

УДК 66.011

Г.Ю. НАЗАРОВА<sup>1</sup>, Е.Н. ИВАШКИНА<sup>1</sup>, д-р техн. наук, Э.Д. ИВАНЧИНА<sup>1</sup>, д-р техн. наук,  
Т.А. ШАФРАН<sup>1</sup>, Г.Ж. СЕЙТЕНОВА<sup>2</sup>, канд. хим. наук, Г.Р. БУРУМБАЕВА<sup>1,3</sup>  
(<sup>1</sup>ФГБОУ ВПО «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» [ТПУ], Россия;  
<sup>2</sup>Павлодарский государственный университет им. С. Торайгырова, Республика Казахстан, Россия;  
<sup>3</sup>ТОО «Павлодарский нефтехимический завод», Республика Казахстан, Россия)  
E-mail: ivashkinaen@tpu.ru

# Разработка технических решений для увеличения выхода бензиновой фракции и газов в технологии каталитического крекинга вакуумного газойля

Исследование выполнено при финансовой поддержке гранта Президента РФ для государственной поддержки молодых российских ученых МД-4620.2018.8.

*Ключевые слова:* каталитический крекинг, бензиновая фракция, октановое число, жирный газ, кокс, катализатор, математическое моделирование процесса каткрекинга

*Разработана математическая модель процесса каталитического крекинга вакуумного газойля, ориентированная на прогнозирование выхода и состава продуктов крекинга, содержания кокса на катализаторе, пропан-пропиленовой (ППФ) и бутан-бутиленовой (ББФ) фракций жирного газа с учётом состава перерабатываемого сырья, активности катализатора, а также обратимости химических реакций в зависимости от текущих концентраций и температуры процесса. Показано, что при переработке вакуумного газойля с соотношением насыщенных и ароматических углеводородов 2,2 ед. повышение температуры в реакторе до 529,8°С за счёт увеличения кратности циркуляции катализатора до 6,4 м<sup>3</sup>/т<sub>сырья</sub> обеспечивает снижение содержания кокса на катализаторе с 0,92 до 0,82% масс. и увеличение конверсии сырья на 8,1%. Суммарный отбор по газу и бензину возрастает на 7,6% масс., а выход бензина повышается на 1,3% масс. (82,1 т/сут.) с октановым числом по исследовательскому методу 91,7, соотношение ППФ:ББФ в жирном газе возрастает с 0,84 до 0,92 ед.*

## Введение

Сегодня нефтеперерабатывающая промышленность России ориентирована на повышение эффективности процессов углублённой переработки нефтяного сырья [1–5]. Значительные усилия научного сообщества и промышленного сектора направлены на модернизацию действующих установок каталитического крекинга и разработку новых катализаторов глубокой переработки углеводородного сырья в зависимости от целей производства [6–9].

Увеличение выхода бензиновых фракций с высокими октановыми характеристиками и лёгких олефи-

нов – сырья для нефтехимических процессов – возможно достичь путём оптимизации технологического режима работы реакторного блока установки каталитического крекинга. При этом важно учитывать характеристики и состав перерабатываемого сырья, оказывающие существенное влияние на показатели процесса и дезактивацию катализаторов, которая носит как обратимый характер (активность при этом восстанавливается в процессе регенерации), так и необратимый вследствие дезактивации тяжёлыми металлами и графитным коксом [10–13]. Снижение активности катализатора вследствие отложения

аморфного кокса по высоте реакционного аппарата способствует снижению выхода целевых продуктов и увеличению нагрузки на регенератор, при этом количество кокса должно быть достаточным для обеспечения теплового баланса системы «реактор-регенератор».

Математическая модель, адекватно описывающая каталитический процесс [14–16], позволяет проводить большое число исследований по углублению переработки нефтяного сырья, таких как прогнозирование выхода и показателей качества продуктов каталитического крекинга, интенсивности коксообразования на катализаторе и степени дезактивации катализаторов, оптимизация режимов эксплуатации промышленных установок с учётом состава сырья, изменяющейся активности катализаторов, технологических особенностей оборудования и др.

Цель данной работы – определение условий для увеличения выхода бензиновой фракции и газов в технологии каталитического крекинга вакуумного газойля при снижении коксообразования на катализаторе методом математического моделирования.

### Разработка математической модели лифт-реактора каталитического крекинга

При разработке математической модели процесса использованы данные работы промышленной установки каталитического крекинга вакуумного газойля, входящей в состав комбинированной установки глубо-

кой переработки мазута КТ-1/1. Производительность установки по сырью – 2,4 млн т/год. Упрощённая технологическая схема блока каталитического крекинга представлена на рис. 1.

