



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **113741** (13) **C2**  
(51) МПК (2017.01)  
**C10G 63/00**  
**C10G 63/04** (2006.01)

ДЕРЖАВНА СЛУЖБА  
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ  
ВЛАСНОСТІ  
УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА ВІНАХІД**

<b>(21)</b> Номер заявки: <b>a 2014 02201</b>	<b>(72)</b> Винахідник(и): <b>Ма Айцзен (CN),</b> <b>Тянь Луншен (CN),</b> <b>Ван Цзегуан (CN),</b> <b>Тан Веньчен (CN)</b>
<b>(22)</b> Дата подання заявки: <b>04.03.2014</b>	<b>(73)</b> Власник(и): <b>ЧАЙНА ПЕТРОЛЄУМ ЕНД КЕМІКАЛ</b> <b>КОРПОРЕЙШН,</b> 22A Chaoyangmen North Street, Chaoyang District, Beijing 100728, China (CN), <b>РІСЕРЧ ІНСТІТЮТ ОФ ПЕТРОЛЄУМ</b> <b>ПРОСЕССІНГ, СІНОПЕК,</b> 18 Xueyuan Road, Haidian District, Beijing 100083, China (CN)
<b>(24)</b> Дата, з якої є чинними права на винахід: <b>10.03.2017</b>	<b>(74)</b> Представник: <b>Мошинська Ніна Миколаївна, реєстр.</b> <b>№115</b>
<b>(31)</b> Номер попередньої заявки відповідно до Паризької конвенції: <b>201310070020.1</b>	<b>(56)</b> Перелік документів, взятих до уваги експертизою: CN 1621497 A, 01.06.2005 JPH 0959648 A, 04.03.1997 RU 2186622 C2, 20.08.2002 CN 101759513 A, 30.06.2010
<b>(32)</b> Дата подання попередньої заявки відповідно до Паризької конвенції: <b>05.03.2013</b>	
<b>(33)</b> Код держави-учасниці Паризької конвенції, до якої подано попередню заявку: <b>CN</b>	
<b>(41)</b> Публікація відомостей про заявку: <b>10.09.2014, Бюл.№ 17</b>	
<b>(46)</b> Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.03.2017, Бюл.№ 5</b>	

**(54) СПОСІБ ОДЕРЖАННЯ ОЛЕФІНІВ І БЕНЗИНУ ІЗ НИЗЬКИМ ВМІСТОМ БЕНЗОЛУ****(57) Реферат:**

Спосіб одержання олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу із нафти, який включає наступні стадії:

(1) проведення екстрактивної перегонки нафти із одержанням нафтового екстракту, який містить циклоалкани і ароматичні вуглеводні, і очищеної нафти, яка містить алкани і С<sub>6</sub>-циклоалкани, при цьому масове відношення між С<sub>6</sub>-циклоалканами, які містяться в очищеній нафті, і С<sub>6</sub>-циклоалканами, які містяться в нафті, становить 80-95 %;

(2) контактування нафтового екстракту із каталізатором риформінгу в реакційних умовах каталітичного риформінгу: 0,01-3,0 МПа, 300-600 °С, молярне відношення водень/вуглеводні 0,5-20 і об'ємна (волюмометрична) швидкість 0,1-50 год.<sup>-1</sup> з одержанням риформату із низьким вмістом бензолу; і

(3) подача очищеної нафти в установку парового крекінгу для здійснення реакції крекінгу із одержанням легких олефінів, що приводить до підвищеного ступеня використання нафти і до одержання компонента бензину із низьким вмістом бензолу додатково до виробництва із нафти етилену, пропілену і бутадієну із підвищеними виходами.

**UA 113741 C2**



Даний винахід стосується комплексного способу і, зокрема, способу виробництва легких олефінів і компонента бензину із низьким вмістом бензолу із застосуванням нафти як сировини.

Каталітичний риформінг і паровий крекінг є добре розвиненими технологіями, які добре освоєні промисловістю і в яких основним призначенням каталітичного риформінгу є отримання ароматичного вуглеводню, високооктанового бензину і водню. Під час каталітичного риформінгу може одночасно відбуватися декілька конкуруючих реакцій, включаючи дегідрогенізацію алкілциклогексану з утворенням ароматичного вуглеводню, дегідроізомеризацію алкілциклопентану до ароматичного вуглеводню, дегідроциклізацію вуглеводню парафінового ряду в ароматичний вуглеводень, гідрокрекінг вуглеводню парафінового ряду до більш легких вуглеводневих продуктів за межами інтервалу кипіння бензину, деалкілювання алкілбензолу і ізомеризацію вуглеводню парафінового ряду. Щоб отримувати компонент змішування бензинів із високим октановим числом або ароматичний вуглеводень, бажані не тільки конверсія нафтового вуглеводню в ароматичний вуглеводень, але також максимальна конверсія вуглеводнів парафінового ряду для збільшення виходу ароматичного вуглеводню.

Оскільки бензол у відхідному газі автомобіля є одним із важливих факторів, відповідальних за забруднення повітря, багато країн останнім часом випустили і ввели в обіг регламенти на бензин, які вимагають зниженого вмісту бензолу в бензині. Шляхом аналізу внесків різних компонентів змішування бензину у вміст бензолу в бензиновому пулі було виявлено, що 70-85 % бензолу в бензиновий пул надходить із бензину риформінгу. Отже, бензол в бензині риформінгу, який отримується на установці каталітичного риформінгу, є головним джерелом бензолу в бензині, і ключем до зниження вмісту бензолу в бензині є зниження вмісту бензолу у риформаті.

Основним призначенням парового крекінгу є отримання етилену, пропілену і бутадієну. Через зростаючий ринковий попит на пропілен і бутадієн для хімічної промисловості існує серйозна проблема, як збільшити виходи пропілену і бутадієну із обмежених ресурсів нафти.

Сировиною для каталітичного риформінгу є нафта, яка також є основним компонентом, із якого складається сировина для установки парового крекінгу. Через те, що сира нафта стає більш важкою, і через зниження виходу нафти і зростаючого світового попиту на етилен і ароматичні вуглеводні великою проблемою стає конкуренція за сировину між каталітичним риформінгом і паровим крекінгом.

Нафта являє собою суміш, яка складається із нормальних алканів, ізоалканів, циклоалканів, ароматичних вуглеводнів і т. п. Крекінг нормального алкану приводить до більш високого виходу етилену порівняно з крекінгом ізоалканів і циклоалканів; крекінг циклоалкану приводить до відносно більш високих виходів пропілену і бутадієну, в той час, як бензольне кільце ароматичного вуглеводню відносно важко піддається крекінгу у звичайних умовах крекінгу, вносячи невеликий внесок у вироблення етилену. Однак в умовах каталітичного риформінгу циклоалкан легко перетворюється в ароматичний вуглеводень і тому є хорошою сировиною для каталітичного риформінгу. Отже, проблема оптимізації сировини для установок каталітичного риформінгу і парового крекінгу є проблемою, яка підлягає рішенню в даній галузі техніки, в рішенні якої вельми зацікавлені фахівці в даній галузі.

