

**Всероссийский конкурс научно-исследовательских и творческих работ молодёжи
«МЕНЯ ОЦЕНЯТ В XXI ВЕКЕ»**

**Национальный исследовательский Томский политехнический
университет**

**Разработка усовершенствованной системы управления ректификационной
колонны газоразделения углеводородов нефти**

**Автор работы
Курс**

Уфимцев Андрей Владимирович
студент 1 курса магистратуры

Руководитель работы

Никулина Ирина Евгеньевна

Томск

2025

Оглавление

Аннотация	3
Введение.....	3
Концепция разработанного решения.....	4
Математический расчет моделей виртуального анализатора.....	10
Разработка собственного способа управления работой колонны	13
Построенная вариация контроллера СУУТП	14
Выводы	16
Заключение	17
Список литературы	18
Приложение А	20

Аннотация

В данной научно-исследовательской статье представлена разработка системы усовершенствованного управления технологическими процессами в нефтегазовой отрасли, с использованием различных методов математического анализа исторических данных работы технологического объекта. Актуальность темы обусловлена необходимостью повышения эффективности и безопасности операций, а также снижением затрат на добычу и переработку углеводородов. Результат проделанной работы представляет собой создание полноценной автономной системы управления технологическим процессом в режиме реального времени по нескольким его параметрам при помощи многопараметрического контроллера систему усовершенствованного управления технологическим процессом (СУУТП) и виртуального анализатора качества продукции.

Ключевые слова: усовершенствованное управление, регрессионная зависимость, корреляция, среднеквадратичное отклонение, виртуальный анализ качества, многопараметрическое управление.

Введение

Данная научно-исследовательская работа определяется необходимостью решения существующих проблем сектора переработки углеводородов в нефтегазовой промышленности, а именно оперативного мониторинга показателей анализа качества готовой продукции, а также одновременного управления всеми параметрами технологического процесса с целью максимизации получения целевого продукта и минимизации затрат на сырье, энергоресурсы. В качестве инструмента для решения обозначенных задач в данной области предлагается разработка комплексного решения в виде виртуального анализатора качества готовой продукции, многопараметрического контроллера СУУТП, разработанных на основе методов математического анализа работы колонны газоразделения. Внедрение данного подхода на производстве позволяет снизить затраты на установление поточных анализаторов, получать непрерывных поток данных о значениях целевых показателей качества продукции, снизить нагрузку на операторов технологических установок благодаря управлению процессом контроллером СУУТП в режиме реального времени сразу по всем контролируемым и возмущаемым параметрам технологического процесса [1]. В работе представлена детализация шагов по разработке данного комплексного решения, определены основные зависимости параметров технологического процесса, построены математические модели определяющие управляющие воздействия многопараметрического контроллера.

Концепция разработанного решения

При разработке заявленного темой научной работы решения, первым этапом были проанализированы исторические данные работы колонны К-3. В качестве рассматриваемого набора данных были выбраны параметра технологического процесса в наибольшей степени влияющие на выработку целевого продукта: перепад давления между верхней и кубовой частью колонны, позиция PIRC_2_103, температура верха колонны, позиция TR_2_4_3, температура куба колонны, позиция TR_2_4_5, расход орошения подаваемого на верх колонны К-3, позиция FIR_2_213.

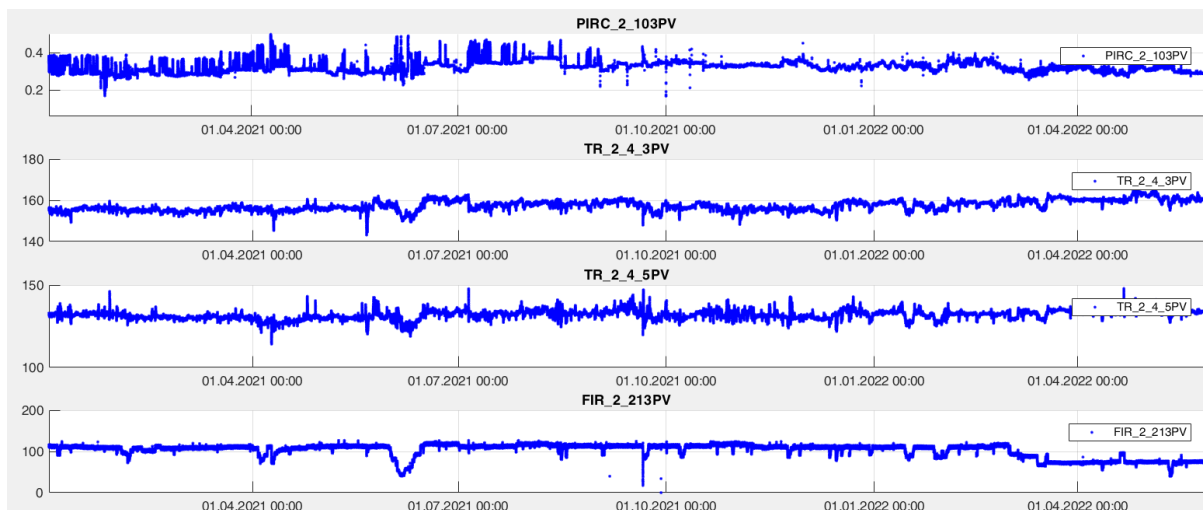


Рис. 1. Анализ трендовых групп параметров колонны газоразделения

Полученная выгрузка данных позволила определить зависимости среди управляющих и контролируемых параметров технологического процесса, рассмотреть сформировавшиеся закономерности работы колонны, а также зафиксировать периоды отклонения от нормативных значений, сокращение которых и является целью оптимизации.

При построении системы усовершенствованного управления технологическим процессом в первую очередь необходимо построить виртуальный анализатор качества целевой продукции. Это позволит производить расчеты по данному показателю в режиме реального времени и эффективно контролировать управляющие воздействия контроллера на целевой продукт [3].

Для решения этой задачи была проведена более детальная идентификация проблемы не регламентных периодов работы был проведен регрессионный анализ рассмотренных выше значений. Результат данного исследования представлен на рис.2.

