

Задачей определения параметров настройки регулятора является определение величины коэффициентов в уравнении регулятора, которые позволяют получить требуемый характер переходного процесса регулирования.

Перед тем, как рассчитывать параметры регулятора, необходимо сформулировать цель и критерии качества регулирования, а также ограничения на величины и скорости изменения переменных в системе. Традиционно основные качественные показатели формулируются исходя из требований к форме реакции замкнутой системы на ступенчатое изменение уставки. Однако такой критерий очень ограничен. В частности, он ничего не говорит о величине ослабления шумов измерений или влияния внешних возмущений, может дать ошибочное представление о робастности системы.

В общем случае выбор показателей качества не может быть формализован полностью и должен осуществляться исходя из смысла решаемой задачи.

Выбор критерия качества регулирования зависит от цели, для которой используется регулятор. Такой целью может быть: поддержание постоянного значения параметра (например, температуры); слежение за изменением уставки или программное управление; управление демпфером в резервуаре с жидкостью и т.д.

Для той или иной задачи наиболее важными могут быть следующие факторы: форма отклика на внешнее возмущение (время установления, перерегулирование, коэффициент затухания и др.); форма отклика на шумы измерений; форма отклика на сигнал уставки; робастность по отношению к разбросу параметров объекта управления; требования к экономии энергии в управляемой системе; минимум шумов измерений и др.

УДК 621.37

Студ. В.А. Швейкус, А.В. Фоменко  
Науч. рук. доц. Д.С. Гринюк; ст. преп. Сухорукова  
(кафедра автоматизации производственных процессов и электротехники, БГТУ)

## **ДЕКОМПОЗИЦИЯ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ РЕКТИФИКАЦИЕЙ НЕФТИ**

Системы дистилляции сырой нефти, состоящие из ректификационных колонн сырой нефти и связанных с ними систем рекуперации тепла, отличаются высокой энергоемкостью. Тепло-комплексное проектирование систем переработки нефти может предоставить возможно-

сти для нахождения энергоэффективных проектных решений. Модели дистилляции узких фракций, основанные на модели Фенске, были применены для моделирования ректификационных колонн сырой нефти из-за таких преимуществ как простота и в тоже время надежность.

Состояние полного орошения может быть достигнуто с помощью ограничения подачи сырья ректификационной колонны и выхода продуктов, с очень высоким коэффициентом орошения; или без дальнейшей подачи сырья, а также без изъятия продуктов и поддержания внутреннего кипения и орошения. Колонна, представленная здесь, является простой обычной колонной, которая имеет следующие особенности: одноканальная подача, дистиллят, кубовая жидкость, многоступенчатая колонка с одним конденсатором наверху и одним теплообменником внизу. Метод предполагает, что диаметр колонны, холодильник-конденсатор и испаритель достаточно велики, чтобы управлять внутренним орошением и испарением, требуемым для достижения состояния полного орошения.

Фенске разработал набор уравнений для подсчета минимального числа стадий для заданного разделения.

Для бинарного разделения, уравнение Фенске принимает вид:

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_d = (\alpha_{AB})^{N_{\min}} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_b$$

Уравнение Фенске для многокомпонентной смеси представлено в виде:

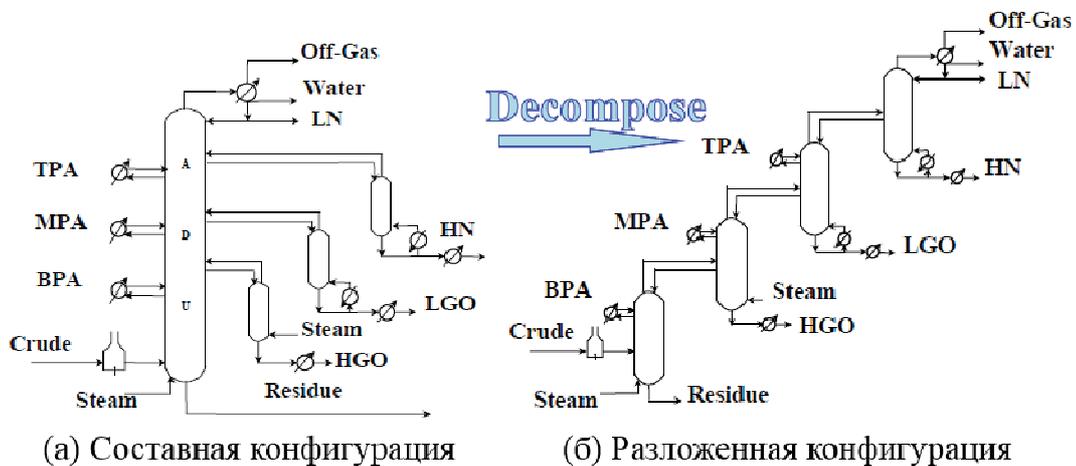
$$\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_d = (\alpha_{LK,HK})^{N_{\min}} \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_b$$

Простота метода Фенске является преимуществом для прогнозирования составов продукта, особенно для смеси с участием большого количества компонентов, таких как дистилляция сырой нефти или другие разделения в нефтяной промышленности.

Либманн предложил комплексный подход к проектированию тепловых интегрированных систем дистилляции сырой нефти. В его работе атмосферная колонна была смоделирована с использованием коммерческого пакета моделирования, то есть Aspen Plus и результирующие кривые использовались для оценки соответствующей конструкции интегрированной колонны дистилляции сырой нефти. Либманн разложил дистилляционную колонну в последовательность простых колонн как показано на рисунке 1.

