



УКРАЇНА

(19) UA (11) 66410 (13) U
(51) МПК
C07C 1/04 (2006.01)ДЕРЖАВНА СЛУЖБА
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ
УКРАЇНИОПИС
ДО ПАТЕНТУ
НА КОРИСНУ МОДЕЛЬвидається під
відповідальність
власника
патенту(54) СПОСІБ ОТРИМАННЯ ВУГЛЕВОДНІВ C₅₊

1

2

(21) u201112698

(22) 31.10.2011

(24) 26.12.2011

(46) 26.12.2011, Бюл.№ 24, 2011 р.

(72) ГЛІКІН МАРАТ АРОНОВИЧ, ГЛІКІНА ІРИНА
МАРАТІВНА, ШЕРШНЬОВ СЕРГІЙ АНАТОЛІЙО-
ВИЧ, ЖИТНИЦЬКИЙ ОЛЕКСАНДР ЛЕОНІДОВИЧ(73) ГЛІКІН МАРАТ АРОНОВИЧ, ГЛІКІНА ІРИНА
МАРАТІВНА, ШЕРШНЬОВ СЕРГІЙ АНАТОЛІЙО-
ВИЧ, ЖИТНИЦЬКИЙ ОЛЕКСАНДР ЛЕОНІДОВИЧ

(57) 1. Спосіб отримання вуглеводнів C₅₊, що здійснюють шляхом каталітичного перетворення H₂ та СО при низькій температурі синтезу в реакторі з використанням оксидного каталізатора, до складу якого входить оксид заліза, який відрізняється тим, що каталітичне перетворення здійснюють при мольному співвідношенні H₂:СО від 1:1 до 3:1, температурі 230 °С, у віброзрідженому шарі каталітичної системи, яка складається з каталізатора та додатково введенного диспергуючого матеріалу, в режимі безперервної механо-хімічної активації, створеної шляхом примусової зміни напрямку руху каталітичної системи, як диспергуючий матеріал використовують скляні або металеві кульки з попередньо нанесеним на них каталізатором, а як

каталізатор використовують оксиди заліза, міді та карбонат калію або оксиди заліза, калію, алюмінію та кальцію.

2. Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що примусові зміни напрямку руху каталітичної системи здійснюють за допомогою створення примусових механічних або електромагнітних коливань каталітичної системи.

3. Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що диспергуючий матеріал - скляні кульки, використовують з діаметром 1-1,2 мм, а металеві кульки - з діаметром 1-4,7 мм, причому об'ємна частка диспергуючого матеріалу в реакторі складає до 50 %, каталізатор: оксиди заліза міді та карбонат калію використовують з масовим співвідношенням Fe₂O₃:CuO (в перерахунку на метали) та K₂CO₃, яке дорівнює 100:20:0,24, а каталізатор, до складу якого входять: оксиди заліза, калію, алюмінію та кальцію, використовують з масовим співвідношенням оксидів заліза (II) FeO, калію K₂O, алюмінію Al₂O₃ та кальцію CaO в межах: (31-40):(0,8-1,2):(2,4-3,8):(1,9-2,8), причому концентрація каталізатора в об'ємі реактора становить від 10·10⁻³ до 30·10⁻³ кг/м³ реакційного об'єму.

Корисна модель належить до області хімічного каталітичного перетворення синтез-газу у вуглеводні, зокрема у вуглеводні, у складі яких переважають органічні сполуки з п'ятьма та більш ніж п'ятьма атомами вуглецю, і може знайти застосування в хімічній промисловості в галузі переробки синтез-газу.

Відомий спосіб отримання вуглеводнів C₅₊ та вище під атмосферним тиском, температурі 245-270 °С, на оксидному залізо-мідному порошкоподібному каталізаторі з співвідношенням (у перерахунку на метали) Fe:Cu=1:1 з додаванням 10 % скляного натрієвого порошку. Швидкість подавання синтез-газу складає 4 л/годину, мольне співвідношення H₂:СО=1:1. Максимальний вихід вуглеводнів C₅₊ з 1 м³ вихідного синтез-газу складає 47,2 г. (Сторч Г. Синтез углеводородов из окиси углеорода и водорода / Г. Сторч, Н. Голамбик, Р. Андерсон; перев. с англ. Ю.Б. Кагана, Ю.Б. Крюкова,

С.М. Локтева, В.Г. Лукьяница под ред. А.Н. Башкирова - М.: Издат. ин. лит., 1954. - С. 188).

