

ПОЛУЧЕНИЕ ВОДОРОДА ИЗ ПРОПАН-БУТАНОВОЙ СМЕСИ В СОВМЕЩЕННОМ ПРОЦЕССЕ МАТРИЧНОЙ И ПАРОВОЙ КОНВЕРСИИ

© А. В. Озерский^{1,2}, А. В. Никитин^{1,2}, Я. С. Зимин^{1,2}, В. И. Савченко¹,
И. В. Седов¹, В. С. Арутюнов^{1,2}

¹ Институт проблем химической физики РАН,

142432, Московская обл., г. Черноголовка, пр. Академика Семенова, д. 1

² Федеральный исследовательский центр химической физики им. Н. Н. Семенова РАН,

119991, г. Москва, ул. Косыгина, д. 4

E-mail: alex.ozersky.1992@gmail.com

Поступила в Редакцию 15 апреля 2021 г.

После доработки 15 апреля 2021 г.

Принята к публикации 29 апреля 2021 г.

Проведены испытания совмещенного процесса матричной конверсии пропан-бутановой смеси и последующей каталитической паровой конверсии выходящего газа матричной конверсии в водородсодержащий газ. Для матричной конверсии пропан-бутановой смеси определена область оптимальных параметров проведения процесса. Показано, что введение дополнительной стадии каталитической паровой конверсии позволяет улучшить показатели продуктового газа матричной конверсии, важнейшим из которых является содержание водорода.

Ключевые слова: пропан; бутан; синтез-газ; матричная конверсия; паровая конверсия

DOI: 10.31857/S0044461821070082

Важной экономической и экологической задачей является вовлечение в промышленную переработку попутного нефтяного газа, представляющего собой смесь легких углеводородов C_1 – C_8 и являющегося побочным продуктом нефтедобычи. Особенно это актуально для попутных нефтяных газов второй и более высоких ступеней сепарации нефти. Плотность и содержание компонентов C_{3+} в попутных нефтяных газах этих ступеней значительно выше, чем в газах первой ступени. Например, плотность газа второй ступени сепарации может превышать $1700 \text{ г} \cdot \text{м}^{-3}$, а содержание C_{3+} — $1000 \text{ г} \cdot \text{м}^{-3}$. С учетом того что объем газа вторичного отбора составляет около 10% от общего объема отделяемого газа, сжигается неоправданно большое количество ценного сырья [1]. Это происходит по нескольким причинам: из-за низкого давления

транспортировка попутного нефтяного газа такого состава по трубопроводам затруднена; значительная часть попутных нефтяных газов приходится на месторождения небольшого объема [2], для которых использование традиционных процессов газохимической переработки на основе парового или автотермического риформинга экономически нерентабельно [3]; высокое содержание углеводородов C_{2+} в газе приводит к необходимости дополнительной стадии предрифформинга тяжелых гомологов метана в отдельном реакторе [4, 5]. Поэтому для вовлечения попутных нефтяных газов второй и более высоких ступеней сепарации необходимы принципиально новые решения.

Перспективным способом переработки попутных нефтяных газов может стать матричная конверсия углеводородных газов в синтез-газ. Это некатали-

тический автотермический процесс, позволяющий перерабатывать углеводородное сырье с большой производительностью и энергоэффективностью. Процесс протекает в газовой фазе вблизи поверхности проницаемой для газа матрицы, в которой происходит рекуперация тепла продуктов конверсии за счет интенсивного теплообмена между фронтом пламени и поверхностью матрицы. Конвертируемый газ проходит через матрицу, разогреваясь при этом до температуры 900–1100°C, необходимой для обеспечения устойчивого режима окислительной конверсии богатых топливом смесей, конверсия которых невозможна в обычных условиях [6]. Аналогичный метод фильтрационного горения применим и для переработки нефтяных остатков [7].

Проводимые ранее исследования матричной конверсии были посвящены в основном конверсии метана или природного газа с содержанием углеводородов C_{2+} , не превышающим 2 мол% [6]. В работе [8] были проведены эксперименты по матричной конверсии в лабораторном конверторе пропан-бутановой смеси.

Помимо получения синтез-газа — основного промежуточного продукта современной газохимии большой интерес вызывает получение водорода, в том числе из-за возможности создания мобильных источников электроэнергии на основе топливных элементов [9]. Однако в синтез-газе, получаемом парциальным окислением углеводородов (в том числе матричной конверсией), содержание водорода ниже, чем в синтез-газе, получаемом в процессе паровой конверсии. Кроме того, в синтез-газе матричной конверсии содержится ацетилен, который является предшественником сажеобразования и каталитическим ядом. В данной работе рассматривается возможность улучшения параметров получаемого синтез-газа по схеме, представленной на рис. 1.

