

ПРИМЕНЕНИЕ СУХОГО ГАЗА КАК ИСТОЧНИКА НЕФТЕХИМИЧЕСКИХ ПРОДУКТОВ

А.И. Абсаттаров^{1,*}, студент, Ю.А. Писаренко¹, профессор, Н.И. Зеленцова², зам. директора

¹ Кафедра химии и технологии основного органического синтеза МИТХТ им. М.В. Ломоносова, Москва, 119571 Россия

² ООО «ВНИИОС-наука», Москва, 105005 Россия

* Автор для переписки, e-mail: artabs@yandex.ru

Предложен способ использования сухого газа каталитического крекинга как альтернативного сырья для установок производства этилена. Показана экономическая целесообразность применения сухого газа. Разработана схема очистки сухого газа от примесей.

Ключевые слова: каталитический крекинг, олефины, этилен, очистка газа, пиролиз, газоразделение.

APPLYING REFINERY OUTGOING GAS AS A SOURCE OF PETROCHEMICAL PRODUCTS

A.I. Absattarov^{1,*}, Yu.A. Pisarenko¹, N.I. Zelentsova²

¹ M.V. Lomonosov Moscow State University of Fine Chemical Technologies, Moscow, 119571 Russia

² VNIOS-science, Moscow, 105005 Russia

* Corresponding author e-mail: artabs@yandex.ru

The problem of applying refinery outgoing gas (ROG) is considered in this article. Today this gas containing ethylene and propylene doesn't have any usage in Russia. But it could be a good feedstock for petrochemical industry. In view of ethylene deficiency, the recovery of ethylene from refinery outgoing gas is a very important problem. In order to solve this problem the advantage of applying ROG as an alternative feedstock for ethylene production was suggested in this article. Various methods of applying refinery outgoing gas were introduced. The economic advisability was demonstrated. The technology of gas purification was suggested. Combination of refinery processes and ethylene production allows increasing the degree of petroleum refining and getting profit by recovering ethylene from ROG.

Keywords: refinery outgoing gas, ROG, olefins, ethylene, ROG purification, pyrolysis.

Введение

Сухой газ (далее СГ) – это фракция, получаемая при процессах каталитического крекинга нефтяных фракций (далее КК). При проведении процессов КК в псевдосжиженном слое катализатора, в составе СГ содержится до 22% мольн. этилена, а также ряд других веществ, представляющих большую ценность для нефтехимической промышленности (табл. 1) [1]. В настоящее время на установках каталитического крекинга выделяется от 4 до 5 % мас. сухого газа от общего выхода продукта. Несмотря на его дешевизну и содержание в нем ценных продуктов, сухой газ продолжают использовать в качестве топлива, а не пытаются реализовать как сырье для получения органических веществ.

Таблица 1. Ориентировочный состав сухого газа с установки каталитического крекинга

Компонент	Содержание, % мольн.
Водород	10–50
Азот	2–10
Метан	30–55
Этилен	10–22
Этан	15–20
Пропан	1–7
Пропилен	1–5
Бутадиен-1,3	0.0–0.15
Бутилен	0.1-0.5
Бутаны	0.5–1
C5+	0.2–2

Средняя производительность отечественных установок каталитического крекинга в псевдосжиженном слое катализатора по сырью 2 млн. т/год. При этом производительность по СГ составляет 12.5 т/ч.

В табл. 2 представлены значения объемов сухого газа, выделяющегося при каталитическом крекинге, содержание в нем этилена и, вместе с тем, перспективы выделения этилена из сухого газа.

Таблица 2. Перспективы выделения этилена из сухого газа

НПЗ	Производительность по сырью, тыс. т/год	Выход сухого газа, т/год	Выход этилена, тыс. т/год	Цена за этилен, тыс. руб./т	Возможный доход, млн. руб./год
ООО «Лукойл-Нижегород-нефтеоргсинтез»	2000.00	100.00	22.00		550.00
ООО «Газпромнефть-ОНПЗ»	4000.00	200.00	44.00	25.00	1100.00
ООО "БашНефтеХим"	4000.00	200.00	44.00		1100.00

Из табл. 2 видно, что выделение этилена из СГ является весьма выгодной перспективой.