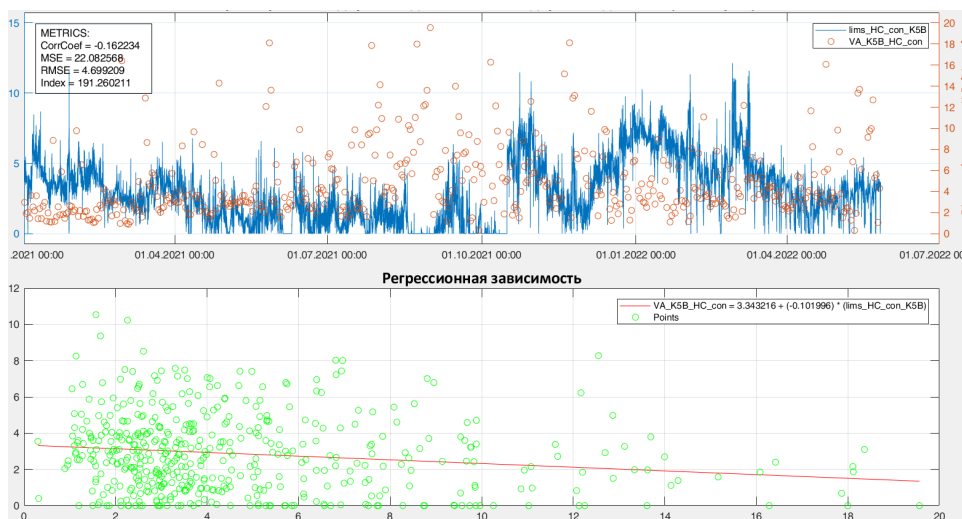


Рис. 2. Анализ качества в виде концентрации нефтепродуктов в воде

На верхнем графике синей линией представлен график значений концентрации углеводородов в воде, оранжевые круги отражают область значений концентрации, зафиксированную поточный анализатором в данный момент времени. Как можно видеть из данного графика анализатор значительно деградировал за период собственной эксплуатации, о чем свидетельствует зафиксированное расхождение захватываемых им значений концентрации содержания углеводород в воде и реальных данных.

Что также подтверждается анализом регрессионной зависимости, на котором мы можем заметить некорректность работы горизонта прогнозирования поточного анализатора, отмеченного красной линией. Данный анализ позволяет сделать следующий вывод: на длительном периоде работы существующая модель поточного анализатора показывает существенные аддитивные расхождения с реальными значениями концентрации нефтепродуктов в воде, верифицированными лабораторно аналитическим контролем.

С целью проведения оптимизации работы колонны было принято решение по разработке виртуального анализатора качества [4]. Виртуальный анализатор – это косвенное измерение параметров качества (концентрации/ содержания) компонентов в выпускаемой продукции, в основе которой математическая модель, рассчитанная на статистических исторических данных. Он позволяет в режиме реального времени видеть качество продукта на технологическом объекте. В качестве входных параметров модели используются датчики с приборов КИП технологических объектов: температуры, давления, расходы и т.д.

Классическая математическая формула виртуального анализатора выглядит как:

$$VA = k_1 * X_1 + k_2 * X_2 + k_n * X_n + bias, \quad (1)$$

где VA – значение виртуального анализатора, $X_1...X_n$ технологические параметры (температура, давление, расход и т.д.), $k_1...k_n$ коэффициенты этих параметров, полученные при построении модели в специализированном ПО, bias – свободный коэффициент для корректировки показаний виртуального датчика [5]. Архитектура виртуального анализатора представлена на рис. 3.

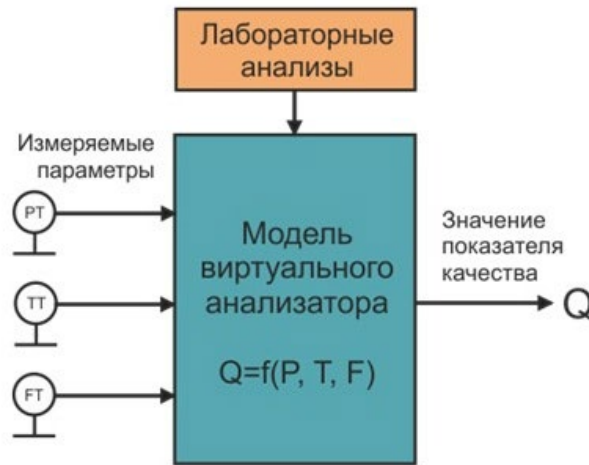


Рис. 3. Архитектура виртуального анализатора

Виртуальный анализатор разрабатывается на основе статистики. Для этой цели были выгружены необходимые исторические данные технологических параметров профиля колонны водной промывки пирогаза К-3. После выгрузки исторических данных в специализированном программном обеспечении проводим корреляционный анализ показывает, как сильно один параметр зависит от другого [6]. Данное решение позволяет рассмотреть зависимость содержания углеводородов в кубе колонны по лабораторному анализу от технологических параметров. Результат анализа представлен на рис.4.

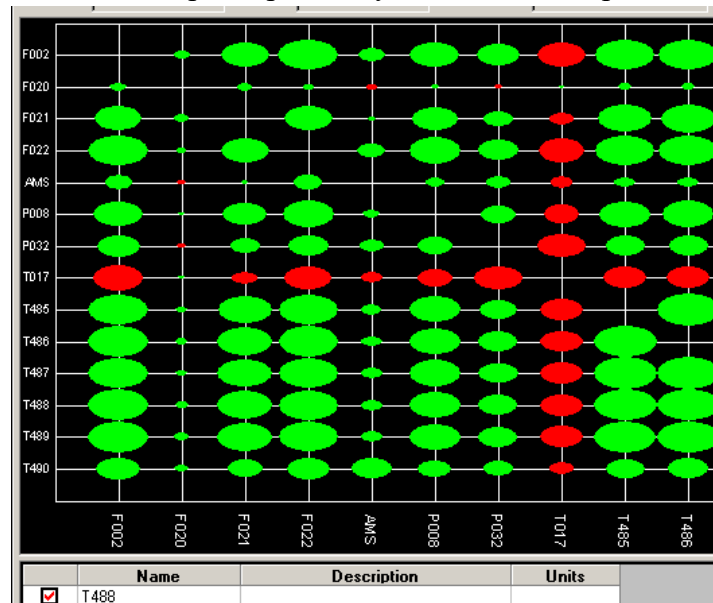


Рис. 4. Корреляционный анализ работы колонны С703

В данном окне статическая корреляция между переменными отображается в виде матрицы. Область каждой точки пропорциональна степени корреляции между двумя переменными. Зеленые точки означают положительную корреляцию, а красные точки - отрицательную. Как мы видим из представленного анализа наиболее зависимыми от содержания разделяемых продуктов в кубе являются температуры контрольных тарелок T485, T486.

Наиболее простой моделью являющим основой для проектирования виртуального анализатора является линейная модель без опции проектирования. Линейная прогностическая модель строится с использованием всех выбранных входов в качестве входов модели, результат построения представлен на рис. 5.

