

ИНТЕГРИРОВАННОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ ГИБКИХ АВТОМАТИЗИРОВАННЫХ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ПРИ НАЛИЧИИ НЕОПРЕДЕЛЕННОСТИ

ЧАСТЬ 2

Д.С. Дворецкий¹, С.И. Дворецкий²

*Кафедры: «Машины и аппараты химических производств» (1),
«Технологическое оборудование и прогрессивные технологии» (2), ТГТУ*

Представлена членом редколлегии профессором В.И. Коноваловым

Ключевые слова и фразы: гибкость химико-технологических процессов; «жесткие» и «мягкие» ограничения; интегрированное проектирование; неопределенности; непрерывные и периодические химико-технологические процессы; одно- и двухэтапные задачи; система управления; стохастическая оптимизация; стабилизация режимов; оптимальное управление.

Аннотация: Рассмотрены аспекты практической реализации разработанных ранее методов и алгоритмов исследования гибкости и интегрированного проектирования реакторных систем тонкого органического синтеза и систем автоматического управления их режимами.

Введение

В работе [1] на основе системного анализа современного состояния технологии, аппаратного оформления и автоматизации многоассортиментных химических производств сформулировано направление работы по созданию стратегии, методов и алгоритмов интегрированного проектирования гибких автоматизированных химико-технологических процессов (ХТП) при наличии неопределенности исходных данных для проектирования. Сформулированы одно- и двухэтапные задачи стохастической оптимизации конструктивных и режимных переменных ХТП и аппаратов с «жесткими» и «мягкими» (вероятностными) ограничениями. Рассмотрены методы и алгоритмы, позволяющие за приемлемое время находить решение задачи интегрированного проектирования промышленных ХТП и систем автоматического управления в условиях неопределенности физико-химической, технологической и экономической информации. В настоящей статье рассматриваются вопросы практической реализации этих методов.

1 Техническое задание на проектирование реакторных установок тонкого органического синтеза при наличии неопределенности (пример)

Объектом проектирования и исследования являются опытно-промышленные реакторы производительностью 1000 т/год. Техническое задание на их проектирование включает:

- выход диазосоединения K_D не должен быть ниже 98 %, т.е. $K_D \geq 98,0$ %;

- “проскок” твердой фазы амина η в реакторе диазотирования не должен превышать 1 %, т.е. $\eta \leq 1$ %;

- содержание диазосмол Π_χ в диазорастворе не должно превышать 0,5 %, т.е. $\Pi_\chi \leq 0,5$ %;

- содержание нитрозных газов Π_σ в диазорастворе не должно превышать 1 %, т.е. $\Pi_\sigma \leq 1$ %;

- показатели качества Y_i , $i = \overline{1, 8}$ получаемого пигмента алого лакокрасочного должны соответствовать показателям Y_i^T типового образца, т.е. $Y_i \succ Y_i^T$, где знак \succ означает “не хуже”;

- средний размер кристаллов пигмента алого должен находиться в пределах 0,12...0,35 мкм, обеспечивающих заданные показатели качества пигмента;

- переходные процессы в системах стабилизации режимных переменных процессов диазотирования и азосочетания должны удовлетворять требованиям:

при регулировании концентрации кислоты c_{AK} в зоне реакции диазотирования:

- время регулирования не должно превышать 45 мин, т.е. $t_p^{c_{AK}} \leq 45$ мин;

- перерегулирование $\sigma_{c_{AK}}$ не должно превышать значения 0,35, $\sigma_{c_{AK}} \leq 0,35$;

- число колебаний N за время регулирования t_p не должно превышать 2...3, т.е. $N \leq (2...3)$;

- степень затухания ψ переходного процесса должна быть приблизительно равной 0,75, т.е. $\psi \approx 75$, что соответствует показателю колебательности $m = 0,221$;

- допустимая статическая ошибка регулирования $\varepsilon_{c_{AK}}(\infty)$ не должна превышать $\pm 0,5$ моль/м³, т.е. $\varepsilon_{c_{AK}} \leq |0,5|$ моль/м³;

при регулировании температуры в 1-ой секции трубчатого реактора диазотирования:

- время регулирования температуры в первой секции трубчатого реактора диазотирования $t_p^{T(1)}$ не должно превышать 10...12 мин, т.е. $t_p^{T(1)} \leq 10...12$ мин; в последующих секциях реактора $T^{(j)}$, $j = \overline{2, N}$, не должно превышать 15...20 мин, т.е. $t_p^{T(1)} \leq 15...20$ мин;

- перерегулирование σ_T не должно превышать значения 0,2, т.е. $\sigma_T \leq 0,2$;

- число колебаний за время регулирования и степень затухания соответствуют выше приведенным значениям при регулировании концентрации азотистой кислоты;

- статическая ошибка регулирования ε_T не должна превышать значения $0,1 K$, т.е. $\varepsilon_T \leq |0,1|K$;

при регулировании рН среды сочетания в реакторе азосочетания:

- время регулирования t_P^{pH} не должно превышать $5...7$ мин, т.е. $t_P^{\text{pH}} \leq 5...7$ мин;

- перерегулирование σ_{pH} не должно превышать значения $0,02$, т.е. $\sigma_{\text{pH}} \leq 0,02$;

- допустимая статическая ошибка регулирования ε_{pH} не должна превышать значения $0,05$ рН среды, т.е. $\varepsilon_{\text{pH}} \leq 0,05$.

Выполнение вышеперечисленных требований технического задания на проектирование реакторных установок необходимо обеспечить в условиях неопределенности отдельных параметров (коэффициентов математической модели, входных параметров и внешних факторов) на этапе проектирования, а именно: концентрации твердой фазы амина $\left[c_A^{(0)} \right]_S$, среднего радиуса \bar{r} частиц амина, кинетических коэффициентов (энергий активации при разложении диазосоединения E_{04} , E_{05} , коэффициента теплопередачи K_T от реакционной смеси к хладагенту в реакторе диазотирования, концентрации 2-нафтолята $c_{Az}^{(0)}$ и диазосоединения $c_D^{(0)}$ в питании реактора азосочетания, кинетические коэффициенты процесса кристаллизации пигмента (k_I , k_K , $A = D/\rho_{\text{п}}$)).

Номинальные значения и интервалы изменения неопределенных параметров и коэффициентов модели приведены в табл. 1.

