



РАЗРАБОТКА СУПЕРВИЗОРНОЙ СИСТЕМЫ АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ НА ОСНОВЕ НЕЧЕТКОГО ЛОГИЧЕСКОГО ВЫВОДА

Л.А. Денисова (ОмГТУ), Д.М. Алексейцев (ООО «Автоматика-сервис»)

Рассматриваются вопросы разработки супервизорной системы управления, обеспечивающей автоматическую стабилизацию выходных параметров многопоточной печи нефтеперерабатывающей установки. Предлагается структура системы, выполняющей формирование заданий локальным регуляторам потоков нефтепродукта с целью оптимизации технологического процесса. Приводится описание реализации системы на базе интеллектуальных регуляторов, основанных на математическом аппарате нечеткой логики, и результаты модельных исследований системы в среде MATLAB.

Ключевые слова: многомерный объект, супервизорное управление, многопоточная печь, математическая модель, нечеткая логика.

Введение

Повышение эффективности процесса нефтепереработки в настоящее время достигается внедрением высокотехнологичных решений промышленной автоматизации, направленных на увеличение производительности технологических объектов.

В качестве объекта автоматизации в статье рассматривается технологический процесс многопоточной печи нефтеперерабатывающей установки. Автоматическое управление печью в существующей системе управления осуществляется по одному основному параметру — температуре нефтепродукта на выходе из печи. Управление потоками печи выполняется вручную оператором — заданием уставки для каждого из потоков печи. При этом получение тепловой энергии каждым из змеевиков печи осуществляется неравномерно и зависит от внутренней конструкции печи. Кроме того, недостатком существующей системы управления является предъявление высоких требований к оператору установки, необходимость его постоянного внимания и выполнения множества действий при контроле и управлении загрузкой печи. При этом в связи с нерегулярным ручным выравниванием температур потоков оператором установки наблюдается снижение КПД печи.

Для управления многопоточной печью разработана многосвязная система регулирования (МСР), позволяющих снизить количество управляющих параметров (формируемых вручную оператором установки) и обеспечить автоматическую стабилизацию выходных параметров. Предлагаемая МСР реализует функцию супервизорного управления: формирует уставки локальным регуляторам потоков (на основе информации о контролируемых выходных параметрах), обеспечивая оптимизацию технологического процесса многопоточной печи. При этом непрерывное автоматическое поддержание минимальной разности между температурами в потоках печи позволяет обеспечить существенное повышение эффективности передачи тепла горелкам потокам нефтепродукта.

Следует отметить, что многопоточные печи установок нефтеперерабатывающих производств характеризуются сложным технологическим процессом. Состояние такого процесса определяется большим числом управляемых величин, имеющих различную физическую природу, постоянно изменяющихся под воздействием случайных неконтролируемых факторов. Изменение динамических характеристик объекта управления снижает эффективность использования традиционных методов автоматического регулирования, так как приводит к ухудшению качества работы даже первоначально оптимально настроенных регуляторов.

Стратегия управления, основанная на теории нечетких множеств [1–3], является одним из эффективных подходов, учитывающих неопределенность параметров объекта и возмущающих факторов, вызванных внешними условиями технологических процессов. При этом повышение качества функционирования системы управления достигается применением нечетких (FUZZY) регуляторов вместо стандартных линейных регуляторов.

Для решения задачи управления многопоточной печью разработана и исследована МСР как супервизорная система, формирующая уставки для регуляторов потоков, и реализованная на базе интеллектуальных регуляторов, основанных на математическом аппарате нечеткой логики.

Задача управления технологическим процессом многопоточной печи

Многопоточные печи установок нефтеперерабатывающих производств имеют относительно большое число управляемых величин и управляющих воздействий, т.е. являются многомерными объектами управления. Как известно, регулирование многомерных объектов может быть несвязанным и связанным [4, 5]. В первом случае каждая выходная величина регулируется одним регулятором, воздействующим на соответствующий регулирующий орган. Во втором

случае каждый регулятор воздействует и на другие регулируемые величины.

Выбор способа регулирования определяется характером связей между регулируемыми величинами, которые существуют внутри управляемого объекта. В случае если на регулируемую величину одного канала регулирования действует добавочное возмущение от входных переменных другого канала, ухудшающее качество функционирования первого канала, целесообразно осуществить компенсацию этого возмущения введением дополнительных связей между соответствующими регуляторами.

При разработке систем управления многомерными объектами необходимо руководствоваться принципом автономности — одним из фундаментальных принципов проектирования многосвязных систем управления [5]. Сущность этого принципа состоит в установлении между отдельными регуляторами многомерного объекта специально подобранных связей так, чтобы были скомпенсированы внутренние связи в объекте между регулируемыми величинами. В результате многомерная система регулирования может рассматриваться как соответствующее число независимых (автономных) одномерных систем.