Топливо *I* (пропан-бутановая смесь) и воздух *II* подаются в матричный конвертор. Выходящий из

матричного конвертора синтез-газ *V* очищается от воды и сажи. Далее сухой синтез-газ *VIII* подается на вход каталитического реактора паровой конверсии. На вход каталитического реактора также подается пар *IV*, сгенерированный за счет рекуперации тепла матричной конверсии.

Цель работы — оценка возможности реализации и эффективности совмещенного процесса получения водорода, включающего последовательную комбинацию матричной конверсии пропан-бутановой смеси и стадии каталитической паровой конверсии, необходимой для корректировки состава получаемого синтез-газа.

Экспериментальная часть

Испытания по получению водорода из пропан-бутановой смеси проводили на экспериментальном стенде совмещенной матричной и паровой конверсии углеводородов производительностью до $10 \text{ nm}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ по входному газу (рис. 2). Производительность каталитического реактора паровой конверсии составляла до $1 \text{ nm}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ по входящему синтез-газу. В качестве окислителя использовали атмосферный воздух. На вход реактора паровой конверсии подавалась лишь часть газа, выходящего из матричного конвертора.

Пропан-бутановая смесь подается из газгольдера. Воздух подается компрессором. На вход регулятора расхода газы подаются при давлении на 1–2 атм выше, чем давление в реакторе. После регуляторов расхода газов топливо и окислитель перемешиваются, и газовая смесь заданного состава направляется в матричный конвертор. Поджиг топливо-воздушной смеси в матричном конверторе осуществляется при атмосферном давлении высоковольтной свечой. После выхода матричного конвертора на температурный режим продукты матричной конверсии от-



Рис. 1. Схема совмещенного процесса некаталитической матричной конверсии углеводородных газов и каталитической паровой конверсии получаемого синтез-газа.

I — топливо, *II* — воздух, *III* — вода, *IV* — пар, *V* — влажный синтез-газ, *VI* — слив воды и сажи, *VII* — сухой синтез-газ на корректировку, *VIII* — синтез-газ корректированного состава.

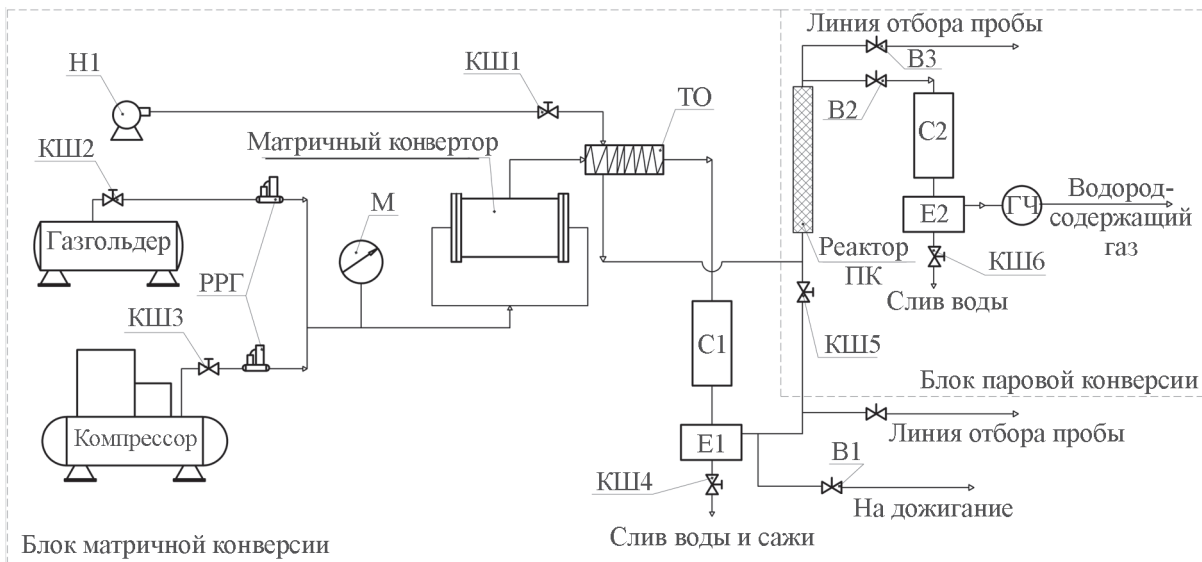


Рис. 2. Схема совмещенной установки матричной и паровой конверсии легких углеводородов в водородсодержащий газ.

