

УДК 661.723.612

ОПТИМИЗАЦИЯ ПИРОЛИЗНЫХ ПЕЧЕЙ ТИПА SRT-VI КРУПНОТОННАЖНОЙ ЭТИЛЕНОВОЙ УСТАНОВКИ

© 2020 г. Д. В. Арапов*

Воронежский государственный университет инженерных технологий, Воронеж, Россия

*e-mail: arapovdv@gmail.com

Поступила в редакцию 22.02.2019 г.

После доработки 22.07.2019 г.

Принята к публикации 28.09.2019 г.

Рассмотрены вопросы разработки и решения оптимизационной модели для управления в реальном времени процессом пиролиза прямогонного бензина, учитывающей ограничения, накладываемые последующими узлами крупнотоннажного производства на процесс пиролиза: узлом первичного фракционирования пирогаза, его компримирования и сепарации, этиленовым и пропиленовым холодильными циклами, реакторами гидрирования ацетиленистых соединений, разделительными колоннами. Оптимизация реализована на основе математической модели, состоящей из трех частей: расчета физико-химических характеристик прямогонного бензина на основе измеренной плотности и разгонки по Энглеру, расчета кинетических параметров процесса и определения выходов 14 основных продуктов пиролиза. Погрешность моделирования составляет, в отн. %: по этилену ± 1.5 ; пропилену ± 2.8 ; бутadiену ± 3.3 ; бензолу ± 3.1 . При оптимизации исследовали “легкий” (плотность 0.706 кг/л) и “тяжелый” (0.72 кг/л) прямогонный бензин. Для обоих видов сырья при заданном выходе этилена 10.45 т ч⁻¹/1 печь при заданных ограничениях максимизировалась прибыль и минимизировалась расходная норма по бензину. Полученные результаты сравнивались с пиролизом по регламенту, при котором задание на выход этилена не выполнялось для обоих видов сырья и составило соответственно 10.32 и 9.68 т ч⁻¹/1 печь. При оптимизации максимальная прибыль соответственно составила 1143 и 935 у.е. ч⁻¹/1 печь. При минимизации расходной нормы получили 1.79 т/т для легкого бензина и 1.84 т/т для тяжелого. Ограничения и задание на выход этилена были выполнены. Получен вывод о неэффективности пиролиза прямогонного бензина непосредственно из “трубы” поставщика и необходимости подготовки сырья в промежуточных емкостях с перемешиванием и регламентным анализом плотности бензина и разгонки по Энглеру, которые затем используются при оптимизации.

Ключевые слова: математическая модель, пиролиз, печь SRT-VI, оптимизация производства этилена

DOI: 10.31857/S0040357120010017

ВВЕДЕНИЕ

В объеме вырабатываемых в мире пластических масс первое место занимают полиолефины – полиэтилен и полипропилен. Непрерывно растет мировое производство сополимеров этилена и пропилена с другими органическими веществами, например с винилацетатом и бутиленом. Кроме того, низшие алкены являются важнейшим сырьем для получения спиртов, оксидов этилена и пропилена, нитрила акриловой кислоты, винилацетата, стирола, винилхлорида, синтетических каучуков и т.п. Этилен занимает первое место по объему производства среди всех продуктов нефтехимической промышленности. В 2018 году мировое потребление этилена составило 164 млн т, а в РФ было произведено всего 3.5 млн т [1].

Основным способом получения этилена и пропилена служит высокотемпературный пиро-

лиз жидкого и газообразного сырья. При этом образуются побочные продукты: водород, бутилены, бутadiен, ароматические углеводороды, включая бензол, которые повышают технико-экономические показатели этиленовых установок.

С увеличением общего объема выпуска низших алкенов и числа заводов для их производства на порядок возросла мощность отдельных установок, достигнув 400–600 тыс. т этилена в год, а на некоторых заводах – 1 млн т/год. Большое внимание уделяется созданию новых высокоселективных многопоточных пиролизных печей большой единичной мощности для пиролиза жидкого и газообразного сырья. Это печи USC фирмы Stone and Webster, Millisecond фирмы Kellogg, SRT-VI фирмы ABB–Lummus, печи LSCC совместной разработки фирм Linde и Selas, GK-VII фирмы Technip. На отечественных нефтехимических за-

водах наибольшее распространение получили печи SRT фирмы ABB—Lummus. Возросшие требования к чистоте целевых и побочных продуктов, снижению потерь ценных продуктов и утилизации энергетических потоков привели к существенному усложнению технологической схемы производства этилена и широкому использованию ЭВМ и микроконтроллеров для оптимизации и управления процессами пиролиза и выделения готовых продуктов [2–10]. Оптимальное управление современными крупнотоннажными нефтехимическими установками, включая производство низших алкенов и бензола типа ЭП-300, 450, 600 методом высокотемпературного пиролиза (800–860°C), базируется на использовании информационно-моделирующих систем (ИМС), позволяющих проигрывать на ЭВМ различные производственно-экономические ситуации и выбирать оптимальные решения. На установке ЭП-300 (г. Томск) [2, 3] используется ИМС, позволяющая исследовать влияние различного углеводородного сырья на выходы продуктов пиролиза. Система в информационно-советующем режиме выдает рекомендации по компоновке сырья, планированию и оптимизации режима пиролизных печей. Ядром ИМС служат детерминированные модели кинетики пиролиза газообразного и жидкого сырья и модели печей разной конструкции. На производстве ЭП-300 завода “Мономер” предприятия ПАО “Газпром” “Салаватнефтеоргсинтез” планируется [4] использовать ИМС SPIRO Suite 7, разработанную фирмой Technip. Экономическая выгода внедрения программного продукта заключается в реализации планирования качества и количества продуктов при постоянно изменяющемся составе сырья печей пиролиза. Конечной стадией внедрения будет оснащение этиленовой установки поточными анализаторами состава сырья и адаптации ИМС для оптимального управления пиролизными печами в реальном времени. Примеры использования глобальной системы GPROMS для моделирования и оптимизации процесса пиролиза рассмотрены в [5, 6]. Оптимизировались подача газообразного и жидкого сырья в узел пиролиза, температурный режим и соотношение пар/сырье для каждой печи на основе критерия экономической прибыли с учетом ограничений на суммарный расход сырья, выработку этилена, пропилена, этана и пропана, расхода топливного газа. Для оптимизации использовался метод последовательного квадратичного программирования (SQP). В [7] настройка реализованной в GPROMS кинетики процесса пиролиза в промышленной печи осуществлялась путем добавления новых компонентов и новых схем реакций. В [8] для используемого бензинового сырья заданного состава выполнено моделирование и оптимизация температурного режима крупнотоннажной промышленной печи на основе кри-

терия максимизации получения целевого продукта. Выход этилена рассчитывался по упрощенной модели, полученной на основе заводских экспериментальных данных при изменении температуры процесса. Оптимальная температура, соответствующая максимальному выходу этилена, составила 855°C. Детальное моделирование и оптимизация схемы этиленового завода по переработке пропана описаны в [9]. В разработанной технологической схеме используются пропиленовый и этиленовый холодильные циклы. Пропилен конденсируется холодной водой, а этилен — жидким пропиленом. Оптимизации подверглись ключевые узлы разработанной технологии: пиролиз пропана, ректификационные колонны, холодильные циклы. Итогом проведенной в [9] работы явилось уменьшение эксплуатационных затрат этиленового завода на 42%. Основой алгоритма оптимального управления процессом пиролиза углеводородов [10] служат методы термодинамики смеси с хаосом систем химического состава. В модели установлена зависимость параметров функции нормального распределения продуктов пиролиза по стандартным температурам кипения от режимных параметров процесса. Однако оценка адекватности разработанной модели не приводится. При оптимизации ищется максимум выхода целевых продуктов. Результаты оптимизации смеси этана и бутан-изобутиленовой фракции в пиролизной печи SRT-I установки ЭП-300 ПО “Азербайджан” SOCAR г. Сумгаит (Азербайджан) приведены в [11]. Математическая модель основана на молекулярно-кинетическом механизме пиролиза этана, пропана, бутана и изобутилена. Оптимальные значения параметров составили: температура 850°C, соотношение пар/сырье 1.0. Расчетная прибыль от оптимизации составила 2.4 млн долл./год. В [12–15] реализовано детальное моделирование пиролиза соответственно гудрона, бензиновой и этановой фракций, в [16] исследован процесс пиролиза нефти в присутствии диоксида углерода (ДУ) вместо водяного пара. Отмечается увеличение длины пробега реактора на 25% и выхода целевых продуктов по сравнению с паровым крекингом. Также снижается температура стенки змеевика. Однако вопросы получения больших количеств ДУ и их последующего удаления из пирогаза не рассмотрены.

