

**УКРАЇНА****(19) UA****(11) 101236****(13) C2****(51) МПК****C07C 67/58** (2006.01)**C07C 67/055** (2006.01)**C07C 69/01** (2006.01)

**ДЕРЖАВНА СЛУЖБА
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ
УКРАЇНИ**

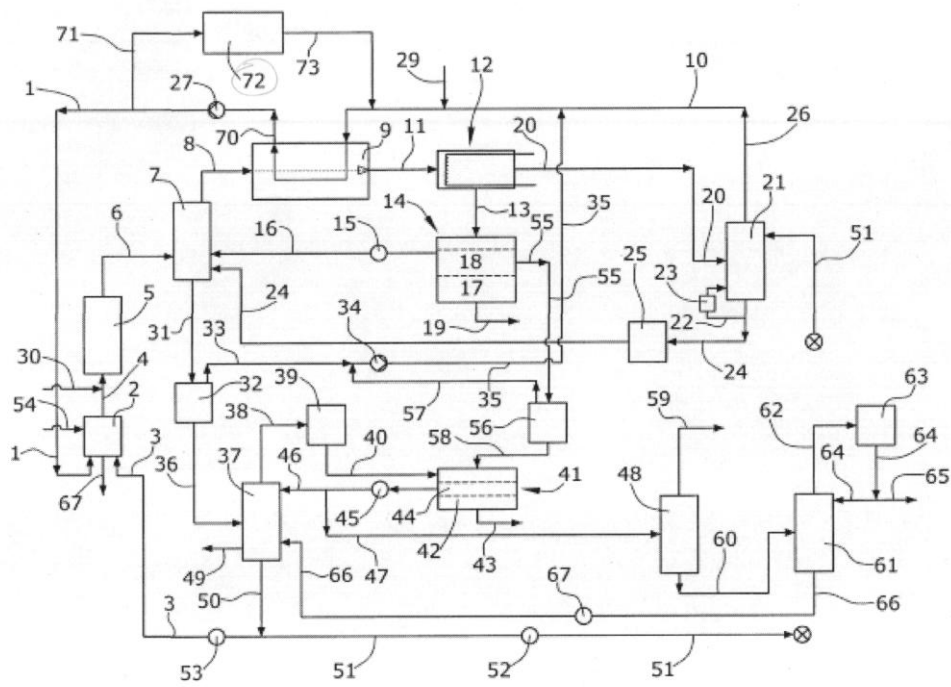
(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА ВІНАХІД

(21) Номер заявки:	а 2011 07348	(72) Винахідник(и):	Рінне Бернд (DE), Хесс Стефан (DE), Хотаман Алі (TR), Байєр Майкл Дж. (DE), Нюбер Бертольд (DE)
(22) Дата подання заявки:	28.11.2009	(73) Власник(и):	СЕЛАНІЗ КЕМІКАЛЗ ЄУРОПЕ ГМБХ, Frankfurter Strasse 111, 61476 Kronberg, Germany (DE)
(24) Дата, з якої є чинними права на винахід:	11.03.2013	(74) Представник:	Федорова Ірина Олександрівна, реєстр. №11
(31) Номер попередньої заявки відповідно до Паризької конвенції:	61/203,226, 08021694.8	(56) Перелік документів, взятих до уваги експертизою:	US 2007/032678 A1, 08.02.2007 US 4818347 A, 04.04.1989 EP 0423658 A2, 24.04.1991
(32) Дата подання попередньої заявки відповідно до Паризької конвенції:	18.12.2008, 13.12.2008		
(33) Код держави-учасниці Паризької конвенції, до якої подано попередню заявку:	US, EP		
(41) Публікація відомостей про заявку:	10.08.2011, Бюл.№ 15		
(46) Публікація відомостей про видачу патенту:	11.03.2013, Бюл.№ 5		
(86) Номер та дата подання міжнародної заявки, поданої відповідно до Договору РСТ	РСТ/EP2009/008485, 28.11.2009		

(54) ПРОЦЕС ОДЕРЖАННЯ ВІНІЛАЦЕТАТУ**(57) Реферат:**

Даний винахід стосується процесу відділення вінілацетату від газової суміші, утвореної в результаті реакції етилену з оцтовою кислотою і киснем у газовій фазі над каталізаторами, що містять паладій або сполуки паладію.

UA 101236 C2



ФІГ. 1

Даний винахід стосується процесу для відділення вінілацетату від газової суміші, яка утворюється під час реакції етилену з оцтовою кислотою і киснем у газовій фазі над каталізаторами, що містять паладій або сполуки паладію.

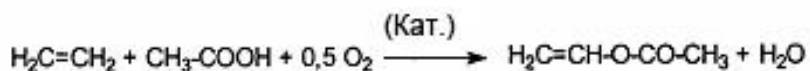
Одержання вінілацетату шляхом реакції етилену з оцтовою кислотою і киснем або газами, що містять кисень, у газовій фазі над каталізаторами у вигляді нерухомого шару вже є відомим. Ця реакція загалом здійснюється під тиском від 1 до 2,5 МПа і при температурі від 100 до 250°C. Придатні каталізatori включають компонент з благородного металу і компонент-активатор. Компонент з благородного металу може бути паладієм та/або його сполуками; додатково може бути присутнім також золото або його сполуки. Компонентом-активатором можуть бути сполуки елементів 1-ої основної групи та/або 2-ої основної групи та/або кадмій. Ці активні компоненти наносяться на підкладку в дрібнодисперсній формі, а матеріалу підкладки загалом використовуються кремнезем або окис алюмінію.

Загалом, вміст паладію в каталізаторі становить від 0,5 до 5 ваг. %. В разі використання золота або однієї з його сполук, воно додається в кількості від 0,01 до 4 ваг. %.

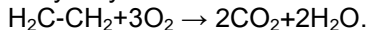
Кожний окремий активатор, подібно до цього, додається в кількості від 0,01 до 4 ваг. %. У випадку застосування всіх трьох вказаних вагових відсотків металічна частина кожного компоненту визначається, виходячи з загальної маси каталізатора на підкладці. Перевагу віддають наступним каталізаторам: паладій/лужний елемент/кадмій і паладій/золото/лужний елемент, при цьому паладій і золото здатні бути присутніми в готовому каталізаторі як метали або сполуки, а калій є кращим з лужних елементів. Калій використовується у формі карбоксилату, зокрема як ацетат.

Особливу перевагу віддають каталізаторам з паладію ацетату/калію ацетату/кадмію ацетату і з паладію ацетату/барію ацетату/калію ацетату.

В багатостадійному каталітичному процесі вінілацетат і вода утворюються в еквімолярних кількостях, як показує наступне загальне рівняння:



Результуюче окислення етилену, якого не можна повністю уникнути, утворює CO₂ і воду:



Отже, на один моль вінілацетату утворюється більше, ніж 1 моль води; загалом, вага води становить близько чверті від ваги одержаного вінілацетату.

Крім CO₂, утворюються невеликі кількості інших побічних продуктів, включаючи етилацетат, в межах від приблизно 1000 до 2000 вагових чнм (частин на мільйон) від ваги одержаного вінілацетату.

