



УДК 681.5.017:62-551.4

© *Е. В. Багрин, С. Н. Коваленко, А. В. Левенец, 2010*

МОДЕЛИРОВАНИЕ СИСТЕМЫ НЕЧЕТКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ УРОВНЯ КУБОВОЙ ЖИДКОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Багрин Е. В. – главный метролог ООО «РН-Туапсинский НПЗ», тел. (86167) 77715, e-mail: e_bagrin@rn-tnpz.ru; *Коваленко С. Н.* – канд. техн. наук, доц. кафедры «Автоматика и системотехника», тел. 8-924-105-94-21, e-mail: kov@ais.khstu.ru; *Левенец А. В.* – канд. техн. наук, доц. кафедры «Автоматика и системотехника», тел. 8-914-191-33-39, e-mail: levalvi@mail.ru (ТОГУ)

Исследуется возможность использования автоматизированной системы, построенной на основе теории нечетких множеств, для регулирования уровня кубовой жидкости ректификационной колонны.

The potential use of an automated system realized on the basis of the fuzzy set theory for controlling the residue level of a rectifying column is investigated.

Ключевые слова: ректификационная колонна, ПИД-регулятор, нечеткая логика, нечеткий регулятор, математическая модель.

В нефтепереработке для полного разделения смесей летучих жидкостей, частично или целиком растворимых одна в другой, широко используют ректификацию. Этот процесс осуществляется в технологической установке, основной единицей которой является ректификационная колонна (РК). Распространенным способом поддержания стабильности параметров технологического процесса в РК является применение классических ПИД-регуляторов или их модификаций в составе автоматизированных систем управления. При этом точность стабилизации технологических параметров на заданном уровне помимо точности измерения регистрирующими приборами зависит от настройки регуляторов. Для определения параметров классических регуляторов необходима адекватная математическая модель объекта управления. Одним из методов построения такой модели является статистический подход, который предполагает наличие экспериментальных данных регулируемых переменных для конкретного режима работы оборудования. Однако в промышленных условиях часто возникают трудности, связанные с нехваткой и сложностью получения необходимых данных с действующей РК, что серьезно затрудняет построение адекватной математической модели. В этом случае модель системы управления может быть построена на основе нечеткой информации, получаемой от оператора установки в виде его суждений о функцио-

нировании объекта и учитывающего его предпочтения в процессе выбора решений [1].

Автоматизированная система управления ректификационной колонной деизопентанизации К-201 имеет пять штатных замкнутых контуров регулирования технологических параметров, работающих по отклонению контролируемого параметра. Функциональная схема одного из них, контура регулирования уровня кубовой жидкости колонны, приведена на рис. 1.

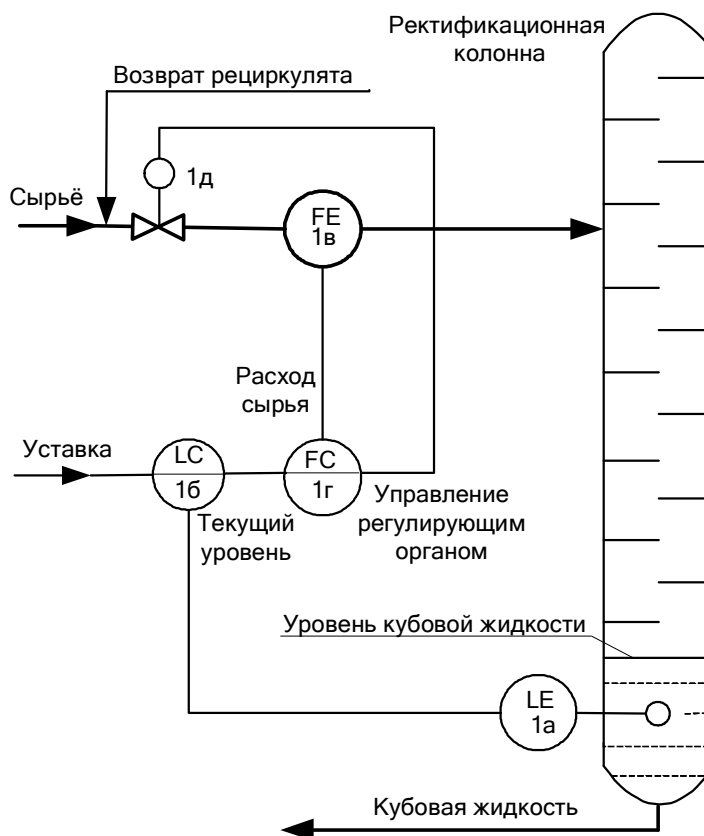


Рис. 1. Функциональная схема контура регулирования уровня кубовой жидкости ректификационной колонны с помощью двухкаскадного ПИД-регулятора