Крекинг осуществляется в лифт-реакторе в восходящем потоке микросферического цеолитсодержащего катализатора. Диапазон изменения основных физико-химических свойств сырья – вакуумного газойля – следующий:

Плотность при 15°C, г/см <sup>3</sup> .....	0,89–0,92
Показатель преломления при 50°C .....	1,4790–1,4950
Фракционный состав, °C .....	350–570
Отгон до 350°C, % .....	Не более 8
Коксуемость, % .....	0,02–0,16
Содержание:	
серы, % масс.....	0,019–0,350
ванадия, ppm .....	0–0,02
никеля, ppm .....	0–0,1
Состав сырья, % масс.:	
насыщенные углеводороды .....	58,2–74,6
ароматические углеводороды .....	23,2–38,6
смолы .....	2,1–6,3.

Ниже приведены основные параметры технологического режима работы реакторно-регенераторного блока установки в соответствии с регламентом.

Расход сырья на установку, м <sup>3</sup> /ч.....	160–425
Температура сырья на входе в реактор, °C .....	240–350

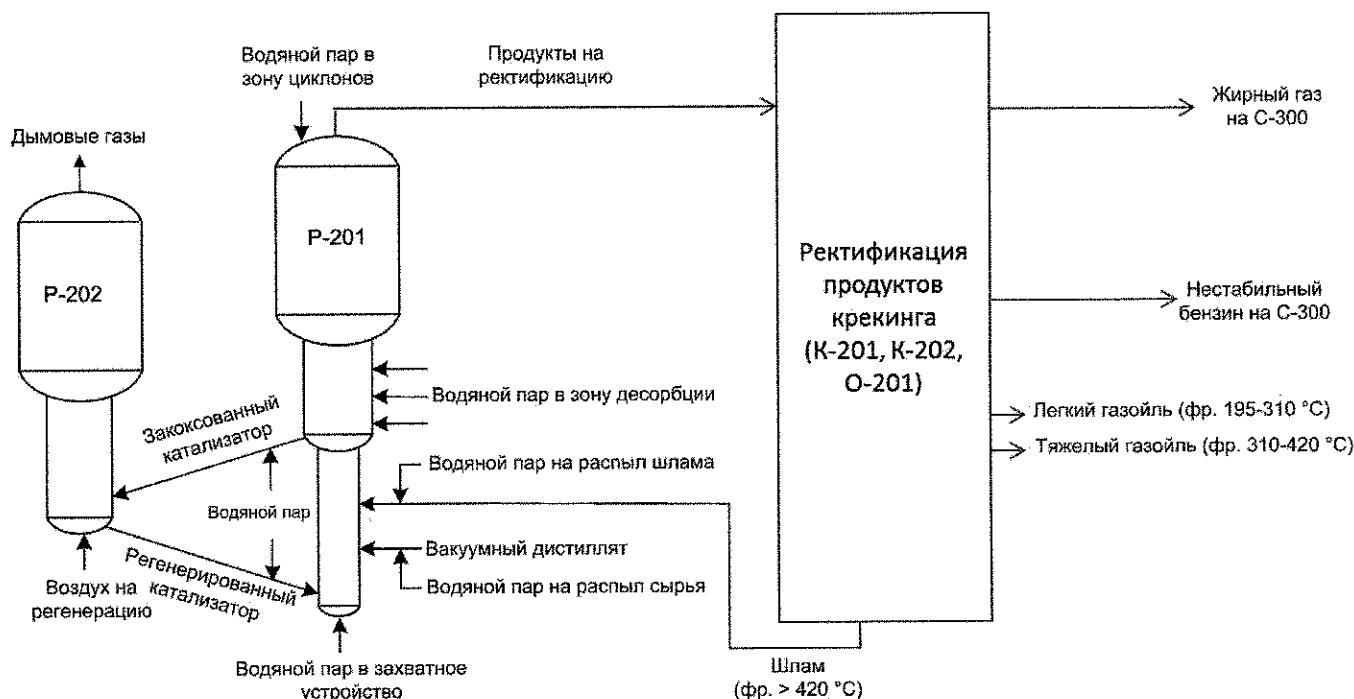


Рис. 1 Схема секции каталитического крекинга вакуумного газойля (секция С-200) установки КТ-1/1:

P-201 – лифт-реактор, P-202 – регенератор, K-201 – колонна ректификации, K-202 – отпарная колонна, С-300 – секция абсорбции и газодифракционирования.