Общим недостатком опубликованных работ является: 1) оптимизация режима пиролизных печей осуществляется без учета возможности переработки полученной в печах (или печи) парогазовой смеси последующими узлами этиленовой установки, например, при соотношении пар/сырье, равном 1, могут возникнуть проблемы в узле первичного фракционирования по отделению воды от пирогаза и его охлаждению; 2) в подавляющем большинстве в расчетах используются математические модели, основанные на знании хи-

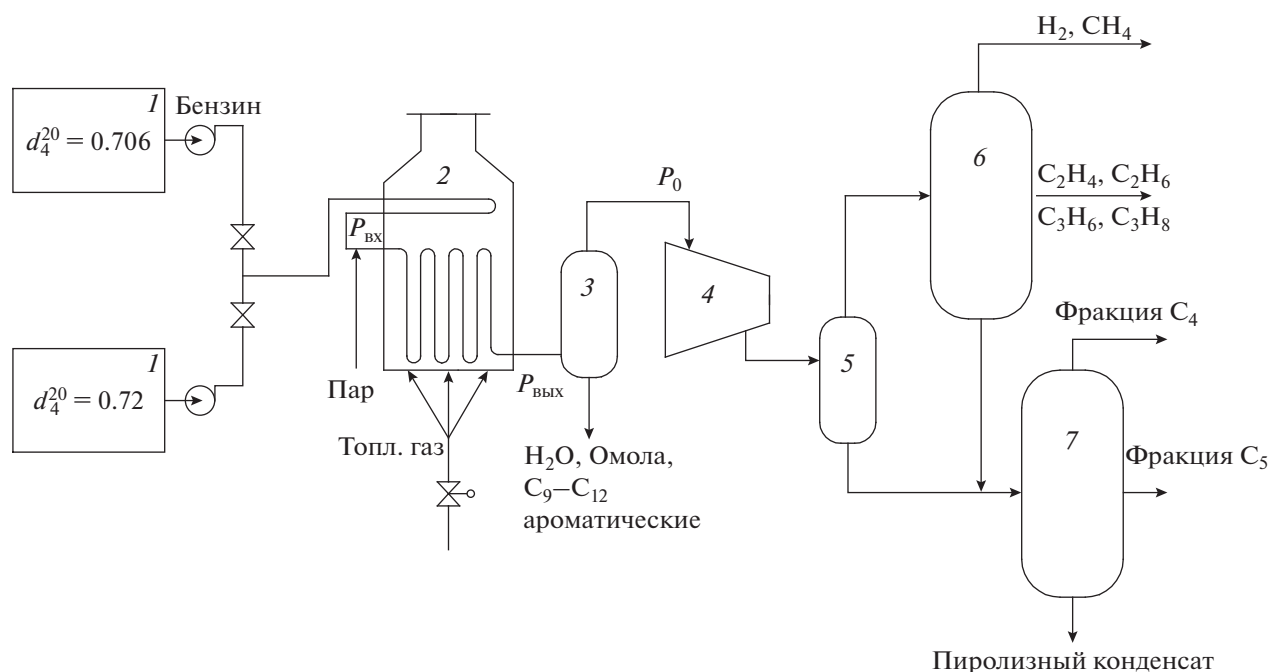


Рис. 1. Принципиальная схема крупнотоннажной этиленовой установки: 1 – узел подготовки и хранения сырья; 2 – отделение пиролиза; 3 – узел первичного фракционирования пирогаза; 4, 5 – отделение компрессии и сепарации пирогаза; 6 – отделение низкотемпературной ректификации; 7 – узел выделения фракции C_4 и разделения жидких продуктов

мического состава сырья покомпонентного или группового, что связано с большими аналитическими и вычислительными трудностями, значительными финансовыми затратами, невысокой надежностью поточных оптических анализаторов состава сырья при реализации оптимизационных задач в реальном времени, особенно при переработке жидкого сырья.

Для оптимального управления в [17, 18] разработаны упрощенные модели соответственно процессов пиролиза и охлаждения оборотной воды в производстве этилена.

Экономическая эффективность производства этилена определяется как разность стоимости продукции и производственных расходов [5, 19]:

$$\Theta = \sum_{i=1}^I k_i \Pi_i G_i - \sum_{j=1}^J Z_j. \quad (1)$$

Основным видом производственных расходов Z_j в (1) на отечественных установках низших алкенов являются [20, 21] затраты на сырье, так как топливный газ для печей получается при пиролизе, а электрическая энергия вырабатывается, как правило, на собственных заводских ТЭЦ. Полнота превращения сырья характеризуется его расходом на получение 1 т целевых продуктов, в качестве которых принимают этилен и пропилен, либо этилен, пропилен, бутadiен и бензол. Расходная норма бензина на 1 т алкенов – это основной крите-

рий [21], характеризующий работу отечественной крупнотоннажной этиленовой установки. Он учитывает выработку олефинов в цехе пиролиза и их потери в цехе газоразделения, выражаемые коэффициентом извлечения:

$$R_{RN} = \frac{F_S}{\sum_{l=1}^L k_l G_l}. \quad (2)$$

Описание процесса. Основные узлы структуры производства этилена термическим крекингом углеводородного сырья изображены на рис. 1. Прямогонный бензин из узла его подготовки и хранения подается в трубы конвекционных секций пиролизных печей SRT-VI, предварительно разбавленный водяным паром. Подаваемая паросырьевая смесь нагревается до температуры термического разложения углеводородного сырья. В результате реакций пиролиза парогазовая смесь расширяется в несколько раз. Во время работы давление на выходе из печей поддерживается на заданном уровне посредством регулирования давления на входе пирогазового компрессора.

В узле первичного фракционирования (УПФ) пирогаз охлаждается, промывается, из него выделяется пиролизная смола и большая часть воды и ароматических углеводородов C_9-C_{12} . В отделении компримирования и сепарации пирогаз сжимается, охлаждается, отделяется от жидких продуктов

пиролиза и поступает в отделение низкотемпературной ректификации. Здесь для дальнейшего разделения оставшихся паров используются два холодильных цикла – этиленовый и пропиленовый. Для удобства моделирования предполагается, что разделение водорода и метана реализуется с помощью этиленового цикла, а разделение этилена, этана, пропилена и пропана – посредством пропиленового цикла. Перед разделением на продукты из этан-этиленовой и пропан-пропиленовой фракций удаляются ацетилен (C_2H_2), пропин с пропadiеном (C_3H_4) путем гидрирования водородной фракцией в соответствующих реакторах (на рис. 1 не показаны).

Жидкие продукты из отделений компримирования и ректификации подаются в узел выделения фракции C_4 и разделения сконденсировавшихся жидкостей.