В схеме используется двухкаскадный ПИД-регулятор, первый каскад (1б) которого, в зависимости от заданного уровня, формирует необходимый расход на тарелку питания колонны, а второй каскад (1г), управляющий исполнительным механизмом (1д) регулирующего органа на линии сырья из резервуара, обеспечивает требуемый расход. При этом суммарный расход складывается из расхода сырья из резервуара и возврата рециркулята. Рециркулят содержит преимущественно легкие фракции, в нормальном режиме практически не попадающие в куб колонны. Количество рециркулята в дан-



ной схеме регулирования не может быть изменено и, следовательно, для регулятора является возмущающим воздействием. При изменении количества рециркулята регулятор старается сохранить неизменным суммарный расход в РК, управляя количеством сырья, поступающего из резервуара. Таким образом в РК поступает питание с другим фракционным составом, что приведет к изменению уровня жидкости в кубовой части с задержкой в 15-20 минут, т.к. вход сырья находится на 59 тарелке (всего тарелок 80). Возмущающим воздействием также будут являться изменение температуры низа колонны и изменение расхода продукта из кубовой части. При изменении этих параметров нарушаются условия оптимизации, заложенные при синтезе регуляторов, и, как следствие, ухудшаются динамические показатели регулирования. В этом случае для обеспечения корректной работы установки требуется вмешательство оператора, т.е. переход на ручной режим регулирования. Оператор, используя показания контрольно-измерительных приборов, основываясь на личном опыте и интуиции, воздействует на исполнительные органы объекта, добиваясь приемлемых конечных результатов. В этом случае потребительские свойства продукции напрямую зависят от опытности оператора. При этом чем более квалифицирован оператор, тем лучших результатов он добивается.

Словесная информация, полученная от оператора об алгоритме управления, может быть использована с помощью аппарата теории нечетких множеств для построения системы нечеткого регулирования. Алгоритм работы такой системы реализует нечеткий регулятор или фаззи-регулятор (ФР) [1].

Функциональная схема разработанной системы с ФР приведена на рис. 2. Здесь ФР (1д) используется как основной регулятор взамен двухкаскадного ПИД-регулятора в исходной схеме на рис. 1.

Синтез алгоритма ФР заключался в определении входных переменных, выходной переменной (управляющего воздействия), термов входных и выходной переменных (представлены в таблице), функций принадлежности термов, базы правил, алгоритма нечеткого логического вывода, процедуры преобразования нечеткого множества в четкое число (процедуры дефаззификации). Задача решалась итерационным способом поэтапно.

Входными переменными ФР были выбраны параметры, которые наиболее сильно влияют на процесс, и необходимы для управления им:

- H_{err} – ошибка уровня, разница между заданием и текущим значением уровня. Вычисляется устройствами 1б, 1г;
- H_{diff} – скорость изменения уровня. Вычисляется устройством 1в;
- $koff_{TF}$ – отношение количества откачиваемой из кубовой части жидкости к количеству поступающего сырья. В установившемся режиме, при неизменном уровне кубовой жидкости, данный коэффициент должен быть постоянным, а по изменению этого коэффициента можно прогнозировать изменение уровня. Вычисляется устройством 1з.

Выходной параметр (a_{Pit}) управляет исполнительным механизмом 1и регулирующего органа на линии сырья из резервуара.



ММ РК описывалась формулами испарения и конденсации [2]. При этом были приняты следующие допущения:

- использована линейная зависимость изменения температуры и давления в колонне от высоты;
- для описания поведения газовой фазы использовалось уравнение состояния идеального газа, т.к. рабочие температура и давление, действующие в колонне, имеют значения, много меньшие, чем величины соответствующих критических параметров;
- процесс испарения i -го компонента сырья начинается при значениях температуры на тарелке, превышающих его температуру кипения. В противном случае происходит процесс конденсации;
- использовались упрощенные зависимости для описания процессов теплопередачи;
- задавалось дискретное перемещение масс сырья внутри колонны;
- для упрощения расчетов давление в верхней части РК было принято постоянным;
- температура низа колонны стабилизирована на рабочем уровне 80°C , а температура верха колонны на уровне 64°C .