Недоліком даного способу є низька продуктивність за вуглеводнями C₅₊, що за нашими розрахунками складає 4,72 г/кг каталізатора на годину (формула розрахунку: маса цільових продуктів (г/годину) / масу каталізатора, що завантажується в реактор (кг)). При вказаному максимальному виході вуглеводнів C₅₊ спостерігається значний вихід низькомолекулярних вуглеводнів C₁-C₄, який складає 43,9 г/м³ вихідного синтез-газу, причому наявний доволі високий вихід метану (7,6 г/м³ вихідного синтез-газу).

Відомий також спосіб отримання вуглеводнів C₅ та вище під атмосферним тиском на оксидному залізо-мідь-калієвому каталізаторі з масовим співвідношенням (оксид заліза та оксид міді у перерахунку на метали та карбонат калію) Fe:Cu:K₂CO₃=100:25:0,5. Температура синтезу 250 °С, мольне співвідношення синтез-газу

(13) U

(11) 66410

(19) UA

$H_2:CO=1:1$, швидкість потоку синтез-газу складає 4 л/годину. Вихід вуглеводнів C_5 та вище при цьому складає $5,6 \text{ г/м}^3$ вихідного синтез-газу (Сторч Г. Синтез углеводородов из окиси углерода и водорода / Г. Сторч, Н. Голамбик, Р. Андерсон; перев. с англ. Ю.Б. Кагана, Ю.Б. Крюкова, С.М. Локтева, В.Г. Лукьяница под ред. А.Н. Башкирова - М.: Издат. ин. лит., 1954. - С. 187).

Недоліком цього способу є низька продуктивність за цільовими вуглеводнями, яка за нашими розрахунками складає $5,6 \text{ г/кг}$ каталізатора на годину, а також високий вміст діоксиду вуглецю в газі, що відходить з реактора, який при вказаному максимальному виході вуглеводнів становить $6,4 \%$ об'ємних.

Найбільш близьким до запропонованого способу є технічне рішення способу отримання вуглеводнів C_{5+} каталітичним перетворенням H_2 та CO в реакторі при низькій температурі синтезу, на оксидному залізо-мідному каталізаторі з масовим співвідношенням (у перерахунку на метали) $Fe:Cu=1:1,2:1,4:1,9:1$, що являє собою оксиди заліза та міді на штутгартському носії. Температура синтезу складає $250^\circ C$, швидкість подавання синтез-газу - 4 л/годину . Максимальний вихід вуглеводнів бензинової фракції C_{5+} складає $38,1 \text{ г/м}^3$ вихідного синтез-газу, маса каталізатора, що завантажують в реактор - 70 г . (Сторч Г. Синтез углеводородов из окиси углерода и водорода / Г. Сторч, Н. Голамбик, Р. Андерсон; перев. с англ. Ю.Б. Кагана, Ю.Б. Крюкова, С.М. Локтева, В.Г. Лукьяница под ред. А.Н. Башкирова - М.: Издат. ин. лит., 1954. - С. 199-200, прототип).

Недоліками відомого способу є:

високий вихід фракції легких вуглеводнів C_{1-4} , що складає $60,4 \%$ мас. від загального виходу вуглеводнів ($58,2 \text{ г/м}^3$ вихідного синтез-газу) при вказаному максимальному виході бензинової фракції C_{5+} ;

низька продуктивність за цільовими вуглеводнями C_{5+} , яка за нашими розрахунками складає $2,17 \text{ г/кг}$ -каталізатора на годину при загальній продуктивності каталізатора $6,24 \text{ г/кг}$ -каталізатора на годину та вказаному максимальному виході бензинової фракції C_{5+} ;

високий вміст діоксиду вуглецю в газі, що відходить з реактора, який при вказаному максимальному виході вуглеводнів C_{5+} складає $33,2 \%$ об'ємних;

високий вихід метану (13 г/м^3 вихідного синтез-газу), що становить $22,3 \%$ мас. від усієї фракції легких вуглеводнів C_{1-4} при вказаному максимальному виході бензинової фракції C_{5+} ;

для роботи під атмосферним тиском процес потребує великої кількості каталізатора: не менше 1 тонни на м^3 об'єму реактора.

