



УКРАЇНА

(19) UA

(11) 92902

(13) C2

(51) МПК (2009)

C07C 5/00

C07C 11/00

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

## (54) СПОСІБ ОДЕРЖАННЯ ПРОПІЛЕНУ З ПРОПАНУ

1

(21) а200706356

(22) 10.11.2005

(24) 27.12.2010

(86) РСТ/ЕР2005/012070, 10.11.2005

(31) 10 2004 054 657.6

(32) 11.11.2004

(33) DE

(46) 27.12.2010, Бюл.№ 24, 2010 р.

(72) ХАЙНРИТЦ-АДРИАН МАКС, DE

(73) УДЕ ГМБХ, DE

(56) EP 1016641 A1, 05.07.2000

(57) 1. Спосіб одержання пропілену з пропану, де

- першу технічно вільну від кисню газову суміш, що містить пропан, водяну пару і водень, при температурі щонайменше 400 °С подають на щонайменше один шар каталізатора, а також в реакційний пристрій, що знаходиться в звичайних умовах дегідрування,
- наступну газову суміш, яка містить пропан і кисень, і у якій вміст пропану перевищує вміст кисню, подають в цей же реакційний пристрій, де вона реагує з першою газовою сумішшю з утворенням пропілену, водяної пари і водню,
- і утворену газову суміш, яка містить пропілен, пропан, водяну пару і водень, відводять з реакційного пристрою.

2. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що в першу газову суміш, перед тим, як подати її в реакційний пристрій, вводять перегріту водяну пару.

3. Спосіб за одним з пп. 1 або 2, який **відрізняється** тим, що щонайменше частину утвореної газової суміші, що містить пропілен, пропан, водяну пару і водень, подають в газову суміш, з якою вона разом утворює першу газову суміш, що містить пропан, водяну пару і водень, яку подають в реакційний пристрій при температурі щонайменше 400 °С.

4. Спосіб за одним з пп. 1-3, який **відрізняється** тим, що першу технічно вільну від кисню газову суміш, яка містить пропан, водяну пару і водень, при температурі щонайменше 500 °С подають на

2

щонайменше один шар каталізатора, а також в реакційний пристрій, що знаходиться в звичайних умовах дегідрування.

5. Спосіб за одним з пп. 1-4, який **відрізняється** тим, що реакційний пристрій утворений двома з'єднаними послідовно шарами каталізатора, і через кожний шар каталізатора окремо пропускають наступну газову суміш, яка містить пропан і кисень, і кількість кисню, що підводиться, в порівнянні з кількістю водню, що підводиться, є субстехіометричною з точки зору реакції кисню з воднем з утворенням водяної пари.

6. Спосіб за одним з пп. 1-4, який **відрізняється** тим, що реакційний пристрій утворений з трьох розташованих послідовно шарів каталізатора, причому через два перших шари каталізатора окремо пропускають наступну газову суміш, яка містить пропан і кисень, і кількість кисню, що підводять, в порівнянні з кількістю водню, що підводять, в обох перших шарах каталізатора є субстехіометричною з точки зору реакції кисню з воднем з утворенням водяної пари, а через третій шар каталізатора пропускають кисневмісний газ, який може також бути наступною газовою сумішшю, яка містить пропан і кисень, або включати її, і кількість кисню, що підводять, в порівнянні з кількістю водню, що підводять, в третьому шарі каталізатора є стехіометричною з точки зору реакції кисню з воднем з утворенням водяної пари.

7. Спосіб за одним з пп. 5 або 6, який **відрізняється** тим, що між першим і другим розташованими послідовно шарами каталізатора подають воду або водяну пару або суміш води з водяною парою.

8. Спосіб за п. 6, який **відрізняється** тим, що в третьому шарі каталізатора здійснюють повне окислення водню при температурі від 200 до 500 °С, переважно від 300 до 400 °С.

9. Спосіб за одним з пп. 1-8, який **відрізняється** тим, що газова суміш, яка містить пропан і кисень, додатково містить аміак.

