



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **114410** (13) **U**  
(51) МПК (2017.01)  
**B01D 53/00**  
**B01D 53/14** (2006.01)

ДЕРЖАВНА СЛУЖБА  
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ  
ВЛАСНОСТІ  
УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

<b>(21)</b> Номер заявки: <b>u 2016 08893</b>	<b>(72)</b> Винахідник(и): <b>Летюк Євген Олександрович (UA),</b> <b>Веніславський Федір Володимирович (UA),</b> <b>Полковниченко Олександр Миколайович (UA),</b> <b>Таркінська Ольга Олександрівна (UA)</b>
<b>(22)</b> Дата подання заявки: <b>18.08.2016</b>	<b>(73)</b> Власник(и): <b>Летюк Євген Олександрович,</b> вул. Третя, 14, м. Харків, 61020 (UA), <b>Веніславський Федір Володимирович,</b> вул. Я. Мудрого, 7, кв. 22, м. Харків, 61024 (UA), <b>Полковниченко Олександр Миколайович,</b> вул. Дерев'янка, 3-в, кв. 40, м. Харків, 61103 (UA), <b>Таркінська Ольга Олександрівна,</b> вул. Третя, 14, м. Харків, 61020 (UA)
<b>(24)</b> Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>10.03.2017</b>	
<b>(46)</b> Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.03.2017, Бюл.№ 5</b>	

**(54) СПОСІБ ВИЛУЧЕННЯ ЦІЛЮВИХ КОМПОНЕНТІВ З ВУГЛЕВОДНЕВОГО ГАЗУ**

**(57) Реферат:**

Спосіб вилучення цільових компонентів з вуглеводневого газу включає послідовну подачу газу на сепарацію, охолодження, низькотемпературну абсорбцію та кінцеву сепарацію. Після охолодження направляють спочатку на проміжну сепарацію, а потім на низькотемпературну абсорбцію та кінцеву сепарацію.

UA 114410 U



Корисна модель належить до нафтогазодобувної та газопереробної промисловості, зокрема, до способів переробки та підготовки природного газу з використанням процесів низькотемпературної конденсації та низькотемпературної абсорбції, і може бути використана при будівництві нових або реконструкції діючих установок підготовки (переробки) вуглеводневого газу на газових, нафтогазових та газоконденсатних родовищах.

Відомий спосіб вилучення цільових компонентів з вуглеводневого газу методом низькотемпературної абсорбції (М.О.Берлин та інші "Переработка нефтяных и природных газов" - М.: "Химия", 1981. - С. 239-241) [1], який включає послідовну подачу вуглеводневого газу на сепарацію, охолодження, абсорбцію, подачу газу зворотним потоком на рекуперацію і його відведення споживачеві. З охолодженого газу шляхом низькотемпературної абсорбції (НТА) при температурі мінус 37 °С та тиску 5,9 МПа вилучають пропан-бутанову фракцію та більш важкі вуглеводні легким абсорбентом, після чого важким абсорбентом вилучають фракції легкого абсорбенту, які уносяться газом.

Недоліками такого способу є недостатня його ефективність: багатоступеневий процес абсорбції, який призводить до значних питомих витрат абсорбентів для здійснення процесу вилучення цільових вуглеводнів з газу і, як наслідок, значних енерговитрат на їх регенерацію та циркуляцію, а також використання додаткового обладнання для регенерації важкого абсорбенту.

Відомий також процес вилучення цільових компонентів з природного газу (патент України 85948 від 22.05.2013 р.) [2], в якому процес вилучення цільових компонентів здійснюється з більшою ефективністю та при менших енерговитратах.

Це досягається за рахунок того, що сирий газ попередньо охолоджується, сепарується від сконденсованої рідкої фази і далі після охолодження, наприклад, у турбодетандері, надходить на абсорбцію для вилучення цільових вуглеводнів і на кінцевий сепаратор (дод.).

Але при здійсненні цього способу теж не забезпечується максимальне вилучення цільових компонентів. Це викликане тим, що в газовому потоці після охолодження в турбодетандері міститься деяка кількість сконденсованих вуглеводнів. Це знижує рушійну силу процесу абсорбції та тим самим зменшує кількість вуглеводнів, які вилучаються з газової фази.

Задачею корисної моделі є підвищення ефективності вилучення цільових компонентів з вуглеводневого газу.