В основу корисної моделі поставлена задача удосконалення відомого способу отримання вуглеводнів C_{5+} каталітичним перетворенням H_2 та CO в реакторі при низькій температурі синтезу, з використанням оксидного каталізатора, до складу якого входить оксид заліза, в якому шляхом введення додаткової дії, порядку її виконання одночасно з процесом каталітичного перетворення та зміни умов виконання всього процесу: режиму,

використання додаткової вихідної сировини та нового складу каталізатора забезпечується можливість значного збільшення селективності та продуктивності каталізатора за цільовими вуглеводнями C_{5+} , з одночасним зменшенням виходу побічних продуктів - низькомолекулярних вуглеводнів C_{1-4} , концентрації діоксиду вуглецю в газі, що відходить з реактора, зменшенням витрат каталізатора та його концентрації в реакційному об'ємі реактора.

Поставлена задача вирішується тим, що у відомому способі отримання вуглеводнів C_{5+} шляхом каталітичного перетворення H_2 та CO при низькій температурі синтезу, в реакторі, з використанням оксидного каталізатора, до складу якого входить оксид заліза, згідно з запропонованим способом, каталітичне перетворення здійснюють при мольному співвідношенні $H_2:CO$ від $1:1$ до $3:1$, температурі $230^\circ C$, у віброзрідженому шарі каталітичної системи, яка складається з каталізатора та додатково введенного диспергуючого матеріалу, в режимі безперервної механо-хімічної активації, створеної шляхом примусової зміни напрямку руху каталітичної системи; як диспергуючий матеріал використовують скляні або металеві кульки з попередньо нанесеним на них каталізатором, а як каталізатор використовують оксиди заліза, міді та карбонат калію або оксиди заліза, калію, алюмінію та кальцію.

Поставлена задача вирішується також тим, що примусові зміни напрямку руху каталітичної системи здійснюють за допомогою створення примусових механічних або електромагнітних коливань каталітичної системи.

Поставлена задача вирішується також тим, що диспергуючий матеріал - скляні кульки, використовують з діаметром $1-1,2 \text{ мм}$, а металеві кульки використовують з діаметром $1-4,7 \text{ мм}$, причому об'ємна частка диспергуючого матеріалу в реакторі складає до 50% ; каталізатор: оксиди заліза міді та карбонат калію використовують з масовим співвідношенням $Fe_2O_3:CuO$ (в перерахунку на метали) та K_2CO_3 , яке дорівнює $100:20:0,24$, а каталізатор: оксиди заліза, калію, алюмінію та кальцію використовують з масовим співвідношенням оксидів заліза (II) FeO , калію K_2O , алюмінію Al_2O_3 та кальцію CaO , в межах: $(31-40):(0,8-1,2):(2,4-3,8):(1,9-2,8)$, причому концентрація каталізатора в об'ємі реактора становить від $10 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$ до $30 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$ реакційного об'єму.

Відмінною особливістю запропонованого способу є отримання вуглеводнів C_{5+} каталітичним перетворенням H_2 та CO у віброзрідженому шарі каталітичної системи, що складається з диспергуючого матеріалу з попередньо нанесеним на нього каталізатором та каталізатора. Каталітичну систему піддають безперервній механо-хімічній активації шляхом примусової зміни напрямку її руху, внаслідок чого виникає постійне подрібнення частинок каталізатора до нанорозмірів ($10^{-8}-10^{-9} \text{ м}$) та підтримання їх активності протягом необмеженого часу. Примусові зміни напрямку руху каталітичної системи здійснюють за допомогою створення примусових механічних або електромагнітних коливань самої каталітичної системи або каталітичної

системи разом з реактором. Наприклад, примусові механічні коливання реактора з каталітичною системою у вертикальній, горизонтальній або іншій площині створюють за допомогою вібропристрою, який здійснює зворотно-поступальні рухи реактора з каталітичною системою з частотою 2-6 Гц та амплітудою 10 мм.

Процес здійснюють при мольному співвідношенні $\text{H}_2:\text{CO}$ від 1:1 до 3:1, температурі 230 °С.

Як диспергуючий матеріал використовують скляні кульки діаметром 1-1,2 мм або металеві кульки діаметром 1-4,7 мм з попередньо нанесеним на них каталізатором, причому об'ємна частка диспергуючого матеріалу в реакторі складає до 50 %.