Ключевым процессом этиленовой установки является высокотемпературный пиролиз углеводородного сырья. Здесь образуются как целевые (этилен, пропилен, бутadiен и бензол), так и побочные продукты (водород, метан, ацетилен, пропин и пропadiен, этан, пропан, изобутилены, бутан, неароматические углеводороды C_5 – C_8 , толуол, ксилолы, этилбензол, стирол, ароматические углеводороды C_9 – C_{12} , пиролизная смола). Остальные процессы являются вспомогательными, служащими для выделения полученных при пиролизе продуктов. От эффективности работы отделения пиролиза зависит эффективность функционирования производства этилена в целом. Объем перерабатываемого сырья на современных крупнотоннажных установках превышает 1 млн т в год. В этой связи даже небольшое усовершенствование режима пиролиза в сторону экономии сырья или повышения селективности процесса экономически выгодно. Кинетика процесса является сложной функцией состава сырья, температуры, пребывания сырья в реакционной зоне, парциального давления, жесткости процесса и т.д. [13, 20]. Однако специалист, следящий за процессом, может регулировать только несколько рабочих переменных: давление на всасе компрессора, расходы сырья и пара в печи, топлива в горелки при постоянно изменяющихся условиях, связанных с изменением свойств сырья, закоксовыванием труб пирозмеевиков и закалочно-испарительных аппаратов (ЗИА), изменением экономической конъюнктуры. Эти колебания требуют частой корректировки значений управляющих воздействий, что не под силу человеку. В этой связи работа актуальна, так как посвящена оптимизации режима пиролизных печей с учетом возможности по переработке паргазовой смеси последующими узлами крупнотоннажной этиленовой установки и без аналитического контроля химического состава бензинового сырья.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ

Модель процесса. Полная математическая модель процесса пиролиза в трубчатых печах [13] служит для имитации и исследования процесса. Для реализации управления разработана математическая модель, косвенно учитывающая состав сырья и состоящая из трех частей: расчета свойств реакционного бензина, расчета кинетических параметров процесса и определения выходов 14 основных продуктов пиролиза. В реальных производственных условиях каждую смену анализируется плотность жидкого сырья, подаваемого на пиролиз и его фракционный состав (температурная разгонка по Энглеру). По этим анализам в модели рассчитываются физико-химические свойства сырья: индекс ароматичности, показатель парафинистости, молекулярная масса, массовое содержание водорода, углеродные и водородные числа и их отношение, суммарная концентрация атомов водорода, связанных с третичными атомами углерода в разветвленных молекулах сырья, фактор состава сырья по Расторгуеву.

Кинетические параметры основаны на 4 независимых переменных процесса: расходе сырья (F_S , т/ч), соотношении пар/сырье (f), температуре пирогаза на выходе из печи (T , К), давлении на линии всасывания пирогазового компрессора (P_0 , МПа). Температура пирогаза на входе в реакционную зону принята равной 650°C , так как при этой температуре начинают заметно протекать реакции пиролиза.

Моделирование свойств бензинового сырья. Исходная ежесменная информация, получаемая в заводской лаборатории в течение 15–20 мин:

d_4^{20} – относительная плотность бензина при 20°C ;

$t_{\text{НК}}$ – температура начала кипения бензина, $^\circ\text{C}$;

t_{10} – температура, при которой выкипает 10 об. % бензина, $^\circ\text{C}$;

t_{30} – температура, при которой выкипает 30 об. % бензина, $^\circ\text{C}$;

t_{50} – температура, при которой выкипает 50 об. % бензина, $^\circ\text{C}$;

t_{70} – температура, при которой выкипает 70 об. % бензина, $^\circ\text{C}$;

t_{90} – температура, при которой выкипает 90 об. % бензина, $^\circ\text{C}$;

$t_{\text{КК}}$ – температура, при которой выкипает 100 об. % бензина, $^\circ\text{C}$.

1) Индекс ароматичности сырья [22] рассчитывается по формуле

$$\text{VMCI} = 87\,552/A_R + 473.7d_{15.6}^{15.6} - 456.6, \quad (3)$$

$$d_{15.6}^{15.6} = \left(d_4^{20} + 4.4 \left(0.23573 + 0.2229d_4^{20} - 0.46029 \times 10^{-1} (d_4^{20})^2 - 0.14544 \times 10^{-2} / d_4^{20} + 0.53387 \times 10^{-1} \ln(d_4^{20}) - 0.41796 (d_4^{20})^{0.5} + 0.73273 \times 10^{-2} (d_4^{20})^3 \right) \right) / 0.99903; \quad (4)$$

$$A_R = 1.8t_{519} + 461.69; \quad (5)$$

$$t_{519} = 0.5(t_{50} + 0.5(t_{10} + t_{90})).$$

2) Показатель парафинистости бензинового сырья (фактор Уотсона) [21–23] равен

$$K_W = 1.216(t_M + 273.15)^{1/3} / d_{15.6}^{15.6}, \quad \text{где}$$

$$t_M = t_V - (-246.87152 - 403.47302\Delta A + 75.6376(\Delta A)^2 - 8.7978(\Delta A)^3 + 587.93994(\Delta A)^{0.5} - 0.6429 \times 10^{-1}(\Delta A)^5); \quad (6)$$

$$\Delta A = (t_{90} - t_{10}) / 80;$$

$$t_V = (t_{10} + t_{30} + t_{50} + t_{70} + t_{90}) / 5. \quad (7)$$

3) Средняя молекулярная масса бензина рассчитывается по формулам [24]

$$M_M = (5M_{M1} + M_{M2} + M_{M3}) / 7, \quad \text{где} \quad (8)$$

$$M_{M1} = A + Bt_M + Ct_M^2;$$

$$A = 204324.33 + 9372.8389K_W - 136.1243K_W^2 - 397591.07/K_W - 106239.37 \ln(K_W); \quad (9)$$

$$B = 2560.0619 + 131.49387K_W - 2.09186K_W^2 - 4850.543/K_W - 1381.2868 \ln(K_W); \quad (10)$$

$$C = -1.73893 - 0.122947K_W + 0.2302 \times 10^{-2} K_W^2 + 2.91525/K_W + 1.0629 \ln(K_W); \quad (11)$$

$$M_{M2} = 0.4(t_{50} + 273.15) - 45; \quad (12)$$

$$M_{M3} = (40.28K_W - 411.6) + (2.0977 - 0.2038K_W)(t_M + 273.15) + (0.0003K_W - 0.00245)(t_M + 273.15)^2. \quad (13)$$

Формулы (9)–(11) получены математической обработкой справочных [24] данных.

4) Фактор состава сырья по Расторгуеву равен [23]

$$\Psi_{RS} = d_4^{20} + 200 / (t_{NK} + t_{KK} + 546.3). \quad (14)$$

5) Содержание водорода в бензине [17]: $C_{H_2} = 2.54K_W - 16.35$, мас. %.

6) Отношение атомов углерода к атомам водорода получено [17] для широкой углеводородной фракции, включая бензиновую, керосиновую и газойлеву:

$$\eta = -6665.5313 + 11349.755d_4^{20} - 2440.7932(d_4^{20})^2 - 2238.1585/d_4^{20} - 8746.1899 \ln(d_4^{20}). \quad (15)$$

7) Для расчета суммарной концентрации атомов водорода, связанных в молекуле бензина с вторичными и третичными атомами углерода [19], в пиролизном бензине используется формула [17]

$$C_{\Sigma H_2} = (0.07C_{H_2} - 1) / 0.06, \quad \text{мас. \%}, \quad (16)$$

8) Углеродное N_C и водородное N_{H_2} числа пиролизного сырья равны

$$N_C = 0.001M_M(100 - C_{H_2}) / 12; \quad (17)$$

$$N_{H_2} = 0.01M_M C_{H_2}. \quad (18)$$

Расчет кинетических параметров. 1) Конверсия бензина X является функцией [17, 19] кинетического фактора жесткости процесса:

$$X = 1 - \exp(-KSF); \quad (19)$$

$$KSF = \exp(-32710/T + \ln(0.2\Psi_{QQ}) + 32.2362 - \ln(N_C - 2)). \quad (20)$$

Среднее время контакта обратно пропорционально объемному расходу газа. Следовательно, время контакта для среднего зафиксированного объемного расхода может быть определено как среднее значение времени псевдопробывания на входе и выходе радиантной части пирозмеевика:

$$\Psi_{QN} = \frac{k_Q(P_{\text{ВЫХ}} + \Psi_{DP})}{923.15 \left(\frac{F}{6M_M} + \frac{F_S f}{108} \right)}; \quad (21)$$

$$\Psi_{QK} = \frac{k_Q P_{\text{ВЫХ}}}{T \left(\frac{F_S k_{RAS}}{6M_M} + \frac{F_S f}{18} \right)}; \quad (22)$$

$$\Psi_{QQ} = (\Psi_{QN} - \Psi_{QK}) / \ln(\Psi_{QN} / \Psi_{QK}), \quad (23)$$

при моделировании принято: $k_Q = 26.5$; $k_{RAS} = 3.5$.