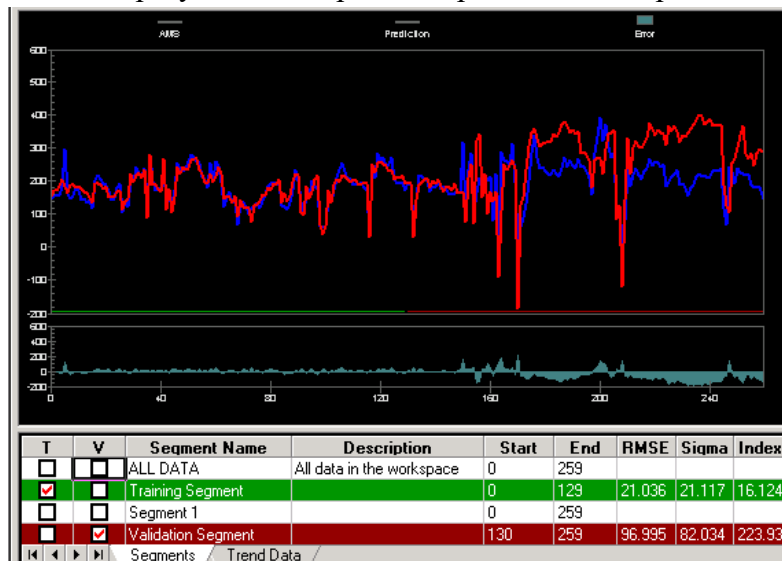


Рис. 5. Линейная прогностическая модель для этана с использованием всех входов

Прогноз импульсной переходной характеристики процесса отображается в виде непрерывной красной линии на графике тренда. Горизонтальные линии зеленого и красно-коричневого цвета в нижней части тренда показывают обучающий сегмент и сегмент для проверки достоверности. Ошибка прогноза импульсной переходной модели выводится на графике отдельно ниже трендов качества [7]. Прогностическое качество подгонки определяется с помощью статистических критериев, рассчитываемых на основе ошибки прогноза, которая определяется как отклонение между измеренным выходом (исходным сигналом) и прогнозируемым выходом.

Для определения качества и достоверности построенной модели проведем статический математический анализ, представленный на рис. 7. Данный график показывает, что три входа модели, а именно контрольные тарелки колонны водной промывки пирогаза К-3 – Т486, Т487 и Т471 задействованы в прогнозировании измерений концентрации содержания углеводородов в воде.

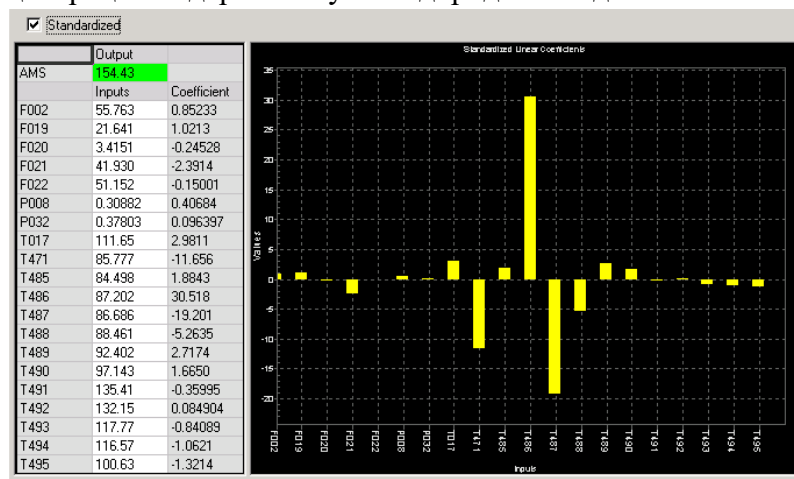


Рис.6. Статический анализ ИПМ

Таким образом, первая модель является в чистом виде моделью "черный ящик". Она не содержит какой-либо информации о процессе, поскольку все переменные были выбраны в качестве входов модели. Это привело к высокой мультиколлинеарности входов, высокой степени скрытой экстраполяции и низкой эффективности ошибки прогноза в наборе для проверки достоверности.

Для получения более высокого качества модели необходимо определить скрытые переменные процесса. Линейные коэффициенты между скрытыми переменными и выходом можно просмотреть при помощи методов множественной линейной регрессии. Одним из таких методов является Гауссовы RBF-узлы, которые являются базисными функциями [8]. Эти радиальные базисные функции используют положительный скалярный параметр, называемый шириной. Гауссовы RBF-узлы представлены на рис.7.

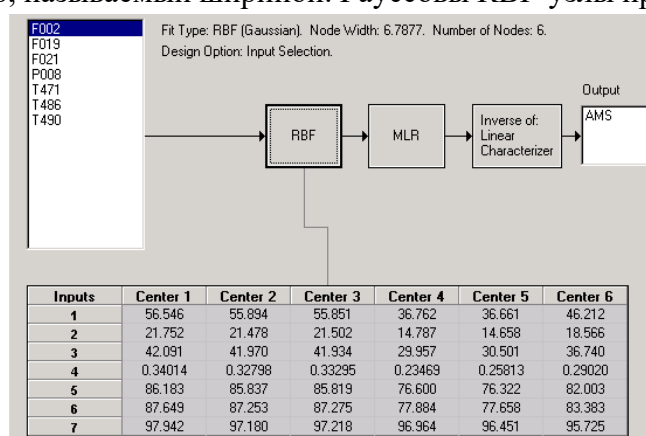


Рис.7. – Гауссовы RBF-узлы для модели с оптимизированной шириной

После получения удовлетворительной ИПМ к данным, следующим шагом является разработка механизма обновления. В качестве данного механизма выбор был сделан в пользу фильтра Калмана, поскольку он позволяет обновлять все линейные параметры модели, в соответствии с методом модифицированной фильтрации Калмана.

Имеется возможность стимуляции обновления Калмана путем настройки с целью более быстрой адаптации. Однако, горизонт отслеживания не должен быть выше, чем установленный горизонт смещения, который имеет значение – 2. Как только горизонт отслеживания будет уменьшен, коэффициенты модели изменятся быстрее и возможно в более широком диапазоне значений. На рис.8 представлен пример фильтрации Калмана с ускорением в 10 раз.

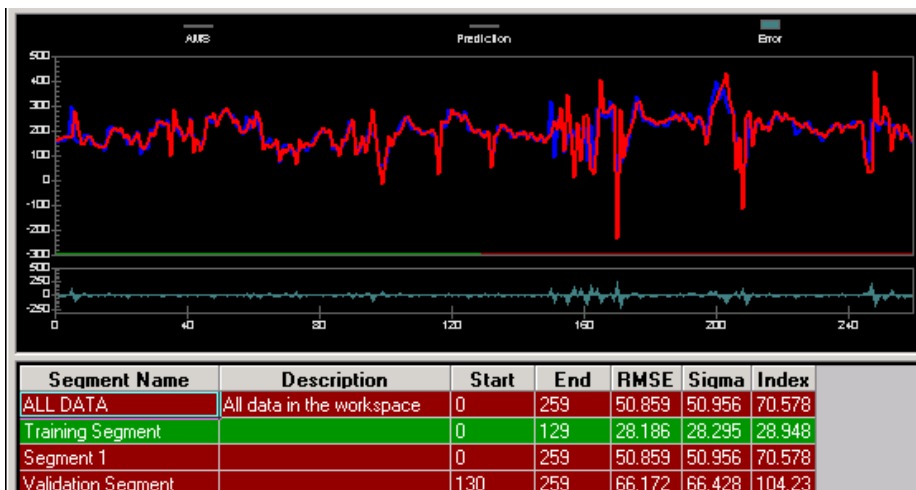


Рис. 8. Обновление примененное к модели со скрытыми переменными

На основе полученных данных и предварительных построений, в конечном итоге, были выбраны три наиболее коррелирующих параметра, по которым и была построена математическая модель виртуального анализатора, представленная на рис. 9.

