

УДК 66.011

**СИСТЕМА МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ЛИНЕЙНЫХ АЛКИЛБЕНЗОЛОВ С УЧЕТОМ РЕЦИРКУЛЯЦИИ СЫРЬЯ**

Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, А.В. Кравцов,  
М.В. Киргина, И.М. Долганов, И.О. Долганова,  
Р.В. Романовский

Томский политехнический университет  
E-mail: IceFlame@sibmail.com

Предложен способ увеличения мощности производства линейных алкилбензолов путем введения рецикла непрореагировавшего сырья. Создана компьютерная моделирующая система на основе физико-химической модели процесса, с помощью которой выбран наиболее оптимальный способ организации рециркуляции.

**Ключевые слова:**

Линейные алкилбензолы, дегидрирование парафинов, рециркуляция, метод математического моделирования, компьютерная моделирующая система, реакторный блок, технологическая схема, соотношение рециркуляции, олефины, выход продукта.

В последнее время в мире резко возросли потребности в различных моющих веществах, которые используются для бытовых нужд и в промышленности, поэтому увеличивается и производство основного компонента синтетических моющих веществ – линейных алкилбензолов и алкилбензосульфонов (ЛАБ и ЛАБС). Таким образом, становится очевидной и необходимость увеличения объема производства данных веществ в России.

Дегидрирование парафинов, являющиеся одной из основных стадий процесса получения ЛАБ, характеризуется сравнительно низкой конверсией, поэтому одним из возможных путей увеличения мощности производства является введение рецикла непрореагировавшего сырья для увеличения глубины переработки сырья.

Вместе с тем, увеличение глубины переработки нефтяного сырья требует реконструкции и модернизации действующих, а также проектирования и строительства новых установок и интенсификации технологических режимов работы оборудования.

При этом необходимо учитывать, что основными факторами, определяющими условия и пути повышения качества переработки углеводородного сырья, является учет реакционной способности углеводородов многокомпонентных смесей и активности применяемых катализаторов.

**Иванчина Эмилия Дмитриевна**, д-р техн. наук, профессор кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: ied@zmail.ru

Область научных интересов: технология и математическое моделирование процессов нефтепереработки и нефтехимии.

**Ивашкина Елена Николаевна**, канд. техн. наук, доцент кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: ivashkinaen@gambler.ru

Область научных интересов: технология и математическое моделирование процессов нефтепереработки и нефтехимии.

**Кравцов Анатолий Васильевич**, д-р техн. наук, профессор, зав. кафедрой химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: kravtsov@tpu.ru

Область научных интересов: технология и математическое моделирование процессов нефтепереработки и нефтехимии.

**Киргина Мария Владимировна**, аспирант кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: IceFlame@sibmail.com

Область научных интересов: технология и математическое моделирование процессов нефтепереработки и нефтехимии.

**Долганов Игорь Михайлович**, аспирант кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: dolganovim@tpu.ru  
Область научных интересов: технология и математическое моделирование процессов нефтепереработки и нефтехимии.

**Долганова Ирэна Олеговна**, аспирант кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: dolganovai@ibmail.com

Область научных интересов: промышленный катализ, моделирование процессов переработки углеводородного сырья, программирование на Delphi.

**Романовский Ростислав Владимирович**, аспирант кафедры химической технологии топлива и химической кибернетики Института природных ресурсов ТПУ.

E-mail: rvr@tpu.ru  
Область научных интересов: технология и математическое моделирование процессов нефтепереработки и нефтехимии.

Поставленные задачи практически невозможно решить без применения метода математического моделирования и широкого внедрения в практику исследовательской и проектно-конструкторской работы методов и средств компьютерного моделирования на физико-химической основе.

В настоящее время широкое распространение нашли такие системы моделирования химико-технологических процессов как HYSYS и Pro II.

Но, однако, практически отсутствуют системы моделирования реакторных блоков многокомпонентных каталитических процессов переработки углеводородов.

Реакторный блок химико-технологической системы характеризуется следующими основными признаками, позволяющими отнести его к системам, сложным для моделирования:

- аппараты химического превращения и потоки между ними объединяются для выпуска целевой продукции требуемого качества;
- существует взаимосвязь явлений в процессах и аппаратах реакторного блока;
- рециклическая связь между аппаратами реакторного и разделительного блоков.