Рассмотрим двухэтапную задачу оптимизации, в которой можно выделить два этапа: 1) проектирование ХТП; 2) функционирование (эксплуатация) ХТП. Проанализируем, как связаны переменные d , z и параметры θ на этих двух этапах. На этапе проектирования о параметрах θ известно только то, что они должны принадлежать области T . В то же время на этапе функционирования ХТП они могут быть уточнены. Действительно, на основе экспериментальных данных, используя методы идентификации, можно уточнить неопределенные коэффициенты в математических моделях. Конечно, и в этом случае остается некоторая неопределенность в параметрах, связанная с ошибкой измерения, но здесь степень неопределенности существенно уменьшается, и с большой степенью приближения параметры θ можно считать известными на втором этапе. В этом случае надо быть уверенным в том, что система управления позволит идентифицировать с достаточной для практики точностью неопределенные параметры θ и определять оптимальные режимные (управляющие) переменные для каждого идентифицированного вектора $\hat{\theta}$, обеспечивающие выполнение технологических ограничений.

При решении задачи оптимизации процессов и турбулентных трубчатых реакторов диазотирования и азосочетания необходимо определить конструктивные и режимные переменные реакторной установки, при которых обеспечивается гибкость (работоспособность) установки в смысле [1] и требования технологического регламента производства (см. выше).

Таблица 1

Номинальные значения и интервалы изменения неопределенных параметров для процессов диазотирования и азосочетания

| № п/п | Неопределенные параметры | Номинальные значения неопределенных параметров | Интервал изменения неопределенных параметров |
|-------|---|--|--|
| 1 | Концентрация твердой фазы амина $\left[c_A^{(0)} \right]_S$, моль/м ³ | 400,0 | [388,0; 412,0] |
| 2 | Средний размер частиц амина, мкм | 1,24 | [0,93; 1,55] |
| 3 | Кинетические коэффициенты, Дж/моль E_{04} E_{05} | 63690 87150 | [62735; 64645] [85843; 88457] |
| 4 | Коэффициент теплопередачи K_T , Вт/(м ² ·К) | 187 | [168; 205] |
| 5 | Концентрация диазосоединения, $c_D^{(0)}$, моль/м ³ | 306,0 | [298,0; 313,0] |
| 6 | Концентрация азосоставляющей $c_{Az}^{(0)}$, моль/м ³ | 310,0 | [302,0; 318,0] |
| 7 | Кинетические коэффициенты процесса кристаллизации пигмента алого k_I , м ^{13,5} /кг ^{5,5} ·с k_K , м ^{6,5} /кг ^{1,82} ·с $A = D/\rho_{\text{п}}$ | $0,983 \cdot 10^{23}$ $1,91 \cdot 10^{-5}$ $5,81 \cdot 10^{-14}$ | [$0,97 \cdot 10^{23}$; $1,0 \cdot 10^{23}$] [$1,86 \cdot 10^{-5}$; $1,96 \cdot 10^{-5}$] [$5,7 \cdot 10^{-14}$; $6,0 \cdot 10^{-14}$] |

2 Исследование гибкости и оптимизация реакторных установок тонкого органического синтеза в условиях неопределенности

Сформулируем две задачи оптимизации режимных и конструктивных параметров турбулентного трубчатого реактора: 1) диазотирования комбинированного типа; 2) азосочетания турбулентного трубчатого типа.

В качестве критерия оптимизации будем использовать приведенные затраты C на производство 1 т пигмента:

$$C(a, d, z, \theta) = (C_{\text{см}} + C_{\text{эн}} + E_{\text{н}} C_{\text{к}}) / Q,$$

где $C_{\text{см}}$ – затраты на сырье и материалы (составляющая критерия по ресурсосбережению); $C_{\text{эн}}$ – затраты на энергоносители (составляющая критерия по энергосбережению); $C_{\text{к}}$ – стоимость изготовления и транспортирования реактора, строительно-монтажных работ при его установке; $E_{\text{н}}$ – нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений; Q – годовая производительность реакторной установки.

В работе [2] установлено, что при заданной производительности $Q = 1000$ т/год максимально допустимыми значениями диаметра трубы и концентрации амина являются $d_{\text{тр}} = 0,04$ м и $\left[c_A^{(0)} \right]_S = 400$ моль/м³.

В этом случае задачу оптимизации конструктивных и режимных переменных реакторных систем можно сформулировать следующим образом.

Задача 1. Требуется определить структуру турбулентного трубчатого реактора (комбинированного типа) диазотирования $a^* = \{N^*, a_1, a_2\}$, векторы конструктивных $d^* = \{d_{\text{тр}}, l_{\text{тр}}, V_{\text{к}}\}$ и режимных (управляющих) переменных $z^* = \{T^{(i)}, \gamma^{(i)}, i = 1, 2, 3\}$ такие, чтобы приведенные затраты на производство 1 т пигмента достигали минимального значения, т.е.

$$\bar{C}(a^*, d^*, z^*) = \min_{a, d, z^{(i)}} \sum_{i \in I_1} v_i C(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) \quad (1)$$

при связях в форме уравнений математической модели статики процесса диазотирования [3] и ограничениях:

$$\left. \begin{aligned} g_1(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (1000, 0 - Q(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)})) \leq 0; \\ g_2(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (7, 0 - c_{AK}(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)})) \leq 0; \\ g_3(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (c_{AK}(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) - 14, 0) \leq 0; \\ g_4(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (98, 0 - K_D(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)})) \leq 0; \\ g_5(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (\Pi_{\chi}(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) - 0,5) \leq 0; \\ g_6(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (\Pi_{\sigma}(a, d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) - 1,0) \leq 0; \end{aligned} \right\} \quad (2)$$

$$\chi(a, d) = \max_{\theta \in T} \min_z \max_{j \in J} g_j(d, z, \theta) \leq 0, \quad j = \overline{1, 6}. \quad (3)$$

Разбивая область T на n подобластей T_i , ($i = \overline{1, n}$) и определяя для каждой подобласти величину

$$\chi_i^U(a, d) = \min_z \max_{j \in J} \max_{\theta \in T_i} g_j(d, z, \theta),$$

можно сформулировать вспомогательную задачу

$$C_E^* = \max_{a, d} M_{\theta} \left\{ \min_z C(a, d, z, \theta) \mid g_j(a, d, z, \theta) \leq 0, j \in J \right\}, \quad (4)$$

$$\chi_1^U(a, d) \leq 0, \dots, \chi_n^U(a, d) \leq 0,$$

где C_E^* – верхняя оценка целевой функции \bar{C} .

Для решения задачи (1) – (3) будем использовать итерационный алгоритм [1] и решение вспомогательной задачи (4).

