

УДК 004.891.3

А.П. Веревкин¹, e-mail: apverevkin@mail.ru; **Т.М. Муртазин^{1,2}**, e-mail: tm.murtazin@mail.ru;

С.В. Денисов^{1,3}, e-mail: s89173422202@yandex.ru; **О.В. Кирюшин¹**, e-mail: kir_ov@mail.ru

¹ Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Уфимский государственный нефтяной технический университет» (Уфа, Россия).

² ООО «Контур Автоматизация» (Москва, Россия).

³ ООО «НПЦ «Знание» (Уфа, Россия).

Оперативное управление нефтехимическими процессами по показателям технико-экономической эффективности

В статье проанализированы методологические и математические основы построения автоматических и автоматизированных систем управления по технико-экономическим показателям. Анализ подходов к решению задач оперативной оптимизации показал, что для большинства технологических процессов преимуществом обладает подход, основанный на использовании процедур декомпозиции исходной оптимизационной задачи, применении индикаторов эффективности вместо технико-экономических показателей и семантических моделей для осуществления процедур оптимизации с применением индикаторов. В качестве семантических моделей могут использоваться семантические сети, системы нечетких продукционных правил, сообщества нечетких логических автоматов и другие методы искусственного интеллекта. Отмечено, что формирование индикаторов технико-экономических показателей, формализация и использование семантических моделей сопряжены с преодолением определенных трудностей, однако для сложных процессов альтернатива такому подходу отсутствует. Возможности применения предлагаемого подхода проиллюстрированы на примере процессов висбрекинга, каталитического риформинга бензинов и процессов разделения нефтяных смесей на сложных ректификационных колоннах.

Ключевые слова: управление, оптимизация, показатель качества, эффективность, индикатор, семантическая модель, ректификационная колонна, риформинг.

.....

A.P. Verevkin¹; e-mail: apverevkin@mail.ru; **T.M. Murtazin^{1,2}**, e-mail: tm.murtazin@mail.ru;

S.V. Denisov^{1,3}, e-mail: s89173422202@yandex.ru; **O.V. Kiryushin¹**, e-mail: kir_ov@mail.ru

¹ Federal state budgetary educational institution of higher education "Ufa State Petroleum Technological University" (Ufa, Russia).

² Contour Automation Ltd (Moscow, Russia).

³ Scientific-Production Centre "Znanie" LLC (Ufa, Russia).

Operative Management of Petrochemical Processes in Terms of Technical and Economic Efficiency

The article analyses methodological and mathematical foundations for building automated and automated control systems based on technical and economic indicators. The analysis of approaches to solving the problems of operational optimization has shown that for most technological processes the advantage is an approach based on the use of decomposition procedures of the initial optimization task, of performance indicators instead of technical and economic indicators and semantic models to implement optimization procedures using the indicators. As semantic models can be used semantic networks, systems of fuzzy production rules, communities of fuzzy logic automata and other methods of artificial intelligence. It is noted that the formation of indicators of technical and economic indicators, formalization and the use of semantic models involves overcoming certain difficulties, but for complex processes there is no alternative to this approach. Possibilities of applying of the offered approach are illustrated on an example of processes of visbreaking, catalytic reforming of gasoline and processes of separation of oil mixes on complex rectification columns.

Keywords: management, optimization, quality index, efficiency, indicator, semantic model, rectification column, reforming.

ВВЕДЕНИЕ

Управление подавляющим большинством процессов нефтепереработки и нефтехимии обычно осуществляется путем поддержания технологических параметров в соответствии с заданиями (уставками), формируемыми вручную операторами либо системами усовершенствованного управления (СУУТП, АРС-системами (от англ. Advanced Process Control – усовершенствованное управление процессом)) [1–6]. При этом задачи оперативной оптимизации режимов по технико-экономическим показателям (ТЭП) часто не ставятся и не решаются, поскольку в литературе отсутствуют методические материалы обобщающего характера при разнообразии задач и методов их решения [7].

Трудности решения задачи оперативной оптимизации технологических процессов по ТЭП связаны со следующими обстоятельствами. Во-первых, существует техническая проблема оценки ТЭП для отдельных аппаратов и процессов на коротких интервалах времени, поскольку модели расчета ТЭП используются обычно в составе MES-систем (от англ. Manufacturing Execution System – система управления производством) для достаточно крупных технологических блоков, горизонт планирования которых начинается от нескольких часов. Кроме того, принципиальным моментом является невозможность точной оценки ТЭП из-за наличия неопределенности или отсутствия информации о характеристиках сырья, получаемых продуктов, производственных затрат, носящих случайный характер. Во-вторых, процедура оптимизации для технологического блока должна учитывать не только ТЭП, но и требования к технологическим параметрам и показателям качества (ПК) продуктов производства, что в целом делает задачу многокритериальной. Типичный подход к решению оптимизационной задачи – это использование методов линейного и нелинейного программирования (поисковых процедур) [7, 8], зачастую не позволяющих в условиях наличия большого количества параметров и показателей, на которые накладываются ограничения, обеспечить оперативность решения как с точки зрения отыскания глобального оптимума, так и с точки зрения времени решения, что обуславливает невозможность использования данных методов в системах оперативной оптимизации. В-третьих, реализация переходных (от текущих к оптимальным) состояний для динамических объектов управления должна учитывать многосвязность объекта и требования к качеству переходных процессов, в частности обеспечивать устойчивость, слабую колебательность и минимальное время длительности процессов, чтобы они завершались в пределах периодов оптимизации.

В статье рассматриваются методологические и математические основы построения автоматических и автоматизированных систем управления по ТЭП, которые иллюстрируются на примере процессов висбрекинга, каталитического риформинга бензинов и процессов разделения смесей на сложных ректификационных колоннах (СРК).