Специфика химических многокомпонентных процессов в реакторах затрудняет оптимизацию их систем по сравнению с оптимизацией блоков разделения и теплообмена, а именно:

- динамический, нестационарный характер режимов в аппаратах химического превращения;
- многокомпонентность систем уравнений математического описания рассматриваемого класса процессов, обусловленная учетом взаимодействия индивидуальных компонентов смеси;
- многокритериальность и многоэкстремальность целевой функции оптимизации.

При этом оптимизация вариантов организации реакторного блока с позиции системного анализа предполагает следующие пути:

1. При заданной схеме превращения реагентов в реакторах, структуре потоков между аппаратами, значениях конструкционных и технологических параметров

необходимо определить выходные характеристики процесса на модели и оценить адекватность этих расчетов реальному процессу.

2. При заданном множестве альтернативных вариантов технологической схемы и значений технологических, конструкционных и структурных параметров важно определить оптимальную топологию системы, технологический режим работы аппаратов и их конструкцию.

Решение осуществляется в несколько стадий:

1. Выявление всех возможных альтернативных вариантов реакторной схемы на основе априорных оценок гипотез.
2. Создание гипотетически-обобщенной структуры технологической схемы (ГОТС).
3. Анализ ГОТС при наличии математических моделей всех процессов, протекающих в системе.

## 4. Оптимизация ГОТС решением задачи многокритериального анализа.

$$\begin{cases} \psi = \text{optimum} \sum_{n=1}^N \psi_n(\bar{x}, \bar{y}, \bar{u}); y_{ni} = f_{ni}(x_{n1}, x_{n2}, \dots, x_{ni}, u_n); \\ x_{ni} = \sum_i^M \sum_j^N \delta_{ni}^{mj} y_{mj}; \sum_i \sum_j \delta_{ni}^{mj} = 1; 0 \leq \delta_{ni}^{mj} \leq 1; \bar{u} \leq \bar{u}^*, \end{cases}$$

где  $x$  – параметры сырья;  $y$  – значения выходных характеристик;  $\psi$  – критерий эффективности;  $u$  – конструкционные или технологические (управляющие) параметры;  $u^*$  – ограничения, накладываемые на управляющие параметры;  $i = 1, \dots, N$  – число входных технологических потоков;  $j = 1, \dots, 4$ ;  $M$  – число выходных технологических потоков;  $\delta_{ni}^{mj}$  – коэффициент структурного разделения, характеризующий структуру рассматриваемой системы.

Таким образом, целью проекта стало создание объединенной компьютерной моделирующей системы, включающей в себя возможность расчета:

- основных стадий производства линейных алкилбензолов;
- различных вариантов реконструкции химико-технологической системы, в том числе и замкнутых, т. е. содержащих рецикл сырья.

В результате патентного поиска было установлено, что большинство зарегистрированных разработок в области математического моделирования нефтехимических процессов посвящено, в основном, моделированию схем автоматического управления реакторами, изучению свойств катализаторов и других адсорбционных материалов с помощью математических моделей. Патентообладателями этих разработок являются известные мировые компании, занимающиеся практическими исследованиями и проектированием в области химической технологии и катализа, например Exxon Research Engineering Co (США), Sumitomo Chemical Co (Япония) и др.

Заявки на интеллектуальную собственность принадлежат известным транснациональным нефтяным, химическим и нефтехимическим компаниям и исследовательским институтам: Sud Chemie Inc [1] (США), Abb Lummus Global Inc [2] (США), Saudi Basic Ind Corp [3], Sun Oil Co [4], а также российской компании ОАО «Химпром» [5].

Однако для процесса получения ЛАБ подобные исследования не проводились. Поэтому актуальным является разработка математической модели процесса получения ЛАБ с использованием рециркуляции парафинов.

Построение интеллектуальной системы представляет собой разработку физико-химической модели и модели для представления знаний.

Физико-химическая модель позволяет провести расчет кинетики взаимодействия реагентов и сделать количественную оценку скоростей протекания реакций. На основании этих расчетов составляются математические модели каждого из аппаратов и всей химико-технологической системы (ХТС) в целом.

