



УКРАЇНА

(19) UA

(11) 57714

(13) C2

(51) 7 C07C31/04

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ
І НАУКИ УКРАЇНИДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІОПИС
ДО ПАТЕНТУ НА ВИНАХІД

(54) СПОСІБ ОДЕРЖАННЯ МЕТАНОЛУ

1

(21) 98052602

(22) 19 05 1998

(24) 15 07 2003

(46) 15 07 2003, Бюл. №7, 2003 р

(72) Черепнова Ганна Вікторівна, Лендер Аїда
Анатоліївна, Краснянська Алевтина Григорівна,
Топчий Віктор Андрійович, Розовський Александр
Яковлевич, RU, Лін Галіна Івановна, RU, Углова
Ганна Іванівна, Какічев Олександр Павлович, Ов-
сієнко Петро Вікторович(73) Державний науково-дослідний і проектний
інститут хімічних технологій "Хімітехнологія"

(56) DE, 3518362, C07C31/04, 1986

WO, 8800580, C07C29/15, 31 04, 1988

GB, 1159035, C07C31/06, 1969

SU, 1442514, C07C29/15, 31/04, 1988

2

SU, 1832673, C07C31/04, 1986

RU, 2052444, C07C31/04, 29/151, 1996

WO, 8802744, C07C31/04, 29/15, 27/06, 1988

(57) Спосіб одержання метанолу шляхом контак-
тування газової суміші, яка містить оксиди
вуглецю, водень та інерти, з каталізатором, який
містить мідь, при температурі 190-290°C, тиску 5,0-
10,0 МПа і об'ємній швидкості 4500-100000 год⁻¹,
який відрізняється тим, що вихідну газову суміш,
яка містить 1,0-33,7% об оксиду вуглецю, 0,3-
22,5% об діоксиду вуглецю при об'ємному
відношенні водню до суми оксидів вуглецю, яка
дорівнює 1,91-5,60, а також 0,5-50,0% об азоту,
послідовно пропускають через каскад проточних
реакторів в одну стадію, причому, метанол і воду
виділяють після кожного реактора

Винахід відноситься до області основного ор-
ганічного синтезу, зокрема до виробництва мета-
нолу із оксидів вуглецю, і водня

Відомий спосіб одержання метанолу, який
включає реакцію оксиду і діоксиду вуглецю з вод-
нем під тиском 1,0 - 15,0 МПа (переважно від 190
до 270°C), об'ємній швидкості 7000 - 25000 ч у при-
сутності каталізатору, який вміщує оксиди міді і
цинку і, принаймні, один важковідновний оксид
металу другої - четвертої груп періодичної систе-
ми, виділення метанолу із реакційної суміші і ре-
циркуляцію речовин, які не прореагували у синтезі
метанолу. В якості сировини вживають суміш ок-
сидів вуглецю і вод-день, до того ж діоксид вугле-
цю утримують у кількості 1 - 20% об (переважно 3
- 12% об). У реакційному газі, який контактує з
каталізатором, об'ємне відношення водню до суми
оксидів вуглецю в 1,3 - 3,0 рази більше ніж стехіо-
метричне, (патент Великої Британії № 1159095,
MKI C07C 31/00, з 18 08 65 р оп 23 07 69р)

Недоліком цього способу виявляється низька
питома продуктивність каталізатору (0,191 -
0,425 кг/л час), який вміщує мідь, а також значні
енергетичні витрати на рециркуляцію газової су-
міші.

Відомий також спосіб одержання метанолу із
синтез-газу, який вміщує водень і оксиди вуглецю,

де свіжий газ подають у реактор, який працює без
циркуляції газової суміші, а також газ, який не про-
реагував після конденсації метанолу, подають як
свіжий газ у реактор з циркуляцією свіжого газу.
Проточний реактор працює ізотермічне (заявка
ФРН 3518362 MKI C07C 31/04 з 22 05 85р
оп 27 11 86р)

Недоліком описаного способу виявляється ви-
користання компресорів великої потужності для
циркуляції газової суміші на другій стадії, отже
значні витрати енергії.

