

# ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ

(12)

РЕСПУБЛИКА БЕЛАРУСЬ



НАЦИОНАЛЬНЫЙ ЦЕНТР  
ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНОЙ  
СОБСТВЕННОСТИ

(19) ВУ (11) 5267

(13) С1

(51)<sup>7</sup> С 07С 7/13

## (54) СПОСОБ ВЫДЕЛЕНИЯ Н-ПАРАФИНОВЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ

(21) Номер заявки: а 19980715

(22) 1998.07.27

(46) 2003.06.30

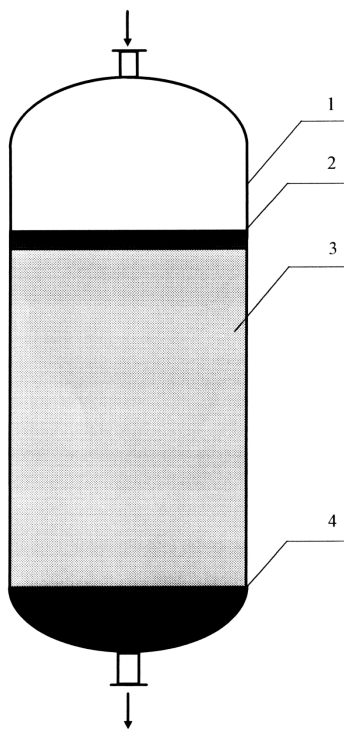
(71) Заявитель: Полоцкий государственный университет (ВУ)

(72) Авторы: Халил Валид Бадр (SY); Абаев Генрих Николаевич; Ткачев Сергей Михайлович (ВУ)

(73) Патентообладатель: Полоцкий государственный университет (ВУ)

(57)

Способ выделения н-парафиновых углеводородов из газо-сырьевой смеси путем их адсорбции при прохождении исходного сырья через слой адсорбента, включающий цеолит, и последующей десорбции полярным десорбентом, **отличающийся** тем, что цеолит послойно разбавляют фарфоровыми шарами, при этом степень разбавления уменьшается по ходу движения газо-сырьевого потока, и объемное соотношение цеолита и фарфоровых шаров в первом слое составляет 1:3, во втором слое - 1:2, в третьем слое - 1:1, в четвертом слое - 1:0.



Фиг. 1

# BY 5267 C1

(56)

Опыт пуска и эксплуатации адсорбционных комплексов производства жидких парафинов. Тематический обзор, сер. Нефтехимия и сланцепереработка. - М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1984. - С. 5-7.

Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. - М.: Химия, 1984. - С. 542-544.

SU 1204610 A, 1986.

SU 1213020 A, 1986.

US 4608061 A, 1986.

SU 984401 A, 1982.

---

Способ выделения n-парафиновых углеводородов может найти применение в нефтехимической, нефтеперерабатывающей промышленности, а также в практике научно-исследовательских работ.

В настоящее время в практике получения высокочистых n-парафиновых углеводородов используют парофазные адсорбционные процессы, основанные на применении в них в качестве адсорбентов синтетических цеолитов 5А. Для десорбции n-парафинов из цеолитов часто используют полярные десорбенты, например газообразный аммиак [1].

Недостатком известного технического решения является необходимость проведения процесса при повышенных температурах, связанная с тем, что на стадии адсорбции из-за протекания двух противоположных процессов - адсорбции на цеолите n-парафинов и десорбции из него полярного десорбента и отличия в теплотах их адсорбции температура в слое адсорбента значительно падает, а на стадии десорбции n-парафинов повышается. Максимальная разность температур в слое адсорбента в течение цикла работы адсорбера обычно составляет 65-70 К, при понижении температуры в слое цеолита могут наблюдаться проявления капиллярной конденсации углеводородов сырья, вследствие чего адсорбционные свойства адсорбента могут быть в значительной степени утрачены. Это вызывает необходимость повышения температуры в адсорбере и увеличения подачи газоразбавителя сырья [1].

Известно применение в ряде каталитических короткоцикловых процессов для сглаживания температур по высоте слоя катализатора и между стадиями цикла инертного твердого теплоносителя. В этих случаях разбавление катализатора инертным твердым теплоносителем строго регламентируется и предназначено для снижения перепада температур в слое катализатора между эндотермической (крекинг, дегидрирование) и экзотермической (выжиг кокса, окисление катализатора) стадиями. В результате этого предотвращается преждевременная дезактивизация катализатора [2, 3].

Наиболее близким технологическим решением к предлагаемому способу является модифицированный процесс "Парекс" [4]. В этом процессе сырье в смеси с водородосодержащим газом-разбавителем в соотношении 300:1  $\text{нм}^3$  ВСГ/ $\text{м}^3$  сырья подают на стадии адсорбции в адсорбер (фиг. 1), заполненный цеолитом 5А, высота слоя которого составляет около 9 м. Выходящий из адсорбера продукт - денормализат в смеси с водородосодержащим газом и некоторым количеством десорбента - аммиака, направляют на охлаждение и разделение. Выделенный денормализат выводят с установки, а смесь водородосодержащего газа (ВСГ) и аммиака подают на отмывку последнего водой. Отмытый от аммиака водородосодержащий газ возвращают на разбавление сырья, выделенный из водоаммиачного раствора аммиак направляют в общий поток циркулирующего десорбента - газообразного аммиака.