Модель для представления знаний позволяет использовать информацию в нечисловой форме, составлять диалог пользователя с интеллектуальной системой для расчета и оптимизации ХТС (рис. 1) [6].

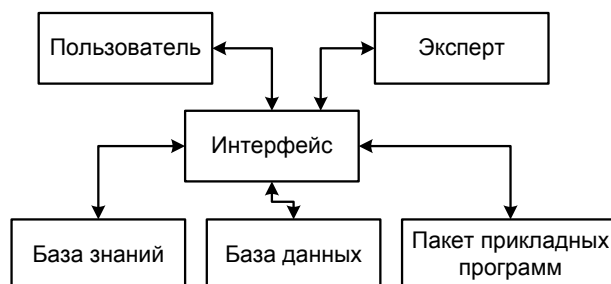


Рис. 1. Основные блоки интеллектуальной системы

Разработка физико-химической модели начинается с составления формализованного механизма или схемы превращения реагентов.

При составлении групповой кинетической модели процесса были выбраны следующие основные химические реакции:

- дегидрирование *n*-парафинов до *n*-олефинов (целевая реакция);
- образование диолефинов из олефинов;
- образование ароматических углеводородов из образовавшихся диолефинов;
- расщепление (крекинг) углеводородов с образованием продуктов уплотнения и легких углеводородов;
- реакция коксообразования.

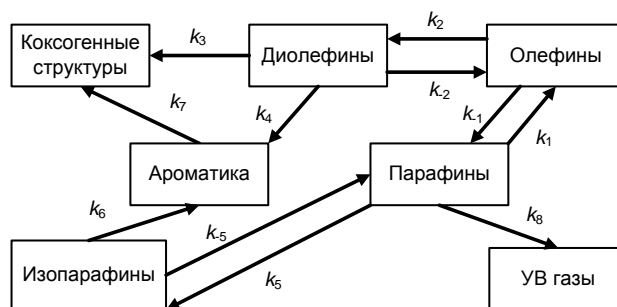
Набор брутто-реакций процесса дегидрирования *n*-парафинов в формализованном механизме представлен в табл. 1.

**Таблица 1.** Брутто-реакции процесса дегидрирования высших парафинов

№	Тип реакции	Уравнение реакции
1	Дегидрирование парафинов до <i>n</i> -моноолефинов	$C_n H_{2n+2} \xrightleftharpoons[k_{-1}]{k_1} C_n H_{2n} + H_2$
2	Дегидрирование <i>n</i> -моноолефинов до диолефинов	$C_n H_{2n} \xrightleftharpoons[k_{-2}]{k_2} C_n H_{2n-2} + H_2$
3	Коксообразование из диолефинов	$C_n H_{2n-2} \xrightarrow{k_3} \text{Кокс}$
4	Дегидроциклизация диолефинов	$C_n H_{2n-2} \xrightarrow{k_4} C_6 H_5 - C_{n-6} H_{2n-9} + 2H_2$
5	Изомеризация парафинов	$C_n H_{2n+2} \xrightleftharpoons[k_{-5}]{k_5} i - C_n H_{2n+2}$
6	Дегидроциклизация изопарафинов	$i - C_n H_{2n+2} \xrightarrow{k_6} C_6 H_5 - C_{n-6} H_{2n-9} + 3H_2$
7	Коксообразование из ароматических углеводородов	$C_6 H_5 - C_{n-6} H_{2n-9} \xrightarrow{k_7} \text{Кокс}$
8	Крекинг парафинов	$C_n H_{2n+2} + H_2 \xrightarrow{k_8} C_{n-m} H_{2(n-m)+2} + C_m H_{2m+2}$

Где  $k_i$  – константы скоростей химических реакций.

С учетом формализации основных стадий процесса на Pt-катализаторе была выбрана схема превращений веществ, изображенная на рис. 2.



**Рис. 2.** Схема химических превращений в процессе дегидрирования

Таким образом, 7 групп углеводородов участвуют в 8 типах химических реакций. Выбранная формализованная схема превращения псевдокомпонентов несет в себе информацию о механизме процесса с учетом усредненной реакционной способности различных гомологических групп.

Подобный уровень формализации механизма позволил сократить математическое описание протекающих реакций и время решения составленных для них уравнений материального и теплового баланса, а также сохранить чувствительность относительно сырьевых компонентов и информативность относительно продуктов протекающих реакций.

