Информационные технологии, автоматизация и управление в нефтегазовой отрасли

УДК 62-52:681.2

УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ НЕФТИ С ПРИМЕНЕНИЕМ МОДЕЛЕЙ ПРОЦЕССА И ВИРТУАЛЬНЫХ АНАЛИЗАТОРОВ

MANAGEMENT OF OIL RECTIFICATION PROCESS BY USING OF MODELS
OF PROCESS AND VIRTUAL ANALYZERS

Л. Г. Тугашова, А. А. Гончаров

L. G. Tugashova, A. A. Goncharov

*Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск
Институт автоматики и процессов управления Дальневосточного отделения
Российской академии наук, г. Владивосток*

*Ключевые слова: переработка нефти; виртуальный анализатор;
показатели качества продуктов*

Key words: oil refining; virtual analyzer; product quality indicators

На установках атмосферно-вакуумной трубчатки (АВТ) осуществляется разделение нефти на фракции, различающиеся температурными пределами кипения. Основная задача переработки нефти — увеличение выхода светлых нефтепродуктов и улучшение качества нефтепродуктов. Этот вопрос, несмотря на протяженную историю своего исследования, по-прежнему остается актуальным. Например, в работах [1–3] приводятся решения по оптимизации режимов установок первичной переработки нефти.

Для улучшения глубины переработки нефти применяются деструктивные процессы. Например, в 2016 году на нефтеперерабатывающем комплексе «ТАНЕКО» достигнута глубина переработки нефти 94,6 % (в среднем по России — 74,2 %), выход светлых нефтепродуктов из нефти составил 85,8 %¹. Такие высокие показатели достигнуты благодаря пуску установки замедленного коксования на заводе «ТАНЕКО». Но строительство новых установок требует больших финансовых вложений. Другим вариантом решения задачи увеличения выхода светлых фракций и повышения качества нефтепродуктов является применение в автоматизированных системах управления (АСУТП) программной надстройки.

Анализ данных о показателях качества светлых нефтепродуктов нефтеперерабатывающего завода (НПЗ) показывает, что разброс значений параметров качества большой. На рисунке 1 показана гистограмма распределения температуры конца кипения дизельного топлива, построенная по данным химико-аналитической лаборатории.

С помощью статической математической модели проведен анализ параметров, влияющих на качество получаемых нефтяных фракций. Для дизельного топлива отличаются требования по температурам кипения для летнего и зимнего периода.

¹АО «ТАНЕКО». Официальный сайт [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://www.taneco.ru>.

Рис. 1. Кривая распределения температуры конца кипения дизельного топлива

Температурный профиль является важным показателем работы, и его можно контролировать. По высоте колонны установлены температурные датчики. В таблице 1 приведены температурные профили атмосферной колонны при различных отборах от потенциала светлых фракций, полученные по статической модели. Температурный профиль соответствует температурам в кубе колонны *TW*, на тарелке отбора газойлевой фракции *TG*, на тарелке отбора дизельной фракции *TD*, верха колонны (бензиновой фракции) *TB*.

Таблица 1

Температурный профиль при различных отборах от потенциала

Отбор от потенциала	Температурный профиль, °С			
	<i>TW</i>	<i>TG</i>	<i>TD</i>	<i>TB</i>
1	343	309	241	136
0,9	353	313	246	137
0,8	359	315	248	141

Для усовершенствования управления атмосферной колонной НПЗ выбрано управление по модели, так как предлагаемое решение не требует дополнительных технических средств для существующей системы и реализуется как надстройка над существующей АСУТП посредством *OPC*.

С помощью статической математической модели [4] определяются температуры в секциях колонны, соответствующие требованию к качеству нефтяных фракций. Рассчитанные значения температур поступают в САР как задания.

Если на технологической установке при управлении по типовому решению управление качеством нефтепродуктов выполняется путем изменений температур по секциям колонны в зависимости от результатов анализов химико-аналитической лаборатории, то применение математической модели позволит рассчитать соответствующие температуры. Также следует отметить, что при переходе с зимнего топлива на летнее и наоборот увеличивается время выхода процесса на оптимальный температурный режим, вследствие чего происходит недобор дизельного топлива.