Выделение ценных продуктов из сухого газа требует сложного технического оборудования ввиду их низких температур кипения. Однако все компоненты, входящие в состав сухого газа, также входят в состав газа, получаемого на пиролизных установках (далее установки ЭП), где имеется свой блок газоразделения. В блоке разделения газов пиролиза предусмотрено все необходимое оборудование для разделения сухого газа.

Существует возможность использования на стадии разделения, параллельно с газом, выделяемым на установках пиролиза, сухого газа, получаемого на установках каталитического крекинга. Причем можно использовать СГ как дополнительное сырье, что позволит увеличить производительность установки ЭП, а также можно использовать СГ вместо газа, получаемого пиролизом широкой фракции легких углеводородов (далее ШФЛУ). Учитывая, что стоимость СГ приблизительно в 3 раза меньше стоимости ШФЛУ, применение сухого газа позволит снизить себестоимость готовой продукции без уменьшения производительности по основному продукту – этилену.

На данный момент основные продукты пиролиза – этилен и пропилен пользуется большим спросом у потребителей. В связи с этим работа установок пиролиза редко ниже проектной, следовательно, увеличивать производительность нежелательно, так как увеличение производительности выше проектной может крайне пагубно сказаться на технологическом оборудовании. Поэтому в данной статье рассмотрен способ реализации потенциала сухого газа путем замены газа, получаемого пиролизом ШФЛУ.

Примеси в сухом газе и очистка от них

Основной сложностью выделения этилена из сухого газа является очистка газа от неорганических примесей, которые содержатся в сырье каталитического крекинга, и, как следствие, в сухом газе. В табл. 3 приведен перечень примесей, их влияние на процесс

газоразделения и способы очистки сухого газа от данных примесей [1, 2].

Из табл. 3 видно, что сухой газ необходимо подвергать очистке, иначе качество продукции не будет соответствовать товарному. Кроме того, примеси пагубно влияют на технологическое оборудование и, в определенных условиях, могут являться причиной взрыва.

Схемы очистки сухого газа

Для очистки сухого использована схема, состоящая из четырех основных этапов (рис. 1):

- Адсорбция тяжелых примесей (арсина, серооксида углерода и сероводорода) на твердых адсорбентах Puristar R3-12 (BASF) на основе оксидов цинка и меди.
- Восстановительное гидрирование оксидов азота и кислорода до молекулярного азота и воды соответственно на неподвижном слое катализатора Puristar R3-81 (BASF). Кроме того, гидрированию подвергаются ацетиленовые и диеновые соединения. Олефины на данном катализаторе не гидрируются.
- Рекуперация тепла. Реакция гидрирования имеет большой положительный тепловой эффект, следовательно, выгодно использовать тепло реакции для подогрева приходящего в реактор потока.
- Заключительным этапом является абсорбция метанола и аммиака из газа в тарельчатой колонне. Абсорбентом является вода, так как и метанол, и аммиак хорошо растворяются в воде.

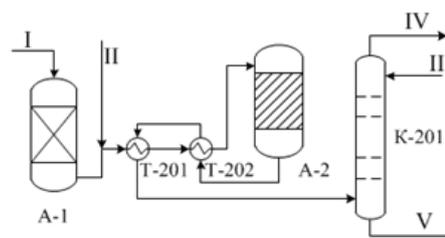


Рис. 1. Схема очистки сухого газа:

I – сухой газ, II – концентрированный водород, III – водяное орошение, IV – очищенный сухой газ, V – вода на очистку. A-1 – адсорбер, A-2 – реактор гидрирования, K-201 – колонна водной абсорбции.