На основании приведенной схемы превращения веществ нами была разработана кинетическая модель процесса, которая позволила количественно оценить скорости превращения

углеводородов в зависимости от времени реакции, состава исходной смеси, температуры и давления в системе [7, 8].

Примем допущение, что во всех рассматриваемых превращениях порядок реакции по компонентам равен их стехиометрическим коэффициентам. В соответствии с этим допущением для рассматриваемых превращений процесса дегидрирования можно записать следующие выражения для скоростей реакций (табл. 2). Кинетическая модель по группам веществ процесса дегидрирования отражена в табл. 3.

**Таблица 2.** Выражения для скоростей реакций процесса дегидрирования

№	Тип реакции	Выражение для скорости:	
		прямой реакции	обратной реакции
1	Дегидрирование парафинов до моноолефинов	$W_1 = k_1 C_P$	$W_{-1} = k_{-1} C_O C_{H_2}$
2	Дегидрирование моноолефинов до диолефинов	$W_2 = k_2 C_O$	$W_{-2} = k_{-2} C_{DO} C_{H_2}$
3	Коксообразование из диолефинов	$W_3 = k_3 C_{DO}$	–
4	Дегидроциклизация диолефинов	$W_4 = k_4 C_{DO}$	–
5	Изомеризация парафинов	$W_5 = k_5 C_P$	$W_{-5} = k_{-5} C_{i-P}$
6	Дегидроциклизация изопарафинов	$W_6 = k_6 C_{i-P}$	–
7	Коксообразование из ароматических углеводородов	$W_7 = k_7 C_A$	–
8	Крекинг парафинов	$W_8 = k_8 C_P C_{H_2}$	–

**Таблица 3.** Погрупповая кинетическая модель процесса дегидрирования [9]

№	Группа веществ	Зависимость концентрации веществ от времени
1	Парафины	$\frac{dC_P}{dt} = -k_1 C_P + k_{-1} C_O C_{H_2} - k_5 C_P + k_{-5} C_{i-P} - k_8 C_P C_{H_2}$
2	Изопарафины	$\frac{dC_{i-P}}{dt} = k_5 C_P - k_{-5} C_{i-P} - k_6 C_{i-P}$
3	Олефины	$\frac{dC_O}{dt} = k_1 C_P - k_{-1} C_O C_{H_2} - k_2 C_O + k_{-2} C_{DO} C_{H_2}$
4	Диолефины	$\frac{dC_{DO}}{dt} = k_2 C_O - k_{-2} C_{DO} C_{H_2} - k_3 C_{DO} - k_4 C_{DO}$
5	Ароматические углеводороды	$\frac{dC_A}{dt} = k_6 C_{i-P} + k_4 C_{DO} - k_7 C_A$
6	Углеводородные газы	$\frac{dC_G}{dt} = k_8 C_P C_{H_2}$
7	Кокс	$\frac{dC_K}{dt} = k_7 C_A + k_3 C_{DO}$

Комплекс для производства ЛАБ, ЛАБС на основе алкилирования бензола олефинами в присутствии фтористоводородной кислоты включает в себя три технологически связанных реакторных блока: дегидрирования н-парафинов, гидрирования побочных продуктов процесса дегидрирования – диолефинов до моноолефинов и алкилирования. В процессе дегидрирования проектом принята сравнительно низкая конверсия н-парафинов – 12...13 % (по факту 10 %), поэтому на блок алкилирования поступает значительное количество нормальных парафинов, которые после алкилирования возвращаются в качестве рециркулята в блок дегидрирования [10].

