

МНОГОКРИТЕРИАЛЬНАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ СОПОДЧИНЕННЫХ ПОДСИСТЕМ САПР АСУТП

С.А. Баталов

(Уфимский технологический институт сервиса)

Рассматривается особенность микроанализа процесса автоматизированного проектирования АСУТП дрожжевых производств. Показано, что предложенный подход может использоваться в системах различного назначения.

Выбор условий оптимизации

Статья посвящена анализу и исследованиям вопросов реализации САПР АСУТП на микроуровне проектирования. В процессе оптимального проектирования и эксплуатации сложных систем целевые функции их подсистем располагаются на иерархических уровнях. При этом целевые функции подсистем в виде отдельных производств (например, дрожжевых) будут подчиняться общей задаче минимизации (или максимизации) целевой функции старшей подсистемы в суммарной реализации всех производств. Таким образом, постановка задачи оптимизации объектов САПР АСУТП является многокритериальной как на верхнем, так и на нижнем уровне иерархии [1, 2].

Единый функционал со скалярным выходом, выражающий основную обобщенную цель всех комплексов производств и ее ограничения, можно вырабатывать исходя из специфики производства, например, при автоматизации производственных процессов с вредными условиями или ручном характере труда. Используется также метод приведения различных требований к величинам одинаковой физической размерности в виде стоимостных показателей [3]. Исходя из этого, целевой функцией старшей подсистемы САПР АСУТП от показателей совершенствования функционирующих и внедрения новых производств является функционал от экономической эффективности $Q = F(C_i, Z_{ki}, B_i, T_{ni}, t)$, где C_i – себестоимость номенклатуры продукции; Z_{ki} – капитальные затраты; B_i – объем выпускаемой продукции; T_{ni} – нормативные сроки работы оборудования; t – время наработки. Выполнение этих требований для характеристики всего производственного комплекса устанавливает его зависимость с соподчиненными подсистемами, которые могут применять различные типы целевых функций.

В создаваемой САПР АСУТП пищевой промышленности первый этап внедрения был связан с запуском дрожжевых производств, второй этап – с приготовлением теста и варки сиропов, третий – с очисткой и сушкой сыпучего сырья, выпечки и т.д. Предусматривается возможность последовательного наращивания номенклатуры других производств. Конечным этапом разрабатываемой сложной системы является автоматизация вспомогательных производств, связанных с оптимизацией учета и расхода теплоэнергосистем и т.д. В решении рассматриваемой задачи выбор подчиняющей целевой функции сопровождается предварительным анализом видов и режимов управления, выбором технологического оборудования для по-

следующего синтеза ТП и выполнением оптимизационных вычислений. После таких процедур выполняется анализ возмущений и синтез регуляторов.

Рассмотрим пример определения алгоритма оптимального управления для подсистемы дрожжевых производств, состоящей из отдельных ТП: подготовки закваски, заквашенной заварки и дрожжей. Задача синтеза оптимальных систем заключается в следующем. Известно исходное (например, векторное дифференциальное) уравнение технологического объекта управления (ТОУ). Необходимо найти вектор управления (или алгоритм управления), который переводит ТОУ из начального состояния в конечное, удерживает в этом конечном состоянии, или изменяет его в соответствии с входным сигналом, обеспечивая при этом экстремальное значение критерия оптимальности. Синтез считается законченным, если алгоритм управления найден как функция вектора переменных состояния ТОУ при известных ограничениях на соответствующий вектор управления. Таким образом, основой микроуровня проектирования основных ТП является синтез регуляторов перемешивания дрожжевых растворов для определения основных конструктивных и структурных параметров, необходимых в реализации системного и макроуровня проектирования.

В качестве вспомогательного производства такой подсистемы является производство технологической воды, как основного компонента жидких дрожжей. Основой реализации вспомогательного ТП является исходная очистка и отстаивание (фильтрация для удаления хлорсодержащих компонент, мелких частиц механических примесей и др.), а также температурный нагрев до требуемых значений. Поэтому основой микроуровня проектирования такого ТП является синтез оптимальных температурных режимов в подготовке технологической воды для выявления структуры регулятора и особенности выполнения схемы маршрута технологических цепей.

