

УДК 665.644.4

**ВОЗМОЖНЫЕ ПУТИ МОДЕРНИЗАЦИИ РЕАКТОРНОГО БЛОКА
КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА НА ОСНОВЕ
КИНЕТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ**

**POSSIBLE WAYS OF UPGRADING REACTOR UNIT OF CATALYTIC
REFORMING BASED ON KINETIC MODEL**

Зайнуллин Р.З., Коледина К.Ф., Ахметов А.Ф., Губайдуллин И.М.

Уфимский государственный нефтяной технический университет, Уфа,

Российская Федерация

Институт нефтехимии и катализа РАН,

Уфа, Российская Федерация

R.Z. Zainullin, K.F. Koledina, A.F. Akhmetov, I.M. Gubaidullin

Ufa State Petroleum Technological University, Ufa, Russian Federation

Institute of Petrochemistry and Catalysis, Russian Academy of Sciences,

Ufa, Russian Federation

e-mail: zaynullin_ravil@outlook.com

Аннотация. В работе приведены расчеты по оптимизации реакторного блока каталитического риформинга путем межступенчатого фракционирования, выполненные в среде UniSim Design R400 на основе ранее созданной кинетической модели. Рассмотрены два варианта удаления углеводородов с шестью и менее атомами углерода из реакционной смеси. Схема и технологические параметры блока разделения, представленные в работе, имеет концептуальный характер и использовалось в расчетной среде лишь для удаления углеводородов с пятью и шестью атомами углерода и не претендует на техническое решение. В данной работе для оценки эффективности удаления

углеводородов C_5 и C_6 использован пример каталитического риформинга с высокими давлением и содержанием бензола в риформате. Определена схема реакторного блока, обеспечивающая снижение содержания бензола и увеличение выхода целевого продукта (риформата) на 2 %.

Abstract. The paper presents calculations for the optimization of the catalytic reforming reactor unit by interstage fractionation, performed in the UniSim Design R400 environment based on the previously created kinetic model. Two options for the removal of hydrocarbons with six or less carbon atoms from the reaction mixture are considered. The scheme and technological parameters of the separation unit, presented in the paper, are conceptual in nature and used in the calculated environment only for the removal of hydrocarbons with five and six carbon atoms and does not pretend to a technical solution. In this paper, an example of catalytic reforming with high pressure and benzene content in reformat was used to evaluate the removal efficiency of C_5 and C_6 hydrocarbons. The scheme of the reactor block is determined, which ensures a decrease in the benzene content and an increase in the yield of the target product (reformat) by 2 %.

Ключевые слова: каталитический риформинг, кинетическая модель, реакторный блок, математическая модель, межступенчатое фракционирование, бензол, октановое число

Keywords: catalytic reforming, kinetic model, reactor block, mathematical model, interstage fractionation, benzene, octane number

Процесс каталитического риформинга является важнейшим процессом нефтепереработки в России. Доля риформинга на НПЗ России составляет 40 % от производимого товарного бензина.

Бензин каталитического риформинга служит основным источником ароматических углеводородов и бензола в составе товарных бензинов. В

последние 20 лет наблюдается тенденция ужесточения экологических требований к товарным бензинам, особенно к количеству ароматических углеводородов и отдельно бензола в составе бензина. В соответствии с современными требованиями к товарным бензинам пятого экологического класса содержание ароматических углеводородов и бензола ограничивается 35 % и 1 % соответственно. Для России актуальна проблема по уменьшению содержания бензола и суммы ароматических соединений с минимальным изменением октанового числа риформата [1]. На данный момент прибегают к предварительному фракционированию сырья для удаления предшественников бензола [2], что снижает ресурс сырья. Также удаление нежелательных компонентов из продукта можно обеспечить с помощью технологии РИГИЗ. Суть процесса РИГИЗ заключается в выделении нежелательных компонентов из реакционной смеси и их последующем превращении в другие вещества, обладающие большим октановым числом. Еще одним потенциальным методом решения проблемы может служить схема межступенчатого фракционирования риформата.

Кроме того, можно выделить методы решения данной проблемы с помощью модернизации схемы реакторного блока каталитического риформинга. Примером подобной схемы может стать технология межступенчатого разделения риформата, представленная в работах А.Ф. Ахметова и Д.О. Кондрашева, применение которой способствует повышению показателя октан-тонн выхода ароматических углеводородов (помимо бензола), разгружает реактор второй ступени и уменьшает коксообразование за счет удаления тяжелых ароматических углеводородов из сырья второй ступени [3].

Ранее коллективом авторов была разработана кинетическая модель каталитического риформинга на основе производственных данных [4]. Данная модель способна прогнозировать концентрационные профили групповых компонентов внутри каждого из реакторов.

