



УКРАЇНА

(19) UA (11) 48177 (13) C2

(51) 6 B01J8/04,C07C45/38,47/04

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

(54) СПОСІБ ТА РЕАКТОР ДЛЯ ГЕТЕРОГЕННОГО ЕКЗОТЕРМІЧНОГО СИНТЕЗУ ФОРМАЛЬДЕГІДУ

1

(21) 97115412  
(22) 09 04 1996  
(24) 15 08 2002  
(86) PCT/EP96/01516, 09 04 1996  
(31) 1042/95-8  
(32) 11 04 1995  
(33) CH  
(46) 15 08 2002, Бюл. № 8, 2002 р  
(72) Сіюлі Джанкарло, ІТ  
(73) ФЛОРІАЛ ХОЛДІНГС ЛІМІТЕД, ІЕ  
(56) GB-A-2122102, 11 01 84  
US-A-2504402, 18 04 50

(57) 1 Спосіб гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду, що здійснюють в реакторах, які відносять до типу, який включає, принаймні, два з'єднаних у групу адіабатичні шари каталізатора, при цьому подають газоподібні реагенти, що містять метанол і надлишок кисню, до першого із шарів каталізатора, спрямовують газоподібні реагенти потоком крізь адіабатичні шари каталізатора для піддавання метанолу частковому окисненню, який відрізняється тим, що спрямовують газоподібні реагенти крізь, принаймні, один з шарів каталізатора, здебільшого радіальним потоком

2 Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що газоподібні реагенти спрямовуються крізь, принаймні, один з шарів каталізатора аксіально-радіальним потоком

3 Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що здебільшого радіальний потік є потоком доцентрового типу

4 Спосіб за п. 3, який відрізняється тим, що охолоджують, принаймні, частину гарячого газового потоку, який виходить із, принаймні, одного з шарів каталізатора, за допомогою теплообміну в теплообміннику, розташованому в центрі реактора і який простягається вздовж його подовжньої осі

5 Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що розподіляють кисень, який подають до реактора синтезу, принаймні, на дві частини, кожна із яких подають відповідно до різних шарів каталізатора

6 Спосіб за п. 5, який відрізняється тим, що вприскують до газового потоку, який виходить з, принаймні, одного шару каталізатора, газоподібний або рідинний потік із киснем

2

7 Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що із реактора випускають, принаймні, частину газового потоку, який виходить з, принаймні, одного з шарів каталізатора

8 Використання реактора, який містить вертикальний зовнішній кожух, здебільшого циліндричної форми, принаймні, два адіабатичні шари каталізатора, накладених один на одний і змонтованих у кожусі за принципом взаємного просторового зв'язку, а, принаймні, в одному з шарів каталізатора для входу і виходу газу виконані протилежні газопроникні бокові стінки та газонепроникне дно, для гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду

9 Використання реактора за п. 8, яке відрізняється тим, що реактор включає засоби охолодження, принаймні, частини газового потоку, який виходить з, принаймні, одного з шарів каталізатора

10 Використання реактора за п. 9, яке відрізняється тим, що засоби охолодження виконані із теплообмінником, розташованим у центрі реактора синтезу і який простягається вздовж подовжньої осі останнього

11 Використання реактора за п. 10, яке відрізняється тим, що як теплообмінник використаний теплообмінник трубчасто-гніздового або байонетного типу

12 Використання реактора за п. 11, яке відрізняється тим, що теплообмінник трубчасто-гніздового типу виконаний з ребристими трубами

13 Використання реактора за п. 8, яке відрізняється тим, що у кожусі реактора між, принаймні, двома послідовними шарами каталізатора змонтований розподільник газового або рідинного потоку, який містить кисень

14 Використання реактора за п. 8, яке відрізняється тим, що у реактор включені засоби для вилучення із нього, принаймні, частини газового потоку, який виходить з, принаймні, одного з шарів каталізатора

15 Використання реактора за п. 14, яке відрізняється тим, що у засоби включений вихідний газовий трубопровід, змонтований у кожусі реактора між двома послідовними шарами каталізатора