Критерием окончания поиска в алгоритме являются

$$r(T_i^{(v)}) \leq \delta, \quad \forall i \in S^{(v)}$$

или

$$\left| C_E^{*(v)} - C_E^{*(v+1)} \right| \leq \varepsilon,$$

где $r(T_i^{(v)})$ – размер подобласти T_i на v -ой итерации; δ, ε – достаточно малые числа.

Для решения задачи (1) – (3) с помощью алгоритма [1] потребовалось 18 итераций. По-видимому, количество итераций можно уменьшить, если разбиение на области T_i будет производиться еще более “экономным” способом.

Результаты решения задачи (1) – (3) приведены в табл. 2. Сравнительный анализ данных показывает, что оптимальные значения конструктивных параметров изменяются в зависимости от постановки задачи оптимального проектирования:

- одноэтапная задача с “жесткими” ограничениями – $N = 13$, $C^* = 2011,4$ у.е./т;

Таблица 2

Результаты решения двухэтапной задачи оптимизации (1) – (3)

| Наименование переменных задачи | Значения переменных | |
|--|----------------------------|---------------------------|
| | без учета неопределенности | с учетом неопределенности |
| Конструктивные переменные | | |
| Число секций реактора N , шт | 6 | 10 |
| Число вертикальных труб a_1 , шт | | 5 |
| Число камер смешения a_2 , шт | | 1 |
| Диаметр трубы $d_{тр}$, шт | | 0,04 |
| Высота трубы $h_{тр}$, шт | | 1,8 |
| Размеры камеры смешения V_k, m^3, d_k, m | $2,7 \cdot 10^{-3}$ | $m^3, 0,12$ м |
| Составляющие критерия оптимизации | | |
| Стоимость изготовления реактора и строительно-монтажных работ C_k , у.е. | 19423,0 | 32372,0 |
| Затраты на сырье и материалы $C_{см}$, у.е./т | 1808,7 | 1845,2 |
| Затраты на энергоносители $C_{эн}$, у.е./т | 29,4 | 49,7 |
| Амортизационные отчисления, у.е./т | 2,3 | 3,9 |
| Приведенные затраты C , у.е./т | 1840,4 | 1898,8 |
| Значения функций ограничений (2) | | |
| Производительность реакторной установки Q , т/год | | 1005,7 |
| Концентрация азотистой кислоты в диазорастворе, c_{AK} , моль/ m^3 | | 7,4 |
| Выход диазосоединения по стадии диазотирования K_D , % | | 99,1 |
| Содержание диазосмол в диазорастворе Π_χ , % | | 0,43 |
| Содержание нитрозных газов в диазорастворе Π_σ , % | | 0,77 |
| Критерий гибкости (работоспособности) реакторной установки, $\chi(d^*)$ | | -0,07 |

- одноэтапная задача с вероятностными ограничениями – $N = 12$, $C^* = 1979,5$ у.е./т;

- двухэтапная задача с “жесткими” ограничениями – $N = 10$, $C^* = 1898,8$ у.е./т.

По сравнению с результатами проектирования без учета неопределенности запас технического ресурса выражается в увеличении числа секций турбулентного трубчатого реактора комбинированного типа. Для одноэтапной задачи этот запас составляет 85 % от базового варианта, для двухэтапной задачи – 66 %. Приведенные затраты на производство 1 т пигмента при реализации результатов решения двухэтапной задачи оптимизации оказались наименьшими, однако, при вычислении составляющих критерия C не учитывались затраты на создание системы идентификации θ и управления режимами функционирования реакторной установки диазотирования. Поэтому окончательное решение относительно выбора конструктивных решений и режимов функционирования будет приниматься на стадии проектирования автоматизированного комплекса “реакторная установка диазотирования – система управления” (см. блок-схему принятия решений при интегрированном проектировании [1]).

Рассмотрим далее постановку и решение двухэтапной задачи оптимизации конструктивных и режимных переменных турбулентного трубчатого реактора азосочетания при осуществлении процесса синтеза пигмента алого лакокрасочного.

Задача 2. Требуется определить векторы конструктивных $d^* = \{d_{\text{тр}}, l_{\text{тр}}\}$ и режимных переменных $z^* = \{G_D^{(0)(i)} / G_D^{(0)}, \text{pH}^{(i)}, i = 1, 2\}$ турбулентного трубчатого реактора при осуществлении непрерывного процесса азосочетания такие, чтобы приведенные затраты на производство 1 т пигмента достигали минимального значения, т.е.

$$\bar{C}(d^*, z^*) = \min_{d, z^{(i)}} \sum_{i \in I_1} v_i C(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) \quad (5)$$

при связях в форме уравнений математической модели статики процесса азосочетания [4] и ограничениях:

$$\begin{aligned} g_1(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (1000, 0 - Q(d, z^{(i)}, \theta^{(i)})) \leq 0; \\ g_{2, \dots, 9}(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (Y_l^T - Y_l(d, z^{(i)}, \theta^{(i)})) \leq 0; \\ g_{10}(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (99, 5 - K_{Az}(d, z^{(i)}, \theta^{(i)})) \leq 0; \\ g_{11}(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) &= (\Pi_\chi(d, z^{(i)}, \theta^{(i)}) - 0, 5) \leq 0; \end{aligned} \quad (6)$$

$$\chi(d) = \max_{\theta \in T} \min_z \max_{j \in J} g_j(d, z, \theta) \leq 0, \quad j = \overline{1, 11}. \quad (7)$$

Для решения задачи (5) – (7) при использовании итерационного алгоритма [1] потребовалось 15 итераций (табл. 3).

Таблица 3

Результаты решения двухэтапной задачи оптимизации (5) – (7)

| Наименование переменных задачи | Значения переменных | |
|---|----------------------------|---------------------------|
| | без учета неопределенности | с учетом неопределенности |
| Конструктивные переменные | | |
| Диаметр трубы $d_{тр}$, м | 0,05 | |
| Длина трубы $l_{тр}$, м | 9,2 | 14,6 |
| Число устройств (диффузор-конфузорного типа) турбулизации потока в реакторе, шт | 1 | 2 |
| Составляющие критерия оптимизации | | |
| Стоимость изготовления реактора и строительно-монтажных работ C_K , у.е. | 1926,5 | 2782,3 |
| Затраты на сырье и материалы $C_{см}$, у.е./т | 2154,6 | 2283,9 |
| Затраты на энергоносители $C_{эн}$, у.е./т | 22,4 | 31,8 |
| Амортизационные отчисления, у.е./т | 0,2 | 0,3 |
| Приведенные затраты C , у.е./т | 2177,2 | 2316,0 |
| Значения функций ограничений (6) | | |
| Производительность реакторной установки Q , т/год | 1006,5 | |
| Основной тон Y_1 , (ед. системы Рихтера) | 6,94 | |
| Насыщенность Y_2 , (ед. системы Рихтера) | 3,9 | |
| Красящая способность Y_3 , K/S | 3,0 | |
| Укрывистость Y_4 , $г/м^2$ | 19,56 | |
| Прозрачность (коэффициент контрастности) Y_5 , % | 71,29 | |
| Маслоемкость Y_6 , г/100 г | 56,2 | |
| Текучесть Y_7 , мм | 22,0 | |
| Растворимость Y_8 , $кг/м^3$ | 0,164 | |
| Выход пигмента по стадии азосочетания K_{Az} , % | 99,65 | |
| Содержание диазосмол в пигменте $П_\chi$, % | 0,47 | |
| Критерий гибкости (работоспособности) реакторной установки, $\chi(d^*)$ | -0,03 | |