(13) C2

(11) 92902

(19) UA

Винахід стосується способу каталітичного дегідрування пропану в пропілен за наступною формулою:



з різних джерел пропану, які можуть також містити інші газоподібні компоненти. Під хімічною реакцією (1), яка звичайно проводиться в газовій фазі при температурі від 540°C до 820°C, мається на увазі сильно ендотермічна рівноважна реакція, ступені перетворення в якій обмежені термодинамічно і залежать від відповідних парціальних тисків і температури. Реакції дегідрування сприяють малі парціальні тиски вуглеводню і високі температури. У побічних реакціях утворюються продукти крекінгу, які як вуглецеві відкладення відкладаються на каталізаторі і приводять до деактивації каталізатора, так що каталізатор необхідний в технологічному виробництві періодично регенерувати.

Якщо дегідрування проводиться з шаром каталізатора, який працює в адіабатичному режимі, то через ендотермічність реакції температура зменшується по висоті шара каталізатора. Тим самим конверсія в шарі каталізатора обмежується, так що для бажаних високіх виходів необхідно декілька шарів каталізатора і після кожного шара каталізатора повинно відбуватися нове нагрівання.

Однак каталітичне дегідрування парафінів в олефіни можна також проводити в шарі каталізатора, який обігривається, або ізотермічному шарі каталізатора. Так, наприклад, в патенті US 5235121 описаний спосіб, в якому сировинна суміш, що складається з легких парафінів і водяної пари, подається в трубчастий реактор, який обігривається зовні, тобто шар каталізатора є нерухомим шаром, який обігривається. Застосовуваний каталізатор отримують так, щоб в присутності водяної пари не міг початися процес парового риформінгу, тобто реакція вуглеводнів з водяною парою з утворенням CO, CO<sub>2</sub> і H<sub>2</sub>. Каталізатор періодично регенерують. Схожий спосіб описаний також в документі DE 19858747A1.

При нагріванні шара каталізатора або при ізотермічному режимі з однією засипкою каталізатора можна отримати дуже високі ступені перетворення. Однак недоліком є те, що такі дуже високі ступені перетворення через положення термодинамічної рівноваги можуть бути досягнуті тільки при дуже високих температурах, в результаті чого знижується селективність.

У описаному режимі з присутністю водяної пари сприятливо, що при цьому знижується парціальний тиск вуглеводнів і тим самим підвищується ступінь перетворення. Крім того, завдяки використанню пари частина вуглецевого відкладення на каталізаторі перетворюється в CO<sub>2</sub>, і можна збільшити тривалість циклу між регенераціями. Правда, добавка пари в дуже великих кількостях невігідна, оскільки це веде до дуже великого збільшення об'єму газового потоку, що приводить до додаткових капітальних витрат і знижує економічну ефективність процесу. Далі, в цьому випадку зростає також небезпека парового риформінгу вуглеводнів, що має наслідком втрату продукту

або зниження виходу. Кількість пари, яку можна додавати без виникнення описаних проблем, залежить від абсолютного тиску, при якому проводиться реакція, а також від застосовуваного каталізатора дегідрування.

Інша можливість подолати термодинамічні обмеження рівноважної конверсії полягає в тому, щоб підведенням кисню вибірково спалювати частину водню, що утворюється при дегідруванні, (як позначення цього замість "Selective Hydrogen Combustion" використовується також скорочення "SHC") і тим самим зсувати рівновагу дегідрування у бік більш високих ступенів перетворення. Наприклад, в документі EP 0799169B1 описаний реактор для такого процесу дегідрування з SHC, при якому суміш парафін-кисень проводиться через перший каталізатор, який як дегідрує, так і селективно спалює водень, що утворюється, з наступним поданням кисню в проміжний об'єм реактора і з наступним другим каталізатором, який також і дегідрує, і селективно спалює водень, що утворюється. Процес по документу EP 0799169B1 проводиться автотермічно, сильно екзотермічна реакція водню з киснем дає енергію для здійснення ендотермічної реакції дегідрування (1).