Проанализируем необходимость построения системы с компенсацией возмущений для регулирования многопоточной печи. Регулирование печи как многомерного объекта является связанным, то есть каждый регулятор, воздействуя на регулирующий орган своего канала регулирования (отклонения температуры потока печи), также действует на регулирующие органы других регулируемых величин. На каждую выходную переменную действует добавочное возмущение от входных переменных (расходов по другим потокам) по каналам с соответствующими передаточными функциями. Однако, как показал анализ исходных данных (характеристик объекта управления), эти добавочные возмущения не значительно ухудшают качество функционирования каждого канала регулирования, в связи с меньшими по сравнению с основным входным воздействием коэффициентами передачи. Поэтому не представляется целесообразным реализовать компенсирующие связи между регуляторами для того, чтобы изолировать регулируемые величины каждого из каналов от процессов в других потоках печи, то есть рассматривать процессы регулирования в потоках печи автономно.

Таким образом, при проектировании и практической реализации системы регулирования многопоточной печи как многомерного объекта будем использовать методы, применяемые для одномерных систем. Для технической реализации примем структуру системы, при которой каждую регулируемую величину (отклонение температуры потока печи) контролирует только один одномерный регулятор.

При этом в многосвязной системе управления проверку функционирования регуляторов выравнивания температур потоков необходимо осуществлять при их

совместной работе. Эта необходимость обусловлена также тем, что среди взаимопересекающихся замкнутых контуров многомерного объекта присутствуют контуры с положительной обратной связью (от добавочных возмущений от процессов в других потоках печи).

Регулирование выравнивания температур потоков осуществляется изменением расходов потоков (загрузкой печи). При этом изменение расходов потоков влияет как на температуры потоков, так и на общий расход нефтепродукта через печь. Следует отметить, что канал регулирования общего (суммарного) расхода, реализованный в МСР, является быстродействующим по сравнению с каналами регулирования выравнивания температур потоков. Это обстоятельство позволяет строить системы регулирования расхода и температур потоков как независимые друг от друга системы.

Рассмотрим вопросы разработки системы управления процессами на примере 6-ти поточной печи. Общая структура системы супервизорного управления представлена на рис. 1. В проектируемой системе необходимо осуществить управление потоками заданием уставки для каждого из потоков печи $F_{sp1} - F_{sp6}$. Сформированные уставки (вместо уставок, вводимых оператором) будут использоваться существующими в системе контурами регулирования (на базе традиционных ПИД-регуляторов), обеспечивающими управление потоками печи $F_1 - F_6$ (Flow Control $F_{c1} - F_{c6}$). В качестве выходных параметров объекта используются разности (отклонения) температур между температурами потоков каждого из змеевиков печи и средней температурой потоков, обозначенные $\Delta T_1 - \Delta T_6$.

В структурном отношении модель многопоточной печи состоит из многомерных звеньев. Линейное многомерное звено, соответствующее каналам управления «расход потока — отклонения температуры потока», описывается матричным соотношением вида:

$$\Delta \mathbf{T}(s) = \mathbf{W}(s)\mathbf{F}(s). \quad (1)$$

Здесь $\mathbf{F}(s)$, $\Delta \mathbf{T}(s)$ — векторы — столбцы изображений входных и выходных величин:

$$\mathbf{F}(s) = \{F_1(s), F_2(s), \dots, F_n(s)\}^T;$$

$$\Delta \mathbf{T}(s) = \{\Delta T_1(s), \Delta T_2(s), \dots, \Delta T_n(s)\}^T; n = 6,$$

где индекс «T» обозначает операцию транспонирования; s — оператор Лапласа. Кроме того, в выражении (1) присутствует $\mathbf{W}(s)$ — матричная передаточная функция, т.е. матрица, элементами которой являются передаточные функции отдельных каналов звена:

$$\mathbf{W}(s) = \begin{bmatrix} W_{11}(s), W_{12}(s), \dots, W_{1j}(s), \dots, W_{1n}(s) \\ W_{21}(s), W_{22}(s), \dots, W_{2j}(s), \dots, W_{2n}(s) \\ \dots \\ W_{i1}(s), W_{i2}(s), \dots, W_{ij}(s), \dots, W_{in}(s) \\ \dots \\ W_{n1}(s), W_{n2}(s), \dots, W_{nj}(s), \dots, W_{nn}(s) \end{bmatrix}$$