Сравнительный анализ данных показывает, что оптимальные значения конструктивных параметров изменяются в зависимости от постановки задачи оптимизации (одно- или двухэтапные задачи), а также от характера ограничений (“жесткие” или вероятностные):

- одноэтапная задача с “жесткими” ограничениями – $l_{\text{тр}} = 19,9$ м, $C^* = 2419,1$ у.е./т;
- одноэтапная задача с вероятностными ограничениями – $l_{\text{тр}} = 18,34$ м, $C^* = 2384,0$ у.е./т;
- двухэтапная задача с “жесткими” ограничениями – $l_{\text{тр}} = 14,6$ м, $C^* = 316,0$ у.е./т.

Как следует из анализа данных табл. 3, при проектировании реакторной установки синтеза азопигментов в условиях неопределенности (табл. 1) требуется запас технического ресурса (по сравнению с проектированием без учета неопределенности), выражаемый в увеличении длины реактора. С физической точки зрения это объясняется возможностью варьировать временем пребывания суспензии пигмента в реакторе для выращивания кристаллов пигмента определенных размеров, что позволяет добиваться соответствия качественных показателей пигмента заданным значениям аналогичных показателей типового образца.

Однако, как и в случае с реакторной установкой диазотирования, отдать предпочтение той или иной системе реализации оптимальных режимов функционирования реакторной установки азосочетания не представляется возможным.

Требуется интегрированное проектирование автоматизированного комплекса “реакторная установка азосочетания – система управления” (см. блок-схему принятия решений при интегрированном проектировании [1]).

3 Интегрированное проектирование автоматизированных комплексов при наличии неопределенности

Структурная схема производства азопигментов представлена на рис. 1.

С использованием уравнений динамики процессов диазотирования и азосочетания можно построить структурную матрицу связей между переменными производства азопигментов, которая ассоциируется с причинно-следственным графом, наглядно отображающим взаимное влияние (достижимость) выходных переменных. Построение матрицы связей и анализ показателей рангов соответствующих матриц, полученных путем преобразования структурной матрицы связей

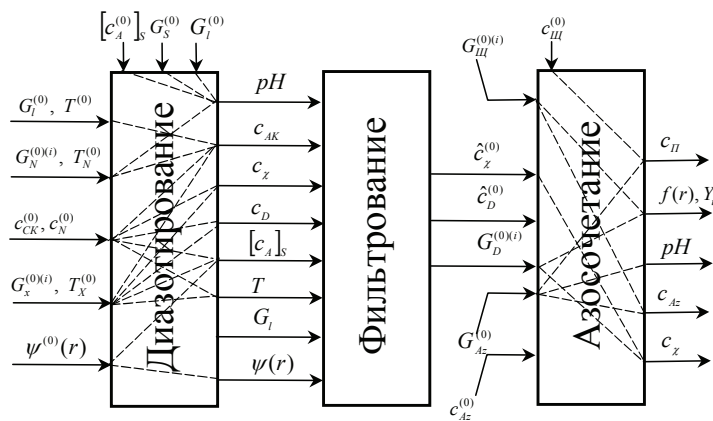


Рис. 1 Структурная схема реакторной установки синтеза азопигментов по непрерывной технологии

между переменными в производстве азопигментов, позволяет установить допустимые альтернативные варианты структур систем управления реакторными установками синтеза азопигментов, удовлетворяющих условиям структурной управляемости.

В качестве регулируемых переменных будем выбирать переменные состояния реакторных установок, поддержание которых на заданном уровне способствует качественному и экономичному (в смысле минимума критериев энерго- и ресурсосбережения) осуществлению процессов диазотирования и азосочетания. Цель управления – стабилизация содержания диазотирующего агента c_{AK} в диазорастворе, регулирование соотношения расходов суспензии амина $G_I^{(0)}$ и нитрита натрия $G_N^{(0)}$, pH-среды сочетания в зонах реактора азосочетания, содержания азосоставляющей c_{Az} в суспензии пигмента, среднего размера \bar{r}_n кристаллов пигмента.

Допустимая структура автоматической системы регулирования (АСР), реализующая заданную цель управления, представлена на рис. 2. Схема управления содержит контуры: регулирования соотношения расходов суспензии амина и нитрита натрия с коррекцией по содержанию диазотирующего агента в диазорастворе (датчики FE 1, FE 4, QE 5; регуляторы FC 2, FF 7, QC 6; и регулирующие клапаны V3, V8); регулирование pH-среды в 1-й и 2-й зонах реактора азосочетания (датчики FE 9, FE 10; регулятор FE 12 и регулирующий клапан V 13); регулирование соотношения расходов диазосоединения и 2-нафтолята в 1-ю и 2-ю зоны реактора азосочетания с коррекцией по концентрации 2-нафтолята в 1-й и 2-й зонах реактора азосочетания (1-зона – датчики FE 9, QE 11, FE 15; регуляторы QC 14, FF 16 и регулирующий клапан V 17; 2-зона – датчики FE 10, FE 21, QE 23; регуляторы QC 24, FF 22 и регулирующий клапан V 23).

Необходимость распределения подачи азосоставляющей (2-нафтолята) по зонам реактора азосочетания объясняется тем, что диазосоединение и азосоставляющая реагируют между собой в эквимольных соотношениях.