Кинетическая модель каталитического риформинга бензина учитывает возможное изменение мольного расхода реагирующей смеси при изменении начальных условий и за счет химических превращений. В кинетической модели реализован учет массы катализатора загруженного в реактора. Основой кинетической модели каталитического риформинга бензина является математическая модель с учетом неизотермического характера процесса в виде системы обыкновенных дифференциальных уравнений [5], что добавляет в модель дополнительное уравнение изменения температуры [6, 7]:

$$\frac{dx_i}{d\tau} = u(\tau) \sum_{j=1}^J v_{ij} w_j, i = 1, \dots, I; w_j = k_j \cdot \prod_{i=1}^I (x_i)^{\alpha_{ij}} - k_{-j} \cdot \prod_{i=1}^I (x_i)^{\beta_{ij}};$$

$$k_j = k_j^0 \cdot \exp\left(-\frac{E_j}{RT}\right); \frac{dT}{d\tau} = -\frac{\sum_{i=1}^I \left(\frac{dx_i}{d\tau} \times H_i(T)\right)}{\sum_{i=1}^I (x_i \times C_{pi}(T))}; \quad (1)$$

с начальными условиями:

при $\tau = 0, x_i(0) = x_i^0, T(0) = T^0$;

где $u(\tau)$ – отношение количества моль смеси на пройденную массу катализатора в определенном сечении реактора (моль/кг);

v_{ij} – стехиометрические коэффициенты схем химических превращений;

J – количество стадий;

x_i – концентрации веществ участвующих в реакции, м.д.;

I – количество веществ;

w_j – скорость j -ой стадии, 1/ч;

E_j – энергии активации реакций, ккал/моль;

R – газовая постоянная, равная 0,002 ккал/(моль К);

T – температура, К;

α_{ij} – отрицательные элементы матрицы (v_{ij});

β_{ij} – положительные элементы (v_{ij});

k_j^0 – предэкспоненциальные множители реакций, 1/ч;

τ – условное время контакта, кг*ч/моль;

$H_i(T)$ – энтальпия, Дж/моль;

$C_{pi}(T)$ – теплоемкость, Дж/(моль К).

Математическая модель разработана на основе схемы каталитического риформинга, представленного в работах [8-11]. Значения кинетических параметров $\ln k_j^0$, E_j приведены в работе [4].

При анализе восстановленных концентрационных профилей промышленного объекта было обнаружено, что в первом и втором реакторах идет медленное накопление н-гексана в результате реакций гидрокрекинга. В третьем реакторе идет расходование ароматических углеводородов на реакции деалкилирования и гидродециклизации. В результате реакций деалкилирования образуются ароматические углеводороды меньшей молекулярной массы, вплоть до бензола. Реакции гидродециклизации приводят к образованию парафиновых углеводородов. Скорости реакций дегидроциклизации и гидрокрекинга парафинов с шестью атомами углерода примерно равны, из-за чего данные реакции преобладают в третьем реакторе. Поэтому в третьем реакторе наблюдается расход изо-парафинов с шестью атомами углерода, имеющих высокие октановые числа, на реакции гидрокрекинга и изомеризации парафинов с образованием н-гексана, из которого за счет реакций дегидроциклизации может образоваться бензол.

Из всего вышесказанного следует, что удаление углеводородов с пятью (C_5) и шестью (C_6) атомами углерода из реакционной смеси перед третьим реактором должно способствовать снижению содержания бензола и суммы ароматических, без значительного снижения октанового числа. И в дополнении должно увеличить выход целевого продукта (риформата).

Идея каталитического риформинга с межступенчатым разделением риформата не нова, ранее была представлена в работах А.Ф. Ахметова и Д.О. Кондрашева и направлена на решения других задач. Ее применение

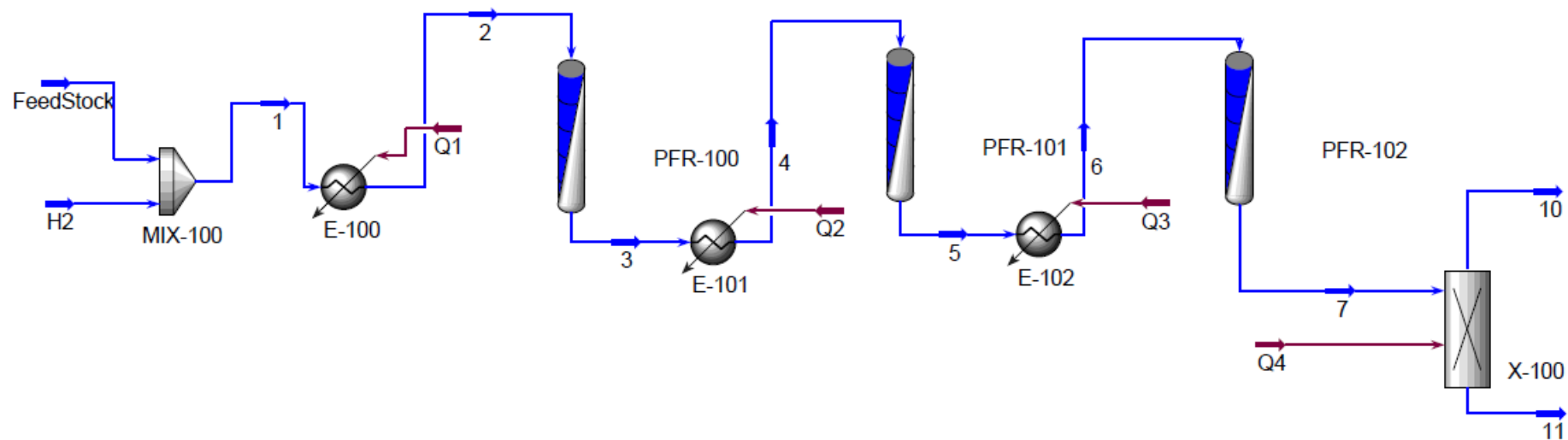
способствует повышению показателя октан-тонн выхода ароматических углеводородов (помимо бензола), разгружает реактор второй ступени и уменьшает коксообразование в нем за счет удаления тяжелых ароматических углеводородов из сырья второй ступени [3],