У публікації CN1277907C описаний спосіб відновної обробки нафти, що містить стадії: (1) проведення екстракційного розділення нафти із метою розділення її на очищену нафту і нафтовий екстракт; (2) подачі очищеної нафти в установку парового крекінгу для отримання етилену; і (3) подачі нафтового екстракту в установку риформінгу для перетворення. Екстракційне розділення, що застосовується у винаході, фактично являє собою екстракцію рідини рідиною. У прикладах, які приводяться як розчинник для екстракції, застосовується сульфолан із відношенням розчинник/нафта, яке дорівнює 11; робоча температура становить 95-128 °C; і робочий тиск становить 0,6-1,0 МПа. Застосовувані робочі параметри можуть сприяти тільки розділенню алканів і ароматичних вуглеводнів, і основним компонентом очищеної нафти є алкани.

У описаній вище технології екстракційного розділення отримують очищену нафту із високим вмістом алканів і нафтовий екстракт із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів. Незважаючи на те, що очищена нафта із високим вмістом алканів, яка застосовується як сировина для парового крекінгу, може збільшувати вихід етилену, циклоалкани використовуються неефективно, що приводить до знижених виходів пропілену і бутадієну. При цьому велика частина C<sub>6</sub>-циклоалканів входить до складу нафтового екстракту, приводячи до більш високого вмісту бензолу у бензині риформінгу. Крім того, коли вміст алканів у нафті є відносно низьким, попит на нафту, призначену для отримання виходу бажаних триєнів, значно збільшується.

Задачею даного винаходу є забезпечення способу виробництва олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу із нафти, при якому спосіб приводить до підвищеної міри використання нафти і отриманню компонента бензину із низьким вмістом бензолу додатково до виробництва із нафти етилену, пропілену і бутадієну із підвищеним виходом.

5 Спосіб виробництва із нафти олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу, який пропонується в даному винаході, включає наступні стадії:

1) проведення екстрактивної перегонки нафти із отриманням нафтового екстракту, який містить циклоалкани і ароматичні вуглеводні, і очищеної нафти, яка містить алкани і  $C_6$ -циклоалкани, при цьому масові відношення між  $C_6$ -циклоалканами, які містяться в очищеній нафті, і  $C_6$ -циклоалканами, які містяться в нафті, становить 80-95 %;

10 2) контактування нафтового екстракту із каталізатором риформінгу в реакційних умовах проведення каталітичного риформінгу: тиск 0,01-3,0 МПа, температура 300-600 °С, молярне відношення водень/вуглеводень дорівнює 0,5-20, і об'ємна (волюмометрична) швидкість 0,1-50 год.<sup>-1</sup>; із отриманням риформату із низьким вмістом бензолу;

15 3) подача очищеної нафти в установку парового крекінгу для здійснення реакції крекінгу із отриманням легких олефінів.

У способі згідно з даним винаходом проводять екстрактивну перегонку нафти, завдяки якій велика частина  $C_6$ -циклоалканів переходить в очищену нафту, і основними компонентами нафтового екстракту є  $C_7^+$ -циклоалкани і ароматичні вуглеводні. Нафтовий екстракт піддають каталітичному риформінгу із отриманням бензину із низьким вмістом бензолу, в той час, як очищену нафту піддають крекінгу із отриманням підвищених виходів легких олефінів (етилен, пропілен і бутадієн).

20 На фіг. 1 представлена технологічна схема способу згідно із винаходом із застосуванням гідроочищеної нафти як сировини для отримання олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу.

На фіг. 2 представлена технологічна схема способу згідно із винаходом із застосуванням нафти як сировини для отримання олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу.

Відповідно до способу згідно із винаходом проводили екстрактивну перегонку нафти, отримуючи при цьому очищену нафту, яка містить алкани і  $C_6$ -циклоалкани, і нафтовий екстракт, який містить циклоалкани і ароматичні вуглеводні. Оскільки процент розподілу  $C_6$ -циклоалканів в нафтовому екстракті меншає, меншає не тільки вміст бензолу в реформованому компоненті бензину, але також підвищується вихід компонента бензину. Циклоалкани, які містяться в очищеній нафті, збільшують виходи пропілену і бутадієну. Відповідно до способу згідно із винаходом нафту можна конвертувати у відносно більш легкі олефіни і реформований компонент бензину із низьким вмістом бензолу.

35 На стадії (1) згідно з даним винаходом алкани і ароматичними вуглеводні нафти розділяються, і основна частина  $C_6$ -циклоалканів переходить в очищену нафту так, що основними компонентами очищеної нафти є алкани і  $C_6$ -циклоалкани. Масове відношення між  $C_6$ -циклоалканами в очищеній нафті і  $C_6$ -циклоалканами в нафті переважно становить 88-95 %.

40 Екстрактивну перегонку на стадії (1) проводять в колоні екстрактивної перегонки. Для розділення екстрактивною перегонкою нафту подають в колону екстрактивної перегонки, щоб вона вступала в контакт із розчинником для екстракції в умовах утворення газової фази. Алкани і основна частина  $C_6$ -циклоалканів відводяться безпосередньо із верхньої частини колони екстрактивної перегонки, і збагачений розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів відводиться через нижню частину колони в роздільну колону для розчинника. Ароматичні вуглеводні і циклоалкани виділяють із розчинника, а отриманий при цьому збіднений розчинник повертають в колону екстрактивної перегонки для циклічного застосування.

Умови експлуатації колони екстрактивної перегонки включають в себе: відношення розчинник/нафта, тобто масове відношення між розчинником і сировиною для екстрактивної перегонки, дорівнює 1-10:1, переважно 3-8:1; температура верхньої частини колони 70-190 °С, переважно 75-180 °С, більш переважно 75-100 °С; і тиск 0,1-0,3 МПа, переважно 0,1-0,2 МПа.

У даному винаході тиск в колоні екстрактивної перегонки представлений у вигляді абсолютного тиску, в той час, як всі інші тиски являють собою манометричні тиски.

55 Розчинник, який застосовується на стадії (1) для здійснення екстрактивної перегонки, вибраний із групи, яка складається із сульфолану, диметилсульфоксиду, диметилформаміду, N-метилпіролідону, N-формілморфоліну, тригліколю, тетрагліколю, пентагліколю, метанолу і ацетонітрилу.