В чистому вінілацетаті допускається тільки невелика кількість – не більше ніж 250 вагових чнм – етилацетату. Видалення етилацетату вимагає великої кількості енергії, і в цій галузі відомі різні методи зменшення затрат енергії на очистку вінілацетату з видаленням етилацетату та інших побічних продуктів.

Суміш, використовувана для реакції, містить кратне число стехіометрично необхідної кількості етилену. Відповідно, конверсія етилену є відносно низькою (біля 10 %), і етилен, що не прореагував, має бути повернутим в реакційну зону. Вінілацетат звичайно відділяють від суміші газоподібних продуктів реакції з використанням багатостадійного процесу.

В процесі, описаному в публікації DE-A1-34 22 575, гаряча газова суміш, що виходить з реактору вінілацетату, складається в основному з етилену, оцтової кислоти, вінілацетату, води, двоокису кисню, кисню та інертних газів, таких як, наприклад, азот і аргон, і містить етилацетат. Ця суміш вводиться в першу дистиляційну колону, яка працює без додаткового нагрівання і відома як колона попереднього обезводнення.

Газову суміш, що виходить з верхньої частини цієї колони, спочатку вводять в теплообміннику в контакт з флегмою до колони попереднього обезводнення, внаслідок чого газова суміш охолоджується і частково конденсується, а флегма відповідно нагрівається. Після теплообмінника газова суміш поступає в конденсатор. Матеріал, який тут зріджується, збирається в колекторі, де здійснюється розділення на водну фазу і органічну фазу. Водну фазу зливають, тоді як всю органічну фазу або її частину повертають в якості зрошення у верхню частину колони попереднього обезводнення.

Матеріал, який не був зріджений в конденсаторі, все ще містить газоподібний вінілацетат. Його відмивають з газової суміші в промивній колоні, яка працює з використанням оцтової кислоти промивної рідини і відома як скруббер з циркуляцією газу або "скруббер рециркуляційного газу". Залишкові гази повертаються в реактор. Витік з нижньої частини скруббера

рециркуляційного газу і решта зрідженої органічної фази з конденсату колони попереднього обезводнення збираються в додатковій ємності, коли не вся зріджена органічна фаза з конденсату використовується в якості зрошення для колони попереднього обезводнення.

Суміш, що містить вінілацетат, оцтову кислоту і приблизно половину води реакції, а також побічні продукти, збирається в нижній частині колони попереднього обезводнення. Інша половина води реакції на цей час вже відділена без підведення енергії і утворює водну фазу конденсату, утвореного після охолодження пари з верхньої частини колони попереднього обезводнення.

Продукт з нижньої частини (кубовий продукт) колони попереднього обезводнення спочатку подається в колектор, який називають також колектором для неочищеного вінілацетату, а потім обробляється в другій дистиляційній колоні, відомій як азеотропна колона. Вінілацетат, насичений водою, одержується як головний продукт, а також одержуються бічний потік, який містить етилацетат, і кубовий продукт, що повертається в систему як рециркуляційна оцтова кислота. Бічний потік, що містить етилацетат, зливається. Вінілацетат, насичений водою, який не повертається як зрошення у верхню частину другої дистиляційної колони, об'єднується з рештою зрідженої органічної фази з конденсату від колони попереднього обезводнення.

Потім суміш подається в наступну, третю дистиляційну колону, відому як колона обезводнення. Пара з верхньої частини цієї колони, після конденсації, суттєво повністю рециркулюється як зрошення. Бічний потік після відбору розділяється на водну фазу і органічну фазу, причому водну фазу зливають, а органічну фазу повертають в колону. Сухий вінілацетат відбирається з нижньої частини колони обезводнення і подається в додаткову, четверту колону, відому як колона чистого вінілацетату. В цій колоні вінілацетат, що є суттєво вільним від етилацетату, одержується як головний продукт, тоді як кубовий продукт з цієї колони, який містить висококиплячі сполуки та сліди вінілацетату і етилацетату, після відбирання підпотіку повертається у процес.

Ще один варіант відомого процесу одержання вінілацетату є описаним у публікації EP-A2-0 423 658. В цьому варіанті кубовий продукт зі скрубера рециркуляційного газу не об'єднується безпосередньо з одержаним в азеотропній колоні вінілацетатом, що містить воду, а спочатку вводиться в додаткову колону, в якій азеотропна суміш вінілацетат/вода одержується як головний продукт, а оцтова кислота, яка повертається у процес, одержується як кубовий продукт. Водний вінілацетат, одержаний в цій додатковій колоні, об'єднується з вінілацетатом, насиченим водою, одержаним з азеотропної колони, і обробляється за методикою, що відповідає процесу з DE-A1-34 22 575, в розміщених далі колоні обезводнення і колоні чистого вінілацетату. Процес, описаний в публікації EP-A2-0 423 658, вимагає приблизно такої самої енергії на дистиляцію для відділення етилацетату, що й процес DE-A1-34 22 575, але він потребує меншої кількості тарілок в колоні, що означає менші капітальні затрати. Неконденсована частина вінілацетату з колони попереднього обезводнення, яка промивається оцтовою кислотою в скрубери рециркуляційного газу і одержується як розчин в оцтовій кислоті, і органічна фаза конденсату з колони попереднього обезводнення суттєво не містять етилацетату, і енергозатратне видалення етилацетату з цих потоків вінілацетату стає необов'язковим. Однак цей варіант процесу вимагає роботи додаткової дистиляційної колони для фракціонування витоку з нижньої частини скрубера рециркуляційного газу.

Відомі процеси обробки для одержання чистого вінілацетату мають певні недоліки. Так, витік з нижньої частини скрубера рециркуляційного газу і витік з нижньої частини колони попереднього обезводнення містять значні кількості газів, зокрема етилену, в розчиненій формі. Відповідно, скидання тиску з витоку з нижньої частини колони попереднього обезводнення і з скрубера рециркуляційного газу в колекторі неочищеного вінілацетату вивільнює значну кількість рециркуляційного газу, який необхідно стиснути в компресорі рециркуляційного газу з високими затратами енергії перед тим, як повернути в реакційну зону. Загалом, тиск неочищеного вінілацетату знижується з 0,5-2,0 МПа до тиску в межах від 0,02 до 0,2 МПа. Газ, який виділяється при знятті тиску, містить головним чином етилен, а також двоокис вуглецю, азот та інші інертні гази, такі як аргон, і органічні складові, такі як оцтова кислота і незначні кількості вінілацетату і етилацетату. Цей газ називають також рециркуляційним газом, який повертається у процес.

Характерною особливістю відомого процесу обробки є об'єднання розчину оцтової кислоти, одержаного з витоку з нижньої частини скрубера рециркуляційного газу, насиченого водою вінілацетату з головного продукту азеотропної колони і решти зрідженої органічної фази з конденсату від колони попереднього обезводнення. З цієї причини суміш з оцтовою кислотою, з якої оцтову кислоту необхідно відділити з високими затратами енергії, пропускають через подальші стадії очистки, які здійснюються в розміщених далі колоні обезводнення і колоні

чистого вінілацетату. Крім того, колона обезводнення і колона чистого вінілацетату повинні виготовлятися зі стійких до корозії матеріалів, що є нечутливими до оцтової кислоти.