Экспериментальная часть

На основе ранее созданной кинетической модели [4] в расчётной среде Honeywell UniSim Design R400 была создана математическая модель реакторного блока каталитического риформинга. Для создания математической модели использовался тот же набор данных, что и при создании модели.

На рисунке 1 представлена схема созданной модели. В таблицах 1 и 2 представлены данные по ключевым потокам.

Из данных видно, что парафины содержащие пять (C_5) и шесть (C_6) атомов углерода составляют 13-14% риформата на выходе из второго реактора. Содержание парафиновых углеводородов C_{7+} составляет порядка 19 %. Октановое число первых выше, чем последних. Также парафины C_{7+} в третьем реакторе превращаются в ароматические углеводороды, содержание которых ограничивается лишь суммарно в отличие от бензола, большая часть которого образуется в третьем реакторе из н-гексана. Крекинг C_5 и C_6 парафинов в третьем реакторе приводит к уменьшения выхода продукта и снижению октанового числа. Дегидроциклизация C_6 парафинов повышает октановое число за счет образование бензола, содержание которого ограничивается. Поэтому имеет смысл не подвергать риформингу в третьем реакторе первую группу парафинов. Это приведет к увеличению выхода риформата и уменьшению в нем содержания бензола, которое ограничивается одним процентом из-за экологических соображений.



MIX-100 – тройник смешения; E-100, E-101, E-102 – нагреватели;
 PFR- 100, PFR-101, PFR-102 – реактора идеального вытеснения; X- 100 – делитель

Рисунок 1. Схема смоделированного реакторного блока
 в UniSim Design R400

Таблица 1. Параметры материальных потоков схемы смоделированного реакторного блока в UniSim Design R400

Название потока	Доля отгона	Температура, °С	Давление, кПа	Молярный расход, кмоль/ч	Массовый расход, кг/ч	Объемный расход, м ³ /ч	Молярный вес, кг/кмоль
1	0,9	94,4	3167,5	9961,5	211200,4	535,3	21,2
2	1,0	492 *	3166,5	9961,5	211200,4	535,3	21,2
3	1,0	448,2	3147,9	10602,0	211201,3	549,4	19,9
4	1,0	491 *	3146,9	10602,0	211201,3	549,4	19,9
5	1,0	471,4	3128,3	11016,5	211201,3	559,9	19,2
6	1,0	495 *	3127,2	11016,5	211201,3	559,9	19,2
11	0 *	66,9	101,3 *	1095,4	103353,7	136,3	94,4
Feed Stock	0,0	143 *	3167,5 *	1076,8	118176 *	160,9	109,8
H ₂	1,0	67,2 *	3167,5 *	8884,7	93023,9 *	374,4	10,5
7	1,0	486,8	3111,6	11369,5	211201,2	570,6	18,6
10	1 *	-63,5	101,3	10274,1	107847,6	434,3	10,5
* – данные введенные вручную							