60 Домішки олефінів, сірки, азоту, арсену, кисню, хлору і т. п., які містяться у сировині для реакції риформінгу, можуть здійснювати несприятливий вплив на установку каталітичного

риформінгу і каталізатор риформінгу, тому перед проведенням реакції риформінгу переважно піддавати сировину для риформінгу гідроочищенню для того, щоб наситити олефіни, які містяться в ній, шляхом гідрування і одночасно видалити домішки сірки, азоту, арсену, кисню, хлору і т. п., отримуючи в результаті гідроочищену сировину для риформінгу.

У способі згідно з даним винаходом як нафту із стадії (1), так і нафтовий екстракт із стадії (2) переважно піддають гідроочищенню. Зокрема, нафту із стадії (1) переважно піддають гідроочищенню перед екстракційним розділенням, або нафтовий екстракт із стадії (2) піддають гідроочищенню перед проведенням реакції риформінгу, щоб наситити олефіни, які містяться в ній, і видалити домішки, які містяться в них. Завдяки цьому вміст сірки в очищеній нафті або в очищеному нафтовому екстракті становить менше 0,5 мкг/г, вміст азоту становить менше 0,5 мкг/г, вміст арсену становить менше 1,0 нг/г, і вміст свинцю становить менше 10 нг/г.

При гідроочищенні температура реакції становить 260-460 °С, переважно 280-400 °С; тиск становить 1,0-8,0 МПа, переважно 1,6-4,0 МПа; об'ємна (волюмометрична) швидкість подачі сировини становить 1-20 год.<sup>-1</sup>, переважно 2-8 год.<sup>-1</sup>, і об'ємне відношення водень/вуглеводень під час реакції становить 10-1000:1, переважно 50-600:1.

Каталізатор для гідроочищення повинен бути здатний промотувати насичення олефінів шляхом гідрування і одночасно промотувати гідродесульфуризацію (знесірчення), гідродезазотування і дезоксидацію. Каталізатор для гідроочищення містить 5-49 мас. % активного компонента каталізатора гідрування, 0,1-1,0 мас. % галогену і 50,0-94,9 мас. % неорганічного оксиду-носія. Активний компонент каталізатора гідрування являє собою оксид одного або декількох металів, вибраних із групи, яка складається із Co, Ni, Fe, W, Mo, Cr, Bi, Sb, Zn, Cd, Cu, In і рідкісноземельного металу. Неорганічний оксид-носії переважно являє собою оксид алюмінію.

Стадія (2) способу згідно із винаходом включає в себе каталітичний риформінг нафтового екстракту, який містить ароматичні вуглеводні і циклоалкани. Тиск при здійсненні реакції каталітичного риформінгу переважно становить 0,2-2,0 МПа. Температура переважно становить 350-520 °С, більш переважно 400-520 °С. Об'ємна (волюмометрична) швидкість подачі нафти переважно становить 1,0-30 год.<sup>-1</sup>, більш переважно 2,0-25,0 год.<sup>-1</sup>.

Молярне відношення водень/вуглеводень у реакції каталітичного риформінгу на стадії (2) переважно становить 1-8:1.

Каталітичний риформінг згідно з даним винаходом можна застосовувати у вигляді безперервної технології риформінгу (із рухомим шаром), технології риформінгу (із нерухомим шаром) із періодичною регенерацією каталізатора або технології риформінгу із циклічною регенерацією каталізатора.

Каталізатор, який застосовується для каталітичного риформінгу на стадії (2) способу згідно з даним винаходом, містить 0,01-5,0 мас. % металу VIII групи, 0,01-5,0 мас. % галогену і 90,0-99,97 мас. % неорганічного оксиду-носія.

Якщо для здійснення реакції риформінгу застосовується безперервний риформінг із рухомим шаром, то каталізатор переважно містить 0,01-3,0 мас. % металу VIII групи, 0,01-5,0 мас. % галогену, 0,01-5,0 мас. % Sn і 87,0-99,97 мас. % неорганічного оксиду-носія. Якщо для здійснення реакції риформінгу застосовується риформінг із нерухомим шаром і періодичною регенерацією каталізатора, то каталізатор переважно містить 0,01-3,0 мас. % металу VIII групи, 0,01-5,0 мас. % галогену, 0,01-5,0 мас. % Re і 87,0-99,97 мас. % неорганічного оксиду-носія. Sn або Re служить як другий металевий компонент.

Каталізатор для згаданого вище безперервного риформінгу або риформінгу із періодичною регенерацією каталізатора також може включати в себе один або декілька третіх металевих компонентів, вибраних із групи, яка складається із лужного металу, лужноземельного металу, рідкісноземельного елемента, In, Co, Ni, Fe, W, Mo, Cr, Bi, Sb, Zn, Cd і Cu.

Метал VIII групи в згаданому вище каталізаторі переважно являє собою платину. Неорганічний оксид-носії переважно являє собою оксид алюмінію.

Каталізатор для риформінгу отримують загальновідомим способом. Передусім, отримують носій певної форми, який може бути у формі кульок або смужок. Потім методом занурення вводять у носій металевий компонент і галоген. Якщо каталізатор містить другий і/або третій металевий компонент, переважно спочатку в носій вводять другий і/або третій металевий компонент із подальшим введенням металу VIII групи і галогену. Після введення металевого компонента носій сушать і обпалюють при температурі 450-650 °С, отримуючи при цьому каталізатор риформінгу в окисненому стані. Каталізатор риформінгу в окисненому стані необхідно піддавати відновленню при температурі 315-650 °С в атмосфері водню, щоб отримати каталізатор риформінгу у відновленому стані. Відносно каталізатора риформінгу на основі платини-ренію потрібна додаткова обробка шляхом передсульфуризації.

Після здійснення реакції риформінгу  $C_4^-$  і нижчі вуглеводні видаляють шляхом фракціонування рідкого реакційного продукту каталітичного риформінгу у фракційній колоні, отримуючи при цьому риформат із низьким вмістом бензолу, тобто бензин із низьким вмістом бензолу.

5 Нафта згідно з даним винаходом являє собою суміш вуглеводнів із початковою точкою кипіння 40-80 °C згідно із стандартом ASTM D-86 і кінцевою температурою розгонки 160-220 °C.

Нафта, вибрана із групи, яка складається із прямогонної нафти, нафти гідрокрекінгового очищення, нафти коксування, нафти, отриманої каталітичним крекінгом, або промислового конденсату.

10 Нафта містить 30-85 мас. % алканів, 10-50 мас. % циклоalkanів і 5-30 мас. % ароматичних вуглеводнів. Вміст  $C_6$ -циклоalkanів в нафті становить 1-10 мас. %.

