

ОПТИМИЗАЦИИ УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ НА ОСНОВЕ МНОГОМЕРНОГО СТАТИСТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА

А. В. Макшанов, А. А. Мусаев

Рассмотрен статистический подход к построению системы поддержки принятия решений, предназначенной для оптимизации управления технологическим процессом. Предложенная методика обладает достаточной универсальностью и может быть использована для широкого класса управлений непрерывными технологическими процессами. В качестве примера приводится реализация данного подхода в задаче оптимизации управления каталитическим риформингом.

Введение

Рассматривается задача оптимизации управления непрерывным технологическим процессом (ТП) на основе системы поддержки принятия решений (СППР). Общие принципы построения СППР и виртуальных анализаторов были рассмотрены в [1]. В настоящей работе представлен вариант конкретной реализации СППР на основе сочетания методов многомерного статистического анализа с калмановской концепцией пространства состояния [2, 3].

В соответствии с выбранным математическим подходом, будем полагать, что состояние ТП в каждый момент времени t может быть с достаточной точностью описано фазовым вектором $x = [x_1, \dots, x_m]$. Геометрически это означает, что состояние системы представляется точкой в m -мерном фазовом пространстве R^m . Эволюция состояния ТП будет соответствовать перемещению этой точки в R^m .

Пусть имеются результаты измерений этих параметров в моменты времени t_1, \dots, t_n . Указанные измерения представляют собой результаты мониторинга ТП и лабораторных анализов материальных потоков. Объединим полученные наблюдения в матрицу Y размерности $\langle n \times m \rangle$. Строка этой матрицы с номером i , $Y(i, :)$ представляет собой результат i -го измерения, $i = 1, \dots, n$, а столбец с номером j , $Y(:, j)$ – значения измерений j -го параметра в каждом из измерений, $j = 1, \dots, m$.

Любые измерения отображают состояния ТП с некоторыми случайными погрешностями v . Простейшая модель наблюдения представляет собой аддитивную смесь вектора состояния и случайной погрешности с гауссовским распределением. Реальные наблюдения практически всегда имеют более сложную природу. В частности, они могут содержать систематические компоненты и аномальные погрешности, не отвечающие условиям аддитивности, гауссовости, стационарности и т.п. Тем не менее, для решения многих практических задач управления аддитивная гауссова модель может обеспечить вполне удовлетворительную точность.

Как правило, у исследователя имеется априорное представление о механизме порождения обрабатываемых измерений, т.е. о характере связей между измерениями по вертикали (в разные моменты времени) и по горизонтали (между различными параметрами). Для решения задач оптимизации в условиях ограниченного объема измерительной информации необходимо определить, какие связи являются в данной постановке наиболее существенными, а какими можно пренебречь. Задача, в конечном счете, состоит в том, чтобы на основании полученных результатов измерений уточнить имею-

щиеся априорные представления и создать математическую модель, которую можно было бы использовать для решения задач сжатого представления данных, прогнозирования, оптимального управления и т.д. Отметим, что модель не обязательно должна быть универсальной: зачастую модель с хорошими, например, прогнозными свойствами в других аспектах оказывается неудовлетворительной.

Рассмотрим постановку, основанную на отказе (на первом этапе) от традиционного априорного разделения переменных на входные, выходные и управляемые. При таком подходе весь вектор параметров X , описывающих систему, анализируется в целом. Основной акцент делается на изучении системы корреляционных связей между параметрами, выраженными в безразмерных единицах. Для любой конкретной постановки переменные разделяются на наблюдаемые и ненаблюдаемые, после чего реализуется некоторый частный вариант единой схемы оптимального оценивания вектора ненаблюдаемых параметров по вектору наблюдаемых. Далее, наблюдаемые компоненты разделяются на управляемые и неуправляемые, которые выступают в роли аргументов при оптимизации. Компоненты, выделенные в качестве ненаблюдаемых, используются для формирования целевой функции (или функции потерь). Данный подход позволяет:

- получить динамически перестраиваемую модель функционирования системы;
- построить на ее основе вычислительную процедуру, описывающую изменение любого набора ненаблюдаемых параметров при изменении выбранного набора управляемых и сохранении фиксированных заданных значений остальных параметров;
- использовать эту процедуру для решения любых оптимизационных задач, в частности, задач синтеза управлений, оптимальных по выбранному критерию качества;
- построить функции влияния, описывающие воздействие малого приращения любого параметра на другие параметры системы.