М — манометр, РРГ — регулятор расхода газа, Н1 — дозирующий насос, КШ1–КШ6 — шаровые краны, В1–В3 — вентили тонкой регулировки, ГЧ — газовые часы, С1,2 — сепараторы, Е1,2 — емкости для сбора воды.

крытием шарового крана КШ5 подаются на каталитический блок совмещенной установки. Расход газа, проходящего через каталитический блок, задается игольчатым вентилем В2 и детектируется газовыми часами. Давление в блоке матричной конверсии задается игольчатым вентилем В1. Генерация пара, подаваемого в каталитический реактор паровой конверсии, осуществляется в теплообменнике ТО за счет тепла отходящих продуктов матричной конверсии. Регулировка расхода пара осуществляется изменением расхода воды, подаваемой насосом. После дросселирования на игольчатом вентиле В2 водородсодержащий газ отделяется от воды в сепараторе С2.

Измерение концентрации основных компонентов получаемого сухого синтез-газа (H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , O_2 и N_2) проводили непрерывно в режиме реального времени газоанализатором марки MRU Air серии SWG 200-1 (MRU GmbH). Количество образовавшихся углеводородов C_{2+} определяли газовым хроматографом марки Кристалл 500 (ЗАО СКБ «Хроматэк») с пламенно-ионизационным детектором (ПВД). Расход воздуха и пропан-бутановой смеси задавался регуляторами расхода газа BronkhorstHigh-Tech. В качестве исходного углеводородного сырья использовалась пропан-бутановая смесь марки СПБТ (ООО «ЛУКОЙЛ-Пермнефтеоргсинтез») по ГОСТ 20448–90 «Газы углеводородные, сжиженные, топливные для коммунально-бытового потребления». Состав пропан-бутановой смеси определяли перед каждой серией испы-

таний. Каталитический реактор паровой конверсии был загружен промышленным катализатором паровой конверсии углеводородов НИАП-18 (ООО «НИАП-катализатор»).

Соотношение $O_2/\Sigma c$ характеризует состав топливозвоздушной смеси, подаваемой на вход матричного конвертора, и рассчитывается как отношение концентрации кислорода к сумме атомов углерода. Сумма атомов углерода рассчитывается по формуле

$$\Sigma c = 4c(CH_4) + 6c(C_2H_6) + 8c(C_3H_8) + 10c(C_4H_{10}),$$

где c — концентрация углеводорода в исходной смеси матричной конверсии.

Обсуждение результатов

При увеличении расхода исходной смеси наблюдается линейный рост концентрации основных компонентов синтез-газа — H_2 и CO . Концентрация CO_2 , наоборот, линейно снижается (рис. 3). Это может свидетельствовать о перераспределении вклада процессов полного и частичного окисления, что может объясняться изменением температурного режима процесса при увеличении расхода исходной смеси. Увеличение расхода (увеличение мощности процесса) приводит к линейному росту температуры в объеме конвертора и температуры рабочей стороны матрицы.

Концентрация ацетилена в этих условиях составляла 0.4–0.6 об%. Следует отметить, что для стабиль-

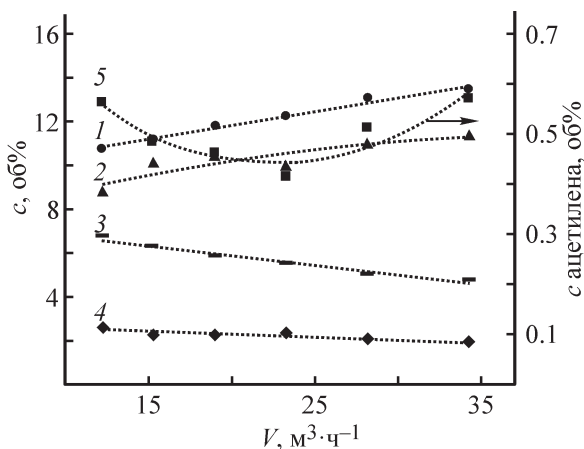


Рис. 3. Зависимость концентрации основных компонентов синтез-газа при конверсии пропан-бутановой фракции от расхода смеси при $O_2/\Sigma c = 0.8$.
1 — CO, 2 — H₂, 3 — CO₂, 4 — CH₄, 5 — C₂H₂.