Суммарный расход водяного пара на распыл сырья, кг/ч.....	Не менее 2000
Расход пара в захватное устройство лифт-реактора, кг/ч.....	Не менее 4000
Расход шлама в реактор, м <sup>3</sup> /ч.....	Не более 14
Температура процесса, °С.....	495–542
Давление в отстойной зоне, МПа:	
реактора.....	0,078–0,16
регенератора.....	0,05–0,21
Температура кипящего слоя в середине регенератора, °С.....	630–700
Температура регенерированного катализатора, °С.....	Не выше 730.

Анализ данных показал, что параметры технологического режима работы установки изменяются в широком диапазоне для достижения требуемого качества и соотношения продуктов крекинга. Далее приведен диапазон изменения по отбору продуктов с установки каталитического крекинга, % на сырьё:

Жирный газ.....	16,0–24,0
Бензиновая фракция.....	49,5–59,0
Лёгкий газойль (фр. 195–310°С).....	10,7–16,5
Тяжёлый газойль (фр. 310–420°С).....	8,0–10,0
Кокс выжигаемый.....	3,9–5,0.

Математическая модель процесса каталитического крекинга представлена системой обыкновенных дифференциальных уравнений материального и теплового балансов для реактора идеального вытеснения  $C_i=C_0$ ,  $T_0=T_{н.р.}$ :

$$\begin{cases} \frac{dC_i}{d\tau} = \psi W_j, \\ \rho_{см} c_{см} \frac{dT}{d\tau} = \sum_{j=1}^n (\pm \Delta H_T^0)_j \psi W_j, \end{cases}$$

где  $dC_i$  – изменение концентрации  $i$ -группы углеводородов в соответствии с табл. 1, моль/л;  $\tau$  – время контакта, с;  $\psi$  – параметр дезактивации катализатора, учитывающий дезактивацию коксом и тяжёлыми металлами;  $W_j$  – скорость химической реакции;  $dT$  – изменение температуры потока, К;  $(\Delta H_T^0)_j$  – тепловой эффект химической реакции при температуре теплового равновесия сырья и катализатора в соответствии с [17], кДж/моль;  $\rho_{см} c_{см}$  – плотность и теплоёмкость потока, кг/м<sup>3</sup>, кДж/кг·К;  $T_{н.р.}$  – температура теплового равновесия сырья и катализатора, К.

Параметр дезактивации катализатора  $\psi$  учитывает следующее:

♦ изменение дегидрирующей способности катализатора ( $\gamma$ ) под действием никеля:

$$\gamma = 0,142e^{1,1554 \cdot C_{Ni}}, \quad (1)$$

где  $C_{Ni}$  – содержание никеля в сырье процесса крекинга, ppm;

♦ снижение активности катализатора под действием кокса в отношении реакций, катализируемых цеолитом Y (2) и цеолитом ZSM-5 (3) с учётом кислотных и структурных свойств цеолитных компонентов [10, 18]:

$$A_Y = A_0 \cdot e^{-0,077 \cdot C_k} \quad (2)$$

$$A_{ZSM-5} = A_0 \cdot e^{-0,113 \cdot C_k}, \quad (3)$$

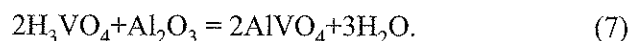
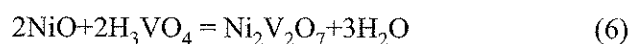
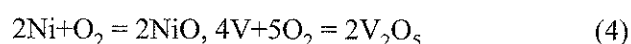
где  $A_Y$ ,  $A_{ZSM-5}$  – относительная текущая активность катализатора в лифт-реакторе в отношении реакций, катализируемых цеолитами Y и ZSM-5 соответственно;  $A_0$  – относительная активность регенерированного катализатора, зависящая от остаточного кокса на катализаторе и влияния тяжёлых металлов в сырье крекинга;  $0,77 \cdot 10^{-1}$  и  $0,113$  – константы дезактивации,

### 1. Характеристика псевдокомпонентов в схеме превращений углеводородов в процессе каталитического крекинга

Группа в схеме превращения		Характеристика
Сырье, лёгкий и тяжёлый газойль	Парафины ВМ	$C_{14}-C_{40+}$
	Нафтены ВМ	Моно- и бициклические с длинными заместителями $C_1-C_{25}$ (среднее число колец – 1,7–2,3 ед.)
	Ароматические углеводороды ВМ	Моно- и поли структуры с длинными заместителями (среднее число ароматических колец – 1,6–2,8 ед., нафтеновых колец – 1,3–1,5 ед.)
	НАС	Высокомолекулярные многоядерные нафтено-ароматические соединения
Бензиновая фракция	Парафины	$C_5-C_{11+}$
	Изопарафины	$C_5-C_{11+}$
	Олефины и диены	$C_5-C_{9+}$
	Нафтены	$C_5-C_{10+}$
	Ароматические углеводороды	$C_6-C_{10+}$
Газы	ПНФ	Пропан-пропиленовая фракция $C_3$
	ББФ	Бутан-бутиленовая фракция $C_4$
	Газы	$C_1, C_2, C_{5+}$
	Кокс	Коксогенные соединения (соотношение C/H от 0,2 до 1,5)