Далі, наприклад, в документі WO 96/33150 описаний спосіб, при якому суміш парафінів спочатку дегідрується на першому етапі, після цього додається кисень, причому щонайменше на одному другому етапі цей кисень реагує з воднем, що виділився при дегідруванні, з утворенням водяної пари. Щонайменше один парціальний потік отриманого продукту піддається додатковому дегідруванню, щоб все ж дегідрувати непрореагувавши парафіни; пропонується також повертати частину потоку на перший етап.

Недоліком цих двох способів є те, що через подання кисню і екзотермічності селективного окислення водню можуть встановитися дуже високі температури, через що знижується селективність каталітичного дегідрування.

Проблема перегріву при самому окисненні водню і при подальшому дегідруванні може бути вирішена тим, що шляхом проміжного охолодження перед селективним окисленням водню температура на вході у другий шар каталізатора знижується. Наприклад, в патенті US 4599471 пропонується таке проміжне охолодження, яке може бути здійснене або непрямо, або напряму. Пряме охолодження може проводитися інертним газом, як азот, гелій і т. д., або паром.

Однак при непрямому охолодженні регулювання температури невігідне, оскільки це вимагає установок стаціонарного теплообмінника, що унеможливує цілеспрямований температурний режим при регенерації шара каталізатора, або також вимагає установки для тимчасового від'єднання теплообмінника, наприклад за допомогою додаткового обладнання, як байпас, який відсікається вентиллями. Останнє, в зв'язку з великим перерізом труб і високих робочих температур (приблизно 500-650°C), які тягнуть за собою дегідрування, було б пов'язано з надзвичайно високими витратами. Пряме охолодження інертними газами невігідне, оскільки їх треба відділяти від продукту

на пізнішому етапі обробки продукту шляхом технологічних етапів, що дорого коштують. Пряме охолодження парою не вигідне, оскільки пара в реакції, яка описана вище, не є інертною, і через охолодження встановлюється певне відношення пари до вуглеводню в залежності від охолодження. Тим самим при більш сильному охолодженні кількість пари істотно підвищується, що негативно відбивається на процесі.

У документі WO 2004/039920, крім того, описаний спосіб, при якому з цих причин додається як вода, так і водяна пара. Однак всі названі способи не спроможні використовувати такі джерела пропану, які забруднені киснем або іншими газоподібними компонентами, без проведення до цього попередньої обробки потоку пропану з такого джерела пропану, оскільки інакше при нагріванні сировинного потоку, що містить як пропан, так і кисень, до температури входу в реактор вже буде йти некаталітична і, значить, неселективна реакція кисню з пропаном, яка повинна буде привести до втрати виходу продукту.

Наступний недолік всіх описаних способів полягає в тому, що в потоці продуктів процесу присутній водень. Його для подальшого використання олефінових продуктів треба відділяти за допомогою відносно трудомісткого і дорогого процесу розділення газів. Це є недоліком особливо тоді, коли інакше міг би використовуватися олефіновий продукт порівняльної низької чистоти, тобто, коли очищення від інших газів могло б бути дуже простим.

Тому задачею винаходу є створення режиму дегідрування з не обов'язковим окисненням водню, який дозволяв би використовувати джерело пропану, яке забруднене киснем і який може також містити інші газоподібні компоненти. Наступна задача винаходу полягає в тому, щоб водень, який утвориться при дегідруванні, в основному або навіть повністю видалити з продукту шляхом окиснення, без того, щоб через це зменшилася селективність по пропілену. Цим можна уникнути відділення водню, що дорого коштує.