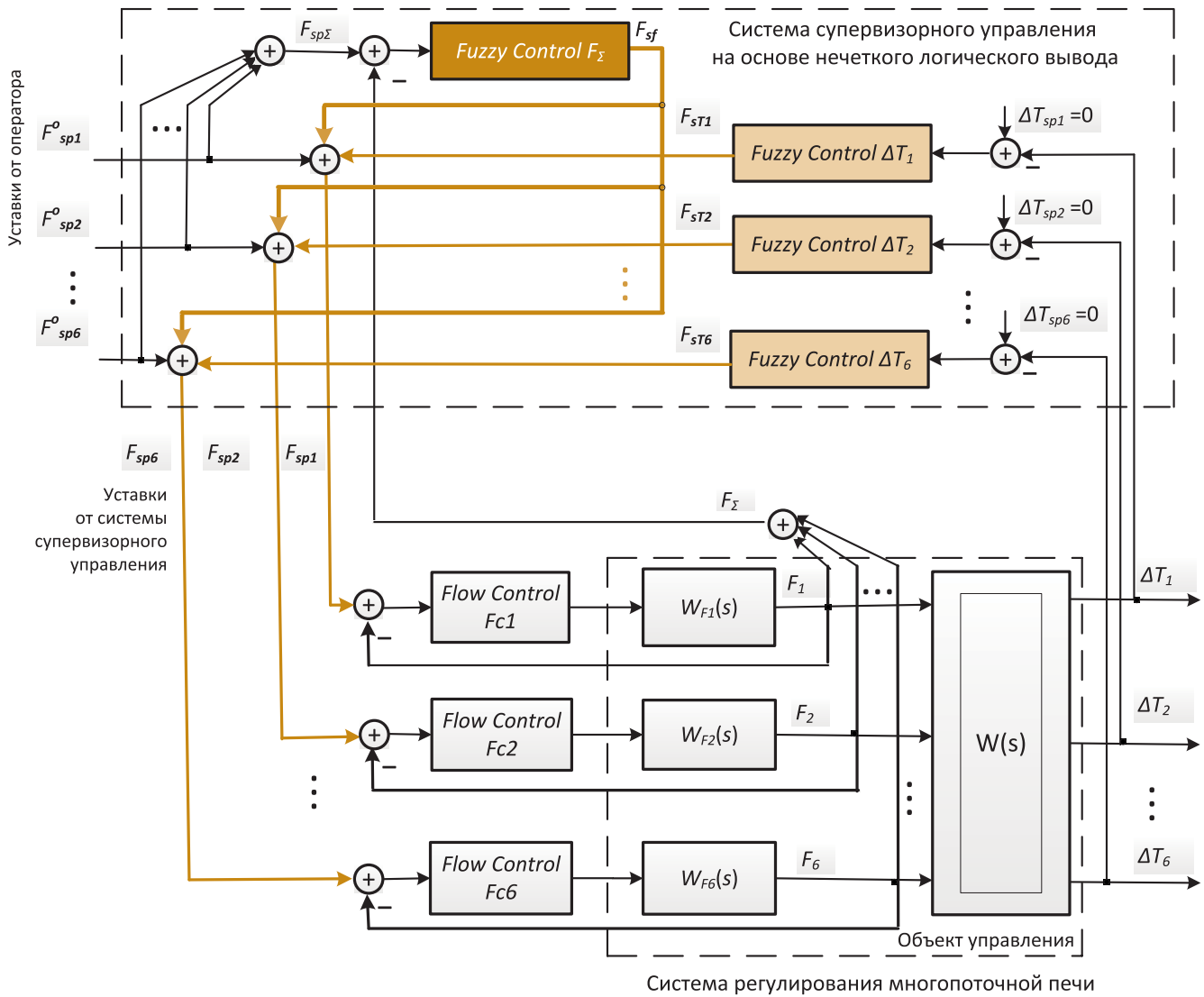


Рис. 1. Общая структура нечеткой системы супервизорного управления многопоточной печи

Передаточные функции отдельных каналов звена, описывающие каналы управления «расход — отклонение температуры потока», описываются соотношениями вида:

$$W(s) = K_{ij} \frac{T_{ij}''' s + 1}{T_{ij}'' s^2 + T_{ij}' s + 1} e^{-\tau_{ij} s}; i = \overline{1, n}; j = \overline{1, n}; n = 6,$$

где K_{ij} — коэффициент передачи по каналу управления; T_{ij}'' , T_{ij}' , T_{ij}''' — постоянные времени, τ_{ij} — время запаздывания для каждого канала управления «расход i -го потока F_i — частичное отклонение температуры j -го потока ΔT_{ij} ». Выходом объекта является отклонение температуры j -го потока (сумма частичных отклонений, обусловленных изменениями F_i).

Кроме того, принималось во внимание, что контур управления суммарным потоком печи, функционирующий на основе отклонения суммарного потока F_{Σ} от заданного значения $F_{sp\Sigma}$ (формируется как сумма уставок для каждого потока, вводимых оператором), также участвует в формировании уставок для каждого из потоков печи.

Таким образом, уставки для каждого из потоков печи $F_{sp1} - F_{sp6}$ формируются в зависимости как от отклонения суммарного потока печи, так и от отклонений температур потоков от своих заданных значений.

При проектировании МСР выдвигаются следующие требования. Необходимо минимизировать отклонения температур потоков каждого из змеевиков печи от среднего значения $\Delta T_j \rightarrow \min; j = \overline{1, 6}$, а также обеспечить поддержание заданного значения суммарного потока печи $\Delta F_{\Sigma} = (\sum_{i=1}^6 F_{spi} - \sum_{i=1}^6 F_i) \rightarrow \min$.