Даний винахід додатково буде проілюстрований із посиланням на креслення.

На фіг. 1 нафта із трубопроводу 1 змішується із додатковим воднем із трубопроводу 2 і потім разом із воднем, який повертається в обіг із трубопроводу 9, подається в реактор гідроочищення 3. Продукт гідроочищення подають через трубопровід 4 у сепараційну ємність 5 для відділення газу від рідини. Газ із високим вмістом водню, який виділяється із верхньої частини сепараційної ємності 5 для відділення газу від рідини, подають через трубопровід 6 в циркуляційний компресор 8, а витікаючий потік із нижньої частини сепараційної ємності 5 для відділення газу від рідини подають через трубопровід 7 у ректифікаційну колону 10. Після ректифікації зріджений газ відводиться через трубопровід 11 у верхній частині ректифікаційної колони 10, а очищена нафта відводиться із нижньої частини ректифікаційної колони 10 і подається через трубопровід 12 в колону екстрактивної перегонки 13. За допомогою екстрактивної перегонки алкани і ароматичні вуглеводні розділяють; при цьому основна частина  $C_6$ -циклоalkanів виділяється у складі компонента, збагаченого алканами, в той час, як їх менша частина виділяється в складі компонента, збагаченого ароматичними вуглеводнями. Після екстрактивної перегонки компонент, який містить алкани і  $C_6$ -циклоalkanи, подають через трубопровід 17 в зону парового крекінгу 22 для здійснення парового крекінгу. Збагачений розчинник, який містить циклоalkanи і ароматичні вуглеводні, який відводиться із нижньої частини колони екстрактивної перегонки 13, подають через трубопровід 15 в колону регенерації розчинника 19 для виділення розчинника. Збіднений розчинник, який отримується в нижній частині колони регенерації розчинника 19, відводиться через трубопровід 21, при цьому збіднений розчинник може повертатися в колону екстрактивної перегонки 13 для циклічного застосування. Потік, який містить ароматичні вуглеводні і циклоalkanи, отриманий у верхній частині колони регенерації розчинника 19, змішується в трубопроводі 20 із воднем, який повертається в обіг із стадії риформінгу через трубопровід 29, і потім подається в реактор риформінгу 23 для здійснення каталітичного риформінгу. Реакційний продукт риформінгу подають через трубопровід 24 в сепараційну ємність 25 для риформату, щоб відділити газ від рідини. Газ із високим вмістом водню, який виділяється у верхній частині ємності 25, повертається в обіг за допомогою трубопроводу 26 шляхом проходження через циркуляційний компресор 28, а рідкий компонент, який відводиться із нижньої частини, подають через трубопровід 27 в ректифікаційну колону 30 для риформату. Зріджений газ, отриманий при ректифікації, відводиться через верхній трубопровід 31, а риформат відводиться через нижній трубопровід 32 і подається в зону розділення ароматичних вуглеводнів (не показана).

На фіг. 2 наведена схема проведення спочатку екстрактивної перегонки і гідроочищення нафтового екстракту із подальшим каталітичним риформінгом. Нафту подають через трубопровід 1 в зону екстракційного розділення 13. Шляхом екстракційного розділення розділяють алкани і ароматичні вуглеводні, при цьому основна частина  $C_6$ -циклоalkanів виділяється в складі компонента, збагаченого алканами, в той час, як їх менша частина виділяється в складі компонента, збагаченого ароматичними вуглеводнями. Після розділення компонент із високим вмістом  $C_6$ -циклоalkanів і алканів подають через трубопровід 17 в зону парового крекінгу 22 для здійснення парового крекінгу. Збагачений розчинник, який містить циклоalkanи і ароматичні вуглеводні, який відводиться із колони екстрактивної перегонки 13, подають через трубопровід 15 в колону регенерації розчинника 19 для виділення розчинника. Збіднений розчинник, отриманий в нижній частині колони регенерації розчинника 19, відводиться через трубопровід 21, при цьому збіднений розчинник може повертатися в колону екстрактивної перегонки 13 для циклічного застосування. Потік, який містить циклоalkanи і ароматичні вуглеводні (тобто нафтовий екстракт), отриманий у верхній частині колони регенерації розчинника 19, змішується в трубопроводі 20 із додатковим воднем із трубопроводу 2 і потім подається в реактор гідроочищення 3 разом із воднем, що повертається в обіг через трубопровід 9. Продукт гідроочищення подають через трубопровід 4 в сепараційну ємність 5

для відділення газу від рідини. Газ із високим вмістом водню, який виділяється із верхньої частини сепараційної ємності 5 для відділення газу від рідини, подають за допомогою трубопроводу 6 у циркуляційний компресор 8, а витікаючий потік із нижньої частини сепараційної ємності 5 для відділення газу від рідини подають через трубопровід 7 в ректифікаційну колону 10. Після ректифікації зріджений газ відводиться через трубопровід 11 у верхній частині ректифікаційної колони 10, а очищений нафтовий екстракт відводиться із нижньої частини ректифікаційної колони 10 і після проходження через трубопровід 12 і змішування із воднем, що повертається в обіг зі стадії риформінгу через трубопровід 29, подається в реактор риформінгу 23 для здійснення каталітичного риформінгу. Реакційний продукт риформінгу подається через трубопровід 24 в сепараційну ємність 25 для риформату для відділення газу від рідини. Газ із високим вмістом водню, що виділяється у верхній частині ємності 25, повертається в обіг по трубопроводу 26 через циркуляційний компресор 28, а рідкий компонент, що відводиться із нижньої частини ємності 25, подається через трубопровід 27 в ректифікаційну колону 30 для риформату. Зріджений газ, який отримується при ректифікації, відводиться із колони 30 через верхній трубопровід 31, а риформат відводиться через нижній трубопровід 32 і подається в зону розділення ароматичних вуглеводнів (не показана).

Нижче даний винахід буде додатково проілюстрований за допомогою прикладів, в той же час даний винахід не обмежується цими прикладами.

#### Приклад 1

У даному прикладі показане гідроочищення нафти.

У 20 мл реактор безперервної дії в формі нерухомого шару завантажували 20 мл каталізатора А для гідроочищення, який містив 0,03 мас. %  $\text{CoO}$ , 2,0 мас. %  $\text{NiO}$ , 19,0 мас. %  $\text{WO}_3$ , 0,7 мас. %  $\text{F}$  і 78,27 мас. %  $\text{Al}_2\text{O}_3$ .