Ближчим по сукупності ознак до заявляемого
винаходу виявляється спосіб одержання метанолу
контактуванням газової суміші, яка вміщує оксид
вуглецю, діоксид вуглецю і водень, з каталізатором,
який містить мідь при температурі 190 - 290°C
і тиску 5 - 10 МПа у дві стадії. На першій стадії ка-
талізатор який містить мідь приводять у контакт з
газовою сумішшю, яка містить 5 - 30% об оксиду
вуглецю, 10,3 - 20,0% об діоксиду вуглецю при
об'ємним відношенні оксиду вуглецю до діоксиду
вуглецю 0,25 - 87,6 і об'ємним відношенні водню до
суми оксидів вуглецю 2 - 3,65. Цю стадію здійсню-
ють у реакторі проточного типу у каскаді яро-
точних реакторів при об'ємній швидкості вихідної
газової суміші 4506-100000 ч⁻¹, при цьому одержу-
ють газову суміш, яка містить оксид вуглецю, діок-

(13) C2

(11) 57714

(19) UA

сид вуглецю, водень, пари метанолу і 10,02 - 1,38% об, паров води, указані пари метанолу і води видаляють із газової суміші. За лишок газової суміші, яка містить оксид вуглецю, діоксид вуглецю і водень, подають на другу стадію, котру здійснюють у реакторі при циркуляції газової суміші з об'ємною швидкістю 7000 - 15000 ч⁻¹ одержуючи після другої стадії газову суміш, яка містить оксид вуглецю, діоксид вуглецю і водень пари метанолу і води, котрі видаляють із газової суміші (заявка РСТ 88/00580, МКІ С07G 29/15 з 23 07 87 р оп, 28 01 88р)

До недоліків зазначеного способу відноситься низька питома продуктивність каталізатору який містить мідь, на другій стадії, створюючи у залежності від умов синтезу 0,40 - 0,68 т/м³ час незначний вклад метанолу, одержаного на першій стадії у загальну кількість от 5,42 до 78,33, високі швидкості циркуляції газової суміші. Це припускає використання компресорів великої потужності і значні витрати енергії для циркуляції газової суміші, що значно погіршує техніко-економічні показники процесу. Другим недоліком зазначеного способу є обмежений діапазон змінення концентрацій компонентів, які входять до складу вихідних газових сумішей. Існуючі методи конверсії вуглеводнів дозволяють одержувати гази з більш високим вмістом оксиду вуглецю і азоту, ніж заявлені у прототипі для переробки у метанол. Так, високотемпературною конверсією вуглеводнів одержують газові суміші з вмістом оксиду вуглецю більше 33% об, а пароповітряною конверсією - гази з вмістом азоту більше ніж 40% об. Запропонованим у прототипі способом неекономічне переробляти у метанол гази як з високим вмістом оксиду вуглецю (більше 30% об.), так і високим вмістом азоту, хоча на промислових площадках існує така необхідність. У першому випадку співвідношення реагуючих компонентів стає нижче стехіометричного і зменшується ступінь перетворення оксидів вуглецю у метанол із-за нестачи водню у циклі. У другому випадку при використанні газів з високим вмістом азоту різко зменшується питома продуктивність каталізатору внаслідок низького вмісту реагуючих компонентів оксиду вуглецю, діоксиду вуглецю і водню у газі, безпосередньо контактуючих з каталізатором. При цьому неможливо досягти прийнятних економічних показників процесу із-за високих затрат енергії на циркуляції газу, який складається переважно із азоту - інертного компоненту у синтезі метанолу.

В основу винаходу поставлена задача удосконалення способу одержування метанолу у котрім, дякуючи проведенню процесу у каскаді проточних реакторів в одну стадію, виключаються затрати енергії на циркуляцію газової суміші і упрощується технологічна схема процесу при зберіганні високої питомої продуктивності каталізатору і високої ступені перетворення оксидів вуглецю у метанол.

Поставлена задача вирішується тим, що у зазначеному способі метанол одержують контактуванням газової суміші, яка містить оксиди вуглецю і водень, з каталізатором, який містить мідь при температурі 190 - 290°C, тиску 5 - 10 МПа і об'ємній швидкості 4500 - 18550 ч⁻¹, при цьому відповідно до винаходу, вихідну газову суміш, яка містить 1,0 -

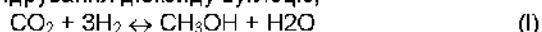
33,7% об, оксиду вуглецю, 1,3 - 22,5% об діоксиду вуглецю при об'ємним відношенні водню до суми оксидів вуглецю 1,91 - 5,60, а також 0,5 - 50,0% об азоту і послідовно пропускають через каскад проточних реакторів, до того ж метанол і воду виділяють конденсацією між ступенями каскаду.

Суттєвими визначними ознаками запропонованого способу одержання метанолу виявляються такі:

метанол одержують у двох або більше реакторах працюючих без циркуляції газової суміші, послідовно з'єднаних між собою у каскад, з виділенням метанолу і води після кожного реактору,

вихідна газову суміш, яку подають у перший пробочний реактор містить 1,0 - 33,7% об оксиду вуглецю, 0,3 - 22,5% об діоксиду вуглецю при об'ємним відношенні водню до суми оксидів вуглецю 1,91 - 5,60, а також 0,5 - 50,0% об азоту.