Таблица 2. Составы материальных потоков

Компонент	FeedStock	1 и 2	3 и 4	5 и 6	7	H ₂	10	11
н-П ₁	0,0000	0,0817	0,0825	0,0862	0,0940	0,1854	0,1841	0,0000
н-П ₂	0,0000	0,0924	0,0936	0,0989	0,1095	0,2098	0,2144	0,0000
н-П ₃	0,0000	0,0894	0,0911	0,0996	0,1151	0,2029	0,2253	0,0000
н-П ₄	0,0000	0,0413	0,0434	0,0525	0,0666	0,0938	0,1304	0,0000
н-П ₅	0,0032	0,0118	0,0136	0,0193	0,0244	0,0227	0,0000	0,0499
н-П ₆	0,0464	0,0260	0,0268	0,0288	0,0305	0,0000	0,0000	0,0623
н-П ₇	0,0712	0,0398	0,0276	0,0168	0,0092	0,0000	0,0000	0,0187
н-П ₈	0,0592	0,0331	0,0243	0,0121	0,0034	0,0000	0,0000	0,0070
н-П ₉	0,0487	0,0272	0,0175	0,0052	0,0009	0,0000	0,0000	0,0019
н-П ₁₀	0,0265	0,0148	0,0087	0,0027	0,0003	0,0000	0,0000	0,0007
н-П ₁₁	0,0065	0,0036	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
и-П ₄	0,0000	0,0411	0,0415	0,0452	0,0561	0,0932	0,1099	0,0000
и-П ₅	0,0004	0,0244	0,0259	0,0353	0,0531	0,0549	0,0000	0,1086
и-П ₆	0,0527	0,0295	0,0330	0,0460	0,0498	0,0000	0,0000	0,1017
и-П ₇	0,0779	0,0436	0,0571	0,0643	0,0343	0,0000	0,0000	0,0701
и-П ₈	0,1120	0,0626	0,0675	0,0499	0,0123	0,0000	0,0000	0,0251
и-П ₉	0,0622	0,0348	0,0391	0,0201	0,0027	0,0000	0,0000	0,0056
и-П ₁₀	0,0496	0,0278	0,0287	0,0120	0,0012	0,0000	0,0000	0,0024
и-П ₁₁	0,0072	0,0040	0,0017	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
ПЧН ₆	0,0221	0,0124	0,0136	0,0083	0,0057	0,0000	0,0000	0,0116
ПЧН ₇	0,0371	0,0208	0,0181	0,0062	0,0029	0,0000	0,0000	0,0060

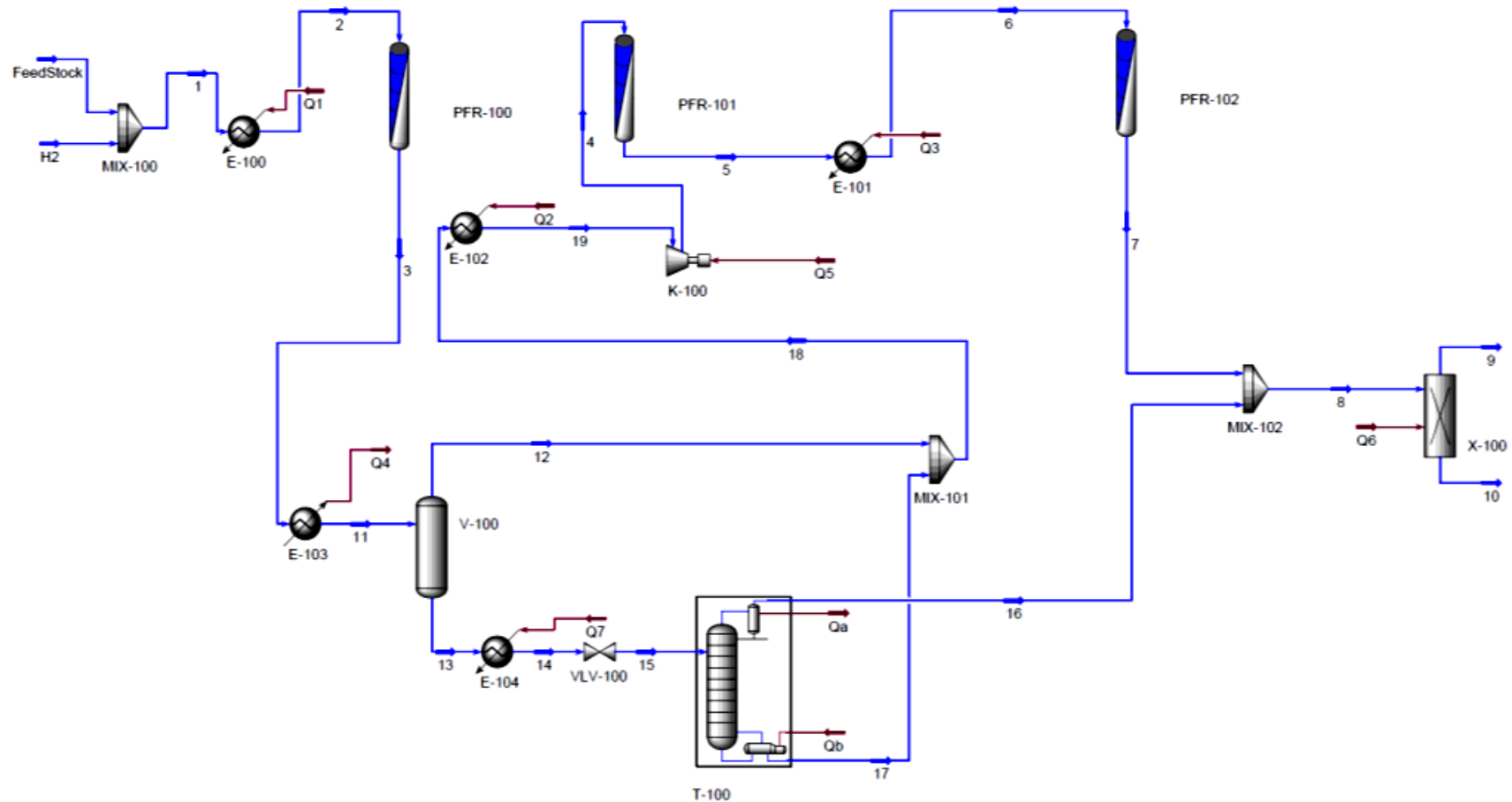
Компонент	FeedStock	1 и 2	3 и 4	5 и 6	7	H ₂	10	11
ПЧН ₈	0,0407	0,0228	0,0082	0,0017	0,0006	0,0000	0,0000	0,0012
ПЧН ₉	0,0201	0,0113	0,0023	0,0004	0,0001	0,0000	0,0000	0,0002
ПЧН ₁₀	0,0095	0,0053	0,0003	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
ПЧН ₁₁	0,0020	0,0011	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
ШЧН ₆	0,0155	0,0087	0,0003	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000	0,0003
ШЧН ₇	0,0300	0,0168	0,0040	0,0014	0,0007	0,0000	0,0000	0,0014
ШЧН ₈	0,0353	0,0197	0,0021	0,0006	0,0002	0,0000	0,0000	0,0004
ШЧН ₉	0,0526	0,0294	0,0011	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
ШЧН ₁₀	0,0195	0,0109	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
ШЧН ₁₁	0,0050	0,0028	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
A ₆	0,0045	0,0025	0,0081	0,0115	0,0198	0,0000	0,0000	0,0405
A ₇	0,0163	0,0091	0,0247	0,0449	0,0671	0,0000	0,0000	0,1371
A ₈	0,0254	0,0142	0,0471	0,0687	0,0829	0,0000	0,0000	0,1693
A ₉	0,0306	0,0171	0,0519	0,0609	0,0590	0,0000	0,0000	0,1205
A ₁₀	0,0086	0,0048	0,0195	0,0218	0,0190	0,0000	0,0000	0,0388
A ₁₁	0,0014	0,0008	0,0081	0,0096	0,0091	0,0000	0,0000	0,0186
H ₂	0,0000	0,0605	0,0662	0,0687	0,0694	0,1373	0,1359	0,0000