Подібним чином, конденсат від колони попереднього обезводнення, який не повертається як зрошення у верхню частину колони попереднього обезводнення, все ще містить певну кількість етилацетату. Оскільки цей потік тільки після азеотропної колони об'єднується з насиченим водою вінілацетатом, одержуваним тут як головний продукт, розміщені далі колона обезводнення і колона чистого вінілацетату одержують потік, який містить етилацетат і з якого етилацетат можна відділити тільки з високими затратами енергії.

Насамкінець, поліпшене видалення води і етилацетату на можливо більш ранньому етапі процесу обробки є бажаним для максимально можливого зменшення кількості цих небажаних матеріалів, які переносяться через весь процес обробки, і для уникнення їх енергозатратного видалення в дистиляційній колоні для чистого вінілацетату.

В публікації EP 1 760 065 A1 описується процес для виділення вінілацетату з газової суміші, утвореної в результаті реакції етилену з оцтовою кислотою і киснем в газовій фазі над каталізаторами, що містять паладій або сполуки паладію, з рециркуляцією розчину оцтової кислоти, одержаного в скрубєрі рециркуляційного газу, в першу дистиляційну колону (колону попереднього обезводнення). Однак процес, описаний в EP 1 760 065 A1, є надто енергозатратним, оскільки газовий потік, що поступає у випарник оцтової кислоти, необхідно нагріти до температури біля 120-130°C. Більш того, високими є і затрати пари, особливо в азеотропній колоні.

Відповідно, метою даного винаходу було подолання проблем, присутніх у відомих процесах аналогічного призначення, і, зокрема, значне зниження споживання енергії і пари у всьому процесі одержання вінілацетату.

Отже, даний винахід пропонує процес відділення вінілацетату від газової суміші, утвореної в результаті реакції етилену з оцтовою кислотою і киснем в газовій фазі над каталізаторами, що містять паладій або сполуки паладію, який включає:

a) введення вказаної газової суміші, що виходить з реактору вінілацетату, в колону попереднього обезводнення;

b) охолодження газової суміші, що виходить з верхньої частини колони обезводнення, до температури нижче 85°C, переважно до температури нижче 80°C, а найкраще до температури між 55 і 75°C, в теплообміннику, що працює на принципі протитечії (далі – теплообмінник з протитечєю);

c) подальше охолодження газової суміші або суміші газу і рідини, що виходить з теплообмінника на етапі b), до температури від -20 до 50°C з розділенням одержаного конденсату на водну фазу і органічну фазу;

d) відбір водної фази, одержаної на етапі c);

e) рециркуляція всієї або частини органічної фази, одержаної на етапі c), у вигляді зрошення у верхню частину колони обезводнення, використовуваної на етапі a), і відбір частини органічної фази, яка не використовується для зрошення;

f) промивання газу, який містить вінілацетат, що не конденсувався на етапі b), в колоні для промивання газу з використанням водного розчину оцтової кислоти;

g) виділення вінілацетату;

h) нагрівання рециркуляційного газу, що виходить з промивної колони, необов'язково разом зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом, що поступає з системи видалення CO₂, та/або танковим газом у теплообмінника протитечєю, і тим самим зниження температури газової суміші, що виходить з верхньої частини колони обезводнення; і

i) введення рециркуляційного газу, необов'язково разом зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом, що поступає з системи видалення CO₂, та/або танковим газом, попередньо нагрітим на етапі h), в реактор вінілацетату.

На етапі a) газова суміш, що виходить з реакційної зони, переважно спочатку охолоджується до температури 100-150°C, а краще до 110-140°C. Загалом, на цьому етапі ніякої конденсації компонентів, що здатні зріджуватись, не відбувається, і газова суміш вводиться в першу дистиляційну колону, також відому як колона попереднього обезводнення.

На етапі b) газова суміш, що виходить з верхньої частини першої дистиляційної колони (колони попереднього обезводнення), охолоджується до температури нижче 85°C, краще нижче 80°C, а найкраще між 55 і 75°C в теплообміннику з протитечєю, також відомому як технологічний теплообмінник. Газова суміш, що виходить з верхньої частини першої дистиляційної колони, подається в теплообмінник, де піддається теплообміну протитечєю з газовим потоком, який містить рециркуляційний газ, необов'язково разом зі свіжим етиленом

та/або рециркуляційним газом, що поступає з системи видалення CO₂, та/або танковим газом. Цей охолоджений газовий потік може частково призводити до конденсації вінілацетату.

На етапі c) газова суміш або суміш газу і рідини, що виходить з теплообмінника з протитечією, далі охолоджується до температури від -20 до 50°C, переважно від -10 до 40°C, з розділенням одержаного конденсату на водну фазу і органічну фазу. Етап c) охолодження переважно здійснюється в конденсаторі з водяним охолодженням.

У відповідності до кращого варіанту здійснення, процес за цим винаходом відбувається в конденсаторі з водяним охолодженням, в якому газова суміш або суміш газу і рідини охолоджується до температури нижче 35°C.

На етапі d) відбирається водна фаза, утворена на етапі c). Розділення водної фази і органічної фази переважно здійснюється у фазовому сепараторі, де збирається матеріал, зрізаний на етапі c). Та частина рідини, яка перевищує певний рівень у фазовому сепараторі, повертається в першу дистиляційну колону (колону попереднього обезводнення). Коли конденсат, одержаний у фазовому сепараторі, розділяється на дві фази, водна фаза зливається, а органічна фаза частково використовується як зрошення для колони обезводнення, а частково відбирається.

На етапі e) процесу за цим винаходом органічна фаза, утворена на етапі c), частково або повністю рециркулюється як зрошення у верхню частину колони обезводнення, використовуваної на етапі a), і, крім цього, відбирається частина органічної фази, яка не використовується для зрошення.

У відповідності до кращого варіанту здійснення, та частина органічної фази, яка не використовується для зрошення на етапі e), подається у ємність для скидання тиску.

На етапі f) газ, який містить вінілацетат, що не конденсувався на етапі b), промивається в колоні для промивання газу з використанням водного розчину оцтової кислоти. В кращому варіанті здійснення кубовий продукт колони для промивання газу, використовуваної на етапі f), відділяється з підпотоком і рециркулюється з охолодженням в теплообміннику в нижню частину скрубера рециркуляційного газу, а інша частина кубового продукту переважно пропускається через теплообмінник, в якому кубовий продукт нагрівається щонайменше до 30°C, а краще до температури від 60 до 120°C. Нагрітий кубовий продукт переважно поступає в нижню частину колони попереднього обезводнення, переважно на рівні від 2-ої до 15-ої тарілки, рахуючи з низу колони.

На етапі g) відділяється вінілацетат.