определённые экспериментально на основании кислотных и структурных свойств,  $C_k$  – содержание кокса на катализаторе, % масс.;

♦ снижение активности регенерированного катализатора под действием ванадия вследствие его деалюминирования [19], которое происходит путём взаимодействия катализатора с ванадиевой кислотой (7). Последняя образуется при контакте оксида ванадия с водяным паром (5), при этом учтено ингибирующее действие никеля (6). Оксид ванадия, в свою очередь, образуется в потоке воздуха в процессе регенерации из адсорбированных на поверхности катализатора металлоорганических соединений (4):



Выражения для скоростей всех реакций записаны согласно закону действующих масс, как в прямом, так и в обратном направлении, поскольку в соответствии с литературой [20] в любой момент времени направление протекания реакций может измениться в зависимости от текущих парциальных давлений участников превращений и температуры процесса. Таким образом, на каждом шаге расчёта выполняется проверка критерия возникновения термодинамической необратимости реакций:

$$A_{rij} = -\Delta_r G_{ij} = \mu_i - \mu_j > RT,$$

где  $A_{rij}$  – текущее значение сродства химической реакции, Дж/моль;  $R$  – универсальная газовая постоянная – 8,314 Дж/(моль·К);  $T$  – текущая температура, К;  $\Delta_r G_{ij}$  – текущее значение потенциала Гиббса, Дж/моль;  $\mu_i$  – текущее значение химического потенциала, Дж/моль ( $\mu_i = \mu_i^0 + RT \ln p_i$ , где  $\mu_i^0$  – стандартный химический потенциал, Дж/моль,  $p_i$  – парциальное давление компонента, Па).

Адекватность математической модели проверена путём сопоставления расчётных и экспериментальных данных по отбору продуктов с промышленной уста-

новки, содержанию пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовых фракций в жирном газе (табл. 2).

Разработанная кинетическая модель процесса каталитического крекинга является адекватной (относительная погрешность расчётов не превышает 6%), следовательно, может быть использована для прогнозных и оптимизационных расчётов. Модель ориентирована на прогнозирование группового состава бензиновой фракции, содержания пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций в жирном газе и кокса и учитывает состав перерабатываемого сырья, активность катализатора, а также обратимость химических реакций, протекающих на поверхности микросферического цеолитсодержащего катализатора в зависимости от текущих концентраций и температуры процесса.

### Увеличение выхода бензиновой фракции и газов в технологии каткрекинга вакуумного газойля при снижении избыточного коксообразования на катализаторе

Состав вакуумного газойля – сырья каталитического крекинга (секция С-200 установки КТ-1/1) – изменяется в широком диапазоне, что оказывает значительное влияние на выход и качество продуктов процесса, в том числе на динамику коксообразования на катализаторе. Сырьё, наряду с высоким соотношением насыщенных и ароматических углеводородов ( $C_{ну} : C_{ар} - 2,2$  ед.), характеризуется высоким содержанием смол – 4% масс. Компонентный состав сырья для расчётов по модели, а также фактические параметры технологического режима процесса представлены ниже.

Состав сырья, % масс.:

насыщенные углеводороды .....	65,9
ароматические углеводороды .....	30,1
смолы .....	4,0

Режим процесса:

расход сырья, м <sup>3</sup> /ч.....	382,0
температура сырья, °С .....	319,4
расход шлама, м <sup>3</sup> /ч.....	7,67

## 2. Верификация математической модели

Поток установки	Эксп.	Расчёт	$\Delta$ абс.	$\Delta$ отп.	Эксп.	Расчёт	$\Delta$ абс.	$\Delta$ отп.
Бензин	58,4	57,6	0,8	1,4	56,6	57,4	0,8	1,4
Легкий газойль	11,5	12,0	0,5	4,0	12,7	12,3	0,4	3,3
Тяжёлый газойль	9,4	9,2	0,3	2,7	9,2	9,4	0,2	2,4
Кокс	4,3	4,5	0,2	3,5	4,4	4,3	0,1	2,0
Жирный газ, в том числе:	16,4	16,9	0,5	2,9	17,0	16,6	0,4	2,4
ПНФ	31,33	30,5	0,8	2,7	28,7	30,4	1,7	6,0
ББФ	34,6	35,58	0,98	2,8	37,0	35,7	1,3	3,5

катализатор:сырьё, т/т .....	5,12
температура катализаторного потока	
после регенерации, °С.....	688,7
относительная активность катализатора	
до и после регенерации, % .....	77,8
температура процесса, °С.....	517,0.