В якості сировини для синтезу метанолу можна застосовувати газові суміші, які одержують із різноманітної сировини з використанням різних технологічних процесів, також відкидні гази других підприємств. Як показують дослідження, для одержування метанолу у каскаді проточних реакторів можна переробляти гази у широких межах змінювання концентрацій реагуючих компонентів, досягає при цьому високої продуктивності каталізатору 0,45 - 2,85 т CH₃OH/м³ час при високій ступені конверсії оксидів вуглецю от 69,50 до 93,85%. Запропонована межа об'ємного відношення H₂/CO + CO₂ яка рівняється 1,91 - 5,69, для вихідної газової суміші обрана із слідуєчих міркувань. Зниження об'ємного відношення H₂/CO + CO₂ менше 1,91 призводить до зниження ступені перетворення оксидів вуглецю у метанол із-за нестачи водню у вихідному газі, при цьому у послідовних реакторах співвідношення реагуючих компонентів різко видаляється від стехіометричного. Верхня межа по об'ємному відношенню H₂/CO + CO₂ рівняється 5,60 визначається тим, що при більш високих відношеннях зменшується питома продуктивність каталізатору із-за низької кількості оксидів вуглецю у вихідній газі. Нижня межа кількості оксиду вуглецю у вихідній газовій суміші 1% об пояснюється тим, що при низьких концентраціях оксиду вуглецю вода різко гальмує синтез метанолу, так як утворюється по двом реакціям, як по реакції I, так і по реакції II, котра із-за нестачи CO протікає у напрямі підрування діоксиду вуглецю,



У випадку використання газу з низьким відношенням CO/CO₂, як видно із таблиці, знижується питома продуктивність каталізатору збільшується кількість проточних реакторів у каскаді, що приводить до збільшення капітальних та експлуатаційних витрат. Верхня межа кількості оксиду вуглецю 33,7% об пояснюється тим, що при більш високій кількості O відношення реагуючих компонентів ставиться значно нижче стехіометричного, що приводить до зниження ступені перетворення оксидів вуглецю у метанол із-за нестачи водню у вихідному газі. Нижня межа кількості діоксиду вуглецю у вихідній газовій суміші 0,3% об пояснюється тим, що при подальшому зниженні кількості CO₂ у газі швидкість синтезу метанолу різко зни-

жується, а у відсутності CO_2 реакція синтезу метанолу взагалі не проходить (Каган Ю.Б., Розовський О.Я., Лін Г.Д. і др. Кінетика і каталіз, 1975, т. 86, № 3, стор. 809). Обмеження верхньої межі по діоксиду вуглецю до 22,5% об. пояснюється тими ж причинами, що і обмеження верхньої межі по оксиду вуглецю. Крім того, при більш високому вмісті діоксиду вуглецю у вихідному газі внаслідок зниження швидкості процесу зростає кількість реакторів у каскаді, якщо необхідно забезпечити високу спрацьованість оксидів вуглецю. Верхня межа по азоту до 50% об. пояснюється тим, що азот виявляється інертним компонентом і збільшення його концентрації у вихідному газі тягне за собою зниження вмісту реакційно здатних компонентів - діоксиду вуглецю, оксиду вуглецю і водню. Тим самим знижується питома продуктивність катализатору і стає економічно недоцільним переробляти у каскаді реакторів газ з більш високим вмістом азоту. Ці негативні явища ще більш виявляються (при високому вмісті азоту - до 50% об.) у відомих циркуляційних схемах, де необхідні більш затрати енергії на циркуляцію газу, який складається переважно з азоту.

Пошук, проведений по джерелам науково-технічної і патентної інформації показав, що сукупність усіх істотних ознак заявляемого технічного рішення невідома. Тому можна вважати, що запропонований спосіб одержання метанолу відповідає вимогам новизни, так як невідомий із рівня техніки.

Порівнювальний аналіз істотних відмінних ознак заявляемого способу і відомих ознак показує, що ці ознаки застосовані уперше. А уся сукупність істотних ознак заявляемого технічного рішення дозволяє одержати новий результат - спростити технологічну схему і поліпшити техніко-економічні показники процесу при високій степені перетворення оксидів вуглецю у метанол. Таким чином можна зробити висновок про те, що заявлений спосіб відповідає вимогам винахідницького рівня.