На етапі h) рециркуляційний газ, що виходить з колони для промивання газу, необов'язково разом зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом, що поступає з системи видалення CO₂, та/або танковим газом, нагрівається в теплообміннику з протитечією, внаслідок чого температура газової суміші, що виходить з верхньої частини першої дистиляційної колони (колони попереднього обезводнення), знижується.

У відповідності до кращого варіанту здійснення, потік, що надходить в теплообмінник з протитечією на етапі h), має температуру від 10 до 60°C, переважно від 20 до 40°C. В подальшому кращому варіанті здійснення потік, що надходить в теплообмінник з протитечією на етапі h), містить свіжий етилен, який має температуру перед входженням в потік від -20 до 40°C, переважно від -20 до 10°C.

Попередньо нагрітий на етапі h) потік, що виходить з теплообмінника з протитечією, має температуру від 50 до 90°C, переважно від 65 до 80°C.

Переважно, частина попередньо нагрітого на етапі h) потоку, що виходить з теплообмінника з протитечією, видаляється як скидний газ, щоб спрямувати CO₂ в систему для видалення CO₂.

Система для видалення діоксиду вуглецю включає етап промивання, на якому видалений скидний газ (з відводу), що містить діоксид вуглецю, піддається дії водного лужного розчину для видалення діоксиду вуглецю. Такий тип етапів промивання скидного газу є відомим в цій галузі. Двоокис вуглецю першим абсорбується у водний розчин калієвої золи і у такий спосіб видаляється зі скидного газу. На наступному етапі десорбції розчин калієвої золи регенерується шляхом підвищення температури до 100-120°C. Гарячий водний розчин калієвої золи знову пропускається через зону абсорбції, і в головній частині десорбера відділений водою діоксид вуглецю видаляється при температурі переважно від 90 до 120°C і під тиском переважно від 0,1 до 0,12 МПа.

Щоб уникнути попадання пари води в рециркуляційний газ, цей газ зі зниженою кількістю CO₂ на виході з системи для видалення діоксиду вуглецю охолоджується, переважно до температури від 10 до 60°C, а краще від 20 до 40°C.

У відповідності до кращого варіанту здійснення, газовий потік на виході з системи для видалення діоксиду вуглецю і при входженні у потік рециркуляційного газу має температуру від 10 до 60°C, переважно від 20 до 40°C.

У відповідності до кращого варіанту здійснення процесу за цим винаходом, попередньо нагрітий на етапі h) потік після теплообмінника з протитечією попадає в компресор рециркуляційного газу, переважно безпосередньо, з боку всмоктування.

На етапі i) рециркуляційний газ, необов'язково разом зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом від системи для видалення CO₂ та/або танковим газом, попередньо нагрітим на етапі h), вводиться в реактор вінілацетату.

У відповідності до іншого кращого варіанту здійснення, рідина, що накопичується в нижній частині колони для попереднього обезводнення (першої дистиляційної колони) і складається в основному з вінілацетату, оцтової кислоти, води і етилацетату, піддається операції скидання тиску до значення від 0,02 до 0,2 МПа, переважно від 0,1 до 0,15 МПа, з утворенням танкового газу. В іншому варіанті здійснення рідина після скидання тиску вводиться в азеотропну дистиляційну колону.

Кількість органічної фази, утвореної на етапі c), залежить від температури, до якої здійснюється охолодження на цьому етапі. Та частина органічної фази з етапу c), яка не використовується для зрошення на етапі e), відбирається і переважно піддається операції скидання тиску від 0,5-2,0 МПа до 0,02-0,2 МПа, переважно до 0,1-0,15 МПа. Одержану у такий спосіб рідину переважно об'єднують з органічною фазою з конденсованого головного продукту від другої дистиляційної колони, яку називають також азеотропною колоною. Ці дві органічні фази об'єднують переважно у фазовому сепараторі азеотропної колони. Ту частину органічної фази, яка не повертається у вигляді зрошення у верхню частину азеотропної колони, переважно вводять у третю дистиляційну колону, яку називають також колоною обезводнення.

Температура охолодження на етапі c) і та частина утвореної на етапі c) органічної фази, яка використовується для зрошення на етапі e), вибираються у такий спосіб, щоб дуже мало вінілацетату, але переважно весь етилацетат були присутніми в кубовому продукті на етапі a).

Кращим режимом роботи згідно з даним винаходом є робота промивної колони, використовуваної на етапі f), і рециркуляція витоку з нижньої частини промивної колони до нижньої частини першої дистиляційної колони, використовуваної на етапі a). Частина кубового продукту з промивної колони, яку називають також скрублером циркуляційного газу, циркулює під дією насоса, при цьому та частина кубового продукту з промивної колони, яка перекачується по контуру, охолоджується. Охолодження кубового продукту здійснюється з використанням засобів, які знайомі спеціалістам в цій галузі, наприклад тим, що займаються теплообмінниками. Переважно, частина кубового продукту, яка не прокачується по контуру, відбирається з промивної колони, нагрівається до температури щонайменше 30°C, переважно від 60 до 120°C, зокрема від 60 до 100°C, і подається в нижню частину першої дистиляційної колони, використовуваної на етапі a). Для здійснення нагрівання кубовий продукт, який відкачується з промивної колони, переважно пропускається через теплообмінник.

Нагрітий кубовий продукт з етапу f) переважно подається на першу дистиляційну колону між 2-ою і 15-ою тарілками, зокрема 5-ої – 10-ої тарілки, рахуючи від нижньої частини колони.

Внаслідок рециркуляції нагрітого кубового продукту з промивної колони на етапі f) до нижньої частини першої дистиляційної колони, використовуваної на етапі a), температура витоку з нижньої частини промивної колони, яка без застосування цієї міри становить загалом 30-50°C, значно підвищується. В запропонованому процесі на першому етапі кубовий продукт переважно спочатку нагрівається, наприклад в теплообміннику, до температури щонайменше 30°C, переважно від 60 до 120°C, а зокрема від 60 до 100°C. Коли результуючий нагрітий кубовий продукт від скрубера рециркуляційного газу подається в нижню частину першої дистиляційної колони, цей потік знову нагрівається, загалом до температури від 80 до 150°C, яка відповідає також температурі кубового продукту з першої дистиляційної колони. Таке нагрівання кубового продукту з промивної колони зменшує розчинність газоподібних компонентів в оцтовій кислоті і неочищеному вінілацетаті. Газоподібні компоненти, зокрема етилен і двоокис вуглецю, відганяються більшою мірою через верхню частину першої дистиляційної колони і повертаються до газового контуру в дуже ранній точці технологічного процесу. Відповідно, скидання тиску з неочищеного продукту приводить до утворення меншої кількості газу. Таке скидання тиску переважно здійснюється в колекторі, який також називають колектором неочищеного вінілацетату, з 0,5-2,0 МПа до 0,02-0,2 МПа, переважно до 0,1-0,15 МПа. Газ, одержуваний при скиданні тиску, називається також рециркуляційним газом (танковим газом) і містить головним чином етилен і додатково двоокис вуглецю та інші інертні гази, такі як азот і аргон, а також органічні складові, такі як оцтова кислота та невеликі кількості

вінілацетату і етилацетату. Як результат, при поверненні рециркуляційного газу в процес менша кількість енергії є необхідною для того, щоб знову стиснути рециркуляційний газ до тиску реактору. Переважно, певну частину навантаження знімає компресор рециркуляційного газу за рахунок рециркуляції кубового продукту від промивної колони на етапі f), що забезпечує значну економію енергії.