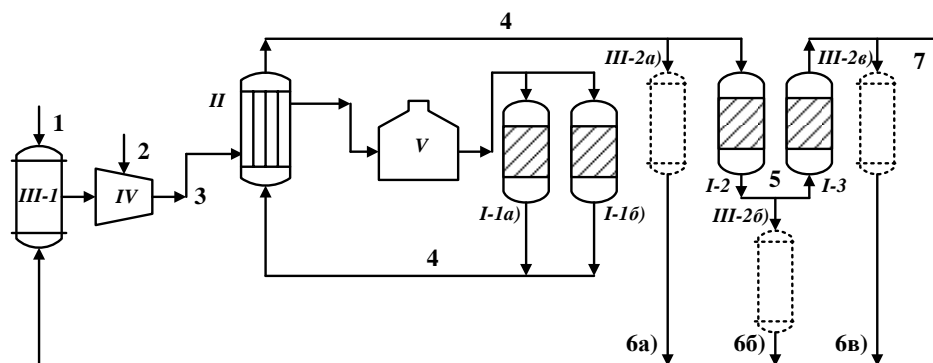
Но возможны так же и другие варианты организации рециркуляции непрореагировавших парафинов:

1. после реактора дегидрирования (поток 6,а) на рис. 3);
2. после реактора гидрирования (поток 6,б) на рис. 3);

Возможны и некоторые комбинированные способы рециркуляции:

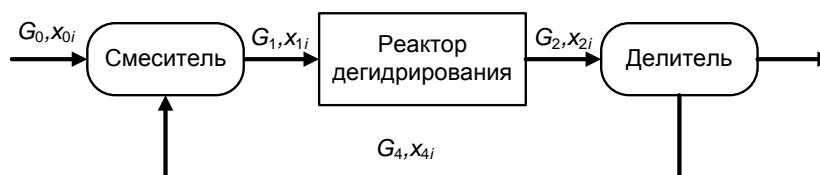
3. после реакторов дегидрирования и алкилирования;

4. после реакторов гидрирования и алкилирования;  
Объединение всех возможных структур дает ГОТС, изображенную на рис. 3.



**Рис. 3.** Гипотетическая обобщенная технологическая структура реакторного блока процесса получения линейных алкилбензолов. Аппараты: I-1а), I-1б) – реакторы дегидрирования; I-2 – реактор гидрирования; I-3 – реактор алкилирования; II – кожухотрубчатый сырьевой теплообменник; III-1 – смеситель; III-2а), III-2б), III-2в) – разделительные колонны для отделения парафинов; IV – компрессор; V – трубчатая печь. Поток: 1) н-парафины; 2) водородсодержащий газ (ВСГ); 3) общий сырьевой поток; 4) продукты процесса дегидрирования; 5) продукты процесса гидрирования; 6а), 6б), 6в) рециклические парафины; 7) продукты процесса алкилирования. Примечание: пунктиром обозначены аппараты, которые планируется установить

Рассмотрим математическую модель процесса рециркуляции парафинов после реактора дегидрирования (рис. 4):



**Рис. 4.** Схема процесса дегидрирования с рециклом непрореагировавших парафинов

Уравнения материального баланса:

$$\begin{cases} G_1 \cdot x_{1i} = G_0 \cdot x_{0i} + G_4 \cdot x_{4i}; \\ G_1 = G_2; \\ G_2 \cdot x_{2i} = G_3 \cdot x_{3i} + G_4 \cdot x_{4i}; \\ G_1 = G_0 + G_4; \\ G_2 = G_3 + G_4; \end{cases}$$

Введем величину

$$\varphi = \frac{G_4}{G_2} = \frac{G_4}{G_1}, \varphi = 0..1;$$

Тогда

$$\begin{cases} x_{1i} = \frac{G_0 \cdot x_{0i} + G_4 \cdot x_{4i}}{G_1} = \frac{(G_1 - G_4) \cdot x_{0i} + G_4 \cdot x_{4i}}{G_1} = (1 - \varphi) \cdot x_{0i} + \varphi \cdot x_{4i}; \\ x_{3i} = \frac{G_2 \cdot x_{2i} - G_4 \cdot x_{4i}}{G_3} = \frac{x_{2i} - \frac{G_4}{G_2} \cdot x_{4i}}{\frac{G_3}{G_2}} = \frac{x_{2i} - \frac{G_4}{G_2} \cdot x_{4i}}{\frac{G_2 - G_4}{G_2}} = \frac{1}{1 - \varphi} \cdot x_{2i} - \frac{\varphi}{1 - \varphi} \cdot x_{4i}, \end{cases}$$

где  $G_n$  – общий массовый поток;  $x_{ni}$  – массовая доля, %;  $n$  – номер потока;  $n = 0...4$ ;  $i$  – номер компонента,  $i = 1...N$ ;  $N$  – число компонентов в потоке.