Принятые допущения находятся в пределах обычно используемых для такого рода расчетов [3, 4].

Таблица
Список термов для входов и выхода

Тип	Переменная	Термы
Вход 1	Ошибка уровня, разница между заданием и текущим значением уровня (H_{err})	Очень низкая Низкая Средняя Высокая Очень высокая
Вход 2	Скорость изменения уровня (H_{diff})	Низкая Средняя Высокая
Вход 3	Отношение количества откачиваемого из кубовой части продукта к количеству поступающего питания ($koff_{TF}$)	Очень малое Малое Среднее Высокое Очень большое
Выход	Изменение положения заслонки регулирующего органа (a_{Pit})	Отрицательное большое Отрицательное малое Нулевое Положительное малое Положительное большое

Расчет ММ РК начинается с питающей тарелки в предположении, что уровень продукта (тяжелые фракции) в кубе колонны соответствует заданному (по умолчанию 70 % от общего объема кубовой части), но массовые потоки в колонне отсутствуют.

Из эмпирических данных следует, что время реакции колонны на входное воздействие (изменение расхода питания) составляет примерно 10-15 ми-

нут. Учитывая, что питание в моделируемой колонне подается на 59-ю тарелку, для упрощения расчетов было принято допущение, что сырье находится на тарелке 15 с, после чего происходит передача жидкой фазы на нижнюю тарелку, а газообразной фазы – на верхнюю, а затем питающая тарелка вновь заполняется фиксированной порцией сырья.

Для ММ РК процессы массопередачи на тарелках в пределах расчетного времени рассчитываются по каждому компоненту сырья и описываются следующими формулами испарения и конденсации [2]:

– скорость испарения в кг/с:

$$V_{\text{исп}} = D \cdot S \cdot (p_{\text{ни}} + p_i),$$

где S – эффективная площадь тарелки, D – коэффициент диффузии, $p_{\text{ни}}$ – давление насыщенных паров i -го компонента, p_i – парциальное давление i -го компонента;

– скорость конденсации в кг/с:

$$V_{\text{конд}} = 4,374 \cdot 10^{-4} \cdot p_i \sqrt{(\mu_i / T)},$$

где μ – молекулярный вес i -го компонента, T – абсолютная температура.

Коэффициент диффузии рассчитывался следующим образом [2]:

$$D = 1/3 \cdot v_c \cdot l_c,$$

где v_c – средняя скорость молекул, l_c – средняя длина пробега молекулы.

Средние скорость и длина пробега молекулы вычислялись как [2]:

$$v_c = \sqrt{(8kT / \pi m_\mu)},$$

$$l_c = 3\lambda / \rho v_c C_v,$$

где k – постоянная Больцмана, T – абсолютная температура, m_μ – масса молекулы компонента, λ – коэффициент теплопроводности, ρ – плотность, C_v – удельная теплоемкость изохорного процесса.

В силу отсутствия прямых данных некоторые значения параметров компонентов рассчитывались по приближенным формулам (например, теплоемкость компонентов) или грубо определялись по приведенным в справочниках графическим материалам (например, давление насыщенных паров компонентов).

Парциальные давления компонентов в газовой фазе рассчитывались с учетом закона Дальтона по массовой концентрации соответствующего компонента:

$$P = \sum p_i = \sum (x_i / M),$$

где P – давление на тарелке, p_i – парциальное давление i -го компонента, x_i – массовая доля i -го компонента, M – масса сырья на тарелке.

В качестве инструмента разработки ММ РК и двухкаскадного ПИД-регулятора использовалась среда Borland C++ Builder 6.0. Регулятор настраивался на эталонный переходный процесс, полученный экспериментально на объекте.

Фаззи-регулятор разрабатывался и отлаживался с помощью демонстрационной версии пакета Fuzzy TECH Professional Edition версии 5.51. Исследование функционирования модели ФР проводилось совместно с ММ РК. Данные между моделями передавались с помощью DDE-связей. Настройка регулятора осуществлялась методом итерационного моделирования в два этапа. Во время первого этапа осуществлялась грубая настройка за счет ре-



дактирования правил, а во время второго этапа проводилась тонкая настройка путем изменения параметров функций принадлежности. Критерием настройки являлся минимум ошибки регулирования при минимальном времени переходного процесса.