Більш того, введенням розчину оцтової кислоти з промивної колони в нижню частину першої дистиляційної колони, переважно на рівні 2-ої – 15-ої тарілки, зокрема 5-ої – 10-ої тарілки, рахуючи з низу колони, досягається ефект промивання. Етилацетат змивається в нижню частину першої дистиляційної колони і відводиться через дно колони.

Вінілацетат є присутнім в кубовому продукті від першої дистиляційної колони, в промивному розчині оцтової кислоти, який утворюється на етапі f), і переважно рециркулюється в нижню частину першої дистиляційної колони і в ту частину органічної фази, утвореної на етапі c), яка не використовується як зрошення на етапі e). Вміст вінілацетату в цих трьох потоках залежить від режиму роботи всієї установки і не є вирішальним для здійснення процесу за даним винаходом.

Головний продукт від першої дистиляційної колони містить тільки дуже незначні кількості етилацетату, так що зрошення, рециркульоване на етапі e), і та частина органічної фази, яка не використовується як зрошення, мають низький вміст етилацетату і можуть піддаватись подальшій обробці без додаткових заходів, що вимагають видалення етилацетату. З цією метою органічну фазу, яку відбирають, переважно піддають операції скидання тиску, а одержана рідина переважно об'єднується з органічною фазою з головного продукту від другої дистиляційної колони, яку називають також азеотропною колоною. Решта подається на третю дистиляційну колону, яку називають також колоною обезводнення.

Газ, одержаний під час операції скидання тиску, називають також рециркуляційним газом. Потоки рециркуляційного газу (танкового газу) переважно об'єднуються, потім стискаються в компресорі рециркуляційного газу, після чого повертаються у процес. Очищений рециркуляційний газ переважно об'єднується з газом, що відходить від скрубера з оцтовою кислотою на етапі f), який також називають рециркуляційним газом.

В кращому варіанті здійснення процесу за цим винаходом рециркуляційний газ об'єднується зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом, що надходить з системи видалення CO₂. Об'єднання охолоджених газових потоків з рециркуляційним газом, що виходить з промивної колони, має ту перевагу, що теплообмінник з протитечею більш ефективно охолоджує газовий потік, що виходить з першої дистиляційної колони. Це забезпечує суттєву економію енергії.

Більш того, охолоджені газові потоки, які містять рециркуляційний газ, що виходить з промивної колони, і необов'язково включають свіжий етилен та/або рециркуляційний газ, що надходить з системи видалення CO₂, та/або газ, одержуваний при скиданні тиску поступають в теплообмінник з протитечею і попередньо нагріваються. Ця попередньо нагріта газова суміш подається в компресор рециркуляційного газу з боку всмоктування і далі надходить в реактор вінілацетату. Оскільки газова суміш вже попередньо нагріта, досягається значна економія енергії.

Переважно, щонайменше частина кубового продукту від другої дистиляційної колони (азеотропної колони) використовується в газовому скрубєрі на етапі f). Кубовий продукт містить в основному оцтову кислоту і не більше 10 ваг. % води. Частина кубового продукту, яка не використовується на етапі f), переважно повертається в реактор як рециркуляційна оцтова кислота після зливання невеликої кількості для видалення висококиплячих сполук і полімерів.

В кращому варіанті здійснення процесу за цим винаходом кубовий продукт від третьої дистиляційної колони, який є по суті сухим вінілацетатом, подається в четверту дистиляційну колону, відому як колона чистого вінілацетату, звідки чистий вінілацетат відбирається як головний продукт.

Перша, друга, третя і четверта дистиляційні колони, використовувані в процесі одержання вінілацетату, працюють при таких значеннях температури, тиску і коефіцієнту зворотного потоку, які відповідають потужності технологічної установки.

Кращий варіант здійснення процесу за цим винаходом ілюструється схематичним малюнком, на якому засоби, відомі самі по собі, наприклад включення стабілізатору, не показані.

Позначення на малюнку:

(1) труба для рециркуляційного газу

(2) випарник оцтової кислоти

(3) труба для оцтової кислоти

(4) труба, що обігрівается паром

	(5) реактор вінілацетату
	(6) труба
	(7) колона попереднього обезводнення
	(8) труба для пари з верхньої частини (7)
5	(9) теплообмінник
	(10) труба для об'єднаного газу від (26), (29) і (73)
	(11) труба
	(12) конденсатор з водяним охолодженням
10	(13) труба для зрідженого матеріалу
	(14) фазовий сепаратор
	(15) насос
	(16) труба
	(17) водна фаза
	(18) органічна фаза
15	(19) труба для водної фази
	(20) труба для газу
	(21) скруббер для рециркуляційного газу
	(22) труба
	(23) теплообмінник
20	(24) труба
	(25) теплообмінник
	(26) труба для газу, що відходить (хвостового газу)
	(27) компресор для рециркуляційного газу
	(29) труба для етилену
25	(30) труба для кисню
	(31) труба для рідини, що накопичується в нижній частині (7)
	(32) колектор для неочищеного вінілацетату
	(33) труба для танкового газу
	(34) компресор для танкового газу
30	(35) труба для танкового газу
	(36) труба для органічної фази, одержаної після операції скидання тиску
	(37) друга дистиляційна колона / азеотропна колона
	(38) труба для пари з верхньої частини (37)
	(39) конденсатор
35	(40) труба для подачі конденсату
	(41) фазовий сепаратор
	(42) водна фаза
	(43) труба для водної фази
	(44) органічна фаза
40	(45) насос
	(46) труба для органічної фази
	(47) труба для тієї частини, яка не використовується як зрошення
	(48) третя дистиляційна колона
	(49) труба для етилацетату
45	(50) труба для водного розчину оцтової кислоти
	(51) труба
	(52) насос
	(53) насос
	(54) труба для оцтової кислоти
50	(55) труба для органічної фази
	(56) ємність для скидання тиску
	(57) труба для рециркуляційного газу
	(58) труба для органічної фази
	(59) труба для низькокиплячих сполук і залишків води
55	(60) труба вінілацетату
	(61) четверта дистиляційна колона
	(62) труба для пари від (61)
	(63) конденсатор
	(64) труба для вінілацетату
60	(65) труба для чистого вінілацетату

- (66) труба для кубового продукту від (61)
- (67) насос
- (70) труба для попередньо нагрітого газу від (9)
- (71) труба для системи видалення CO₂
- 5 (72) система видалення CO₂ (скруббер / абсорбер)
- (73) труба для рециркуляційного газу зі зниженим вмістом CO₂

Суміш рециркуляційних газів, що містить етилен, кисень і CO₂, а також інертні гази і невеликі кількості органічних компонентів, таких як оцтова кислота, яку називають також рециркуляційним газом, подають по трубі (1) у випарник (2) оцтової кислоти у вигляді тарілчастої колони, в якій газовий потік контактує з оцтовою кислотою, що поступає по трубі (3). Газова суміш, що виходить з випарника (2) оцтової кислоти, по трубі (4), що обігрівается паром, подається в реактор (5) вінілацетату. Свіжий кисень підводиться по трубі (30).