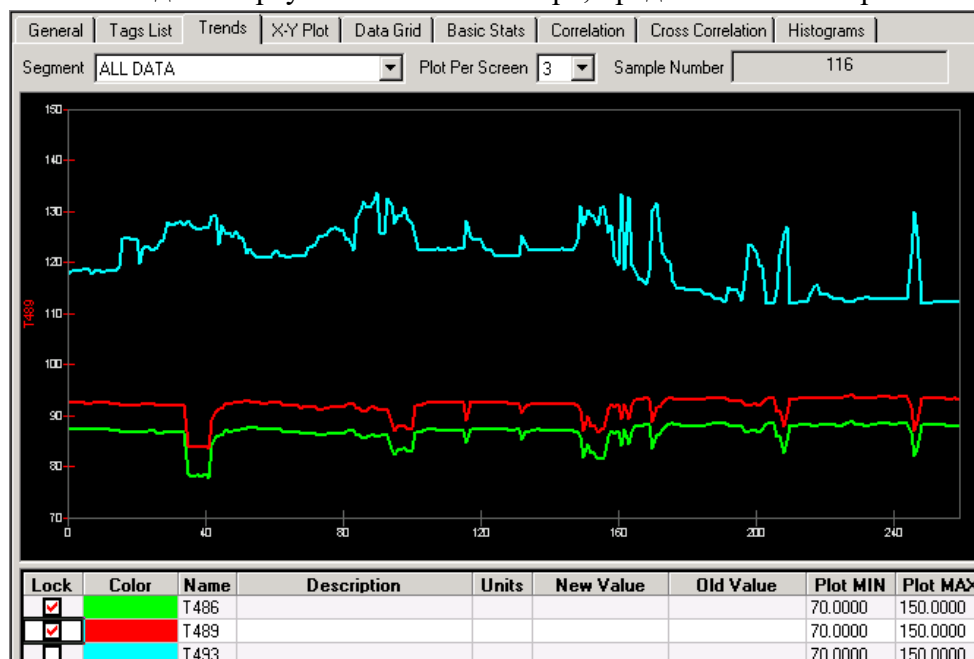


Рис. 9. Анализ трендовых групп параметров колонны газоразделения

Синяя линия – лабораторный анализ по существующему анализатору концентрации углеводородных соединений в кубе колонны;

Красная линия — виртуальный анализатор концентрации углеводородных соединений в кубе колонны;

Зелёная линия — виртуальный анализатор концентрации углеводородных соединений в кубе колонны.

Как можно заметить из представленного графика, спроектированная модель виртуального анализатора соответствует данным лабораторного анализа, что

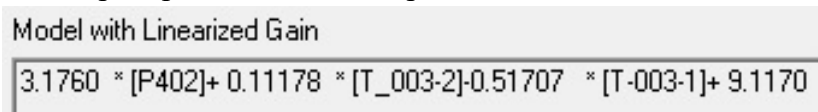
значительно снизило перерегулирование, отклонение и зашумленность значение показателя качества.

Основные способы определения качества построенной модели:

- 1) Визуально;
- 2) По различным статистическим критериям, таким как коэффициент детерминации, Index, MAPE и другие.

В нашем случае показатель Index = 41. Виртуальный анализатор приемлемым для технологических процессов нефтегазовой отрасли, при Index <100.

Выше указано, как выглядит классическая формула ВА [9]. Рассмотрим, как выглядит математически полученная формула для разработанного практически виртуального анализатора, представленная на рис.10.



The image shows a screenshot of a mathematical formula displayed in a software interface. The title of the window is "Model with Linearized Gain". The formula itself is: $3.1760 * [P402] + 0.11178 * [T_003-2] - 0.51707 * [T-003-1] + 9.1170$

Рис. 10. Математическая формула расчёта разработанного виртуального анализатора

Математический расчет моделей виртуального анализатора

Важно отметить, что виртуальные анализаторы являются альтернативой поточным анализатором (ПА), могут использоваться совместно или в качестве их резерва, и ни в коем случае не заменяют ПА и заводской лабораторный контроль. Результаты лабораторного контроля или ПА необходимы для обновления модели ВА в процессе эксплуатации в случае расхождения расчетных значений с фактическими анализами [10].

Комплекс виртуальных анализаторов может быть реализован в виде автономной системы виртуального мониторинга в виде подсказчика. Но более эффективным является использование ВА в контурах управления СУУТП совместно с прогнозирующей динамической моделью контроллера (MPC). Это позволяет управлять виртуальным анализатором непрерывно для получения большей эффективности и прибыли.

Благодаря представленной выше разработке виртуального анализатора качества продукции существует возможность контролирования оптимального с экономической точки зрения режима работы колонны, что значительно упрощает процесс построения многопараметрического контроллера системы усовершенствованного управления технологическим процессом.

Ключевой задачей при разработке системы усовершенствованного управления технологическим процессом газоразделения является моделирование взаимосвязи между переменными, входящими в состав газоразделительного процесса. Для этого необходимо построить динамические модели, отражающие воздействие манипулируемых параметров (MV) технологического процесса на контролируемые параметры (CV) данного процесса с учетом возмущающих воздействий (DV) [11].

Каждая из динамических моделей отражает воздействие параметра MV или DV на параметр CV. Уникальной отличительной особенностью каждой модели является порядок дифференциального уравнения описывающего процесс модели и значения его

коэффициентов. Существует три основных коэффициента описывающих параметры протекающего технологического процесса в контроллере СУУТП:

- D (Deadtime) – время запаздывания;
- G (Gain) – коэффициент усиления;
- τ – постоянная времени.

От количественного значения данных коэффициентов в совокупности с порядком дифференциального уравнения, описывающего воздействие переменной MV или DV на CV зависит качество управления контроллером СУУТП технологическим процессом.

В основном управление при помощи многопараметрическим контроллера описывается дифференциальными уравнения рассмотрим, уравнения моделей, позволяющие контроллеру реализовывать свои основные функции управления.

Для систем с предсказанием используется модель процессора, которая учитывает будущее поведение системы. Общее управляющее воздействие может быть представлена по формуле (1).

$$U(t) = K \cdot e(t) + \int_0^T \varphi(\tau)e(t - \tau)d\tau \quad (2)$$

где, $\varphi(\tau)$ – функция весов, определяющая вклад предыдущих значений ошибки в текущее управляющее воздействие;

T – временной горизонт предсказания;

$e(t)$ – ошибка регулятора.