Нафту із складом і властивостями, перерахованим в таблиці 1, подавали в реактор, завантажений описаним вище каталізатором А, для гідроочищення в наступних умовах: температура 290 °С, парціальний тиск водню 1,6 МПа, об'ємне відношення водень/вуглеводні 200:1, і об'ємна (волюмометрична) швидкість подачі 8,0 год.<sup>-1</sup>. Реакційний продукт подавали у теплообмінник водяного охолодження і розділяли на газову фазу і рідку фазу, при цьому дві фази оцінювали окремо і проводили аналіз їх складів. Склад і властивості очищеної нафти наведені в таблиці 2.

Таблиця 1

Питома густина, г/см <sup>3</sup>		0,7252
Інтервал відбору фракцій (°С)	початкова точка кипіння	79,8
	10 %	99,8
	50 %	112,6
	90 %	144,4
	кінцева температура розгонки	161,3
Вміст домішок	S, мкг/г	428
	N, мкг/г	0,9
	As, нг/г	3,0
	Pb, нг/г	2,0
Компоненти (мас. %)	алкани	63,22
	циклоалкани	22,68
	C <sub>6</sub> -циклоалкани	2,40
	ароматичні вуглеводні	12,48
	олефіни	1,62

Таблиця 2

Питома густина, г/см <sup>3</sup>		0,7255
Інтервал відбору фракцій (°C)	початкова точка кипіння	80
	10 %	100
	50 %	112
	90 %	144
	кінцева температура розгонки	162
Вміст домішок	S, мкг/г	<0,5
	N, мкг/г	<0,5
	As, нг/г	<1
	Pb, нг/г	<1
Компоненти (мас. %)	алкани	64,72
	циклоалкани	22,78
	C <sub>6</sub> -циклоалкани	2,41
	ароматичні вуглеводні	12,50
	олефіни	0,00

Із результатів, наведених в таблиці 2, можна бачити, що всі вмісти олефінів, сірки, азоту, арсену і свинцю в гідроочищеній нафті задовольняли вимоги до сировини для каталітичного риформінгу.

#### Приклад 2

Екстракційне розділення очищеної нафти проводили за способом згідно з даним винаходом.

Застосовуючи сульфолан як розчинник розділення екстрактивної перегонки, нафту, описану в таблиці 2, піддавали контактуванню із сульфоланом в колоні екстрактивної перегонки при швидкості потоку 100 кг/год.. Масове відношення розчинник/сировина становило 6,0. Тиск у верхній частині колони екстрактивної перегонки становив 0,145 МПа (абсолютний тиск). Флегмове число становило 0,25. Температура верхньої частини колони екстрактивної перегонки становила 80 °C, і температура нижньої частини колони становила 160 °C. Розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів отримували в нижній частині колони екстрактивної перегонки, а очищену нафту, яка містить алкани і C<sub>6</sub>-циклоалкани, отримували у верхній частині колони. Розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів відділяли від розчинника для екстракції шляхом перегонки, отримуючи при цьому нафтовий екстракт. Виходи (відносно нафти) і компоненти нафтового екстракту і очищеної нафти, а також коефіцієнти розподілу різних вуглеводнів між нафтовим екстрактом і очищеною нафтою наведені в таблиці 3.

#### Приклад 3

Застосовуючи N-формілморфолін як розчинник екстрактивної перегонки, нафту, описану в таблиці 2, піддавали контактуванню із N-формілморфоліном в колоні екстрактивної перегонки при швидкості потоку 100 кг/год.. Масове відношення розчинник/сировина становило 7,0. Тиск у верхній частині колони екстрактивної перегонки становив 0,145 МПа (абсолютний тиск). Флегмове число становило 0,25. Температура верхньої частини колони екстрактивної перегонки становила 76 °C, і температура нижньої частини колони становила 170 °C. Розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів отримували в нижній частині колони екстрактивної перегонки, а очищену нафту, яка містить алкани і C<sub>6</sub>-циклоалкани, отримували у верхній частині колони. Розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів відділяли від розчинника для екстракції перегонкою, отримуючи при цьому нафтовий екстракт. Виходи (відносно нафти) і компоненти нафтового екстракту і очищеної нафти, а також коефіцієнти розподілу різних вуглеводнів між нафтовим екстрактом і очищеною нафтою наведені в таблиці 3.

#### Приклад 4

Застосовуючи пентагліколь як розчинник екстрактивної перегонки, нафту, описану в таблиці 2, піддавали контактуванню із пентагліколем в колоні екстрактивної перегонки при швидкості потоку 100 кг/год.. Масове відношення розчинник/сировина становило 3,0. Тиск у верхній частині колони екстрактивної перегонки становив 0,145 МПа (абсолютний тиск). Флегмове число становило 0,20. Температура верхньої частини колони екстрактивної перегонки становила 86 °C, і температура нижньої частини колони становила 163 °C. Розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів отримували в нижній частині колони екстрактивної перегонки, а очищену нафту, яка містить алкани і C<sub>6</sub>-циклоалкани, отримували у

верхній частині колони. Розчинник із високим вмістом ароматичних вуглеводнів і циклоалканів відділяли від розчинника для екстракції перегонкою, отримуючи при цьому нафтовий екстракт. Виходи (відносно нафти) і компоненти нафтового екстракту і очищеної нафти, а також коефіцієнти розподілу різних вуглеводнів між нафтовим екстрактом і очищеною нафтою наведені в таблиці 3.

Приклад для порівняння 1

Екстракційне розділення рідини-рідини проводили згідно зі способом, описаним в прикладі 3 публікації CN1277907C (із застосуванням сульфолану як розчинника), щоб розділити нафту, описану в таблиці 2, при швидкості потоку 100 кг/год.. Отримували очищену нафту із високим вмістом алканів і нафтовий екстракт із високим вмістом ароматичних вуглеводнів. Виходи (відносно нафти) і компоненти нафтового екстракту і очищеної нафти, а також коефіцієнти розподілу різних вуглеводнів між нафтовим екстрактом і очищеною нафтою наведені в таблиці 3.

Приклад для порівняння 2

100 кг нафти, описаної в таблиці 2, подавали в нерухомий шар, який складається із молекулярного сита (5 А), для адсорбційного розділення. Температура адсорбції становила 200 °С. Об'ємно-масова швидкість подачі сировини становила 0,3 год.<sup>-1</sup>. Шар молекулярного сита (5 А) мав відношення висота/діаметр, яке дорівнює 8:1. Час адсорбції становив 30 хвилин. Конденсація газу, не адсорбованого молекулярним ситом (5 А), приводила до очищеної нафти, яка була збагачена циклоалканами і ароматичними вуглеводнями. Десорбцію проводили із застосуванням азоту при температурі десорбції 400 °С і об'ємній швидкості подачі десорбуючого агента 200 год.<sup>-1</sup>. Після десорбції отримували 29,60 кг десорбованої нафти із високим вмістом нормальних алканів. Виходи і склади очищеної нафти і десорбованої нафти наведені в таблиці 3.