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ОПЕРАТИВНОЙ ОПТИМИЗАЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

В общем виде задача оперативной оптимизации по ТЭП при производстве нескольких продуктов ставится как

$$F \rightarrow \text{opt} \quad (1)$$

с учетом следующих ограничений по технологическим параметрам, управлению и ПК:

$$T_{c_i} = T_{c_i}^{2A}, i = \overline{1, q_c}; \quad (2)$$

$$T_r \geq T_r^{1P}, i = \overline{1, q_r}, r = 1, 2, \dots; \quad (3)$$

$$B_v \geq B_v^{2A}, i = \overline{1, m}, v = 1, 2, \dots; \quad (4)$$

$$U_j \leq U_j^{1P}, j = \overline{1, n}, k = 1, 2, \dots; \quad (5)$$

где $F = \{f_p, i = \overline{1, p}\}$ – векторный критерий показателей технико-экономической эффективности производства продуктов; $T = \{T_r, i = \overline{1, q}\}$ – множество технологических параметров; $T_{rp} = \{T_r^{1P}, i = \overline{1, q}\}$ – множество граничных (допустимых) значений технологических параметров; $T_c = \{T_{c_i}, i = \overline{1, q_c}\}$ – множество стабилизируемых (регулируемых) технологических параметров ($T_c \subseteq T$); $T_c^{2A} = \{T_{c_i}^{2A}, i = \overline{1, q_c}\}$ – множество заданных значений технологических параметров; $B = \{b_v, i = \overline{1, m}\}$ – множество нормируемых показателей качества; $B^{2A} = \{b_v^{2A}, i = \overline{1, m}, v = 1, 2, \dots\}$ – множество граничных значений нормируемых показателей качества; $U = \{U_j, j = \overline{1, n}\}$ – множество управляющих воздействий; $U^{1P} = \{U_j^{1P}, j = \overline{1, n}\}$ – множество граничных значений управляющих воздействий. Заметим, что ограничения (2) – (5) на практике должны выполняться с некоторой заданной точностью, но здесь это обстоятельство рассматривать не будем.

Если дискретизировать переменные в (2) – (5), то для допустимых режимов в соответствии с (2) и (3) получим конечное множество состояний технологического процесса P . С учетом ограничений (4) на ПК получим множество состояний технологического процесса P' и, наконец, для оптимальных по критерию (1) с точностью до ε состояний получим множество P'' , которые обеспечиваются системой управления с учетом (5). При этом

$$P'' \subseteq P' \subseteq P. \quad (6)$$

Значения множества параметров управления U определяют затраты на производство продукции и характеризуют технологическую себестоимость продукции C , которая может являться критерием F оперативной оптимизации процесса по ТЭП [6]. Под технологической себестоимостью понимается сумма затрат на сырье, полуфабрикаты, материалы, энергию,

Ссылка для цитирования (for citation):

Веревкин А.П., Муртазин Т.М., Денисов С.В., Кирюшин О.В. Оперативное управление нефтехимическими процессами по показателям технико-экономической эффективности // Территория «НЕФТЕГАЗ». 2021. № 9–10. С. 22–29.

Verevkin A.P., Murtazin T.M., Denisov S.V., Kiryushin O.V. Operative Management of Petrochemical Processes in Terms of Technical and Economic Efficiency. Territorija "NEFTEGAS" [Oil and Gas Territory]. 2021;(9–10):22–29. (In Russ.)

отнесенных к единице продукции, определяющих ТЭП и непосредственно зависящих от характера протекания процесса.

РЕШЕНИЕ ОПТИМИЗАЦИОННОЙ ЗАДАЧИ ПОИСКОВЫМИ МЕТОДАМИ

Известные подходы к решению оптимизационных задач отыскания оптимума некоторого скалярного критерия, полученного сворачиванием векторного критерия (1), предполагают использование поисковых методов [7, 8]. При этом решается последовательность нескольких подзадач [6]:

1) определение конечного множества альтернатив управлений, обеспечивающих заданные ПК множества B получаемых продуктов:

$$U' = [u_1, u_2, \dots, u_r, \dots, u_n]^T, \quad (7)$$

$$u_i \in U, u_i = \{u_{i1}, u_{i2}, \dots, u_{ik} \mid B(u_i) \in B^{3A}\}. \quad (8)$$

Размерность матрицы U' при этом $(n \times k)$, где n – количество альтернатив управлений при заданном шаге дискретизации допустимого множества U при определении u_i ; k – количество управлений (размерность вектора u_i); B^{3A} – заданные значения ПК;

2) расчет удельной (на единицу продукции) технологической себестоимости продукта как характеристики множества альтернатив управления и выбор вектора u_i с минимальной стоимостью реализации:

$$C_{u_i} = \sum_{j=1}^k \Delta u_{ij} \bar{S}_j \quad (9)$$

$$r_{\text{опт}} = \arg\{\min(C_{u_i})\}, \quad (10)$$

где C_{u_i} – стоимостная оценка i -й альтернативы, $i = 1 \dots n$; \bar{S}_j – удельная стоимость j -го управляющего воздействия (себестоимость, отнесенная к единице продукции); Δu_{ij} – относительное изменение j -го управления в i -й альтернативе при обеспечении заданного ПК; $r_{\text{опт}}$ – номер строки матрицы U' .

Первая задача решается с применением «формальных» моделей технологического процесса для расчета ПК получаемых продуктов через технологические параметры и модели связи технологических параметров с параметрами вектора U [2, 4, 9]. При необходимости обеспечения качества нескольких продуктов итоговое множество альтернатив управлений U' определяется пересечением множеств альтернатив управлений, обеспечивающих заданное качество каждого продукта. Однако возможны ситуации, когда пересечение полученных альтернатив для разных ПК отсутствует. В этом случае задача определения итогового U' может решаться с применением процедур поиска компромиссных вариантов, например выстраиванием шкалы полезности ПК продуктов и т. п. Для упрощения изложения последовательности оптимизации будем считать, что выбор управлений ведется при обеспечении одного ПК (B).