Задача управления процессом ректификации нефти заключается в поддержании температур на отборных тарелках и вверху колонны с целью повышения выхода светлых (бензиновой и дизельной) фракций.

В качестве критерия управления принимаем выход светлых фракций на нефть

$$\Phi = \sum (F1 + F2) \rightarrow \max, \quad (1)$$

где $F1$ — выход бензиновой фракции на нефть, $F2$ — выход дизельной фракции на нефть.

Задаются требования к качеству светлых фракций (ограничения на температуры кипения), по статической модели рассчитываются задания по температурам в секциях колонны по критерию (1). САР, изменяя значения орошений, расходов фракций, поддерживают текущие значения температур равными заданным.

Основными управляющими переменными являются расход острого орошения LT , расход перегретого водяного пара Z , расход дизельного топлива в отпарную колонну D . Задача управления процессом ректификации нефти может быть сформулирована следующим образом.

При заданных диапазонах возмущающих воздействий (расход нефти, поступающей в атмосферную колонну F) требуется найти такой вектор допустимых управлений $u = (D, Z, LT)$, при котором целевая функция достигает минимального значения [5]

$$S = \sum_{i=1}^m (T_i - T_{zi})^2, \quad (2)$$

где T_i , T_{zi} — текущие и заданные температуры отбираемых фракций; m — число точек температурного профиля (температура вверху колонны, дизельного топлива, мазута), выполняются связи в форме уравнений динамической модели и ограничения

- на температуру конца кипения бензиновой фракции T_{kbb}

$$166 \leq T_{kbb} \leq 178; \quad (3)$$

- на температуру начала кипения дизельного топлива T_{nkd}

$$170 \leq T_{nkd} \leq 200; \quad (4)$$

- на температуру конца кипения дизельного топлива T_{kkd}

$$302 \leq T_{kkd} \leq 357; \text{ (летнее)} \quad (5a)$$

$$288 \leq T_{kkd} \leq 325; \text{ (зимнее)} \quad (5b)$$

- на наложения (пересечения) соседних фракций

$$(T_{kbb} - T_{nkd}) \leq 15. \quad (6)$$

Задача оптимизации расхода острого орошения, расхода дизельного топлива, расхода перегретого водяного пара в колонну решается путем преобразования многомерной оптимизации с ограничениями в задачу безусловной многомерной оптимизации. Для решения применяется метод последовательного квадратичного программирования (SQP). Реализация метода SQP состоит из следующих основных этапов: корректировка матрицы Гессе для функции Лагранжа; решение подзадачи квадратичного программирования QP ; вычисление линейного поиска. Подзадача QP заключается в квадратичной аппроксимации функции Лагранжа.

Необходимо найти минимум функции

$$\min_x f(x)$$

при ограничениях.

Составляется функция Лагранжа

$$L(x, \lambda) = f(x) + \sum_{i=1}^m \lambda_i g_i(x), \quad (7)$$

где λ — множители Лагранжа; $g_i(x)$ — ограничения; m — число ограничений.

Необходимые условия минимума функции

$$\nabla f(x) + \sum_{i=1}^m \lambda_i \nabla g_i(x) = 0, \quad (8)$$

$$\lambda_i g_i(x) = 0; \lambda_i \geq 0.$$

В *Matlab* метод *SQP* реализуется функцией *fmincon*.

Для достижения цели управления предлагается способ управления атмосферной колонной ректификации нефти, сочетающий сведение задачи управления отбором нефтепродуктов заданного фракционного состава к управлению температурным режимом установки и стабилизацию промежуточных параметров (температур на отборных тарелках и вверху колонны).