Таблиця 3

Продукт	Приклад 2		Приклад 3		Приклад 4		Приклад для порівняння 1		Приклад для порівняння 2	
	Нафтовий екстракт	Очищена нафта	Нафтовий екстракт	Очищена нафта	Нафтовий екстракт	Очищена нафта	Нафтовий екстракт	Очищена нафта	Очищена нафта	Десорбована нафта
Вихід, мас. %	71,3	28,7	72,8	27,2	55,4	44,6	34	66	70,4	29,6
Компоненти, мас. %										
алкани	56,57	84,6	56,25	87,40	53,11	79,14	2,39	96,93	51,41	91,02
циклоалкани	25,88	15,38	26,60	12,56	24,67	20,43	64,43	1,25	31,3	6,36
ароматичні вуглеводні	17,55	0,02	17,15	0,04	22,22	0,43	33,18	1,82	17,29	2,62
Масове відношення, мас. %										
алкани	62,43	37,57	63,27	36,73	45,46	54,54	1,26	98,85	58,34	41,46
циклоалкани	80,62	19,38	85,00	15,00	60,0	40,0	96,16	3,62	91,74	8,26
C <sub>6</sub> -циклоалкани	5,92	94,08	6,55	93,45	5,00	95,0	98,02	1,98	95,26	4,74
C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub> -циклоалкани	72,2	27,8	73,46	26,54	55,6	44,40	96,99	3,01	91,84	8,16
C <sub>9</sub> <sup>+</sup> -циклоалкани	100	0,0	99,91	0,09	98,90	1,01	94,98	5,02	90,64	9,36
ароматичні вуглеводні	99,95	0,05	99,90	0,10	98,50	1,50	90,25	9,59	93,80	6,20

Із таблиці 3 можна бачити, що після екстракційного розділення (рідина-рідина) ароматичних вуглеводнів і алканів згідно із прикладом для порівняння 1 очищена нафта містила в основному алкани, і нафтовий екстракт містив в основному циклоалкани і ароматичні вуглеводні. 3,62 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 96,16 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті. 1,98 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 98,02 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті.

Очищена нафта, згідно із прикладом для порівняння 2, містила алкани, циклоалкани і ароматичні вуглеводні, в той час, як десорбована нафта містила в основному алкани. 8,26 мас. % циклоалканів нафти розподілялося у десорбованій нафті, і 91,74 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті. 4,74 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося у десорбованій нафті, і 95,26 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті.

Після розділення екстрактивною перегонкою за прикладом 2 згідно із винаходом 19,38 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 80,62 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті. 94,08 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 5,92 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті.

5 Після розділення екстрактивною перегонкою за прикладом 3 15,0 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 85 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті. 93,45 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 6,55 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті.

10 Після розділення екстрактивною перегонкою за прикладом 4, 40,0 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 60,0 мас. % циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті. 95,0 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в очищеній нафті, і 5,0 мас. % C<sub>6</sub>-циклоалканів нафти розподілялося в нафтовому екстракті.

15 Таким чином, можна бачити, що в способі згідно з даним винаходом основна частина C<sub>6</sub>-циклоалканів переходить в очищену нафту, при цьому очищена нафта також містить значну кількість циклоалканів, і менша частина C<sub>6</sub>-циклоалканів переходить в нафтовий екстракт. Отже, застосування нафтового екстракту як сировини для риформінгу може значно знижувати вміст бензолу в риформаті.

#### Приклад 5

20 Даний приклад ілюструє вплив очищеної нафти, яка отримується при розділенні екстрактивною перегонкою за способом згідно з даним винаходом, на здійснення парового крекінгу.

25 Екстрактивну перегонку згідно зі способом за прикладом 2 проводили для 100 кг нафти, описаної в таблиці 2, і отриману очищену нафту із високим вмістом алканів і циклоалканів застосовували як сировину при здійсненні парового крекінгу. Паровий крекінг проводили в наступних реакційних умовах: тиск на виході печі крекінг-установки 0,185 МПа, час знаходження 0,20 сек., масове відношення вода/нафта 0,55 і температура на виході із печі крекінг-установки 840 °C. Вихід (відносно очищеної нафти) легких олефінів наведений в таблиці 4.

#### Приклад для порівняння 3

30 Згідно зі способом, описаним в прикладі 3 публікації CN1277907C (із застосуванням сульфолану як розчинника), проводили екстракційне розділення рідина-рідина для розділення 100 кг нафти, описаної в таблиці 2, на ароматичні вуглеводні і алкани. Отриману очищену нафту із високим вмістом алканів застосовували як сировину для здійснення парового крекінгу. Паровий крекінг проводили в наступних реакційних умовах: тиск на виході печі крекінг-установки 0,185 МПа, час знаходження 0,20 сек., масове відношення вода/нафта 0,55 і температура на виході печі крекінг-установки 840 °C. Вихід (відносно очищеної нафти) легких олефінів наведений в таблиці 4.

Таблиця 4

Продукт	Приклад 5	Приклад для порівняння 3
вихід триєнів*, мас. %	61,58	60,24
вихід етилену, мас. %	36,63	37,66
вихід пропілену, мас. %	18,40	16,87
вихід бутадієну, мас. %	6,54	5,71

\*Триєни: етилен, пропілен і бутадієн.

40 Із таблиці 4 можна бачити, що порівняно з прикладом для порівняння 3 проведення парового крекінгу із застосуванням очищеної нафти, отриманої при екстрактивній перегонці за способом згідно з даним винаходом, приводило до виходу 61,58 мас. % триєнів, при цьому вихід збільшувався на 2,22 % порівняно з прикладом для порівняння 3, вихід пропілену збільшувався на 9,07 % і вихід бутадієну збільшувався на 14,54 %. Було показано, що застосування очищеної нафти, отриманої за способом згідно із винаходом, для здійснення парового крекінгу сприяло підвищенню виробництву пропілену і бутадієну.

#### Приклад 6

Даний приклад ілюструє вплив нафтового екстракту, отриманого при екстрактивній перегонці за способом згідно з даним винаходом, на каталітичний риформінг.

50 Екстрактивну перегонку згідно зі способом за прикладом 2 проводили для 100 кг нафти, описаної в таблиці 2. Отриманий нафтовий екстракт застосовували для подачі на каталітичний

риформінг із застосуванням каталізатора В (PtSn/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, який містить 0,35 мас. % Pt, 0,30 мас. % Sn, 1,0 мас. % Cl і  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> до балансу (до 100 %)).

