

В.П. Кобринец, М.В. Клютко

**СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ
ПРОЦЕССАМИ НЕФТЕХИМИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА
НА БАЗЕ КРИТЕРИЕВ ОПТИМИЗАЦИИ**

Оптимизация процесса ректификации в колонне К-102 должна обеспечить наивыгоднейшее значение определенного критерия – целевой функции – при заданных ограничениях.

Выбор целевой функции – один из наиболее ответственных этапов в формулировании задач оптимизации. Целевую функцию необходимо выбирать исходя из конкретных специфических условий. Например, при энергоемком производстве целевой функцией может быть минимальный расход энергии при соблюдении заданных ограничений; при производстве видов продукции, временно дефицитных, целевой функцией может быть максимальное количество продукции.

Если к нескольким показателям производства предъявляются противоречивые требования, то необходимо оценить степень важности этих показателей. В качестве целевой функции выбирается наиболее важный из них, а на все остальные показатели накладываются ограничения, т. е. достаточно, чтобы их численные значения не выходили из некоторого заданного диапазона.

Установка ЛК-6У № 2 обладает основными признаками сложной системы:

а) наличие подсистем с целевыми функциями, подчиненными общей целевой функции всей системы. Эффективность работы каждого технологического аппарата определяется его типом, основными показателями его работы. Оптимизация этих показателей должна решаться не самостоятельно, а по целевой функции, подчиненной задаче оптимизации старшей подсистемы. Каждый технологический аппарат установки, в том числе и колонну К-102, следует рассматривать как подсистему, имеющую свои целевые функции, подчиненные задаче оптимизации целевой функции установки, в которую они входят; б) большое число связей внутри каждой подсистемы и между подсистемами.

Для целей оптимизации необходимо собирать информацию о значениях многочисленных параметров, характеризующих состояние процесса.

Процесс первичной переработки нефти является головным в цепочке технологических процессов НПЗ и относится к числу сложных технологических процессов, характеризующихся непрерывностью протекания массообменных процессов, большим числом связанных между собой технологических параметров, большой единичной мощностью. Этим предопределяется целесообразность управления такого рода процессами с использованием математических методов и средств вычислительной техники.

Одной из важнейших задач в области нефтепереработки является более эффективное использование нефти для производства моторных топлив. В первую очередь это относится к более полному извлечению из нефти потенциала светлых нефтепродуктов. Возможный отбор суммы светлых нефтепродуктов зависит не только от качества нефти. Он является также функцией вырабатываемого ассортимента нефтепродуктов, так как для одновременного приготовления бензина, разных сортов бензина, разных сортов керосина и дизельных топлив, требуются одни и те же фракции нефти. Поэтому с увеличением или уменьшением отбора бензина, керосина, дизельного топлива зимнего соответственно уменьшается или увеличивается потенциал суммы светлых нефтепродуктов за счет возможного вовлечения в дизельное топливо летнего таких высококипящих фракций нефти, как 350–370°С.

Одним из решающих факторов для достижения этой цели является оптимальное управление процессом первичной переработки нефти в колонне К-102. Это вызвано повышенными требованиями к стабилизации качества получаемых в колонне фракций и качества нефтепродуктов, существенными изменениями качества подаваемого сырья на установку, необходимостью оперативного решения задач по управлению установкой при изменении плановых заданий на отборы нефтепродуктов.

В процессе эксплуатации объекта целевые функции могут изменяться в зависимости от изменяющейся постановки задачи оптимизации. При этом для разработки алгоритма оптимизации необходимо определять зависимость выбранной целевой функции от значений параметров процесса, возмущающих и управляющих воздействий и составлять программы расчета оптимальных значений режимных параметров процесса.

При ректификации многокомпонентной смеси возмущающими воздействиями являются расход F_p , состав x_p и энергетическое состояние сырья q , управляющими воздействиями являются расход пара V и отбор дистиллятов F_{n+1} .

Задача оптимизации многокомпонентной смеси может быть сформулирована в следующей форме. Необходимо определить управляющие воздействия F_{n+1}^* и V^* , минимизирующие целевую функцию Q , при производительности не ниже заданной, себестоимости проведения процесса не выше заданной и соблюдении ограничений по качеству продукции, гидродинамической обстановке на контактных устройствах и условиях физической реализуемости.