Таблица 3. Примеси в сухом газе и способы очистки газа от них

Примесь	Формула	Содержание, ppm мольн.	Влияние на процессы газоразделения	Способ удаления
Оксиды азота	NO _x	10–100	Взаимодействуют с ацетиленовыми диеновыми УВ, образуя взрывоопасные соли и смолы	Восстановление до молекулярного азота; щелочная абсорбция, окисление до диоксида азота с последующей адсорбцией на цеолитах
Аммиак	NH ₃	5–20	Образует взрывоопасные смеси при взаимодействии с NO _x	Эффективно удаляется водной промывкой
Метанол	CH ₃ OH	10–20		
Кислород	O ₂	500–2000	Коррозия, отравление катализатора полимеризации этилена	Гидрирование с образованием воды
Монооксид углерода	CO	100–2000	Деактиватор катализатора полимеризации этилена	Гидрирование в метан и воду
Диоксид углерода	CO ₂	50–300	При отрицательных температурах переходит в твердое состояние, забивая оборудование	Очищается промывкой щелочным или аммиачным раствором
Сероводород	H ₂ S	20–200	Каталитический яд	
Серооксид углерода	COS	15–100	Каталитический яд	Адсорбция на оксидах Zn и Cu
Арсин	AsH ₃	0.01–0.1	Отравление катализатора полимеризации этилена	

В соответствии с предложенной схемой (рис.1) сухой газ при температуре 35°C и 0.49 мПа поступает в верхнюю часть адсорбера А-1, где проходит слой адсорбента, на котором поглощаются серосодержащие соединения и арсин. После адсорбера А-1 газ смешивается с водородом, проходит теплообменник Т-201 и Т-202, где нагревается обратными потоками из реактора А-2 до температуры 100 и 150°C соответственно и поступает в верхнюю часть реактора А-2. В реакторе А-2 происходит ряд реакций: восстановление неорганических примесей и гидрирование ацетиленовых и диеновых соединений. С наибольшей скоростью происходит восстановление оксидов азота до N₂.

Данные реакции проходят с выделением тепла, и температура газа на выходе из реактора достигает 250°C. Выходной поток проходит через теплообменники Т-201 и Т-202, охлаждаясь до температуры 120-130°C и поступает в колонну водяной промывки К-201. В данной колонне происходит охлаждение газа за счет прямого контакта с водой, в то же время из газа абсорбируются аммиак, метанол, а газ, в свою очередь, насыщается влагой. Сухой газ с верха колонны подается в установку газоразделения, вода снизу колонны направляется на стадию очистки.

Для реакций восстановления, основываясь на экспериментальных данных, приведенных в работе [3], оценены параметры кинетической модели. Данная модель использована при расчете реактора гидрирования в программном комплексе Aspen HYSYS. Результаты расчета представлены в табл. 4.

Из таблицы видно, что в ходе реакции выделяется значительное количество тепла (температура 149.92°C на входе и 235.60°C на выходе из реактора).

Реакции по целевым компонентам (оксид азота, кислород, ацетиленовые соединения) прошли практически до конца – вплоть до их содержания на выходе из реактора ≤ 1 ppm мольн. При этом видно, что содержание этилена в очищенном сухом газе не уменьшилось.

Таблица 4. Результаты расчета реактора гидрирования

Параметр	на входе в реактор	на выходе из реактора
Доля пара	1.00	1.00
Температура, °C	149.92	235.60
Давление, мПа	0.49	0.49
Мольный расход, кмоль/ч	473.38	465.44
Массовый расход, т/ч	12.55	12.55
Молярная масса	26.51	26.96
Мольная доля компонентов смеси:		
Oxygen	0.007503	0.000001
Nitrogen	0.127152	0.129687
H ₂ O	0.000000	0.015313
Hydrogen	0.058704	0.034979
Ethane	0.158970	0.162057
Ethylene	0.218453	0.222181
Acetylene	0.000031	0.000000
Propane	0.008526	0.008671
M-Acetylene	0.000112	0.000000
n-Butane	0.002152	0.006805
13-Butadiene	0.004540	0.000000
NO	0.000047	0.000000

Оптимизация процесса очистки

С целью минимизирования капитальных и эксплуатационных затрат проведена оптимизация процесса очистки сухого газа от примесей. В первую

очередь, был проведен анализ степеней свободы для каждого из элементов технологической схемы. Анализ проводился по методике [4].

Результаты анализа каждого отдельного компонента представлены в табл. 5.

