



УКРАЇНА

(19) UA

(11) 48356

(13) A

(51) 6 C01D7/18,

G05D27/00

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ  
І НАУКИ УКРАЇНИДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ  
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ  
ВЛАСНОСТІ

## ОПИС

ДО ДЕКЛАРАЦІЙНОГО ПАТЕНТУ  
НА ВИНАХІДвидається під  
відповідальність  
власника  
патенту

## (54) СПОСІБ АДАПТИВНОГО УПРАВЛІННЯ ПРОЦЕСОМ ДИСТИЛЯЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ СОДИ

1

2

(21) 2000116814

(22) 01 02 2001

(24) 15 08 2002

(46) 15 08 2002, Бюл. № 8, 2002 р.

(72) Золотухін Олег Борисович, Беляк Петро Ілліч,  
Зуєв Сергій Михайлович, Левченко Віктор Доро-  
фейович, Шкіндер Ігор Володимирович, Лесько  
В'ячеслав Антонович

(73) ВАТ "КРИМСЬКИЙ СОДОВИЙ ЗАВОД"

(57) 1 Спосіб адаптивного управління процесом  
дистиляції у виробництві соди шляхом подачі двох

потоків вапна в змішувач і дистилер зі зміною по-  
дачі вапна в змішувач і дистилер по величині рН  
рідини змішувача і корегуванням подачі вапна в  
дистилер по концентрації СаО в рідині дистилера,  
який відрізняється тим, що подачу вапна в  
змішувач корегують у залежності від зміни тиску  
парогазового середовища у верхній частині дисти-  
лера

2 Спосіб по п. 1, який відрізняється тим, що по-  
дачу вапна в змішувач і дистилер додатково коре-  
гують у залежності від зміни температури вапна

Винахід відноситься до способів управління  
процесом дистиляції у виробництві соди і може  
знайти застосування в хімічній і інших галузях  
промисловості

Відомий спосіб подачі вапна при виробництві  
соди (див. Ас СРСР № 216672 по кл. З 01 D, заяв.  
21 08 65 р.) двома потоками шляхом зміни  
витрати вапна в змішувач у залежності від вели-  
чини рН рідини на виході з цього апарата. При  
цьому подачу вапна в дистилер регулюють по змін-  
і подачі вапна в змішувач

Відомий також спосіб регенерації аміаку з мат-  
кової рідини (див. Пат. США № 2781244 по кл. 23-  
193, заяв. 18 09 52 р.) шляхом зміни подачі вапна  
в змішувач у кількості від 85 % до 95 % від необ-  
хідного для виділення аміаку. При цьому зміною  
подачі вапна в змішувач домагаються сталості  
величини рН рідини змішувача в межах 8,73-9,18  
од рН при 90-95°C. Потім до зазначеної рідини  
додають стехіометричний надлишок вапна постій-  
ної величини для повного виділення з нього аміа-  
ку

Відомий спосіб автоматичного регулювання  
процесу одержання соди (див. ас СРСР  
№ 379538 по кл. З 01 7/18, 05 21/00, заяв.  
29 11 71 р.) шляхом подачі двох потоків вапна в  
змішувач і дистилер зі зміною подачі вапна в змі-  
шувач по величині рН рідини змішувача, а в дис-  
тилер – у залежності від величини рН рідини змі-  
шувача з корекцією по концентрації СаО в рідині  
дистилера

Цей спосіб є найбільш близьким до спо-  
соби, що заявляється по технічній сутності і поля-  
гає в наступному

Як правило, регенерація аміаку у виробництві  
соди здійснюється на елементі дистиляції, що  
включає змішувач і дистилер. Процес регенерації  
проходить у дві стадії. На першій стадії, у змішу-  
вачі переводять аміак, що міститься в матковій  
рідині зі зв'язаного стану у вільний. Для цього мат-  
кова рідина обробляється вапном, наприклад, у  
вигляді вапняного молока. На другій стадії рідина  
зі змішувача надходить у дистилер, де вільний  
аміак під впливом нагріваючої пари, що рухається  
протитоком, переходить з рідинної фази в парога-  
зову. Основними вимогами, висунутими до веден-  
ня процесу регенерації аміаку є мінімальні втрати  
вапна при проведенні першої стадії і мінімальні  
втрати аміаку (у вигляді нерозкладених солей) з  
рідиною, що видаляється з дистилера