Сутність запропонованого способу міститься у наступному. Вихідну газову суміш, яка містить 1,0 - 33,7% об. оксиду вуглецю, 0,3 - 22,5% об. діоксиду вуглецю при об'ємному відношенні $\text{H}_2/\text{CO} + \text{CO}_2 = 1,91 - 5,60$ під тиском 5 - 10 МПа подають у теплообмінник, де нагрівають до температури 200°C. Нагріту газову суміш подають у перший по ходу газу проточний реактор з інтенсивним тепловідходом, наприклад, у трубчатий реактор. У реакторі вихідний газ контактує з катализатором, який містить мідь, наприклад, з мідь-цинк-алюмінієвим (53,2% мас. CuO , 27,1% мас. ZnO , 5,5% мас. Al_2O_3), або мідь-цинк-хромовим (56,0% мас. CuO , $25 \pm 2\%$ мас. ZnO , $17 \pm 2\%$ мас. Cr_2O_3). У процесі реакції утворюється метанол і вода. Тепло реакції використовується, наприклад, для одержання пари, котру можна застосовувати у технологічних цілях. При цьому температура газової суміші на виході із реактору незначно перевищує температуру вихідної газової суміші на вході у реактор. Газова суміш, яка виходить із проточного реактору і містить у собі оксиди вуглецю, водень, пари метанолу і води, поступає у теплообмінник для відводу тепла, а потім із неї виділяють у сепараторі метанол і

воду. Газову суміш, яка виходить із сепаратору і містить оксиди вуглецю і водень підігрівають у теплообміннику і подають у другий проточний реактор. У залежності від умов процесу кількості і складу вихідного газу, об'ємної швидкості, температури, тиску) каскад може включати різну кількість реакторів - два і більше. При цьому параметри роботи у всіх реакторах каскаду доцільно зберігати такими ж, що і у першому по ходу газу проточному реакторі. Доказом здійснення запропонованого способу виявляються приведені нижче приклади.

Приклад 1 (порівнювальний)

Метанол одержують у дві стадії: на першій стадії у каскаді 13 трьох реакторів, на другій стадії у реакторі з рециклом газової суміші. В перший проточний реактор подають вихідну газову суміш, де вона при температурі 251 - 265°C, тиску 8,6 МПа і об'ємній швидкості 28060 ч⁻¹ контактує з 10 м³ катализатору, який містить мідь. При цьому утворюється 22 т/час метанолу. Після другого реактору газову суміш направляють у третій проточний реактор. Тут при температурі 258 - 264°C, тиску 8,0 МПа і об'ємній швидкості 17847 ч⁻¹ одержують 18 т/час метанолу. Всього на першій стадії одержують 64 т/час метанолу, при цьому ступінь конверсії оксидів вуглецю досягає 56,74%. Газову суміш, яка не прореагувала на першій стадії після відділення метанолу і води подають на другу стадію у шахтний реактор, працюючий з рециклом, де при температурі 200 - 278°C, тиску 8,0 МПа і об'ємній швидкості 12250 ч⁻¹ одержують 34 т/час метанолу. Загальна кількість метанолу, отриманого на першій і другій стадіях складає 98 т/час, питома продуктивність 1 м³ катализатору 1909 т метанолу в час. Ступінь перетворення оксидів вуглецю рівняється 90%. Склад газових сумішей і умови проведення процесу приведені у таблиці.

Приклади 2 - 12

Метанол отримують у каскаді із двох (приклад 2, 9), трьох (приклад 3, 4, 8, 10), чотирьох (приклад 5, 6) і шести (приклад 7) проточних реакторів. Вихідну суміш під тиском подають у рекуперативний теплообмінник. Нагріту газову суміш подають у проточний трубчатий реактор з інтенсивним тепловідводом, де вона контактує з мідь-цинк-алюмінієвим катализатором (приклад 2, 4 - 10), який містить 53,2% мас. CuO , 27,0% мас. Al_2O_3 , 5,5% мас. Al_2O_3 , або мідь-цинк-хромовим катализатором (приклад 3), який містить 56,0% мас. CuO , $26,0 \pm 2\%$ мас. ZnO , $17,0 \pm 2\%$ мас. Al_2O_3 .

Після охолодження газового потоку і конденсації метанолу і води газів, суміш в обумовлений кількості нагрівають і подають у другий проточний реактор, де вона знову контактує з катализатором і тому подібне. Умови проведення процесу, питоми коефіцієнт і питома продуктивність приведені у таблиці.