(13) C2

(11) 48177

(19) UA

Цей винахід стосується процесу гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду в надлишку кисню, зокрема в реакторах синтезу такого типу, які включають велику кількість адіабатичних шарів каталізатора, з'єднаних у групи, при цьому в них відбувається процес, що включає такі стадії

- подавання газоподібних реагентів, до яких входять метанол та надлишок кисню на перший з вказаних каталітичних шарів,

- протікання вказаних газоподібних реагентів уздовж каталітичних шарів для піддавання метанолу частковому окисленню

Цей винахід також стосується реактора для гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду

В наведеному нижче описі та наступних пунктах формули винаходу поняття "адіабатичний шар каталізатора" означає шар, котрий містить каталізатор, і в якому практично під постійним тиском без відводу тепла відбувається реакція синтезу

В галузі гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду відчувається зростаюча потреба з одного боку в збільшенні виробничої потужності реакторів синтезу, а з іншого - у скороченні ризику вибуху газоподібних реагентів, що містять метанол і в надлишку кисень, в умовах постійного зменшення використання енергії, капітальних та експлуатаційних витрат

З метою врахування згаданих потреб все більше пропонують трубчасті реактори з відводом тепла протіканням зовні реакторних труб охолоджуючої рідини

Цей тип реакторів, що складається з великої кількості труб малого діаметру, заповнених каталізатором, дуже складний для конструювання, до того ж має обмежену виробничу потужність

В другій половині 80-х років в Інституті каталізу ім. Борескова в Новосибірську, Росія, було започатковано процес синтезу формальдегіду, де газоподібні реагенти, що містять метанол і в надлишку кисень, вступали до реакції на численних адіабатичних шарах каталізатора, з'єднаних у групи

Газоподібні реагенти перетинають шари каталізатора з аксіальним потоком. Між виходом з шару і входом до наступного шару газовий потік відповідним чином охолоджується в придатних теплообмінниках

Вищезазначений процес дозволяє забезпечити реактори великого розміру та виробничої потужності вище, ніж цього можна досягти в звичайних трубчастих реакторах, оскільки є можливим збільшити реакційну зону та швидкість потоку газоподібних реагентів і водночас поліпшити селективність реакції окислення метанолу

Якщо, з одного боку, цей тип вирішення проблеми доводить перевагу відносно трубчастих реакторів, з іншого - виробничу потужність реактора синтезу залишається обмеженою концентрацією метанолу, що міститься в газовій фазі, яка надходить до реактора

Як відомо, ця концентрація повинна утримуватись нижче певного значення, яке звичайно не перевищує 6-9% за об'ємом в залежності від концентрації кисню, яка може змінюватись в межах 5-21% за об'ємом для запобігання утворення вибухо

та спалахо-небезпечних сумішей з киснем

Відносно низька концентрація метанолу також є бажаною для обмеження амплітуди коливаний температури в каталітичній масі

Дійсно, при температурах більш 300°C існує ризик пошкодження каталізатора, і результатом цього є скорочення його ресурсів працездатності з докорінним збільшенням небажаних вторинних реакцій, що призводять до прямого повного окислення метанолу або синтезованого формальдегіду

До того ж, втілення великих реакторів синтезу з великими швидкостями потоку типу, який розроблено в Інституті каталізу ім. Борескова, супроводжується великими технічними труднощами, капітальовкладеннями та споживанням енергії

Для екзотермічного синтезу сполук, таких як аміак або метанол, відомі адіабатичні реактори радіального або аксіально-радіального типу. Див. Наприклад GB-A-Z 122 102 чи JP-A-60 110 328

Короткий опис винаходу

Технічна проблема, що є основою даного винаходу, полягає в тому, щоб збільшити виробничу потужність реакторів синтезу формальдегіду при скороченні ризику вибуху газоподібних реагентів, що містять метанол у надлишку кисню, з одночасним зниженням рівня витрачання енергії, капітальовкладень та експлуатаційних витрат