На основании указанных требований создана супервизорная система управления многопоточной печью, осуществляющая формирование уставок для локальных регуляторов потоков, тем самым выполняющая автоматическое поддержание минимальной разности между температурами потоков, обеспечивая при этом поддержание заданного суммарного потока печи.

Система супервизорного управления, построенная на основе нечеткого логического вывода (рис. 1),

является «настройкой» над существующей системой управления загрузкой печи (управления потоками).

На основе получаемых от оператора уставок расходов для каждого потока и информации о состоянии объекта управления (суммарный расход и отклонения температур потоков) система супервизорного управления формирует уставки регуляторам потоков, позволяя осуществить автоматическое выравнивание температур потоков при поддержании заданного суммарного расхода.

Моделирование системы супервизорного управления многопоточной печи

В соответствии с приведенной структурой нечеткой системы супервизорного управления многопоточной печи в среде MATLAB/Simulink/Fuzzy Logic [6–8] создана математическая модель МСР для шести поточной печи. Рассмотрим подробно подсистемы, реализующие функцию супервизорного управления на основе нечеткого логического вывода.

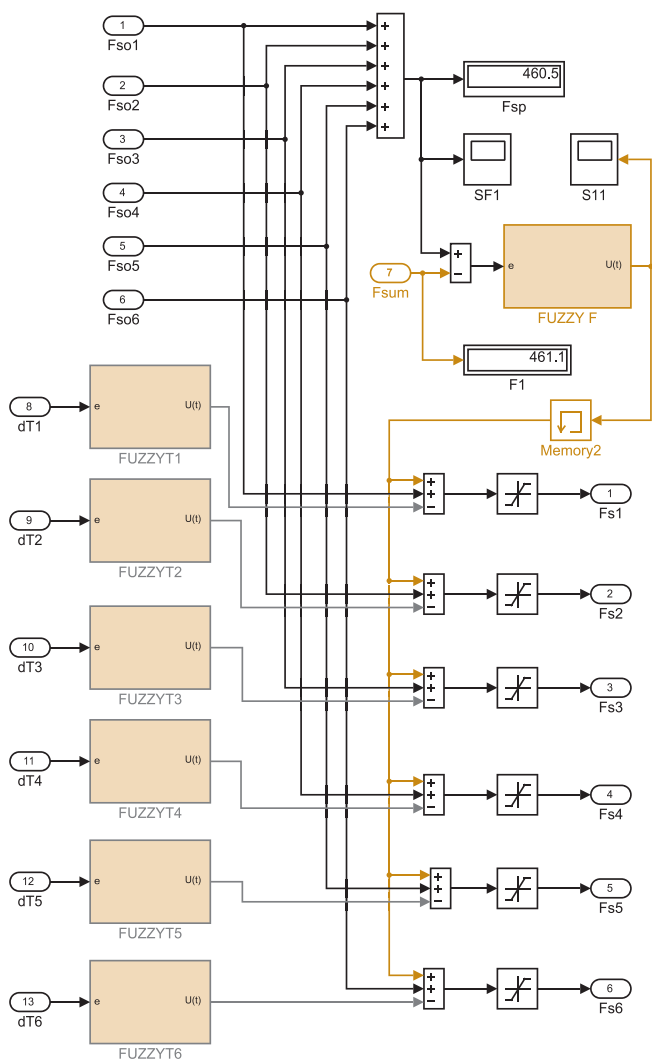


Рис. 2. Модель подсистемы нечеткого супервизорного управления FUZZY MC в среде MATLAB/Simulink/Fuzzy Logic

В составе математической модели МСР присутствует подсистема нечеткого супервизорного управления FUZZY MC, структура которой представлена на рис. 2. При этом входящая в нее подсистема FUZZY F служит для регулирования суммарного расхода нефтепродукта, а подсистемы FUZZY T1 (T2–T6) — для регулирования отклонений температур потоков. В подсистеме FUZZY MC предусмотрена обработка сигналов измеренных значений расходов для подавления действия шумов при формировании уставок. В подсистемы вводятся как внешние сигналы настроечные параметры функций принадлежности переменных, используемые процедурой нечеткого логического вывода.

На вход каждой из подсистем FUZZY F, FUZZY T1 (T2–T6) поступает ошибка e — отклонение регулируемого параметра от заданного значения. Для подсистемы FUZZY F ошибка e определяется отклонением суммарного расхода от заданного значения, для каждой подсистемы FUZZY T1 (T2–T6) ошибкой служит отклонение температуры потока от среднего значения температуры печи. В каждой из этих подсистем определяется скорость изменения ошибки de/dt , используемая для формирования выходной величины. Выходом подсистем является сформированное (на основе нечеткого логического вывода) значение изменения заданного расхода для регулятора соответствующего потока базовой системы регулирования.