Рассмотрим особенности синтеза оптимальных подсистем на примерах основного и вспомогательного производства многофазной продукции жидких дрожжей.

Синтез схемы регулирования для вспомогательного ТП

Оптимальное регулирование температурными режимами подсистемы подготовки технологической воды для замешивания дрожжей и заквасок выполняется в классе систем автоматического и допускового контроля (САДК). Согласно общепринятой терминологии под результатом контроля подразумевается

процесс установления соответствия между состоянием объекта контроля и заданными нормами. Если в измерительном устройстве основным функциональным элементом является канал измерения, то в САДК эти функции частично определены каналом контроля. Таким образом, под каналом контроля подразумевается функциональное устройство САДК, которое позволяет воспринимать контролируемую величину, формировать уставки допусковых зон, сравнивать текущие реализации контролируемых величин с уставками и вырабатывать информационные посылки о состояниях контролируемых величин. При таком процессе контроля отпадает необходимость в точной информационной оценке объекта управления. В этом случае выдается лишь признак информационной посылки – к какой из нормированных качественно различающихся областей относится исследуемое состояние объекта. Основное сходство САДК с другими подклассами информационно-измерительных систем заключается в условиях сравнения входных и промежуточных величин. Причем, условия непосредственных или дистанционных измерений в измерительных и телеизмерительных системах оперируются преобразованиями величин в соотношениях с мерами, а в САДК – с уставками.

В операциях САДК применяются несколько способов контроля: двухальтернативный и многоальтернативные. В простейшем двухальтернативном способе контроля диапазон уставки разбивается условно на две области состояния во времени. Одна из них является областью нормального состояния, а другая по своей экстремальной величине является информативным параметром контроля. При использовании многофункциональных измерительных преобразователей в САДК реализуются многоальтернативные варианты при конкретных множествах диапазонов уставок. Таким образом, объем выборки контрольной уставки определяется из технологичности функционирующих процессов, т.е. спецификой режимов работы элементов подсистемы. В трехальтернативном варианте способа контроля режимных параметров диапазон уставки разбивается условно на три области состояния во времени. Экстремальные значения одной области используются для контроля обычного режима работы объекта. Другая крайняя область состояния во времени представляет собой аварийное состояние объекта, а промежуточная область – предаварийное состояние. Этот принцип дополнительно используется для диагностики основных и резервных каналов аппаратуры в процессе круглосуточного режима работы на технологических объектах.

Для реализации автономного регулятора в качестве задатчика минимальной величины уставки (T_{min} , °C) используется подстроечный резистор на входе компаратора, который градуируется по минимальному значению совместно с каналом преобразования температуры. В качестве задатчика максимальной величины уставки (T_{max} , °C) используется второй подстроечный

резистор с величиной сопротивления, соответствующей максимальному пороговому значению температуры воды. При этом подготовка воды выполняется с учетом проведения разных ТП подготовки заквасок (диапазон температур $T=28...32^{\circ}\text{C}$), заквашенной заварки (диапазон температур $T=48...52^{\circ}\text{C}$) и дрожжей (диапазон температур $T=28...31^{\circ}\text{C}$) на одной установке в порядке очередности. Порядок очередности изменяется каждый раз с изменением номенклатуры выпускаемой продукции. При наличии компьютерных средств имеется возможность более гибкого изменения порогов регулирования за счет машинной обработки нормируемых уставок.

