

УДК: 681.51.:62-752.2

А.В. Чупин, А.А. Ямпольский

## ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СИСТЕМОЙ С ДЕМПФИРУЮЩИМИ ЕМКОСТЯМИ

Многие химико-технологические системы (ХТС) с последовательной аппаратурной структурой включают в себя демпфирующие емкости, позволяющие сглаживать в них пульсации материальных потоков, вызываемые различными воздействиями как со стороны внешней среды, так и возмущениями, возникающими внутри самой системы. Критерием эффективности управления такими ХТС может служить оценка [1]:

$$\mathcal{E} = \int_{0t=0}^T \sum_i P_i(t) J_i(t) dt, \quad (1)$$

где  $P_i(t)$  - вероятность нахождения ХТС в  $i$ -м состоянии функционирования;  $J_i(t)$  - величина критерия оптимальности ХТС в  $i$ -м состоянии;  $n$  - размерность множества состояний;  $T$  - директивный временной интервал (квартал, год и т.д.).

Как видно из (1), повышение эффективности ХТС может быть достигнуто как уменьшением вероятности нахождения системы в состояниях, где ее эффективность сравнительно низка, так и поиском оптимальных управляющих решений, позволяющих получить максимум технико-экономического показателя  $J_i(t)$  для всех состояний ХТС, в которых она может оказаться в рассматриваемый период времени.

Первый этап решения задачи заключается в определении множества состояний функционирования системы и составлении графа переходов системы из одного состояния в другое.

Далее необходимо сформировать оператор связи вероятностей состояния системы с ее показателями надежности и найти зависимость этих показателей от резервирования, качества и длительности ремонтно-профилактических работ и т.д. Постановка задачи оптимального управления ХТС должна позволить осуществлять поиск оптимальных управляющих воздействий для всех состояний функционирования системы. Так как количество промежуточных продуктов в демпфирующих емкостях при переходе ХТС между состояниями является случайной величиной, то этот поиск необходимо проводить при каждом переходе.

Примером ХТС с демпфирующими емкостями может служить цех разделения продуктов окисления циклогексана в производстве капролактама на Кемеровском ОАО «Азот». Он включает в себя две однотипные цепи технологических аппаратов и ряд танков для промежуточных продуктов, емкостью по  $100\text{m}^3$ . Танки с одинаковыми продуктами соединены между собой и являются демпфирующими емкостями для обеих цепей технологических аппаратов. Данные емкости позволяют представить ХТС в виде 8 звеньев, материальные потоки в которых в определенный промежуток времени могут быть не согласованы с материальными потоками соседних звеньев. Структурная схема ХТС представлена на рис. 1.

Как видно из рисунка, каж-

дая технологическая цель включает в себя четыре звена:  $3_1(3_5)$  - стадии отгонки органических продуктов от воды, циклогексана, экстракции адиаптов;  $3_2(3_6)$  - отгонка высококипящих примесей;  $3_3(3_7)$  - получение циклогексанола и циклогексанона-ректификата;  $3_4(3_8)$  - дегидрирование циклогексанола в циклогексанон. Накопитель  $H1$  представляет собой два соединенных между собой танка емкостью по  $100\text{m}^3$ , в которых находится смесь органических продуктов. Накопители  $H2$ ,  $H3$ ,  $H4$  - это три соединенных между собой танка емкостью по  $100\text{m}^3$  в которых находятся:  $H2$  - циклогексанон - сырец;  $H3$  - циклогексанол - ректификат;  $H4$  - циклогексанон - ректификат.

Внешней средой, от которой зависит работоспособность цеха ректификации, является: цех окисления циклогексана, из которого поступают потоки промежуточных продуктов; цех лактама, куда подается циклогексанон - ректификат; источники энергоносителей (пара, электроэнергии, природного газа). Условно данные подразделения и производства можно представить в виде звеньев-терминалов технологической системы и на первом этапе исследования рассматривать их в двух состояниях: работоспособном и неработоспособном. За работоспособное состояние принимаются такие расходы промежуточных продуктов и энергоносителей, поступающих в технологическую систему, при которых не наступает отказ основных звеньев системы, а неработоспособное - при которых наступает отказ одного или нескольких звеньев.