Современные системы также могут использовать контроллеры на основе модифицированного управления или робастного управления. Общая форма может быть описана как:

$$U(t) = -K \cdot X(t) + W(t) \quad (3)$$

где, K – матрица коэффициентов управления;

X(t) – вектор состояния системы;

W(t) – вектор возмущений.

В качестве примера рассмотрим исторические данные работы ректификационной колонны газоразделения. На рис. 11 представлен график основных переменных технологического процесса.

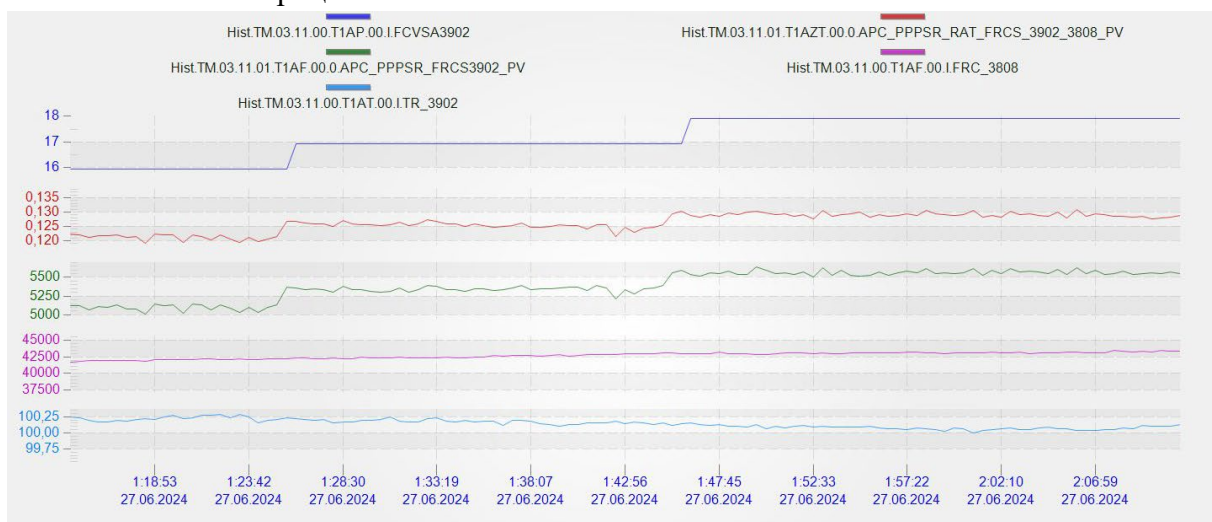


Рис. 11. Анализ трендовых групп переменных технологического процесса

На рисунке ступенчатой синей линией представлено управляющее воздействие в виде процента открытия клапана, подающего орошение в верхнюю часть ректификационной колонны. Мы видим слабый отклик данного управляющего воздействия на два других графика ниже, являющихся контролируемыми параметрами технологического процесса – отношение расхода орошения к расходу питания колонны, к расходу пара в кипятильник. Исходя из проведённого анализа, можно сказать, что величины шагов орошения колонны не достаточны, поэтому нужен планируемый пошаговый тест. Были выгружены данные из проведённого анализа и загружены в симуляцию. На вход подаются две переменные – отношение расхода орошения к питанию и расход орошения колонны. На выходе находится температура верха колонны. Спроектированная структурная схема многопараметрического контроллера СУУТП представлена на рис.12.

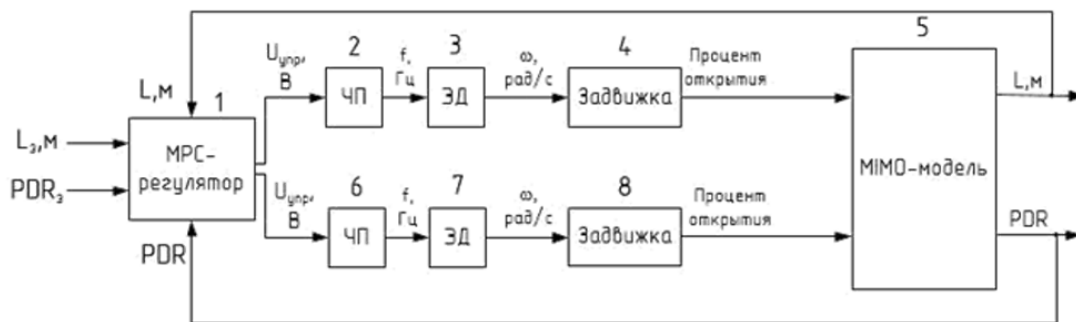


Рис. 12 Структурная схема с усовершенствованным регулированием технологического процесса

Для внутренней прошивки MPC регулятора необходимо получить информацию о его реакции на единичное ступенчатое воздействие, для чего необходимо так называемое пошаговое тестирование – степ-тест [12]. В результате изменения величин орошения колонны и проведённого пошагового теста на производстве, с ректификационной колонны были получены следующие результаты, представленные на рис.13.

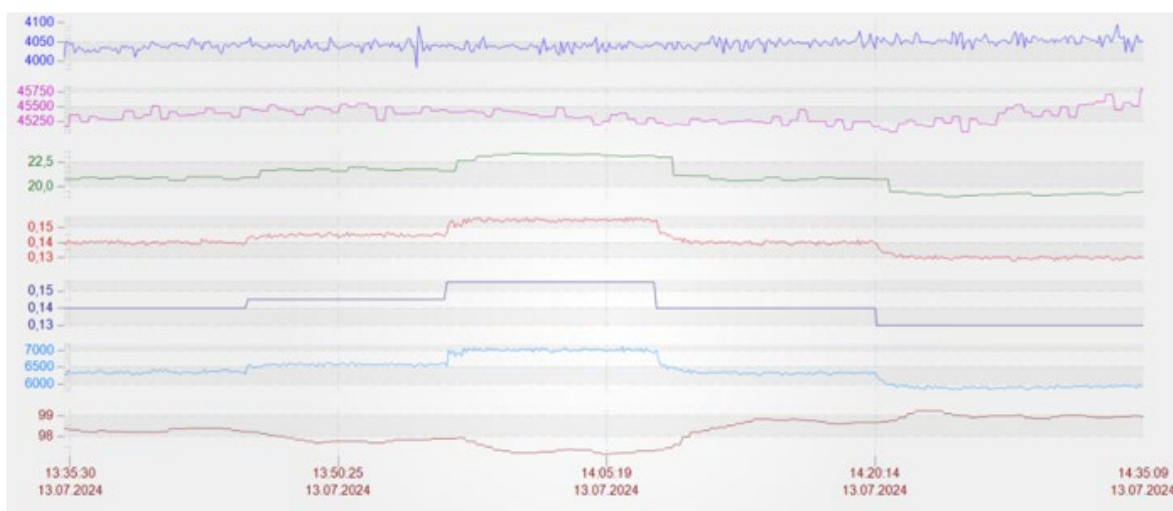


Рис. 13. Результат пошагового теста с колонны и зависимость температуры от орошения после пошагового теста в симуляции

Пошаговый тест позволяет отразить зависимость температуры от расхода, подаваемого на орошение колонны, орошение в виде подачи специального вида масла способствует снижению температуры колонны и интенсивности подачи пара. Данное техническое решение обеспечивает целевое регулирование автоматического управления.