Запишем общую задачу оптимизации МКР:

$$\begin{aligned} \min Q(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) &= Q(F_p, x_p, q, V^*, F_{n+1}^*) \\ V, F_{n+1} &\in \mathcal{U} \end{aligned} \quad (1)$$

при соблюдении ограничений

а) по качеству целевых продуктов

$$\left. \begin{aligned} x_{n+1,j}^3 &\leq x_{n+1,j}(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \\ \forall_j &\in M_1 \\ x_{n+1,j}^3 &\geq x_{n+1,j}(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \\ \forall_j &\in M_2 \end{aligned} \right\} (2) \quad \left. \begin{aligned} x_{0,j}^3 &\geq x_{0,j}(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \\ \forall_j &\in M_3 \\ x_{0,j}^3 &\leq x_{0,j}(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \\ \forall_j &\in M_4 \end{aligned} \right\} (3)$$

б) по гидродинамической обстановке на контактных устройствах и в) по производительности по целевым продуктам и затратам на их производство

$$\begin{aligned} V_{\max}(L) \leq V \leq V_{\min}(L) & \quad (4) & F_{n+1}^3 \leq F_{n+1}(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) & \quad (5) \\ L_{\min} \leq L \leq L_{\max} & \end{aligned}$$

или

$$F_0^3 \leq F_0(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \quad (6) \quad c^3 \geq c(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \quad (7)$$

г) по условиям физической реализуемости

$$\left. \begin{aligned} 0 &< F_{n+1} < F_p \\ F_p^{\min} &\leq F_p \leq F_p^{\max} \\ 0 &< x_{ij} < 1 \end{aligned} \right\} \quad (8)$$

Аналогично изложенному выше назовем область Y , где выполняются ограничения (8)–(9), допустимой, а $F_{n+1}^*, V^* \in \mathcal{U}$, которым соответствует экстремум целевой функции Q^* – оптимальными.

Постановка и решение некоторых типовых задач оптимизации установок нефтехимического комплекса заключается в следующем.

Задача I. При заданном векторе возмущающих воздействий (F_p, x_p, q) минимизировать энергозатраты на производство единицы целевого продукта (в рассматриваемом случае – дистиллята)

$$\min Q = \min_{V, F_{n+1} \in \mathcal{U}} \left[\frac{1}{F_{n+1}} (\beta_1 V + \beta_2) \right] = \frac{1}{F_{n+1}^*} (\beta_1 V^* + \beta_2) \quad (9)$$

при производительности не менее заданной, выполнении ограничений по концентрациям компонентов в продуктах, заданных неравенствами (4), (8), и условиям физической реализуемости (9).

Относительно множества допустимых значений управляющих воздействий \mathcal{U} предполагается (в задачах I и II), что оно не является пустым, т. е. допустимая область не является вырожденной, что проверяют при исследовании статической характеристики объекта.

Задача II. При заданном векторе возмущающих воздействий максимизировать производительность установки по выходу целевого продукта (здесь дистиллята) $\max_{V, F_{n+1} \in \mathcal{U}} F_{n+1} = F_{n+1}^*$ (10)

при себестоимости не выше заданной (8), выполнении ограничения по концентрации компонентов в продуктах и условий физической реализуемости.

Анализ известных систем управления процессом ППН показал, что используемые в них методы управления неэффективны при высокочастотных возмущениях по качеству нефти, так как используемые при этом модели и принципы управления ориентированы на восстановление кривой истинных температур кипения (НТК) нефти по результатам ректификации или при помощи лабораторного контроля. Для этого требуется не менее 5 ч, что приводит к снижению оперативности управления. При частых изменениях качества нефти это вызывает существенные потери светлых продуктов.

В рассматриваемой системе для обеспечения оперативности управления может быть предусмотрено восстановление кривой ИТК нефти по косвенным показателям (плотности d_4^{20} , температуре застывания t_3 , вязкости ν_{20}).

Для установления зависимости между этими показателями и ИТК в условиях ОАО МНПЗ были использованы данные лабораторных анализов о процентах выкипания при различных температурах разгонки нефти.