Определение множества состояний системы проводилось исходя из следующих условий:

- 1) одновременный отказ

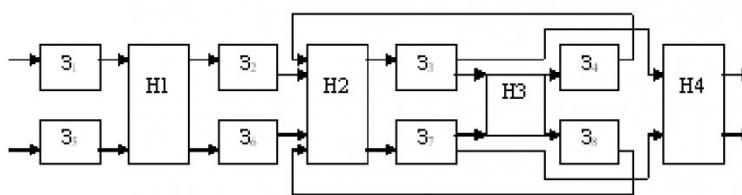


Рис. 1. Структурная схема ХТС

двух и более звеньев системы маловероятен;

2) остановка всей цепи аппаратов из-за отказа одного основного звена с экономической точки зрения нецелесообразна.

Исходя из данных представлений о ХТС, было выделено 18 ее состояний, вероятность нахождения в которых, в зависимости от интенсивности отказов оборудования и интенсивности его восстановления, можно описать системой дифференциальных уравнений (2):

$$\begin{aligned} \frac{dP_0(t)}{dt} &= \sum_{i=1}^{18} \mu_i P_i(t) - \lambda_{13} P_{13}(t); \\ \frac{dP_i(t)}{dt} &= \lambda_i P_0(t) - \mu_i P_i(t), \\ &\quad i=1,2,4,5,6,8,9,10; \\ \frac{dP_i(t)}{dt} &= \begin{cases} t_B \leq t_x : \\ \lambda_i \cdot P_0(t) - \mu_i \cdot P_i(t) \end{cases} \\ &\quad i=3,7,11,12,13; \\ \frac{dP_i(t)}{dt} &= \lambda_i P_j(t) - \mu_i P_i(t) \\ \text{при кортеже } i-j &= 14-13, 15-7, \\ &16-11, 17-12, 18-13; \\ \sum_{i=1}^{18} P_i(t) &= 1, \quad (2) \end{aligned}$$

где  $\lambda_i, \mu_i$  - интенсивность отказов и восстановлений звеньев технологической системы;  $\lambda'_i$  - интенсивность перехода системы от отказа  $i$ -го звена к отказу всей цепи аппаратов;  $P_0(t)$  - вероятность нахождения системы в работоспособном состоянии;  $P_i(t)$  - вероятность нахождения системы при отказе  $i$ -го звена;  $C_{2k}, C'_{2k}$  - длительность промежутка времени, при котором ХТС может функционировать в  $i$ -м состоянии;  $t_B$  - длительность прогнозируемого срока восстановления работоспособности  $j$ -го звена.

Анализ работы ХТС показывает, что полная остановка всей цепи технологических аппаратов и последующий её запуск связаны с большими непроизводительными затратами энергии, сырья, промежуточных

продуктов. Поэтому при изменении внешней среды или при появлении внутренних возмущений целесообразно находить такие режимы работы звеньев ХТС, которые позволяют функционировать всей или работе способной части системы в оптимальном, для сложившихся условий, режиме.

Исходя из вышеуказанных факторов, критерий оптимальности ХТС предлагается взять в виде аддитивной функции критериев оптимальности звеньев, входящих в систему,

$$J = \int_{t_0}^{t_1} \sum_{i=1}^n J_i(t) dt, \quad (3)$$

где  $t_0, t_1$  - временные границы периода соответствующего рассматриваемой ситуации;  $n$  - число звеньев в ХТС.

