На правах рукописи

Авдеев Александр Михайлович

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ НЕСТАЦИОНАРНЫХ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ

Специальность 05.13.14 —Системы обработки информации и управления

Автореферат
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Красноярск — 1998

Работа выполнена в Институте вычислительного моделирования СО РАН

Научный руководитель: действительный член МАН ВШ доктор технических наук, профессор, Н.Д.Демиденко

Официальные оппоненты: доктор технических наук, профессор А.В.Медведев

кандидат технических наук, доцент Б.М.Горинский

Ведущая организация: Башкирский государственный университет

Защита состоится 29 декабря 1998 г. в 10 часов на заседании диссертационного совета Д.064.54.01 Красноярского государственного технического университета по адресу: 660074, г.Красноярск, ул. Киренского, 26.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке КГТУ.

Отзывы на автореферат в двух экземплярах, заверенные печатью учреждения, просим выслать по адресу: г. Красноярск, ул. Киренского, 26, ученому секретарю спецсовета.

Автореферат разослан 27 ноября 1998 г.

Ученый секретарь диссертационного совета доктор технических наук, профессор А.Н. Ловчиков

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность проблемы. Широкое распространение процессов ректификации в промышленности с их большой энергоемкостью и высокие требования предъявляемые к качеству продуктов разделения делают актуальной задачу построения высокоэффективных систем управления. Проводить исследования процесса ректификации на промышленных колоннах экономически невыгодно. Поэтому одной из важных задач является создание математической модели работы промышленных ректификационных колонн в динамическом режиме и использовании существующих теоретических разработок по оптимизации технологических режимов.

Исследование процессов ректификации представляет собой сложную задачу, так как эти процессы описываются нелинейными системами дифференциальных уравнений в частных производных. Математическая постановка этих задач и вопросы их корректности, как правило, требуют специального рассмотрения. Математические трудности, прежде всего, связаны с нелинейностью уравнений и со сложностью граничных условий, представляющих собой обыкновенные дифференциальные уравнения. С другой стороны, эти трудности обусловлены многомерностью задач, так как технологические процессы характеризуются довольно большим числом теплофизических и конструктивных параметров.

Выбор эффективной методики решения задач моделирования и управления является центральным вопросом в проблеме моделирования нестационарных режимов процесса. Декомпозиция общей проблемы на ряд отдельных задач и разработка метода их решения определяют возможность достижения конечной цели.

Математическая модель должна быть адекватной в широком диапазоне изменения параметров и в тоже время должна быть достаточно простой, чтобы проводились расчеты на ЭВМ за приемлемое время.

При создании высокоэффективных систем управления практический интерес представляет такой подход, при котором оптимизация системы управления достигается в основном не за счет ее усложнения, а в результате рациональной организации системы контроля и оптимального выбора параметров управления.

Цель работы. Создание теоретической основы проектирования АСУ ТП и оптимизация АСУ объектов с распределенными параметрами, а конкретно для ректификационных колонн.

Для этого необходимо решить следующие задачи:

1. Создать математическую модель динамических режимов работы ректификационной колонны для многокомпонентных смесей.

2. Решить задачи оптимизации оптимального управления технологическим процессом.

3. Решить задачу оптимизации системы управления.

Научная новизна работы. Получена математическая модель нестационарных режимов многокомпонентной ректификации с рециркуляцией взаимодействующих потоков. Математическая модель представляет собой краевую задачу, в которой для более полного соответствия реальному процессу учитывается изменение потоков пара и жидкости по длине аппарата и во времени.

Математическая модель позволяет проводить исследования процесса в широком диапазоне изменения параметров с разными системами управления, что связано с постановкой соответствующих вариантов краевой задачи.

Разработан метод определения оптимальных управляющих воздействий для процесса ректификации в разомкнутой системе управления. Задача оптимизации решена на основе сформулированной задачи оптимального управления.

Критерий оптимальности, характеризующий качество выходных продуктов, позволяет выбрать один или несколько наиболее эффективных параметров управления.

Разработан метод для определения наиболее эффективных контролируемых параметров, координат точек контроля, типа регулятора и весовых коэффициентов для замкнутой системы управления.