Таким образом, задание для каждого регулятора потока формируется на основе уставки, поступающей от оператора F_{spi}^o , с учетом двух формируемых выходных величин: выхода регулятора суммарного расхода (FUZZY F) F_{sf} и выхода регулятора отклонения температуры потока (FUZZY T1 (T2–T6)) F_{sTi} , как алгебраическая сумма $F_{spi} = F_{spi}^o + F_{sf} + F_{sTi}; i = 1, n, n = 6$.

Собственно нечеткое регулирование для каждого регулятора реализовано подсистемой REG FIS (рис. 3), имеющей следующую логику работы. Если наблюдается большая величина отклонения технологического параметра от заданного значения e , выходная переменная (изменение заданного расхода F_{sf} или $F_{sTi}; i = 1, n$) производится с высокой скоростью. При малых e регулирование не выполняется, если скорость изменения ошибки de/dt низкая. Если присутствует высокая скорость изменения ошибки de/dt , даже при малых значениях e , выходной параметр изменяется со средней скоростью. Система нечеткого регулирования в соответствии с описанной логикой имеет только по три терма для каждой из лингвистических переменных и простую базу продукционных правил.

Для реализации описанного алгоритма входные сигналы e и de/dt в подсистеме REG FIS переводятся в значения нечетких лингвистических переменных — производится процесс фаззификации. Под фаззификацией понимается процедура представления числа, принадлежащего множеству действительных чисел, в виде нечеткого числа (от англ. fuzzy — нечеткий) [4]. Полученные нечеткие переменные используются