Эффективность функционирования САДК зависит от значений ошибок контроля. В связи с тем, что все исследуемые ТП носят детерминированный характер, следовательно, оценка ошибки контроля подсистемы определяется по детерминированным составляющим погрешностей результата в совокупности с методической погрешностью, а также суммарными систематическими погрешностями аппаратуры исследуемых каналов контроля, в отличие от применяемых вероятностных методов оценок. Поэтому в детерминированной характеристике устройств САДК величина ошибок контроля определяется суммарной погрешностью (порядка $\Delta=0,1^{\circ}\text{C}$) измерений и преобразований, методической погрешности от установки допусковых зон, а также погрешности компарирующих устройств, т.е. обуславливается точностью режимов первичных преобразований и в большей степени определяются инерционностью процессов.

Выработанная структура терморегулятора позволяет вводить коррекцию на температурные поправки для снижения методических погрешностей. Например, с учетом изменения температуры окружающей среды (с учетом сезонности года и сменности выполняемых работ $\Delta T = \pm 1^{\circ}\text{C}$). Другим корректирующим фактором является необходимость учета потери температуры воды при ее перекачке по трубопроводу из установки подготовки в рабочие резервуары. Такая поправка температуры вырабатывается по результатам опытно-промышленных испытаний и составляет $\Delta T = 1...2^{\circ}\text{C}$ для трубопровода длиной 15м.

Из проведенного анализа следует, что измерительные средства установки подготовки воды должны подключаться к измерительной сети подсистемы по результатам последующего выполнения макроуровня проектирования средств измерений и контроля. Выработка перечня технологических операций подготовки воды накладывает ограничения на особенности технологической схемы маршрута и особенности проектирования линии автоматического разлива воды в рабочие резервуары на системном уровне.

Условия оптимизации основных ТП

Производство жидких дрожжей использует в качестве исходного сырья сухие продукты и жидкие добавки, растворяемые в сплошной среде подготовлен-

ной воды. Выполнение ТП характеризуется активным процессом брожения при изменении температур и влажностей многофазных сред. Показателем завершенности ТП является получение конкретных значений кислотностей для разных сортов дрожжей и заквасок. Оценка количественных показателей готовой продукции осуществляется в результате измерений уровней жидких смесей в резервуарах и объемах долей исходного сырья. Для улучшения качественных и количественных показателей продукции, а также увеличения скорости ее приготовления применяется операция перемешивания растворов, что приводит к необходимости создания оптимального регулятора.

Для синтеза регуляторов перемешивания дрожжевых растворов применяется выбор критерия оптимальности [4] в виде квадратичного функционала (Летова-Калмана), учитывающего в своем подынтегральном выражении значения вектора ошибки $E(t)$, вектор управления $U(t)$ и матриц квадратичных форм F, V, Q [5]. При этом выходной вектор $Z(t)$ является неизвестным. В связи с тем, что вектор входных координат подсистемы $X(t)$ известен, то ее реализацию можно получить при граничных условиях $Z(\infty) = X(\infty) = 0$. Для входных сигналов, не удовлетворяющих этим граничным условиям, решение оптимальной задачи слежения не находится. Для определения вектора $Z(t)$ в системе должно предусматриваться вычислительное устройство, в котором можно выполнять расчетные режимы и помещать получаемые значения в память. Рассмотрим конкретный пример определения алгоритма оптимального управления для системы, где передаточная функция ТОО определяется выражением $W_0(p) = b_0 / (p + a_1 p_2)$. Данной передаточной функции соответствует система уравнений в пространстве состояний:

$$\dot{g}_1(t) = g_2(t); g_2(t) = -a_1 g_1(t) + b_0 u(t).$$

В соответствии с выработанными положениями и описанием исходных параметров интегральный критерий оптимальности будет иметь вид:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{\infty} [g_1^2(t) + \alpha g_2^2(t) + q u^2(t)] dt.$$

В рассматриваемой системе используются матричные соотношения

$$A = \begin{bmatrix} 0, & 1 \\ 0, & -a_1 \end{bmatrix}; B = \begin{bmatrix} 0 \\ b_0 \end{bmatrix}; C = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \end{bmatrix}; V = \begin{bmatrix} 1, & 0 \\ 0, & \alpha \end{bmatrix}; Q = q.$$