Газова суміш, що виходить з реактору (5) вінілацетату, яка містить в основному етилен, оцтову кислоту, вінілацетат, воду, діоксид вуглецю, кисень та інертні гази, такі як азот і аргон, по трубі (6) попадає в першу дистиляційну колону – колону попереднього обезводнення (7). Колона попереднього обезводнення (7) має конструкцію, відому per se.

Газова суміш, що виходить з верхньої частини колони попереднього обезводнення (7), по трубі (8) поступає в теплообмінник (9), де здійснюється теплообмін протитечією з газовим потоком, що подається по трубі (10), і повертається як попередньо нагрітий рециркуляційний газ по трубі (70) в компресор (27) для рециркуляційного газу. В теплообміннику (9) з протитечією газовий потік, який поступає по трубі (10) і який повертається як попередньо нагрітий рециркуляційний газ по трубі (70), не змішується з газовою сумішшю, що виходить з колони (7). Охолоджена і частково конденсована газова суміш, яка поступає по трубі (8), виходить з теплообмінника (9) по трубі (11) і подається в конденсатор (12) з водяним охолодженням, де охолоджується приблизно до 35⁰C. Зріджений тут матеріал по трубі (13) поступає у фазовий сепаратор (14), де й збирається. Та частина рідини, яка перевищує певний рівень у фазовому сепараторі (14), перекачується насосом (15) по трубі (16) назад в колону (7) попереднього обезводнення. Після певного часу конденсат, одержаний у фазовому сепараторі (14), розділяється на дві фази (17) і (18), з яких водна фаза (17) зливається по трубі (19) і тільки органічна фаза (18) перекачується частково назад по трубі (16) як зрошення у верхню частину колони (7) попереднього обезводнення. Органічна фаза (18) також частково подається по трубі (55) у ємність (56) для скидання тиску.

Газова суміш, що виходить з конденсатору (12) по трубі (20), промивається і звільняється від неконденсованого вінілацетату в промивній колоні (21) (скруббері для циркуляційного газу) з використанням оцтової кислоти, яка вводиться по трубі (51). Кубовий продукт зі скруббера для циркуляційного газу (21) розділяється, при цьому підпотік перекачується насосом по трубі (22) і рециркулюється з охолодженням в теплообміннику (23) в нижню частину скруббера для циркуляційного газу (21), тоді як інша частина кубового продукту пропускається по трубі (24) через теплообмінник (25), в якому кубовий продукт нагрівається до температури від 60 до 100⁰C. Кубовий продукт, нагрітий у такий спосіб, перекачується назад в нижню частину колони (7) попереднього обезводнення між 5-тою і 10-тою тарілками, рахуючи від низу колони.

Хвостовий газ або рециркуляційний газ (етилен, кисень, що не прореагував, і CO₂, утворений як побічний продукт), який виходить з промивної колони (21) по трубі (26), об'єднується з танковим газом, що містить в основному етилен і додатково CO₂, інертні гази, такі як азот і аргон, а також оцтову кислоту і невеликі кількості вінілацетату і етилацетату, який по трубі (35) для танкового газу попадає у трубу (10). Додатково, свіжий етилен вводиться по трубі (29), а також рециркуляційний газ зі зниженим вмістом CO₂ по трубі (73) вводиться в трубу (10), з'єднану з теплообмінником (9) з протитечією, де цей газовий потік нагрівається. Попередньо нагрітий газовий потік виходить з теплообмінника (9) по трубі (70), піддається стисканню в компресорі (27) для рециркуляційного газу і рециркулюється через трубу (1) і випарник (2) оцтової кислоти в реактор (5). Частина рециркуляційного газу видаляється як газ, що відходить, по трубі (71), щоб скинути CO₂ в систему (72) для видалення CO₂. Система для видалення CO₂ має конструкцію, відому per se. Загалом, система для видалення CO₂ являє собою скруббер. Видалення CO₂ включає етап охолодження, наступний етап промивання оцтовою кислотою і етап промивання водою. Після етапів промивання передбачається етап абсорбції CO₂, наприклад шляхом обробки гідроокисом калію. Щоб уникнути попадання пари води в рециркуляційний газ, рециркуляційний газ зі зниженим вмістом CO₂, що виходить з системи (72) для видалення CO₂ по трубі (73), охолоджується, переважно до температури від 10 до 60⁰C, а краще від 20 до 40⁰C.

Рідина, яка збирається на дні колони (7) попереднього обезводнення, складається в основному з вінілацетату, оцтової кислоти та води і містить по суті весь етилацетат. Вона подається по трубі (31) в ємність (32), яку називають також колектором неочищеного вінілацетату, де піддається операції скидання тиску до 0,1-0,15 МПа. Газ, що утворюється при цьому, містить головним чином етилен і додатково CO₂, інертні гази, такі як азот і аргон, а також органічні складові, такі як оцтова кислота, виходить по трубі (33), об'єднується з рециркуляційним газом, що поступає по трубі (57), і має приблизно такий самий склад, а після стискання в компресорі (34) танкового газу, об'єднується через трубу (35) з рециркуляційним газом від скрубера (21) рециркуляційного газу, який по трубі (26) попадає в трубу (10). Органічна фаза, одержана після скидання тиску в колекторі (32) неочищеного вінілацетату, відбирається через трубу (36) і вводиться в другу дистиляційну колону (37), відому також як азеотропна колона.

Пара з верхньої частини другої дистиляційної колони (37) подається по трубі (38) у конденсатор (39), де конденсується. Конденсат по трубі (40) подається у фазовий сепаратор (41), де розділяється на водну фазу (42), яка відбирається по трубі (43), і органічну фазу (44), яка об'єднується з органічною фазою, що поступає по трубі (58). Органічна фаза, об'єднана у фазовому сепараторі (41), відбирається за допомогою насоса (45). Частина цієї відібраної органічної фази подається по трубі (46) у верхню частину азеотропної колони (37) і використовується в ній в якості зрошення. Та ж частина, яка не використовується як зрошення, відбирається по трубі (47) і подається у третю дистиляційну колону (48), тобто у колону обезводнення. Етилацетат, введений по трубі (36) в колону (37), відбирається із зони збагачення вище дна колони (37) через трубу (49). Кубовий продукт з колони (37) містить суттєво всю оцтову кислоту, одержану при виділенні вінілацетату, не більше 10 ваг. % води, а також невеликі кількості висококиплячих сполук та полімерів і тільки сліди вінілацетату і етилацетату.