Згідно з основним пунктом формули, в даному винаході цю задачу вирішують шляхом:

- технічно вільна від кисню перша суміш, що містить пропан, водяну пару і водень, з температурою щонайменше 400°C, переважно щонайменше 500°C, подається на в щонайменше один шар каталізатора, а також в реакційний пристрій, що знаходиться в звичайних умовах дегідрування,

- інша газова суміш, яка містить пропан і кисень, яка може також містити аміак, і у якій вміст пропану перевищує вміст кисню, подається в цей же реакційний пристрій, де вона реагує з першою газовою сумішшю з утворенням пропілену, водяної пари і водню,

- і утворена газова суміш, що містить пропілен, пропан, водяну пару і водень, відводиться з реакційного пристрою.

При цьому під "технічно вільний від кисню" розуміється газ, який відповідає звичайним специфікаціям і вміст кисню в якому, передусім вміст молекулярного кисню  $O_2$ , складає менше 100 частин на млн. Товарний пропан, який отримують при видобутку нафти/природного газу, в значенні да-

ного винаходу є звичайно технічно вільним від кисню.

У одному варіанті реалізації винаходу в першу газову суміш, до того, як подати її в реакційний пристрій, подається перегріта водяна пара. Таким чином можна регулювати енергетичний баланс по реакційному пристрою, якщо більш холодна газова суміш, що містить пропан і кисень, має високу частку пропану в порівнянні з більш теплою газовою сумішшю, що містить пропан, водяну пару і водень, без необхідності нагрівати останню суміш до дуже високих температур, тобто вище 550°C, оскільки це має наслідком неселективну реакцію пропану з водяною парою.

У наступному варіанті реалізації винаходу щонайменше частина утвореної газової суміші, що містить пропілен, пропан, водяну пару і водень, подається в газову суміш, разом з якою утворює першу газову суміш, що містить пропан, водяну пару і водень, яка при температурі щонайменше 400°C проводиться в реакційний пристрій. При цьому мова йде про рециркуляцію, оскільки дегідрування через встановлену хімічну рівновагу протікає неповно.

У наступному варіанті реалізації винаходу реакційний пристрій утворений 2 з'єднаними послідовно шарами каталізатора, при цьому через кожний шар каталізатора окремо пропускають іншу газову суміш, яка містить пропан і кисень, і при цьому кількість кисню, який підводиться, в порівнянні з кількістю водню, який підводиться, є субстехіометричною з точки зору реакції кисню з воднем з утворенням водяної пари.

У наступній формі реалізації винаходу реакційний пристрій утворений з 3 з'єднаних послідовно шарів каталізатора, причому через два перших шари каталізатора окремо проводиться інша газова суміш, яка містить пропан і кисень, і кількість кисню, що підводиться, в порівнянні з кількістю водню, що підводиться, в двох перших шарах каталізатора є субстехіометричною з точки зору реакції кисню з воднем з утворенням водяної пари, а через третій шар каталізатора проводиться кисневмісний газ, який також може бути іншою газовою сумішшю, яка містить пропан і кисень, або включати таку суміш, і кількість кисню, що підводиться, в порівнянні з кількістю водню, що підводиться, в третьому шарі каталізатора є стехіометричною з точки зору реакції кисню з воднем для утворення водяної пари.

Обидва останні варіанти реалізації відрізняються, передусім, доданням третьої стадії. Якщо передбачена рециркуляція, відведення частини потоку продукту може проводитися або після першого, або після другого шара каталізатора. При поверненні реакційної суміші, отриманої на першій або другій стадії, водяну пару можна легко відділити шляхом конденсації.

Окремі шари каталізатора при тому ж типі з'єднання можуть також бути виконаними роздільними або бути розподілені по декількох резервуарах. Далі, можна з'єднувати паралельно декілька малих шарів каталізатора, які разом діють як один великий шар каталізатора. У зв'язку з цим поняття, що використовується тут "шар каталізатора" потрібно розуміти так, що при таких конструкційних

варіантах логічно мати на увазі відповідно шар каталізатора згідно з даним винаходом.