Із приведених у таблиці прикладів видно, що

заявляемый способ открывает возможности переработки у метанол газовые смеси, одержані кожними відомими способами конверсії вуглеводнів, або відкинуті гази, при цьому розширюється діапазон концентрацій як реагуючих компонентів до 33,7% об оксиду вуглецю проти 30% об у прототипі і до 22,5% об діоксиду вуглецю проти 20% об у прототипі, так і інертів до 50% азоту у вихідних газових сумішах. Із прикладів також видно, що питома продуктивність каталізатору по метанолу складає 0,45 - 2,84 т/м³ час, тобто рівняється або перевищує аналогічний показник прототипу (0,52 - 1,09 т/м³ час) і у кілька разів перевищує значення питомої продуктивності каталізатору, яке досягається у сучасній технології. На сучасних промислових установках одержання метанолу питома продуктивність каталізатору відносно невелика: 0,1 до 0,3 т/м³ час під тиском 5 МПа і до 0,4 т/м³ час під тиском 8 МПа. Крім того, у запропонованому способі при відсутності рециркуляції газової суміші досягається висока степінь переробки сировини у

метанол (70 – 94%), завдяки тому, що виведення продуктів реакції (метанолу і води) між ступенями каскаду усуває термодинамічне гальмування їми процесу. Щоб у традиційній, циркуляційній схемі знизити гальмування протікання продуктами реакції і досягти практично повної (85 – 95%) переробки оксидів вуглецю у метанол, синтез необхідно вести при високих швидкостях циркуляції газу і інтенсивному виводі із циклу жидких продуктів, що потребує значних затрат енергії. Кількість реакторів у каскаді і об'єм одиничного реактору залежать від складу газу і активності каталізатору. Від чи вивід одного із реакторів у каскаді дозволяє легко регулювати потужність установки, враховуючи кон'юктурний попит на метанол. Здійснення запропонованого способу у каскаді проточних реакторів випідно відрізняє його від других відомих способів, так як дозволяє повністю виключити витрати енергії на циркуляцію газу, спростити технологію процесу.

Таблиця

Найменування показників	Приклад 1	Приклад 2	Приклад 3	Приклад 4	Приклад 5	Приклад 6	Приклад 7	Приклад 8	Приклад 9	Приклад 10
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Кількість проточних реакторів	4	2	3	3	4	4	6	3	2	3
Тиск, МПа,	8,0	9,0	7,0	8,0	9,0	10,0	10,0	8,0	8,0	5,0
Перший реактор										
Склад газової суміші, % об CO ₂	7,5/7,89	1,0/1,719	1,0/1,396	1,0/1,434	1,0/1,314	10,0/10,991	22,5/17,582	0,3/0,763	3,0/2,420	1,5/1,99
вхід/вихід H ₂	67,4/61,97	67,51/41,232	67,7/53,294	67,7/51,019	67,7/55,099	73,5/61,151	75,0/83,831	75,0/37,788	84,0/77,470	73,0/61,401
H ₂ O	0/0,70	0/0,105	0/0,048	0/0,080	0/0,075	0/2,664	0/7,973	0/0,027	0/1,519	0/0,139
N ₂	4,4/5,04	0,89/1,607	0,8/1,156	0,8/1,211	0,8/1,110	0,9/1,229	1,0/1,138	0,5/0,889	0,5/0,657	1,0/1,425
CH ₄	0/0	2,14/3,863	0,5/0,722	0,5/0,757	0,5/0,694	0,6/0,814	0,5/0,568	0,5/0,889	0,5/0,657	0,5/0,71
CO	20,7/17,16	28,46/11,194	30,0/21,158	30,0/19,800	30,0/22,319	15,0/4,871	1,0/2,320	33,7/20,706	12,0/1,626	24,0/13,104
CH ₃ OH	0/7,24	0/40,280	0/22,225	0/25,699	0/19,389	0/18,275	0/6,790	0/38,849	0/15,653	0/21,221
Витрати газу на вхід у реактор, нм ³ /час	280000	137500/76170	150000/103842	150000/99077	150000/108087	140000/102527	137500/121061	140000/78786	150000/114242	137500/96532
H ₂ /CO + CO ₂ в вихідній суміші	2,40	2,29	2,18	2,18	2,18	2,94	3,19	1,91	5,60	2,86
Т-ра на виході із реактору, °C	265	250	220	280	250	250	250	250	250	250
Кількість газу, м ³	10	27,5	33,3	32	10	28	28,4	28	32	28,4
Об'ємна швидкість, ч ⁻¹	28000	5000	4500	4688	15000	5000	4842	5000	4688	4842
Кількість CH ₃ OH т/час	24,0	43,47	32,23	35,76	29,27	26,15	11,32	42,32	24,89	28,38