2) Перепад давления в радиантной секции пиролизного змеевика пропорционален квадрату мольного расхода:

$$\Psi_{DP} = k_{DP} \left(\frac{F_S}{6M_M} + \frac{F_S f}{108} \right)^2, \quad (24)$$

где k_{DP} – коэффициент пропорциональности, значение которого для печи SRT-VI укладывается в диапазоне $25.0 \leq K_{DP} \leq 30.0$ и мало зависит от

времени пробега печи. При моделировании принято: $k_{DP} = 27.6$.

3) Функция парциального давления углеводородов на выходе из печи равна

$$\Psi_{PP} = P_{\text{ВЫХ}} \left(\frac{F_S k_{RAS}}{6M_M} + \frac{F_S f}{108} \right). \quad (25)$$

Число 6 в формулах (21), (22) и (24), (25) означает количество разветвленных пирозмеевиков в печи SRT-VI.

4) Параметр молекулярных столкновений [17, 20, 21] объединяет три других важнейших параметра пиролиза – температуру, время контакта и парциальное давление углеводородов:

$$PMS = \frac{\Psi_{PP}^2 \Psi_{QQ}}{\Delta T_1^{1.5}}, \quad (26)$$

где $\Delta T_1 = (1.8t + 491.69)/1000$.

5) Параметр, характеризующий отношение скорости отрыва третичного атома водорода к скорости отрыва первичного атома в углеводородном сырье, равен [17]

$$\begin{aligned} k_{TRE} = & -1422.0031 + 2211.7921\Delta T - \\ & - 962.87658\Delta T^2 + 191.01314\Delta T^3 - \\ & - 894.24911\ln(\Delta T) - 10.339855/\Delta T^2; \quad (27) \\ \Delta T = & (t + 273.15)/1000. \end{aligned}$$

6) Давление пирогаза $P_{\text{ВЫХ}}$ на выходе из печи, с одной стороны, равно

$$P_{\text{ВЫХ}} = P_{\text{ВХ}} - \Psi_{DP}. \quad (28)$$

С другой стороны, выход печи связан с входом в пирогазовый компрессор через ЗИА и УПФ:

$$P_{\text{ВЫХ}} - \Delta P_{\text{ЗИА}} - \Delta P_{\text{УПФ}} = P_0. \quad (29)$$

Объединяя (28) и (29), получим выражение для расчета давления на входе в компрессор:

$$P_0 = P_{\text{ВХ}} - \Psi_{DP} - \Delta P_{\text{ЗИА}} - \Delta P_{\text{УПФ}}.$$

Давление $P_{\text{ВХ}}$ для свежей, незакоксованной печи SRT-VI составляет $P_{\text{ВХ}} = 0.38-0.4$ МПа и $P_{\text{ВХ}} = 0.4-0.43$ МПа для печи с пробегом 60 сут. Перепад давления на свежем ЗИА равен $\Delta P_{\text{ЗИА}} = 0.021-0.022$ МПа, а на ЗИА с пробегом 60 сут $\Delta P_{\text{ЗИА}} = 0.027-0.029$ МПа. Перепад давления на УПФ находится в пределах $\Delta P_{\text{УПФ}} = 0.02-0.025$ МПа в зависимости от состояния этого узла и связывающих трубопроводов. Таким образом, давление на входе в компрессор для свежих и закоксованных аппаратов: печи, ЗИА и УПФ соответственно равно

$$P_0 = 0.339 - \Psi_{DP}; \quad P_0 = 0.376 - \Psi_{DP}. \quad (30)$$

Расчет выходов продуктов. Для расчета выходов продуктов пиролиза получены 14 регрессионных уравнений, основанных на лабораторных значениях плотности и фракционного состава бензина, экспериментальных данных о режиме процесса в печи SRT-VI, хроматографическом анализе состава газообразных и жидких продуктов пиролиза. В общем виде полученные математические формулы записываются в виде функции

$$B_i = \Psi(\text{ВМСИ}, K_W, M_M, C_{H_2}, \eta, \Psi_{RS}, X, \Psi_{DP}, \Psi_{QQ}, \Psi_{PP}, PMS, k_{TRE}, \Delta T, f). \quad (31)$$

Фактор состава сырья по Расторгуеву (14) используется только при расчете выходов жидких продуктов $i = 10-14$. Ниже приведены полученные регрессии для расчета выходов (мас. %) четырех основных продуктов пиролиза – этилена, пропилена, бутадиена и бензола:

$$\begin{aligned} B_4 = & a_1 X^{a_2} + a_3 \Delta T + a_4 \Psi_{PP}^{a_5} + a_6 PMS + a_7 K_W + \\ & + a_8 C_{H_2} / M_M + a_9 K_W C_{H_2} / \text{ВМСИ} + a_{10} \Delta T / \eta_{c/н} + (32) \\ & + a_{11} (100 - \text{ВМСИ}) / \text{ВМСИ} + a_{12} f, \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B_7 = & a_1 / X^{a_2} + a_3 f / \Psi_{QQ} + a_4 \Delta T + a_5 / \Psi_{PP}^{a_6} + \\ & + a_7 PMS + a_8 (100 - \text{ВМСИ}) M_M + a_9 K_W / k_{TRE} + (33) \\ & + a_{10} C_{H_2} / M_M + a_{11} K_W C_{H_2} / \text{ВМСИ} + a_{12} / X \\ & + a_{13} f + a_{14} M_M (0.07 C_{H_2} - 1) / C_{H_2}; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B_8 = & a_1 X^{a_2} \Psi_{QQ} / \Psi_{PP}^{2.5} + a_3 f / \Psi_{QQ} + a_4 \Delta T + \\ & + a_5 \Psi_{PP}^{a_6} + a_7 PMS + a_8 (100 - \text{ВМСИ}) / M_M / K_W + \\ & + a_9 K_W M_M (0.07 C_{H_2} - 1) / k_{TRE} + a_{10} C_{H_2} / M_M + (34) \\ & + a_{11} K_W C_{H_2} / \text{ВМСИ} + a_{12} C_{H_2} / k_{TRE} / M_M + \\ & + a_{13} f + a_{14} M_M (0.07 C_{H_2} - 1) / C_{H_2} + \\ & + a_{15} (0.07 C_{H_2} - 1) k_{TRE} / M_M + a_{16} \Psi_{QQ}; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B_{11} = & a_1 / X^{a_2} \Psi_{QQ} \Psi_{PP}^{2.5} + a_3 \Psi_{DP} + a_4 / \Psi_{PP}^{a_5} + \\ & + a_6 PMS C_{H_2} + a_7 / C_{H_2} + a_8 \text{ВМСИ} / (K_W C_{H_2}) + (35) \\ & + a_9 \Delta T \eta + a_{10} \Psi_{QQ} / f + a_{11} \Psi_{QQ} + \\ & + a_{12} X / (0.07 C_{H_2} - 1) / C_{H_2} + a_{13} / \Psi_{RS}. \end{aligned}$$