Оптимизация системы управления осуществляется путем последовательного решения оптимизационных задач.

Автор защищает. Разработанный метод оптимизации системы управления нестационарными процессами ректификации, который содержит решение следующих задач:

1. Создание математической модели нестационарного процесса ректификации для многокомпонентных смесей.

2. Разработка численного алгоритма решения математической модели и создание программы для ЭВМ.

3. Разработка численного метода решения задачи оптимального управления в разомкнутой системе.

4.Разработка численного метода решения задачи оптимального управления в замкнутой системе с распределенным контролем параметров.

5. Создание программы для расчета оптимальной системы управления.

Практическая ценность работы. На основе математической модели разработан алгоритм и создана программа, позволяющая проводить исследования работы ректификационной колонны в статических и динамических режимах. Решены задачи по оптимизации работы ректификационной колонны в различных динамических режимах в разомкнутой и замкнутой системах управления. Разработаны алгоритмы и созданы программы, комплекс ное решение которых позволяет провести оптимизацию по выбору управляющих и контролируемых параметров, координат точек контроля и их коэффициентов усиления, а также позволяет оценить необходимое количество точек контроля.

Разработанные автором алгоритмы и программы переданы в Самарское СКБ "НПО Нефтехимавтоматика", где использованы при автоматизации ректификационных установок на Мажейском НПЗ и Лисичанском НПЗ.

Апробация работы и публикации. Материалы диссертации докладывались на научно-технической конференции "Комплексное управление качеством труда и продукции на химических предприятиях края" (г.Красноярск, 1977 г.), Всесоюзной школе-семинаре "Управление распределенными системами с подвижными воздействиями" (г.Куйбышев, 1983 г.), V Всесоюзной конференции "Теория и практика ректификации" (г.Свердловск, 1984 г.), Всесоюзной конференции "Методы кибернетики химико-технологических процессов" (г.Москва, 1984 г.), Всесоюзной конференции "Динамика процессов и аппаратов в химической технологии" (г.Черкасы, 1985 г.) IX Всесоюзном совещании "Проблемы управления" (г.Ереван, 1983 г.), Всесоюзной научной конференции "Автоматизация и работизация в химической промышленности" (г.Тамбов, 1986 г.), Всесоюзной школе-семинаре "Математическое моделирование в науке и технике" (г.Пермь, 1986 г.).

Публикации. По теме диссертации опубликовано 10 научных работ.

Объем работы. Диссертация изложена на 78 страницах, содержит 56 рисунков, 6 таблиц, состоит из введения, трех глав, заключения, списка литературы, содержащего 93 наименования.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Первая глава посвящена созданию математической модели процесса протекающего в ректификационной колонне. Как и всякая модель она должна удовлетворять определенным требованиям, в зависимости от ее назначения. В данном случае математическая модель должна не только наиболее полно отражать основные зависимости между параметрами процесса, но и быть пригодной для проведения на ее основе расчетов на ЭВМ за вполне приемлемое время.

Математическая модель представляет собой краевую задачу, основные уравнения которой выражают закон сохранения количества вещества.

$$\frac{\partial \rho_{1i}}{\partial t} - C_1 \frac{\partial \rho_{1i}}{\partial Z} = K_y\left(Y_i - Y_i^*\right) + \rho_{1fr}$$

$$\frac{\partial \rho_{2i}}{\partial t} + C_2 \frac{\partial \rho_{2i}}{\partial Z} = K_y\left(Y_i^* - Y_i\right) + \rho_{2fr} \qquad 1 \le i \le N,\ \ 0 < Z < l,\ \ 0 < t \le T. \tag{1}$$

с начальными условиями

$$\rho_{1i}(Z,0) = \varphi_{1i}(Z), \qquad \rho_{2i}(Z,0) = \varphi_{2i}(Z). \tag{2}$$