З урахуванням висунутих вимог управління  
процесом регенерації аміаку здійснюють шляхом  
подачі вапна на елемент дистиляції двома пото-  
ками. Основний потік вапна (до 90%) направляють  
у змішувач, де більша частина аміаку, що міститься  
в матковій рідині переходить зі зв'язаного стану  
у вільну. При цьому подачу вапна в змішувач змін-  
юють домагаючись сталості величини рН рідини  
на виході з нього

Недостатню до необхідного по стехіометрії кі-  
лькість вапна (до 10%) компенсують додатковим  
потоким безпосередньо в дистилер. Подачу вапна  
по цьому потоці змінюють у залежності від вели-

(13) A

(11) 48356

(19) UA

чини рН рідини змішувача і коректують по концентрації  $\text{CaO}$  у рідині на виході з дистилера

Однак зазначений спосіб не забезпечує необхідної якості процесу дистиляції. Це відбувається з ряду причин технологічного характеру, наприклад, через нерівномірну подачу маткової рідини (при значних коливаннях тиску у верхній частині дистилера) у змішувач. Дане збурювання відслідковується з більшим запізненням по зміні величини рН рідини на виході зі змішувача, що в перехідних режимах приводить до порушення стабільної роботи відділення дистиляції, а отже і суміжного з ним відділення абсорбції аміаку. Наслідком порушення технологічного процесу в перехідних режимах є також наднормативні втрати вапна і аміаку у відділенні дистиляції.

Крім того, перехідні режими в процесі регенерації аміаку мають місце при значних змінах концентрації  $\text{CaO}$  у вапні в 1,5-2 рази перевищуючих ті, на які розрахована існуюча система управління процесом. Наслідком виникаючих у цих випадках перехідних режимів також є втрати вапна й аміаку.

Спосіб, що заявляється, дозволяє підтримувати необхідну якість процесу регенерації аміаку в перехідних режимах без порушення стабільної роботи суміжних відділень і збільшення втрат вапна й аміаку у відділенні дистиляції у виробництві соди. Це досягається тим, що здійснюється безупинний контроль гідродинамічного режиму роботи апаратів. Як адаптивний параметр, що характеризує зазначений режим, пропонується використовувати тиск середовища у верхній частині дистилера. Зміни даного параметра приводять до відповідних змін витрати маткової рідини, що надходить самопливом з теплообмінника дистиляції в змішувач.

У межах, установлених технологічним регламентом, залежність концентрації  $\text{CaO}$  у вапні від її температури підпорядковується емпіричній залежності вигляду  $C_{\text{CaO}} = A + BT_{\text{вап}}$ , де  $A$  і  $B$  – постійні коефіцієнти,  $C_{\text{CaO}}$  – концентрація  $\text{CaO}$  у вапні,  $T_{\text{вап}}$  – температура вапна.

Цей параметр поряд з тиском середовища у верхній частині дистилера також використовується в якості адаптивного при створенні системи управління процесом регенерації аміаку.

Ознаками які відрізняються від прототипу є корекція процесу регенерації аміаку в перехідних режимах при змінах гідродинамічного і концентраційного режимів шляхом зміни завдання регулятора подачі вапна в змішувач у залежності від зміни тиску у верхній частині дистилера і температури вапна, а також зміни завдання регулятора подачі вапна в дистилер у залежності від зміни її температури.

Ці відмінності характеризують новизну способу, що заявляється.

Спосіб пояснюється кресленням, на якому представлена схема його реалізації.

Система управління включає об'єкт управління – змішувач 1, і містить – датчик 2 величини рН рідини змішувача, датчик 3 подачі вапна в змішувач, регулятор 4 подачі вапна в змішувач, виконавчий механізм з регулюючим органом 5 на лінії подачі вапна в змішувач, датчик 6 тиску середовища у верхній частині дистилера 7, датчик 8 тем-

ператури вапна, датчик 9 подачі вапна в дистилер, регулятор 10 подачі вапна в дистилер, виконавчий механізм з регулюючим органом 11 на лінії подачі вапна в дистилер, датчик 12 концентрації  $\text{CaO}$  у рідині на виході з дистилера.