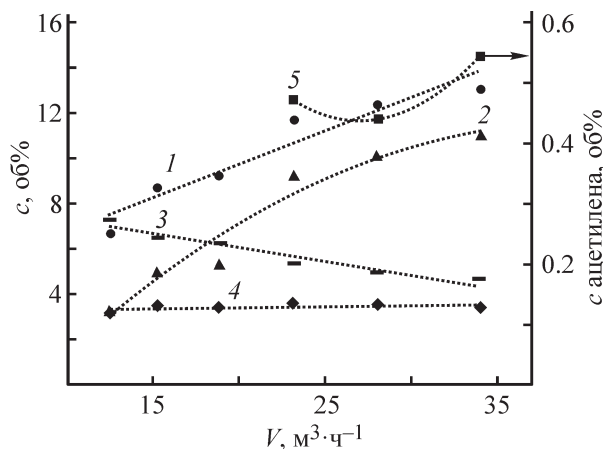


Рис. 5. Зависимость концентрации компонентов синтез-газа при матричной конверсии пропан-бутановой фракции от расхода исходной смеси при $O_2/\Sigma c = 0.735$.
1 — CO, 2 — H₂, 3 — CO₂, 4 — CH₄, 5 — C₂H₂.

ного протекания процесса необходимо поддерживать температуру рабочей стороны матрицы и в объеме конвертора в интервале 900–1100°C. При более низких температурах происходит затухание процесса, а при более высоких — перегрев конвертора.

По мере увеличения расхода смеси происходит существенный разогрев рабочей стороны матрицы (рис. 4). При $V = 34.3 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ и $\Sigma O_2/c = 0.8$ ее температура достигла ~1100°C — максимальной температуры, при которой возможна матричная конверсия без перегрева реактора. С увеличением расхода наблюдалось снижение температуры входной стороны матрицы, что связано с увеличением конвективного уноса тепла с входящим газовым потоком, влияние которого при расходах выше $23 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ становится более суще-

ственным по сравнению с кондуктивным переносом тепла через тело матрицы и стенки реактора. Из-за разогрева конвертора максимально достигнутый расход исходной смеси при отношении $O_2/\Sigma c = 0.8$ составил $34.3 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$. На основании результатов, полученных для $O_2/\Sigma c = 0.8$, был сделан вывод о том, что при расходах $V > 28 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ (для данного расхода измеренная температура в объеме конвертора была равна 1078°C, т. е. приближалась к 1100°C) желательно проводить процесс при более низких значениях отношения $O_2/\Sigma c$ (рис. 5).

Для $O_2/\Sigma c = 0.735$ перераспределение концентраций продуктов с увеличением расхода исходной

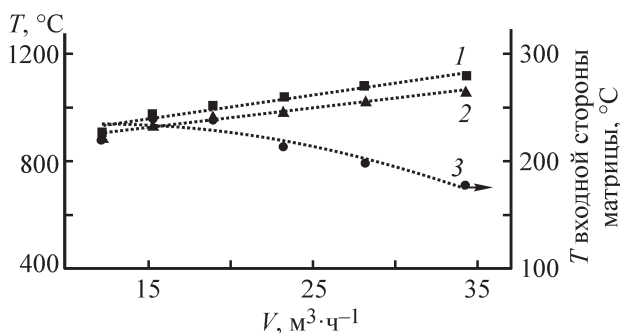


Рис. 4. Зависимость температуры в разных точках конвертора при матричной конверсии пропан-бутановой смеси от расхода газовой смеси при коэффициенте избытка окислителя $O_2/\Sigma c = 0.8$.
1 — температура в объеме конвертора, 2 — температура рабочей стороны матрицы, 3 — температура входной стороны матрицы.