При переработке такого сырья наблюдается интенсивное коксообразование на катализаторе (выход и содержание кокса на катализаторе составляет 4,74 и 0,925% соответственно). При этом снижение активности катализатора по высоте аппарата способствует снижению выхода целевого продукта – бензиновой фракции (56,81% масс.) и жирного газа (15,6% масс.). Кроме того, при интенсивном коксообразовании возрастает нагрузка на регенератор, требуется корректировка технологического режима процесса регенерации для обеспечения заданной активности регенерированного катализатора и режима работы реактора для обеспечения теплового режима системы «реактор-регенератор».

Таким образом, оптимизационные расчёты направлены на увеличение выхода бензиновой фракции и жирного газа при переработке сырья с соотношением насыщенных и ароматических углеводородов 2,2 ед. при снижении избыточного коксообразования на катализаторе. При этом важно учитывать, что кривая выхода бензиновой фракции носит экстремальный характер и снижается в области высоких температур вследствие протекания реакций крекинга углеводородов бензиновой фракции с образованием газообразных углеводородов и конденсации ароматических углеводородов в кокс. Так, при увеличении кратности циркуляции катализатора с 5 до 8 и температуры

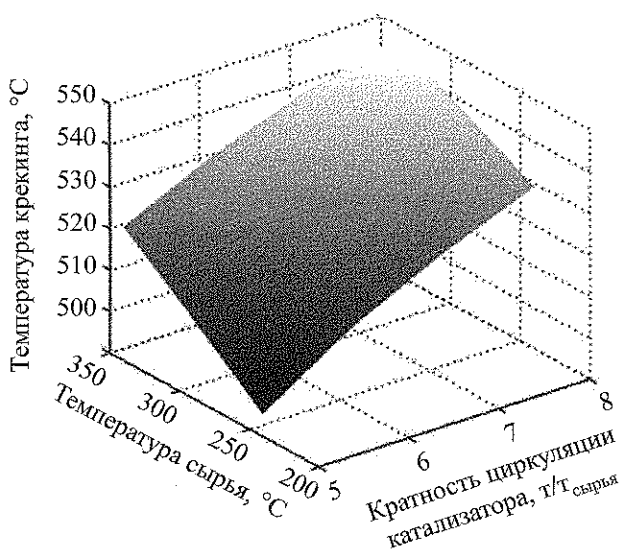


Рис. 2. Зависимость температуры крекинга от температуры сырья и кратности циркуляции катализатора

сырья с 240 до 340°C, температура процесса возрастает значительно – на 47°C. Максимальный выход бензиновой фракции (58,1% масс.) наблюдается при температуре крекинга 529,8°C, поддержании кратности циркуляции катализатора по отношению к сырью 6,4 и температуры сырья 310°C (рис. 2–4).

Содержание на катализаторе кокса возрастает непрерывно с 0,712 до 0,853% масс. при повышении температуры сырья на входе в лифт-реактор при постоянной кратности циркуляции катализатора (6,4 т/т<sub>сырья</sub>) и снижается с 0,949 до 0,706% масс. при увеличении кратности циркуляции катализатора при постоянной температуре сырья (310°C) за счёт уве-

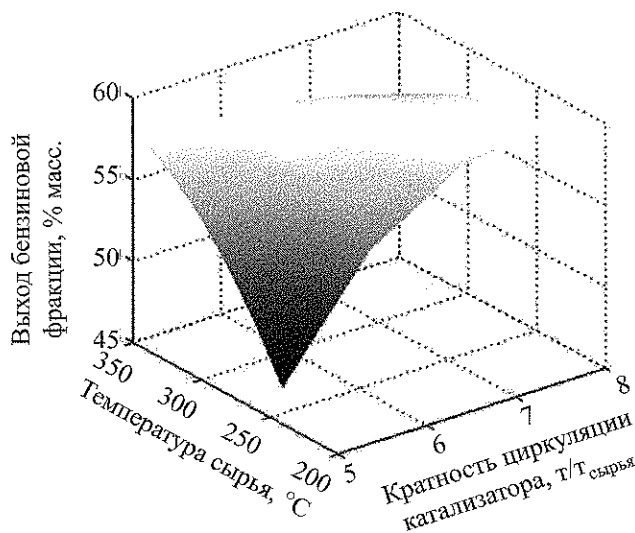


Рис. 3. Зависимость выхода бензиновой фракции от температуры сырья и кратности циркуляции катализатора