У наступній формі реалізації винаходу між першим і другим розташованими послідовно шарами каталізатора подають  $\text{H}_2\text{O}$  у вигляді води або водяної пари або суміш вода-водяна пара. При цьому звичайно задається певне співвідношення між  $\text{H}_2\text{O}$  (незалежно від агрегатного стану) і вуглеводнями, шляхом цієї цілеспрямованої установки відношення  $\text{H}_2\text{O}$  до вуглеводнів в газовій фазі, уникають кількості пари, що негативно впливає на процес, зокрема парового риформінгу, або дуже великого об'ємного потоку газу через дуже велике скупчення пари, або дуже високого відкладення вуглецю на каталізаторі через дуже малий вміст пари.

Перед входом в третій шар каталізатора реакційна суміш повинна охолоджуватися шляхом прямого або непрямого теплообміну, щоб знизити температуру, при якій проводиться окислення водню. Тим самим запобігається небезпека неселективного окислення водню, через яке знижується вихід пропілену. Тому в наступній формі реалізації винаходу в третьому шарі каталізатора проходить повне окислення водню при температурі від 200 до 500°C, переважно від 300 до 400°C.

Застосовувана як сировина газова суміш, що містить пропан і кисень, яка може також містити аміак, і у якій вміст пропану перевищує вміст кисню, і яка подається в той же реакційний пристрій, де вона реагує з першою газовою сумішшю з утворенням пропілену, водяної пари і водню, може братися із звичайних установок отримання акрилонітрилу, або пропіленоксиду, або акролеїну, або акрилової кислоти, де вона звичайно скупчується. При комбінованому використанні можна відмовитися від частини етапів очищення, які є перевагою винаходу.

Як каталізатори у варіанті реалізації винаходу для всіх каталітичних шарів застосовуються звичайні каталізатори дегідрування. До них відносяться, наприклад, каталізатори, що містять Pt і Sn, нанесені на алюмінат Zn або Ca або на гідроталькіт. Також як каталізатор в каталітичних шарах кожного етапу застосовуваний звичайний каталізатор дегідрування один, або разом із звичайним каталізатором дегідрування особливий каталізатор окислення водню, який має кращу селективність, ніж звичайні каталізатори дегідрування, при окисленні водню.

Далі винахід детальніше пояснюється на 2 прикладах. На Фіг. 1 показаний спосіб згідно з винаходом з 2 реакторами оксидегідрування для пропілену і одним реактором окислення для водню. Фіг. 2 показує спосіб згідно з винаходом з одним реактором оксидегідрування для пропілену.

Фіг. 1: Від сировинної суміші 1, що складається з пропану і невеликих кількостей кисню, діоксиду вуглецю, метану, етану, а також слідових кількостей інших вуглеводнів, відводиться перший парціальний потік 2 і разом з рециркулюючим газом 3 подаються в перший реактор 4 оксидегідрування, де частина суміші реагує при температурі від 500 до 600°C.

До відведеного з першого реактора 4 оксидегідрування реакційного газу 5 підводиться суміш пара-вода 6, причому утворюється газова суміш 7. Разом з другим, відведеним від сировинного газу 1 парціальним потоком 8 газова суміш 7 проводиться у другий реактор 9 оксидегідрування, де при температурі від 500 до 600°C йде наступна реакція.

Від отриманого, збагаченого пропіленом і воднем газу 10 відводиться частина поворотного газу 11, який охолоджується в охолоджувачі 12 зворотного газу і після відділення утвореного при цьому водного конденсату 13 у водовіддільнику 14, за допомогою компресора рециркулюючого газу 15 повертається в перший реактор 4 оксидегідрування. На цьому маршруті в рециркулюючий газ 16 додається суміш 17 пари 18 і пропану 19, після чого рециркулюючий газ 20 нагрівається в нагрівнику 21 до приблизно 400°C, перед тим, як він подається як рециркулюючий газ 3 в перший реактор 4 оксидегідрування.

Отриманий у другому реакторі оксидегідрування інший газ 22, збагачений пропіленом, охолоджується в газоохолоджувачі 23 до приблизно 300°C, і охолоджений газ 24 подається в реактор спалювання водню. Водень, який там міститься, селективно спалюється при температурі від 300 до 400°C, яка також подається в реактор 25 спалювання водню, частиною потоку 27 сировинного газу 1, що залишилася, збагаченою киснем 26. Продуктовий газ 28 з реактора 25 спалювання водню може піддаватися після цього рекуперації тепла і розділення газів або також застосовуватися як сировина для синтезу.