Критерии оптимизации. Выработка i -го продукта в процессе пиролиза равна

$$G_i = 0.01 F_S B_i. \quad (36)$$

Подставляя (36) в (1) и (2), получим значения критериев оптимизации этиленовой установки – прибыли (37) или нормы расхода сырья (38):

$$\begin{aligned} \Theta = & 0.01F_S (k_1 B_1 \Pi_1 + k_2 B_2 \Pi_2 + k_4 B_4 \Pi_4 + \\ & + k_5 B_5 \Pi_5 + k_7 B_7 \Pi_7 + k_8 B_8 \Pi_8 + k_9 B_9 \Pi_9 + \\ & + k_{10} B_{10} \Pi_{10} + k_{11} B_{11} \Pi_{11} + k_{12} B_{12} \Pi_{12} + \\ & + k_{13} B_{13} \Pi_{13} + k_{14} B_{14} \Pi_{14}) - F_S \Pi_S; \end{aligned} \quad (37)$$

$$R_{RN} = \frac{100\%}{k_4 B_4 + k_7 B_7 + k_8 B_8 + k_{11} B_{11}}. \quad (38)$$

Ограничения. В зависимости от конструкции блока пиролизных печей и этиленовой установки в целом на принятый критерий оптимизации (37) или (38) накладываются ограничения в виде неравенств и равенств.

Ограничения на независимые переменные – расход сырья и пара в печь, температуру пирогаза на выходе из печи, давление на входе в пирогазовый компрессор записываются в виде

$$F_S^{\min} \leq F_S \leq F_S^{\max}; \quad (39)$$

$$f^{\min} \leq f \leq f^{\max}; \quad (40)$$

$$t^{\min} \leq t \leq t^{\max}; \quad (41)$$

$$P_0 \geq P_0^{\min}. \quad (42)$$

Ограничения (39)–(41) определяются технологическим регламентом, а (42) – безопасностью работы пирогазового компрессора и всего производства этилена для предотвращения подсоса атмосферного воздуха.

Ограничения на выработку целевых и побочных продуктов пиролиза, накладываемые со стороны последующих узлов и отделений этиленовой установки для потока пирогаза из одной печи SRT-VI:

$$R_g = 0.01F_S \sum_{i=1}^{N_g} \alpha_{ig} B_i \leq R_g^{\max}. \quad (43)$$

Ограничения R_g^{\max} определяются из анализа паспортных характеристик основного оборудования g узла, материального баланса и технологического регламента с учетом текущего состояния аппаратуры (насосов, теплообменников, сепараторов, колонн и т.п.), арматуры, трубопроводов. Чаще всего эти ограничения накладываются со стороны УПФ, пирогазового компрессора, этиленового и пропиленового холодильных циклов, реакторов гидрирования ацетиленистых соединений, ряда разделительных колонн, например, выделения этана и этилена, пропана и пропилена, разделения фракции C4 и жидких продуктов пиролиза и т.д.

В проведенном исследовании приняли:

1) УПФ может переработать не более R_{PF}^* , $\frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$ жидких углеводородов и воды:

$$R_{PF} = 0.01F_S (0.15B_{10} + 0.55B_{13} + B_{14}) + 0.999F_S f \leq R_{PF}^*. \quad (44)$$

2) Нагрузка на пирогазовый компрессор ограничена минимальным и максимальным мольным расходом паров на его входе R_{PC}^{\min} и R_{PC}^{\max} , $\frac{\text{т-моль/ч}}{1 \text{ печь}}$.

Минимальное значение обуславливается защитой компрессора от помпажа с заданным запасом устойчивости и определяется из паспортной газодинамической характеристики его первой ступени [25], максимальное – производительностью компрессора:

$$\begin{aligned} R_{PC}^{\min} \leq R_{PC} = & 0.01F_S \left(\frac{B_1}{M_{B_1}} + \frac{B_2}{M_{B_2}} + \frac{B_3}{M_{B_3}} + \right. \\ & + \frac{B_4}{M_{B_4}} + \frac{B_5}{M_{B_5}} + \frac{B_6}{M_{B_6}} + \frac{B_7}{M_{B_7}} + \frac{B_8}{M_{B_8}} + \frac{B_9}{M_{B_9}} + \\ & \left. + \frac{0.85B_{10}}{M_{B_{10}}} + \frac{0.95B_{11}}{M_{B_{11}}} + \frac{0.95B_{12}}{M_{B_{12}}} + \frac{0.45B_{13}}{M_{B_{13}}} \right) \leq R_{PC}^{\max}. \end{aligned} \quad (45)$$

3) Нагрузка на этиленовый холодильный цикл ограничена его возможностью охлаждения определенной массы водорода и метана R_E^* , $\frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$:

$$R_E = 0.01F_S (B_1 + B_2) \leq R_E^*. \quad (46)$$

4) Нагрузка на пропиленовый холодильный цикл ограничена его возможностью охлаждения до необходимой температуры определенной массы этилена, этана, пропилена и пропана R_P^* , $\frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$:

$$R_P = 0.01F_S (B_4 + B_5 + B_7 + 0.33B_5) \leq R_P^*, \quad (47)$$

где $0.33B_5$ – выход пропана, рассчитываемый в модели по выходу этана, мас. %.

5) Реакторы гидрирования ацетиленов в ЭЭФ и пропина с пропадиеном в ППФ могут переработать R_{AC}^* $\frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$ ацетиленов и R_{MAC}^* $\frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$ пропина с пропадиеном соответственно:

$$R_{AC} = 0.01F_S B_3 \leq R_{AC}^*; \quad (48)$$

$$R_{MAC} = 0.01F_S B_6 \leq R_{MAC}^*; \quad (49)$$

Таблица 1. Коэффициенты математической модели выхода основных продуктов

Этилен			
$a_1 = 20.3810$	$a_2 = 1.6239$	$a_3 = 178.3526$	$a_4 = -31.6989$
$a_5 = 7.7732$	$a_6 = 111.3322$	$a_7 = -10.5657$	$a_8 = 1182.0275$
$a_9 = -7.5857$	$a_{10} = -428.5813$	$a_{11} = 14.8222$	$a_{12} = -199.3399$
Пропилен			
$a_1 = 255.8471$	$a_2 = 1.6153$	$a_3 = 78.6966$	$a_4 = -32.7128$
$a_5 = 6.6845$	$a_6 = 10.0$	$a_7 = 2244.8213$	$a_8 = -102.5539$
$a_9 = 34.6640$	$a_{10} = -682.6153$	$a_{11} = 0.2483$	$a_{12} = -453.2543$
$a_{13} = -55.9916$		$a_{14} = 21.2514$	
Бутадиен			
$a_1 = -555.2265$	$a_2 = 0.02158$	$a_3 = 78.5815$	$a_4 = -336.0991$
$a_5 = 177.7355$	$a_6 = -1.4691$	$a_7 = 3613.8265$	$a_8 = -976.4193$
$a_9 = -0.5831$	$a_{10} = -5274.3245$	$a_{11} = 0.1338$	$a_{12} = 19111.308$
$a_{13} = 250.4853$	$a_{14} = 4.1395$	$a_{15} = 7737.2557$	$a_{16} = 232.3183$
Бензол			
$a_1 = -11.9139$	$a_2 = 10.0$	$a_3 = 32.2360$	$a_4 = -419.2141$
$a_5 = 0.06217$	$a_6 = -1.6853$	$a_7 = -1415.9462$	$a_8 = 50.1048$
$a_9 = 16.0764$	$a_{10} = 53.577$	$a_{11} = 1178.2109$	$a_{12} = 0.4785$
$a_{13} = 67.7981$			

б) Пропускная способность этан-этиленовой и пропан-пропиленовой колонн ограничена величинами R_{EE}^* , $\frac{T/ч}{1 \text{ печь}}$ и R_{PP}^* , $\frac{T/ч}{1 \text{ печь}}$ соответственно:

$$R_{EE} = 0.01F_S (B_4 + B_5) \leq R_{EE}^*; \quad (50)$$

$$R_{PP} = 0.01F_S (B_7 + B_5/3) \leq R_{PP}^*. \quad (51)$$

Ограничение – равенство обычно накладывается заданием на выпуск главного целевого продукта – этилена:

$$G_4^* = 0.01F_S B_4 k_4. \quad (52)$$

Задача оптимизации крупнотоннажной пиролизной печи заключается в максимизации критерия (37) (или минимизации критерия (38)) в условиях действующих ограничений на независимые и зависимые переменные и выполнении задания по выпуску этилена, в общем случае (39)–(43), (52), а в исследованном варианте (39)–(42), (44)–(52).

РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

Программные пакеты, реализующие идентификацию моделей (31)–(35) и оптимизацию этиленовой установки (37), (38), (39)–(42), (44)–(52), разработаны на языке C# в среде MS Visual Studio 2010. Параметрическая идентификация моделей (31)–(35), а также оптимизация установки реализована методом конфигураций Хука–Дживса. При идентификации искомыми константами служат коэффициенты a_{qi} , рассчитанные для каждого i -го продукта. В качестве функции цели используется квадратичный критерий отклонения расчетных значений выходов продуктов от экспериментальных:

$$\sum_{n=1}^{26} \left(1 - \frac{B_{in}(A)}{B_{in}^{ex}} \right)^2 \xrightarrow{A} \min. \quad (53)$$

Поиск реализуется по коэффициентам A . Погрешность моделирования составила: по этилену ± 1.5 отн. %, пропилену ± 2.8 отн. %, бутадиену ± 3.3 отн. %, бензолу ± 3.1 отн. %. Максимальные ошибки, равные ± 7.6 , ± 8.9 , ± 19.1 отн. %, получены соответственно для пиролизной смолы, ацетилена и суммы пропина с пропациеном, выход

которой составляет 0.5–0.7 мас. %. В табл. 1 приведены полученные коэффициенты a_{qi} моделей для целевых продуктов пиролиза – этилена, пропилена, бутадиена и бензола.

При оптимизации режима печи были исследованы 2 вида прямогонного бензина, поступающего на пиролиз: относительно легкий и более тяжелый, имеющие следующие физические характеристики, зафиксированные на действующем крупнотоннажном производстве в разные моменты времени:

1) “Легкий” бензин: $d_4^{20} = 0.706$; $t_{НК} = 45^\circ\text{C}$; $t_{10} = 64^\circ\text{C}$; $t_{30} = 80^\circ\text{C}$; $t_{50} = 95^\circ\text{C}$; $t_{70} = 110^\circ\text{C}$; $t_{90} = 130^\circ\text{C}$; $t_{КК} = 162^\circ\text{C}$.

2) “Тяжелый” бензин: $d_4^{20} = 0.72$; $t_{НК} = 45^\circ\text{C}$; $t_{10} = 72^\circ\text{C}$; $t_{30} = 95^\circ\text{C}$; $t_{50} = 113^\circ\text{C}$; $t_{70} = 131^\circ\text{C}$; $t_{90} = 155^\circ\text{C}$; $t_{КК} = 180^\circ\text{C}$.

Коэффициенты извлечения товарных продуктов в отделении их разделения определяются из материального баланса производства [20, 21] и приняты равными: $k_1 = 0.33$; $k_2 = 0.98$; $k_4 = 1$; $k_5 = 1.01$; $k_7 = 0.98$; $k_8 = 0.93$; $k_9 = 0.94$; $k_{10} = 0.95$; $k_{11} = 0.95$; $k_{12} = 0.95$; $k_{13} = 0.95$; $k_{14} = 0.99$. Коэффициент извлечения для водорода равный 0.33 показывает, что только третья часть водорода выпускается в виде товарной продукции. Остальные 2/3 расходуется на собственные нужды в реакторах гидрирования и в виде топлива в печах. Коэффициент k_5 для этана больше 1 потому, что часть его образуется из этилена при гидрировании этан-этиленовой фракции (ЭЭФ). Потери этилена при гидрировании ЭЭФ и разделении этана и этилена приняты равными его приросту при гидрировании ацетиленом.

Принятые условные цены товарных продуктов:

$\Pi_1 = 450$ у.е./т; $\Pi_2 = 70$ у.е./т; $\Pi_4 = 330$ у.е./т; $\Pi_5 = 150$ у.е./т; $\Pi_7 = 180$ у.е./т; $\Pi_8 = 170$ у.е./т; $\Pi_9 = 150$ у.е./т; $\Pi_{10} = 150$ у.е./т; $\Pi_{11} = 210$ у.е./т; $\Pi_{12} = 210$ у.е./т; $\Pi_{13} = 210$ у.е./т; $\Pi_{14} = 70$ у.е./т; $\Pi_5 = 140$ у.е./т.

Ограничения на независимые переменные:

$F_S^{\min} = 36$ т/ч; $F_S^{\max} = 38$ т/ч; $f^{\min} = 0.58$; $f^{\max} = 0.62$; $T^{\min} = 820^\circ\text{C}$; $T^{\max} = 862^\circ\text{C}$; $P_0^{\min} \geq 0.15$ МПа.

Ограничения, накладываемые последующими технологическими узлами: $R_{PF}^* = 30.22 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$; $R_{PC}^{\max} = 1.335 \frac{\text{т-моль/ч}}{1 \text{ печь}}$; $R_{PC}^{\min} = 0.95 \frac{\text{т-моль/ч}}{1 \text{ печь}}$; $R_E^* = 7.25 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$; $R_P^* = 18.0 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$; $R_{AC}^* = 0.55 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$;

$$R_{MAC}^* = 0.55 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}; R_{EE}^* = 12.5 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}; R_{PP}^* = 30.22 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}.$$

Задание на выработку этилена одной печью равно $G_4^* = 10.45$ и $9.68 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$.

Решение оптимизационных задач было реализовано на ПЭВМ с процессором Intel i3-3110m, время расчета варьировалось в пределах от 30 до 60 с в зависимости от постановки задачи и заданных начальных значений управляющих воздействий. Критерием окончания поиска служило отсутствие изменения величины целевой функции при размере шага 10^{-6} . Целевая функция формировалась в виде суммы критерия и штрафных функций, накладываемых ограничениями типа равенства и неравенств. В методе Хука–Дживса реализована автоматическая генерация направления поиска и увеличение размера шага при положительной тенденции уменьшения целевой функции.