Основным преимуществом подхода, представленного Либманном, является то, что конструкция колонны дистилляции сырой нефти и связанная с ней система восстановления тепла рассматривались одновременно. Однако конструкция колонны Либманна была выполнена

точными моделирующими системами, которые с трудом можно свести воедино.



**Рисунок 1 – Декомпозиция колонны атмосферной дистилляции**

Метод Фенске фокусируется на балансах компонентов материала и может обеспечить гораздо более простой путь поиска для ключевых компонентов и извлечений. Однако упрощенный метод Фенске сам по себе не использовался для перевода спецификаций продукта из отрасли в технические характеристики упрощенных моделей. Таким образом, требуется оценка метода Фенске для прогнозирования состава продукта.

Оценка метода Фенске поддерживается строгими симуляциями, которые могут обеспечить ключевые компоненты и их извлечения. Затем выбираются и устанавливаются различные пары ключевых компонентов и извлечений, которые задаются в качестве характеристик для модели Фенске, которая затем может предсказать составы продуктов. Этот метод применяется к простой колонне с пароструйной колонной, разложенной комплексной ректификационной колонне и колонне атмосферной дистилляции. В расчетах Фенске применяются как средние геометрические, так и исходные значения относительной испаряемости, и их результаты очень хорошо согласуются друг с другом, поэтому относительная испаряемость сырья может использоваться для приближения геометрических значений. Кривые истинных температур кипения продукта сравниваются с кривыми, основанными на строгих симуляциях и хороших соглашениях в диапазоне от примерно 5 до 95% молей. Оценка метода Фенске на ректификационной колонне основана на симуляциях HYSYS.

Кроме этого данный подход может лечь в основу построения системы адаптивного управления, например, с использованием управления по адаптивной модели.

Линейная модель с пониженным порядком используется в качестве эталонной модели для контроллера MRAC. Контроллер MRAC и PID теоретически позволяет выходным сигналам завода отслеживать контрольные точки для достижения желаемого качества продукта на фоне возмущений и несоответствий модели и установки в качестве влияния нарушений подачи сырья.

Конструкция нового адаптивного контроллера показана на рисунке 2, где мы устанавливаем MRAC и ПИД-регулятор с замкнутым контуром для устранения ошибок между опорными установками и выходами.

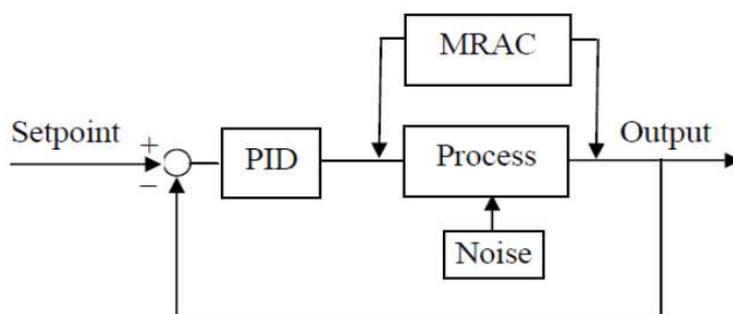


Рисунок 2 – Адаптивное управление с MRAC и ПИД-регулятором

Математическое моделирование конденсатной дистилляционной колонны на основе структуры баланса энергии (L-V) состоит из трех фаз: основная нелинейная модель, полная линеаризованная модель и линейная модель приведенного порядка. Результаты моделирования и анализ полезны для начальных этапов технико-экономического обоснования и проектирования нефтегазового проекта.

Математическая модель нижней секции и котла:

Нижний лоток (этап  $n = 2$ )

Общий баланс массы (1):

$$\frac{d(M_2)}{dt} = L_3 - L_2 + V_B - V_2$$

Компонентный баланс (2):

$$\frac{d(M_2 x_2)}{dt} = L_3 x_3 - L_2 x_2 + V_B y_B - V_2 y_2$$

Энергетический баланс (3):

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = h_3 L_3 + H_B V_B - h_2 L_2 - H_2 V_2$$

$$\Rightarrow V_2 = \frac{h_3 L_3 + H_B V_B - (L_3 + V_B) h_2}{H_2 - h_2}$$

Рекультивация котла и днища колонны (этап  $n = 1$ )

База столбца имеет некоторые особенности:

Существует тепловой поток с повторным котлом  $Q_b$ , устанавливающий поток кипящего пара  $V_b$ . Задержка переменной и изменения в разумной мере нельзя пренебрегать. Отток жидкости из днища  $B$  определяется извне, чтобы контролироваться контроллером нижнего уровня.

Общий баланс массы (4):

$$\frac{d(M_B)}{dt} = L_2 - V_B - B$$

Компонентный баланс (5):

$$\frac{d(M_B x_B)}{dt} = L_2 x_2 - V_B y_B - B x_B$$

Энергетический баланс (6):

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = h_2 L_2 + Q_B - h_B B - H_B V_B$$

$$\Rightarrow V_B = \frac{h_2 L_2 + Q_B - h_B B - M_B \frac{dh_B}{dt} - h_B \frac{dM_B}{dt}}{H_B}$$

Когда все уравнения моделирования выше разрешены, мы выясним, как скорость потока и концентрации двух потоков продукта (продукта дистиллята и продукта нижней фракции) изменяются со временем при наличии изменений в различных входных переменных.