В предлагаемом способе управления по модели используется блок, выполняющий функции многосвязного регулятора, формирующий управляющие воздействия в результате решения задачи оптимизации с применением моделей, связывающих входные и выходные переменные. В результате обеспечивается поддержание контролируемых переменных (температур на отборных тарелках и вверху колонны) на заданных значениях при воздействии возмущений при отборах светлых фракций, близких к потенциалу, и при выполнении требований к качеству светлых фракций.

На рисунке 2 показана блок-схема алгоритма решения задачи управления. Алгоритм учитывает как контролируемое (измеряемое) возмущение (расход сырья), так и неизмеряемое датчиком возмущение (состав сырья). Алгоритм состоит в следующем. В блоке 1 осуществляется ввод измеренных управляющих и возмущающих параметров: расхода сырья, расхода дизельного топлива, расхода орошения, расхода перегретого пара. В этот же блок с частотой раз в сутки поступают данные химико-аналитической лаборатории (ХАЛ) установки из базы Excel: фракционный состав бензиновой фракции, дизельного топлива. Данные поступают с целью осуществления корректировки моделей в блоке 2. С учетом поступления новых лабораторных данных корректируются коэффициенты в зависимостях температур конца кипения дизельного топлива и бензиновой фракции и температуры начала кипения дизельного топлива от технологических параметров в уравнениях моделей виртуальных анализаторов.

При переходе с зимнего режима на летний и с летнего режима на зимний меняются требования к качеству дизельного топлива. Эти изменения (выбор ограничений (5а) или (5б)) осуществляются в блоке 3. В блоке 4 корректируются коэффициенты в аппроксимации истинных температур кипения (ИТК) нефти [6] в случае отклонения данных по фракционному составу нефти, поступающему из ХАЛ. При периодическом поступлении новых данных по фракционному составу нефти из ХАЛ коэффициенты в формуле аппроксимации ИТК пересчитываются с применением функции *Matlablsqcurvefit*. В ходе технологического процесса коэффици-

енты корректируются из условия минимума разности рассчитанной плотности сырья (нефти) ρ_m и измеренной на потоке плотности ρ

$$|\rho - \rho_m| \rightarrow \min, \quad (9)$$

$$\rho_m = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\Delta P s_i}{\rho_i}},$$

где ρ_i — рассчитываемая плотность нефтяных фракций; $\Delta P s_i$ — потенциальное содержание нефтяных фракций.

Рис. 2. Блок-схема алгоритма решения задачи управления

По скорректированной формуле ИТК нефти определяется потенциальное содержание нефтяных фракций. Следует отметить, что легкий бензин до установки предварительно отбирается, поэтому содержание фракций пересчитывается на отбензиненную нефть, поступающую на атмосферную установку малой мощности в качестве сырья. Затем по ИТК определяются физико-химические свойства фракций (ФХС) и доли отгона сырья, по зависимостям, приведенным в [6]. Знание ФХС фракций и доли отгона сырья (соотношение паровой и жидкой фаз сырья, плотности; молекулярные массы; количество теплоты и др.) необходимо при решении задачи управления в последующих блоках.

В блоке 5 по критерию управления (1) при выполнении уравнений статической модели [4], аппроксимации ИТК, а также ограничений (3)–(6) определяются оптимальные значения по температурам отбираемых фракций. В схеме используются ограничения вида (3)–(6), определенные из технологического регламента нефтеперерабатывающей установки [7].

В результате расчета этого блока получаем задания по температуре бензиновой фракции TB , дизельного топлива TD , мазута TM , соответствующих максимальному отбору светлых фракций. Задача управления относится к классу задач нелинейного программирования. Для ее решения применяется метод последовательного квадратичного программирования (SQP). Здесь, кроме ограничений на параметры нужно учитывать выполнение связей в форме уравнений статической модели и аппроксимации ИТК.

Задача решается в *Matlab* с применением функции, реализующей метод SQP

$$x = fmincon(@z1, x0, A, b, Aeq, beq, lb, ub, @nerav), \quad (10)$$

где $z1$ — целевая функция; $x0$ — начальные условия; A, b — линейные ограничения в виде неравенств; Aeq, beq — линейные ограничения в виде равенств; lb, ub — ограничения на переменные; $@nerav$ — нелинейные ограничения.