Таблица 5. Результаты анализа степеней свободы компонентов технологической схемы очистки сухого газа

Объект	Параметр	Число рабочих параметров	Обозначение
A-1	Входной поток	$C + 2$	$X_i, i = 1, \dots, C-1, F, T, P$
	Объем адсорбента	?	$V_{ад}$
	Теплообмен с окр. средой	1	$Q_{внеш}$
	Гидр. сопротивление	1	ΔP
M-1	Входные потоки	$2C + 4$	$X_i, i = 1, \dots, C-1, F, T, P$
	Теплообмен с окр. средой	1	$Q_{внеш}$
T-201/202	Входные потоки	$2C + 4$	$X_i, i = 1, \dots, C-1, F, T, P$
	Гидр. сопротивление (тр. и межтр.)	2	ΔP
	Теплообмен с окр. средой	1	$Q_{внеш}$
	Теплообмен между потоками	1	Q
A-2	Входной поток	$C + 2$	$X_i, i = 1, \dots, C-1, F, T, P$
	Объем катализатора	1	$V_{кат}$
	Гидр. сопротивление	1	ΔP
	Теплообмен с окр. средой	1	$Q_{внеш}$
K-201	Входные потоки	$2C + 4$	$X_i, i = 1, \dots, C-1, F, T, P$
	Количество тарелок	1	N
	Давление на тарелках	N	P
	Тепловые потоки на тарелках	N	$Q_{внеш}$
Итого		$8C + 2N + 25$	

где X_i – концентрация i -ого компонента в исходном потоке, $i_i = 1, \dots, C - 1$; C – количество компонентов в смеси; F – величина потока питания; T – температура, P – давление; ΔP – перепад давления; N – количество тарелок в колонне; Q – нагрузка.

Суммарное число степеней свободы равняется $8C + 2N + 25$, часть из которых дублируется. Для того, чтобы учесть это, необходимо воспользоваться формулой [4]:

$$N_{dof} = \sum (N_{dof})_{unit} - N_{rep} (C + 2) + N_{add} \quad (1)$$

где N_{dof} – число степеней свободы технологической системы;

$\sum (N_{dof})$ – сумма степеней свободы всех элементов (табл. 5);

N_{rep} – количество промежуточных потоков (по схеме рис. 2 потоки № 2, 4-7);

N_{add} – количество разнотипных элементов в системе.

Количество степеней свободы системы будет равняться:

$$N_{dof} = 8C + 2N + 25 - 5(C + 2) = 3C + 2N + 15$$

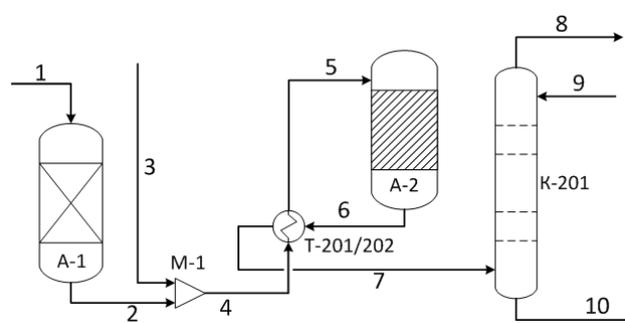


Рис. 2. Принципиальная схема очистки СГ: A-1 – адсорбер, A-2 – реактор гидрирования, T-201, T-202 – теплообменники, K-201 – абсорбер, M-1 – смеситель.

Стоит отметить, что многие параметры являются фиксированными, также некоторые параметры не оказывают особого влияния на систему.

Целью оптимизации является нахождение оптимального соотношения числа тарелок в колонне и расхода орошения при минимуме капитальных и эксплуатационных затрат. В таком случае целевая функция выглядит следующим образом:

$$\varphi = E - \frac{K}{a} - \lambda \cdot (x^p - x^3)^2 \quad (2)$$

Таблица 6. Влияние рабочих параметров на систему

Объект	Параметр	Особенность	Следствие
А-1	Входной поток 1	Для анализа состав СГ принят неизменным.	Фиксированный параметр
	Объем адсорбента	За счет дублирования адсорберов, а также регулярной замены адсорбента данная величина практически всегда остается неизменной.	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
	Теплообмен с окр. средой	Т.к. адсорбция проходит при температуре 20-30°C, теплообмен с окружающей средой не велик, и к тому же является постоянной величиной.	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
	Гидр. сопротивление	Т.к. процесс является непрерывным и проходит в одних и тех же условиях, гидравлическое сопротивление неизменно.	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
М-1	Входной поток 3	Состав водородной фракции нормируется и всегда постоянен, с учетом постоянства состава входного потока 1, расход водородной фракции также неизменен.	Фиксированный параметр
	Теплообмен с окр. средой	Смещение проходит при температуре 20-30°C, теплообмен с окружающей средой не велик, и к тому же является постоянной величиной.	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
Т-201/202	Гидр. сопротивление (тр. и межтр.)	процесс является непрерывным и проходит в одних и тех же условиях, гидравлическое сопротивление неизменно.	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
	Теплообмен с окр. средой	Теплообменник имеет тепловую изоляцию, к тому же данная величина принципиально меняется только в зависимости от времени года.	Фиксированный параметр
	Теплообмен между потоками	Учитывая, что температура входных потоков неизменна, температура одного из выходных потоков задана и контролируется, тепловой поток в теплообменнике неизменен.	Фиксированный параметр
А-2	Объем катализатора	За счет дублирования реакторов, а также регулярной регенерации катализатора данная величина практически всегда остается неизменной.	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
	Гидр. сопротивление	Процесс является непрерывным и проходит в одних и тех же условиях, гидравлическое сопротивление неизменно	Фиксированный параметр, незначительное влияние на систему
К-201	Поток воды 9	Поток является однокомпонентным и имеет постоянные условия Т и Р, т.к. состав и параметры входного газового потока 7 зафиксирован. Расход F подбирается из условий абсорбции примесей из газа, зависит от числа тарелок в колонне.	Варьируется только расход потока F
	Количество тарелок	Подбирается в зависимости от числа тарелок в колонне.	Варьируется
	Давление на тарелках	Зависит от количества тарелок в колонне.	Фиксированный параметр
	Тепловые потоки на тарелках	Зависит от количества тарелок в колонне.	Фиксированный параметр

где E – эксплуатационные затраты, руб./год;
 K – капитальные затраты, руб. ;
 α – поправочный коэффициент, подбирается из отношения капитальных затрат к эксплуатационным $\alpha = 100$;
 λ – штрафной коэффициент;
 $x^p - x^z$ – разница между расчетной и заданной концентрацией примеси в газе на выходе из абсорбера. Заданная концентрация для метанола и аммиака (x^z) на

выходе из абсорбера 1 ppm мольн.
 Таким образом, количество рабочих параметров сводится к $N_{dof} = 2$, т.е. число тарелок в абсорбере и расход адсорбента.
 Для проведения оптимизации были приняты следующие интервалы:
 – для числа тарелок от 4 до 12 шт., т.к. при использовании менее 4 тарелок не удастся достичь необходимого извлечения аммиака и метанола из газа,

а количество тарелок более 12 подразумевает высокие капитальные затраты.

– для расхода водяного орошения от 5 до 20 т/ч, т.к. при расходе менее 5 т/ч также не удастся достичь необходимого извлечения аммиака и метанола из газа, а расход более 20 т/ч подразумевает, в свою очередь,

высокие эксплуатационные затраты.

Был проведен расчет для каждой точки, которой соответствует определенный фактор оптимизации (расход абсорбента и количество тарелок). Результаты сведены в табл. 7.

Таблица 7. Зависимость концентрации примесей на выходе из абсорбера от числа тарелок и расхода орошения

Число тарелок, шт.	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Расход орошения, т/ч	Расчетная концентрация аммиака и метанола на выходе из абсорбера, ppm мольн.									
5	25	23	22	22	22	21	21	21	21	21
6	21	18	16	16	15	15	15	14	14	14
7	18	14	11	10	9	9	8	8	8	7
8	15	10	8	6	5	4	4	3	3	3
9	13	8	5	3	2	2	1	1	1	1
10	11	6	3	2	1	0	0	0	0	0
11	10	4	2	1	0	0	0	0	0	0
12	9	3	1	0	0	0	0	0	0	0
13	8	3	1	0	0	0	0	0	0	0
14	8	2	1	0	0	0	0	0	0	0
15	7	2	0	0	0	0	0	0	0	0
16	6	2	0	0	0	0	0	0	0	0
17	6	1	0	0	0	0	0	0	0	0
18	6	1	0	0	0	0	0	0	0	0
19	6	1	0	0	0	0	0	0	0	0
20	6	1	0	0	0	0	0	0	0	0