У 100 мл реактор безперервної дії завантажували 50 мл каталізатора В у формі нерухомого шару. Реакцію каталітичного риформінгу проводили в наступних умовах: температура реагентів на вході 520 °С, тиск при проведенні реакції 0,34 МПа, молярне відношення водень/вуглеводень 2,5, і об'ємна (волюмометрична) швидкість подачі 2,0 год.<sup>-1</sup>. При ректифікації реакційного продукту риформінгу отримували C<sub>5</sub><sup>+</sup>-рифформат. Продукт реакції представлений в таблиці 5.

Приклад для порівняння 4

Здійснювали спосіб згідно із прикладом 3, описаним в публікації CN1277907С, для розділення 100 кг нафти, описаної в таблиці 2, на ароматичні вуглеводні і алкани. Каталітичний риформінг нафтового екстракту проводили згідно зі способом за прикладом 6, за винятком того, що температура реагентів на вході становила 514 °С. При ректифікації реакційного продукту риформінгу отримували C<sub>5</sub><sup>+</sup>-рифформат. Продукт реакції наведений в таблиці 5.

Таблиця 5

Продукт	Приклад 6	Приклад для порівняння 4
октанове число C <sub>5</sub> <sup>+</sup> -рифформату	102	102
вміст бензолу в C <sub>5</sub> <sup>+</sup> -рифформаті, об. %	0.89	1.76

Можна бачити, що порівняно з прикладом для порівняння, завдяки способу згідно з даним винаходом вміст бензолу в C<sub>5</sub><sup>+</sup>-рифформаті становить менше 1,0 об. %, що на 49,43 % нижче, ніж в прикладі для порівняння.

Приклад 7

Даний приклад ілюструє виробництво легких олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу із нафти за способом згідно із винаходом.

Екстрактивну перегонку згідно зі способом за прикладом 2 проводили для 100 кг нафти, описаної в таблиці 2. Отриману очищену нафту застосовували як сировину для парового крекінгу при здійсненні реакції парового крекінгу згідно зі способом за прикладом 5. Отриманий нафтовий екстракт застосовували для подачі в установку каталітичного риформінгу при здійсненні каталітичного риформінгу згідно зі способом за прикладом 6. Продукти реакції наведені в таблиці 6.

Приклад 8

Проводили екстрактивну перегонку згідно зі способом за прикладом 3 для 100 кг нафти, описаної в таблиці 2. Отриману очищену нафту застосовували як сировину для парового крекінгу при здійсненні реакції парового крекінгу згідно зі способом за прикладом 5. Отриманий нафтовий екстракт застосовували для подачі в установку каталітичного риформінгу при здійсненні каталітичного риформінгу згідно зі способом за прикладом 6. Продукти реакції наведені в таблиці 6.

Приклад для порівняння 5

100 кг нафти, описаної в таблиці 2, ділили на 55,55 кг і 44,45 кг і у відношенні 44,45 кг нафти проводили екстракційне розділення рідина-рідина згідно зі способом, описаним в прикладі 3 публікації CN1277907С. 29,34 кг отриманої очищеної нафти застосовували як сировину для парового крекінгу при здійсненні реакції парового крекінгу згідно зі способом за прикладом 5. 15,11 кг нафтового екстракту і 55,55 кг нафти застосовували для подачі в установку каталітичного риформінгу для проведення каталітичного риформінгу згідно зі способом за прикладом 6. Продукти реакції наведені в таблиці 6.

Таблиця 6

Продукт	Приклад 7	Приклад 8	Приклад для порівняння 4
вихід триєнів, кг	17,67	17,61	17,67
вихід пропілену, кг	5,28	5,16	4,95
вихід бутадієну, кг	1,88	1,82	1,68
вихід C <sub>5</sub> <sup>+</sup> -бензину, кг	65,05	66,16	64,06
вміст бензолу в C <sub>5</sub> <sup>+</sup> -бензині, об. %	0,89	0,90	3,87

Із таблиці 6 можна бачити, що порівняно з прикладом для порівняння 5 способів виробництва легких олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу із застосуванням нафти як сировини згідно з даним винаходом по суті приводив до такого ж виходу триєнів, і приводив до підвищених виходів пропілену і бутадієну, а також до підвищеного виходу  $C_5^+$  бензину.

#### 5 Приклад 9

Проводили екстрактивну перегонку згідно зі способом за прикладом 4 для 100 кг нафти, описаної в таблиці 2. Отриману очищену нафту застосовували як сировину для парового крекінгу при здійсненні реакції парового крекінгу згідно зі способом за прикладом 5. Отриманий нафтовий екстракт застосовували для подачі в установку каталітичного риформінгу для проведення каталітичного риформінгу згідно зі способом за прикладом 6. Продукти реакції наведені в таблиці 7.

#### 10 Приклад для порівняння 6

100 кг нафти, описаної в таблиці 2, ділили на 32,58 кг і 67,42 кг, і у відношенні 67,42 кг нафти проводили екстракційне розділення рідина-рідина згідно зі способом, описаним в прикладі 3 публікації CN1277907C. 44,50 кг отриманої очищеної нафти застосовували як сировину для парового крекінгу при здійсненні реакції парового крекінгу згідно зі способом за прикладом 5. 22,92 кг нафтового екстракту і 32,58 кг нафти застосовували для подачі в установку каталітичного риформінгу для проведення каталітичного риформінгу згідно зі способом за прикладом 6. Продукти реакції наведені в таблиці 7.

Таблиця 7

Продукт	Приклад 9	Приклад для порівняння 6
вихід триєнів, кг	26,78	26,81
вихід пропілену, кг	8,00	7,51
вихід бутадієну, кг	2,85	2,54
вихід $C_5^+$ -бензину, кг	51,76	51,26
вміст бензолу в $C_5^+$ -бензині, об. %	1,06	2,51

Із таблиці 7 можна бачити, що порівняно з прикладом для порівняння 6 способів виробництва легких олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу із застосуванням нафти як сировини згідно з даним винаходом по суті приводив до такого ж виходу триєнів, і приводив до підвищених виходів пропілену і бутадієну, а також до підвищеного виходу  $C_5^+$  бензину.