Таким образом, зная состав исходного потока  $x_{0i}$ , состав отходящего потока  $x_{4i}$ , и его массовое соотношение рециркуляции  $\varphi$ , можно рассчитать состав сырья на входе в реакторы дегидрирования  $x_{1i}$  и гидрирования  $x_{3i}$ . Аналогичным образом может быть рассчитаны другие варианты организации рециркуляции непрореагировавших парафинов.

Все расчеты проводились с использованием разработанной нами компьютерной моделирующей системы «LAB-LABS» и дополненной блоком рециркуляции. С целью апробации разработанной компьютерной моделирующей системы был проведен расчет процесса дегидрирования (табл. 4) и проведено сравнение расчетных значений с экспериментальными данными. Результаты сравнения представлены на рис. 5.

**Таблица 4.** Результаты расчета процесса дегидрирования (объемный расход сырья 75 м<sup>3</sup>/ч)

№	Компонент/показатель	Даты отбора		
		20.07.09	10.08.09	09.09.09
1	Парафины, % масс.	87,71	88,24	87,42
2	Олефины, % масс.	9,69	9,13	9,51
3	Диолефины, % масс.	0,26	0,23	0,25
4	Изопарафины, % масс.	1,8	1,87	2,16
5	Изонепредельные, % масс.	0,22	0,21	0,26
6	Ароматические, % масс.	0,27	0,25	0,32
7	Водород в ВСГ, % об.	95,38	93,99	94,83
8	УВ газы в ВСГ, % об.	4,62	6,01	5,17
9	Содержание кокса на катализаторе, %	0	0,1	0,2
10	Входная температура, °С	470,8	470,1	472,2
11	Выходная температура, °С	451,3	451,9	452,9
12	Степень превращения, %	12,55	12,01	12,82
13	Селективность, %	76,97	76,02	74
14	Объем переработанного сырья, тыс. м <sup>3</sup>	11	49	99
15	Прогнозный выход ЛАБ, т/сут.	180,2	170,3	177,1



**Рис. 5.** Сравнение экспериментального и расчетного значений содержания олефинов

Представленная зависимость показывает удовлетворительную сходимость рассчитанных и экспериментальных данных, погрешность расчета составляет менее 0,5 пункта, что не

превышает пределов погрешности хроматографического анализа. Поэтому разработанная моделирующая система может быть использована для контроля технологических параметров процесса получения линейных алкилбензолов.

В ходе работы были проведены расчеты процессов дегидрирования и гидрирования для схемы производства ЛАБ с рециклом непрореагировавших парафинов после реактора дегидрирования. Наиболее важными показателями качества процессов дегидрирования и гидрирования являются выход целевых продуктов – олефинов и выход побочных – диолефинов на тонну свежего сырья. Расчет процессов дегидрирования и гидрирования проводился на высокоселективных катализаторах дегидрирования КД-2 и КД-3.

Результаты расчета приведены на рис. 6 и 7.