Водна оцтова кислота відбирається з низу колони (37) через трубу (50) і ділиться. В залежності від конструкції промивної колони (21) і температури газу, що має промиватись, різні кількості оцтової кислоти є необхідними в якості промивної рідини. Та кількість оцтової кислоти, яка необхідна для промивання, подається через трубу (51) і насос (52) в промивну колону (21). Решта через насос (53) і трубу (3) подається у випарник (2) оцтової кислоти. Свіжа оцтова кислота подається в кількості, яка відповідає тій кількості оцтової кислоти, що була спожита в реакції, у верхню частину випарника (2) оцтової кислоти по трубі (54) і одночасно слугує промивним розчином для відібраної оцтової кислоти, що поступає по трубі (3), яку називають також рециркуляційною оцтовою кислотою.

Решта органічної фази (18) від фазового сепаратора (14), якщо не вся органічна фаза (18) використовується як зрошення в колоні (7) попереднього обезводнення, подається по трубі (55) у ємність (56) для скидання тиску. Рециркуляційний газ, утворений під час скидання тиску до 0,02-0,2 МПа, виходить по трубі (57), об'єднується з рециркуляційним газом, що поступає по трубі (33), і після стискання в компресорі (34) рециркуляційного газу повертається у процес по трубі (35).

Рідина, що збирається в ємності (56), по трубі (58) подається у фазовий сепаратор (41), звідки об'єднані органічні фази частково поступають як зрошення по лінії (46) в азеотропну колону (37), а частково по трубі (47) на вхід третьої дистиляційної колони (48), яку називають також колоною обезводнення. Живлення колони обезводнення є суттєво вільним від оцтової кислоти.

Низькокиплячі сполуки і останні залишки води, присутні у парі з верхньої частини колони (48), відводяться по трубі (59) і виводяться з процесу переробки.

Суттєво вільний від води вінілацетат, одержаний в нижній частині колони (48), подається по трубі (60) в четверту дистиляційну колону (61), яку називають також колоною чистого вінілацетату. Пара з верхньої частини цієї колони по трубі (62) поступає в конденсатор (63). Одрезуваний конденсат є чистим вінілацетатом, вільним від етилацетату. Дуже невелика частина цього вінілацетату повертається як зрошення в колону (61) по трубі (64). Чистий вінілацетат відбирається по трубі (65). Кубовий продукт від колони (61), який містить незначні кількості етилацетату, полімерів і висококиплячих сполук, рециркулюється по трубі (66) насосом (67) в колону (37). З випарника (2) оцтової кислоти, до якого в кінцевому рахунку повертаються всі висококиплячі сполуки і полімери, по трубі (67) відбирається під потік, щоб позбутися полімерів / важких фракцій.

У відповідності до кращого варіанту здійснення, важливою для процесу переробки за цим винаходом особливістю є рециркуляція нагрітого оцтовокислого кубового продукту від промивної колони (21) в нижню частину колони (7) попереднього обезводнення, при цьому

раніше вже нагрітий оцтовокислий кубовий продукт від промивної колони нагрівається ще раз. Ця особливість асоціюється з широким колом переваг.

Так, ця особливість має своїм результатом зниження розчинності газоподібних компонентів, зокрема етилену і двоокису вуглецю, що є присутніми у витокі з нижньої частини скрубера для рециркуляційного газу. Вони виводяться через верхню частину першої дистиляційної колони і повертаються у рециркуляційний газ на ранній стадії процесу.

Як результат, під час операції скидання тиску утворюється менше рециркуляційного газу, і на його стискання в компресорі (34) витрачається менше енергії, після чого він повертається у процес. Відповідно, навантаження на компресор для рециркуляційного газу зменшується.

Введенням нагрітого оцтовокислого кубового продукту від промивної колони (21) в нижню частину колони (7) попереднього обезводнення досягається ефект промивання, і суттєво весь етилацетат змивається в низ колони (7) попереднього обезводнення, звідки виводиться з кубовим продуктом. Тільки дуже незначна кількість етилацетату попадає в органічну фазу (18), яка збирається в колекторі (14). Тому потік, який відбирається по трубі (55), навряд або містить хоч якусь кількість етилацетату. Відповідно, може бути припустимою більша його кількість у порівнянні з відомим режимом роботи, внаслідок чого навантаження на азеотропну колону (37) зменшується, що подібним чином забезпечує додаткову економію енергії. Отже, азеотропна колона може працювати при значно нижчому значенні коефіцієнту зворотного потоку.

Подібно до цього, більша кількість води виходить через верхню частину колони (7) попереднього обезводнення, в результаті чого може збільшитись кількість води, одержуваної в ємності (14). Відповідно, видалення води через колону (7) попереднього обезводнення може здійснюватись більш ефективно. Вода видаляється тепер більшою мірою на ранній стадії процесу, і пов'язане з видаленням води навантаження на наступних стадіях процесу зменшується.

Більш того, вся оцтова кислота виводиться з кубовим продуктом від азеотропної колони (37), так що живлення колони (48) обезводнення і, відповідно, також колони (61) чистого вінілацетату є суттєво вільним від оцтової кислоти. Явища корозії під дією оцтової кислоти в цих частинах установки можна уникнути, і, відповідно, є можливість використовувати меншу кількість стійких до корозії матеріалів. Відсутність оцтової кислоти на вході в колону (61) чистого вінілацетату зменшує також витрати на дистиляцію для виділення чистого вінілацетату, оскільки видалення залишкових слідів оцтової кислоти з вінілацетату є дуже важким завданням. Відповідно, дистиляцію для виділення чистого вінілацетату можна здійснювати з меншими затратами енергії і при нижчому значенні коефіцієнту зворотного потоку, що загалом означає значну економію пари.

Приклад:

Процес у відповідності до даного винаходу проводиться згідно з варіантом здійснення, представленим на малюнку. Процес у відповідності до даного винаходу порівнюється з процесом, описаним на Фіг. 1 EP-A1-1 760 065.

У разі повного навантаження теплообмінник (9) з протитечією нагріває рециркуляційний газ разом зі свіжим етиленом, рециркуляційним газом, що надходить з системи (72) для видалення CO₂, і танковим газом до 50 К. При цьому, до 4300 кВ газового потоку, що надходить від колони (7) попереднього обезводнення, можуть бути введені в потік (10) рециркуляційного газу перед тим, як він ввійде в компресор (27) для рециркуляційного газу. 4300 кВ відповідають 7,4 т/год. пари.

Попередньо нагрітий газовий потік, що виходить з теплообмінника (9) з протитечією по трубі (70), після стискання в компресорі (27) для рециркуляційного газу поступає в реактор (5) вінілацетату, а потім в колону (7) попереднього обезводнення. Внаслідок підвищення температури рециркуляційного газу зворотний потік у колоні (7) попереднього обезводнення збільшується, в результаті чого відводиться більше води, оскільки менше води надходить у другу дистиляційну колону (37) (азеотропну колону). Відповідно, азеотропна колона потребує менше пари.

Наступна демонструє знижене споживання пари в запропонованому процесі у порівнянні з процесом, описаним на Фіг. 1 EP-A1-1 760 065.

Таблиця

	Кількість рециркуляційного газу, що надходить до компресору (27) для рециркуляційного газу	Температура у верхній частині промивної колони (21)	Енергія, спожита теплообмінником (9) з протитечею	Зменшення споживання пари
Нормальне навантаження	180 т/год.	38 °C	3050 кВт	5,2 т/год.