* данные введенные вручную, н-П – нормальные парафины, и-П – разветвленные парафины, ПЧН – пятичленные нафты (циклопентаны), ШЧН – шестичленные нафты (циклогексаны), А – ароматические углеводороды

Для обеспечения разделения риформата между реакторами была сконструированы концептуальная схема блока разделения, позволяющей удалить из реакционной смеси поступающей в последующий реактор С₅ и С₆ углеводороды.

Схема не претендует на роль технического решения и использовалась в конкретной расчетной среде лишь для реализации задач разделения.

На рисунках 2 и 3 представлены схемы, рассчитанные UniSim Design R400 с разделением риформата после первого и после второго реактора соответственно.



MIX-100, MIX-101, MIX-102 – тройники смешения;
 E-100, E-101, E-102, E-104 – нагреватели;
 PFR- 100, PFR-101, PFR-102 – реактора идеального вытеснения;
 X- 100 – делитель; E-103 – холодильник; V-100 – сепаратор;
 T-100 – колонна разделения

Рисунок 2. Схема реакторного блока с разделением после первого реактора

В таблице 3 представлено сравнение результатов стабильного бензина для трех схем.

Таблица 3. Сравнение результатов стабильного бензина

Показатель	Схема		
	Исходная (рисунок 1)	Разделение после первого реактора (рисунок 2)	Разделение после второго реактора (рисунок 3)
Содержание парафинов, %	45,40	47,35	47,25
Содержание нафтенов, %	2,12	3,78	2,57
Содержание аренов, %	52,48	48,87	50,18
в том числе бензола, %	4,05	2,78	3,20
Массовый расход, т/ч	103,3	101,9	101,6