Ця проблема вирішується за допомогою процесу згаданого вище типу, який характеризується тим, що він включає стадію протікання газоподібних реагентів через принаймні один з шарів каталізатора в здебільшого радіальному потоці, бажано доцентрового типу

Потік синтез-газу із здебільшого радіальним рухом дає можливість однорідного розподілу газу, який стикається з каталітичним шаром, і це є важливою складовою для забезпечення однорідного розподілу температури і отже високої селективності конверсії метанолу в формальдегід при оптимальному використанні маси каталізатора

В такий спосіб є можливим отримати в реакторі значне збільшення виробничої потужності без підвищення вихідної концентрації метанолу в синтез-газі і звідси без ризику вибуху метанольно-кисневої суміші

Більш того, завдяки радіальному потоку газів реагентів через шари каталізатора є можливість ліпшим чином використовувати внутрішній об'єм реактора, і це допомагає збільшити зону реакції, а з тим і виробничу потужність

Перевага й у тому, що будова реактора з таким процесом технічно більш проста, і він компактніший в порівнянні з реактором, де реалізовано попередній процес в даній галузі

Згідно з іншим аспектом даного винаходу, цей процес дозволяє виконувати охолодження принаймні частини гарячого газового потоку, який виходить з принаймні одного шару каталізатора за допомогою теплообміну в теплообміннику, що розташований в центрі реактора та витягнутий вздовж головної вісі останнього

В такий спосіб є можливим оптимізувати використання внутрішнього об'єму реактора із скороченням до мінімуму простору між послідовними

шарами каталізатора. При цьому зона реакції всередині реактора синтезу 1, разом з цим, його виробнича потужність надалі зростатимуть, і в той же час будова реактора буде ще компактнішою і простішою.

У прийнятному втіленні цього процесу згідно з даним винаходом, кисень, що подається до реактора синтезу, розділяється принаймні на дві порції, і кожна подається до окремих шарів каталізатора.

Специфічною рисою даного процесу також є стадія вприскування до газового потоку, що виходить з принаймні одного шару каталізатора, газового або рідинного потоку, що містить кисень.

Проміжний вхід кисню до газового потоку, що прямує реактором, дозволяє досягти подвійної переваги.

З одного боку, є можливість скоротити концентрацію кисню в потоці реакційного газу, що подається до першого шару каталізатора, з одночасним збільшенням вихідної концентрації метанолу, так що суміш цих двох реагентів залишається нижче межі вибухо-небезпечності.

З іншого боку, кисень, таким чином розділений на порції по каталітичних шарах, дозволяє утримувати каталізатор постійно в окисленому стані, захищаючи його від можливих втрат активності. Це явище звичайно спостерігається в кінцевій стадії окислення, коли концентрація кисню сягає нижче певного порога, такого як, наприклад, 3-4% за об'ємом.

До того ж, процес в даному винаході включає переважно стадію вилучення з реактора принаймні частини газового потоку, що виходить з принаймні одного шару каталізатора.

Таким чином, є можливість отримати потік газоподібного формальдегіду на виході з реактора синтезу, який практично не містить метанолу, і придатний для безпосереднього використання за потребою, наприклад, для виробництва смоли, і один чи більше проміжних газових потоків, що містять формальдегід та метанол, що придатні для безпосереднього приготування водних розчинів формальдегіду, в котрих метанол в концентрації 3-12% діє як ініціатор полімеризації.

Характеристика та переваги даного винаходу більш детально пояснюються в описі та втіленні останнього, що наведені нижче, шляхом викладення прикладу, що не обмежує даний винахід, з посиланням на додані фігури.

Короткий опис фігур

На фігурах

Фіг 1 зображує розріз по довжині реактора для гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду для втілення процесу, згідно з даним винаходом.

Фіг 2 зображує розріз по довжині альтернативного втілення реактора на фіг 1.

Детальний опис прийнятного втілення

З посиланням на фіг 1 та фіг 2 позначка 1 означає в цілому реактор для гетерогенного екзотермічного синтезу формальдегіду під низьким тиском (1-3 атм) та при високій температурі (200-350°C).