После окончания стадии адсорбции в адсорбер подают десорбент и проводят десорбцию в две ступени. На первой ступени (так называемая стадия продувки) десорбентом из слоя цеолита 5А отдуваются оставшиеся в нем углеводороды сырья и водородосодержащий газ. Полученную при этом смесь подают на охлаждение и разделение. Жидкий продукт стадии продувки или сбрасывают в денормализат, или возвращают в сырье установки, а газовый поток направляют в систему циркуляции десорбента.

# ВУ 5267 С1

Далее проводят вторую ступень десорбции (собственно стадия десорбции н-парафинов), продолжая подавать в адсорбер десорбент. При этом на выходе из адсорбера получают десорбат в смеси с десорбентом. Этот поток охлаждают, разделяют. Десорбат направляют для дополнительной очистки от ароматических углеводородов на блок олеумной очистки, а десорбент возвращают в процесс.

Недостатком данного способа является его высокая энергоемкость, которая складывается из затрат на компремирование и нагрев больших количеств газа-разбавителя сырья (соотношение 300:1 нм<sup>3</sup> ВСГ/м<sup>3</sup> сырья) и десорбента. Повышенные энергозатраты связаны с тем, что в процессе протекания стадий адсорбции и десорбции может происходить капиллярная конденсация сырья и дезактивация цеолита. Для предотвращения этого возникает необходимость большого разбавления сырья водородосодержащим газом.

Задачей предлагаемого изобретения является сокращение расхода газа-разбавителя и десорбента, затрат на их компремирование и нагрев и, как следствие, снижение энергопотребления на установке адсорбционного выделения н-парафиновых углеводородов методом "Парекс".

Поставленная задача решается тем, что в способе выделения н-парафиновых углеводородов из газо-сырьевой смеси путем их адсорбции при прохождении исходного сырья через слой адсорбента, включающий цеолит, и последующей десорбции полярным десорбентом, в отличие от прототипа, цеолит послойно разбавляют фарфоровыми шарами, при этом степень разбавления уменьшается по ходу движения газо-сырьевого потока, и объемное соотношение цеолита и фарфоровых шаров в первом слое составляет 1:3, во втором слое - 1:2, в третьем слое - 1:1, в четвертом слое - 1:0

Использование предлагаемого адсорбента в способе выделения н-парафиновых углеводородов приводит к уменьшению перепада температур в слое цеолита, исключается проявление капиллярной конденсации при сокращении количества водородосодержащего газа.

На фиг. 1 приведен эскиз адсорбера установки "Парекс" для выполнения известного способа (прототипа), на фиг. 2 приведен эскиз адсорбера установки "Парекс" для выполнения предлагаемого способа.

Способ проверен путем эксперимента с использованием математической модели процесса "Парекс", разработанной в Полоцком государственном университете, и поясняется следующими примерами.

## **Пример 1** (по прототипу).

Адсорбер для выполнения способа-прототипа (фиг. 1) представляет собой корпус 1, имеющий внутри корзины с фарфоровыми шарами 2, слой цеолита 3 и слой фарфоровых шаров 4.

Сырье - фракция дизельного топлива в количестве 95000 кг/ч в смеси с водородосодержащим газом-разбавителем в соотношении 300:1 нм<sup>3</sup> ВСГ/м<sup>3</sup> сырья подают на стадии адсорбции с температурой 660 К в адсорбер (фиг. 1), заполненный цеолитом, высота слоя которого составляет около 9 м, а количество 65 т. Выходящий из адсорбера продукт - денормализат в смеси с водородосодержащим газом и некоторым количеством десорбента - аммиака, направляют на охлаждение и разделение. Выделенный денормализат выводят с установки, а смесь водородосодержащего газа и аммиака подают на отмывку последнего водой. Отмытый от аммиака водородосодержащий газ возвращают на разбавление сырья, выделенный из водоаммиачного раствора аммиак направляют в общий поток циркулирующего десорбента - газообразного аммиака.

После окончания стадии адсорбции в адсорбер подают десорбент в количестве 26483 кг/ч с температурой 650 К и проводят десорбцию в две ступени. На первой ступени (так называемая стадия продувки) десорбентом из слоя цеолита 5А отдуваются оставшиеся в нем углеводороды сырья и водородосодержащий газ. Полученную при этом смесь подают на охлаждение и разделение. Жидкий продукт стадии продувки или направляют в денормализат, или возвращают в сырье установки, а газовый поток подают в систему циркуляции десорбента.

# ВУ 5267 С1

Далее проводят вторую ступень десорбции (собственно стадия десорбции н-парафинов), продолжая подавать в адсорбер десорбент (газообразный аммиак). При этом на выходе из адсорбера получают десорбат в смеси десорбентом. Этот поток охлаждают и разделяют. Десорбат направляют для дополнительной очистки от ароматических углеводородов на блок олеумной очистки, а десорбент возвращают в общий поток циркулирующего десорбента. Максимальный перепад температур в слое цеолита в течение цикла находится в пределах 60-70 К. Чистота получаемых жидких парафинов составляет не менее 99,0 мас. %, степень извлечения н-алканов из сырья - свыше 85 мас. %, межрегенерационный период эксплуатации цеолита 1 год, потребляемая электроэнергия - 10500 кВт/ч.