### ФОРМУЛА ВИНАХОДУ

1. Спосіб одержання олефінів і бензину із низьким вмістом бензолу із нафти, який включає стадії:

1) проведення екстрактивної перегонки нафти із одержанням нафтового екстракту, який містить циклоалкани і ароматичні вуглеводні, і очищеної нафти, яка містить алкани і  $C_6$ -циклоалкани, при цьому вагове відношення між  $C_6$ -циклоалканами, які містяться в очищеній нафті, і  $C_6$ -циклоалканами, які містяться в нафті, становить 80-95 %;

2) контактування нафтового екстракту із каталізатором риформінгу в реакційних умовах каталітичного риформінгу: 0,01-3,0 МПа, 300-600 °C, молярне відношення водень/вуглеводні 0,5-20 і об'ємна (волюмометрична) швидкість 0,1-50 год.<sup>-1</sup>, із одержанням риформату із низьким вмістом бензолу;

3) подача очищеної нафти в установку парового крекінгу для здійснення реакції крекінгу із одержанням легких олефінів.

2. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що масове відношення між  $C_6$ -циклоалканами, які містяться в очищеній нафті, і  $C_6$ -циклоалканами, які містяться в нафті, становить 88-95 %.

3. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що на стадії (1) екстрактивну перегонку проводять в колоні екстрактивної перегонки, а умови експлуатації колони екстрактивної перегонки включають в себе: відношення розчинник/нафта 1-10:1; температура верхньої частини колони 70-190 °C; і тиск 0,1-0,3 МПа.

4. Спосіб за п. 3, який **відрізняється** тим, що умови експлуатації колони екстрактивної перегонки включають в себе: відношення розчинник/нафта, яке дорівнює 3-8; і температуру у верхній частині колони 75-180 °C.

5. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що розчинник, який застосовують на стадії (1) для проведення екстрактивної перегонки, вибраний із групи, яка складається із сульфолану,

диметилсульфоксиду, диметилформаміду, N-метилпіролідону, N-формілморфоліну, тригліколю, тетрагліколю, пентагліколю, метанолу і ацетонітрилу.

6. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що на стадії (1) перед екстрактивною перегонкою нафту піддають гідроочищенню, щоб наситити олефіни і видалити домішки, які містяться в ній.

5 7. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що на стадії (2) перед здійсненням реакції риформінгу нафтовий екстракт піддають гідроочищенню, щоб наситити олефіни і видалити домішки, які містяться в ньому.

8. Спосіб за п. 6 або 7, який **відрізняється** тим, що в очищеній нафті або очищеному нафтовому екстракті вміст сірки становить менше 0,5 мкг/г, вміст азоту становить менше 0,5 мкг/г, вміст арсену становить менше 1,0 нг/г і вміст свинцю становить менше 10 нг/г.

10 9. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що на стадії (2) каталітичний риформінг проводять при реакційному тиску 0,2-2,0 МПа, температурі 350-520 °С, об'ємній (волюмометричній) швидкості 1,0-30 год.<sup>-1</sup> і молярному відношенні водень/вуглеводень, що дорівнює 1-8:1.

10. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що на стадії (2) риформат із низьким вмістом бензолу одержують фракціонуванням рідкого реакційного продукту каталітичного риформінгу у фракційній колоні.

15 11. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що на стадії (3) умови проведення реакції крекінгу включають в себе: тиск 0,05-0,30 МПа, час знаходження реагентів 0,01-0,6 сек., масове відношення вода/нафта 0,3-1,0 і температуру на виході із печі крекінг-установки 760-900 °С.

20 12. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що нафта являє собою суміш вуглеводнів із початковою точкою кипіння 40-80 °С, яка визначається згідно із стандартом ASTM D-86, і кінцевою температурою розгонки 160-220 °С.

13. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що нафта вибрана із групи, яка складається із прямогонної нафти, нафти гідрокрекінгового очищення, нафти коксування, нафти, отриманої каталітичним крекінгом, або промислового конденсату.

25 14. Спосіб за п. 1, який **відрізняється** тим, що нафта містить 30-85 мас. % алканів, 10-50 мас. % циклоалканів і 5-30 мас. % ароматичних вуглеводнів.

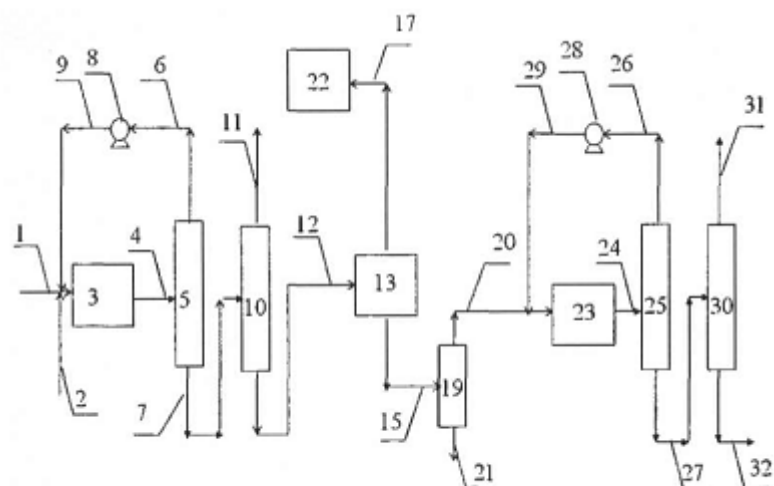


Fig. 1

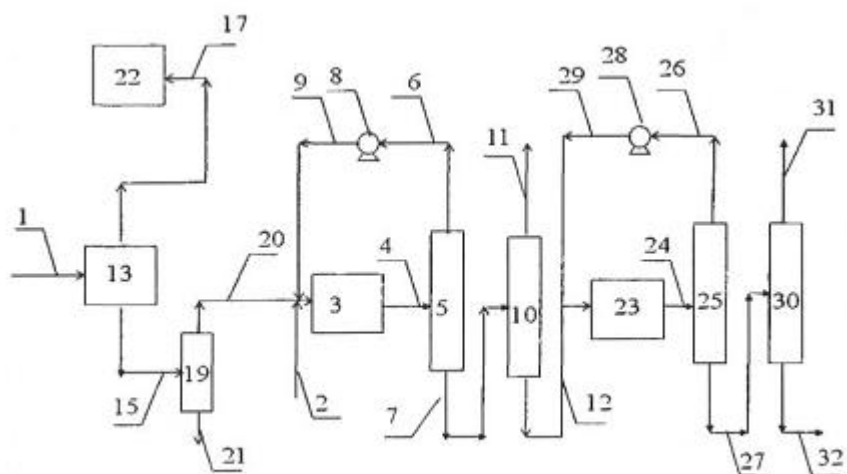


Fig. 2

Комп'ютерна верстка Д. Шеверун

Державна служба інтелектуальної власності України, вул. Василя Липківського, 45, м. Київ, МСП, 03680, Україна

ДП "Український інститут інтелектуальної власності", вул. Глазунова, 1, м. Київ – 42, 01601