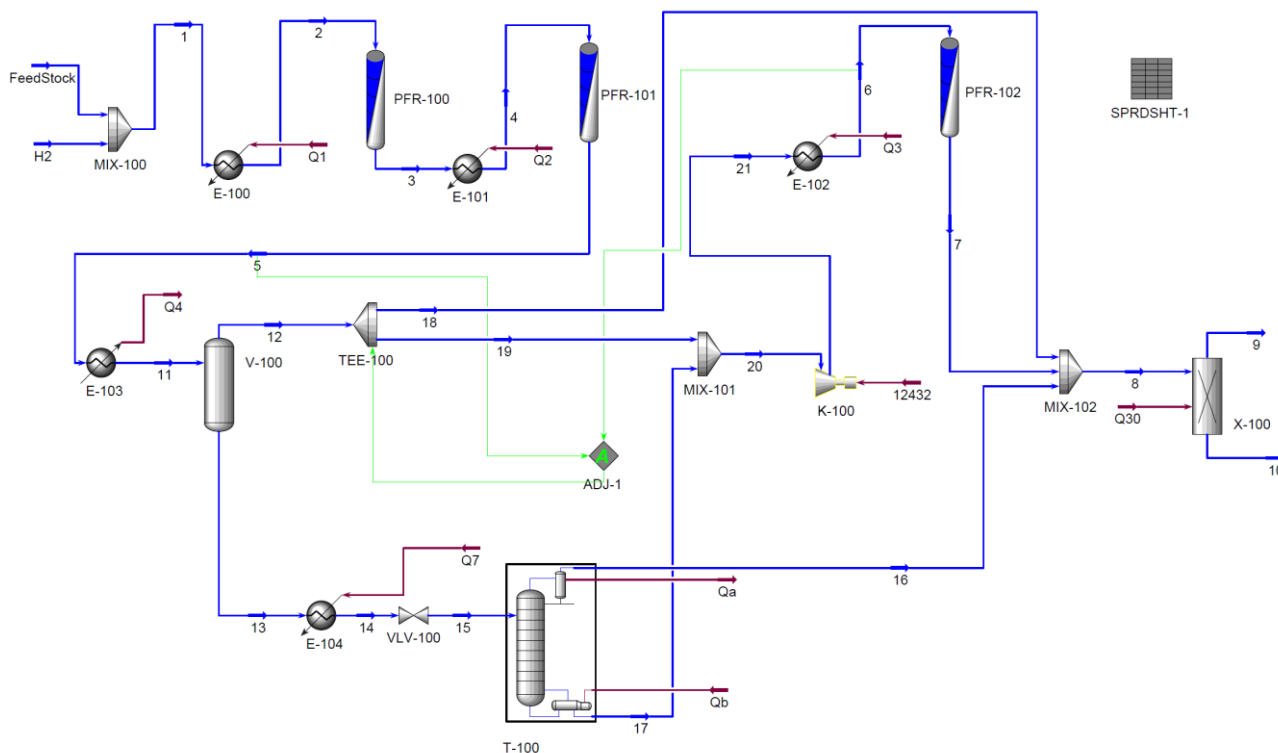
Из таблицы 3 видно, что при разделении риформата после первого и после второго реакторов выход стабильного бензин сократился вопреки ожиданиям. Что можно объяснить уменьшением объемной скорости подачи сырья в реактор второй ступени, за счет чего происходит излишнее газообразование. Поэтому появилась возможность уменьшения загрузки катализатора в реакторах.

Кроме того, после разделения весь ВСГ направлялся на смешение с сырьем второй ступени, в итоге мольное отношение водорода к сырью увеличивалось.

Поэтому принято решение сократить количество катализатора второй ступени риформинга в соответствии с измененным расходом газо-сырьевой смеси в реакторах после блока разделения. Мольное соотношение водорода к сырью в реакторах после блока разделения приведено к значению равному до разделения.

На рисунках 4 и 5 представлены схемы разделения, измененные в соответствии с описанным выше решением.

Для обеспечения концентрации водорода аналогично с исходной схемой использовались делитель (ТЕЕ-100 на рисунке 4 и 5) и модуль побора (ADJ- 1 на рисунке 4 и 5), который находил такое соотношение при



MIX-100, MIX-101, MIX-102 – тройник смешения;
 E-100, E-101, E-102, E-104 – нагреватели;
 PFR- 100, PFR-101, PFR-102 – реактора идеального вытеснения;
 X- 100 – делитель; E-103 – холодильник; V-100 – сепаратор;
 T-100 – колонна разделения; TEE-100 – делитель;
 ADJ-1 – модуль подбора; SPRSHT-1 – модуль таблиц

Рисунок 5. Схема реакторного блока с разделением после второго реактора с подбором концентрации водорода

Таблица 4. Сравнение результатов стабильного бензина

Показатель	Схема		
	Исходная (рисунок 1)	Разделение после первого реактора (рисунок 4)	Разделение после второго реактора (рисунок 5)
Содержание парафинов, %	45,40	48,09	47,90
в том числе нормальные, %	14,05	16,60	14,87
в том числе разветвленные, %	31,35	31,49	33,03
Содержание нафтенов, %	2,12	3,31	2,42
в том числе метил-циклопентана, %	0,2	2,3	1,5
Содержание аренов, %	52,48	48,60	49,68
в том числе бензола, %	4,05	2,41	2,8
Массовый расход, тонн/ч	103,3	106,3	105,6

Как видно из таблицы 4, по обеим схемам, представленным на рисунках 4 и 5, выход стабильного бензина увеличился. При этом по схеме 4 получено наибольшее количество стабильного бензина, но наблюдается наименьшее содержание ароматических углеводородов.

По схеме, изображенной на рисунке 5, наблюдается прирост стабильного бензина примерно на 2 %, по сравнению с исходной схемой. Содержание ароматических углеводородов уменьшится несильно, а содержание в риформате метил-циклопентана, у которого октановое число смешения превышает данный показатель бензола, увеличится. Увеличилось содержание изо-парафинов в основном за счет изо-пентанов и изо-гексанов, которые не подвергались крекингу в третьем реакторе.

Таким образом, наиболее оптимальным будет применение схемы представленной на рисунке 5.