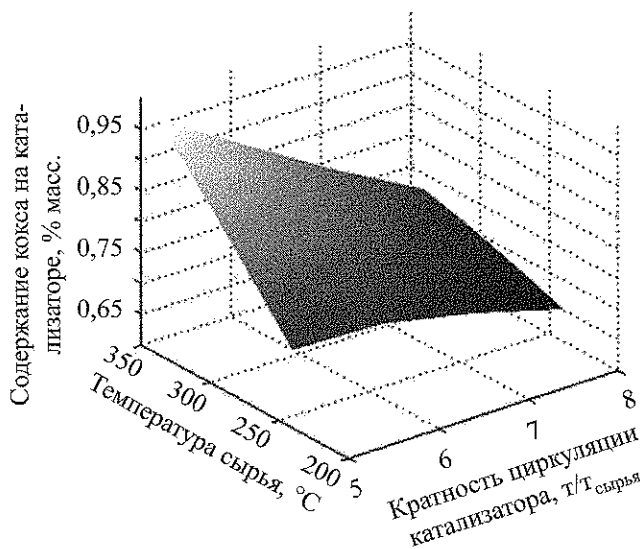


Рис. 4. Зависимость содержания кокса на катализаторе от температуры сырья и кратности циркуляции катализатора

личения расхода катализатора в лифт-реактор и уменьшения времени его пребывания в реакторе.

Расчёты по модели показали, что организация температуры крекинга на уровне 529,8°C за счёт увеличения массового соотношения «катализатор : сырьё» с 5,12 до 6,4 т/т<sub>сырья</sub> обеспечила снижение содержания кокса на катализаторе с 0,92 до 0,82% масс. Увеличение активности катализатора в системе и увеличение температуры процесса обеспечило увеличение конверсии сырья на 8,1%. Суммарный отбор по газу и бензину увеличен на 7,6% масс., увеличение выхода бензина соответствует 1,3% масс. (82,1 т/сут). Октановое число по исследовательскому методу бензиновой фракции составит 91,7 пункт., соотношение ППФ : ББФ возрастает с 0,84 до 0,92 ед.

Применение математической модели процесса каталитического крекинга обеспечивает прогнозирование выхода и качества продуктов с учётом основных параметров технологического режима, состава сырья, активности регенерированного катализатора и степени его дезактивации по высоте реакционного аппарата.

## Выводы

1. Программно-реализованная математическая модель процесса каталитического крекинга ориентирована на прогнозирование выхода и состава продуктов с учётом характеристик перерабатываемого сырья, активности катализатора и степени его дезактивации по высоте реакционного аппарата. Погрешность расчётов по модели не превышает 6%, что позволяет использовать модель для прогностических и оптимизационных расчётов.

2. Увеличение конверсии на 8,1% при переработке сырья, характеризующегося соотношением насыщенных и ароматических углеводородов 2,2 ед., достигается при поддержании температуры крекинга на уровне 529,8°C за счёт увеличения кратности циркуляции катализатора с 5,12 до 6,4 т/т<sub>сырья</sub> и снижения температуры сырья на входе в реактор с 320 до 310°C.

3. Рекомендуемый технологический режим обеспечивает снижение содержания кокса на катализаторе с 0,92 до 0,82% масс. При этом суммарный выход газа и бензиновой фракции увеличен на 7,6% масс., увеличение выхода бензина соответствует 1,3% масс. (82,1 т/сут.).

4. Бензиновая фракция при этом характеризуется высоким октановым числом по исследовательскому методу и составляет 91,7 пункт., соотношение ППФ : ББФ в жирном газе возрастает с 0,84 до 0,92 ед.

