з відгінною колоною 9 для концентрування побічних компонентів перед їхнім видаленням через шлюз. Подача 21 потоку, що містить гліколь, який підлягає розділенню, знаходиться на 5-ій тарілці колони зневоднювання під тиском 2 з 20 колпачковими тарілками. Її головний потік 23 після парціального конденсатора подається у виді потоку 26 у відгінну колону 9 з 10 колпачковими тарілками і протитоком звільняється від побічних компонентів водяною парою 29. Газоподібні потоки 25 і 27, які містять побічні компоненти, видаляють через шлюз. Частина потоку випуску з нижньої частини відгінної колони 9 у виді частини потоку 24 утворює зворотний потік колону зневоднювання 2. Склад потоків 21-29 для способу за винаходом приведений у Таблиці 2а. Для порівняння в Таблиці 2б приведений склад потоків 21-29 для способу відповідно до відомого рівня техніки, тобто з колоною зневоднювання під тиском без відгінної секції і відгінної колони.

Таблиця 1

Потік №		11	12	13	14	15	16
		Водяний живильний потік колони, що містить гліколь	Відхідна вода, що містить альдегід	Зневоднений потік гліколю	Зворотний потік гліколю, що містить альдегід	Нижній потік дистиляційного очищення моноетилengліколю	Бічний відвід моноетилengліколю
Загальний потік	кг/год	2,500	0,080	2,480	0,062	0,730	1,690
Температура	°З	120	70	160	144	175	145
		рідкий	рідкий	рідкий	рідкий	рідкий	рідкий
Вода	мас %	3,19	99,5	0,01	0,38	0,00	0,00
Моноетилengліколь	мас %	79,95	0,01	83,01	99,59	42,33	99,98
Діетилengліколь	мас %	13,40	0,00	13,50	0,00	45,83	0,02
Триетилengліколь	мас %	2,87	0,00	2,89	0,00	9,83	0,00
Тетраетилengліколь	мас %	0,59	0,00	0,59	0,00	2,01	0,00
Ацетальдегід	мас %	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Формальдегід	мас %	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00
Гліколевий альдегід	мас %	0,00	0,01	0,00	0,03	0,00	0,00
Ацетальдегід	мас. ч. на 1 мільйон ч.	5	157	0	10	0	0
Потік №		11	12	13	14	15	16
Формальдегід	мас. ч. на мільйон ч	7	144	5	89	0	3

Гліколевий альдегід	мас. ч. на мільйон ч	6	78	10	262	3	4
Разом		100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
УФ-трансмсія 220нм	%	68,71	53,95	69,18	64,42	22,54	88,92
УФ-трансмсія 275нм	%	96,61	83,56	94,84	93,76	80,54	98,86

Табл

Потік №		21	22	23	24	25	26	27	28	
		Випуск із гідролізного реактора	Продукт колони 2	Вторинна пара колони 2	Повернення	Конденсатор газу, що відходить	Конденсат	Відгінна колона газу, що відходить	Рециркуляційна вода	Відгін
Загальний потік	кг/год	124,38	84,46	51,891	11,975	0,8	51,091	1,531	39,14	
Температура	°C	235	183	178	178	178	178	178	178	
		Рідкий	Рідкий	Газоподібн	Рідкий	Газоподібн	Рідкий	Газоподібн	Рідкий	Газ
Вода	мас. %	77,58	67,00	99,97	99,98	99,76	99,97	99,80	99,98	10
Моноетиленгліколь	мас %	18,30	26,96	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Диетиленгліколь	мас %	3,25	4,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Триетиленгліколь	мас %	0,71	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Тетраетиленгліколь	мас. %	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0
Ацетальдегід	мас %	0,00	0,00	0,01	0,00	0,14	0,00	0,11	0,00	0
Формальдегід	мас %	0,01	0	0,02	0,02	0,09	0,02	0,09	0,02	0
Альдегід										
Ацетальдегід	мас. ч. на мільйон ч.	26	24	64	10	1434	43	1071	10	
Формальдегід	мас ч. на мільйон ч	94	100,00	231	192	935	219	934	192	
Разом		100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	10
Вода	г/ч	96497,1	56588,2	51875,7	11972,6	798,1	51077,6	1527,9	39132,1	15
Моноетиленгліколь	г/ч	22765,3	22770,1	0,0	0,0	0,0	0,00	0,0	0,0	
Диетиленгліколь	г/ч	4046,5	4047,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
Триетиленгліколь	г/ч	883,5	883,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
Тетраетиленгліколь	г/ч	172,8	172,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
Ацетальдегід	г/ч	3,2	0,0	3,3	0,1	1,6	2,2	1,6	0,4	
Формальдегід	г/ч	11,7	2,0	12,0	2,3	1,4	11,2	1,4	7,5	