и граничными условиями

$$Z = 0,\ 0 < t \le T, \qquad \rho_{2i}(0,t) = V_0(t) X_{ki}(t)/C_2$$

$$\rho_{2i}(0,t) = V_0(t) X_{ki}(t)/C_2\,,$$

$$H_k(t)\frac{dX_{ki}(t)}{dt} = C_1\left[\rho_{1i}(0,t) - X_{ki}(t)\sum_{j=1}^{N}\rho_{1j}(0,t)\right], \tag{3}$$

$$\frac{dH_k(t)}{dt} = C_1 \sum_{j=1}^{N}\rho_{1j}(0,t) - V_0(t) - W(t), \qquad H_k(0) = C_3,$$

$$X_{ki}(0) = \varphi_{1i}(0) \Big/ \sum_{j=1}^{N}\varphi_{1j}(0)$$

$$Z = l,\ 0 < t \le T, \qquad \rho_{1i}(l,t) = L_D(t) X_{Di}(t)/C_1, \tag{4}$$

$$H_D(t)\frac{dX_{Di}(t)}{dt} = C_2\left[\rho_{2i}(l,t) - X_{Di}(t)\sum_{j=1}^{N}\rho_{2j}(l,t)\right]$$

$$\frac{dH_D(t)}{dt} = C_2 \sum_{j=1}^{N}\rho_{2j}(l,t) - L_D(t) - D(t), \qquad H_D(0) = C_4.$$

$$X_{Di}(0)=\varphi_{1i}(l)\Big/\sum_{j=1}^{N}\varphi_{1j}(l),$$

где $\rho_{1i}(Z,t)$, $\rho_{2i}(Z,t)$ —средние плотности компонентов;

$Y_i^*(Z,t)$ —равновеснаяконцентрация в паровом потоке;

$K_y(Y_i - Y_i^*)$ —выражение, определяющее фазовый переход;

$\rho_{1\varphi i}(Z,t)$, $\rho_{2\varphi i}(Z,t)$ -- плотность потоков через боковую поверхность колонны

Обычно основные уравнения математической модели процесса ректификации записывают относительно неизвестных функций, которые являются концентрациями компонентов. В этой работе также за основу взяты такие уравнения, однако функции, определяющие потоки пара и жидкости, считаются неизвестными. Они зависят от временной и пространственной координат, что необходимо учитывать при моделировании нестационарных режимов. Путем замены неизвестных функций и в результате проведенных преобразований получены уравнения (1) с постоянными коэффициентами, что облегчает их решение.

Кроме этого в этой главе получены различные варианты краевой задачи (1) - (4), соответствующие работе ректификационной колонны с различными системами регулирования.

Проведенное сравнение расчетных и экспериментальных данных для статических и динамических режимов показали удовлетворительную адекватность математической модели реальному процессу в достаточной широком диапазоне изменения параметров. Экспериментальные данные взяты для ректификационных колонн установки сернокислотного алкилирования изобутана бутиленами.

Во второй главе на основе математической модели работы ректификационной колонны, используя вариационный метод, решены задачи по оптимизации различных режимов работы колонны в разомкнутой системе управления.

Цель управления состоит в том, чтобы обеспечить заданный состав в выходных потоках. В качестве критерия оптимальности управления взят следующий функционал:

$$S = \sum_{i=1}^{N} \int_{0}^{T} \left[K_{1i}(t)\left(X_{Di}(t) - \theta_{1i}(t)\right)^2 + K_{2i}(t)\left(X_{ki}(t) - \theta_{2i}(t)\right)^2 \right] dt , \qquad (5)$$

где $K_{1i}(t)$, $K_{2i}(t)$ — коэффициенты, определяющие ценность i-ого компонента;

$\theta_{1i}(t)$, $\theta_{2i}(t)$ — заданные функции, определяющие цель управления;

$X_{di}(t)$, $X_{ki}(t)$ — состав выходных потоков;

T — время управления.

Решение задачи состоит в том, чтобы найти такие значения управляющих параметров, при которых значения фукционала (5) имеет минимум.

В математической модели управляющим параметрам соответствуют функции, зависящие от времени $U_j(t)$, $1 \le j \le S$, где S — количество управляющих функций.