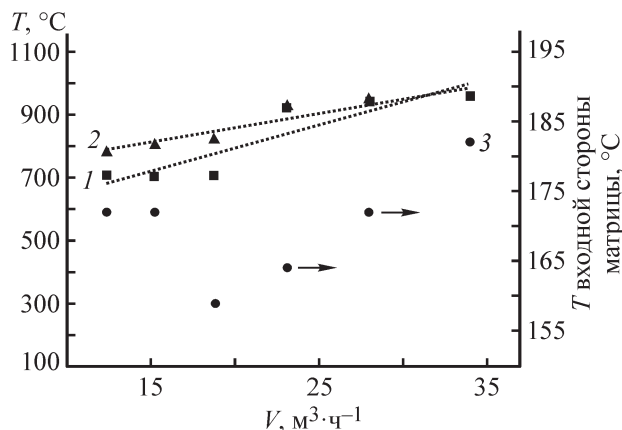


Рис. 6. Зависимость температуры в различных точках матричного конвертора от расхода пропан-бутановой смеси при $O_2/\Sigma c = 0.735$.
1 — температура в объеме конвертора, 2 — температура рабочей стороны матрицы, 3 — температура входной стороны матрицы.

смеси свыше $18.8 \text{ нм}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ объясняется изменением температурного режима конверсии, способствующего увеличению вклада реакции парциального окисления по сравнению с полным окислением. Однако до расхода смеси $\sim 18.8 \text{ нм}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ концентрация CO_2 в продуктах превышает концентрацию CO , что может свидетельствовать о нестабильном режиме конверсии при небольших расходах, при которых для поддержания температуры процесса значительная часть углеводородного газа расходуется в реакции полного окисления до CO_2 (рис. 6).

Резкое падение при $V = 18.8 \text{ нм}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ температуры входной стороны матрицы может объясняться отрывом пламени от поверхности матрицы при росте линейной скорости реакционной смеси. Стабилизация процесса матричной конверсии при $\text{O}_2/\Sigma c = 0.735$ происходит при $V = 20\text{--}25 \text{ нм}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$. Таким образом, за счет снижения отношения $\text{O}_2/\Sigma c$ до 0.735 удалось снизить разогрев конвертора и достигнуть стабильного режима его работы в диапазоне расходов смеси $28\text{--}34 \text{ нм}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$, т. е. практически до максимального расхода, доступного для данной конструкции конвертора. Так как при увеличении расхода смеси выше $35 \text{ нм}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ наблюдалось повышение давления в конверторе, влияние давления на матричную конверсию пропан-бутановой смеси было оценено в отдельной серии экспериментов.

В процессах предрифформинга насыщенных углеводородов C_{2+} для предотвращения образования углеродных отложений процесс проводят при отношении пар/углеводород = 2.5–4 [10]. Синтез-газ матричной конверсии помимо непрореагировавших исходных углеводородов содержит непредельные углеводороды

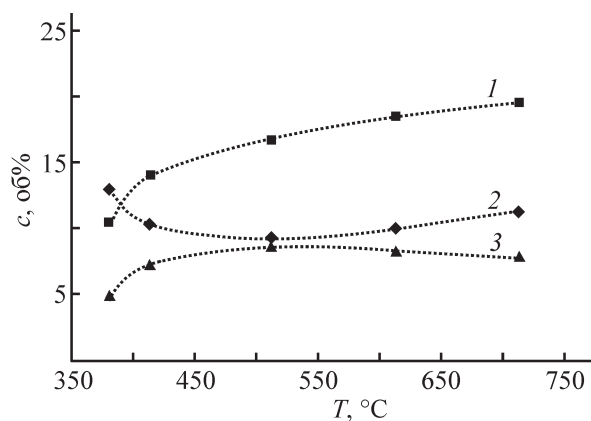
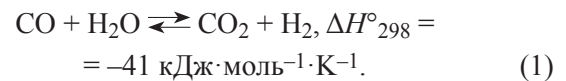


Рис. 7. Температурная зависимость концентрации основных компонентов водородсодержащего газа на выходе из блока каталитической паровой конверсии при отношении расхода пар/синтез-газ ~ 3.2 .

1 — H_2 , 2 — CO , 3 — CO_2 .

(этилен, ацетилен, следы пропилена). Было показано [11], что при каталитической паровой конверсии присутствие этилена способствует коксообразованию. В настоящей работе паровой риформинг полученного матричной конверсией синтез-газа проводили при отношении пар/входящий газ ~ 3.2 . Объемная скорость составляла $12\ 500 \text{ ч}^{-1}$, загрузка катализатора — 142 г. Состав синтез-газа на входе в каталитический блок (об.%): H_2 — 10.5, CO — 12, CO_2 — 4.1, CH_4 — 2.1, C_2H_2 — 0.56, C_2H_4 — 0.4, азот — остальное. Состав синтез-газа несколько отличался от оптимального, так как одной из целей каталитических испытаний была оценка паровой конверсии непрореагировавшего метана в составе синтез-газа.