Выводы

При помощи программного обеспечения UniSim Design R400 и ранее созданной кинетической модели на основе производственных данных была смоделирована схема промышленной установки каталитического риформинга бензина со стационарным слоем катализатора.

Произведена модернизация реакторного блока. Добавлена секция разделения риформата на выходе из второго реактора для удаления углеводородов содержащие пять и шесть атомов углерода из смеси направляемой в третий реактор.

Данная модернизация реакторного блока дала увеличенный на 2 % выход стабильного бензина по сравнению со стандартной схемой переработки. При этом снизилось содержание бензола с 4,08 % до 2,80 %, что положительно сказывается на экологических свойствах бензина и увеличивает максимально возможную долю риформата в составе товарного бензина. Падение содержания бензола приводит к снижению октанового числа, но также вместе со снижением содержания бензола

увеличилось содержание метил-циклопентана с 0,2 % до 1,5 %. Октановое число смешения метил-циклопентана превышает октановое число смешения бензола.

По схеме с разделением риформата после второго реактора загрузка катализатора снизилось с 89270 кг до 65460 кг, что составляет 26,7 % от массы катализатора по исходной схеме.

Работа выполнена при частичной поддержке гранта РФФИ № 18-07-00341, Стипендии Президента РФ СП-669.2018.5.

Список использованных источников

1. Шуляка С.Е. Современные аспекты применения промышленной фракции риформинга // Технологии нефти и газа. 2014. № 3 (92). С. 25-28.
2. Тамаев Н.Р., Солодова Н.Л., Терентьева Н.А. Пути снижения содержания бензола в катализатах риформинга // Вестник Казанского технологического университета. 2013. Т. 16. № 24. С. 133-137.
3. Кондрашев Д.О., Ахметов А.Ф. Совершенствование промышленного процесса каталитического риформинга бензина путем применения технологии межступенчатого разделения риформата // Башкирский химический журнал. 2006. № 4. С. 138-140.
4. Zainullin R.Z., Koledina K.F., Akhmetov A.F., Gubaidullin I.M. Kinetics of the Catalytic Reforming of Gasoline // Kinetics and Catalysis. 2017. Vol. 58. No. 3. P. 279-289.
5. Нурисламова Л.Ф., Губайдуллин И.М. Редукция детальных схем химических превращений окислительных реакций формальдегида и водорода на основании результатов анализа чувствительности математической модели // Вычислительные методы и программирование: новые вычислительные технологии. 2014. Т. 15. № 4. С. 685-696.

6. Коледина К.Ф., Коледин С.Н., Щаднева Н.А., Губайдуллин И.М. Кинетика и механизм каталитической реакции спиртов с диметилкарбонатом // Журнал физической химии. 2017. Т. 91, № 3. С. 422-428.

7. Koledina K.F., Koledin S.N., Schadneva N.A., Mayakova Y.Yu., Gubaydullin I.M. Kinetic Model of the Catalytic Reaction of Dimethylcarbonate with Alcohols in the Presence $\text{Co}_2(\text{CO})_8$ and $\text{W}(\text{CO})_6$ // Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis. 2017. No. 2, Vol. 121. P. 425-428. DOI: 10.1007/s11144-017-1181-3.

8. Taskar U., Riggs J.B. Modeling and Optimization of a Semiregenerative Catalytic Naphtha Reformer // AIChE Journal. 1997. No. 43. P. 740-753.

9. Padmavathi G., Chaudhuri K.K. Modeling and Simulation of Commercial Naphtha Reformers // Can. J Chem. Eng. 1997. No. 75. P. 930-937.

10. Sotelo-Boya's R., Froment G. Fundamental Kinetic Modeling of Catalytic Reforming // Ind. Eng. Chem. Res. 2009. No. 48. P. 1107-1119.

11. Iranshahi D., Amiri H., Karimi M. Modeling and Simulation of a Novel Membrane Reactor in a Continuous Catalytic Regenerative Naphtha Reformer Accompanied with a Detailed Description of Kinetics // Energy Fuels. 2013. No. 27. P. 4048-4070.

References

1. Shulyaka S.E. Sovremennye aspekty primeneniya promyshlennoi fraktsii riforminga benzina [Current Aspects of Industrial Reformate Fraction Utilization]. *Tekhnologii nefti i gaza – Oil and Gas Technologies*, 2014, No. 3 (92), pp. 25-28. [in Russian].

2. Tamaev N.R., Solodova N.L., Terent'eva N.A. Puti snizheniya sodержaniya benzola v katalizatakh riforminga [Ways to Reduce the Benzene Content in Reforming Catalysates]. *Vestnik Kazanskogo tekhnologicheskogo universiteta – Bulletin of Kazan Technological University*, 2013, Vol. 16, No. 24, pp. 133-137. [in Russian].