Разработка собственного способа управления работой колонны

Такой способ управления работой колонны в автоматическом режиме с применением усовершенствованных систем управления уже известен и показал свою эффективность, однако имеет и существенные недостатки. Основным из них является то, что существующий метод управления не учитывает влияние разности температур, а также тепловой поток колонны, в следствии чего не может служить унифицированным решением для ректификационных колонн газоразделения.

На рис. 14 представлена зависимость параметра температуры верха колонны TRC_2_5_2_PV от расчетного управляющего тега по орошению колонны DIFF PRESS_CALC.

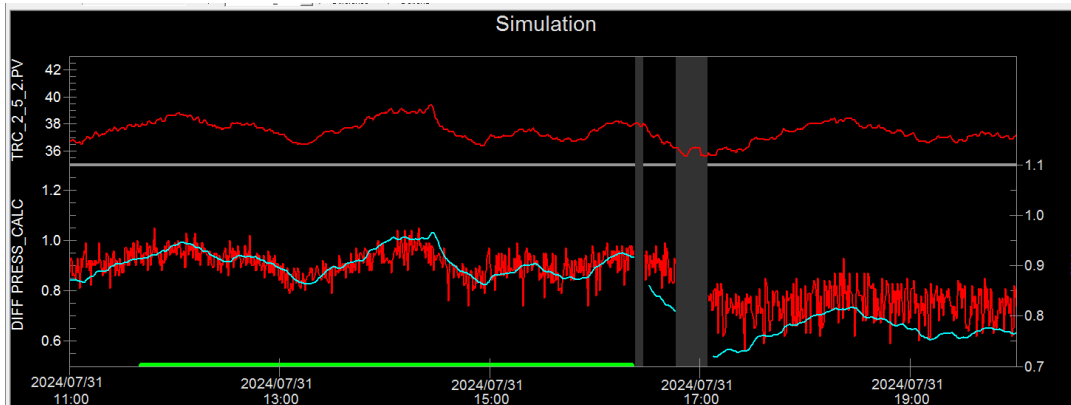


Рис. 14. Зависимость управляющего воздействия расхода орошения на температуру верха колонны газоразделения

Верхней красной линией представлены изменения значений температуры верха колонны во времени, нижней красной линией расчётного тега по управлению орошением колонны, синей линией смоделированное воздействие многопараметрического контроллера по управлению расходом орошения.

Для стабилизации управляющего сигнала, повышения точности и качества смоделированного воздействия, снижения зашумленности управляющего сигнала управляющий расчётный тег орошения DIFF PRESS_CALC был заменен расчётный тег управления по тепловому потоку колонны DIFF PRESS_CALC_2MIN. В формулу данного тега заложены показания дебита жидкой и паровой фазы поступающей на верх колонны, удельная теплота испарения и конденсации, материал корпуса и теплопроводность. Такая методика позволила стабилизировать процесс, как можно заметить на рис. 15.

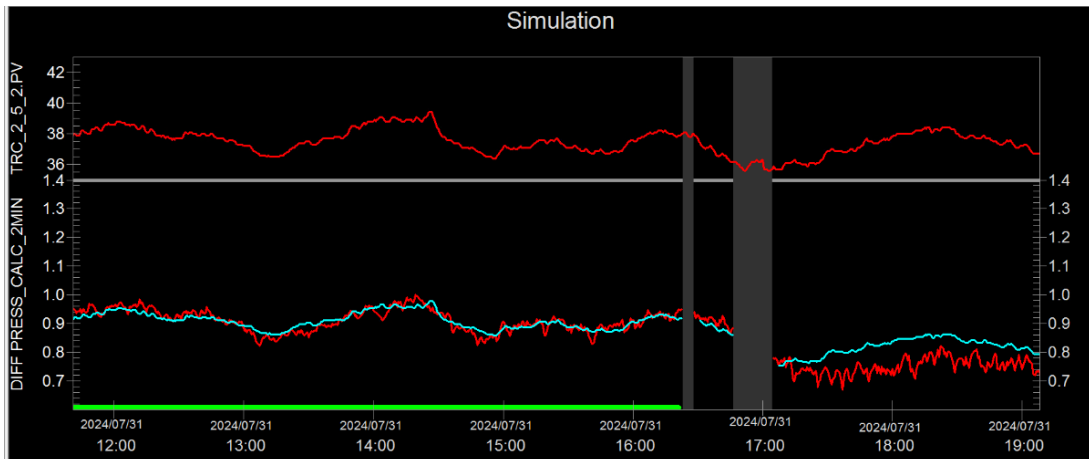


Рис. 15. Зависимость управляющего воздействия на основе теплового потока на температуру верха колонны газоразделения

С целью проверки оптимальности значений полученных расчётов на основе исторических данных о ключевых контролируемых параметрах технологического процесса работы колонны было составлено стандартное распределение значений температуры верха колонны для 10 000 случаев. Результат данного построения представлен на рис. 16.

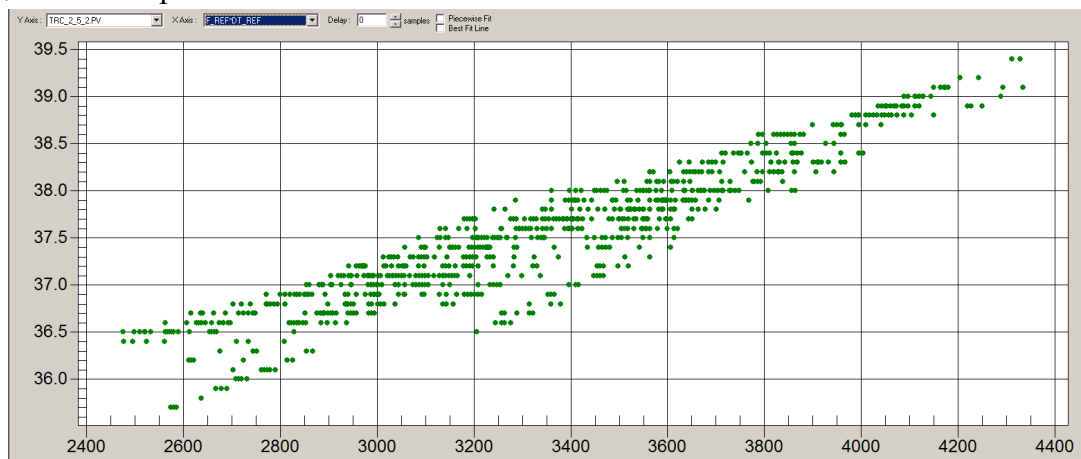


Рис.16. Кросс-плот вероятностного распределения значений температуры верха колонны газоразделения

Исходя из анализа данных, представленных в данном расчете, следует заметить, что наиболее часто требуемая технологическим режимом работы колонны температура верха лежит в диапазоне 37,5°C - 38°C. Что соответствует средней температуре верха колонны, для которой удалось достичь снижения уровня колебаний и зашумленности управляющего сигнала на основе управления по тепловому потоку.