Каталитическая конверсия начинается при температуре в слое катализатора $T = 380^\circ\text{C}$. В интервале температур $380\text{--}500^\circ\text{C}$ происходит приближение к равновесию в реакции паровой конверсии монооксида углерода. При этом отношение H_2/CO в получаемом синтез-газе увеличивается от 0.9 до 1.73 (рис. 7). Более высокие температуры способствуют сдвигу равновесия реакции влево: согласно [12], при повышении температуры с 426 до 704.4°C константа равновесия реакции (1) снижается с 9.03 до 1.52.



Максимальная концентрация CO_2 наблюдается при температуре около 515°C . Увеличение концентрации CO в интервале $510\text{--}720^\circ\text{C}$ помимо указанного выше сдвига равновесия реакции (1) также обусловлено увеличением вклада парового риформинга метана (рис. 8), протекающего по реакции

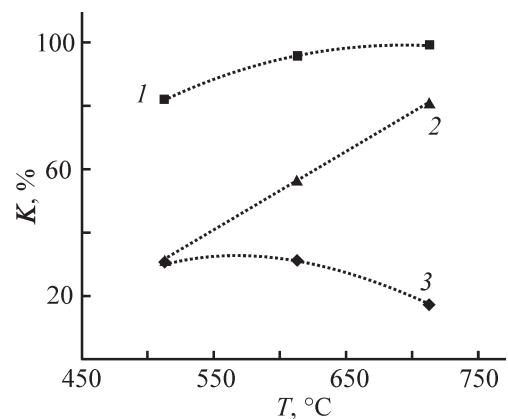
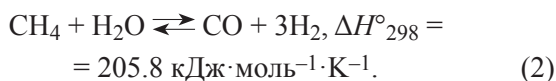


Рис. 8. Температурная зависимость конверсии CH_4 , C_2H_2 , CO в блоке каталитической конверсии.

1 — C_2H_2 , 2 — CH_4 , 3 — CO .

Материальный баланс совмещенного процесса матричной и паровой конверсии пропан-бутановой смеси при ее расходе $1.55 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ (расход воздуха 17.4)

Компонент	I + II — исходная смесь			VII — сухой синтез-газ			VIII — синтез-газ корректированного состава		
	об%	$V, \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$	$V, \text{ кг} \cdot \text{ч}^{-1}$	об%	$V, \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$	$V, \text{ кг} \cdot \text{ч}^{-1}$	об%	$V, \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$	$V, \text{ кг} \cdot \text{ч}^{-1}$
CH ₄	0.12	0.02	0.0	1.9	0.4	0.3	0.4	0.1	0.1
C ₂ H ₆	1.3	0.25	0.3						
C ₃ H ₈	5.6	1.07	2.1						
C ₄ H ₁₀	1.02	0.19	0.5						
O ₂	19.3	3.7	5.2						
N ₂	72.5	13.7	17.2	67.8	13.7	17.2	62.8	13.7	17.2
H ₂				10.0	2.0	0.18	17.2	3.8	0.34
CO				14.4	2.9	3.7	13.3	2.9	3.6
CO ₂	0.07	0.01	0.0	4.8	1.0	1.9	6.2	1.4	2.7
C ₂ H ₄				0.4	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0
C ₂ H ₂				0.6	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0
Сумма	100	18.95	25.4	100.0	20.3	23.5	100.0	21.9	23.9



Концентрация водорода увеличивается во всем диапазоне температур. Водород образуется по реакциям (1) и (2), а также в незначительной степени за счет парового риформинга углеводородов C₂₊, концентрация которых в исходном синтез-газе составляла ~1 об%. Согласно [10], каталитическая паровая конверсия этана, пропана и бутана протекает в области температур 400–500°C, а превращение метана требует более высоких температур. Полученные нами результаты соответствуют литературным данным: основная часть углеводородов C₂₊ предсказуемо прореагировала при температурах ниже 500°C (рис. 8).

При температуре слоя катализатора 713°C конверсия C₂H₂ составила 99.3%. Конверсия метана для этой температуры составила 80.9%. Таким образом, помимо корректировки отношения H₂/CO добавление каталитического блока позволяет очистить синтез-газ, получаемый матричной конверсией, от ацетилена и других углеводородов.