Поставлена задача вирішується тим, що спосіб вилучення вуглеводнів з вуглеводневого газу включає подачу газу на сепарацію, охолодження, абсорбцію і далі кінцеву сепарацію, згідно з корисною моделлю, газ після охолодження направляють спочатку на проміжну сепарацію і вже потім на низькотемпературну абсорбцію та кінцеву сепарацію.

При введенні абсорбенту не перед низькотемпературним сепаратором, як у відомому способі, а після нього, абсорбент вводиться в однофазний газовий потік, з якого вже виділений вуглеводневий конденсат з розчиненими в ньому вуглеводнями. Завдяки цьому рушійна сила процесу абсорбції досягає свого максимального значення, що інтенсифікує процес вилучення вуглеводнів з вуглеводневого газу.

Спосіб здійснюється наступним чином (фіг. 1). Вихідний потік вуглеводневого газу після попередньої сепарації в газосепараторі I направляється в рекуперативний теплообмінник II для охолодження та часткової конденсації висококиплячих вуглеводнів. Далі газ через сепаратор III направляється до турбодетандера IV, де здійснюється додаткове охолодження та конденсація важких вуглеводнів, які виділяються далі в сепараторі V. Абсорбент подається не відразу після турбодетандера на вхід сепаратора V, як в [2], а між сепараторами V та XVIII після вилучення з газової фази сконденсованих вуглеводнів. Встановлення додаткового проміжного сепаратора V, на відміну від відомого способу, обумовлене необхідністю отримання більш високого ступеня вилучення цільових компонентів з природного газу, яка досягається за рахунок того, що при проходженні сепаратора V з газу вилучаються цільові компоненти, які містяться в ньому. Це, в свою чергу, обумовлює при контактуванні газу з абсорбентом на вході в сепаратор XVIII створення максимально можливої рушійної сили процесу масопереносу через досягнення максимальної різності концентрацій вуглеводнів в рідкій та газоподібній фазах. Після сепаратора XVIII газ проходить рекуперативний теплообмінник II, в якому віддає свій холод вихідному потоку газу, і направляється далі у магістральний газопровід. Відсепарований конденсат в сепараторі I після відстоювання в розділювачі XI і охолодженні в теплообміннику XIII надходить в колону VI. В дану колону надходить і конденсат, який відсепарувався в сепараторах III, V та XVIII. В колоні VI здійснюється виділення газів дегазації (метану та етану) з вуглеводневого конденсату, який надходить далі у колону VII. В цій колоні здійснюється кінцеве виділення пропан-бутанових фракцій з дегазованого в колоні VI конденсату.

Для спрощення апаратного оформлення пропонуємого способу без зниження його ефективності необхідно замість двох низькотемпературних сепараторів, встановлених після турбодетандера, застосувати комбінований багатофункціональний абсорбер з двома ступенями сепарації (фіг. 2).

5 При застосуванні процесу низькотемпературної абсорбції в потоці за цією схемою газ проходить всі стадії, як і за схемою з використанням двох низькотемпературних сепараторів (фіг. 1), з тією різницею, що після турбодетандера газ надходить до комбінованого абсорбера-сепаратора з двома ступенями сепарації (пп. 1 та 3 на фіг. 2) та розташованою між ними масообмінною секцією (п. 2 на фіг. 2), де він послідовно проходить стадії проміжної сепарації, абсорбції та кінцевої сепарації.

10 Для оцінки ефективності запропонованого способу проведений порівняльний аналіз вилучення цільових компонентів з природного газу (Таблиця 1) двома способами: відомим [2] та пропонуємим. Результати проведених розрахунків матеріально-теплових балансів наведені в Таблиці 2, а залежність кількості вилученого пропан-бутану від способу здійснення процесу НТА та від кількості абсорбенту, представлені на фіг. 3.

Таблиця 1

Склад природного газу, з якого вилучаються цільові компоненти за рахунок здійснення процесу НТА за аналогом та корисною моделлю

Компонент		Концентрація, % об.
Метан	CH <sub>4</sub>	89,22
Етан	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,53
Пропан	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,94
ізо-Бутан	i- C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,23
норм.-Бутан	n- C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,33
ізо-Пентан	i- C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,04
норм.-Пентан	n- C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,05
норм.-Гексан	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,04
норм.-Гептан	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01
норм.-Октан	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,01
норм.-Нонан	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,01
Діоксид вуглецю	CO <sub>2</sub>	0,64
Азот	N <sub>2</sub>	1,94

Таблиця 2

Результати проведених розрахунків матеріально-теплових балансів різних схем застосування процесу НТА