Организованная на вышеуказанных принципах многомерная модель основывается на статистических данных, отражающих производственный опыт технического персонала по управлению установкой за достаточно большой промежуток времени. В то же время, модель позволяет извлекать из этого опыта новое знание, поскольку осуществляет оптимизацию одновременно по целому комплексу параметров, что превышает обычные человеческие возможности. Ее главное назначение – повысить эффективность управления ТП за счет оперативного автоматизированного анализа влияния изменений параметров сырья и режимов работы (технологических параметров) на качество и количество выпускаемой продукции. При этом возникает возможность поиска качественно новых технологических режимов, не вытекающих непосредственно из общих интуитивных представлений специалистов. Дополнительный эффект от ее внедрения связан со значительным снижением временных затрат при переходе на новые режимы работы, например, при резких изменениях объема и качества входного сырья или при изменении производственного задания.

Более продвинутой, но и более специализированной постановкой задачи предполагает комплексирование построенной статистической модели с некоторой опорной системой стохастических уравнений, в качестве которых традиционно принимаются, например, уравнения материальных, молекулярных, тепловых и компонентных балансов. Наибольшая трудность при этом состоит в выявлении нужных балансовых соотношений в реальной производственной статистике и оценивании свойств их стохастиче-

ческих составляющих. В качестве альтернативы оказывается удобным использовать систему ограничений в виде равенств и неравенств, задаваемых

- технологическим регламентом установки;
- рекомендациями по оптимальным соотношениям между основными параметрами, задаваемыми заводом-изготовителем;
- желаемыми соотношениями между параметрами, основанными на опыте квалифицированного технологического персонала.

Базовая математическая модель

Рассмотрим следующую априорную модель: результаты измерений, составляющие базу данных $\{X\}$ - независимые одинаково распределенные реализации случайного вектора x , подчиняющегося m -мерному нормальному закону $N_m(a, \Sigma)$ с вектором средних a и ковариационной матрицей Σ .

Для вектора a имеется выборочная оценка $\bar{a} = \text{mean}(X)$, для среднеквадратических отклонений (СКО) σ - оценка $s = \text{std}(X)$ (векторы-строки размерности $1 \times m$). Данные оценки можно использовать для изменения масштаба измерений и перехода к безразмерным величинам. Для этого каждый столбец матрицы X нужно разделить на соответствующую компоненту вектора a или вектора s . В общем случае нормировку можно проводить с произвольным вектором весов, не обязательно обратным пропорциональным средним или СКО. В частности, обычно бывает выгодно приписать большие веса наиболее критичным параметрам, при этом при возвращении к исходным размерностям точность их оценивания оказывается выше.

Будем считать, что нормировка уже произведена. Обычно рассуждения проводятся для известных a и Σ , которые потом заменяются их оценками. Качество окончательной оценки, таким образом, существенно зависит от представительности используемой выборки X .

Рассмотрим постановку, в которой среди m параметров (компонент вектора y) p являются наблюдаемыми, а остальные $q = m - p$ - ненаблюдаемыми. Задача состоит в получении оценки ненаблюдаемых компонент по имеющимся значениям наблюдаемых. В принятых предположениях гауссовости естественно использовать среднеквадратическую функцию потерь, при этом оптимальная оценка ненаблюдаемых параметров оказывается линейной функцией наблюдаемых.

Будем считать, что данные уже не только нормированы, но и центрированы, то есть из каждой компоненты вычтено ее среднее. Ковариационная матрица имеет блочную структуру

$$\begin{bmatrix} \Sigma_{11} & \Sigma_{12} \\ \Sigma_{21} & \Sigma_{22} \end{bmatrix},$$

где Σ_{11} - ковариационная матрица наблюдаемых компонент размерности $p \times p$,

Σ_{22} - ковариационная матрица ненаблюдаемых компонент размерности $q \times q$,