При решении этой задачи $z1(x)$ записывается как целевая функция в виде максимума суммы светлых фракций (1), x — это значения температур на отборных тарелках и верху колонны TD, TM, TB . Значения $x0$ — это начальные значения параметров (то есть температур TB, TD, TM). Линейными ограничениями-неравенствами являются (3)–(6). Аргумент $@nerav$ обеспечивает учет нелинейных функций. В нашем случае здесь записываются статическая модель и аппроксимация ИТК с определением физико-химических свойств сырья и нефтяных фракций.

Критерий (1) записывается в *Matlab* следующим образом:

$$z1 = -(Mvf(1) + Mvf(2)). \quad (11)$$

Здесь $Mvf(1), Mvf(2)$ — это выход бензиновой и дизельной фракций на отбензиненную нефть, %. Знак минус поставлен, так как решается задача максимизации.

Оптимальные значения температур TB^*, TD^*, TM^* , вычисленные с помощью функции $fmincon$, передаются в блок 7. Стабилизация режимных параметров (блок 7) состоит в поддержании параметров (температур верху колонны и на отборных тарелках) на заданных значениях в условиях воздействия возмущений (расхода сырья, блок 8).

При изменении расхода сырья или изменении заданий по температурам на отборных тарелках по критерию (2) с помощью динамической модели находятся расходы острого орошения, дизельного топлива, перегретого пара (управляющие воздействия), обеспечивающие минимум критерию (2) для текущего значения расхода сырья при выполнении ограничений (3)–(6).

Критерий (2) определяется в *Matlab* в виде

$$reg = sum((S1(:,2) - S2(:,2)).^2), \quad (12)$$

где $S1$ — заданные (оптимальные) значения температур; $S2$ — текущие значения температур.

Текущие значения температур $S2$ определяются М-файлом. Командой `sim('shema')` вызывается динамическая модель *Simulink*.

Динамическая модель ректификации [8] включает уравнения общего материального баланса, покомпонентного материального баланса, парожидкостного равновесия, теплового баланса с учетом циркуляционных орошений, отбора боковых нефтяных фракций, подвода перегретого пара, отвода воды.

Полученные значения расходов выдаются на исполнительные механизмы (блок 9). Алгоритм управления заканчивается формированием управляющих воздействий. При поступлении новых данных (из ХАЛ, изменения расхода сырья) осуществляется переход к блоку 1.

На рисунке 3 приведена функционально-структурная схема решения задачи управления.

Рис. 3. Функционально-структурная схема решения задачи управления

На технологической установке последовательность подключения следующая: датчики/исполнительные механизмы — кроссовый шкаф (промежуточный, клеммный) — входной/выходной модуль контроллера — контроллер — сетевой коммутатор — сервер технологического процесса — сетевой коммутатор — исторический модуль — сетевой коммутатор — *OPC*-сервер. На АРМ оператора информация идет с сервера технологического процесса — сетевой коммутатор — рабочая станция АРМ оператора.

Способ управления по модели обеспечивает увеличение отбора светлых нефтепродуктов с 44,2 до 46,8 % масс., а также снижение среднего квадратического отклонения (СКО) температур конца кипения светлых нефтепродуктов.

На рисунке 4 приведены диапазоны изменения температур конца кипения дизельного топлива.

Рис. 4. Диапазоны изменения температур кипения дизельного топлива до (а) и после (б) управления по модели

На рисунке 4а показаны значения изменения температуры конца кипения дизельного топлива при управлении установкой по проектному решению, примененному в прошлый переходный период, а на рисунке 4б — этот же показатель за аналогичный период времени года, но при управлении по модели. При сравнении результатов видны снижение изменчивости температур конца кипения и отсутствие выхода параметра за заданные пределы. Рассчитанные значения СКО приведены в таблице 2.