Добавление каталитического блока после матричного конвертора позволяет увеличить выход водорода практически в 2 раза (см. таблицу). Расчет теплового баланса установки показал, что тепла, выделяемого на стадии матричной конверсии при мощности матричного блока более $2 \text{ м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$ по входному газу, достаточно для проведения паровой конверсии всего получаемого синтез-газа. В ходе каталитической

конверсии значительно снижается содержание ацетилена, который является предшественником сажеобразования и каталитическим ядом.

Выводы

В результате проведенных испытаний определены следующие оптимальные параметры матричной конверсии пропан-бутановой фракции: отношение O₂/Σc = 0.735–0.8 при расходе пропан-бутановой смеси ~35 $\text{м}^3 \cdot \text{ч}^{-1}$. Максимальное содержание синтез-газа в выходящем газе составило 29.7% (H₂ — 11.5 об%, CO — 13.5 об%, CO₂ — 4.7 об%).

Введение дополнительной каталитической стадии позволяет увеличить выход водорода в 1.89 раза и практически полностью очистить получаемый водородсодержащий газ от углеводородов C₂₊.

Благодарности

Работа по исследованию матричной конверсии пропан-бутановой смеси выполнена за счет средств гранта Российского научного фонда (проект № 19-73-00291) — А. В. Озерский, А. В. Никитин, Я. С. Зимин.

Работа по анализу и интерпретации данных выполнена в рамках Программы фундаментальных научных исследований государственных академий наук, тема ИПХФ РАН 0089-2019-0018 (номер госрегистра-

ции АААА-А19-119022690098-3) — В. С. Арутюнов, В. И. Савченко, И. В. Седов.

Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов, требующего раскрытия в данной статье.

Информация о вкладе авторов

А. В. Озерский, А. В. Никитин, Я. С. Зимин — проведение экспериментов матричной конверсии пропан-бутановой смеси, обработка и анализ результатов экспериментов по матричной конверсии, написание текста статьи; В. С. Арутюнов, В. И. Савченко — постановка задач исследования, написание текста статьи, анализ результатов исследования по паровой конверсии; И. В. Седов — литературный обзор по теме исследования и проведение экспериментов паровой конверсии.