Задачей моделирования процесса для расчета ПК является определение функциональных зависимостей между множе-

ствами U, P и B . Ее решение связано с применением известных методов анализа данных [4, 9] в целях определения структуры модели, а также методов параметрического синтеза для определения коэффициентов моделей.

Модели M расчета ПК продуктов вида $M(U) \rightarrow B$, позволяют оценить чувствительность ПК множества B к множеству P и рассчитать на их основе стоимость реализации управлений множества U при переводе технологического режима из наблюдаемого состояния P_i^0 в состояние P_i' , при котором обеспечивается расчетное значение ПК продуктов.

Пусть имеются модели вида $B = M_1(\beta, P)$ и $P = M_2(\alpha, U)$.

В соответствии с M_1 изменение ПК на величину ΔB обеспечивается изменением любого из параметров состояния на ΔP пропорционально коэффициенту β : $\beta = [\beta_1, \beta_2, \dots, \beta_k]^T$, где k – количество параметров состояния в модели M_1 . Модели M_1 позволяют сформировать матрицу альтернатив изменения параметров P как $\Delta P = [\Delta B/\beta_1, \Delta B/\beta_2, \dots, \Delta B/\beta_k]^T$. Допустим, что в соответствии с M_2 изменение параметров состояния на величину ΔP обеспечивается изменением любого из параметров управления на U пропорционально коэффициентам α :

$$\alpha = \begin{bmatrix} \alpha_{11} & \alpha_{12} & \dots & \alpha_{1n} \\ \alpha_{21} & \alpha_{22} & \dots & \alpha_{2n} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ \alpha_{k1} & \alpha_{k1} & \dots & \alpha_{kn} \end{bmatrix}$$

где k – количество параметров состояния в модели M_1 ; n – количество управлений при определении параметра состояния P_k в модели M_2 .

Произведение $\beta^T \times \alpha$ определяет чувствительность (γ) показателя B к изменению параметров управления U , $\gamma = [\gamma_1, \gamma_2, \dots, \gamma_n]^T$, которые позволяют получить $\Delta U'$ как $\Delta U' = [\Delta B/\gamma_1, \Delta B/\gamma_2, \dots, \Delta B/\gamma_n]^T$.

Решение второй задачи (оценка технологической себестоимости продукта как характеристики множества альтернатив управления) связано с определением удельной стоимости \bar{S}_j управляющих воздействий для независимых параметров моделей расчета ПК. Учитывая нелинейный характер связей между расходом энергоресурсов, стоимость которых оценивается в абсолютных значениях, и режимными параметрами состояния множества P , решение данной задачи на полных диапазонах варьирования управлений требует применения достаточно сложных, в частности ситуационных, моделей [4]. При относительно небольших отклонениях режимов от базовых нелинейностью связей между \bar{S}_j и элементами P можно пренебречь, и в этом случае задача моделирования существенно облегчается.

Итак, решение поставленной задачи оптимизации управления технологическими процессами по ТЭП осуществляется путем выполнения следующей последовательности шагов:

1) определяют приращения конечного множества альтернатив управлений U' , обеспечивающих заданные ПК, решением обратной задачи моделирования с использованием моделей M_1, M_2 и формируют вектор, элементами которого являются альтернативы изменения управлений

$$\Delta u_i = \frac{\Delta B}{[\gamma]_i} \quad (11)$$

$$\Delta U' = [\Delta u_1, \Delta u_2, \dots, \Delta u_k]^T, \quad (12)$$

где γ – чувствительность ПК к изменению параметров управления U ; $\Delta B = B^{3A} - B^0$, причем B^{3A}, B^0 – заданные и наблюдаемые значения ПК продуктов соответственно;

2) рассчитывают стоимость реализации изменения технологического режима

$$C = [C_{u_1}, C_{u_2}, \dots, C_{u_k}]^T$$

для всех элементов матрицы альтернатив U' , определенных на шаге 1 по (9);

3) определяют номер вектора управления $\Delta U'$ с минимальной стоимостью реализации из условия (10) и применяют данное управление. Если ресурс управления по результатам его вычисления исчерпан, т. е. его значение достигло ограничения, на этапе следующей итерации данное управление не рассматривают в качестве возможной альтернативы.

Иллюстрация изложенного подхода приведена на примере оптимизации режимов установки висбрекинга [6] и установки подготовки нефти [10].

АЛЬТЕРНАТИВНЫЕ ПОДХОДЫ К РЕШЕНИЮ ЗАДАЧИ ОПЕРАТИВНОЙ ОПТИМИЗАЦИИ ПРОЦЕССОВ

Очевидны трудности реализации изложенной классической схемы оптимизации для достаточно больших технологических блоков (с числом продуктов производства больше 2, нормируемых показателей – больше 2–4, технологических параметров – больше 8–10 и управлений – больше 2–4). Во-первых, трудности возникают при получении комплекса обратных моделей связи ТЭП с управлениями

$$U = M^{-1}\{P, B(P)\} \quad (13)$$

через модели связи управлений с технологическими параметрами, с одной стороны, и определение стоимости вариантов управления – с другой:

$$C = M_c(U). \quad (14)$$

Во-вторых, отметим еще одно обстоятельство, существенно осложняющее возможности классической оптимизации: оптимальное решение, как правило, оказывается на границе допустимых по технологическому регламенту параметров, а это требует учета рисков реализации оптимальных режимов [6]. Поэтому плодотворным для решения оптимизационных по ТЭП задач представляется использование следующих принципов.