Оптимальное управление для последующего решения матричного уравнения Риккати будет иметь вид:

$$u(t) = [k_{21} g_1(t) + k_{22} g_2(t)] b_0 / q. \quad (1)$$

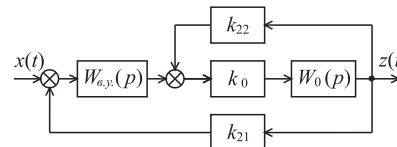
Элементы матрицы усиления в выражении (1) определяются из решения системы алгебраических уравнений по известным методикам [2, 4]:

$$k_{12} = k_{21} = \sqrt{q/b_0}; k_{11} = a_1 k_{21} + k_{12} k_{22} b_0^2 / q; k_{22} = [(a_1)^2 q^2 / (b_0)^2 + (2k_{21} + a) q / (b_0)^2]^{1/2} - a_1 q / (b_0)^2.$$

При этом передаточная функция системы стабилизации выражается в виде: $W_{30} = k_0 W_0(p) / [1 + k_0 (k_{21} + k_{22} p)]$, где $k_0 = b_0 / q$.

На рисунке изображена структурная схема спроектированной системы, для вычисления управляющих значений которой включено вычислительное устройство с передаточной функцией $W_{в.у.}(p)$.

В результате получения исходных расчетных параметров был сконструирован смеситель многофазных и многокомпонентных дрожжевых смесей в основе механизированной мешалки, вал которой соединен с регулируемым электроприводом. При создании оптимальных систем управления предполагается, что вектор состояния ТОО является известным, то есть его можно измерить датчиком. Причем, установка измерительной аппаратуры должна осуществляться в зазоре между стенкой смесительной емкости и вращающимся штоком механизированной мешалки. В приведенной схеме коэффициент передаточного звена k_0 выражает собой параметры и характеристики применяемого электропривода. Получение таких характеристик дает основание на выбор стандартно изготавливаемого оборудования. Коэффициент k_{21} учитывает комплекс используемых измерительных средств и промежуточных аналого-цифровых преобразований для машинной обработки. Коэффициент k_{22} отражает текущие параметры и характеристики действующего ТП, которые учитываются оператором для исходного запуска и завершения ТП, а также его периодического контроля. Мощность электропривода подбирается в зависимости от объема перемешиваемой жидкости (2 м³) на основе трехфазного двигателя (мощностью до 2 кВт). Предусматривается регулирование частоты вращения вала в диапазоне 10...50 об/мин в зависимости от типа приготавливаемых смесей.



Структурная схема оптимальной системы управления.

Полученные результаты синтеза схемы регулятора позволяют выделить ряд мероприятий на системном уровне разработки. Во-первых, это связано с необходимостью трассировки линии трубопровода для отгрузки продукции в соответствии с получаемой схемой технологического маршрута и согласованием ее со схемой маршрута вспомогательного ТП. Во-вторых, применение вычислителя и измерителей в структуре регулятора и ТОО выявляют особенности в трассировке компьютерных телекоммуникаций. Блок вычисления реализуется на ПК диспетчера, выполненный в виде интеграционного сервера системных и пользовательских программ для эмуляции данных из MS DOS в пользовательскую среду ОС Windows. В пользовательской среде диспетчер решает прикладные задачи учета и перераспределения продукции, выполняет необходимые расчеты, осуществ-

ляет плановый контроль выполняемых ТП. База данных в MS DOS заполняется информацией, поступающей от датчиков сенсорной (измерителей температуры и влажности воздуха производственного помещения), измерительной (комплексов измерительных преобразователей в рабочих резервуарах) и телеизмерительной (подключение к другим подсистемам или удаленным комплексам датчиков) сетей. Такая топология сетей может охватывать узлы сетей (серверы) между подсистемами на пользовательском уровне и организовывать связь с внешней средой.

Изложенный подход в оптимальном управлении ТП изготовления дрожжевых смесей автоматически распространяется на смежные производства изготовления теста, очистки и сушки зерна, варки сиропов и т.д.