Продовження таблиці

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Питона про- дуктив Т CH ₃ OH/м ³ ча с	2,40	1,58	0,97	1,12	1,93	0,93	0,4	1,55	0,78	1,0
Степінь кон- версії СО + СО ₂ у мета- нол %	21,28	75,12	48,52	53,83	44,06	52,30	24,59	65,21	77,44	56,65
Другий реактор										
Склад газо- вої суміші, % об СО ₂	8,53/ 8,99	2,105/ 2,634	1,588/ 2,187	1,644/ 2,222	1,638/ 1,836	12,356/ 9,840	20,305/ 16,444	1,071/ 1,787	2,670/ 0,690	2,318/ 2,655
вхід/вихід Н ₂	67,05/ 61,07	69,527/ 53,847	68,286/ 54,368	68,570/ 54,308	68,205/ 56,663	78,340/ 68,835	74,645/ 64,203	61,729/ 35,082	93,294/ 90,965	77,606/ 70,275
Н ₂ O	0,01/0,88	0/0,522	0/0,094	0/0,160	0/0,121	0,13/ 5,071	0,962/ 6,859	0/0,47	0,01/ 2,204	0/0,38
N ₂	5,45/ 6,31	2,701/ 4,045	1,478/ 2,124	1,829/ 2,355	1,373/ 1,867	1,573/ 1,896	1,332/ 1,525	1,449/ 2,457	0,790/ 0,853	1,8/ 2,358
CH ₄	0/0	6,310/ 9,448	0,916/ 1,315	1,003/ 1,455	0,85/ 1,156	1,038/ 1,252	0,666/ 0,762	1,414/ 2,399	0,785/ 0,847	0,894/ 1,172
CO	18,56/ 14,55	18,806/ 3,793	27,077/ 17,178	26,567/ 16,213	27,592/ 19,664	6,234/ 2,297	2,721/ 2,695	33,729/ 22,463	1,956/ 0,353	16,548/ 6,556
CH ₃ OH	0,40/ 8,20	0,551/ 25,711	0,654/ 22,734	0,591/ 23,289	0,542/ 18,693	0,446/ 10,810	0,268/ 7,513	0,607/ 35,766	0,494/ 4,487	0,833/ 16,599
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час	226020	44924/ 30002	80804/ 56344	73540/ 50674	87155/ 64130	79881/ 66267	103187/ 90190	48000/ 28327	94760/ 87805	76288/ 58228
Т-ра на ви- ході із реак- тору, °C	264	250	220	280	250	250	250	250	250	250
Кіль-сть к- ру, м ³	10	11,56	18	15	5,8	16	20	10	16	16,5
Об'єм шв-сть, ч ¹	22802	5000	4500	4903	15027	4993	5159	4800	5923	4623
Кіль-сть ме- танолу, т/час	22,0	10,84	17,90	16,56	16,72	9,95	9,34	14,31	5,22	13,26
Питона про- дуктив Т CH ₃ OH/м ³ ча с	2,20	0,94	0,99	1,10	2,88	0,62	0,47	1,43	0,33	0,80
Степінь кон- версії СО + СО ₂ у мета- нол у 2-х реакторах, %	40,78	93,85	75,46	78,78	70,74	72,20	44,82	84,75	93,68	83,12
Третій реактор										
Склад газо- вої суміші, % об СО ₂	9,85/ 10,25		2,497/ 3,365	2,515/ 3,074	2,904/ 2,490	11,107/ 6,684	18,782/ 15,102	2,185/ 3,293		2,983/ 2,417
вхід/вихід Н ₂	66,90/ 60,63		70,258/ 59,988	70,841/ 59,988	69,625/ 58,866	82,029/ 72,784	75,044/ 64,799	54,747/ 30,646		84,142/ 80,652
Н ₂ O	0,01/ 1,19		0/0,49	0/0,355	0/0,215	0,033/ 6,301	0,054/ 6,561	0/0,064		0,004/ 1,035
N ₂	6,70/ 8,05		2,743/ 3,961	3,069/ 4,173	2,093/ 3,087	2,259/ 2,635	1,782/ 2,050	3,826/ 5,858		2,822/ 3,259