Декомпозиция исходной задачи на иерархию подзадач управления

При этом подзадачи решаются в разных масштабах времени и на трех уровнях:

- на нижнем оптимизируется работа автоматических систем регулирования (АСР) поддержания технологических парамет-

тров на заданных значениях (уставках) отдельных аппаратов по критериям качества динамических процессов. При этом могут использоваться хорошо разработанные методы построения многосвязных АСР [4];

- на втором для квазистатических режимов решается задача оптимизации вида (1) – (5) для i -го аппарата (процесса) по частным ТЭП $f_p, i = 1, p$;

- на третьем решается задача координации и оптимизации режимов совокупности аппаратов (процессов) по интегральному критерию, оценивающему эффективность работы технологического блока по векторному критерию (1) и включающему назначение компромиссных значений ПК продуктов B^{3A} и формирование уставок АСР технологических параметров.

Использование индикаторов технико-экономической эффективности

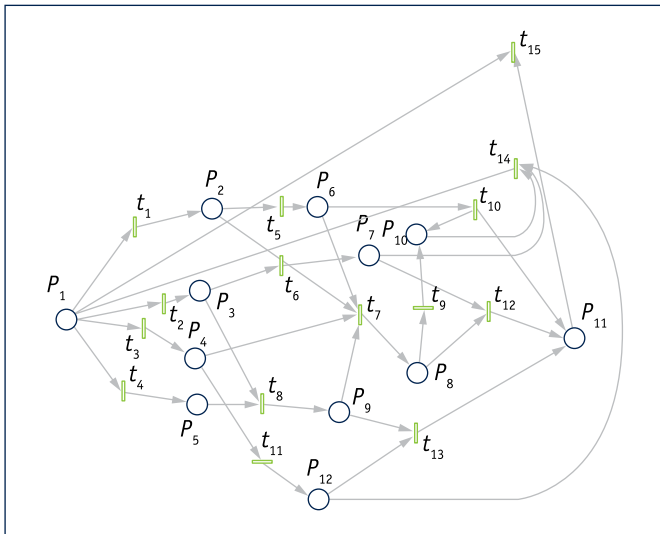
При этом индикаторы представляют собой совокупность требований к значениям технологических параметров и характеристик технологических аппаратов вместо самих ТЭП, в частности расходов потоков, затрат энергии, активности катализаторов и т. п. Основное требование к индикаторам – иметь одинаковое с ТЭП направление шкалы полезности в пространстве технологических параметров.

Использование семантических технологий при организации решения задачи оптимизации

Это означает, что для отыскания оптимальных решений задачи вида (1) – (5) используются не только математические (в т. ч. численные) методы отыскания оптимума ТЭП [7, 8], но и эвристические (когнитивные) процедуры [4, 11] изменения технологических режимов в направлении предполагаемого оптимума, использующие закономерности связи ТЭП с индикаторами. Формализация таких процедур приводит к моделям принятия решений, базирующимся на методах искусственного интеллекта, в частности на сетях Петри и нечеткой логике. Заметим, что описанные выше математические методы решения оптимизационных задач носят универсальный характер, и это является их сильной стороной. В то же время их недостатками являются сложность и невозможность учета эвристических знаний об особенностях конкретных задач и объектов. Семантические технологии позволяют использовать для построения процедур оптимизации знания о связи технологических параметров с ПК и ТЭП для конкретных объектов, что облегчает поиск оптимума и повышает вероятность его локализации в многомерном пространстве технологических параметров и управлений при наличии множества ограничений.

Общая идея семантических технологий применительно к решению задачи оперативной оптимизации сводится к следующему:

- 1) выявляются закономерности связи ПК с технологическими параметрами и строятся модели так называемых виртуальных анализаторов (ВА). Это достаточно известная задача, для решения которой предложено много методов [2–4, 12, 13];
- 2) выявляются закономерности связи технологических режимов (под режимом здесь понимается сочетание технологических параметров и характеристик технологических агентов, например активности катализаторов, состава реагентов,



Модель принятия решений в виде сети Петри:

$P_i (i = \overline{1,11})$ – условия с использованием логических переменных (9), (10); $t_i (i = \overline{1,11})$ – исполнительные действия по формированию управлений

A decision-making model in the form of a Petri net:

$P_i (i = \overline{1,11})$ – conditions using logical variables (9), (10); $t_i (i = \overline{1,11})$ – executive actions to form controls

свойств абсорбента и т. д.) с ТЭП, т. е. определяется коррелируемость некоторой совокупности (агрегатов) технологических параметров с изменением ТЭП, которая формализуется в виде семантической модели (СМ), например производственных правил, нечетких логических выражений;

3) поскольку и в моделях ВА, и в СМ параметры технологических режимов используются как входная информация, на основе СМ в пространстве технологических режимов строится логический алгоритм (процедура принятия решений) отыскания последовательности таких режимов, для которых индикаторы изменяются в направлении оптимальных ТЭП при условии выполнения ограничений на ПК. Если закономерности связи индикаторов и ТЭП выявлены правильно, это обеспечит оптимальность (квазиоптимальность) ТЭП.

Как будет далее показано на примерах, достаточно часто в этом случае задача оптимизации может решаться иерархически организованным сообществом нечетких автоматов [4, 11, 14, 15].

ПРИМЕРЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ АЛЬТЕРНАТИВНЫХ ПОДХОДОВ К ОПТИМИЗАЦИИ

Управление сложной ректификационной колонной (СРК)

Для процесса разделения нефтепродуктов на фракции используются сложные ректификационные колонны [16, 17]. Количество продуктовых потоков (отборов) обычно составляет 3–5, число ПК продуктов – 5–10, управлений – 3–6. Индикатором технико-экономической эффективности может быть величина отбора либо наиболее ценной фракции (ТЭП экономического типа), либо любой другой фракции, для которой определен приоритет по другим соображениям (ТЭП конъюнктурного типа). Решение задачи включает следующие этапы:

1) формируются логические переменные, отражающие факт нарушения ограничений по технологическим параметрам, например по расходам:

$$\alpha_i = \begin{cases} 1, & \text{если } F_i - \delta F_i < F_i^{\min}, \\ 0, & \text{иначе} \end{cases} \quad (15)$$

$$\beta_i = \begin{cases} 1, & \text{если } F_i + \delta F_i > F_i^{\max}, \\ 0, & \text{иначе} \end{cases}$$

где $i \in \overline{1,3}$ – номер фракции; F_i^{\min} и F_i^{\max} – минимальный и максимальный пределы значений i -го отбора F_i ; δF_i – величина окрестности границы расхода (значение запаса по параметру относительно ограничения), которая назначается с учетом точности вычисления параметров и коэффициента, масштабирующего интенсивность изменения управляющих воздействий (уставок) на регуляторы и ПК, в качестве которых используются характерная температура кипения фракций t_i^N и ее предельные значения $t_{i,зад}^N (i \in \overline{1,3}, N = 10\%, 90\%)$ – объемная доля выкипания фракции:

$$L_2 = \begin{cases} 1, & \text{если } t_2^{10} < t_{2,зад}^{10}, \\ 0, & \text{иначе} \end{cases}$$

$$L_3 = \begin{cases} 1, & \text{если } t_3^{10} < t_{3,зад}^{10}, \\ 0, & \text{иначе} \end{cases} \quad (16)$$

$$H_2 = \begin{cases} 1, & \text{если } t_2^{90} > t_{2,зад}^{90}, \\ 0, & \text{иначе} \end{cases}$$

$$H_3 = \begin{cases} 1, & \text{если } t_3^{90} > t_{3,зад}^{90}, \\ 0, & \text{иначе} \end{cases}$$

Кроме того, формируются переменные, отражающие величину отклонения ПК от заданных значений:

$$e_2^{10} = |t_2^{10} - t_{2,зад}^{10}|, \quad e_3^{10} = |t_3^{10} - t_{3,зад}^{10}|, \quad (17)$$

$$e_2^{90} = |t_2^{90} - t_{2,зад}^{90}|, \quad e_3^{90} = |t_3^{90} - t_{3,зад}^{90}|;$$

2) в соответствии с принципами когнитивного моделирования [11] строится СМ принятия решений на формирование управлений, а также информационных сообщений, например, в виде сети Петри [14] (рис.);

3) на основе модели процесса управления в виде сети Петри (рис.) с использованием индикаторов ТЭП, а также с учетом величин отклонений технологических параметров и ПК от допустимых значений (11) путем декомпозиции сети Петри [4] на подсети и последовательного преобразования подсетей в модели конечных и далее нечетких автоматов [15, 18] формируются логические выражения для расчета заданий на приращение управляющих воздействий, реализуемых регуляторами АСР нижнего уровня.

В данном примере управления – это изменение значений отбора фракций $\Delta F_i (i = 1, 2, 3)$:

$$\Delta F_1 = k [e_2^{10} \cdot L_2 \cdot \overline{\beta}_1 - e_2^{10} \cdot L_2 \cdot \alpha_2 \cdot \overline{\alpha}_1 - e_3^{10} \cdot L_3 \cdot \alpha_3 \cdot \alpha_2 \cdot \overline{\alpha}_1 - e_2^{90} \cdot H_2 \cdot \alpha_2 \cdot \overline{\alpha}_1],$$

$$\Delta F_2 = k [e_3^{10} \cdot L_3 \cdot \overline{\beta}_2 - e_2^{10} \cdot L_2 \cdot \overline{\alpha}_2 - e_3^{10} \cdot L_3 \cdot \alpha_3 \cdot \overline{\alpha}_2 - e_2^{90} \cdot H_2 \cdot \overline{\alpha}_2 - e_3^{90} \cdot H_3 \cdot \alpha_3 \cdot \overline{\alpha}_2], \quad (18)$$

$$\Delta F_3 = k [e_2^{90} \cdot H_2 \cdot \overline{\beta}_3 - e_3^{90} \cdot H_3 \cdot \overline{\alpha}_3 - e_3^{10} \cdot L_3 \cdot \overline{\alpha}_3],$$

где черта сверху над логическими переменными $\overline{\alpha}_1, \overline{\alpha}_2, \overline{\alpha}_3, \overline{\beta}_1, \overline{\beta}_2, \overline{\beta}_3$ означает операцию «отрицание» («не»); k – коэффициент,

масштабирующий интенсивность изменения управляющих воздействий, который назначается опытным путем (эвристически) с учетом частоты изменения уставок таким образом, чтобы не возникали интенсивные переходные процессы. Экспериментальная проверка рассмотренного подхода на имитационной модели показала [16], что отбор наиболее ценных фракций увеличивается на несколько процентов по сравнению с системой управления, в которой ПК получают лабораторным путем и управление осуществляется вручную.