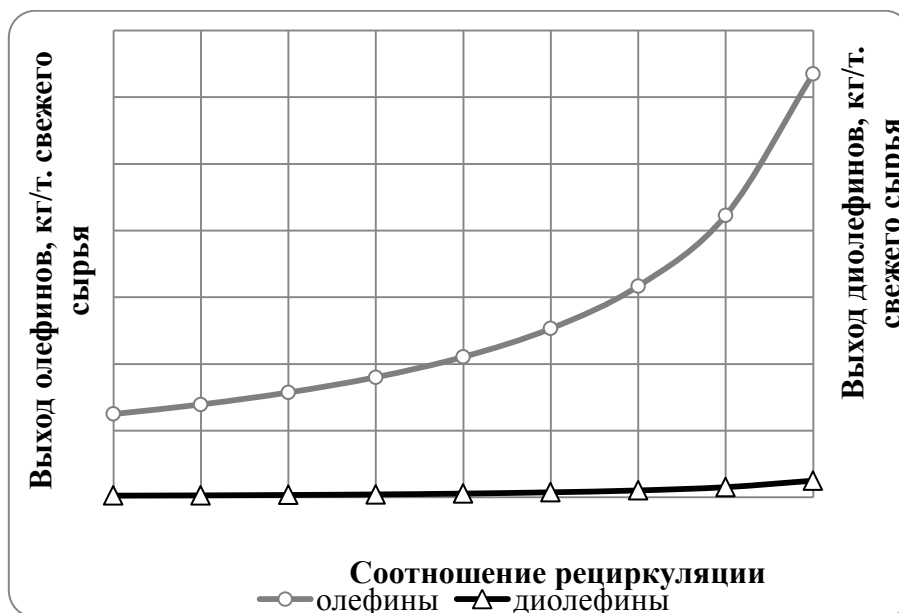


Рис. 6. Зависимость выхода олефинов и диолефинов на тонну свежего сырья от соотношения рециркуляции на катализаторе КД-2

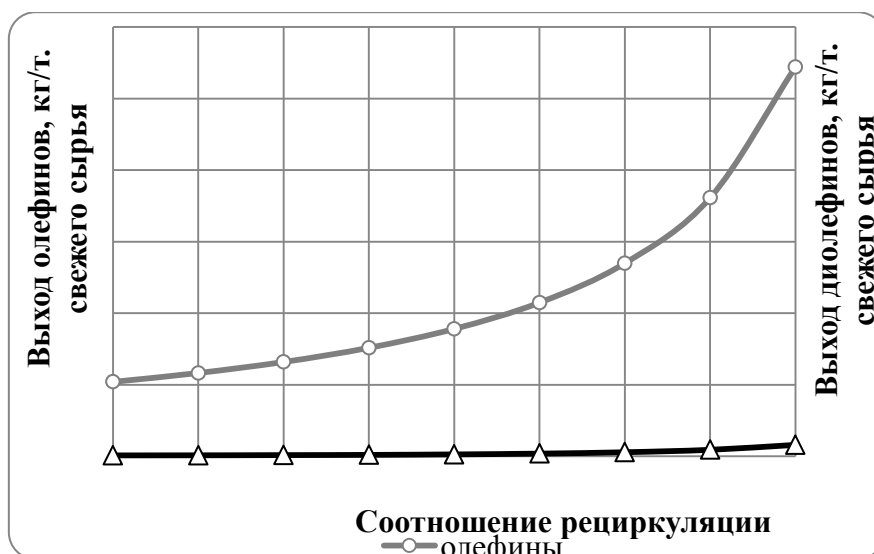


Рис. 7. Зависимость выхода олефинов и диолефинов на тонну свежего сырья от соотношения рециркуляции на катализаторе КД-3



Из представленных зависимостей видно, что соотношение рециркуляции равное 0,3 является наиболее оптимальным, так при этом наблюдается: для катализатора КД-2 – увеличение выхода олефинов на 55,2 кг на тонну свежего сырья (приблизительно на 44 %) при увеличении выхода диолефинов на 1,8 кг на тонну свежего сырья (приблизительно на 72 %); для катализатора КД-3 – увеличение выхода олефинов на 47,6 кг на тонну свежего сырья (приблизительно на 46 %) при увеличении выхода диолефинов на 0,7 кг на тонну свежего сырья (приблизительно на 50 %).

Разработанный программный продукт пригоден для контроля и технического сопровождения работы установки и позволяет рассчитывать характеристики текущего процесса, которые не могут быть определены с помощью лабораторных анализов или по текущим показаниям приборов.

Разработанная модель и созданные на ее основе программы найдут свое применение в качестве тренажеров и экспертных систем для инженерно-технического персонала завода. С помощью моделирующей программы можно также прогнозировать результаты изменения технологического режима и реконструкции действующей установки (рис. 8).