Выводы

Этапы, предшествующие построению оптимальной системы управления на микроуровне проектирования АСУТП.

1. Выработка структуры схемы технологических цепей для основных и вспомогательных производств многофазных продуктов в виде жидких дрожжей.

2. Определение основных расчетных параметров для составных элементов, включая регуляторы, оборудование ТОО и вычислительное устройство, после-

дующая компоновка и трассировка трубопроводных коммуникаций и компьютерных сетей на системном уровне проектирования.

3. Выработка основных требований к измеряемым физическим величинам для разработки комплексных измерительных преобразователей на последующем макроуровне проектирования подсистемы.

Изложенный метод оптимизации систем управления может быть распространен на многомерный случай; полученная методика расчета элементов систем управления может быть использована для расчетов параметров и характеристик регуляторов в АСУТП гидродинамического типа.

Список литературы

1. Хоменюк В.В. Элементы теории многоцелевой оптимизации. М.: Наука, 1983.
2. Понтрягин Л.С., Болтянский В.Г., Гамкрелидзе Р.В., Миценко Е.Ф. Математическая теория оптимальных процессов. М.: Наука, 1969.
3. Бельский В.З. Некоторые модели оптимального планирования, основанные на схеме межотраслевого баланса. // Экономика и математические методы. 1967. №3. Вып.4.
4. Справочник по теории автоматического управления / Под ред. А.А. Красовского. М.: Наука. 1987.
5. Корн Г., Корн Т. Справочник по математике / Под ред. И.Г. Арамановича. М.: Наука. 1978.

Баталов Сергей Алексеевич – канд. техн. наук, доцент кафедры "Информатика" Уфимского технологического института сервиса, директор научно-исследовательского предприятия "Автоматизированные системы". Контактный телефон в г. Уфе 34-38-85. E-mail: squart@mail.ru

АВТОМАТИЗАЦИЯ ПРОЦЕССА ОТЖИГА ПРОВОЛОКИ В ПЕЧАХ

С.А. Кижяев (ЗАО "СКК")

Рассматриваются вопросы автоматизации процесса отжига проволоки в печах на базе компьютерной техники, алгоритмизация ТП путем вычисления величины относительного удлинения в статике. Описывается печь отжига как объект регулирования. Приводятся графики переходных процессов.

Все печи для отжига проволоки или для старения проводов из алюминиевых сплавов делятся на две основные группы: непрерывного и периодического действия. В данной работе рассмотрим работу печей непрерывно-го действия или как их еще называют печей сухого отжига.

При нагреве в печах проволоки важным является знание ее относительного удлинения, т.к. оно по существу определяет качество изготавливаемой продукции.

Рассмотрим процесс нагрева проволоки (жилы) на основании закона сохранения и превращения энергии, для чего составим уравнение теплового баланса с учетом выделения тепла за счет нагрева.

$$s_{mm}DT_m + s_{mk}DT_k + s_{mp}DT_p = Pht, \quad (1)$$

Рис. 1

где см, ск, сп - удельные теплоемкости соответственно проволоки, материала катушки и печи; m, k, p - массы проволоки, катушки и печи; DT_m, DT_k, DT_p - перепады температур при нагреве проволоки, катушки и печи; P - мощность нагрева; h - КПД способа нагрева; t - время нагрева.

Проведя ряд преобразований и учитывая, что при температуре отжига, например, медной жилы DT_m " 600 °C сечение медной жилы в нагретом состоянии будет S_{мн} " 3S_{мх}, а DS_м = 2S_{мх} (DS_м = S_{мн} - S_{мх}), где S_{мх} и S_{мн} - сечение жилы в холодном и нагретом состояниях, получим величину относительного удлинения жилы

$$, \quad (2)$$

где 2с_м = k₁; с_к/l_{мх} = k₂; с_п/l_{мх} = k₃; h = k₄, l_{мх} - длина жилы в холодном состоянии.

Учитывается, что проволока намотана на катушку, т.е. DT_k = DT_m.