Спосіб здійснення процесу НТА	Витрата абсорбенту, г/ст.м <sup>3</sup>	Тиск на виході з турбодетандера, МПа	Температура на кінцевому ступеню сепарації, °C	Вихідна концентрація пропан-бутанової фракції в газі на виході з турбодетандера, г/ст.м <sup>3</sup>	Ступінь вилучення пропан-бутанової фракції на низькотемпературному ступеню сепарації	
					г/ст.м <sup>3</sup>	%
-	0	2,9	мінус 57,3	50,8	32,7	64,4
Перед низькотемпературним сепаратором	12,5		мінус 55,8		34,1	67,1
	25		мінус 54,4		34,8	68,4
	75		мінус 49,9		35,2	69,4
Після низькотемпературного сепаратора	12,5		мінус 54,3		38,6	75,9
	25		мінус 52,6		40,1	79,0
	75		мінус 47,5		38,0	74,9

Як видно з даних, що приведені на графіку на дод. та в таблиці 2, при реалізації пропонуємого способу в порівнянні з відомим [2] ефективність вилучення пропан-бутанової фракції збільшується на 20 %.

Фіг. 1 - Принципова технологічна схема установки вилучення пропан-бутанової фракції з введенням абсорбенту в потік після низькотемпературного сепаратора.

I, III, V, XVIII - сепаратори; II, XIII, XIV, XV, XVII - рекуперативні теплообмінники; IV - турбодетандер; VI - колона деетанізації; VII - колона депропанізації; VIII - дефлегматор колони депропанізації; IX - піч підігріву кубового залишку колони деетанізації; X - піч підігріву кубового залишку колони депропанізації; XI, XII - трьохфазні розділювачі; XVI - компресор газу низького тиску (газів дегазації).

Фіг. 2 - Принципова технологічна схема установки вилучення пропан-бутанової фракції з введенням абсорбенту в потік з використанням модернізованого низькотемпературного сепаратор-абсорбера.

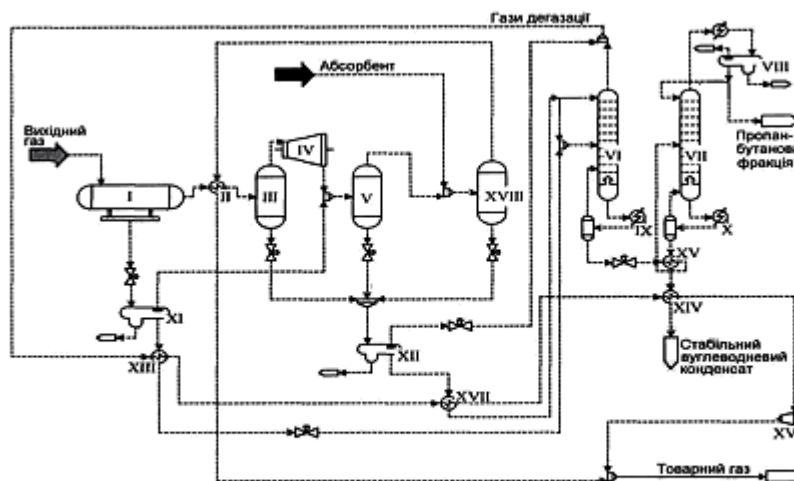
I, III - сепаратори; II, XIII, XIV, XV, XVII - рекуперативні теплообмінники; IV - турбодетандер; V - модернізований сепаратор-абсорбер; VI - колона деетанізації; VII - колона депропанізації; VIII - дефлегматор колони депропанізації; IX - піч підігріву кубового залишку колони деетанізації; X - піч підігріву кубового залишку колони депропанізації; XI, XII - трьохфазні розділювачі; XVI - компресор газу низького тиску (газів дегазації).

1 - перша сепараційна секція, 2 - масообмінна секція, 3 - друга сепараційна секція.