Σ_{12} - взаимная ковариационная матрица наблюдаемых и ненаблюдаемых компонент размерности $p \times q$. Пусть C - некоторая матрица размерности $q \times p$. Требуется найти эту матрицу C из условия минимума среднеквадратической функции потерь $R(C)$:

$$\begin{aligned} R(C) &= \text{tr} M[(x_2 - C \cdot x_1)^T (x_2 - C \cdot x_1)] = \\ &= \text{tr} [M(x_2 x_2^T) - C \cdot M(x_1 x_2^T) - M(x_2 x_1^T) \cdot C^T + C \cdot M(x_1 x_1^T) \cdot C^T] = \\ &= \text{tr} [\Sigma_{22} - C \cdot \Sigma_{12} - \Sigma_{21}^T \cdot C^T + C \cdot \Sigma_{11} \cdot C^T] \rightarrow \min. \end{aligned} \quad (1)$$

Продифференцируем функцию матричного аргумента $R(C)$ по переменной матрице C и приравняем производную нулю:

$$\frac{\partial R}{\partial C} = \text{tr}(-\Sigma_{12}^T - \Sigma_{12} + 2C \cdot \Sigma_{11}) = 0,$$

откуда

$$\tilde{C} = \Sigma_{12}^T \cdot \Sigma_{11}^{-1}.$$

Возвращаясь к исходным переменным, получаем формулу для оптимального линейной оценки вектора ненаблюдаемых компонент \tilde{x}_2 по известному вектору x^1 :

$$\tilde{x}_2 = \hat{I}(x_2) + \Sigma_{12}^T \cdot \Sigma_{11}^{-1} \cdot (x_1 - M(x_1)). \quad (2)$$

Для практического применения данной схемы нужно заменить теоретические средние и ковариационные матрицы их выборочными оценками. Чтобы какую-то компоненту вектора \tilde{x}_2 выразить снова в исходной размерности, полученное выражение нужно умножить на ранее использованный нормирующий множитель.

Подставляя найденное значение матрицы \tilde{C} в выражение для $R(C)$, получаем ковариационную матрицу погрешностей оценивания:

$$\begin{aligned} & \Sigma_{22} - 2\tilde{C} \cdot \Sigma_{12} + \tilde{C} \cdot \Sigma_{11} \cdot \tilde{C}^T = \\ & = \Sigma_{22} - 2\Sigma_{12}^T \cdot \Sigma_{11}^{-1} \cdot \Sigma_{12} + \Sigma_{12}^T \cdot \Sigma_{11}^{-1} \cdot \Sigma_{11} \cdot \Sigma_{11}^{-1} \cdot \Sigma_{12} = \\ & = \Sigma_{22} - \Sigma_{12}^T \cdot \Sigma_{11}^{-1} \cdot \Sigma_{12}. \end{aligned}$$

Следует иметь в виду, что рассчитанные по этой матрице доверительные интервалы обычно оказываются чрезмерно пессимистическими.

Рассмотренная процедура оценивания (1) создает основу для решения задачи оптимального управления ТП. Сформируем из выделенных ненаблюдаемых параметров скалярную функцию потерь Q в виде их линейной комбинации с динамически переопределяемыми весами d_1, \dots, d_q . Для параметров, которые необходимо максимизировать, веса отрицательны. По умолчанию веса соответствуют условным ценам выходных продуктов, однако могут переопределяться в соответствии с требованиями производственного отдела. Формула (2) позволяет построить (практически в явном виде) процедуру вычисления Q как функции параметров $x_1^{(1)}, \dots, x_1^{(r)}$ ($r < p$), выделенных в качестве управляемых. Далее решается задача численной минимизации

$$Q(x_1^{(1)}, \dots, x_1^{(r)}) \rightarrow \min \quad (3)$$

с ограничениями на диапазон изменения переменных, диктуемыми технологическим регламентом. В число ограничений естественно включаются ограничения типа равенств и неравенств, соответствующие априорной информации о предпочтительных режимах работы установки.

Развитие модели

1. Первый шаг в улучшении полученных оценок можно сделать, вводя в выборку кроме самих параметров их квадраты и получая оценку в виде квадратичных функций наблюдаемых параметров (без перекрестных произведений). При этом для действительно нормальных данных улучшения получиться не может. Относительное повышение точности достигается лишь в случае, когда гауссова аппроксимация оказывается недостаточно корректной. Недостатки данного подхода:

- Завышенные требования к объему обучающей информации;

- Трудность настройки;
- Техническое ограничение на число управляемых параметров (не более 6-7);
- Относительно большой объем вычислений.