## Список литературы

1. Проект энергостратегии Российской Федерации на период до 2035 года, 22.03.2007: <https://minenergo.gov.ru/node/1920>.
2. Висалиев М.Я., Шпирт М.Я., Кадиев Х.М., Дворкин В.И., Магомадов Э.Э., Хаджиев С.Н. Комплексная переработка тяжёлых высоковязких нефтей и нефтяных остатков с извлечением ванадия, никеля и молибдена // Химия твёрдого топлива. – 2012. – № 2. – С. 32–39.
3. Хаджиев С.Н., Капустин В.М., Хавкин В.А., Соляр Б.З., Пресняков В.В., Бабынин А.А., Калимуллин А.К. Освоение установки каталитического крекинга в ОАО «ТАИФ-НК» – достижение нефтепереработчиков Татарстана // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. – 2014. – № 1. – С. 16–17.
4. Kapustin V., Chernysheva E., Maximova A., Zinchenko Y. Development of new catalytic processes for processing petroleum feedstock // Pure and Applied Chemistry. – 2017. – V. 89 (10). – P. 1579–1585.
5. Kazakov M.O., Nadeina K.A., Danilova I.G., Dik P.P., Klimov O.V., Pereyema V.Y., Gerasimov E.Y., Dobryakova I.V., Knyazeva E.E., Ivanova I.I., Noskov A.S. Hydrocracking of vacuum gas oil over NiMo/Y-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: Effect of mesoporosity introduced by zeolite Y recrystallization // Catalysis Today. – 2018. – V. 305. – P. 117–125.
6. Капустин В.М., Герзелиев И.М., Арсланов Р.М., Седghi Рухи Б.Ф., Карменов А.Г. Оптимизация процесса каталитического крекинга вакуумного газойля с добавлением отходов полиэтилена высокого давления // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2012. – № 9. – С. 48–51.
7. Седghi Рухи Б.Ф., Капустин В.М., Герзелиев И.М., Третьяков В.Ф. Изучение влияния добавок ZSM-5 к катализаторам крекинга на выход лёгких олефинов и пропилена // Катализ в промышленности. – 2012. – № 6. – С. 33–38.
8. Герзелиев И.М., Дементьев К.И., Хаджиев С.Н. Влияние модифицирования катализатора и сырья ультрадисперсными частицами дисульфида молибдена на показатели каталитического крекинга // Нефтехимия. – 2015. – Т. 55, № 4. – С. 331–336.
9. Доронин В.П., Сорокина Т.П., Потепенко О.В., Липин П.В., Дмитриев К.И., Короткова Н.В., Гурьевских С.Ю. Возможности современной технологии производства катализаторов крекинга в АО «Газпромнефть-ОНИЗ» // Катализ в промышленности. – 2016. – Т. 16, № 6. – С. 71–76.
10. Bartholomew C.H. Mechanisms of catalyst deactivation // Applied Catalysis A: General. – 2001. – V. 212 (1–2). – P. 17–60.
11. Magomedov R.N., Popova A.Z., Maryutina T.A., Kadiev Kh.M., Khadzhiev S.N. Current status and prospects of demetallization of heavy petroleum feedstock // Petroleum Chemistry. – 2015. – V. 55 (6). – P. 423–443.
12. Sorokina T.P., Buluchevskaya L.A., Potapenko O.V., Doronin V.P. Conversion of nickel and vanadium porphyrins under catalytic cracking conditions // Petroleum Chemistry. – 2010. – V. 50 (1). – P. 51–55.
13. Rautiainen E., Pimenta R., Ludvig M., Pouwels C. Deactivation of ZSM-5 additives in laboratory for realistic testing // Catalysis today. – 2009. – V. 140 (3–4). – P. 179–186.

14. Иванчина Э.Д., Ивашкина Е.Н., Назарова Г.Ю., Стебенева В.И., Шафран Т.А., Киселёва С.В., Храпов Д.В., Короткова Н.В., Есипенко Р.В. Разработка кинетической модели процесса каталитического крекинга // Катализ в промышленности. – 2017. – Т. 17, № 6. – С. 477–486.

15. Иванчина Э.Д., Ивашкина Е.Н., Францина Е.В., Платонов В.В., Козлов И.А., Андреев А.Б. Выбор критерия оптимизации состава сырья на производстве линейных алкилбензолов // Мир нефтепродуктов. Вестник нефтяных компаний. – 2014. – № 8. – С. 19–25.

16. Ivanchina E., Ivashkina E., Nazarova G. Mathematical modelling of catalytic cracking riser reactor // Chemical Engineering J. – 2017. – V. 329. – P. 262–274.

17. Гуреев А.А., Жоров Ю.М., Смидович Е.В. Производство высокооктановых бензинов. – М.: Химия, 1981. – 224 с.

18. Липин П.В., Доронин В.П., Гуляева Т.И. Превращение высших алканов в условиях глубокого каталитического крекинга // Нефтехимия. – 2010. – Т. 50, № 5. – С. 372–377.

19. Etim U.J., Xu B., Bai P., Rooh Ullah, Subhan F., Yan Z. Role of nickel on vanadium poisoned FCC catalyst: A study of physicochemical properties // J. of Energy Chemistry. – 2016. – V. 25. – P. 667–676.

20. Пармон В.Н. Термодинамика неравновесных процессов для химиков с приложением к химической кинетике, катализу, материаловедению и биологии: Учебное пособие. – Долгопрудный: Издательский дом «Интеллект», 2015. – 472 с.