Построенная вариация контроллера СУУТП

На рис.18 представлена конечная разработанная модель контроллера СУУТП, содержащая основные модели управления и взаимосвязи между всеми типами переменных технологического процесса.

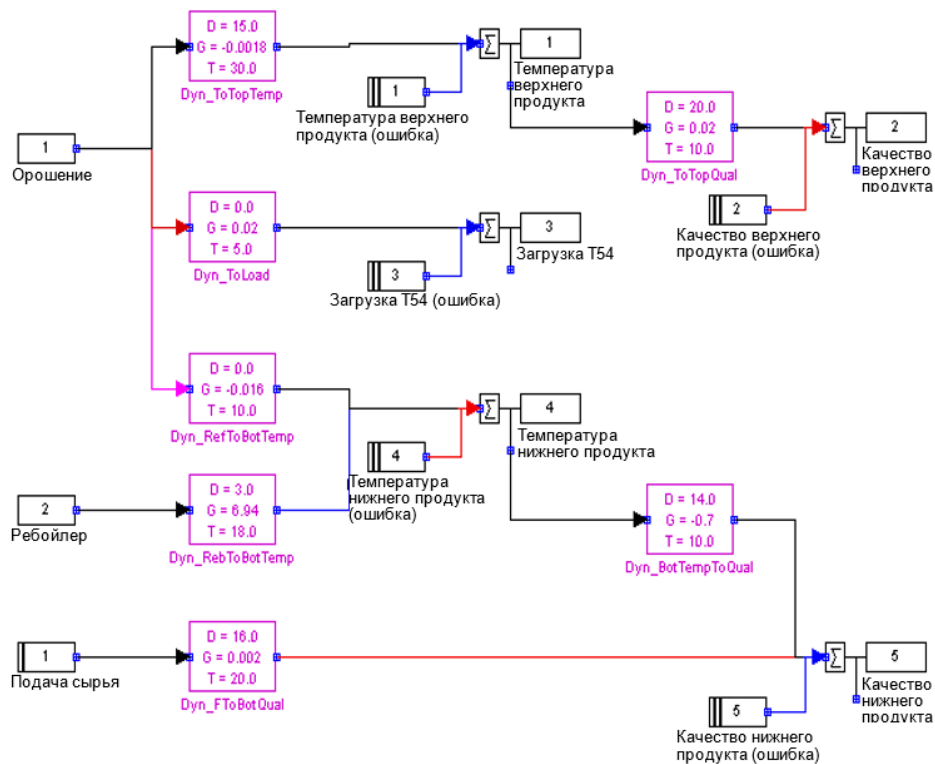


Рис. 17. Процесс дебутанизации в виде модели контроллера СУУТП

Стоит заметить, что температуры верхнего и кубового продукта являются промежуточными параметрами, оказывающими влияние на качество соответствующих фракций. Программа контроллера СУУТП регулирует эти температуры, при этом позволяет контроллеру в процессе наблюдения прогнозировать влияние возмущений температуры на качество фракций [13]. Это представляет интерес, поскольку между средствами воздействия и регулируемыми показателями качества имеется значительная задержка.

Также обратите внимание, что загрузка тарелки не оказывает влияния на остальные выходные сигналы.

В данной модели расход сырья является измеряемым возмущением. Он оказывает непосредственное влияние на качество кубового продукта без учета температуры нижней части.

Изменения качества кубового продукта отражают колебания температуры нижней части в зависимости от типа процесса. Тем не менее, в приведенной выше модели нет противоречия, если расход сырья не оказывает существенного влияния на температуру нижней части. Конечная цель измеряемого возмущения – прогнозировать изменение качества кубового продукта в зависимости от изменения расхода сырья [14].

Управление в режиме реального времени одновременно по всем переменным технологического процесса осуществлено с помощью системы весовых коэффициентов и приоритетов. Приоритет существует только у переменных типа MV и находится в диапазоне значений от 1 до 999, где 1 – наивысший приоритет, 999 низший приоритет. Такое решение позволяет контроллеру СУУТП анализировать значимость управляющего параметра протекающего процесса и исходя из этого корректировать

более оперативно, при этом сохраняя все остальные параметры в рамках установленных границ технологического процесса [15].

Весовые коэффициенты применяются только для параметров CV и обозначают насколько быстро контроллер будет изменять контролируемый параметр технологического процесса, чем больше численное значение веса параметра в диапазоне от 1 до 999, тем более медленно будет происходить его изменение, а следовательно, выше значимость для соблюдения регламентной технической карты процесса.

Детальная информация о рабочей точке и характеристике управления качеством и загрузкой представлена на рис. 18.

Step	Section	Variable	Attribute	New Value	Old Value	Duration (dF)
1	PDV	Top Temp	Operating Point	65.000000		
1	PDV	Top Qual	Operating Point	1.000000		
1	PDV	T54 Load	Operating Point	85.000000		
1	PDV	Bot Temp	Operating Point	115.000000		
1	PDV	Bot Qual	Operating Point	2.000000		
1	CV	Top Qual	Priority	0.000000		
1	CV	Top Qual	Setrange High	1.500000		0
1	CV	Top Qual	Setrange Low	0.500000		0
1	CV	T54 Load	Priority	1.000000		
1	CV	T54 Load	Setrange High	95.000000		0
1	CV	T54 Load	Setrange Low	0.000000		0
1	CV	Bot Qual	Priority	1.000000		
1	CV	Bot Qual	Setrange High	2.500000		0
1	CV	Bot Qual	Setrange Low	1.500000		0
1	MV	Reflux	Control Status	Remote		
1	MV	Reflux	Maximum	2000.000000		
1	MV	Reflux	Maximum Move Size	100.000000		
1	MV	Reflux	Minimum	300.000000		
1	MV	Reflux	Operating Point	900.000000		
1	MV	Reboiler	Control Status	Remote		
1	MV	Reboiler	Maximum	10.000000		
1	MV	Reboiler	Maximum Move Size	1.000000		
1	MV	Reboiler	Minimum	5.000000		
1	MV	Reboiler	Operating Point	7.000000		
1	DV	Feed	Operating Point	2000.000000		
1	SubController	Sub_Debutanizer	Control Status	On		
5	DV	Feed	Ramp	500.000000	0.000000	10