Реактор 1 включає вертикальний трубчастий кожух 2, оздоблений з кінців отворами 3 та 4, відповідно для входу попередньо нагрітих газових

реагентів і виходу продуктів реакції.

Реагенти проходять крізь реактор 1 в газовій фазі, що містить метанол та надлишок кисню.

В кожусі 2 закріплені за принципом взаємного просторового зв'язку численні накладені один на один адіабатичні кільцеподібні за формою шари каталізатора 5-9, та теплообмінник 10, розташований в центрі реактора 1 вздовж головної осі.

Шари каталізатора 5-9 заповнені гранульованим каталізатором типу, в основі якого є Fe-Mo, наприклад, молібдат заліза з можливими добавками елементів, таких як, наприклад, Mn, Cr, Ti або Co.

Шари каталізатора 5-9 включають розташовані навпроти газопроникні бокові стінки 11 та 12, відокремлені знизу й зверху кільцеподібним газонепроникним дном 13 та кільцеподібною газонепроникною кришкою 14 відповідно.

Згідно з процесом, реалізованим в даному винаході, газові реагенти, що містять метанол в надлишку кисню спрямовуються до принаймні одного шару каталізатора 5-9 здебільшого радіальним потоком.

В такий спосіб, маса каталізатора, що міститься в шарах рівномірно піддається газовому потоку з отриманням рівномірного температурного розподілу і внаслідок високої селективності конверсії метанолу в формальдегід та оптимального використання маси каталізатора. При цьому досягається перевага в виробничій потужності реактора синтезу.

В подальшому втіленні даного процесу, яке не зображено, газовий потік, що перетинає шари каталізатора, може бути і аксіально-радіального типу. В такому разі верхня кришка 14 шарів каталізатора 5-9 не використовується або ж робиться газопроникною.

Дно 13 простягається одним кінцем до внутрішньої стінки кожуха 2 з яким воно утворює порожнину 15 для входу газів до шарів каталізатора 5-9.

В одних шарах каталізатора 5-8, наприклад, у шарі 6 дно простягається також і до кільцеподібної заслінки 16, розташованої між каталітичним шаром 6 і теплообмінником 10. Таким чином утворюється порожнина 17 для виходу газу з каталітичного шару 6 до магістралі через отвір 18 до теплообмінника 10 і порожнини 15 і до наступного шару каталізатора 7.

На виході з шару каталізатора 9 є камера 19 для збирання продуктів реакції в магістраль до отвору 4 для їх випускання з реактора 1.

Завдяки такій особливій конфігурації реактора в даному винаході є можливим здійснювати процес за даним винаходом із стадією, в якій синтез-газ спрямовується через шари каталізатора 5-9 здебільшого радіальним потоком доцентрового типу від зовнішньої до внутрішньої частини реактора 1.

Синтез-газ подається до реактора 1 через отвір 3 для впуску газових потоків у першу порожнину 15 і радіально перетинає перший шар каталізатора 5 так, що потім збирається в порожнину 17, з якої він спрямовується через отвір 18 до порожнини 15 для входу до наступного шару каталізатора 6. Синтез-газ протікає таким же чином інші шари каталізатора 6-9, збираючись у камері 19 і

виходячи з реактора 1 через отвір 4 для виходу газів

Реакція окислення метанолу здійснюється в шарах каталізатора 5-9 успішними послідовними стадіями. В кожній з них ступінь конверсії обмежена значеннями переважно не вище 25% загальної кількості метанолу, поданого до реактора 1.

Такий контроль ступеню конверсії метанолу в кожному окремому шарі каталізатора переважно досягається відповідним скороченням об'єму каталізатора в кожному шарі.

Реакція синтезу в шарах каталізатора 5-9 відбувається в адіабатичних умовах без відводу тепла, що виділяється під час проходження газових реагентів вздовж маси каталізатора. Тепло реакції потім спрямовується для підвищення температури синтез-газу, що виходить з кожного шару каталізатора 5-9.