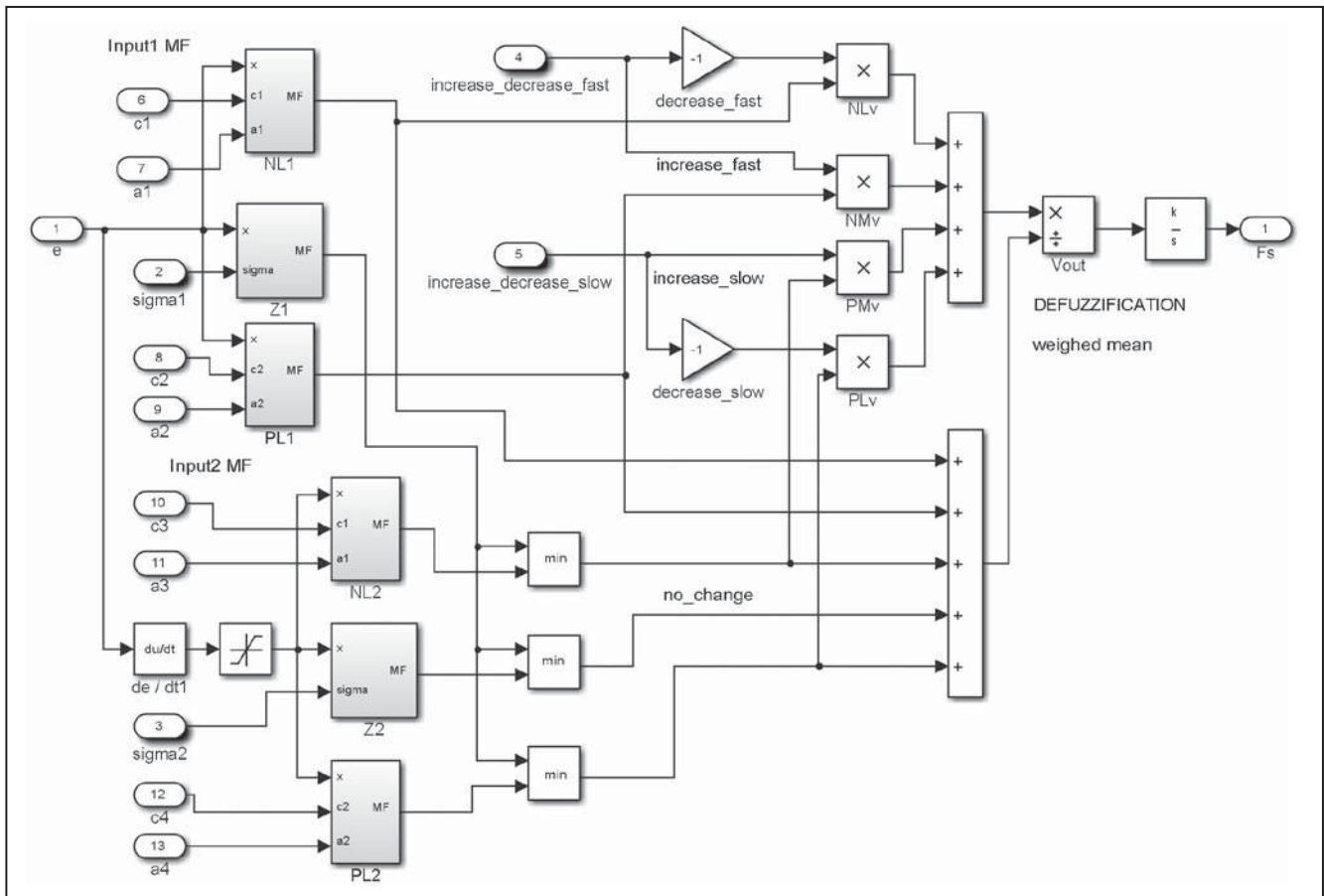


Рис. 3. Схема подсистемы нечеткого регулирования REG FIS

при реализации нечеткого логического вывода: над нечеткими переменными выполняются операции, сформулированные в виде нечетких правил.

При осуществлении процесса фазификации диапазоны изменения переменных разбиваются на лингвистические термы (множества), в пределах каждого из которых строится функция принадлежности $\mu(x)$ переменной x (e или de/dt) каждому из множеств. Диапазон изменения ошибки регулирования e разбивается на три терма: $NL1$ — отрицательная большая, $Z1$ — малая, $PL1$ — положительная большая. Для скорости изменения ошибки de/dt диапазон разбивается на такое же количество термов с аналогичными обозначениями: $NL2$ — отрицательная высокая, $Z2$ — низкая (малые значения de/dt соответствуют установившемуся процессу), $PL2$ — положительная высокая.

В качестве функций принадлежности для задания внутренних лингвистических термов $Z1$ ($Z2$) входных переменных использована симметричная гауссова функция ($gaussmf$), формируемая в соответствии с выражением $\mu(x) = e^{-\frac{(x-c)^2}{2\sigma^2}}$, где параметр c задает модальное значение функции, а σ — ширину. Для лингвистических термов $Z1$ ($Z2$) (малая, низкая) модальное значение $c = 0$. Значение параметра σ , характеризующего ширину функции принадлежности, выбирается из условий достижения требуемого качества регулирования и является параметром настройки.

Для задания крайних термов $NL1$ ($NL2$) и $PL1$ ($PL2$) используются сигмоидальные функции принадлежности ($sigmf$), которые определяются в соответствии с выражением $\mu(x) = (1 + e^{-a(x-c)})^{-1}$, где a и c — числовые параметры, $a < c$. Параметр c определяет координату точки перегиба функции, а коэффициент a задает наклон функции в точке перегиба. При этом $a > 0$ соответствует S -образной функции принадлежности, а при $a < 0$ формируется Z -образная функция принадлежности.

Заключение каждого правила задается в виде четкого числа V_{out} — скорости изменения выходной переменной (выходом является изменение заданного расхода F_{sf} или F_{sTi} ; $i = \overline{1, n}$, $n = 6$), которое рассматривается как одноэлементное нечеткое множество с точечной функцией принадлежности. Диапазон изменения переменной V_{out} разбивается на пять термов: NL — отрицательная высокая, NM — отрицательная средняя, Z — нулевая, PM — положительная средняя, PL — положительная высокая.

Функции принадлежности нечетких регуляторов подсистемы REG FIS настроены при предварительной оптимизации с помощью генетических алгоритмов [9–12]. На рис. 4 приведены функции принадлежности входных и выходной переменных нечетких регуляторов, реализованных подсистемой FUZZY F — для регулирования суммарного расхода, и подсистемами FUZZY T1 (T2–T6) — для регулирования отклонений температур потоков. Настройка выполнялась по мо-

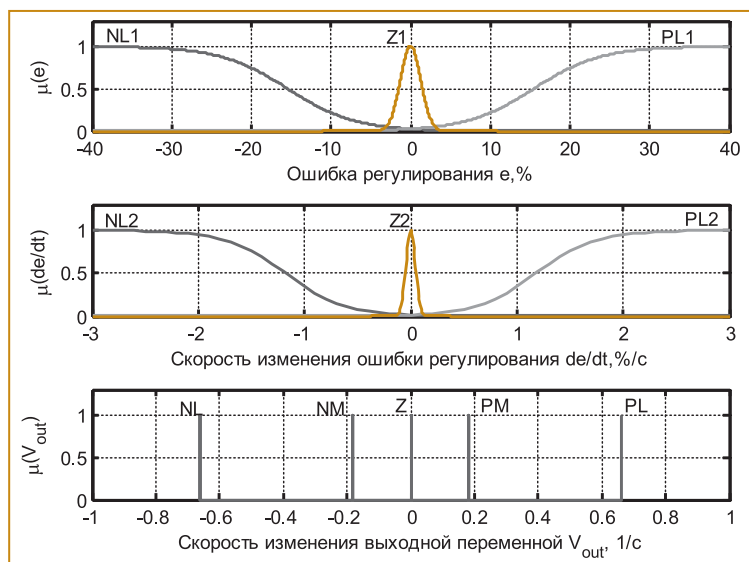


Рис. 4. Функции принадлежности входных и выходной переменных контуров нечеткой системы регулирования

дели одноконтурной системы регулирования (при минимизации интегрального критерия оптимальности, учитывающего ошибку регулирования и затраты на управление [10, 11]).