Як каталізатор використовують оксиди заліза, міді та карбонат калію з масовим співвідношенням $\text{Fe}_2\text{O}_3:\text{CuO}$ (в перерахунку на метали) та K_2CO_3 , яке дорівнює 100:20:0,24, а каталізатор: оксиди заліза, калію, алюмінію та кальцію використовують з масовим співвідношенням оксидів заліза (II) FeO , калію K_2O , алюмінію Al_2O_3 та кальцію CaO , в межах: (31-40): (0,8-1,2): (2,4-3,8): (1,9-2,8), причому концентрація каталізатора в об'ємі реактора становить від $10 \cdot 10^{-3}$ до $30 \cdot 10^{-3}$ кг на метр кубічний реакційного об'єму. Як каталізатор, до складу якого входять оксиди заліза, калію, алюмінію та кальцію, може бути використаний промисловий каталізатор синтезу аміаку СА-С (середньотемпературний), який виготовляється по ТУ У 6-05761672.152-96. За необхідності цей каталізатор може бути попередньо подрібнений до порошкоподібного стану.

Перевагою запропонованого способу є висока загальна продуктивність, висока селективність та високий вихід вуглеводнів C_{5+} , збільшення навантаження на каталізатор за вихідним синтез-газом до 466,7 л/(г_{кат}*год.), де $\text{g}_{\text{кат}}$ - грам каталізатора. А також зниження:

концентрації каталізатора в реакційному об'ємі до $10\text{-}30 \text{ г/м}^3_{\text{р.о.}}$ ($10 \cdot 10^{-3}\text{-}30 \cdot 10^{-3}$) $\text{кг/м}^3_{\text{р.о.}}$, де $\text{м}^3_{\text{р.о.}}$ - метр кубічний реакційного об'єму. Концентрація каталізатора на $1 \text{ м}^3_{\text{р.о.}}$ при синтезі вуглеводнів C_{5+} менша ніж у прототипі, як мінімум, у $3,3 \cdot 10^4\text{-}1 \cdot 10^5$ разів;

концентрації діоксиду вуглецю у газі, що відходить з реактору, до 0,7-10 % об.;

зниження виходу фракції легких вуглеводнів $\text{C}_1\text{-C}_4$ до 0,003-0,08 г/м^3 вихідного синтез-газу.

Технічний результат запропонованого способу полягає в значному підвищенні загальної продуктивності каталізатора, селективності та виходу цільового продукту - вуглеводнів C_{5+} , зменшенні витрат каталізатора та його концентрації в реакційному об'ємі реактора та значному зменшенні виходу побічних продуктів.

Запропонований спосіб пояснюється прикладами 1-20, в тому числі - порівняльними з прототипом прикладами 1-4, та прикладами 5-20 запропонованого способу, наведеними в таблиці. В усіх прикладах запропонованого способу використовують вібропристрій, який створює зворотно-поступальні рухи реактора разом з каталітичною системою у вертикальній площині з частотою 2-6 Гц та амплітудою 10 мм, внаслідок чого виникає

віброзрідження каталітичної системи, постійне подрібнення частинок каталізатора до нанорозмірів ($10^{-8}\text{-}10^{-9}$ м) та підтримання їх активності протягом необмеженого часу. В прикладах 5-19 використовують скляні кульки з діаметром 1-1,2 мм та каталізатор з оксидами заліза, міді та карбонат калію; в прикладі 20 використовують металеві (сталеві) кульки з діаметром 4,7 мм та каталізатор синтезу аміаку (середньотемпературний) СА-С з оксидами заліза, калію, алюмінію та кальцію, виготовленого за ТУ У 6-05761672.152-96.

Запропонований спосіб здійснюють за принциповою схемою, зображеною на кресленні, яка включає:

1 - ємність з вихідним синтез-газом; 2 - насичений водно-сольовий розчин; 3 - зливний кран; 4 - осушувач, заповнений силікагелем; 5 - вібропристрій; 6 - термокарман; 7 - реактор; 8 - металоповстятний фільтр; 9 - електропіч; 10-У-подібна скляна трубка; 11 - ємність з сумішшю льоду та солі; 12 - збірник газів; 13 - точка відбору проб.

Потоки: А - насичений водно-сольовий розчин; Б - водень з генератору водню; В - оксид вуглецю; Г - синтез-газ; Д - продукти реакції; Ж - скид у повітря.