Информация об авторах

Озерский Алексей Валериевич,

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-6765-1401>

Никитин Алексей Витальевич, к.х.н.,

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-8236-3854>

Зимин Ярослав Сергеевич,

ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-3645-9361>

Арутюнов Владимир Сергеевич, д.х.н., проф.,

ORCID: <https://orcid.org/0000-0003-0339-0297>

Седов Игорь Владимирович, к.х.н.,

ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-9648-4895>

Савченко Валерий Иванович, д.х.н., проф.,

ORCID: <https://orcid.org/0000-0001-9823-6844>

Список литературы

- [1] Захаров И. В. Технология утилизации попутного нефтяного газа с использованием отводящих факельных газов // Газ. пром-сть. 2018. № 3 (765). С. 60–66.
- [2] Кириллов В. А., Амосов Ю. И., Шигаров А. Б., Кузин Н. А., Киреевков В. В., Пармон В. Н., Аристович Ю. В., Грицай М. А., Светов А. А. Экспериментальное и теоретическое исследование процесса переработки попутного нефтяного газа в нормализованный газ посредством мягкого парового риформинга // Теорет. основы хим. технологии. 2017. Т. 51. № 1. С. 15–30. <https://doi.org/10.7868/S0040357117010110> [Kirillov V. A., Amosov Y. I., Shigarov A. B., Kireenkov V. V., Parmon V. N., Kuzin N. A., Aristovich Y. V., Gritsay M. A., Svetov A. A. Experimental and theoretical study of associated petroleum gas processing into normalized gas by soft steam reforming // Theor. Found. Chem. Eng. 2017. V. 51. N 1. P. 12–26. <https://doi.org/10.1134/S00403579517010110>].
- [3] Масгутова А. В., Потемкин Д. И., Курочкин А. В., Снытников П. В., Амосов Ю. И., Кириллов В. А., Собянин В. А. Синтез метанола из промышленных факельных газов при одинаковом давлении стадий получения синтез-газа и метанола // Теорет. основы хим. технологии. 2018. Т. 52. № 6. С. 606–613. <https://doi.org/10.1134/S0040357118060088> [Masgutova V. A., Potemkin D. I., Snytnikov P. V., Amosov Y., Kirillov V. A., Sobyenin V. A., Kurochkin A. V. // Synthesis of methanol from oil- and gas-field flare gases at the same pressure of the syngas generation and methanol synthesis steps // Theor. Found. Chem. Eng. 2018. V. 52. N 6. P. 935–942. <https://doi.org/10.1134/S00403579518060076>].
- [4] Шпинель Е., Винтер Мадсен С. Технологии и катализаторы ТОПСЕ для производства водорода // Газохимия. 2010. № 11. С. 56–59.
- [5] Ильин В. Б., Яковенко Р. Е., Белашов Д. М., Земляков Н. Д., Савостьянов А. П. Термодинамическое исследование конверсии попутных нефтяных газов в метан // Нефтехимия. 2019. Т. 57. № 7. С. 815–824. <https://doi.org/10.1134/S0028242119070098> [Ilyin V. B., Yakovenko R. E., Belashov D. M., Zemlyakov N. D., Savost'yanov A. P. Thermodynamic study of associated petroleum gas reforming to methane // Petrol. Chem. 2019. V. 59. P. 641–649. <https://doi.org/10.1134/S0965544119060100>].
- [6] Nikitin A., Ozersky A., Savchenko V., Sedov I., Shmelev V., Arutyunov V. Matrix conversion of natural gas to syngas: The main parameters of the process and possible applications // Chem. Eng. J. 2019. V. 377. 120883. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.01.162>
- [7] Зайченко А. Ю., Глазов С. В., Салганский Е. А., Кислов В. М., Подлесный Д. Н., Жаворонков А. И., Салганская М. В. Фильтрационное горение вязких углеводородных жидкостей // Теорет. основы хим. технологии. 2017. Т. 51. № 5. С. 525–531. <https://doi.org/10.7868/S0040357117050153> [Zaichenko A. Yu., Glazov S. V., Salgansky E. A., Kislov V. M., Podlesniy D. N., Zhavoronkov A. I., Salganskaya M. V. Filtration combustion of viscous hydrocarbon liquids // Theor. Found. Chem. Eng. 2017. V. 51. N 5. P. 673–679. <https://doi.org/10.1134/S00403579517050396>].
- [8] Шаповалова О. В., Арутюнов В. С., Синев М. Ю. Окислительная конверсия пропан-бутановой смеси в синтез-газ и водород в объемной матричной горелке // Горение и взрыв / Под ред. С. М. Фролова. М.: ТОРУС ПРЕСС, 2011. Вып. 4. С. 34–37.
- [9] Шмелев В. М., Арутюнов В. С., Янг Х., Им Ч. О методах генерации водорода для питания высокотем-

- пературных топливных элементов // Хим. физика. 2017. Т. 36. № 5. С. 38–46.
<https://doi.org/10.7868/S0207401X17050090>
[Shmelev V. M., Arutyunov V. S., Yang H., Yim C. Hydrogen generation for feeding high-temperature fuel cells // Russ. J. Appl. Chem. 2017. V. 11. N 3. P. 429–435. <https://doi.org/10.1134/S1990793117030083>].
- [10] Диденко Л. П., Семенцова Л. А., Чижов П. Е., Дорофеева Т. В. Паровая конверсия метана и его смесей с пропаном в мембранном реакторе с промышленным никелевым катализатором и фольгой из сплава Pd–Ru // Нефтехимия. 2019. Т. 59. № 3. С. 271–281.
<https://doi.org/10.1134/S0028242119030055>
[Didenko L. P., Sementsova L. A., Chizhov P. E., Dorofeeva T. V. Steam reforming of methane and its mixtures with propane in a membrane reactor with industrial nickel catalyst and palladium–ruthenium foil // Petrol. Chem. 2019. V. 59. P. 394–404. <https://doi.org/10.1134/S0965544119040054>].
- [11] Диденко Л. П., Савченко В. И., Арутюнов В. С., Семенцова Л. А. Паровая конверсия смесей метана с этиленом на промышленном никелевом катализаторе // Нефтехимия. 2008. Т. 48. № 1. С. 23–28
[Didenko L. P., Savchenko V. I., Sementsova L. A., Arutyunov V. S. Steam reforming of methane mixtures with ethylene over an industrial nickel catalyst // Petrol. Chem. 2008. V. 48. N 1. P. 22–27. <https://doi.org/10.1134/S0965544108010040>].
- [12] Chena W.-H., Chena C.-Y. Water gas shift reaction for hydrogen production and carbon dioxide capture: A review // Appl. Energy. 2020. V. 258. ID 114078. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114078>
-