Спосіб реалізується таким чином.

Маткова рідина подається в змішувач 1. У цей же апарат подається основний потік (до 90%) вапна. При цьому протікає хімічна реакція, у результаті якої аміак зі зв'язаного стану переходить у вільне. Величина рН рідини на виході зі змішувача вимірюється датчиком 2. Для підтримання її постійною за допомогою датчика подачі 3 і регулятора 4 впливають на виконавчий механізм з регулюючим органом 5 змінюють подачу вапна по основному потокові.

Недостатню до необхідного по стехіометрії кількість вапна, виміряну датчиком витрати 9 подають за допомогою регулятора 10, що впливає на виконавчий механізм з регулюючим органом 11, який установлений на лінії додаткового потоку вапна в дистилер. Подачу вапна в дистилер корегують по величині рН рідини змішувача, виміряної датчиком 2 і концентрації  $\text{CaO}$  в рідині дистилера (датчик 12).

При виникненні порушення гідродинамічного режиму елемента дистиляції, обумовленого коливаннями тиску у верхній частині дистилера, мають місце перехідні режими, у результаті яких маткова рідина подається в змішувач нерівномірно. Для підтримки постійної величини рН на виході змішувача в зазначених режимах коригувальний сигнал датчика 6 тиску у верхній частині дистилера надходить у регулятор 4, який за допомогою виконавчого механізму з регулюючим органом 5 змінює подачу вапна в змішувач.

Крім того, при різкій зміні концентрації вапна, яке надходить з відділення гасіння, на 20-25% (по різних причинах технологічного характеру) відбувається еквівалентна зміна його температури, контрольованої датчиком 8. Коригуючий сигнал при цьому подають у регулятори 4 і 10 подачі вапна в змішувач і дистилер.

Останні, впливаючи на виконавчі механізми з регулюючими органами 5 і 11, приводять подачу вапна по основному і додатковому потоках у відповідність з технологічною ситуацією.

Таким чином, у ході пробігу елемента дистиляції здійснюється безупинне управління по підтриманню необхідного концентраційного режиму. При цьому в перехідних режимах, обумовлених значними змінами гідродинамічного режиму елемента дистиляції і концентраційного режиму відділення гасіння, регламентні показники елемента дистиляції по вмісту  $\text{CaO}$  і  $\text{NH}_3$  у рідині дистилера не виходять за задані обмеження.

Алгоритм функціонування системи, що реалізує спосіб адаптивного управління процесом дистиляції у виробництві соди можна представити в наступному вигляді:

$$Y_1 = K_1 \left[ Y_{F1} - (Y_3 + Y_4 + Y_5) \right] + \frac{1}{T_{11}} \int \left[ Y_{F1} - (Y_3 + Y_4 + Y_5) \right] dt + K_{T1}$$