Математически задача формулируется как задача оптимального управления В классе непрерывных функций найти такие функции $U_j(t)$, $1 \le j \le S$, удовлетворяющие определенным ограничениям, при которых решение уравнений математической модели (1)-(4) дает минимум функционалу (5) С помощью вариационного метода получены необходимые условия оптимальности управления. Для этого, с использованием множителей Лагранжа построен расширенный функционал. На основе градиентного метода построен алгоритм численного решения задачи. Использование только необходимых условий оптимальности не гарантирует при решении задачи нахождение глобального минимума функционала (5). Однако, предварительно проведенные исследования различных динамических режимов с помощью математической модели позволяют в большинстве случаев: во-первых правильно выбрать начальные значения управляющих функций, что немаловажно для эффективности итерационного алгоритма, во-вторых, правильно оценить полученный результат решения и в случае необходимости внести изменения в алгоритм.

Решение задачи управления в разомкнутом виде представляет практический интерес в тех случаях, когда известны возмущающие воздействия. В этом главе решены задачи по оптимизации трех таких режимов работы промышленной ректификационной колонны К-34, а именно:

1) Пусковой режим;

2) Переход от одного статического режима работы к другому;

3) Стабилизация заданного состава выходных потоков при возмущении по составу сырья.

В первых двух случаях возмущением является начальное состояние управляемого процесса, которое не соответствует необходимому составу выходных продуктов. В третьем случае возмущением является изменение состава сырья. Для этих трех режимов решены задачи по их оптимизации с каждой управляющей функций и проведена оценка их эффективности управления по значению функционала (5).

Таким образом, сравнивая минимальные значения функционала (5) можно выбрать наиболее эффективный управляющий параметр или их сочетание для каждого режима работы ректификационной колонны.

В третьей главе решены задачи оптимизации технологического процесса в замкнутой системе управления с непрерывным и дискретным контролем. В качестве контролируемых параметров выбрана температура, ее производные, контроль которых по сравнению с другими параметрами имеет ряд преимуществ: простая конструкция датчиков, высокая точность измерения и малая задержка по времени. В математической модели контролируемым параметрам соответствуют функции, зависящие от временной и пространственной координат $E_k(Z,t)$, $1 \le k \le n$, где n — количество контролируемых параметров.

Для случая непрерывного контроля параметров в замкнутой системе управления математическую модель дополним следующими уравнениями обратной связи:

$$U_j(t)=U_j^0(t)+\sum_{k=1}^{n}\int_0^l E_k(Z,t)g_{kj}(Z)dZ, \qquad 1\le j\le S,\ 1\le k\le n, \qquad (6)$$

где $U_j^0(t)$ — известная функция, $g_{kj}(Z)$ — непрерывная весовая функция.

Решение задачи состоит в том, чтобы найти оптимальные значения весовых функций $g_{kj}(Z)$, $1\le j\le S$, $1\le k\le n$. Математически задачу сформулируем как задачу оптимального управления в замкнутой системе. В классе непрерывных функций найти такие функции $g_{kj}(Z)$, $1\le j\le S$, $1\le k\le n$, при которых решение уравнений математической модели (1)-(4), (5) дает минимум функционалу (5).

Как и во второй главе вариационным методом получены необходимые условия оптимальности управления и разработан алгоритм численного решения задачи.

Наличие непрерывной весовой функции контроля в уравнениях (6) предполагает использование в замкнутой системе управления непрерывных по пространству датчиков, что сложно реализовать технически. Однако решение такой задачи дает предельную оценку эффективности для замкнутой системы управления с дискретным контролем.

Для случая дискретного контроля параметров уравнения обратной связи имеют следующий вид.

$$U_j(t)=U_j^0(t)+\sum_{k=1}^{n}\sum_{r=1}^{m_{kj}} b_{jkr}E_k\left(Z_{jkr},t\right), \qquad 1\le j\le S,\ 1\le k\le n,\ 1\le r\le m_{kj}, \qquad (7)$$

где $U_j(t)$, $U_j^0(t)$ — те же, что и в уравнениях (6),

m_{kj} — количество точек контроля k-го контролируемого параметра.

Z_{jkr} — координата точек контрол,

b_{jkr} — весовые коэффициенты.

При решении задачи по оптимизации управления в замкнутой системе с дискретным контролем необходимо найти оптимальные значения параметров Z_{jkr} и b_{jkr}.

Эту задачу сформулируем следующим образом. В области действительных чисел найти такие значения параметров Z_{jkr} и b_{jkr}, при которых решение уравнений математической модели (1)-(4), (7) дает минимум функционалу (5).