В соответствии с принятой логикой алгоритма, выполняемого подсистемой REG FIS, база знаний нечеткого регулирования включает в себя пять нечетких продукционных правил:

ЕСЛИ e ЕСТЬ PL1, ТО Vout ЕСТЬ PL; ЕСЛИ e ЕСТЬ NL1, ТО Vout ЕСТЬ NL;

ЕСЛИ e ЕСТЬ Z1 И de/dt ЕСТЬ Z2, ТО Vout ЕСТЬ Z;

ЕСЛИ e ЕСТЬ Z1 И de/dt ЕСТЬ NL2, ТО Vout ЕСТЬ PM;

ЕСЛИ e ЕСТЬ Z1 И de/dt ЕСТЬ PL2, ТО Vout ЕСТЬ NM.

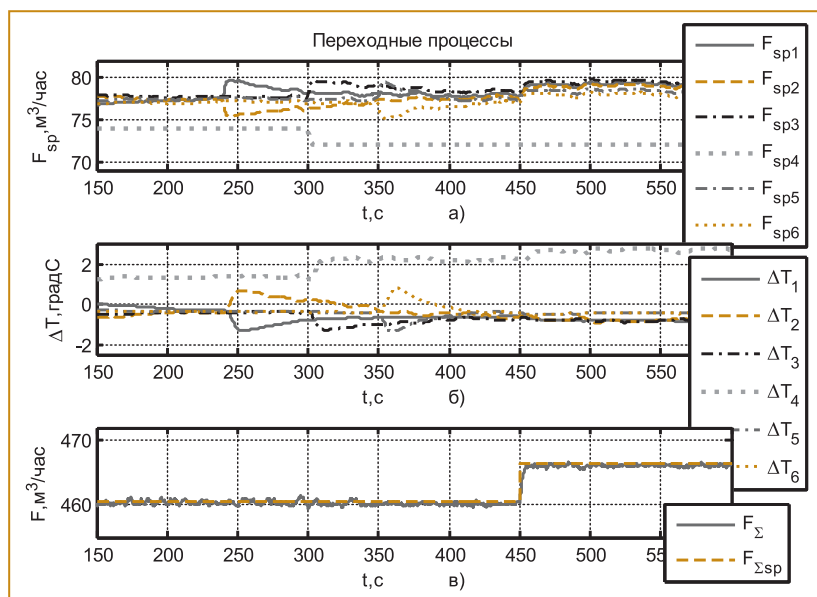


Рис. 5. Переходные процессы в системе нечеткого супервизорного управления при отключении от управления одного канала

Для обратного преобразования нечетких переменных в четкие (процедуры дефазификации) осуществляется четкий вывод путем определения взвешенного среднего в соответствии с выражением $V_{out} = \frac{\sum_{i=1,m} \mu(V_{out}) V_i}{\sum_{i=1,m} \mu(V_{out})}$.

Здесь V_i — значение скорости изменения выходной переменной для i -го термина с единичным значением степени принадлежности; $\mu(V_{out})$ — степень принадлежности к этому терму; m — число термов. Получаем V_{out} — четкое значение скорости изменения выходной переменной.

Таким образом, совокупность нечетких правил и нечетких переменных используется для осуществления нечеткого логического вывода, результатом которого является скорость изменения выходной переменной V_{out} . Далее на основании переменной V_{out} вычисляется собственно значение выхода регулятора: F_{sf} — для регулятора суммарного расхода (FUZZY F) и F_{sTi} — для каждого регулятора отклонения температуры потока (FUZZY T1 (T2 T6)).

Результаты модельных исследований разработанной системы нечеткого супервизорного регулирования представлены на рисунке 5. Для наглядности один из шести потоков печи отключен от управления, то есть для него не производится формирование уставки супервизорной системой (расход нефтепродукта в потоке задан вручную оператором).

Графики переходных процессов (полученные при возмущении заданными расходами потоков на 250-й, 300-й и 350-й секундах, рис. 5а) демонстрируют хорошее качество управления (быстрое выравнивание температур) для управляемых потоков. Все возмущения обрабатываются: отклонения температур менее 1°C, и устраняются менее чем за 50 с (рис. 5б). Для сравнения: отклонение температуры потока, отключенного от управления, превышает 2°C. Как видно из графиков, поддержание заданного суммарного расхода осуществляется с хорошей точностью (отклонение менее 1 м³/ч, рис. 5в).

На основании проведенных исследований сделан вывод, что использование нечеткого супервизорного регулирования целесообразно для проектирования эффективной МСР.