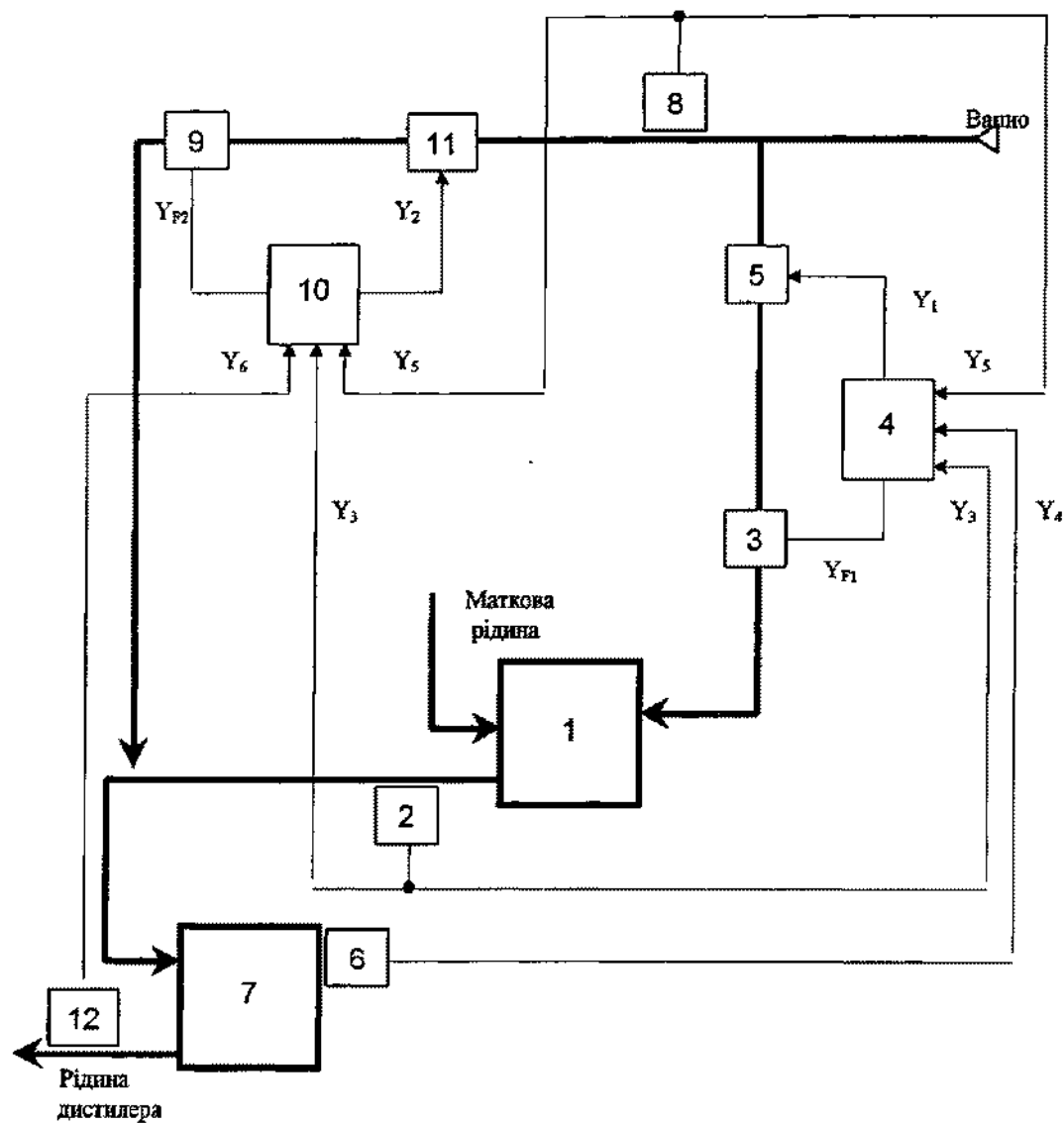
$$Y_2 = K_2 \left[ Y_{F2} - (Y_3 + Y_5 + Y_6) \right] + \frac{1}{T_{12}} \int \left[ Y_{F2} - (Y_3 + Y_5 + Y_6) \right] dt + K_{T2}$$

де  $Y_{1,2}$  – вихідні сигнали регуляторів 4, 10,  $Y_{F1}$ ,

$Y_{F2}$ ,  $Y_3$ ,  $Y_4$ ,  $Y_5$ ,  $Y_6$  – вихідні сигнали датчиків 3, 9, 2, 6, 8, 12,  $K_{T1}$ ,  $K_{T2}$  – контрольні точки регуляторів 4, 10

підвищити точність регулювання в перехідних режимах у 1,5–2 рази, що в свою чергу виключить додаткові втрати вапна й аміаку

У результаті, запропонований спосіб дозволяє



ДП «Український інститут промислової власності» (Укрпатент)

вул. Сим'ї Хохлових, 15, м. Київ, 04119, Україна

(044) 456 – 20 – 90

ТОВ «Міжнародний науковий комітет»

вул. Артема, 77, м. Київ, 04050, Україна

(044) 216 – 32 – 71