Подача всего количества азосоставляющей в 1-ю зону реактора азосочетания приводит к увеличению его размеров, а следовательно, к увеличению инерционности и, как следствие, к ухудшению качества регулирования по каналу “расход

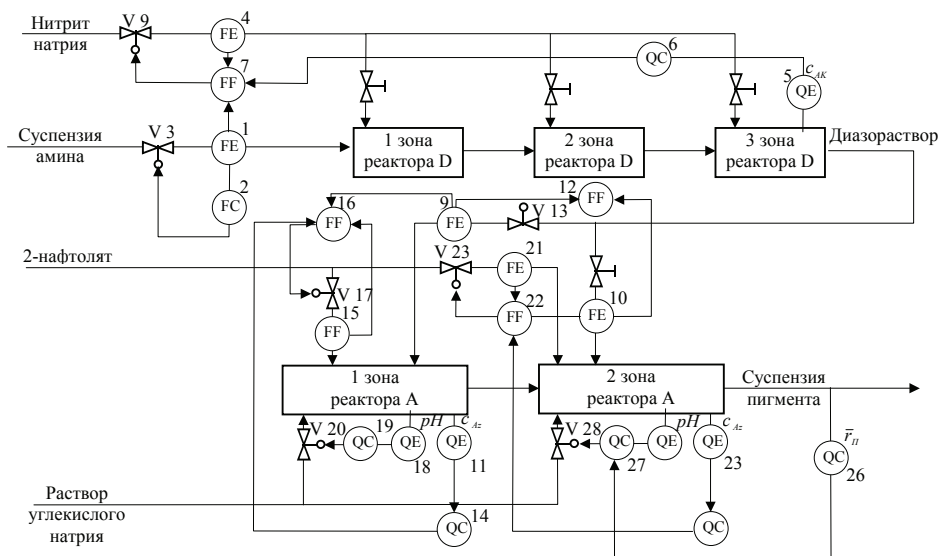


Рис. 2 Автоматическая система регулирования процесса синтеза азопигментов

2-нафтолята – концентрация 2-нафтолята” во 2-й зоне реактора азосочетания. Распределение диазосоединения по зонам реактора азосочетания необходимо для предотвращения избытка диазосоединения в 1-ой зоне реактора азосочетания, что неблагоприятно сказывается на качестве азокрасителя из-за разложения диазосоединения и образования диазосмол.

Наконец, распределение подачи щелочного агента (раствора углекислого натрия) по зонам реактора дает возможность регулирования в широком диапазоне величины pH-среды, что необходимо для получения красителей с разнообразными оттенками.

Синтез допустимых структур АСР синтеза азокрасителей позволяет приступить к исследованию динамических показателей реакторных установок и качества переходных процессов в АСР по различным каналам. В табл. 4 приведены конструктивные параметры и динамические характеристики реакторных установок диазотирования и азосочетания.

Таблица 4

Динамические характеристики реакторных установок синтеза азокрасителей

| № п/п | Канал управления | Время запаздывания, с | Инерционность объекта по каналу управления S , с | Регулируемость R |
|--|------------------------------------|-----------------------|--|--------------------|
| Турбулентный трубчатый реактор комбинированного типа $N = 12$, $a_1 = 5$, $a_2 = 1$, $d_{тр} = 0,04$ м, $h_{тр} = 1,8$ м, $V_k = 2,7 \cdot 10^{-3}$ м ³ , производительностью 1000 т/год | | | | |
| 1 | “ $G_N^{(0)(1)} - c_{AK}^{(1)}$ ” | 102 | 90,5 | 0,9 |
| 2 | “ $G_N^{(0)(2)} - c_{AK}^{(2)}$ ” | 118 | 103,5 | 0,9 |
| 3 | “ $G_l^{(0)} - c_{AK}^{(3)}$ ” | 768 | 847 | 1,1 |
| 4 | “ $G_N^{(0)} - c_{AK}^{(3)}$ ” | 743 | 805 | 1,1 |
| 5 | “ $G_l^{(0)} - \Delta T^{(1,2)}$ ” | 307 | 509 | 1,7 |
| 6 | “ $G_N^{(0)(2)} - c_{AK}^{вых}$ ” | 565 | 1020 | 1,8 |
| 7 | “ $T^{(0)} - c_{AK}^{(3)}$ ” | 665 | 922 | 1,4 |
| 8 | “ $G_x^{(0)(1)} - \bar{r}_A$ ” | 692 | 986 | 1,4 |
| 9 | “ $G_l^{(0)} - c_{\sigma}^{(3)}$ ” | 727 | 1700 | 2,3 |
| 10 | “ $G_x^{(0)(3)} - T^{(3)}$ ” | 127 | 482 | 3,8 |
| Турбулентный трубчатый реактор азосочетания цилиндрического типа $d_{тр} = 0,05$ м, $l_{тр} = 1,8$ м | | | | |
| 1 | “ $G_S^{(0)(1)} - pH^{(1)}$ ” | 32 | 55 | 1,7 |
| 2 | “ $G_S^{(0)(2)} - pH^{(2)}$ ” | 38 | 68 | 1,8 |
| 3 | “ $G_{Az}^{(0)} - c_{Az}^{(2)}$ ” | 28 | 67 | 2,4 |
| 4 | “ $G_S^{(0)(1)} - \bar{r}_n$ ” | 47 | 78 | 1,7 |

Анализ данных табл. 4 показывает, что характерной особенностью трубчатых реакторов является сравнительно большое время транспортного запаздывания, что является причиной снижения качества регулирования при использовании промышленных реакторов. В практике регулирования объектов с запаздыванием принято считать, что если отношение $\tau/T > 0,2$, где T – постоянная времени объекта регулирования или $R < 1$, то применение обычной непрерывной АСР со стандартным регулятором не обеспечивает удовлетворительного качества регулирования.

Исследование переходных процессов в реакторных установках диазотирования и азосочетания показывает, что отношение τ/T для всех каналов не превышает 0,2 ($R \geq 1$), что позволит обеспечить заданное качество регулирования в АСР. Исследование качества переходных процессов в АСР показали [5, 6], что класс систем автоматического регулирования вполне может рассматриваться в качестве альтернативы классу систем оптимальной стабилизации по квадратичному критерию и классу систем статической оптимизации.

Рассмотрим применение метода имитационного моделирования для оценки качества (эффективности) функционирования гибкого автоматизированного комплекса “реакторная установка – система управления” и попарного сравнения альтернативных вариантов комплексов. Попарное сравнение гибких автоматизированных комплексов следовало бы проводить по векторному критерию (именно решение этой задачи предусмотрено в блок-схеме принятия решений при интегрированном проектировании) [1]. В качестве составляющих векторного критерия целесообразно использовать: C_1 – капитальные затраты, C_2 – удельная стоимость сырья, материалов и покупных полуфабрикатов (критерий ресурсосбережения); C_3 – удельные затраты на энергоносители (критерий энергосбережения); C_4 – индекс гибкости реакторной установки; C_5 – регулируемость по каналам управления качеством выпускаемой продукции. Однако в силу сложности объекта проектирования в данной работе попарное сравнение альтернативных вариантов производилось по критерию приведенных затрат, а такие составляющие критерия как C_4 – индекс гибкости реакторной установки, C_5 – регулируемость реакторных установок учитывались в форме ограничений.