В табл. 2 и 3 представлены сравнительные результаты оптимизации этиленовой установки при работе соответственно на “легком” (табл. 2) и “тяжелом” бензине (табл. 3). При работе печи по технологическому регламенту (табл. 2) прибыль

равна $1092.75 \frac{\text{у.е./ч}}{1 \text{ печь}}$, расходная норма по сырью

1.791 , не выполняется задание, равное $10.45 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$,

на выпуск этилена, не обеспечивается в должной мере безопасность компрессора по давлению на его входе. При оптимизации процесса таких проблем не возникает. Полученная прибыль, равная

$1143.07 \frac{\text{у.е./ч}}{1 \text{ печь}}$, больше “регламентной”, а расходная норма 1.787 по бензину меньше. При работе по технологическому регламенту на более тяжелом бензине (табл. 3) не выполняется ограничение на выработку этилена (вырабатывается только

$9.68 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$ вместо задания $10.45 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$). При оптимизации печи показатели по прибыли и расходной норме сравнимы с регламентными показателями (оптимальные $935.02 \frac{\text{у.е./ч}}{1 \text{ печь}}$ и 1.8362 ; регламентные $937.85 \frac{\text{у.е./ч}}{1 \text{ печь}}$ и 1.74), задание на вы-

пуск этилена, равное $10.45 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$, выполняется. В

двух последних колонках табл. 3 показаны результаты оптимизации печи при задании на выпуск этилена $9.68 \frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$. При обоих критериях оптимизации ее результаты превышают показате-

Таблица 2. Результаты оптимизации этиленовой установки, сырье – “легкий бензин”

Наименование	Пиролиз по технологическому регламенту	Оптимизация по критерию	
		Прибыль	Расходная норма
Температура на выходе печи, °С	850	861.8	860.4
Расход сырья в печь, т/ч	37	36	36.11
Соотношение пар/бензин, т/т	0.6	0.607	0.604
Состав пирогаза, мас. %:			
H ₂	1.22	1.24	1.24
CH ₄	15.16	16.04	16.05
C ₂ H ₄	27.88	29.03	28.94
C ₂ H ₆	4.06	4.13	4.12
C ₃ H ₆	13.63	12.03	12.13
C ₄ H ₆	4.74	4.96	4.82
C ₄ H ₈	2.47	2.04	2.07
C ₆ H ₆	11.05	11.00	10.9
C ₇ H ₈	3.54	3.10	3.19
C ₅ –C ₉	4.71	4.05	3.95
C ₈ H ₁₀	4.53	3.99	4.09
C ₂₀₀	4.76	6.18	6.05
C ₂ H ₂	0.8	1.04	1.01
C ₃ H ₄	0.74	0.7	0.73
P ₀ , МПа	0.14	0.15	0.15
Полученная прибыль, у.е. × ч ⁻¹ /1 печь	1092.75	1143.07	–
Расходная норма по сырью, т/т	1.791	–	1.7869
Выработка этилена, т × ч ⁻¹ /1 печь	10.32	10.45	10.45

ли пиролиза по регламенту, особенно по прибыли: $974.63 \frac{\text{у.е.}}{\text{ч}}$ против 937.85 и 1.737 против 1.74. 1 печь

Полученные результаты доказывают эффективность и целесообразность оптимизации процесса пиролиза и необходимость учитывать физические свойства прямогонного бензина при управлении процессом пиролиза на крупнотоннажных этиленовых установках, что позволяет сделать разработанная оптимизационная модель, так как составы пирогаза при крекинге этих бензинов ощутимо отличаются друг от друга.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Разработана математическая модель для управления в реальном времени процессом пиролиза бензинового сырья в печи большой единичной мощности, учитывающая физические характеристики пиролизуемого сырья. На основе модели поставлена и решена задача оптимизации крупнотоннажной пиролизной печи, в которой учитываются ограничения, накладываемые на пиролиз последующими узлами производства. Предложенный подход к оптимизации печей SRT-VI может быть использован при управлении аналогичными производствами с другими печами, работающими на

Таблица 3. Результаты оптимизации этиленовой установки, сырье – “тяжелый бензин”

Наименование	Пиролиз по технологическому регламенту	Задание по этилену 10.45 т × ч ⁻¹ /1 печь. Оптимизация по критерию		Задание по этилену 9.68 т × ч ⁻¹ /1 печь. Оптимизация по критерию	
		прибыль	расходная норма	прибыль	расходная норма
Температура на выходе печи, °С	850	862	862	862	859.92
Расход сырья в печь, т/ч	37	37.61	37.61	36.19	36.287
Соотношение пар/бензин, т/т	0.6	0.583	0.583	0.612	0.61
Состав пирогаза, мас. %:					
H ₂	1.13	1.04	1.04	1.12	1.13
CH ₄	14.1	16.76	16.76	14.69	14.65
C ₂ H ₄	26.17	27.79	27.79	26.75	26.68
C ₂ H ₆	4.18	4.09	4.09	4.24	4.23
C ₃ H ₆	14.91	12.43	12.43	13.94	14.07
C ₄ H ₆	5.43	4.14	4.14	5.64	5.56
C ₄ H ₈	3.07	1.9	1.9	2.72	2.78
C ₆ H ₆	12.26	11.2	11.2	12.64	12.56
C ₇ H ₈	3.34	3.58	3.58	2.86	2.94
C ₅ -C ₉	5.6	3.38	3.38	6.11	5.96
C ₈ H ₁₀	2.9	3.08	3.08	1.92	2.11
C ₂₀₀	5.07	6.15	6.15	6.15	5.99
C ₂ H ₂	1.1	1.32	1.32	1.34	1.3
C ₃ H ₄	0.59	0.78	0.78	0.47	0.5
P ₀ , МПа	0.148	0.15	0.15	0.15	0.15
Полученная прибыль, у.е. × ч ⁻¹ /1 печь	937.85	935.02	—	974.63	—
Расходная норма по сырью, т/т	1.7399	—	1.8362	—	1.737
Выработка этилена, т × ч ⁻¹ /1 печь	9.68	10.45	10.45	9.68	9.68

бензиновом сырье. При этом формулы (3)–(20), (26)–(29) остаются без изменений, а (21)–(25), (30) корректируются исходя из конструкции, строения и количества змеевиков в печи. Структура моделей (31)–(35) остается без изменений, а параметры **A** подлежат корректировке. Оптимизационная модель реализуется в составе АСУТП и срабатывает 1 раз в смену после обновления информации о физических свойствах перерабатываемого бензина. Из проведенного исследования следует вывод о неэффективности пиролиза прямогонного бензина непосредственно из “трубы” поставщика и необходимости подготовки сырья в промежуточных емкостях (рис. 1) с перемешиванием и регламентным анализом плотности бензина и разгонки по Энглеру, которые затем ис-

пользуются для расчета химических характеристик сырья.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

<i>A</i>	температура выкипания 50 об. % бензина, °Ренкина
A	вектор коэффициентов модели
<i>a</i>	регрессионные коэффициенты, полученные для каждого из 14 продуктов
<i>B</i>	выход продукта пиролиза, мас. %
BMCI	индекс ароматичности бензина
<i>C</i>	концентрация, масс. %
<i>d</i>	относительная плотность бензина

F	расход, т/ч	$i = 4$	этилен
f	соотношение пар/бензин, т/т	$i = 5$	этан
G	выработка продукта, т	$i = 6$	пропин с пропациеном
I	количество извлекаемых продуктов пиролиза	$i = 7$	пропилен
J	количество затрат	$i = 8$	бутадиен
K_w	показатель парафинистости сырья (фактор Уотсона)	$i = 9$	изобутилены
KSF	кинетический фактор жесткости	$i = 10$	сумма неароматических углеводородов C_5-C_8
k	коэффициент	$i = 11$	бензол
L	количество целевых продуктов	$i = 12$	толуол
M	средняя молекулярная масса бензина	$i = 1$	сумма этилбензола, стирола, ксилолов и ароматических углеводородов C_9-C_{12}
N	количество продуктов, атомов углерода	$i = 14$	пиролизная смола
N_g	количество продуктов, поступающих на переработку в g -й узел	j	вид производственных затрат
P	среднее значение абсолютного давления пирогаза, МПа	KK	конец кипения
ΔP	потери давления, МПа	l	целевой продукт
PMS	параметр молекулярных столкновений	M	формула расчета молекулярной массы
R	нагрузка, $\frac{\text{т-моль/ч}}{1 \text{ печь}}$ или $\frac{\text{т/ч}}{1 \text{ печь}}$	MAC	гидрирование пропина и пропациена
T	температура на выходе из печи, К	max	максимальное значение
t	температура пирогаза на выходе из печи, °С	min	минимальное значение
X	конверсия бензина	NK	начало кипения
Z	производственные затраты	n	номер эксперимента критерии идентификации модели;
Ц	цена продукта или сырья, у.е./т	P	пропиленовый холодильный цикл
Э	экономический эффект, руб.	PC	пирогазовый компрессор
η	отношение чисел атомов углерода и водорода в бензине	PF	первичное фракционирование пирогаза
ψ	функция	PP	парциальное давление
		PP	пропан-пропиленовая колонна
		Q	приведение размерностей при расчете времени контакта
		QK	время контакта на выходе из радиантной зоны
		QN	время контакта на входе в радиантную зону
		QQ	среднее время пребывания сырья в реакционной зоне
		q	номер коэффициента a_q в модели выхода i -го продукта, $q = 1-16$
		R	градусы Ренкина, °R
		RAS	расширение сырья
		RN	расходная норма
		RS	фактор состава сырья по Расторгуеву
		S	сырье
		TRE	отношение скоростей отрыва третичного и первичного атомов водорода в молекуле сырья
		V	среднее значение
		w	фактор Уотсона