Управление процессом каталитического риформинга бензинов

Рассматривается управление установкой каталитического риформинга бензинов полурегенеративного типа [1, 17, 19–21]. Процесс риформинга (облагораживания бензинов для повышения октанового числа (ОЧ)) обычно проводится на последовательности трех реакторов. Целью оптимизации режимов является снижение стоимости производства бензинов с заданным значением ПК, т. е. ОЧ, на выходе установки. Управляющими параметрами являются температуры сырья на входах реакторов, которые определяют вклад каждого реактора в суммарное значение ОЧ продукта на выходе установки. Первым и основным ТЭП являются энергозатраты Э на производство риформата заданного качества, поскольку высокотемпературный нагрев продуктов проводится печами. Индикатором данного ТЭП является удельная стоимость единицы приращения ОЧ на каждом реакторе, которая рассчитывается по соотношению:

$$\gamma_i = \Delta C_i / \Delta S_i \quad (i = 1, 2, 3), \quad (19)$$

где ΔC_i – приращения стоимости, руб., топлива на обеспечение приращений ОЧ ΔS_i на единицу, определяемые изменением расхода топлива ΔG_{T_i} , кг, и его внутризаводской ценой C , руб./кг, $\Delta C_i = \Delta G_{T_i} \cdot C$, $i = 1, 2, 3$ – порядковый номер реакторов на установке риформинга; ΔS_i – необходимое приращение ОЧ на i -м реакторе для обеспечения заданного значения октанового числа риформата $S^{зад}$.

Вторым индикатором ТЭП процесса является скорость дезактивации катализатора в каждом реакторе DA_i ($i = 1, 2, 3$), которая, во-первых, влияет на ПК, во-вторых, определяет затраты на регенерацию катализатора после завершения цикла работы установки. Заметим, что учет двух упомянутых ТЭП и построение алгоритма их оперативной оптимизации встречают практически непреодолимые трудности, в частности, из-за нечеткости формирования DA_i ($i = 1, 2, 3$).

Было определено [20], что модели виртуальных анализаторов для расчета приращений ОЧ на каждом из реакторов ΔS_i имеют вид:

$$\Delta S_i = a_i + b_i \cdot \Delta P_i + c_i \cdot (\Delta T_i / T_i) \cdot \tau_i + d_i \cdot T_i \quad (20)$$

где ΔS_i – приращение ОЧ риформата при прохождении i -го реактора; a_i, b_i, c_i, d_i – параметры модели i -го реактора; ΔP_i – перепад давления на i -м реакторе; ΔT_i – перепад температуры на i -м реакторе; T_i – температура продукта на входе



в i -й реактор; $\tau_i = V_i/Q$ – удельная скорость подачи сырья в реактор, определяющая время контакта продукта с катализатором (далее – время пребывания сырья в реакторе), причем V_i – объем катализатора, загруженного в i -й реактор, m^3 ; Q – расход сырья (гидрогенизата) на установку, $m^3/ч$.

В результате исследования взаимосвязи температур на входах реакторов с приращениями ОЧ на каждом реакторе, изменениями скорости дезактивации катализаторов, стоимостью топлива на нагрев была выявлена следующая закономерность. При условии, что активность катализатора во всех реакторах не достигла критически низких значений, наименее затратным для повышения ОЧ является повышение температуры на входах реакторов с меньшим номером. В результате была получена СМ оптимизирующих управлений в виде набора правил:

- 1) предпочтительно по моделям [20] рассчитывают скорость дезактивации катализатора и определяют прогнозируемое время работы реакторов до предельно допустимого снижения активности катализатора;
- 2) по модели ВА для каждого реактора рассчитывают приращения ОЧ и проверяют выполнение одного из трех условий:
 - а) если суммарное приращение ОЧ (S) на всех реакторах с точностью δ равно заданию, то изменение температуры нагрева сырья на входах реакторов не производят;
 - б) если суммарное ОЧ (S) катализатора больше заданного ($S^{зад}$), уменьшают температуру ввода сырья в реактор с номером i , для которого удельная стоимость управления γ_i (19) на единицу приращения ОЧ максимальна и выполняется ограничение по скорости дезактивации катализатора. Если условие не выполняется, переходят к уменьшению температуры для следующего по удельной стоимости управления реактора;
 - в) если суммарное ОЧ (S) катализатора меньше заданного ($S^{зад}$), увеличивают температуру ввода сырья в реактор, для которого стоимость управления (19) на единицу приращения ОЧ минимальна и выполняется ограничение по скорости дезактивации катализатора. В противном случае выполняется правило 3;

3) если при попытке повысить температуру сырья на всех реакторах в соответствии с п. 2б ограничения по заданному значению ОЧ или скорости дезактивации катализатора не выполняются, считается, что ресурс управления исчерпан при заданных параметрах ограничений и необходимо либо останавливать установку, либо изменять параметры ограничений.

Приведенные правила управления можно реализовать в виде моделей сообщества нечетких автоматов управления каждым реактором аналогично тому, как это сделано в примере управления СРК.

Экспериментальная проверка рассмотренного подхода на имитационной модели показала [20], что ОЧ на выходе установки поддерживается с заданной точностью, скорости дезактивации катализатора во всех реакторах не превышают допустимых значений в течение всего периода эксплуатации (что гарантирует хорошие значения второго ТЭП), а экономия энергоресурсов составляет около 1,5 %.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Рассмотренные подходы к решению задачи оперативной оптимизации показали, что для большинства технологических процессов преимуществом обладает подход, основанный на использовании процедур декомпозиции исходной оптимизационной задачи, использовании индикаторов эффективности вместо показателей технико-экономической эффективности и семантических моделей для осуществления процедур оптимизации с использованием индикаторов вместо ТЭП.
2. Наиболее трудоемкими этапами реализации данного подхода являются получение, формализация и использование семантических моделей. Однако для сложных процессов альтернатива такому подходу отсутствует.
3. В качестве семантических моделей могут использоваться семантические сети, системы нечетких производственных правил, сообщества нечетких логических автоматов и другие методы использования искусственного интеллекта.