Зростання температури газової суміші в шарі каталізатора є пропорційним кількості окисленого метанолу, тому він утримується в межах її таких значень, щоб не викликати зайвого підвищення температури каталізатора, наприклад, 330-350°C, що перешкоджає поступовому зростанню ступеня конверсії метанолу в формальдегід і скорочує ефективний час життя каталізатора.

Між шаром каталізатора 5-8 і наступним 6-9 газові реагенти спрямовуються та проходять крізь теплообмінник 10 на кожусі, охолоджуючись за допомогою теплообміну до такої температури, при якій реакція окислення може відновитись спонтанно, коли газ, що містить метанол та кисень, входить у контакт з каталізатором наступного шару 6-9. Ця температура звичайно дорівнює 200-250°C.

Теплообмінник 10 є переважно трубчастим гніздового типу, що включає багато труб 20, які утримуються в фіксованому положенні двома пластинами 21, розташованими на кінцях теплообмінника 10.

Охолоджуюча рідина, що видаляє тепло реакції, подається до реактора 1 крізь вхідний трубопровід 23 у магістраль з нижньою трубчастою пластиною 21, а звідти проходить всередині у труби 20, щоб вийти потім з реактора 1 відповідно нагрітою крізь вихідний трубопровід 22 у магістраль з верхньою трубчастою пластиною 21.

Взагалі, охолоджуюча рідина складається з діатермічного мінерального або синтетичного масла, або суміші розтоплених солей, або легкої рідини, такої як Даутерм, або газу. Для вироблення пари, що застосовується на промислових підприємствах здебільшого використовують перегріту воду або водяну пару.

Забезпечуючи трубчасте гніздо трубами 20, так званого малоребристого типу, можна значно скоротити розміри теплообмінника 10, що забезпечить зростання зони реакції і, відповідно, зростання виробничої потужності реактора синтезу.

Газовий потік, що виходить з останнього шару каталізатора 9, не охолоджується, проте він є доступним при його максимальній температурі для цілей попереднього розігріву нового газу, який надходить до першого шару каталізатора 5. Теплообмін між гарячим газовим потоком та холодними газовими реагентами може відбуватись у теплообміннику або попередньому нагрівачі відомого

типу і тому не показаному, який розташований зовні кожуху 2 або всередині його.

Як альтернатива, всередині реактора згідно з даним винаходом може бути розташовано один теплообмінник 10, що простягається по центру вздовж всіх шарів каталізатора 5-9, для охолодження гарячого газового потоку, що надходить звідти.

В іншому альтернативному втіленні, що не показано, теплообмінник розташований зовні кожуха 2. В такому разі потік синтез-газу вздовж шарів каталізатора буде переважно радіального типу з відцентровим пересуванням реагентів.

Переважно, реактор 1 в цьому винаході включає розподільник (не показаний) газового або рідинного потоку, що містить кисень, розташований в кожусі 2 між принаймні двома послідовними шарами каталізатора 5-9.

Ці розподільники розміщуються між послідовними шарами каталізатора поблизу порожнини 15 для входу газів.

В такий спосіб є можливим реалізувати процес за даним винаходом з подальшою стадією збагачення газового потоку, що проходить крізь реактор 1, парою, що містить кисень, наприклад, повітрям. При цьому можливо здійснити оптимальне подання кисню до газового потоку, що проходить крізь реактор 1, і так зробити можливим збільшення як загальної кількості метанолу, що подається до реактора та вихідної концентрації метанолу в синтез-газі, що подається до першого шару каталізатора. До того ж, отримують постійний ступінь окислення каталізатора, що міститься в шарах 5-9.

Кисень, що подається до складу синтез-газу в газовому стані, переважно має температуру від 0 до 250°C.

Переважно, кисень подається до складу синтез-газу в рідкому стані, так що здійснюється додаткова функція видалення тепла з гарячого газового потоку, що виходить з шару каталізатора, охолоджуючи його.

Запровадження такого охолодження дозволить зменшити або навіть не використовувати теплообмінник 10.

Бажано, щоб рідина, до складу якої входить кисень, подавалася до входу передостаннього шару каталізатора 8, і/або до входу останнього шару каталізатора 9.