Следуя алгоритму имитационного моделирования [1], эффективность функционирования комплекса “химический процесс – реакторная установка – АСР” будем оценивать функцией вида

$$\bar{J}^{\text{АСР}}(a, d, h, y_{\text{зад}}) = M_{\theta} \{ \Delta C(a, d, h, y_{\text{зад}}, \theta) \}$$

где ΔC – разность между оптимальным значением приведенных затрат $C_i^*(a, z, \theta)$, найденных при решении задачи оптимизации статических режимов для фиксированных векторов a и d (задачи 1, 2), и значением приведенных затрат $\bar{C}(\bullet)$ в статических режимах, поддерживаемых АСР заданной структуры h .

Для вычисления функции $\bar{C}(a, d, h, y_{\text{зад}})$ необходимо определение статических режимов, поддерживаемых АСР с заданной структурой [5, 6].

Анализ графиков переходных процессов в АСР, изображенной на рис. 2, показывает, что они удовлетворяют требованиям технического задания на качество регулирования в реакторных установках диазотирования и азосочетания, и кроме того, автоматизированный комплекс “реакторная установка – АСР” (рис. 2) является гибким, что позволяет его рекомендовать в качестве оптимального варианта в классе АСР для попарного сравнения с другими комплексами.

Наше исследование использования системы оптимальной стабилизации переменных состояния реакторных установок [5] для решения тех же задач, что и решаются в классе АСР, показало, что качество переходных процессов (см. рис. 2) может быть улучшено за счет уменьшения динамической ошибки регулирования, сокращения времени переходного процесса в среднем на 10 % и формы переходного процесса. Однако стоимость системы оптимальной стабилизации, включающей мощный процессор для нахождения оптимального управления, в среднем на порядок превышает стоимость технических средств (промышленных регуляторов), используемых в АСР.

Другим альтернативным гибким автоматизированным комплексом, с которым будем сравнивать комплекс “реакторная установка синтеза азопигментов – АСР” (см. рис. 2) является комплекс “реакторная установка синтеза азопигментов – адаптивная система статической оптимизации”. Следует заметить, что термин “адаптивная” вводится по той причине, что в этой системе обязательно должны быть подсистемы идентификации возмущающих воздействий (неопределенных параметров θ) и оптимизации статических режимов для каждой реализации случайных параметров.

Система оптимального управления статическими режимами производства азопигментов изображена на рис. 3. Она включает в себя подсистемы идентификации переменных состояния процессов диазотирования и азосочетания, оптимизации и коррекции статических режимов. Подсистема идентификации перемен-

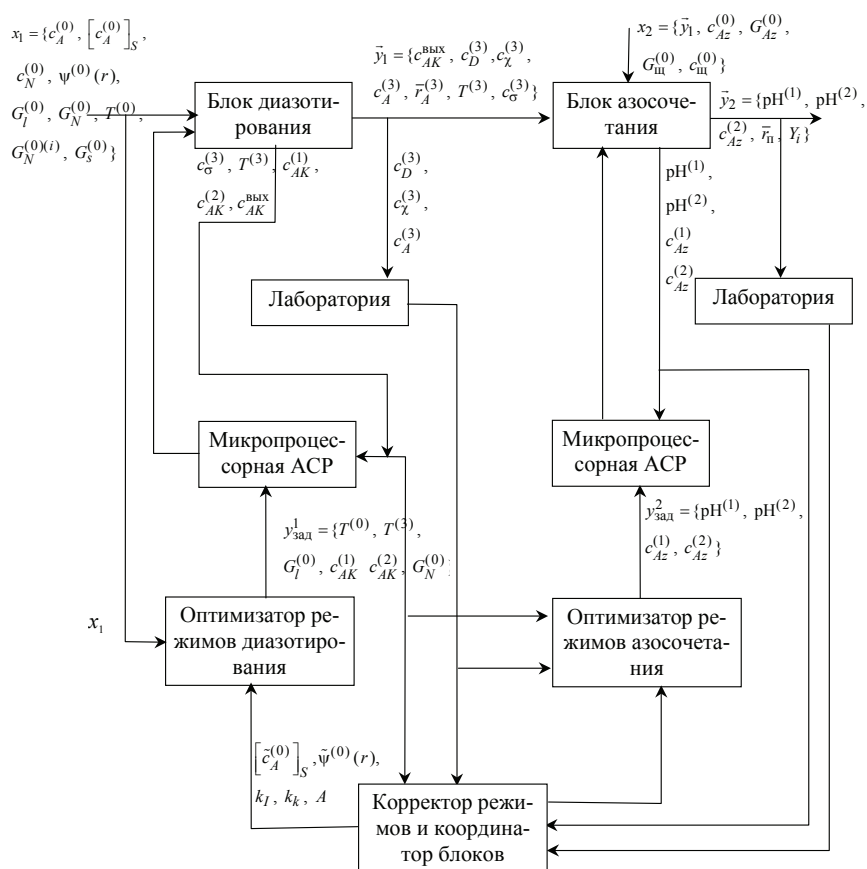


Рис. 3 Структурная схема двухуровневой адаптивной системы статической оптимизации процессов диазотирования и азосочетания

ных состояния процессов диазотирования и азосочетания с использованием автоматических приборов, методов лабораторного экспресс-анализа и методов решения обратных задач с использованием математических моделей процессов диазотирования и азосочетания позволяет определить (уточнить) неопределенные параметры (см. табл. 1). Подсистема оптимизации режимов диазотирования и азосочетания с помощью математических моделей [3, 4] в зависимости от идентифицируемых параметров, задания на производительность установки и показатели качества $Y_i, i = \overline{1, 8}$, пигмента определяет оптимальные значения режимных (управляющих) переменных процесса: расход суспензии амина $G_I^{(0)}$ на входе в реакторную установку, распределение подачи нитрита натрия $G_N^{(0)(i)}$ и температуры $T^{(i)}$ по зонам реакторной установки диазотирования, распределение подачи азосоставляющей $G_{Az}^{(0)(i)}$ и $pH^{(i)}$ среды сочетания по зонам реакторной установки азосочетания.