Литература:

1. Каталитический риформинг (фирма «Комбасшн Энджиниринг Симком») // Нефть, газ и нефтехимия за рубежом. 1989. № 3. С. 105.
2. Blevins T., Wojsznis W.K., Nixon M. Advanced Control Foundation: Tools, Techniques and Applications. International Society of Automation, 2012. 556 p.
3. Ansari R.M., Bawardi K.M. Multivariable Control and Advanced Monitoring: Applications to Hydrocracking Process // Saudi Aramco Journal of Technology. 2006. June. P. 33–37.
4. Веревкин А.П., Кирюшин О.В. Автоматизация технологических процессов и производств в нефтепереработке и нефтехимии. Уфа: Изд-во УГНТУ, 2005. 171 с.
5. Campos M.F.M., Teixeira H.C.G., Liporace F.S., Gomes M.I. Challenges and Problems with Advanced Control and Optimization Technologies // Proceedings of 7th IFAC International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes ADCHEM'09. 2009. Vol. 7. Iss. 1. P. 1–8.
6. Муртазин Т.М., Линецкий Р.М., Веревкин А.П., Хусниязов М.Х. Оптимизация управления технологическими процессами переработки нефти по показателям технико-экономической эффективности (на примере висбрекинга гудрона) // Территория «НЕФТЕГАЗ». 2013. № 5. С. 18–22.
7. Островский Г.М., Березинский Т.А. Оптимизация химико-технологических процессов. Теория и практика. М.: Химия, 1984. 240 с.
8. Химмельблау Д.М. Прикладное нелинейное программирование / Пер. с англ. М.: Мир, 1975. 535 с.
9. Система подготовки и анализа данных ректификационных колонн ATPDAQ DESKTOP: свидетельство о госрегистрации программы для ЭВМ № 2019616745 / К.Ю. Устюжанин, А.П. Веревкин, Т.М. Муртазин, С.В. Денисов; правообладатель – А.Г. Ложкин; № 2019615770, заявл. 21.05.2019; опубл. 29.05.2019, Бюл. № 6.
10. Verevkin A.P., Eltsov I.D., Zozulya Y.I., Kiryushin O.V. Adaptive Control System Development of Oil Preparation Process for Optimizing Technical and Economic Parameters // Нефтегазовое дело. 2007. Т. 5. № 1 [Электронный источник]. Режим доступа: http://ogbus.ru/files/ogbus/eng/authors/Verevkin/Verevkin_1.pdf (дата обращения: 15.10.2021).
11. Васильев В.И., Ильясов Б.Г. Интеллектуальные системы управления. Теория и практика: учебное пособие. М.: Радиотехника, 2009. 392 с.
12. Веревкин А.П., Кирюшин О.В., Уразметов Ш.Ф. Исследование связи между динамической вязкостью и вязкостью полимеров по Муни на примере этиленпропиленовых каучуков для целей управления процессом // Башкирский химический журнал. 2012. Т. 19. № 4. С. 16–19.

13. Веревкин А.П., Калашник Д.В., Хуснияров М.Х. Моделирование оперативного определения индекса расплава для управления процессом производства полиэтилена // Башкирский химический журнал. 2013. Т. 20. № 1. С. 69–74.
14. Веревкин А.П., Динкель В.Г. Технические средства автоматизации химико-технологических процессов. Уфа: УНИ, 1989. 87 с.
15. Verevkin A.P., Kiryushin O.V. The Synthesis of Complex Logical Controllers with Variables of Boolean and Fuzzy Logics // Proceedings of the 7th Scientific Conference on Information Technologies for Intelligent Decision Making Support (ITIDS 2019). Series: Advances in Intelligent Systems Research. 2019. P. 49–52.
16. Способ управления технологическим режимом процесса разделения нефтяных смесей методом ректификации: патент № RU2724772C1; МПК B01D 3/42, G05D 27/00 / А.П. Веревкин, Т.М. Муртазин, О.В. Кирюшин, С.В. Денисов; правообладатель – А.Г. Ложкин; № 2019139390, заявл. 04.12.2019; опубл. 25.06.2020, Бюл. № 18. 20 с.
17. Ахметов С.А., Ишмияров М.Х., Веревкин А.П. и др. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа: учеб. пособие. М.: Химия, 2005. 736 с.
18. Веревкин А.П., Кирюшин О.В., Павлова З.Х. Метод синтеза сложных логических управляющих устройств с переменными булевой и нечеткой логик // Датчики и системы. 2017. № 12 (220). С. 10–14.
19. Способ управления процессом каталитического риформинга бензинов: патент № RU2486227C1; МПК C10G 35/24, G05D 27/00 / А.П. Веревкин, Т.М. Муртазин, С.В. Денисов, В.Р. Нигматуллин, Э.Г. Теляшев, патентообладатель – Государственное унитарное предприятие «Институт нефтехимпереработки Республики Башкортостан»; № 2012119748/04, заявл. 14.05.2012; опубл. 27.06.2013, Бюл. № 18. 8 с.
20. Способ управления процессом каталитического риформинга: патент № RU2736727C1; МПК C10G 35/24 / А.П. Веревкин, Т.М. Муртазин, О.В. Кирюшин, С.В. Денисов; патентообладатель – А.Г. Ложкин; № 2020119326, заявл. 10.06.2020; опубл. 19.11.2020, Бюл. № 32. 16 с.
21. Кравцов А.В., Иванчина Э.Д., Шарова Е.С. и др. Компьютерное прогнозирование работы промышленных катализаторов процессов риформинга и изомеризации углеводородов бензиновой фракции: учеб. пособие. Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2011. 124 с.