ИНДЕКСЫ

0	вход пирогазового компрессора
4; 15,6; 20	индексы, указывающие на температуру при расчете плотности
AC	гидрирование ацетилен
C	атомы углерода
DP	перепад давления
E	этиленовый холодильный цикл
EE	этан-этиленовая колонна
ex	экспериментальное значение
g	узел цеха разделения продуктов
H_2	водород
i	продукт пиролиза:
$i = 1$	водород
$i = 2$	метан
$i = 3$	ацетилен

вх	вход в радиантную часть змеевика
вых	на выходе печи
ЗИА	закально-испарительный аппарат
$\sum H_2$	суммарная концентрация атомов водорода
*	заданное значение

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Жагфаров Ф.Г., Гейси П.А.Ф.* Современное состояние производства этилена // Булатовские чтения. Материалы II Международной научно-практической конференции (31 марта 2018 г.): в 7 т. Т. 5: Химическая технология и экология в нефтяной и газовой промышленности: сборник статей / Под общ. ред. О.В. Савенок. Краснодар: Изд. Дом-Юг, 2018. С. 88.
2. *Шевченко И.Ю.* Управление сложным нефтехимическим промышленным производством на основе математического моделирования и современных информационных технологий // Вестн. Алтай. гос. аграр. ун-в. 2014. Т. 122. № 12. С. 146.
3. *Зеленко И.Ю.* Разработка моделирующей системы процесса пиролиза углеводородов. Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Томск: Томский политехнический университет, 1999.
4. *Прозорова О.Б.* Совершенствование производства этилена в ОАО "Салаватнефтеоргсинтез". Автореф. дис. ... канд. техн. наук. Уфа: Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2011.
5. *Jarullah A.T., Hameed S.A., Hameed Z.A., Mujtaba I.M.* Optimal operation of a pyrolysis reactor // Proc. 12th International Symposium on Process Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering (Elsevier Series in Computer Aided Process Engineering. V. 37) / Eds. Gernaey K.V., Huusom J.K., Gani R. Amsterdam: Elsevier, 2015. P. 827.
6. *Berreni M., Wang M.* Modelling and dynamic optimization of thermal cracking of propane for ethylene manufacturing // Comput. Chem. Eng. 2011. V. 35. № 14. P. 2876.
7. *Marcos J.M.M.* Modelling of naphtha cracking for olefins production. MS Thesis. Tecnico Lisboa, 2016.
8. *Ziarifar E., Fakhrhoseini S.M., Chiassi M.* Optimization of Coil Outlet Temperature for Producing Maximum Products in an Olefin Furnace // Pet. Sci. Technol. 2013. V. 31. P. 596. <https://doi.org/10.1080/10916466.2011.586957>
9. *Borrallho F.J.O.* Detailed modeling and optimization of an ethylene plant. MS Thesis. Tecnico Lisboa, 2013.
10. *Журавлева И.А., Кутуева А.В., Долматов М.Ю., Быстров А.И.* Алгоритм программы оптимизации технологического процесса пиролиза многокомпонентных углеводородных систем с целью достижения максимального выхода целевого // Электротех. инф. комплексы сист. 2017. Т. 13. № 3. С. 56.
11. *Мамедов З.А.* Оптимизация безрециркуляционно-го процесса пиролиза этана с бутан-изобутиленовой фракцией в промышленной печи // Вестн. Пермск. нац. исслед. политех. ун-в. Хим. технол. биотехнол. 2018. № 1. С. 77.
12. *Гартман Т.Н., Советин Ф.С., Подсекина Ю.И., Швеиц В.Ф., Козловский Р.А., Сапунов В.Н.* Кинетическое моделирование процесса инициированного крекинга гудрона // Теор. осн. хим. технол. 2018. Т. 52. № 1. С. 60.
13. *Арапов Д.В., Тихомиров С.Г., Подвальный С.Л., Курицын В.А., Карманова О.В.* Математическое моделирование промышленных процессов пиролиза бензина в трубчатых печах // Теор. осн. хим. технол. 2018. Т. 52. № 6. С. 649.
14. *Cowperthwaite E.V.* Mathematical model for ethane pyrolysis in an industrial furnace. MS Thesis. Kingston, Canada: Queen's University, 2014.
15. *Yan M.* Simulation and optimization of an ethylene plant. MS Thesis. Texas Tech University, 2000.
16. *Haghighi S.S., Rahimpour M.R., Raeissi S., Dehghani O.* Investigation of ethylene production in naphtha thermal cracking plant in presence of steam and carbon dioxide // Chem. Eng. J. 2013. V. 228. P. 1158.
17. *Kuritsyn V.A., Arapov D.V., Ekimova A.M., Yakupov A.A.* Modeling of pyrolysis of straight-run naphtha in a large-capacity type SRT-VI furnace // Chem. Technol. Fuels Oils. 2008. V. 44. № 3. P. 180. [*Курицын В.А., Арапов Д.В., Екимова А.М., Якупов А.А.* Моделирование процесса пиролиза прямогонного бензина в крупнотоннажной печи типа SRT-VISIT // Хим. технол. топл. масел. 2008. № 3. С. 37.]
18. *Kuritsyn V.A., Arapov D.V., Gorilchenko R.L.* Optimization of circulation water cooling process in forced-draft towers // Chem. Technol. Fuels Oils. 2012. V. 48. № 2. P. 97. [*Курицын В.А., Арапов Д.В., Горильченко Р.Л.* Оптимизация процесса охлаждения циркуляционной воды в градирнях с искусственной тягой // Хим. технол. топл. масел. 2012. № 2. С. 12.]
19. *Степанов А.В.* Производство низших олефинов. Киев: Наукова думка, 1978.
20. *Тучинский М.Р., Родных Ю.В.* Автоматизированные системы управления производством олефинов. М.: Химия, 1985.
21. *Мухина Т.Н., Барabanov Н.Л., Бабаш С.Е., Меньщиков В.А., Аврех Г.Л.* Пиролиз углеводородного сырья. М.: Химия, 1987.
22. *Гориславец С.П., Тменов Д.Н., Майоров В.И.* Пиролиз углеводородного сырья. Киев: Наукова думка, 1977.
23. *Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Под ред. Судакова Е.Н.* М.: Химия, 1979.
24. *Рудин М.Г., Драбкин А.Е.* Краткий справочник нефтепереработчика. Л.: Химия, 1980.
25. *Arapov D.V., Tikhomirov S.G., Chertov E.D., Khaustov I.A., Kudryashov V.S., Saiko D.S.* Determination of parameters assigned to an anti-surge controller in a turbocompressor automation system // Chem. Pet. Eng. 2018. V. 53. № 9–10. P. 653. [*Арапов Д.В., Тихомиров С.Г., Чертов Е.Д., Хаустов И.А., Кудряшов В.С., Сайко Д.С.* Определение параметров, задаваемых антипомпажному регулятору в системе автоматизации турбокомпрессора // Хим. нефтегазов. машиностр. 2017. № 10. С. 13.]