Процессы в 1, 2, 3, 5, 6, 7 звеньях ХТС протекают с большими затратами энергии, которая поступает в аппараты в основном в виде пара давлением: 0,4; 0,6; 1; 2 МПа. Исходя из этого, критерий оптимальности для каждого звена можно представить в виде:

$$J_i(t) = a \int_{t_0}^{t_1} \sum_{j=1}^m \sum_{k=1}^d b_j P_{kj} F_k dt, \quad i=1,2,3,5,6,7, \quad (4)$$

где  $P_{kj}$  - давление пара, поступающего в  $k$ -й аппарат, Па;  $F_k$  - расход пара, поступающего в аппарат, кг/с;  $a$  - текущая стоимость тепловой энергии, руб/кал;  $m$  - количество фиксированных давлений пара, используемых в звене;  $d$  - количество аппаратов в звене, в которые поступает пар;  $b_j$  - коэффициент пересчета, переводящий выражение под знаком суммы в единицы измерения кал/с.

$$b_j = 0.234 / \rho_j, \quad (5)$$

где  $\rho_j$  - плотность пара при  $j$  давлении, кг/м<sup>3</sup>.

В рассматриваемой задаче на переменные будут наложены ограничения.

$$\begin{aligned} Y_k^{\min} \sum_{l=1}^r F_{kl}^{\text{ex}} &\leq F_k \leq Y_k^{\max} \sum_{l=1}^r F_{kl}^{\text{ex}} \\ k &= 1, 2, \dots, d, \quad (6) \end{aligned}$$

где  $F_{kl}^{\text{ex}}$  - расход  $l$  - продукта, поступающего в  $k$  - аппарат, кг/с;  $Y_k^{\min}, Y_k^{\max}$  - коэффициент определяющий минимальный или максимальный расход пара, поступающего в  $k$  - аппарат, при котором может протекать технологический процесс при заданном расходе поступающих продуктов;  $r$  - число продуктов поступающих в  $k$  - аппарат;

$$\begin{aligned} F_k^{\min} &\leq \sum_{l=1}^r F_{kl}^{\text{ex}} \leq F_k^{\max}, \\ k &= 1, 2, \dots, d, \quad (7) \end{aligned}$$

где  $F_k^{\min}, F_k^{\max}$  - минимальный и максимальный расход продуктов, поступающих в  $k$  - аппарат, при котором обеспечивается протекание технологического процесса в данном аппарате;

$$\begin{aligned} C_{1k} &\geq C_{1k}^0; \quad C_{2k} \leq C_{2k}^0; \\ C_{ek} &\leq C_{ek}^0; \quad C_{nk} \leq C_{nk}^0, \\ k &= 1, 2, \dots, d, \quad (8) \end{aligned}$$

где  $C_{1k}, C_{1k}^0$  - концентрация органических продуктов в потоке выводимом из  $k$  - аппарата для дальнейшей переработки и ограничения на неё, %;  $C_{2k}, C_{2k}^0$  - концентрация органических продуктов в потоке выводимом из  $k$  - аппарата на смежные производства или на очистные сооружения и ограничения на неё, %;  $C_{ek}, C_{ek}^0$  - концентрация органических продуктов в выбросах и ограничение на неё, %;  $C_{nk}, C_{nk}^0$  - концентрация примесей в потоке органических продуктов выводимом из  $k$  - аппарата для дальнейшей переработки и ограничение на содержание примесей, %.

Расчет концентраций продуктов, указанных в ограничениях (8), производится с помощью математических моделей аппаратов, представленных в ряде источников [2].