References:

1. Catalytic Reforming (Combustion Engineering Simcom). Neft', gaz i neftekhimiya za rubezhom [Oil, Gas and Petrochemicals Abroad]. 1989;(3):105. (In Russ.)
2. Blevins T., Wojsznis W.K., Nixon M. Advanced Control Foundation: Tools, Techniques and Applications. International Society of Automation; 2012.
3. Ansari R.M., Bawardi K.M. Multivariable Control and Advanced Monitoring: Applications to Hydrocracking Process. Saudi Aramco Journal of Technology. 2006. June. P. 33–37.
4. Verevkin A.P., Kiryushin O.V. Automation of Technological Processes and Productions in Oil Refining and Petrochemicals. Ufa: Publishing house of the Ufa State Petroleum Technical University; 2005. (In Russ.)
5. Campos M.F.M., Teixeira H.C.G., Liporace F.S., Gomes M.I. Challenges and Problems with Advanced Control and Optimization Technologies. In: Proceedings of 7th IFAC International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes ADCHEM'09. 2009;7(1):1–8.
6. Murtazin T.M., Linetsky R.M., Verevkin A.P., Husniyarov M.H. Optimization of Control Technological Oil Refining Processes according to Indices of Technical and Economic Efficiency (on the Example of Tar Viscosity Breaking). Territorija "NEFTEGAS" [Oil and Gas Territory]. 2013;(5):18–22. (In Russ.)
7. Ostrovsky G.M., Berezhinsky T.A. Optimisation of Chemical-Technological Processes. Theory and Practice. Moscow: Khimiya [Chemistry]; 1984. (In Russ.)
8. Himmelblau D.M. Applied Nonlinear Programming. New York: McGraw-Hill; 1972.
9. Distillation Column Data Preparation and Analysis System ATPDAQ DESKTOP: state registration certificate No. 2019616745. Authors – K.Y. Ustyuzhanin, A.P. Verevkin, T.M. Murtazin, S.V. Denisov; registration certificate holder – A.G. Lozhkin; No. 2019615770, appl. 21.05.2019; publ. 29.05.2019, Bull. No. 6. (In Russ.)
10. Verevkin A.P., Eltsov I.D., Zozulya Y.I., Kiryushin O.V. Adaptive Control System Development of Oil Preparation Process for Optimizing Technical and Economic Parameters. Neftgazovoye delo [Oil and Gas Business]. 2007;(1). Weblog. Available from: http://ogbus.ru/files/ogbus/eng/authors/Verevkin/Verevkin_1.pdf [Accessed 15 October 2021].
11. Vasiliev V.I., Ilyasov B.G. Intelligent Control Systems. Theory and Practice: textbook. Moscow: Radiotekhnika; 2009. (In Russ.)
12. Veryovkin A.P., Kiryushin O.V., Urazmetov Sh.F. Investigation of Connection between Dynamic Viscosity and Viscosity of Polymers on Mooney on an Example of Ethylene-Propylene Rubbers for Management of Process. Bashkirsky khimichesky zhurnal [Bashkir Chemical Journal]. 2012;19(4):16–19. (In Russ.)
13. Veryovkin A.P., Kalashnik D.V., Khusniyarov M.Kh. Modeling Operational Definition of the Melt Index to Manage the Process Production of Polyethylene. Bashkirsky khimichesky zhurnal [Bashkir Chemical Journal]. 2013;20(1):69–74. (In Russ.)
14. Verevkin A.P., Dinkel V.G. Technical Means of Automation of Chemical-Technological Processes. Ufa: Ufa Petroleum Institute; 1989. (In Russ.)
15. Verevkin A.P., Kiryushin O.V. The Synthesis of Complex Logical Controllers with Variables of Boolean and Fuzzy Logics. In: Proceedings of the 7th Scientific Conference on Information Technologies for Intelligent Decision Making Support (ITIDS 2019). Series: Advances in Intelligent Systems Research. 2019. P. 49–52.
16. Control Method of Process Mode of Oil Mixtures Separation by Fractionation Method: patent No. RU2724772C1; IPC B01D 3/42, G05D 27/00. Authors – A.P. Verevkin, T.M. Murtazin, O.V. Kiryushin, S.V. Denisov; patent holder – A.G. Lozhkin; No. 2019139390, appl. 04.12.2019; publ. 25.06.2020, Bull. No. 18. 20 p. (In Russ.)
17. Akhmetov S.A., Ishmiyarov M.H., Verevkin A.P. et al. Technology, Economics and Automation of Oil and Gas Processing: Textbook. Moscow: Khimiya [Chemistry]; 2005. (In Russ.)
18. Verevkin A.P., Kiryushin O.V., Pavlova Z.Kh. Method for Synthesis of Complex Logic Control Devices with Boolean and Fuzzy Logic Variables. Datchiki sistemy [Sensors and Systems]. 2017;12(220):10–14. (In Russ.)
19. Method of Catalytic Reforming Control: patent No. RU2486227C1; IPC C10G 35/24, G05D 27/00. Authors – A.P. Verevkin, T.M. Murtazin, S.V. Denisov, V.R. Nigmatullin, E.G. Teliashov, patent holder – State Unitary Enterprise "Institute of Petrochemical Processing of the Republic of Bashkortostan"; No 2012119748/04, appl. 14.05.2012; publ. 27.06.2013, Bull. No. 18. 8 p. (In Russ.)
20. Method of Controlling Catalytic Reforming: patent No. RU2736727C1; IPC C10G 35/24. Authors – A.P. Verevkin, T.M. Murtazin, O.V. Kiryushin, S.V. Denisov; patent holder – A.G. Lozhkin; No. 2020119326, appl. 10.06.2020; publ. 19.11.2020, Bull. No. 32. 16 p. (In Russ.)
21. Kravtsov A.V., Ivanchina E.D., Sharova E.S. et al. Computer Prediction of Industrial Catalysts for Reforming and Isomerization of Gasoline Fraction Hydrocarbons: Textbook. Tomsk: Publishing house of Tomsk Polytechnic University; 2011. (In Russ.)