Для того, чтобы получить необходимые условия оптимальности управления требуется, чтобы правые части уравнений (7) зависели в явном виде от Z_{jkr}. Для этого контролируемые функции $E_k(Z,t)$, $1 \le k \le n$ заменим их приближением

$$E_{kR}(Z,t) = \int_{-\infty}^{\infty} K_R(y,Z) E_k(y,t) dy, \tag{8}$$

где

$$\int_{-\infty}^{\infty} K_R(y,Z) dy = 1, \tag{9}$$

$$K_R(y,Z) = \begin{cases} \mu_R \exp\left(\dfrac{(Z-y)^2}{\left(Z-y^2-R^2\right)}\right), & |Z-y| < R, \\ 0, & |Z-y| \ge R. \end{cases} \tag{10}$$

Константа μ_R подобрана так, чтобы выполнялось условие (9)

$$\mu_R = \left[\int_{-\infty}^{\infty} \exp\left(\frac{(Z-y)^2}{(Z-y)^2 - R^2}\right) dy\right]^{-1}. \tag{11}$$

Тогда уравнения обратной связи имеют следующий вид:

$$U_j(t) = U_j^0(t) + \sum_{k=1}^{n} \sum_{r=1}^{m_{kj}} \int_0^l K_R\left(Z_{jkr}, Z\right) E_k(Z,t) d_Z,$$

$$1 \le j \le S,\ 1 \le k \le n,\ 1 \le r \le m_{kj}, \tag{12}$$

Приравняв к нулю производные от расширенного функционала по параметрам Z_{jkr} и b_{jkr}, получим необходимые условия оптимальности. Разработан алгоритм численного решения поставленной задачи.

В третьей главе проведены расчеты для режима стабилизации заданного состава выходных потоков при возмущении по составу сырья при управлении в замкнутой системе сначала для случая непрерывного контроля параметров, а затем для дискретного контроля. В качестве управляющего параметра взят наиболее эффективный параметр, который для этого режима работы был найден во второй главе. Расчет по оптимизации этого режима при непрерывном контроле параметров проделан при разных контролируемых параметрах и выбран среди них наилучший по значению функционала (5). Затем проведены расчеты с этим наилучшим контролируемым параметром по оптимизации этого же режима с дискретным контролем при разном количестве точек контроля. По значению функционала (5) можно оценить необходимое количество точек контроля.

Таким образом, на примере выбранного режима работы при решении задач по его оптимизации показана возможность выбора наиболее эффективных управляющего и контролируемого параметров, и проведена оптимизация по определению точек контроля и весовых коэффициентов. Этот выбор можно наглядно продемонстрировать с помощью таблиц.

В таблице 1 приведены минимальные значения функционала (5) при разных управляющих функциях в разомкнутой системе управления.

Таблица 1

j	$U_j(t)$	S_{min}
7	$D(t)$	0,005
1	$F_L(t)$	0,1
3	$Z_L(t)$	0,38
8	$L_D(t)$	0,1

Наиболее эффективной управляющей функцией является $U_7(t)$ (величина отбора верхнего продукта).

На этом этапе решения задачи при необходимости можно воспользоваться другими критериями оптимальности и выбрать не один а несколько управляющих параметров. Разработанная программа позволяет расчитать для данного случая все 16 задач (сочетание из 4-х управляющих функций) оптимального управления с критерием оптимальности (5). Используя дополнително, например, экономический критерий можно выбрать необходимый вариант задачи, т.е. сочетание управляющих параметров. С экономической точки зрени, наиболее эффектиной управляющей функцией явдяется $Z_1(t)$ (координата ввода сырья). Управление тремя другими параметрами связано со значительными энергетическими затратами.

В таблице 2 показана зависимость минимального значения функционала от выбранной контролируемой фукции, при управляющей функции $U_7(t)$ в замкнутой системе управления.

