

Таблица 2 – Использование ВИД в вентиляторах

№ п/п	$P_{ном}$, кВт	$\eta_{ад}$, о.е.	$\eta_{вид}$, о.е.	ΔP , кВт	ΔW , кВт/ч	$C_{сэ}$, тыс.руб	$C_{вид}$, тыс.руб	$T_{ок}$, год
1	18	0,77	0,92	7,78	16254	3,738	1,79	0,5
2	20	0,85	0,92	1,8	7740	1,780	1,79	1,0
3	22	0,78	0,94	4,84	20812	4,780	1,82	0,4
4	22	0,68	0,92	8,36	35948	8,268	1,82	0,2
5	22	0,62	0,92	11,66	50138	11,531	1,82	0,1
6	75	0,89	0,94	4,50	19350	4,450	5,85	1,3
7	95	0,89	0,94	0,06	24510	5,637	8,45	1,5
8	100	0,89	0,94	8,36	25800	5,934	9,23	1,6
9	160	0,85	0,94	17,6	75680	17,406	12,9	0,8

Приведенные расчеты показали, что при использовании вентиляльно-индукторного электропривода наряду с техническими преимуществами этих двигателей, ВИП дает значительную экономию электроэнергии на предприятиях при небольшом сроке окупаемости.

Таким образом, применение ВИД в качестве электроприводов различного технологического оборудования является перспективным направлением в системах энергосбережения промышленных предприятий.

УДК 655.52-529

В.П. Кобринец, доц., канд. техн. наук;
Д.С. Карпович, канд. техн. наук (БГТУ, г. Минск)

ОСНОВНЫЕ МЕТОДЫ ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ НЕФТИ

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°C.

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

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

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

б) по гидродинамической обстановке на контактных устройствах

$$\begin{aligned} V_{\max}(L) \leq V \leq V_{\min}(L) \\ L_{\min} \leq L \leq L_{\max} \end{aligned} \quad (3)$$

в) по производительности по целевым продуктам и затратам на их производство

$$F_{n+1}^3 \leq F_{n+1}(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \quad (4)$$

или

$$F_0^3 \leq F_0(F_p, x_p, q, V, F_{n+1}) \quad (5)$$

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

г) по условиям физической реализуемости

$$\left. \begin{aligned} 0 < F_{n+1} < F_p \\ F_p^{\min} \leq F_p \leq F_p^{\max} \\ 0 < x_{ij} < 1 \end{aligned} \right\} \quad (7)$$

Аналогично изложенному выше назовем область Y , где выполняются ограничения (1) – (2), допустимой, а F_{n+1}^* , $V^* \in U$, 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)

$$\min Q = \min_{V, F_{n+1} \in U} \left[\frac{1}{F_{n+1}} (\beta_1 V + \beta_2) \right] = \frac{1}{F_{n+1}^*} (\beta_1 V^* + \beta_2) \quad (8)$$

при производительности не менее заданной, выполнении ограничений по концентрациям компонентов в продуктах, заданных неравенствами (1), (6), и условиям физической реализуемости (7).

Относительно множества допустимых значений управляющих воздействий 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)

$$\max_{V, F_{n+1} \in U} F_{n+1} = F_{n+1}^* \quad (9)$$

при себестоимости не выше заданной (6), выполнении ограничения по концентрации компонентов в продуктах и условий физической реализуемости.

В рассматриваемой системе для обеспечения оперативности управления может быть предусмотрено восстановление кривой ИТК нефти по косвенным показателям (плотности d_4^{20} , температуре засты-

вания 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).

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

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

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

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

Основная задача сводится к максимизации отбора светлых продуктов и формулируется как

$$y = \sum_{i \in I_c} \left(\sum_{j=1}^{p_i} \beta_{ij} u_j + \sum_{j=1}^{q_i} \gamma_{ij} K_j \right) \rightarrow \max \quad (10)$$

при

$$\underline{u}_j \leq u_j \leq \bar{u}_j, u_j \in \bar{P}_{\text{до}},$$

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

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; $\bar{P}_{\text{ам}}$ – 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:

$$\gamma_{0i}^* = K_j \gamma_{ij} + \gamma_{0i},$$

где γ_{0i} – свободный член уравнения регрессии без учета качества нефти. Затем формируется массив ограничений и решается задача оптимизации.