Кількість та розміщення розподільників в кожусі 2 в кожному випадку можна вільно змінювати в залежності від специфічних потреб реактора синтезу.

Фіг 2 показує прийнятне втілення реактора, показаного на фіг 1.

Згідно з даним втіленням, принаймні між двома послідовними шарами каталізатора забезпечено засоби для вилучення з реактора 1 частини газового потоку, що прямує крізь шари каталізатора та містить формальдегід і метанол.

В цьому прикладі на фіг 2 вони включають трубопровід 24 для виходу газу, змонтований в кожусі 2 між шарами каталізатора 8 та 9.

В такий спосіб є можливим втілення процесу за даним винаходом з додатковою стадією вилучення формальдегіду поступово по мірі його утворення в шарах каталізатора 5-9.

Завдяки цій стадії процесу за даним винаходом є можливість отримати газовий потік, що виходить з реактора синтезу, практично вільним від метанолу, і газовий потік, що виходить з проміжних зон реактора, котрий включає формальдегід та метанол, застосовуваний для безпосереднього приготування стабілізованих водних розчинів формальдегіду.

Переважно, стадія додавання потоку, що містить кисень і стадія проміжного вилучення потоку, що містить формальдегід, здійснюються в межах того ж самого реактора синтезу вниз за потоком з одного або кількох шарів каталізатора.

Згідно з іншим втіленням реактора в даному винаході, частина газового потоку, що виходить з шарів каталізатора 5-8 транспортується крізь пропускний трубопровід (не показаний) прямо до наступного шару каталізатора 6-9 без проходження крізь теплообмінник 10.

В такий спосіб є можливим впливати на процес, контролюючи температуру газового потоку, що надходить до наступних шарів каталізатора 6-9.

Переважно, реактор, представлений в вигляді зразків на фіг 1 та 2 з численними радіальними шарами каталізатора і одним центральним теплообмінником, дозволяє одночасно отримати дуже компактну і технічно просту конструкцію, котра буде вельми економічною, з оптимальним використанням внутрішнього об'єму реактора, з перевагою збільшення зони реакції і, внаслідок того, виробничої потужності.

До того ж, факт розділення зони реакції на численні адіабатичні шари каталізатора, з'єднані в групи, дозволяє здійснювати оптимальний контроль протікання реакції окислення метанолу з мінімізацією небажаних вторинних реакцій та збільшенням ефективного часу життя каталізатора.

Змінюючи кількість шарів каталізатора, розташованих в реакторі на фіг 2 та об'єм каталізатора в них, є можливим контролювати реакцію по мірі її протікання, збільшуючи ступінь конверсії метанолу навіть у тих зонах, де спостерігається тенденція її зменшення внаслідок уповільнення реакції.

Переважно, кількість шарів каталізатора є звичайно між 4 та 10. Зокрема, задовільні результати можна отримати у реакторах, які мають 5-6 шарів каталізатора.

Зокрема було виявлено, що реактор з 5 шарами каталізатора типу, зразки якого наведено на фіг 1-2 дає можливість обмежити ступінь конверсії метанолу в кожному шарі каталізатора приблизно до 20% загальної кількості метанолу, що подається до реактора синтезу. В такий спосіб можна отримати в шарах оптимальну температуру реакції між 220° та 310°C, що нижче в порівнянні із зразком реактора з 4 шарами каталізатора, де ступінь конверсії в кожному шарі є приблизно 25%. Це

призводить до збільшення селективності і відтак виробничої потужності реактора.

Нарешті, завдяки особливо простій та компактній будові реактора в даному винаході, операції експлуатації та перезавантаження маси каталізатора будуть значно простішими та швидкими в порівнянні з аналогами в даній галузі.

В наступних прикладах для ілюстрації зроблено порівняння, що не обмежує даний винахід, виробничої потужності, отриманої в деяких втіленнях реактора за даним винаходом і реактора попереднього рівня техніки.

#### Приклад 1

Виробнича потужність реактора за даним винаходом з радіальними шарами каталізатора порівнюється з виробничою потужністю реактора звичайного типу з аксіальними шарами каталізатора.