Продовження таблиці

11			57714				12			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CH ₄	0/0		1,681/ 2,429	1,871/ 2,546	1,405/ 1,895	1,487/ 1,736	0,890/ 1,024	3,657/ 5,599		1,396/ 1,614
CO	15,90/ 11,56		22,170/ 10,052	21,117/ 11,074	24,133/ 15,372	2,737/ 1,172	3,150/ 2,617	34,958/ 27,025		7,845/ 2,351
CH ₃ OH	0,44/ 2,59		0,651/ 23,151	0,586/ 18,789	0,539/ 18,075	0,348/ 8,688	0,298/ 7,847	0,629/ 27,515		0,808/ 8,671
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час	178470		43522/ 30138	38834/ 28561	52097/ 38686	55578/ 47684	77147/ 67080	18079/ 11810		48592/ 42083
Т-ра на виході із реактору, °C	264		220	28	250	250	250	250		250
Кіль-сть к-ру, м ³	10		9,7	8,5	3,5	12	15	3,6		10,6
Об'єм шв-сть, ч ¹	17847		4500	4569	14885	4631	5143	5022		4584
Кіль-сть метанолу, т/час	18,0		9,76	7,48	9,75	5,75	7,26	4,56		4,82
Питома продуктивність CH ₃ OH/м ³ ·ч·с	1,80		1,01	0,88	2,79	0,48	0,48	1,27		0,46
Степень конверсії CO + CO ₂ у метанол у 3-х реакторах, %	56,74		90,14	90,02	84,21	83,72	60,55	91,46		92,76
Четвертий реактор										
Склад газової суміші, % об. CO ₂					2,714/ 3,080	7,605/ 2,960	17,204/ 13,451			
вхід/вихід H ₂					71,930/ 63,415	85,554/ 77,964	75,786/ 85,927			
H ₂ O					0/0,422	0,043/ 5,709	0,051/ 6,348			
N ₂					3,770/ 4,856	3,097/ 3,510	2,397/ 2,750			
CH ₄					2,291/ 2,952	2,037/ 2,309	1,197/ 1,374			
CO					18,761/ 10,173	1,378/ 0,553	3,060/ 2,429			
CH ₃ OH					0,534/ 15,101	0,286/ 6,995	0,308/ 7,721			
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час					31605/ 24535	40556/ 37783	57343/ 49975			
Т-ра на виході із реактору, °C					250	250	250			
Кіль-сть к-ру, м ³					2,1	8,0	10,6			
Об'єм шв-сть, ч ¹					15050	5070	5410			
Кіль-сть метанолу, т/час					5,14	3,46	5,32			

Продовження таблиці

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
---	---	---	---	---	---	---	---	---	----	----

13

57714

14

Питома про- дуктив т CH ₃ OH/м ³ ча с					2,45	0,43	0,50			
Степень кон- версії CO + CO ₂ у мета- нол у 3-х реакторах, %					91,64	90,64	72,10			
П'ятий реактор										
Склад газо- вої суміші, % об CO ₂							15,260/ 11,304			
вхід/вихід H ₂							76,761/ 67,071			
H ₂ O							0,050/ 8,286			
N ₂							3,202/ 3,680			
CH ₄							1,598/ 1,836			
CO							2,828/ 2,033			
CH ₃ OH							0,301/ 7,791			
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час							42913/ 37351			
Т-ра на ви- ході із реак- тору, °C							250			
Кіль-сть к- ру, м ³							8,0			
Об шв-сть, ч ¹							5364			
Кіль-сть ме- танолу, т/час							4,02			
Питома про- дуктив т CH ₃ OH/м ³ ча с							0,50			
Степень кон- версії CO + CO ₂ у мета- нол у 3-х реакторах, %							80,80			
Шостий реактор										
Склад газо- вої суміші, % об CO ₂							12,812/ 8,765			
вхід/вихід H ₂							78,062/ 69,341			
H ₂ O							0,048/ 5,823			
N ₂							4,282/ 4,859			

Продовження таблиці

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CH ₄							2,134/ 2,423			

15							57714				16			
CO											2,366/ 1,733			
CH ₃ OH											0,296/ 7,056			
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час											32065/ 28284			
Т-ра на ви- ході із реак- тору, °C											250			
Кіль-сть к- ру, м ³											5			
Об шв-сть, ч ¹											6417			
Кіль-сть ме- танолу, т/час											2,75			
Питома про- дуктив т CH ₃ OH/м ³ ча с											0,55			
Степінь кон- версії CO + CO ₂ у мета- нол у 3-х реакторах, %											86,76			
Реактор з ре циклом газової суміші														
Об'єм к-ру, м ³	60													
Склад газо- вої суміші, % об	9,64/ 8,77													
Вхід/вихід CO ₂														
H ₂	62,03/ 57,90													
H ₂ O	0,10/ 1,56													
N ₂	18,95/ 20,26													
CH ₄	0/0													
CO	9,03/ 7,74													
CH ₃ OH	0,33/ 3,77													
Швидк Цир- куляції газу, нм ³ /час	735006													
Т-ра на вхо- ді/виході, °C	200/278													
Об швид- кість, ч ¹	12250													
Кіль-сть CH ₃ OH	34,0													
Питома про- дукт Т/м ³ час	0,57													
Кіль-сть ре акт	4	2	3	3	4	4	6	3	2	3				