В четвертом и восьмом звеньях ХТС протекает процесс дегидрирования циклогексанола в циклогексанон. Данный процесс протекает в трубчатом реакторе с медно – магниевым

катализатором при температуре около 300°C с поглощением тепла. Тепло в реактор подводится дымовыми газами из печи, где сжигается водород, выделяющийся при прохождении реакции дегидрирования. Так как энергетические затраты на процесс минимальны, в качестве критерия оптимальности предлагается взять потери сравнительно дорогих органических продуктов (на рассматриваемой стадии их вклад в себестоимость капролактама составляет около 50%)

$$J_i(t) = C \int_{t_0}^{t_i} q \frac{T}{F} dt \quad (9)$$

при  $i=4, 8$ , где  $F$  - расход реакционной смеси, подаваемой в

реактор, кг/с;  $T$  - температура в реакторе, °C;  $q$  - коэффициент связывающий количество образовавшихся при реакции дегидрирования примесей с расходом реакционной смеси и температурой в реакторе, кг<sup>2</sup>/°Cc<sup>2</sup>;  $C$  - стоимость органических продуктов, получаемых на стадии дегидрирования циклогексанола в циклогексанон, руб/кг.

Ограничения:

$$T_{\min} \leq T \leq T_{\max}, \quad (10)$$

где  $T_{\min}$ ,  $T_{\max}$  - минимальное и максимальное значение температуры в реакторе, °C.

$$F_{\min} \leq F \leq F_{\max}, \quad (11)$$

где  $F_{\min}$ ,  $F_{\max}$  - минимальный и максимальный расход реакционной смеси, проходящей через реактор, кг/с.

$W_{\min} \leq W,$  (12)  
где  $W$ ,  $W_{\min}$  - выход циклогексанона и его минимальное значение, %.

Выход циклогексанона находится по эмпирической зависимости, определенной по результатам, приводимым в источнике [3] и данным пассивного эксперимента.

Поиск оптимальных режимов работы ХТС проводится с учетом прогнозированных сроков нахождения системы в рассматриваемой ситуации и длительности промежутка времени, при котором работа звена может не согласоваться с режимом работы других звеньев системы.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Балакирев В.С., Софиев А.Э. Применение средств пневмо и гидроавтоматики в химической промышленности. М.: Химия 1984, 258 с.
2. Анисимов Н. В., Бодров В. И., Покровский В. Б. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. М: Химия, 1975.
3. Производство капролактама. Под. ред. В.И. Овчинникова и В. Р. Ручинского. М: Химия, 1977.

□ Авторы статьи:

Чупин

Александр Васильевич  
- канд. техн. наук, доц.  
каф. электропривода и автоматизации

Ямпольский

Андрей Александрович  
- асс. каф. автоматизации производственных процессов, КемТИПП

УДК 66.012.5

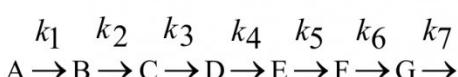
Ю. Н. Тюрин

## ВЫХОД ПРОДУКТА В МНОГОСТАДИЙНОЙ СИСТЕМЕ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНЫХ РЕАКЦИЙ ПЕРВОГО ПОРЯДКА

Последовательные реакции встречаются в технологии органических веществ довольно часто и являются одной из главных причин образования побочных продуктов.

Рассмотрим последовательные реакции первого порядка, состоящие из  $N$  стадий (рис.1), где  $k_j$  – константа скорости расходования  $j$ -го вещества.

Уравнения выходов первых трёх промежуточных продуктов B, C и D, образующихся в интегральном реакторе при протекании последовательных реакций первого порядка, известны [1–2]:



Rис. 1

$$y_B = \frac{1}{b-1} [z - z^b], \quad (1)$$

$$y_C = b \left[ \frac{z}{(b-1)(c-1)} + \frac{z^b}{(b-1)(b-c)} - \frac{z^c}{(c-1)(b-c)} \right] \quad (2)$$

$$y_D = bc \left[ \frac{z}{(b-1)(c-1)(d-1)} - \frac{z^b}{(b-1)(b-c)(b-d)} + \frac{z^c}{(c-1)(b-c)(c-d)} - \frac{z^d}{(d-1)(b-d)(c-d)} \right] \quad (3)$$

где  $y_n$  – выход продукта;  $n$  – индекс соответствует названию продукта по указанной схеме;  $z = I - x_A$ ;