Всі реактори оксидегідрування включають щонайменше один шар каталізатора, причому як каталізатор у всіх реакторах оксидегідрування або на всіх стадіях дегідрування застосовується звичайний каталізатор дегідрування.

Фіг. 2: Сировинна суміш 1, яка складається з пропану і невеликих кількостей кисню, діоксиду вуглецю, метану, етану, а також слідових кількостей інших вуглеводнів, разом з рециркулюючим газом 3 проводиться в реактор 4 оксидегідрування, де частина суміші реагує при температурі від 500 до 600°C. Від отриманого газу 10, збагаченого пропіленом і воднем, відводиться частина зворотного газу 11, яка охолоджується в охолоджувачі 12 зворотного газу і після відділення утвореного при цьому водного конденсату 13 у водовіддільнику 14, за допомогою компресора 15 рециркулюючого газу повертається в реактор 4 оксидегідрування. На цьому шляху до рециркулюючого газу 16 додається суміш 17 пари 18 і пропану 19, після чого рециркулюючий газ 20 нагрівається в нагрівнику 21 до приблизно 500°C, перш ніж він подається як рециркулюючий газ 3 в перший реактор 4 оксидегідрування.

Для подальшого наочного пояснення способу у варіантах реалізації з Фіг. 1 служить наступний розрахунковий приклад, причому газоподібні компоненти вказані в кмоль/г, і опис газоподібних компонентів з витратою менше 0,1 кмоль/г не приводиться. Номери потоків відповідають номерам на Фіг. 1.

## Розрахунковий приклад 1

Потік №	2	7	8	16
Температура [°C]	200	400	200	40
Водень H <sub>2</sub> [кмоль/г]	0,0	15,0	0,0	8,1
Пропан C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> [кмоль/г]	15,3	50,3	29,1	23,9
Пропілен C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> [кмоль/г]	0,0	18,4	0,0	10,0
Кисень O <sub>2</sub> [кмоль/г]	1,9	0,0	3,7	0,0
Метан CH <sub>4</sub> [кмоль/г]	0,4	2,1	0,7	1,3
Етан C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> [кмоль/г]	0,1	0,3	0,1	0,2
Діоксид вуглецю CO <sub>2</sub> [кмоль/г]	0,9	4,4	1,7	2,8
Пара/вода H <sub>2</sub> O [кмоль/г]	0,0	341,6	0,0	0,0
Потік №	17	24	27	28
Температура [°C]	200	300	200	400
Водень H <sub>2</sub> [кмоль/г]	0,0	15,0	0,0	0,0
Пропан C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> [кмоль/г]	20,0	44,4	32,1	76,5
Пропілен C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> [кмоль/г]	0,0	18,6	0,0	18,6
Кисень O <sub>2</sub> [кмоль/г]	0,0	0,0	7,5	0,0
Метан CH <sub>4</sub> [кмоль/г]	0,0	2,5	0,8	3,3
Етан C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> [кмоль/г]	0,0	0,4	0,1	0,5
Діоксид вуглецю CO <sub>2</sub> [кмоль/г]	0,0	5,2	1,8	7,0
Пара/вода H <sub>2</sub> O [кмоль/г]	241,4	219,7	0,0	234,7

Для подальшого наочного пояснення способу в формі реалізації з Фіг. 2 служить наступний розрахунковий приклад, причому газоподібні компоненти вказані в кмоль/г, і опис газоподібних