Крім того, значно зменшується споживання охолоджуючої води в конденсаторі (12). У разі роботи з повним навантаженням спостерігалось зменшення споживання охолоджуючої води в конденсаторі на 800 м³/год.

У порівнянні з процесом, представленим на Фіг. 1 EP-A1-1 760 065, можна було спостерігати зменшення споживання енергії приблизно на 20 % і зменшення споживання пари за умов повного навантаження приблизно на 22 %.

ФОРМУЛА ВИНАХОДУ

1. Процес відділення вінілацетату від газової суміші, утвореної під час реакції етилену з оцтовою кислотою і киснем в газовій фазі над каталізаторами, що містять паладій або сполуки паладію, який включає:

а) введення вказаної газової суміші, що виходить з реактора (5) вінілацетату, в колону (7) для попереднього обезводнення;

б) охолодження газової суміші, що виходить з верхньої частини колони (7) для попереднього обезводнення, до температури нижче 85 °C, краще до температури нижче 80 °C, а найкраще до температури між 55 і 75 °C в теплообміннику (9) з протитечею;

в) подальше охолодження газової суміші або суміші рідини і газу, що виходить з теплообмінника (9) на етапі б), до температури від -20 до 50 °C з розділенням одержаного конденсату на водну фазу (17) і органічну фазу (18);

г) відбирання водної фази, утвореної на етапі в);

д) рециркуляцію всієї або частини органічної фази, утвореної на етапі в), як зрошення у верхню частину колони (7) для обезводнення, використовуваної на етапі а), і відбирання тієї частини органічної фази, яка не використовується як зрошення;

е) промивання газу, що містить вінілацетат, який не конденсувався на етапі б), в колоні (21) для промивання газу з використанням водного розчину оцтової кислоти;

ж) відділення вінілацетату;

з) нагрівання рециркуляційного газу, що виходить з промивної колони (21), необов'язково разом зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом, що надходить з системи (72) для видалення CO₂, та/або газом, одержуваним при скиданні тиску, в теплообміннику (9) з протитечею,

і, тим самим, зниження температури газової суміші, що виходить з верхньої частини колони (7) для обезводнення;

к) введення рециркуляційного газу, необов'язково разом зі свіжим етиленом та/або рециркуляційним газом, що надходить з системи (72) для видалення CO₂, та/або танковим газом, попередньо нагрітим на етапі з), в реактор (5) вінілацетату.

2. Процес за п. 1, де етап в) здійснюють в конденсаторі (12) з водяним охолодженням, в якому газову суміш або суміш рідини і газу охолоджують до температури нижче 35 °C.

3. Процес за п. 1 або п. 2, де частину органічної фази, яку не використовують як зрошення на етапі д), подають в ємність (56) для скидання тиску.

4. Процес за принаймні одним з пп. 1-3, де кубовий продукт колони (21) для промивання газу, використовуваної на етапі е), відділяють з підпотоком і рециркулюють з охолодженням у теплообміннику (23) в нижню частину скрубера (21) рециркуляційного газу, а іншу частину кубового продукту переважно пропускають через теплообмінник (25), де нагрівають до температури щонайменше 30 °C, переважно до температури від 60 до 120 °C.

5. Процес за п. 4, де нагрітий кубовий продукт подають в нижню частину колони (7) для попереднього обезводнення, переважно на рівні між 2-гою і 15-тою тарілками, рахуючи з низу колони.

6. Процес за принаймні одним з пп. 1-5, де потік (10), що подають в теплообмінник (9) з протитечією на етапі h), має температуру від 10 до 60 °С, переважно від 20 до 40 °С.

7. Процес за п. 6, де потік (10), що подають в теплообмінник (9) з протитечією на етапі h), містить свіжий етилен, який перед приєднанням до потоку має температуру від -20 до 40 °С, переважно від -20 до 10 °С.

8. Процес за принаймні одним з пп. 1-7, де попередньо нагрітий на етапі h) потік (70), що виходить з теплообмінника (9) з протитечією, має температуру від 50 до 90 °С, переважно від 65 до 80 °С.

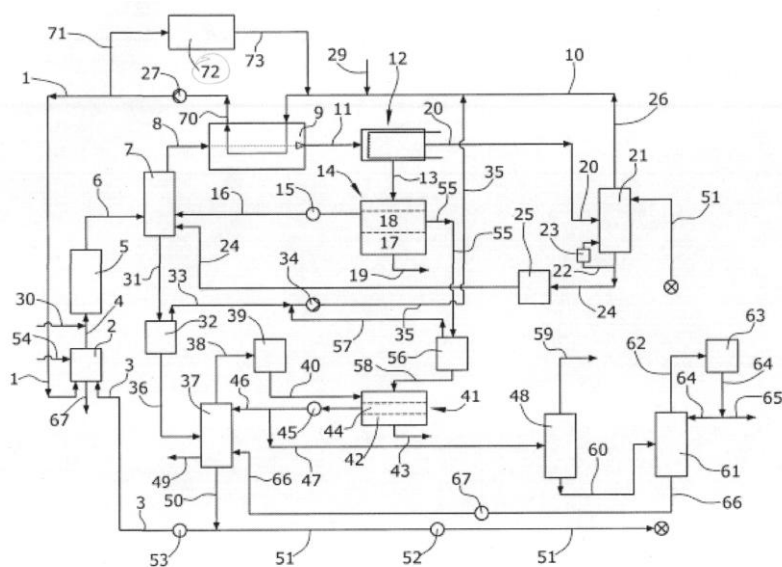
9. Процес за принаймні одним з пп. 1-8, де частину попередньо нагрітого на етапі h) потоку (70), що виходить з теплообмінника (9) з протитечією, видаляють як відхідний газ, щоб скинути CO₂ в систему (72) для видалення CO₂.

10. Процес за п. 9, де газовий потік, що виходить з системи (72) для видалення CO₂ і вводиться в потік рециркуляційного газу, має температуру від 10 до 60 °С, переважно від 20 до 40 °С.

11. Процес за принаймні одним з попередніх пунктів, де попередньо нагрітий на етапі h) потік (70), що виходить з теплообмінника (9) з протитечією, вводять в компресор (27) для рециркуляційного газу з боку всмоктування.

12. Процес за принаймні одним з попередніх пунктів, де рідину, що збирається на дні колони (7) для попереднього обезводнення і містить в основному вінілацетат, оцтову кислоту, воду і етилацетат, піддають операції скидання тиску до 0,02-0,2 МПа, переважно до 0,1-0,15 МПа з утворенням газу.

13. Процес за п. 12, де рідину, піддану скиданню тиску, вводять в азеотропну дистиляційну колону (37).



ФІГ. 1

Комп'ютерна верстка І. Скворцова

Державна служба інтелектуальної власності України, вул. Урицького, 45, м. Київ, МСП, 03680, Україна

ДП "Український інститут промислової власності", вул. Глазунова, 1, м. Київ – 42, 01601