В точках, где расчетная концентрация аммиака равняется 1 ppm, выражение $x^p - x^3 = 0$. Соответственно, в этих точках целевая функция сводится к следующему выражению:

$$\varphi = E - \frac{K}{a} \quad (3)$$

Для подбора оптимальных условий были оценены энергетические затраты на перекачку абсорбирующей воды. Для оценки капитальных затрат было принято, что секция из одной тарелки стоит 200 тыс. руб. То есть абсорбер с количеством тарелок n+1 стоит на 200 тыс. руб. дороже, чем абсорбер с количеством тарелок n.

Таблица 8. Целевая функция оптимизации

Точка	G _{ор} , т/ч	N, кВт	Стоимость, руб./кВт	Затраты, руб./год	Кол-во тарелок, n	Кап. затраты, руб.	Значение целевой функции φ
1	17	1.853		22681	4	8000	14681
2	12	1.308		16010	5	10000	6010
3	11	1.199		14676	6	12000	2676
4	10	1.090		13342	7	14000	658
5	10	1.090	1.53	13342	8	16000	2658
6	9	0.980		11995	9	18000	6005
7	9	0.980		11995	10	20000	8005
8	9	0.980		11995	11	22000	10005
9	9	0.980		11995	12	24000	12005

Из табл. 8 видно, что оптимальным является вариант, соответствующий точке 4, т.е. число тарелок равно 7, а расход орошения равен около 10 т/ч.

Анализ эффекта добавления сухого газа на установку газоразделения

Для оценки эффективности использования СГ необходимо определить, на сколько возможно сокра-

тить расход ШФЛУ и какой, вследствие этого, экономический эффект можно получить, учитывая при этом изменение эксплуатационных затрат и выхода товарных продуктов установки ЭП.

На рис. 3 представлен способ использования сухого газа. Пунктирными линиями обозначены СГ и продукты, получаемые из него.

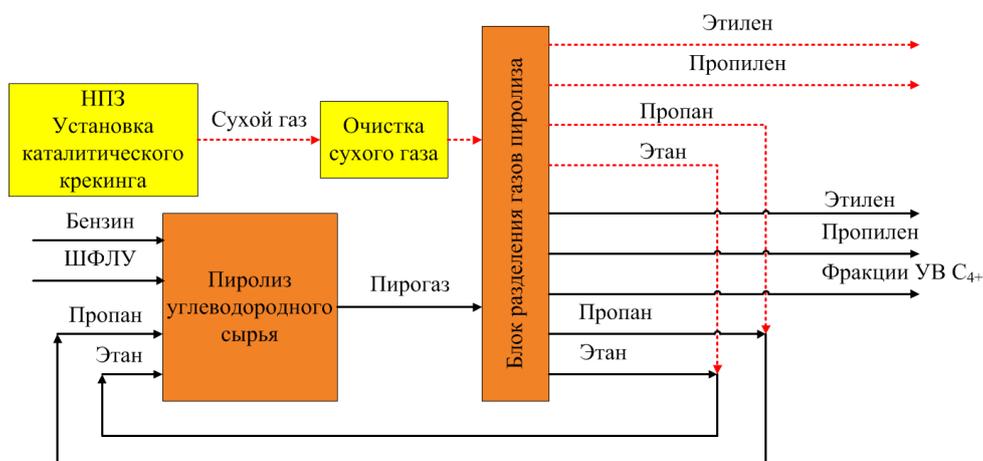


Рис. 3. Использование сухого газа.

Кроме этилена и пропилена, из СГ выделяются этан и пропан. Данные компоненты входят в состав рецикловых потоков этана и пропана, выделяющихся из газов пиролиза и направляющихся на печи пиролиза. В результате этого, этан и пропан, получаемые из сухого газа, пиролизуются с образованием этилена и пропилена, что увеличивает выход данных продуктов с установки ЭП.