Заключение

Разработана многосвязная система супервизорного управления, построенная на основе нечеткого логического вывода, являющаяся программно-алгоритмической надстройкой над существующей системой управления загрузкой печи (управления потоками нефтепродукта). МСР позволяет осуществлять автоматическую стабилизацию выходных параметров объ-

екта, тем самым снижая нагрузку на оператора установки, обеспечивая уменьшение количества параметров, требующих постоянного контроля с его стороны.

Система выполняет управление технологическим процессом многопоточной печи, выравнивая температуры потоков (минимизируя разности между температурами потоков) при ограничении на величину суммарного расхода нефтепродукта. При этом проявляется основное преимущество супервизорного управления, состоящее в возможности непрерывного контроля и управления процессом в режиме, близком к оптимальному.

Следует также отметить, что МСР, реализованная на базе интеллектуальных нечетких регуляторов, обладающих малой чувствительностью к изменению параметров технологических процессов, позволит обеспечить повышение эффективности работы объектов автоматизации нефтеперерабатывающих производств, подверженных влиянию случайных неконтролируемых факторов.

Список литературы

1. Zadeh L.A. Fuzzy sets // Information and Control. 1965. vol. 8. pp. 338-353.
2. Sugeno M. and Yasukawa T. Fuzzy-logic-based approach to qualitative modeling // IEEE Transactions on Fuzzy Systems. 1993. vol. 1. no. 1. pp. 7-31.
3. Денисова Л.А. Синтез системы регулирования с коррекцией задающего воздействия на основе нечеткого логи-

Денисова Людмила Альбертовна – д-р техн. наук, профессор Омского государственного технического университета (ОмГТУ).

Алексейцев Дмитрий Михайлович – начальник управления развития АСУТП ООО «Автоматика-сервис» (г. Омск).
Контактный телефон (381-2) 65-20-84.

E-mail: denisova@asoiu.com, Alekseytsev.DM@gazprom-neft.ru.

Поступила в редакцию 10.01.2019.

После доработки 22.01.2019.

Принята к публикации 22.01.2019.

САПР СИСТЕМЫ КОНТРОЛЯ ТРУБОПРОВОДОВ

**А.В. Аушев (ООО «ТД Термолайн»), С.Н. Синавчиан (МГТУ им. Н.Э. Баумана),
Д.М. Дончан (ИПУ РАН)**

Сети центрального отопления и горячего водоснабжения представляют собой теплоизолированную металлическую трубу, создающую герметичный контур для перемещения жидкостей. Задача контроля его герметичности определяется как необходимостью сохранения его функциональности, а значит снижения потерь теплоносителя и экономии тепловой энергии, так и требованиями безопасности горожан. Описаны архитектура, основные возможности, алгоритм работы облачной САПР оперативного дистанционного контроля трубопроводов в пенополиуретановой изоляции.

Ключевые слова: САПР, оперативный дистанционный контроль трубопроводов, пенополиуретановая изоляция, контрольные точки.

В настоящее время в России, Казахстане, Белоруссии идет активное обновление городских тепловых сетей. Большинство переключений трубопровода осуществляется трубами в пенополиуретановой (ППУ) изоляции. В целях непрерывного контроля целостности таких труб одновременно с монтажом трубопровода монтируют и систему оперативного дистанционного контроля (СОДК), основанную на проложенных в толще ППУ медных проводниках. СОДК представляет собой слаботочную электриче-

Интеллект определяется не пройденным путём, а результатом.
Гарри К. Каспаров

- ческого вывода // Омский научный вестник. 2009. №1 (77). С. 184-191.
4. Гудвин Г.К., Гребе С.Ф., Сальгадо М.Э. Проектирование систем управления. М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2004. 911 с.
 5. Ротач В.Я. Теория автоматического управления. М.: Изд. МЭИ. 2004. 400 с.
 6. Дьяконов В.П. MATLAB 7.*/R2006/R2007: Самоучитель. М.: ДМК Пресс, 2008. 768 с.
 7. Xue D. and Chen Y.Q. System Simulation Techniques with MATLAB and Simulink. John Wiley & Sons, Inc. 2013. 484 p.
 8. Purohit G. N., Sherry A. M. and Saraswat M. Optimization of Function by using a New MATLAB based Genetic Algorithm Procedure // International Journal of Computer Applications. 2013, vol. 61(15). pp. 1-5.
 9. Холланд Дж. Генетические алгоритмы // В мире науки. 1992. № 9. С. 32-40.
 10. Денисова Л.А., Мещеряков В.А. Автоматизация параметрического синтеза системы регулирования с использованием генетического алгоритма // Автоматизация в промышленности. 2012. №7. С. 34-38.
 11. Денисова Л. А. Многокритериальная оптимизация на основе генетических алгоритмов при синтезе систем управления. Омск: Изд. ОмГТУ, 2014. 172 с.
 12. Denisova L., Meshcheryakov V. Synthesis of a Control System Using the Genetic Algorithms // IFAC-PapersOnLine. 2016. vol. 49, issue: 12. pp. 156-161.