В качестве тестовых воздействий для проверки работы регуляторов использовались: ступенчатое изменение расхода из кубовой части колонны с 18 до 14 м³/час (возмущающее воздействие) и ступенчатое изменение задания (уставки) уровня жидкости в кубовой части колонны (управляющее воздействие). Типы воздействий и диапазон изменения выбраны как наиболее характерные для процесса регулирования ректификационной колонны.

Результаты моделирования для случаев ступенчатого изменения различных входных воздействий для систем с двухкаскадным ПИД-регулятором и ФР приведены на рис. 3, 4.

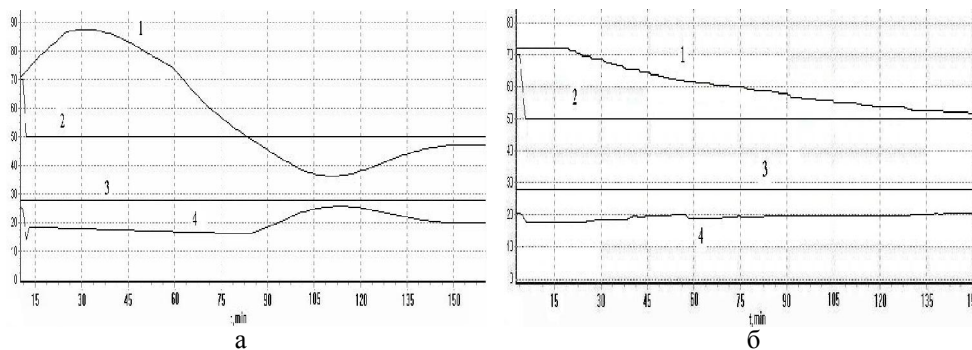


Рис. 3. Реакция системы на ступенчатое изменение задания уровня кубовой жидкости с 70 % на 50 % с двухкаскадным ПИД-регулятором (а) и с ФР (б)

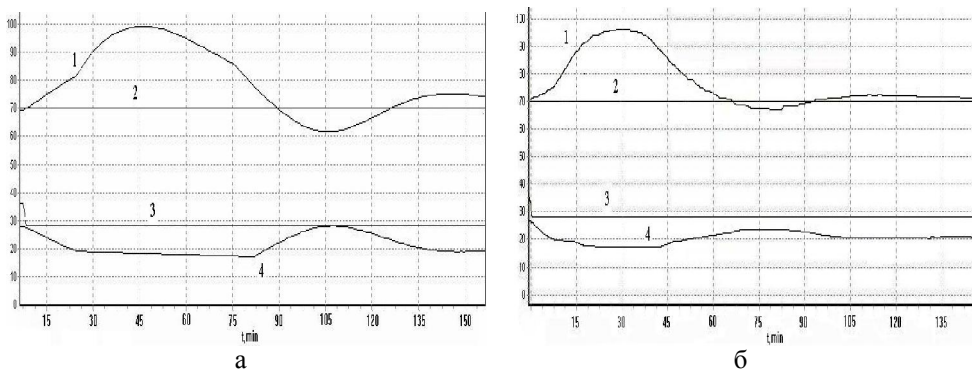


Рис. 4. Реакция системы на ступенчатое изменение расхода продукта из кубовой части с двухкаскадным ПИД-регулятором (а) и с ФР (б)

На рисунках цифрами обозначено: 1 – уровень жидкости в кубе; 2 – задание уровня жидкости в кубе; 3 – расход жидкости из куба; 4 – расход питания (сырья).



Как следует из рис. 3-4, при скачкообразном изменении задания как по управлению (график 1), так по возмущению (график 3), фаззи-регулятор обеспечивает более качественное регулирование за меньшее время переходного процесса по сравнению с двухкаскадным ПИД-регулятором.

Таким образом, результаты моделирования подтверждают возможность использования регулятора на основе нечеткой логики для более эффективного регулирования уровня кубовой жидкости ректификационной колонны по сравнению с двухкаскадным ПИД-регулятором.

Библиографические ссылки

1. *Леоненков А. В.* Нечеткое моделирование в среде MATLAB и Fuzzy TECH. – СПб.: БХВ Петербург, 2005.
2. *Яворский Б. М., Детлаф А. А.* Справочник по физике. – М.: Наука, 1979.
3. *Кафаров В. В., Мешалкин В. П., Перов В. Л.* Математические основы автоматизированного проектирования химических производств. – М.: Химия, 1979.
4. *Молоканов Ю. К.* Процессы и аппараты нефтегазопереработки. – М.: Химия, 1980.