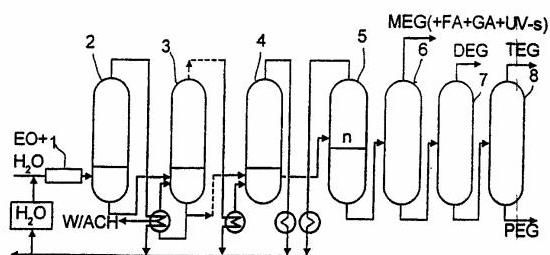
Таблица

Потік №		21	22	23	24	25	26	27	28	29
		Випуск із гідролізного реактора	Продукт колони 2	Вторинна пара колони 2	Повернення	Конденсатор газу, що відходить	Конденсат	Відгінна колона газу, що відходить	Рециркуляційна вода	Відгін пара
Загальний потік	кг/ч	124,42	84,47	51,925	11,975	0,8	51,125		39,15	0
Температура	°C	235	183	178	178	178	178	0	178	
		Рідкий	Рідкий	Газоподібн	Рідкий	Газоподібн	Рідкий		Рідкий	
Вода	мас. %	77,58	67,00	99,98	99,98	99,78	99,98		99,98	
Моноетиленгліколь	мас. %	18,30	26,96	0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	
Диетиленгліколь	мас. %	3,25	4,79	0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	
Триетиленгліколь	мас. %	0,71	1,05	0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	
Тетраетиленгліколь	мас. %	0,14	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	
Ацетальдегід	мас. %	0,00	0,00	0,01	0,00	0,15	0,00		0,00	
Формальдегід	мас. %	0,01	0,01	0,02	0,02	0,07	0,02		0,02	
Ацетальдегід	мас. ч. на мільйон ч.	26	3	67	45	1508	45	0	45	
Формальдегід	мас. ч. на	94	55	173	165	701	165	0	165	

	мільйон ч.									
Разом		100,00	100,01	100,00	100,00	100,00	100,00		100,00	
Вода	г/ч	96528,1	56594,9	51912,5	11972,5	798,2	51114,3		39141,8	
Моноетиленгліколь	г/ч	22772,6	22772,8	0,0	0,0	0,0	0,0		0,0	
Диетиленгліколь	г/ч	4047,8	4047,8	0,0	0,0	0,0	0,0		0,0	
Триетиленгліколь	г/ч	883,8	883,8	0,0	0,0	0,0	0,0		0,0	
Тетраетиленгліколь	г/ч	172,8	172,8	0,0	0,0	0,0	0,0		0,0	
Ацетальдегід	г/ч	3,2	0,3	3,5	0,5	1,2	2,3		1,7	
Формальдегід	г/ч	11,7	4,6	9,0	2,0	0,6	8,4		6,5	

У способі за винаходом потік продукту 22 з першої колони зневоднювання під тиском 2 містить менше домішок (0,0г/ч ацетальдегіду і 2,0г/ч формальдегіду у порівнянні з відомим рівнем техніки (0,3г/ч ацетальдегіду і 4,6г/ч формальдегіду).