Тем не менее, данный подход является весьма перспективным, так как за счет потенциально высокой точности делает возможным обнаружение новых технологических режимов, обладающих оптимальными свойствами по сложным комплексным критериям.

2. При наличии системы опорных соотношений, заданной в виде линейной системы стохастических уравнений вида $Ax_2=b+\eta$, также можно получить явное выражение для оценки типа (2) путем минимизации (по аналогии с (1)) квадратической функции потерь вида

$$R(C) = \text{tr} M[(x_2 - C \cdot x_1)^T (x_2 - C \cdot x_1) + (A \cdot C \cdot x_1 - b)^T \cdot K^{-1} \cdot (A \cdot C \cdot x_1 - b)],$$

однако на практике, в конкретных производственных условиях, этот подход реализовать не всегда удастся. Это связано, в частности, с трудностями корректного задания весовой матрицы K (даже в тех случаях, когда ее можно считать диагональной).

3. При наличии системы опорных соотношений, заданной в виде линейной системы равенств $Ax_2=b$ и неравенств $Bx_2=d$ (понимаемых по координатно) целесообразно отказаться от представления оценки в явной форме типа (2). В этом случае оценка строится как результат численного решения оптимизационной задачи вида (1) с учетом имеющейся системы ограничений и добавочных регламентных ограничений на диапазон изменения параметров установки. Такой подход резко увеличивает время решения основной оптимизационной задачи (3), поскольку каждое вычисление значения функции Q само требует решения аналогичной внутренней оптимизационной задачи. В то же время, это едва ли не единственный путь, позволяющий избежать получения технически нереальных комбинаций параметров установки.

Пример реализации

Описанные выше математические и алгоритмические решения реализованы в виде СППР на установке каталитического риформинга. Установка предназначена для получения ароматических углеводородов с предварительной гидроочисткой сырья и последующим извлечением бензола, толуола и ксилола экстрагентом из стабильного катализатора риформинга. Наиболее важными целевыми продуктами являются бензол по ГОСТ 9572-78 и толуол по ГОСТ 14710-78 [4, 5].

Основными регулируемыми параметрами процесса и, одновременно, наиболее значимыми факторами, влияющими на качество получаемых продуктов, являются температуры на входе в реакторы блоков риформинга и гидроочистки. Управление осуществляется путем корректировки указанных параметров в зависимости от загрузки и свойств сырья, а также от производственных требований по соотношению целевых продуктов. При правильном понимании системы корреляционных связей между различными параметрами возникает возможность решения задачи оптимизации теплового баланса при заданных свойствах сырья и ограничениях на качество выходного продукта.

СППР реализована в виде программного комплекса отдельных модулей с эргономичным интерфейсом, позволяющего решать любую из сформулированных выше задач, в частности, выполнять расчет оптимальных режимов функционирования в различных постановках. При этом в части, относящейся к оптимизации, СППР решает задачу минимизации линейной комбинации выбранных параметров (в безразмерных величинах) с коэффициентами, отражающими степень важности того или иного показателя.

теля. Эти коэффициенты задаются пользователем. Максимизируемым параметрам приписываются отрицательные веса, минимизируемым – положительные. Если на какие-то из выходных параметров не налагается специальных требований, они включаются в число оптимизируемых с весом 0. При этом они не будут участвовать в процессе оптимизации, однако программа выведет их оцениваемые значения.

На рис.1 приведен экран блока оптимизации соответствующий постановки следующей задачи:

максимизировать выход основных продуктов (бензола, толуола, рафината, стабильной газовой головки) с весовыми коэффициентами, пропорциональными их условным ценам, при одновременной минимизации потерь в виде остаточной ароматики в рафинате. Загрузка и качество сырья заданы; такие свойства выходных продуктов, как процент парафинов и нафтеннов в экстракте, процент основного вещества и содержание метилциклопентана (МЦП) в бензоле, начало кипения рафината в процессе оптимизации не участвуют, но требуется получить их оценку (эти параметры снабжены нулевыми весами). На рис.2 приведен экран вывода результатов оптимизации.