Анализ проводили на примере установки ЭП-300 с проектной производительностью 300 тыс. т/год (37.56 т/ч, при работе установки 8000 ч/год) по этилену в программ-

ном комплексе Aspen HYSYS®, где был смоделирован блок разделения газов пиролиза. В блок газоразделения был введен поток сухого газа в количестве 12.5 т/ч, при этом количество ШФЛУ автоматически подбиралось программой, исходя из условия, что выход этилена с установки ЭП составляет 37.56 т/ч (в соответствии с проектной производительностью). Таким образом удалось сократить расход ШФЛУ на 21.82% (12.589 т/ч) по отношению к традиционной установке. Результаты замены сырья сведены в табл. 9.

Таблица 9. Результат замены сырья

Сырье	Выход C ₂ H ₄ , % мас.	Традиционная схема			Схема с СГ		
		Расход, т/ч	Расход, %	Выход C ₂ H ₄ , т/ч	Расход, т/ч	Расход, %	Выход C ₂ H ₄ , т/ч
Бензин	27.70	48.000	40.00	13.296	48.000	39.28	13.296
ШФЛУ	32.00	58.310	48.59	18.659	45.721	37.41	14.631
СГ	23.21	0.000	0.00	0.000	12.500	10.23	2.901
Этан	46.70	7.546	6.29	3.524	10.252	8.39	4.788
Пропан	33.90	6.144	5.12	2.083	5.739	4.70	1.946
Итого:		120.000	100.00	37.562	122.212	100.00	37.561

Из табл. 9 видно, что расход ШФЛУ по отношению к традиционной схеме за счет подачи СГ уменьшился на 12.589 т/ч. Кроме того, уменьшению расхода ШФЛУ способствует увеличение рециклового потока этана на печи пиролиза. Для наглядности результаты представлены в виде графиков (см. рис. 4 и 5).

Следующим этапом следует оценить целесообразность замены сырья.

Экономический эффект замены сырья

Добавление сухого газа вызвало изменение выхода товарной продукции с установки ЭП, а также

изменение условий эксплуатации, и, соответственно, расход вспомогательных материалов. Сравнение эксплуатационных затрат, затрат на сырье, а также прибыли от товарной продукции установки ЭП, работающей на традиционном сырье и установки ЭП с сухим газом представлены в табл. 10. Расчет выполнен с условием работы установки 8000 ч/год.

Из табл. 10 видно, что в результате замены части ШФЛУ на сухой газ при производительности по этилену 300 тыс. т/год удается сократить затраты на сырье до 486.65 млн. руб/год, что является весьма перспективным экономическим эффектом.

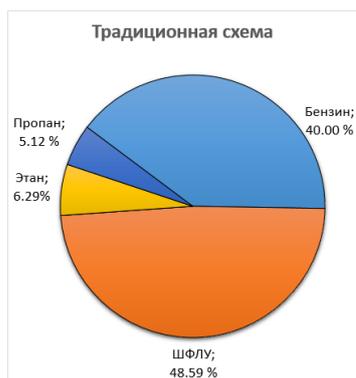


Рис. 4. Сырье для традиционной установки получения этилена и пропилена.

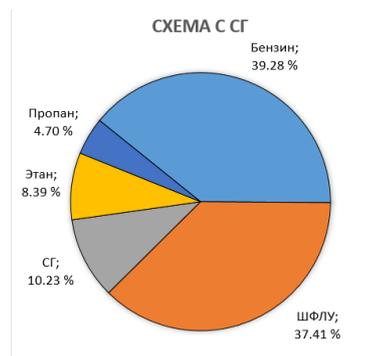


Рис. 5. Сырье для установки получения этилена и пропилена с использованием СГ.