В середині двох випробуваних реакторів було розташовано за принципом взаємного просторового зв'язку чотири адіабатичні шари каталізатора.

Шари каталізатора таких розмірів

Об'єм каталізатора в 1-му шарі	1300л
Об'єм каталізатора в 2-му шарі	1400л
Об'єм каталізатора в 3-му шарі	1600л
Об'єм каталізатора в 4-му шарі	2800л

Експлуатаційні умови реакторів такі

Середній тиск	1,3 атм
Температура на вході до шару каталізатора	230°C
Температура на виході з шару каталізатора	330°C
Концентрація метанолу	6,5об %
Концентрація кисню	8,0об %

Загальна кількість метанолу, що подається до двох реакторів еквівалентна кількості метанолу, що подається до першого шару каталізатора, і дорівнює 3130 кг/год.

Метанол подається до реакторів в газовому стані і перетинає шари каталізатора аксіальним потоком в випадку звичайного реактора та радіальним потоком в випадку реактора згідно з даним винаходом.

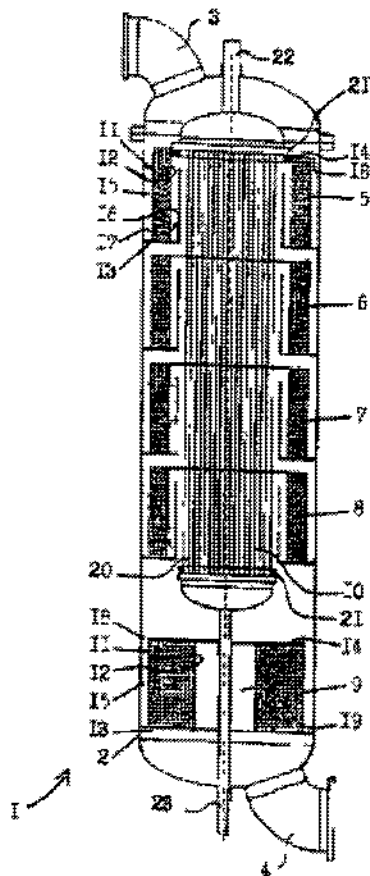
Кількість формальдегіду, що утворюється в цих двох реакторах наведена нижче.

Звичайний реактор	2720кг/год
Реактор за даним винаходом	2780кг/год

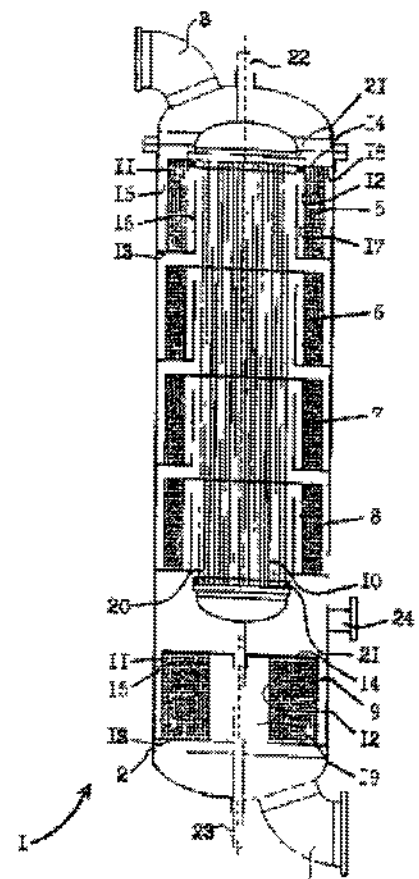
Розміри реакторів такі

Звичайний реактор	
внутрішній діаметр кожуху	3,0м
загальна висота реактора	20,0м
Реактор за даним винаходом	
внутрішній діаметр кожуху	2,6м
загальна висота реактора	8,0м

Зростання на 60кг/год синтезованого формальдегіду в реакторі за даним винаходом відповідає зростанню виробничої потужності на 2%, що є значним досягненням, якщо взяти до уваги суттєве зменшення розмірів реактора.



Фиг. 1



Фиг. 2

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