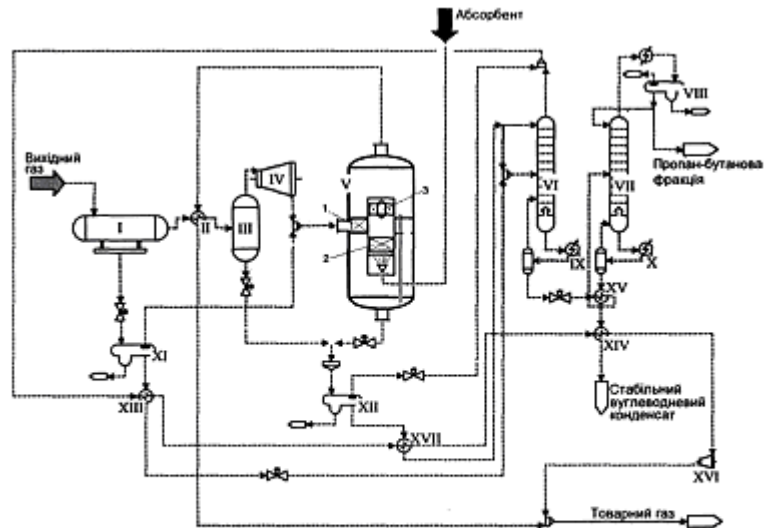
Фіг. 3 - Залежність кількості вилученої пропан-бутанової фракції від витрат абсорбенту та спосіб здійснення процесу НТА в потоці.

#### ФОРМУЛА КОРИСНОЇ МОДЕЛІ

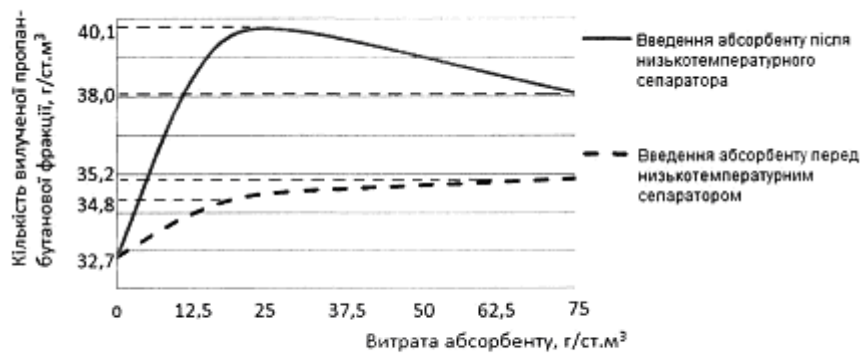
Спосіб вилучення цільових компонентів з вуглеводневого газу, що включає послідовну подачу газу на сепарацію, охолодження, низькотемпературну абсорбцію та кінцеву сепарацію, який **відрізняється** тим, що для збільшення ефективності вилучення цільових компонентів з природного газу газ після охолодження направляють спочатку на проміжну сепарацію, а вже потім на низькотемпературну абсорбцію та кінцеву сепарацію.



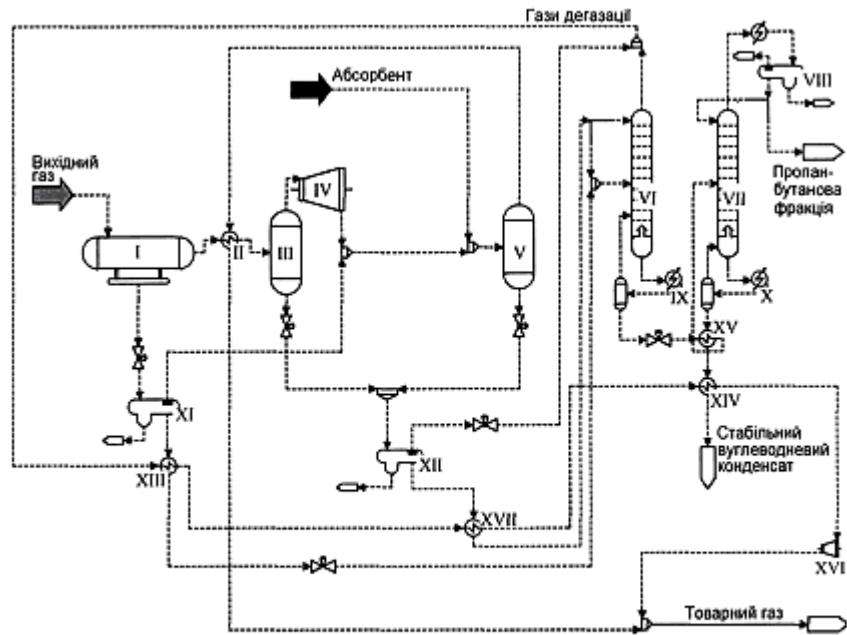
Фіг. 1



Фиг. 2



Фиг. 3



Дод.

Комп'ютерна верстка Т. Вахричева

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