Таблица 10. Экономический эффект замены сырья

	Традиционная схема	Схема с СГ	Разница	Цена	Прибыль
	т/ч	т/ч	т/ч	тыс. руб./т	млн. руб./год
Сырье					
Прямогонный бензин	48.000	48.000	0.000	22.50	0.00
ШФЛУ	58.310	45.721	12.589	12.50	1258.88
Сухой газ	0.000	12.500	-12.500	4.60	-460.00
Рецикловый этан	7.546	10.252			
Рецикловый пропан	6.144	5.739			
Товарные продукты					
Этилен	37.562	37.561	0.000	25.00	0.00
Пропилен	17.340	16.715	-0.624	27.00	-134.87
Фракция C ₄	8.934	8.525	-0.409	29.00	-94.92
Фракция C ₅	6.911	6.920	0.009	10.00	0.70
Фракция C ₆ -C ₉	5.575	4.600	-0.975	12.00	-93.59
Фракция C ₉₊	2.645	2.617	-0.028	4.80	-1.07
Вспомогательные материалы					
Пар 12 ат	81.661	78.550	3.111	0.35	8.71
		кг/год	кг/год	руб./кг	
Адсорбент PS R3-12		4069.0	-4069.0	1120.00	-4.56
Катализатор PS R3-81		644.0	-644.0	1232.00	-0.79
	кВт/час	кВт/час	кВт/час	руб./кВт	
Электроэнергия	51690.110	51209.868	480.242	1.53	5.55
Итого:					486.65

Данная технология актуальна для установок КК и установок ЭП, находящихся непосредственно вблизи друг от друга. Таковыми, например, являются следующие производства (табл. 11).

Применение сухого газа в установках ЭП позволяет, при минимальных капитальных затратах, снизить себестоимость сырья для получения этилена, что, в свою очередь, увеличит доход от производства.

Таблица 11. Производства, для которых актуальна технология выделения этилена из сухого газа

Установка КК, работающая в псевдооживленном слое катализатора	Производительность, тыс. т/год по сырью КК	Установка ЭП	Производительность, тыс. т/год по этилену
ООО «Лукойл-Нижегороднефтеоргсинтез»	2000	ООО «Сибур-Кстово»	360
ООО «БашНефтеХим»	4000	Уфанефтехим	120
ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез»	900	ОАО "Сибур-химпром"	60
ОАО «Газпром нефтехим Салават»	1000 (достраивается в скором времени)	ОАО «Газпром нефтехим Салават» (Завод «Мономер»)	300

Выводы:

- В ходе работы доказана экономическая целесообразность применения сухого газа как источника получения этилена.
- Предложен способ реализации данного технологического решения и способ очистки сухого газа от примесей.
- Оценены измененные эксплуатационные затраты на установку газоразделения в связи с добавлением в систему сухого газа.

Список литературы:

1. Чурилин А. С. Разработка технологии выделения этилена из сухого газа каталитического крекинга: дис. ... канд. техн. наук. М.: МИТХТ, 2013. 123 с.
2. Дестур Б., Шольц Х. Интеграция НПЗ/установки производства этилена с помощью отходящих газов НПЗ. // Доклад на 13-ой конференции по работе производств этилена и бензола, 21–23 октября 2014 г. Звенигород.
3. Rudolf P., Bender M., Koch M. Method for the elimination of oxygen, nitrogen oxides, acetylenes, and/or dienes from hydrogen-rich olefin-containing gas mixtures: pat. 8586815 USA. 19.11.2013.

4. Лошев А.Г., Кардона К.А., Писаренко Ю.А. // Теор. основы хим. технологии. 2010. Т. 44. № 5. С. 543–555.

References:

1. Churilin A. S. Razrabotka tekhnologii vydeleniya etilena iz sukhogo gaza kataliticheskogo krekinga (Development of technology for separation of ethylene from dry gas catalytic cracking): dis.... kand tekhn nauk M MITHT 2013 123 p.
2. Destur B. Sholc Kh. Integraciya NPZ/ustanovki proizvodstva etilena s pomoshchyu otkhodyashchikh gazov NPZ (Integration of refinery/plant ethylene production using refinery off-gases) // Report on the 13th conference on the work of the production of ethylene and benzene, 21-23 october 2014 y. Zvenigorod.
3. P. Rudolf, M. Bender и M. Koch, «Method for the elimination of oxygen, nitrogen oxides, acetylenes, and/or dienes from hydrogen-rich olefin-containing gas mixtures». USA Патент US 8,586,815 B2, 19. 11. 2013.
4. Loshchev A.G., Kardona K.A., Pisarenko Yu.A. // Teor. osnovy khim. tekhnologii. (Theoretical foundations of chemical engineering) 2010. V. 44. № 5. P. 543–555.