Рис. 18. Детализация параметров контроллера СУУТП

Выводы

Проведенное исследование позволило сформулировать следующие выводы. Во-первых, установлено, что существующая система контроля качества продукции на основе поточного анализатора показывает существенные аддитивные расхождения с реальными значениями концентрации нефтепродуктов, что подтверждено регрессионным анализом и данными лабораторного контроля. Во-вторых, разработанная математическая модель виртуального анализатора на основе интеграции RBF-узлов с гауссовой функцией и фильтра Калмана показала высокую точность с показателем Index = 41, что является приемлемым для технологических процессов нефтегазовой отрасли. В-третьих, проведенный пошаговый тест со значительным увеличением орошения колонны позволил выявить явную зависимость температуры верха от расхода орошения и получить новые данные для построения адекватных динамических моделей. В-четвертых, предложенная методика управления на основе теплового потока колонны позволила стабилизировать управляющий сигнал, снизить его зашумленность и повысить точность воздействия многопараметрического контроллера. В-пятых, разработанная система весовых коэффициентов и приоритетов для параметров CV и MV обеспечила возможность эффективного управления в режиме реального времени по всем переменным технологического процесса.

Заключение

В ходе исследования и реализации заявленной темы данной научно-исследовательской работы была спроектирована и разработана полноценная система оптимизации параметров технологического процесса с целью максимизации экономического эффекта предприятия нефтегазовой отрасли используя существующие промышленные мощности производства. В качестве инструмента реализации предложена научно-исследовательская разработка системы усовершенствованного управления технологическим процессом работы установки включающая в себя виртуальный анализатор качества целевого продукта колонны газоразделения и предъявляемых к нему требований по концентрации примесей, а также многопараметрический контроллер СУУТП позволяющий осуществлять автономное управление в режиме реального времени.

Для построения динамических моделей передаточных характеристик управления был проведён анализ исторических данных работы ректификационной колонны газоразделения, что позволило выявить необходимость планируемого пошагового теста для оптимизации процесса поскольку моделирование по текущим данным не позволило построить модель, удовлетворяющую качеству и показателям. Проведённый в последствии пошаговый тест со значительным увеличением орошения колонны привел к получению новых данных, демонстрирующих явную зависимость температуры верха от орошения колонны. Также была проведена тонкая настройка разработанного в ходе идентификации пошагового теста многопараметрического контроллера системы усовершенствованного управления технологическим процессом. Результаты проверки путем математического моделирования доказали эффективность управления работой колонны при помощи многопараметрического контроллера по всем ключевым показателям управления.

Представлена новая методология создания виртуальных анализаторов в реальном времени путём интеграции IRM-анализа, идентификации скрытых переменных с помощью узлов RBF с гауссовой функцией и фильтрации Калмана. Этот подход значительно превосходит традиционные линейные модели, особенно в сценариях с высокой мультиколлинеарностью и наличием неизмеряемых технологических переменных. Повышенная точность и адаптивность полученного виртуального анализатора демонстрируют потенциал этой интегрированной методологии для широкого спектра задач мониторинга и управления технологическими процессами. Дальнейшие исследования должны быть направлены на изучение альтернативных методов идентификации скрытых переменных и оценку эффективности метода в различных условиях эксплуатации.

Список литературы

1. Марушак, Г. М. [Система автоматического управления процессом ректификации] : пат. RU 2 176 149 С1 / Г. М. Марушак; владелец патента: Воронежское открытое акционерное общество “Синтезкаучукпроект”. – Заявл. 2001.01.12; Опубл. 27.11.2001
2. Тучинский, В. Р. Система для автоматического регулирования расхода кубового продукта в процессе ректификации: пат. SU532849A1 / В. Р. Тучинский. – Заявл. 1975.03.24; Опубл. 25.10.1976.
3. Кудряшов, В. С. Устройство для автоматического регулирования процесса экстрактивной ректификации: пат. SU683763A1 / В. С. Кудряшов. – Заявл. 1978.01.17; Опубл. 05.09.1979.
4. Скорин, В. П. Способ автоматического управления процессом ректификации: пат. SU1268184A1 / В. П. Скорин. – Заявл. 1985.04.15; Опубл. 07.11.1986.
5. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию – Москва: Химия, 1991. – 496 с.
6. Камалиева К.В., Камалиев Т.С., Долганов А.В. Система усовершенствованного управления центральной газофракционирующей установки // Вестник технологического университета. – 2016. – Т. 19, № 24. – С. 106–108
7. Шумихин А.Г., Зорин М.П., Немтин А.М., Плехов В.Г. Опыт разработки системы виртуального анализа показателей качества продуктов установок каталитического риформинга бензиновых фракций и системы их подстройки в режиме реального времени // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2017. – № 2. – С. 45–62.
8. Шумихин А.Г., Мусатов Д.А., Власов С.С., Немтин А.М., Плехов В.Г. Опыт разработки и внедрения систем усовершенствованного управления технологическими процессами нефтепереработки на базе виртуальных анализаторов качества // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2016. – № 2. – С. 39–53
9. Хромов Д.А., Камалиев Т.С., Долганов А.В. Система усовершенствованного управления блока фракционирования установки гидрокрекинга // Вестник технологического университета. – 2018. – Т. 21, № 5. – С. 174–177. 9. Тугашова Л.А.,
10. Гончаров А.А. Управление процессом ректификации нефти с применением моделей процесса и виртуальных анализаторов // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. – 2018. – № 1. – С. 124–132. 10. Опыт внедрения системы усовершенствованного управления на производстве олефинов ЭП-360 / А.В. Борисов, А.В. Спиридонов, М.Р. Хамитов, И.Ш. Исмаков, Д.А. Рыжов // Автоматизация в промышленности. – 2017. – № 8. – С. 46–50.
11. Волков Д.Н., Вилков Г.Г. Энтропийное моделирование сложных ректификационных колонн // Научно-технический вестник Поволжья. – 2013. – № 5. – С. 134–139.
12. Уфимцев А.В. Идентификация динамической модели колонны газоразделения для улучшенного управления технологическим процессом // Известия Томского

политехнического университета. Промышленная кибернетика. – 2024. – Т. 2. – № 4. – С. 41–44. DOI: 10.18799/29495407/2024/4/78.

13. Дозорцев В.М., Ицкович Э.Л., Кнеллер Д.В. Усовершенствованное управление технологическими процессами (АРС): 10 лет в России // Автоматизация в промышленности. – 2013. – №1. – С. 12-19.

14. Клиначев Н.В. и Маргацкая Е.А. PI- и PID-регуляторы. Решение задачи об интегральном насыщении: [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://model.exponenta.ru/k2/Jigrein/md_128.htm.

15. Дозорцев В.М., Кнеллер Д.В. АРС – усовершенствованное управление технологическими процессами // Датчики и системы, 2005. – № 10. – С. 56-62.

Приложение А (Структурная схема спроектированной СУУТП)