Таблица 2

к	$E_к(Z,t)$	S_{min}
1	$T(Z,t)$	1,92
2	$\partial T(Z,t)/\partial t$	3,32
3	$\partial T(Z,t)/\partial Z$	0,29

Наиболее эффективной контролируемой функцией является $E_3(Z,t)$ (изменение температуры по длине колонны). Как на предыдущем этапе , так и на этом можно при необходимости выбрать другие критерии оптимальности управления и выбрать не один контролируемый параметр а их сочетание. Если используются несколько управляющих и контролируемых параметров, то получится многоконтурная система управления.

И, наконец, в таблице 3 приведены минимальные значения функционала (5) при различном количестве точек контроля с управляющей функцией $U_3(t)$ и контролируемой $E_3(Z,t)$.

Таблица 3

$m_{7,3}$	1	2	3	4	5	6	7
S_{min}	5,11	4,93	0,47	0,36	0,35	0,34	0,34

Существенное изменение значения функционала (5) происходит при увеличении числа точек контроля до четырех.

Проведенная декомпозиция поставленной задачи позволила значительно сократить количество решаемых оптимизационных задач. Разработанный пакет программ решения оптимизационных задач может использоваться при создании систем автоматического проектирования (САПР) для систем управления объектами с распределенными параметрами.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ

1. Разработана математическая модель нестационарных режимов многокомпонентной ректификации с учетом рециркуляции потоков и их изменения по длине аппарата и во времени.

2. На основе математической модели разработан метод, позволяющий оптимизировать как режимы работы ректификационной колонны, так и ее систему управления.

3. Разработаны алгоритмы и созданы программы, позволяющие проводить исследования работы ректификационной колонны в статических и динамических режимах с различными системами управления

4. Проведенные расчеты для промышленной колонны К-36, по оптимизации системы управления показали, что значительного повышения эффективности системы управления не усложняя ее можно добиться за счет оптимизации

системы контроля, в частности оптимального выбора координат точек контроля.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ ДИССЕРТАЦИИ ОПУБЛИКОВАНО В СЛЕДУЮЩИХ РАБОТАХ

1. Авдеев А.М., Демиденко Н.Д. Численный метод исследования нестационарных режимов многокомпонентной ректификации // Изв. СО АН СССР, серия техн. наук. — 1981. — № 8. — вып. 2. — С. 129-133.

2. Демиденко Н.Д., Авдеев А.М. Численный метод исследования оптимального управления химико-технологическими объектами с рециркуляцией взаимодействующих потоков // Изв. СО АН СССР, 1983. — № 8. — вып. 2. — С. 112-117.

3. Демиденко Н.Д., Авдеев А.М., Карлов В.П. Оптимальный контроль в системах управления химико-технологическими объектами // Изв. СО АН СССР, 1983. — № 13. — вып.3. — С. 100-106.

4. Авдеев А.М. Математическое моделирование оптимального процесса разделения многокомпонентных смесей // Математические модели и методы решения задач механики сплошной Среды. — Красноярск, 1986. — С. 170-174.

5. Авдеев А.М., Демиденко Н.Д. Моделирование оптимальных систем управления процессами ректификации // Сб. научн. трудов Всесоюзн. школы-семинара "Управление распределенными системами с подвижным воздействием". — Куйбышев: КПТИ, 1983. — С. 5-6.

6. Авдеев А.М. Моделирование процесса многокомпонентной ректификации // Сб. тез. докл. Всесоюзн. школы-семинара "Математическое моделирование в науке и технике". — Пермь, 1986. — 7с.

7. Авдеев А.М., Королевский В.А., Демиденко Н.Д. Оптимизация многопоточного ввода сырья в ректификационных колоннах // Модели и методы оптимизации сложных систем. — Красноярск, 1990. — С. 13-19

8. Авдеев А.М. Решение задачи оптимального управления процессом массообмена. — Красноярск, 1982. — Препринт / ВЦ СО АН СССР; № 1. — С. 17.

9. Демиденко Н.Д., А.М.Авдеев, Ю.А.Терещенко. Анализ краевых задач и задач оптимального управления при исследовании тепломассообменных процессов // Математические модели и методы их исследований. Труды международной конференции. — Красноярск, 1997. — С. 76.

10. Авдеев А.М., Демиденко Н.Д., Садовская Е.В. Корректность нелинейных краевых задач // Межвузовский сб. — Красноярск, 1995. — С. 56-67.