После обработки данных с помощью аппарата множественной регрессии были получены уравнения регрессии, имеющие высокие коэффициенты множественной корреляции (в линейном варианте).

$$Y_1 = -1351.1709 + 1.6245X_1 - 1.0549X_2 - 0.8861X_3$$

$$Y_2 = -729.0468 + 0.8650X_1 - 0.0422X_2 - 0.0354X_3$$

$$Y_3 = 4160.2190 - 4.8101X_1 - 0.2532X_2 - 0.2127X_3$$

$$Y_4 = 13393.3431 - 15.5696X_1 + 0.7595X_2 - 0.8620X_3$$

Значения указанных косвенных показателей используются для расчета точек кривой ИТК нефти, при этом восстановление качества нефти требует не более 1 ч, что позволяет существенно улучшить оперативность управления. Расчетные точки кривой ИТК далее используются при идентификации структуры математических моделей процесса.

Таким образом, эквивалентная замена кривой ИТК нефти d_4^{20} , t_3 и ν_{20} позволяет осуществлять оперативный контроль изменения качества сырья, а следовательно, повышать эффективность управления процессом ППН при высокочастотных возмущениях по качеству нефти.

Для идентификации параметров моделей процесса по данным пассивного эксперимента могут быть применены алгоритмы смещенного оценивания (СО), основной идеей которого является отказ от традиционного требования регрессионного анализа – требования несмещенности, т. е. для смещенных оценок $\hat{\beta}^* = \varphi(k, \beta)$ и $M(\hat{\beta}^*) \neq \beta$.

При этом $M(\hat{\beta}^* - \beta)'(\hat{\beta}^* - \beta) < M(\hat{\beta} - \beta)'(\hat{\beta} - \beta)$, где $\hat{\beta}$ – МНК-оценка; β – вектор истинных параметров регрессии; k – параметр деформации; M – символ математического ожидания. Это существенно уменьшает влияние коррелированности входов и повышает надежность идентификации параметров регрессионных моделей.

При решении задачи оптимизации учитываются обратные связи, возникающие при использовании подогрева нефти отводимыми потоками. Необходимость такого подхода обуславливается тем, что колебания температуры сырья на выходе теплообменников сильно влияют на режим работы колонны отбензинивания К-101 и сложной колонны К-102.

Основная задача сводится к максимизации отбора светлых продуктов и формулируется как $y = \sum_{i \in I_c} \left(\sum_{j=1}^{p_i} \beta_{ij} u_j + \sum_{j=1}^{q_i} \gamma_{ij} K_j \right) \rightarrow \max$ (11)

при
$$\underline{u}_j \leq u_j \leq \bar{u}_j, u_j \in \bar{P}_{am},$$

$$\underline{Z}_s \leq Z_s(\bar{P}_{am}, \bar{K}_H) \leq \bar{Z}_s, S = 1, k_c,$$

где I_c – множество светлых продуктов (бензин, керосин и дизельное топливо); p_i и q_i – соответственно количество управляющих воздействий и показателей качества нефти в моделях; u_j – управляющие воздействия (температуры 1-го и 2-го перетоков из К-102 в стриппинги, температуры левого и правого потоков на выходе из печи П-101, температуры низа и верха К-102), на которые накладываются позиционные ограничения; K_j – показатели качества нефти; β_{ij} и γ_{ij} – коэффициенты регрессии; Z_s – показатели качества светлых продуктов (температуры начала и конца кипения, вспышки и застывания), которые имеют вид регрессионных моделей; \bar{P}_{am} – вектор режима атмосферной части установки ППН; \bar{K}_H – вектор показателей качества нефти; k_c – количество показателей качества светлых продуктов.

Благодаря использованию линейного описания процесса для решения задачи оптимизации оказалось возможным использовать метод линейного программирования (ЛП). Когда в модели, используемой в задаче оптимизации, имеется показатель качества нефти, его текущее значение умножается на соответствующий коэффициент и результат суммируется со свободным членом, т. е. корректируется свободный член модели: $\gamma_{oi}^* = K_j \gamma_{ij} + \gamma_{oi}$, где γ_{oi} – свободный член уравнения регрессии без учета качества нефти. Затем формируется массив ограничений и решается задача оптимизации.