**Пример 2** (выполнение способа по предлагаемому изобретению).

Адсорбер для выполнения способа по изобретению (фиг. 2) представляет собой корпус 1, имеющий внутри корзины с фарфоровыми шарами 2, слой 3 цеолита, разбавленного фарфоровыми шарами в соотношении 1:3, высотой 3 м, слой 4 цеолита, разбавленного фарфоровыми шарами в соотношении 1:2, высотой 3 м, слой 5 цеолита, разбавленного фарфоровыми шарами в соотношении 1:1, высотой 2 м, слой 6 неразбавленного цеолита высотой 3 м и слой 7 фарфоровых шаров.

Сырье - фракция дизельного топлива в количестве 95 т в смеси с водородосодержащим газом-разбавителем в соотношении 20:1  $\text{нм}^3$  ВСГ/ $\text{м}^3$  сырья подают на стадии адсорбции с температурой 670 К в адсорбер, заполненный цеолитом с фарфоровыми шарами в соответствии с предложенным способом (фиг. 2), высота слоя которых составляет 11 м, а количество цеолита 46 т.

После окончания стадии адсорбции в адсорбер подают десорбент в количестве 16930 кг/ч с температурой 658 К и проводят десорбцию в две ступени так же, как и в примере 1. Максимальный перепад температур в слое цеолита в течение цикла находится в пределах 20-25 К. Чистота получаемых жидких парафинов составляет не менее 99,0 мас. %, степень извлечения н-алканов из сырья - свыше 85 мас. %, межрегенерационный период эксплуатации цеолита 1 год, потребляемая электроэнергия - 6300 кВт/ч.

Таким образом, изобретение обеспечивает решение поставленной задачи - снижение энергозатрат на промышленной установке на 40 % за счет сокращения количества водородосодержащего газа с 300:1 до 20:1  $\text{нм}^3$  ВСГ/ $\text{м}^3$  сырья и десорбента с 26483 до 16930 кг/ч.

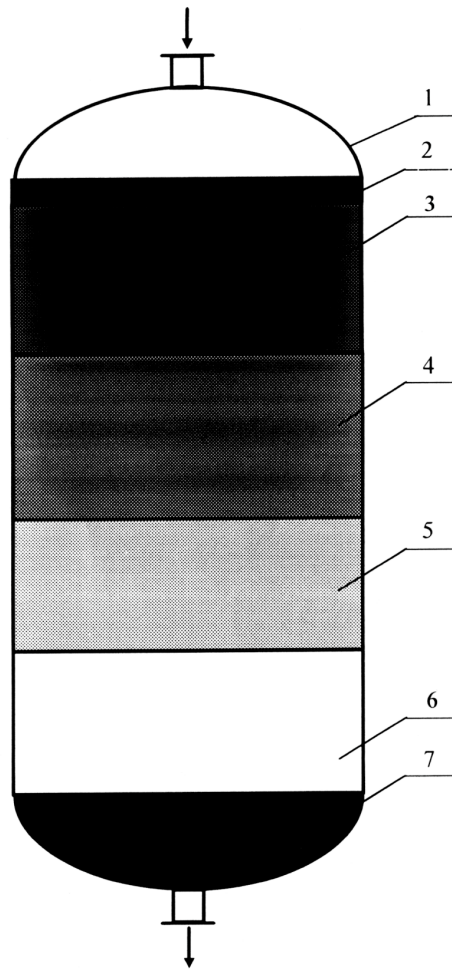
## Сравнительные показатели способа выделения н-парафиновых углеводородов известным и предлагаемым техническими решениями

Наименование	Ед. изм.	Прототип "Парекс"	Изобретение
Сырье		дизтопливо	дизтопливо
Максимальный перепад температуры в слое цеолита	К	60-70	20-25
Количество десорбента	кг/ч	26483	16930
Количество газа-разбавителя	$\frac{\text{нм}^3 \text{ ВСГ}}{\text{м}^3 \text{ сырья}}$	300	20
Количество электроэнергии	кВт/ч	10500	6300

Источники информации:

1. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. - М.: Химия, 1984. - С. 592.
2. Азангер Ф. Введение в нефтехимию. - М.: Гостоптехиздат, 1961. - С. 47.
3. Гросс Т.Н. Математическое моделирование промышленных процессов получения диенов  $\text{C}_4$ - $\text{C}_5$  дегидрированием на фосфатных катализаторах. Автореф. дис. ... канд. - М., 1988.
4. Борисова Л.В., Болотов Л.Г., Кондратьева Г.А. и др. Опыт пуска и эксплуатации адсорбционных комплексов производства жидких парафинов : Тем. обзор, сер. нефтехимия и сланцепереработка. - М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1984. - С. 70 (прототип).

# BY 5267 C1



Фиг. 2