3. Kondrashev D.O., Akhmetov A.F. Sovershenstvovanie promyshlennogo protsessa kataliticheskogo riforminga benzina putem primeneniya tekhnologii mezhstupenchatogo razdeleniya riformata [Improving the Industrial Process of Catalytic Reforming of Gasoline by Applying the Technology of Interstage Separation of Reformate]. *Bashkirskii khimicheskii zhurnal – Bashkir Chemical Journal*, 2006, No. 4, pp. 138-140. [in Russian].

4. Zainullin R.Z., Koledina K.F., Akhmetov A.F., Gubaidullin I.M. Kinetics of the Catalytic Reforming of Gasoline. *Kinetics and Catalysis*, 2017, Vol. 58, No. 3, pp. 279-289.

5. Nurislamova L.F., Gubaidullin I.M. Reduktsiya detal'nykh skhem khimicheskikh prevrashchenii okislitel'nykh reaktsii formal'degida i vodoroda na osnovanii rezul'tatov analiza chuvstvitel'nosti matematicheskoi modeli [Reduction of Detailed Diagrams of Chemical Transformations of Oxidative Reactions of Formaldehyde and Hydrogen Based on the Results of the Sensitivity Analysis of the Mathematical Model]. *Vychislitel'nye metody i programmirovaniye: novye vychislitel'nye tekhnologii – Computational Methods and Programming: New Computational Technologies*, 2014, Vol. 15, No. 4, pp. 685-696. [in Russian].

6. Koledina K.F., Koledin S.N., Shchadneva N.A., Gubaidullin I.M. Kinetika i mekhanizm kataliticheskoi reaktsii spirtov s dimetilkarbonatom [Kinetics and Mechanism of the Catalytic Reaction of Alcohols with Dimethyl Carbonate]. *Zhurnal fizicheskoi khimii – Journal of Physical Chemistry*, 2017, Vol. 91, No. 3, pp. 422-428. [in Russian].

7. Koledina K.F., Koledin S.N., Schadneva N.A., Mayakova Y.Yu., Gubaidullin I.M. Kinetic Model of the Catalytic Reaction of Dimethylcarbonate with Alcohols in the Presence $\text{Co}_2(\text{CO})_8$ and $\text{W}(\text{CO})_6$. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis*, 2017, No. 2, Vol. 121, pp. 425-428. DOI: 10.1007/s11144-017-1181-3. [in Russian].

8. Taskar U., Riggs J.B. Modeling and Optimization of a Semiregenerative Catalytic Naphtha Reformer. *AIChE Journal*, 1997, No. 43, pp. 740-753. [in Russian].

9. Padmavathi G., Chaudhuri K.K. Modeling and Simulation of Commercial Naphtha Reformers. *Can. J Chem. Eng.*, 1997, No. 75, pp. 930-937. [in Russian].

10. Sotelo-Boya's R., Froment G. Fundamental Kinetic Modeling of Catalytic Reforming. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2009, No. 48, pp. 1107-1119. [in Russian].

11. Iranshahi D., Amiri H., Karimi M. Modeling and Simulation of a Novel Membrane Reactor in a Continuous Catalytic Regenerative Naphtha Reformer Accompanied with a Detailed Description of Kinetics. *Energy Fuels*, 2013, No. 27, pp. 4048-4070. [in Russian].

Сведения об авторах

About the authors

Зайнуллин Р.З., аспирант кафедры «Технология нефти и газа», инженер
Управления научных исследований и разработок, ФГБОУ ВО «УГНТУ»,
г. Уфа, Российская Федерация

R.Z. Zainullin, Post-graduate Student of Oil and Gas Technology
Department, Engineer Office of Research and Development, FSBEI HE
«USPTU», Ufa, Russian Federation

e-mail: zaynullin_ravil@outlook.com

Коледина К.Ф., канд. физ.-мат. наук, научный сотрудник лаборатории математической химии Института нефтехимии и катализа РАН, доцент кафедры «Математика», ФГБОУ ВО «УГНТУ», г. Уфа, Российская Федерация

K.F. Koledina, Candidate of Physical and Mathematical Sciences, Researcher, Laboratory of Mathematical Chemistry, Institute of Petrochemistry and Catalysis, Russian Academy of Sciences, Associate Professor of Mathematics Department, FSBEI HE «USPTU», Ufa, Russian Federation

e-mail: koledinakamila@mail.ru

Ахметов А.Ф., д-р техн. наук, профессор, заведующий кафедрой «Технология нефти и газа, ФГБОУ ВО «УГНТУ», г. Уфа, Российская Федерация

A.F. Akhmetov, Doctor of Engineering Sciences, Professor, Head of Oil and Gas Technology Department, FSBEI HE «USPTU», Ufa, Russian Federation

Губайдуллин И.М., доктор физико-математических наук, доцент, старший научный сотрудник лаборатории математической химии Института нефтехимии и катализа РАН, г. Уфа, Российская Федерация

I.M. Gubaidullin, Doctor of Physical and Mathematical Sciences, Associate Professor, Senior Researcher, Laboratory of Mathematical Chemistry, Institute of Petrochemistry and Catalysis, Russian Academy of Sciences, Ufa, Russian Federation

e-mail: irekmars@mail.ru