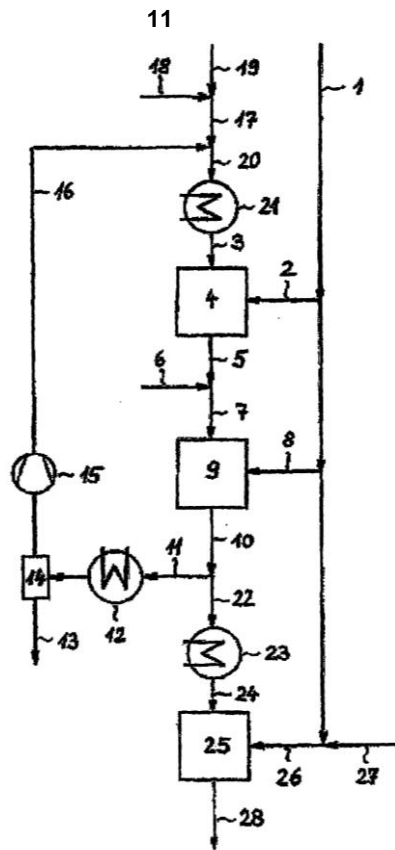
компонентів з витратою менше 0,1 кмоль/г не приводиться. Номери потоків відповідають номерам на Фіг. 2.

## Розрахунковий приклад 2

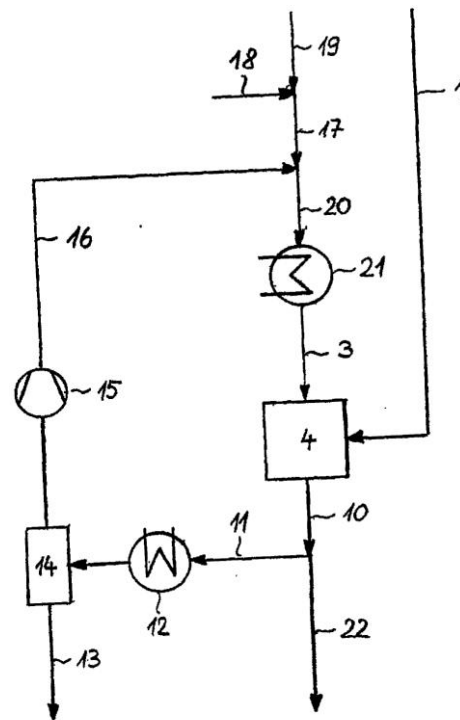
Потік №	1	10	11	17
Температура [°C]	350	510	510	200
Водень H <sub>2</sub> [кмоль/г]	0,0	24,7	8,9	0,0
Пропан C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> [кмоль/г]	78,6	122,9	44,2	20,0
Пропілен C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> [кмоль/г]	0,0	30,0	10,8	0,0
Кисень O <sub>2</sub> [кмоль/г]	3,8	0,0	0,0	0,0
Метан CH <sub>4</sub> [кмоль/г]	1,1	2,8	1,0	0,0
Етан C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> [кмоль/г]	0,2	0,5	0,2	0,0
Діоксид вуглецю CO <sub>2</sub> [кмоль/г]	2,6	6,4	2,3	0,0
Пара/вода H <sub>2</sub> O [кмоль/г]	0,0	243,7	87,7	246,6

Перелік посилальних позицій  
 1 сировинна суміш  
 2 перший парціальний потік  
 3 рециркулюючий газ  
 4 перший реактор оксидегідрування  
 5 реакційний газ  
 6 суміш води з парою  
 7 газова суміш  
 8 другий парціальний потік  
 9 другий реактор оксидегідрування  
 10 газ, збагачений пропіленом і воднем  
 11 зворотний газ  
 12 охолоджувач зворотного газу  
 13 водний конденсат  
 14 водовіддільник

15 компресор рециркулюючого газу  
 16 рециркулюючий газ  
 17 суміш  
 18 пара  
 19 пропан  
 20 рециркулюючий газ  
 21 нагрівник  
 22 газ, збагачений пропіленом  
 23 газоохолоджувач  
 24 охолоджений газ  
 25 реактор спалювання водню  
 26 кисень  
 27 залишковий парціальний потік  
 28 газ-продукт



Фиг. 1



Фиг. 2