*Nazarova G.Y., Ivashkina E.N., Ivanchina E.D., Shafran T.A., Seytenova G.Zh., Burumbaeva G.R.*

(National Research Tomsk Polytechnic University, Tomsk, Russia;

S.Toraighyrov Pavlodar State University, Pavlodar, Republic of Kazakhstan;

LLP Pavlodar Petrochemical Plant, Pavlodar, Republic of Kazakhstan)

## Development of technical solutions to increase of gasoline fraction yield and gases at catalytic cracking technology of vacuum gasoil

**Keywords:** catalytic cracking, gasoline fraction, octane number, rich gas, coke, catalyst, mathematical modeling.

### Abstract

A mathematical model of the vacuum gasoil catalytic cracking is developed. This model is oriented on the forecasting of the yield and the composition of cracking product, the content of propane-propylene (PPF) and butane-butylene (BBF) fractions of rich gas and coke taking into account the feedstock composition, the catalyst activity and the chemical reactions reversibility depending on the current concentrations

and process temperature. It is shown that the decrease of the catalyst coke content from 0.92 to 0.82 wt% and the increase of the feedstock conversion by 8.1 wt%, during the vacuum gas oil processing with the saturated to aromatic hydrocarbons ratio is 2.2 units, is achieved by rising the reactor temperature to 529.8 ° C due to an increase of the catalyst circulation ratio to 6.4 ton<sub>catalyst</sub>/ton<sub>feed</sub>. The cumulative production of gas and gasoline increases by 7.6 wt%, and the gasoline yield with the octane number by research method of 91.7 unit., rises by 1.3 wt% (82.1 tons per day). The PPF: BFB ratio in the rich gas increases from 0.84 to 0.92 units.

### References

1. Project of an energy strategy of the Russian Federation until 2035, 3/22/2007: <https://minenergo.gov.ru/node/1920>.

2. Visaliev M.Ya., Shpirt M.Ya., Kadiev Kh.M., Dvorkin V.I., Magomadov E.E., Khadzhiev S.N. Complex processing heavy high-viscosity nefti and oil residues with extraction of vanadium, nickel and molybdenum [Kompleksnaya pererabotka tyazhelykh vysokovyazkikh neftey i neftyanykh ostatkov s izvlecheniem vanadiya, nikelya i molibdena]. *Khimiya tverdogo topliva - Chemistry of solid fuel*, 2012, no. 2, pp. 32-39.

3. Khadzhiev S.N., Kapustin V.M., Khavkin V.A., Solyar B.Z., Presnyakov V.V., Babynin A.A., Kalimullin A.K. Development of installation of catalytic cracking in JSC TAIF-NK – achievement of refiners of Tatarstan [Osvoenie ustanovki kataliticheskogo krekinga v OAO TAIF-NK – dostizhenie neftepererabotchikov Tatarstana]. *Mir nefteproduktov. Vestnik neftyanykh kompaniy - World of oil products. The Oil Companies' Bulletin*, 2014, no. 1, pp. 16–17.

4. Kapustin V., Chernysheva E., Maximova A., Zinchenko Y. Development of new catalytic processes for processing petroleum feedstock. *Pure and Applied Chemistry*, 2017, v. 89 (10), pp. 1579-1585.

5. Kazakov M.O., Nadeina K.A., Danilova I.G., Dik P.P., Klimov O.V., Pereyma V.Y., Gerasimov E.Y., Dobryakova I.V., Knyazeva E.E., Ivanova I.I., Noskov A.S. Hydrocracking of vacuum gas oil over NiMo/Y-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: Effect of mesoporosity introduced by zeolite Y recrystallization. *Catalysis Today*, 2018, v. 305, pp. 117-125.

6. Kapustin V.M., Gerzeliev I.M., Arslanov R.M., Sedkhi Rukhi B.F., Karmenov A.G. Optimization of the process of the catalytic cracking of vacuum gasoil with addition of the withdrawals of the high pressure polyethylene [Optimizatsiya protsessa kataliticheskogo krekinga vakuumnogo gazoylya s dobavleniem otkhodov polietilena vysokogo davleniya]. *Neftepererabotka i neftekhimiya - Oil refining and petrochemistry*, 2012, no. 9, pp. 48-51.

7. Sedkhi Rukhi B.F., Kapustin V.M., Gerzeliev I.M., Tret'yakov V.F. The study of effect of ZSM-5 additives to cracking catalysts on the yield of light olefins and propylene [Izuchenie vliyaniya dobavok ZSM-5 k katalizatoram krekinga na vykhod legkikh olefinov i propilena]. *Kataliz v promyshlennosti - Catalysis in Industry*, 2012, no. 6, pp. 33-38.