Продовження таблиці

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Об кат-ра, м ³	90	39,06	61	55,5	21,4	64	67	41,6	48	55,5
Кіль-сть ме-	98	54,31	59,89	59,80	60,88	45,32	40,05	62,19	30,11	46,46

	17	57714					18			
танолу, т/час										
Питома продуктив каталізато-ра, т/м ³ час	1,09	1,39	0,98	1,09	2,84	0,71	0,46	1,49	0,63	0,84
Витрати ци-ркул. Суміш на 1т CH ₃ OH, нм ³ час	7500									
Степінь перетв. CO + CO ₂ у метанол, %	90,00	93,85	90,16	90,02	91,64	90,64	86,76	91,46	93,68	92,76
Річна поту-жність ус-ки (при роботі 8000ч), т CH ₃ OH/рік	784000	434480	47,9120	478400	486840	362560	320040	497520	240880	371680

Продовження таблиці

Наймену-вання показників	Приклад 11	Приклад 12
1	2	3
Кількість проточних реакторів	3	3
Тиск, МПа,	10,0	10,0
Перший реактор		
Склад газової суміші, % об. CO ₂	0,500/0,544	2,200/2,514
вхід/вихід H ₂	34,000/25,027	57,525/46,489
H ₂ O	0/0,024	0,0245
N ₂	50,000/56,780	22,000/27,589
CH ₄	0,3000/0,341	0,238/0,298
CO	15,200/10,505	16,037/10,161
CH ₃ OH	0/6,780	0/12,703
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час	225000	225000
Співвідношення H ₂ /CO + CO ₂ в вих. Газовій суміші	2,17	2,84
Т-ра на виході із реактору, °C	250	250
Кількість ка-ру, м ³	15	15
Об'ємна швидкість, ч ⁻¹	15000	15000
Кількість CH ₃ OH т/час	17,64	31,39
Питона продуктив т. CH ₃ OH/м ³ час	1,18	2,09
Степінь конверсії CO + CO ₂ у метанол %	37,0	48,2
Другий реактор		
Склад газової суміші, % об. CO ₂	0,560/0,578	2,658/2,710
вхід/вихід H ₂	26,708/21,138	53,258/44,052
H ₂ O	0/0,025	0,002/0,448
N ₂	66,576/65,157	31,587/37,506
CH ₄	0,362/0,390	0,340/0,403
CO	11,206/8,296	11,631/4,886
CH ₃ OH	0,587/4,416	0,525/9,994
Витрати газу на вході у реактор, нм ³ /час	185533	156416
Т-ра на виході із реактору, °C	250	250
Кіль-сть к-ру, м ³	10	12
Об. шв-сть, ч ⁻¹	18550	13035
Кіль-сть метанолу, т/час	9,47	17,93
Питома продуктив т. CH ₃ OH/м ³ час	0,95	1,49

Продовження таблиці

1	2	3
Степінь конверсії CO + CO ₂ у метанол у 2-х реакторах, %	56,87	75,72
Третій реактор		

19	57714	20
Склад газової суміші, % об CO_2	0,588/0,596	2,838/2,285
вхід/вихід H_2	21,995/17,852	49,030/42,979
H_2O	0,001/0,025	0,005/0,849
N_2	67,784/71,369	41,726/45,988
CH_4	0,405/0,427	0,447/0,493
CO	8,631/6,470	5,435/1,725
CH_3OH	0,597/3,260	0,520/5,682
Витрати газу на вході у реактор, $\text{нм}^3/\text{час}$	165732	118244
Т-ра на виході із реактору, $^{\circ}\text{C}$	250	250
Кіль-сть к-ру, м^3	10	10
Об шв-сть, ч^{-1}	16570	11824
Кіль-сть метанолу, т/час	6,01	8,03
Питома продуктив т $\text{CH}_3\text{OH}/\text{м}^3\text{час}$	0,60	0,80
Степінь конв $\text{CO} + \text{CO}_2$ у CH_3OH у зх ре акт , %	69,50	88,06
Загальні показники		
Кількість реакторів	3	3
Загальний об'єм к-ру, м^3	35	37
Загальна кільк CH_3OH , т/час	33,12	57,35
Питома продукт К-ру т $\text{CH}_3\text{OH}/\text{м}^3\text{час}$	0,95	1,55
Степінь перетворення $\text{CO} + \text{CO}_2$ у метанол, %	69,50	88,06