“Оптимизаторы” режимов выдают задания $y_{зад}^1, y_{зад}^2$ локальным микропроцессорным системам АСР (например, рис. 4), реализующим вычисленные оптимальные значения соответствующих технологических переменных.

Успешная работа подсистемы оптимизации статических режимов определяется точностью используемых математических моделей технологического процесса. Поэтому важнейшей составляющей обеспечения системы оптимального управления статическими режимами производства азопигментов является алгоритм идентификации и коррекции математических моделей по наблюдаемым переменным состояния процессов диазотирования и азосочетания: содержанию азотистой кислоты на выходе $c_{AK}^{(3)}$ и количеству нитрозных газов $c_{\sigma}^{(3)}$ в диазорастворе, концентрациям азотистой кислоты $c_{AK}^{(i)}, i = 1, 2$ в первых двух зонах реакторной установки диазотирования, $pH^{(i)}, i = 1, 2$, среды сочетания, концентрациям азосоставляющей $c_{Az}^{(i)}, i = 1, 2$, в зонах реакторной установки азосочетания и результатам лабораторных анализов $c_{\chi}^{(3)}, c_A^{(3)}, Y_i, i = \overline{1, 8}$.

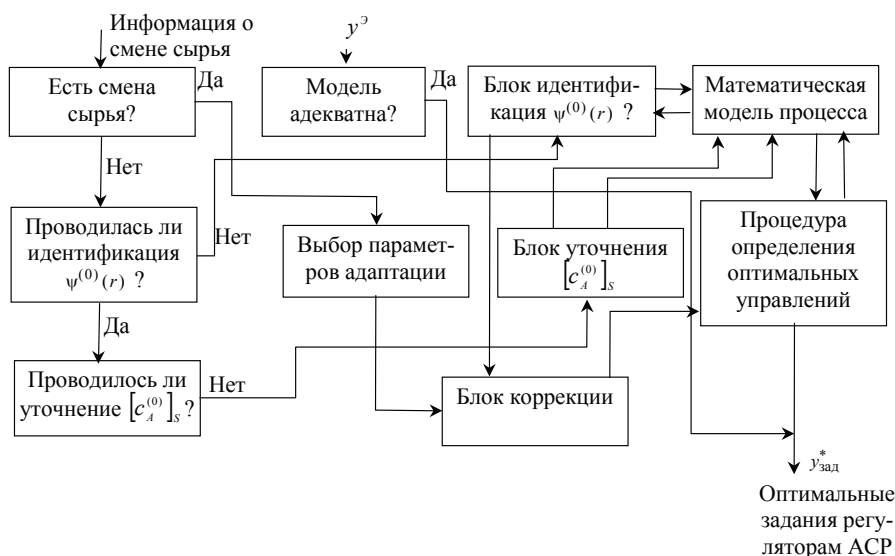


Рис. 4 Блок-схема адаптивного алгоритма статической оптимизации процесса диазотирования

Подсистема идентификации и коррекции режимов предназначена для оперативного изменения (восстановления) гранулометрического распределения частиц суспензии амина, кинетических констант E_4 , E_5 разложения диазосоединения, коэффициента теплопередачи k_T от реакционной смеси хладагенту в реакторной установке диазотирования, кинетических коэффициентов k_I , k_K , A процесса кристаллизации пигмента алого, а также для прогнозирования (расчета по модели) гранулометрического состава пигмента и его колористических показателей Y_i , $i = 1, 8$.

Алгоритм работы адаптивной системы статической оптимизации включает в себя процедуру I (см. рис. 4) диагностики состояния объекта и вариантов адаптации математической модели, процедуру II определения (восстановления по модели) неопределенных параметров (см. табл. 1) и быстродействующую процедуру III вычисления оптимальных значений управляющих воздействий $z_1^* = \{G_I^{(0)*}, G_N^{(0)*}, G_N^{(0)(i)*}, G_x^{(0)(i)}, i = 1, 2, 3\}$ и $z_2^* = \{G_{Az}^{(0)*}, G_{\text{Щ}}^{(0)*}, G_D^{(0)(i)*}, i = 1, 2, 3\}$, которые в качестве оптимальных заданий $u_{\text{зад}}^*$ передаются локальным микропроцессорным АСР, реализующим (поддерживающим) оптимальные статические режимы функционирования производства азопигментов.

В алгоритме (см. рис. 4) выбор момента идентификации неопределенных параметров адаптации модели базируется на анализе стоимости суммарных затрат $c_{\text{МВ}}$ машинного времени на идентификацию и коррекцию модели и оптимизацию процесса, стоимости затрат $c_{\text{эксп}}$ на проведение экспериментов в лабораторных условиях и стоимости $c_{\text{пот}}$ потерь дорогостоящего сырья (ароматического амина), обусловленных неоптимальностью технологических режимов из-за неопределенности параметров и неадекватности математической модели объекту управления.

Результаты имитационного моделирования эффективности функционирования гибкого автоматизированного комплекса "реакторная установка синтеза азопигментов – адаптивная система статической оптимизации" в соответствии с алгоритмом [7] представлены в табл. 5.

Таблица 5

Результаты имитационного моделирования эффективности функционирования альтернативных вариантов гибких автоматизированных комплексов "процесс диазотирования – система управления" производительностью 1000 т/год

| Параметры | Гибкий автоматизированный комплекс диазотирования на базе трубчатого реактора комбинированного типа и системы управления | |
|--|--|---------------------|
| | АСР (см. рис. 2) | адаптивная ССО |
| 1 | 2 | 3 |
| <i>Конструктивные</i> | | |
| Число секций N , шт | 12 | 13 |
| Число вертикальных труб в секции a_1 , шт | 5 | 5 |
| Число камер смешения в секции a_2 , шт | 1 | 1 |
| Объем камеры смешения V_k , м ³ | $2,7 \cdot 10^{-3}$ | $2,7 \cdot 10^{-3}$ |

| 1 | 2 | 3 |
|--|---------------------|--------|
| <i>Режимные</i> | | |
| Распределение температуры по зонам реактора, $T^{(i)}$, $i = 1, 2, 3$ | 290,4; 287,8; 283,5 | – |
| Распределение подачи нитрита натрия по зонам реактора, $G_N^{(0)}$, $i = 1, 2, 3$ | 0,36; 0,33; 0,31 | – |
| Выход диазосоединения K , % | 98,3 | 98,8 |
| Вероятность выполнения технологических ограничений $\text{Вер}_0 \{g_j(\bullet) \leq 0\}$ | 0,9 | 0,97 |
| Приведенные затраты C , у.е./т | 1990,8 | 1921,5 |