Вихідний водень отримують з генератора водню, який потрапляє до ємності 1 у заданій кількості. Оксид вуглецю додають до ємності 1 потоком В. Вихідну сировину (потік Г) подають в реакційну зону шляхом витіснення газу певною витратою насиченого сольового розчину, який подається потоком А в ємність 1. Далі потік Б проходить осушувач 4, заповнений силікагелем, в якому поглинається вода, що може міститись у сировині в незначних кількостях. Після цього вихідна суміш потрапляє до реактора 7. Реактор 7 обігрівається електропіччю 9 та обладнаний вібропристроєм 5, який створює зворотно-поступальні рухи для віброзрідження шару диспергуючого матеріалу та каталізатора. Температура в реакційній зоні автоматично регулюється зовнішнім блоком управління і контролюється показаннями термопари, яка знаходиться в термокармані 6. На виході із реактора розташований металоповстятний фільтр 8, який запобігає виносу каталізатора. Продукти, які виходять із реакційної зони, проходять зону охолодження у вигляді У-подібної скляної трубки 10, яку занурено у ємність 11, у якій знаходиться суміш льоду з сіллю, де конденсується вода та частина продуктів синтезу. Далі потік направляється до збірника газів 12, що відходять з установки. Газові проби для аналізу на неорганічні та органічні компоненти шляхом газової хроматографії (хроматографами "Цвет-500", "ЛХМ", "Кристалл 2000М") відбирають під час досліду із збірника газів через пробовідбірник 13, а по закінченні досліду аналізують рідку фазу з У-подібної скляної трубки 10 (хроматографом "Кристалл 2000М").

Запропонований спосіб пояснюється прикладами (таблиця).

Приклади 1-4 (порівняльні, прототип).

Установка являє собою скляну трубку з тугоплавкого скла, яка знаходиться у горизонтальній печі, що обігрівається газом. В трубку завантажують каталізатор - оксиди заліза та міді на штуфта-

ртському носії з масовим співвідношенням Fe:Cu=(1:2):1. Маса завантаженого каталізатора для проведення одного експерименту складає 70 г. Температура синтезу складає 250 °С, швидкість подавання синтез-газу - 4 л/годину.

Результати досліджень наведені в таблиці.

Приклади 5-20 запропонованого способу здійснюють з використанням вібропристрою для створення віброзрізженого шару каталітичної системи та створення режиму безперервної механохімічної активації каталізатора.

Перед початком експерименту завчасно готують диспергуючий матеріал - скляні та металеві кульки з нанесеним на них каталізатором. Далі підготовлений диспергуючий матеріал завантажують в реактор, у який після цього додають наважку вказаного каталізатора, що буде знаходитись у вільному об'ємі реактора. В прикладах 5-19, де використовують скляні кульки та каталізатор з оксидами заліза, міді та карбонату калію додають наважку вказаного каталізатора в кількості $10 \cdot 10^{-3}$ кг/м³ р.о.; в прикладі 20, де використовують металеві (сталі) кульки та каталізатор синтезу аміаку (середньотемпературний) СА-С з оксидами заліза, калію, алюмінію та кальцію, ТУ У 6-05761672.152-96, наважка складає $-30 \cdot 10^{-3}$ кг/м³ р.о.

Перед початком синтезу проводять відновлення каталізатора воднем при температурі 500 °С, об'ємній швидкості 200 год.⁻¹ протягом 1 години. Потім потоком водню систему охолоджують до температури синтезу. Подачу синтез-газу до реактора, який здійснює зворотно-поступальні рухи у вертикальній площині з частотою 2-6 Гц та амплітудою 10 мм, здійснюють шляхом його витискування насиченим водно-сольовим розчином. Перед тим як потрапити до реактора синтез-газ пропускають через осушувач. На виході продуктів із реактора встановлюють металоповстаний фільтр для підтримки постійної концентрації каталізатора.

Температуру процесу підтримують на рівні 230 °С. Продукти реакції направляють в зону охолодження у вигляді U-подібної скляної трубки, яку занурюють у ємність з сумішшю льоду та солі, де конденсують воду та частину продуктів синтезу, і далі направляють до збірника газу, де відбирають проби для хроматографічного аналізу.

Результати досліджень наведені в таблиці.