Серед побічних компонентів відповідно до винаходу видаляють 1,1г/ч ацетальдегіду і 0,7г/ч формальдегіду в потоці 25, а також 1,6г/ч ацетальдегіду і 1,4г/ч формальдегіду в потоці 27 у порівнянні з видаленням лише 1,2г/ч ацетальдегіду і 0,6г/ч формальдегіду у відомому з рівня техніки способі.



Фиг. 1

EO – окис этилену (OE)

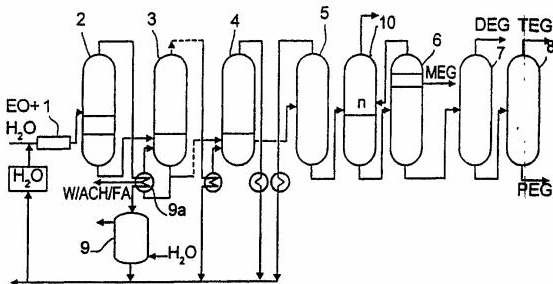
W/ACH – вода/ацетальдегид (В/АЦГ)

MEG (+FA+GA+UV-s) – моноетиленгліколь (+формальдегид+гліколевий альдегид +Уф-спойлер) МЭГ (+ФА+ГА+Уф-с)

DEG – діетиленгліколь (ДЕГ)

TEG – триетиленгліколь (ТЕГ)

PEG – поліетиленгліколь (ПЕГ)



Фиг. 2

EO – окис этилену (OE)

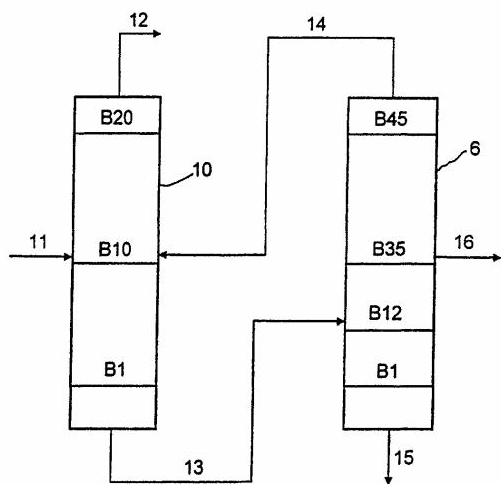
W/ACH/FA – вода/ацетальдегид/формальдегид (В/АЦГ/ФА)

MEG – моноетиленгліколь

DEG – діетиленгліколь (ДЕГ)

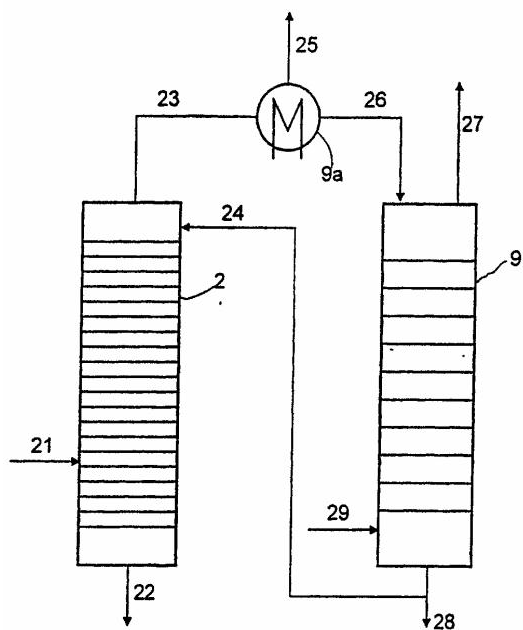
TEG – триетиленгліколь (ТЕГ)

PEG – поліетиленгліколь (ПЕГ)



Фіг. 3

В1 – перша тарілка (Т1)
 В10 – десята тарілка (Т10)
 В20 – двадцята тарілка (Т20)
 В12 – дванадцята тарілка (Т12)
 В35 – тридцять п'ята тарілка (Т35)
 В45 – сорок п'ята тарілка (Т45)



Фіг. 4