Таблица 6

Результаты имитационного моделирования эффективности функционирования альтернативных вариантов гибких автоматизированных комплексов “процесс азосочетания – реакторная установка – система управления” производительностью 1000 т/год

| Параметры | Гибкий автоматизированный комплекс диазотирования на базе трубчатого реактора комбинированного типа и системы управления | |
|---|--|----------------|
| | АСР (см. рис. 2) | адаптивная ССО |
| <i>Конструктивные</i> | | |
| Диаметр трубы $d_{\text{тр}}$, м | 0,05 | 0,05 |
| Длина трубы $l_{\text{тр}}$, м | 18,5 | 15,0 |
| Число устройств турбулизации потока в реакторе (диффузор-конфузорного типа), шт | 2 | 2 |
| Координаты точек ввода реагентов, м | 0,0; 9,0 | 0,0; 7,0 |
| <i>Режимные (управляющие)</i> | | |
| Распределение подачи диазораствора, $\gamma^{(i)} = G_D^{(0)(i)} / G_D^{(0)}$, $i = 1, 2$. | 0,78; 0,22 | – |
| Распределение величины рН-среды азосочетания по зонам реактора $\text{pH}^{(i)}$, $i = 1, 2$ | 7,2; 7,4 | – |
| Вероятность выполнения технологических ограничений $\text{Вер}_0 \{g_j(\bullet) \leq 0\}$ | 0,9 | 0,98 |
| Приведенные затраты C , у.е./т | 2407,3 | 2341,1 |

Анализ данных табл. 5, 6 показывает, что наиболее эффективным автоматизированным комплексом является комплекс “реакторная установка синтеза азокрасителей – адаптивная система статической оптимизации”, поскольку приведенные затраты на производство 1 т красителя в этом комплексе наименьшие и составляют $C = 2341,7$ у.е./т. Заметим, что при имитации работы этого комплекса не учитывались возможные ошибки при идентификации неопределенных параметров, что, естественно, снижает эффективность работы комплекса.

Следует заметить, что сделанные выводы справедливы для реальных условий эксплуатации установки, характеризуемых вероятностными законами изменения возмущающих воздействий (неопределенных параметров). В случае других плотностей распределения возмущающих воздействий (например, при более стабильной работе дезинтегратора) уменьшаются колебания параметров распределения $\psi^{(0)}(r)$ и предложенная в настоящей работе методика имитационного исследования эффективности функционирования гибкого автоматизированного комплекса может привести к выводу о целесообразности использования АСР.

Заключение

В результате выполненного исследования разработаны практические рекомендации по целесообразности внедрения в анилинокрасочных производствах малогабаритных высокопроизводительных турбулентных трубчатых реакторов комбинированного типа и с устройствами турбулизации потока диффузор-конфузорного типа, обеспечивающие в сочетании с АСР и адаптивной системой статической оптимизации безопасное и качественное осуществление процессов тонкого органического синтеза с высоким уровнем энерго- и ресурсосбережения и экологической чистоты. Спроектированы трубчатые реакторные установки диазотирования и азосочетания для производства азопигментов производительностью 1000 т/год, определены оптимальные режимы их функционирования и предложены экономически целесообразные классы и структуры систем управления ими.

Список литературы

1. Дворецкий Д.С., Дворецкий С.И. Постановка задач и проблемы интегрированного проектирования гибких автоматизированных химико-технологических процессов при наличии неопределенности // Вестник ТГТУ. – 2003. – Т. 9, № 3. – С. 360 – 381.
2. Дворецкий С.И., Карнишев В.В. Математическое моделирование и исследование процесса синтеза азокрасителей в турбулентном трубчатом реакторе // Изв. вузов. Химия и хим. технология, 1999. Т. 42, вып. 3. – С. 101 – 105.
3. Бодров В.И., Дворецкий С.И., Дворецкий Д.С. Оптимальное проектирование энерго- и ресурсосберегающих процессов и аппаратов химической технологии // ТОХТ. – 1997. – Т. 31, № 5. – С. 542 – 548.
4. Гордеев Л.С., Дворецкий С.И., Кудрявцев А.М. Математическое моделирование и исследование непрерывной технологии синтеза азопигментов // Химическая промышленность. – 1990. – № 10. – С. 44(620) – 48(624).
5. Dvoretzky S.I., Mamontov I.N. New Approaches to Environmentally Appropriate Automated Chemical Units // European Symposium on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE'10): Proceedings Supplement Volume. – Florence, Italy, 2000. Pp. 135 – 140.

6. Dvoretzky S.I., Dvoretzky D.S. Strategy and Algorithms of Integrated Design of Energy- and Resource Saving Nonlinear Chemical Processes and Control Systems // on Computer Aided Process Engineering (ESCAPE'11): Proceedings Supplement Volume. – Scanticon Comwell Kolding, 2001. Pp. 97 – 102.

7. Дворецкий Д.С. Методы и алгоритмы интегрированного проектирования гибких химических процессов, аппаратов и систем управления многоассортиментных химических производств // Дисс. ... канд. техн. наук. – Тамбов: ТГТУ, 2001. – 212 с.

Integrated Design of Flexible Automated Chemical Processes under Uncertainty Part 2

D.S. Dvoretzky¹, S.I. Dvoretzky²

*Departments: «Machines and Apparatus of Chemical Technologies» (1),
«Technological Equipment and Progressive Technologies» (2), TSTU*

Key words and phrases: integrated design; flexibility of chemical processes; uncertainties; stochastic optimization; one- and two-stage problems; «soft» and «hard» constraints; control system; optimal control; settling of regimes; continuous and periodic chemical processes.

Abstract: Aspects of practical application of suggested methods and algorithms of flexibility analysis and integrated design of reactor systems of thin organic synthesis and systems of automatic control of their regimes are considered.

Integrierte Projektierung der flexiblen automatisierten chemisch-technologischen Prozesse bei Vorhandensein von Unbestimmtheit

Zusammenfassung: Es sind die Aspekte der praktischen Realisierung der früher erarbeiteten Methoden und Algorithmen der Untersuchung der Flexibilität und der integrierten Projektierung von Reaktorsysteme der feinen organischen Synthese und der Systeme der automatischen Steuerung von ihren Regimes beobachtet.

Conception intégrée des processus technologiques et chimiques flexibles automatisés en présence de l'indétermination

Résumé: Sont examinés les aspects de la réalisation pratique des méthodes et des algorithmes élaborés auparavant pour les études des la flexibilité et de la conception intégrée des systèmes réacteurs de la synthèse organique fine ainsi que des systèmes de la commande automatisée et de leurs régimes.