Изменения температур конца кипения фракций

Показатель качества нефтепродукта	СКО при управлении по проекту	СКО при управлении по модели
Температура конца кипения дизельного топлива, °С	4,8107	2,5774
Температура конца кипения бензиновой фракции, °С	5,1866	2,3732

Таким образом, предложен способ и алгоритм управления атмосферной колонной ректификации нефти с применением математических моделей, позволяющий решить задачу максимизации отбора светлых нефтепродуктов при заданных ограничениях на фракционный состав. Разработана структура автоматической системы управления атмосферной колонной ректификации нефти малой мощности, использующая предложенный алгоритм управления, позволяющая без дополнительных технических средств реализовать систему как надстройку над существующей АСУТП посредством обмена данными с внешним приложением через протокол OPC. При испытании разработанной системы управления на действующей технологической установке отбор светлых фракций увеличился, снизились СКО температуры конца кипения бензиновой фракции и дизельной фракции.

Библиографический список

1. Основные решения и преимущества СУУТП компании Июкогава / М. Р. Хатимов [и др.] // Экспозиция Нефть Газ. – 2015. – № 5. – С. 92–95.
2. Кобринец В. П., Лихавицкий В. В. Проблемы оптимизации процесса первичной переработки нефти // Нефтехимический комплекс. – 2010. – № 1 (4). – С. 10–14.
3. Семикин К. В. Оптимизация режимных параметров колонны К-2 установки первичной переработки нефти // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). – 2013. – № 19 (45). – С. 78–79.
4. Тугашова Л. Г. Моделирование системы управления ректификационной колонной в среде Matlab // Новый университет. Серия: Технические науки. – 2016. – № 8–9 (54–55). – С. 18–24.
5. Тугашова Л. Г., Горшкова К. Л. Управление объектами переработки нефти по модели // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. – 2017. – № 2. – С. 78–82.
6. Затонский А. В., Тугашова Л. Г. Моделирование статического режима процесса ректификации с идентификацией состава и свойств нефти // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. – 2015. – № 6. – С. 109–116.
7. Технологический регламент на эксплуатацию секции 100 – АВТ с блоком стабилизации нефти нефтеперерабатывающей установки ТР-ТН-08-080-05-2015 // ОАО «Татнефть» им. В. Д. Шашина, НГДУ «Елховнефть», Елховское нефтеперерабатывающее управление, регламент разработан ОАО «Нефтехимпроект». – 2015. – 162 с.
8. Тугашова Л. Г., Алаева Н. Н. Динамическая модель процесса ректификации нефти // Нефтегазовый комплекс: образование, наука и производство. Материалы Всеросс. науч.-практ. конф. Ч. 2 (28 марта–1 апреля 2016 г.). – Альметьевск: АГНИ, 2016. – С. 21–24.
9. Затонский А. В. Программные средства глобальной оптимизации систем автоматического регулирования. – М.: РИОР: Инфра-М, 2013. – 136 с.
10. Гартман Т. Н., Клушин Д. В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов: учеб. пособие для вузов. – М.: Академкнига, 2008. – 416 с.
11. Гайдук А. Р., Беляев В. Е., Пьявченко Т. А. Теория автоматического управления в примерах и задачах с решениями в Matlab. – СПб.: Лань, 2011. – 463 с.

Сведения об авторах

Тугашова Лариса Геннадьевна, старший преподаватель кафедры автоматизации и информационных технологий, Альметьевский государственный нефтяной институт, г. Альметьевск, тел: 8(8553)310151, e-mail: tugashova@yandex.ru

Гончаров Антон Александрович, младший научный сотрудник Института автоматизации и процессов управления Дальневосточного отделения Российской академии наук, г. Владивосток, e-mail: antalg@mail.ru

Information about the authors

Tugashova L. G., Senior Teacher at the Department of Automation and Information Technologies, Almet'yevsk State Oil Institute, phone: 8(8553)310151, e-mail: tugashova@yandex.ru

Goncharov A. A., Junior Researcher of Institute of Automation and Control Processes of the Far Eastern Branch of the Russian Academy of Sciences, Vladivostok, e-mail: antalg@mail.ru