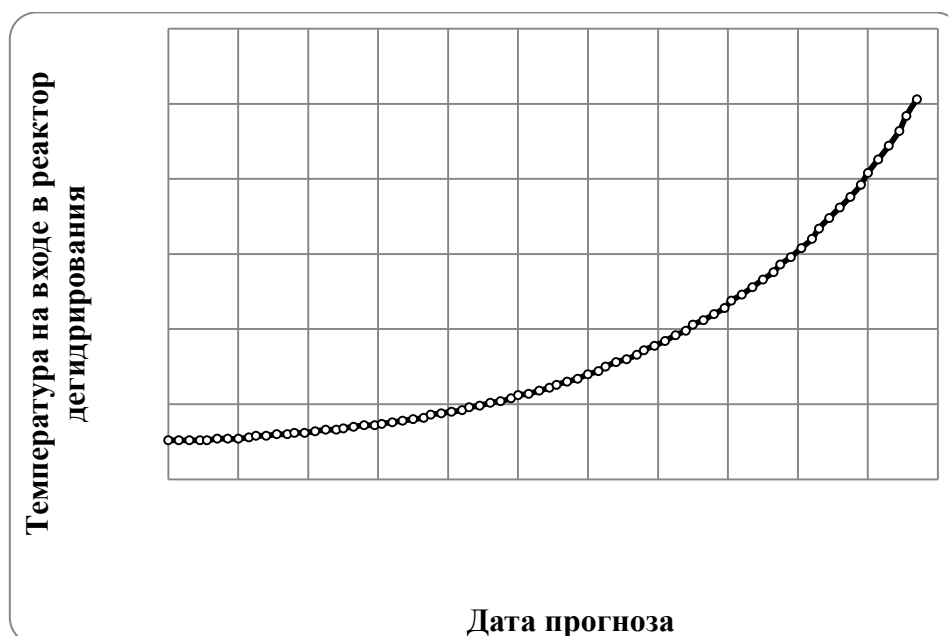


Рис. 8. Зависимость входной температуры в реактор дегидрирования от даты прогноза

Из представленной зависимости видно, насколько и когда необходимо повышать температуру подаваемого сырья для поддержания выхода продукта на постоянном уровне.

Таким образом, реконструкция установки дегидрирования парафинов и переход на замкнутую химико-технологическую систему путем введения рецикла непрореагировавших парафинов после реактора дегидрирования позволяет увеличить выход олефинов в среднем на 50 кг на тонну свежего сырья в час, что позволит увеличить выход олефинов более чем на 400 тонн на объем сырья перерабатываемого в год. Что с экономической точки зрения является крайне эффективным.

#### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Способ селективного гидрирования потока олефинового сырья, содержащего ацетиленовые и диолефиновые примеси: пат. С07С7/167 Рос. Федерация. № 2265004; заявл. 18.10.03; опубл. 20.11.04, Бюл. № 12. – 5 с.
2. Гидрирование среднего дистиллята в противоточном реакторе: пат. С10G65/08 Рос. Федерация. № 2005141451; заявл. 07.11.05; опубл. 10.06.06, Бюл. № 7. – 5 с.

3. Способ и катализатор селективного гидрирования: пат. С07С5/03 Рос. Федерация. № 2001123424; заявл. 12.10.02; опубл. 20.06.03, Бюл. № 21. – 7 с.
4. Process for the selective hydrogenation of alkynes and/or dienes in an olefin-containing hydrocarbon stream: пат. С07С7/163 США № СА2576964; заявл. 26.03.05; опубл. 23.02.06, Бюл. № 15. – 9 с.
5. Process of selective hydrogenation of acetylene hydrocarbons in olefin-rich gas mixtures: пат. С07С7/167 Рос. Федерация. № 2289565; заявл. 21.01.06; опубл. 20.12.06, Бюл. № 16. – 5 с.
6. Иванчина Э.Д., Ивашкина Е.Н., Шарова Е.С. Системный анализ химико-технологических процессов. – Томск: Изд-во ТПУ, 2008. – 95 с.
7. Кравцов А.В., Ивашкина Е.Н., Юрьев Е.М., Иванчина Э.Д. IT-технологии в решении проблем промышленного процесса дегидрирования высших парафинов. – Томск: STT, 2008. – 230 с.
8. Кравцов А.В., Хадарцев А.Ч., Иванчина Э.Д., Ивашкина Е.Н., Юрьев Е.М. и др. Компьютерное моделирование процесса дегидрирования n-парафинов на Pt-катализаторах // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2007. – № 5. – С. 35–40.
9. Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Зуев В.А., Козлов И.А., Милишников А.В., Ивашкина Е.Н., Юрьев Е.М. Анализ и прогноз эффективности работы реакторного блока процесса дегидрирования n-парафинов с применением математической модели // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2008. – № 2. – С. 16–22.
10. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2001. – 625 С.

Поступила 20.11.2011 г.