Як видно з таблиці, в запропонованому способі вихід вуглеводнів C₅₊ вище за максимальне значення (приклад 2) прототипу на 15-71 % (приклад 15,19). Об'ємна частка діоксиду вуглецю нижча за мінімальне значення (приклад 1) в прототипі на 10,1-19,4 % об., навіть у прикладах, де вихід менше, ніж у прототипі. Крім того, температура запропонованого способу одержання вуглеводнів C₅₊ на 20 °С нижче, ніж у прототипі. В лабораторних умовах реактор працює в режимі, близькому до ідеального змішування. Вихід метану у всіх прикладах не перевищує максимального значення в кількості 0,032 г/м³ вихідного синтез-газу, що в 265 разів менше за мінімальне значення (приклад 1) в прототипі. Вихід фракції легких вуглеводнів C₁-C₄ знаходиться в межах 0,003-0,08 г/м³ вихідного синтез-газу (приклад 7,12), що як мінімум в 525 разів менше мінімального значення в прототипі (приклад 1).

Концентрація каталізатора на 1 м³ р.о. при синтезі вуглеводнів C₅₊ менша ніж у прототипі в $3,3 \cdot 10^4$ - $1 \cdot 10^5$ разів. Крім того, каталізатор можна збирати і періодично повертати в процес.

Таким чином, застосування запропонованого способу дозволяє знизити концентрацію каталізатора в реакційному об'ємі та концентрацію діоксиду вуглецю в продуктах реакції, знизити температуру процесу та витрати каталізатора, збільшити селективність та вихід вуглеводнів C₅₊, продуктивність, а також значно зменшити вихід легких вуглеводнів C₁-C₄.

Таблиця

№	Температура	Співвідношення у сировині H ₂ :CO	Каталізатор		Коливання реактора		Швидкість подачі сировини	Вихід вуглеводнів C ₅₊	Вихід метану	Вихід фракції легких вуглеводнів C ₁ -C ₄	Вміст CO ₂ в газах, що відходять з реактору	Загальна продуктивність каталізатора
			Співвідношення компонентів Fe:Cu:K ₂ CO ₃	Концентрація	Частота	Амплітуда						
	°С	моль	% мас.	кг/м ³ р.о.	Гц	мм	л/(кат.*год.)	г/м ³ вихідного синтез-газу			% об'ємні	г _{вугл.} /(кг _{кат.} *год)
1	2	3	4	5	6	7	8	10	11	12	13	14
1	250	(1-2):1	90:10:0	>1000	-	-	0,057	19,9	8,5	42,0	20,1	4,02
2	250	(1-2):1	80:20:0	>1000	-	-	0,057	38,1	13,0	58,2	33,2	6,24
3	250	(1-2):1	66:33:0	>1000	-	-	0,057	34,7	15,0	60,8	31,2	6,31
4	250	(1-2):1	50:50:0	>1000	-	-	0,057	17,2	14,9	55,6	32,3	5,01
5	230	1:1	100:20:0,24	0,010	2	10	466,7	12,2	0,028	0,034	2,3	5709
6	230	1:1	100:20:0,24	0,010	3	10	466,7	21,9	0,027	0,041	3,1	10411
7	230	1:1	100:20:0,24	0,010	4	10	466,7	32,1	0,032	0,08	2,33	15073
8	230	1:1	100:20:0,24	0,010	5	10	466,7	24,5	0,01	0,028	2,25	11433
9	230	1:1	100:20:0,24	0,010	6	10	466,7	8,7	0,023	0,036	10	4076
10	230	2:1	100:20:0,24	0,010	2	10	466,7	10,7	0,002	0,01	0,7	4993
11	230	2:1	100:20:0,24	0,010	3	10	466,7	29,7	0,002	0,04	1,6	13860
12	230	2:1	100:20:0,24	0,010	4	10	466,7	38,3	0,003	0,003	1,1	17873
13	230	2:1	100:20:0,24	0,010	5	10	466,7	30,5	0,0019	0,006	1,5	14233
14	230	2:1	100:20:0,24	0,010	6	10	466,7	26,8	0,003	0,01	1	12511
15	230	3:1	100:20:0,24	0,010	2	10	466,7	43,9	0,0005	0,008	2,64	20486
16	230	3:1	100:20:0,24	0,010	3	10	466,7	12,5	0,0019	0,02	4,41	5833
17	230	3:1	100:20:0,24	0,010	4	10	466,7	0,4	0,0005	0,006	3,56	186
18	230	3:1	100:20:0,24	0,010	5	10	466,7	2,3	0,002	0,004	3,58	1075
19	230	3:1	100:20:0,24	0,010	6	10	466,7	65,2	0,0039	0,005	1,98	30426
20*	230	2:1	СА-С	0,030	4	10	466,7	8,5	0,0012	0,025	2,9	8525

* - як диспергуючий матеріал використані сталі кульки.