Применение процедуры оптимизации ко всей имеющейся базе данных за 2000-2003 г.г. дало следующие результаты относительно отношения суммарной стоимости выходных продуктов к стоимости сырья:

- Среднее за 2000-2003 гг. – 1.196;
- Результат оптимизации – 1.223.

Параметры процесса	Нижняя граница	Верхняя граница	Выходные значения	Открытие управленческих параметров	Открытие выходных параметров	Выходные веса
1. Загрузка сырья, м3/час	39.0000	64.0000	55.4198	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
2. Количество сырья, 10%, град.С	71.0000	80.0000	75.8416	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
3. Количество сырья, 50%, град.С	76.0000	86.0000	80.8515	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
4. Количество сырья, 90%, град.С	83.0000	99.0000	92.1386	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
5. Т входа в P2, град.С	476.0000	492.0000	484.5446	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
6. Перепад в P2, град.С	-70.0000	-42.0000	-56.2277	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
7. Т входа в P3, град.С	476.0000	486.0000	480.5743	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
8. Перепад в P3, град.С	-38.0000	-15.0000	-30.7426	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
9. Т входа в P4, град.С	476.0000	490.0000	483.0089	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
10. Перепад в P4, град.С	-12.0000	0.0000	-5.0833	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
11. Т загрузки К4, град.С	94.0000	120.0000	109.5050	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
12. Т ввода К4, град.С	90.0000	75.0000	68.0871	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
13. Расход пропанона в К4, м3/час	5.0000	15.0000	10.4337	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
14. Давление в К4, кг/см2	6.0000	7.7000	6.8743	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
15. Расход экстракта, м3/час	196.0000	270.0000	228.4158	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
16. Расход реката, м3/час	31.0000	49.0000	42.4950	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	1
17. % параф. и нафт. в экстракте	0.0280	0.2680	0.1161	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	0
18. % ОБ в рафинате	0.4700	3.7500	1.4943	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-2
19. % ОБ в бензоле	99.7300	99.9300	99.8708	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	0
20. МЦП в бензоле, % мас.	0.0130	0.0620	0.0463	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	0
21. Начало кипения рафината, град.С	50.0000	61.0000	55.3960	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	1
22. Выход бензола, т/ч	2.9167	6.4583	5.8105	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-1.2
23. Выход толуола, т/ч	3.2500	5.7507	5.8122	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-3.4
24. Выход рафината, т/ч	12.2917	23.1667	19.3243	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-3
25. Выход стаб. головки, т/ч	0.0000	4.2507	2.3304	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	-0.20

Рис.1. Экран блока оптимизации СППР

Результаты линейной оптимизации:

<p>Управляемые параметры:</p> <p>5. Т входа в P2, град.С = 477.272 (среднее = 484.546)</p> <p>6. Перепад в P2, град.С = -63.114 (среднее = -56.228)</p> <p>7. Т входа в P3, град.С = 484.287 (среднее = 480.574)</p> <p>8. Перепад в P3, град.С = -23.871 (среднее = -30.742)</p> <p>9. Т входа в P4, град.С = 478.505 (среднее = 483.010)</p> <p>10. Перепад в P4, град.С = -8.536 (среднее = -5.083)</p> <p>11. Т загрузки К4, град.С = 101.252 (среднее = 109.505)</p> <p>12. Т ввода К4, град.С = 71.544 (среднее = 68.087)</p> <p>13. Расход пропанона в К4, м3/час = 12.717 (среднее = 10.434)</p> <p>14. Давление в К4, кг/см2 = 7.287 (среднее = 6.874)</p> <p>15. Расход экстракта, м3/час = 248.208 (среднее = 228.416)</p> <p>16. Расход реката, м3/час = 38.748 (среднее = 42.495)</p>	<p>Выходные параметры:</p> <p>17. % параф. и нафт. в экстракте = 0.088 (среднее = 0.116)</p> <p>18. % ОБ в рафинате = 3.294 (среднее = 1.494)</p> <p>19. % ОБ в бензоле = 99.948 (среднее = 99.811)</p> <p>20. МЦП в бензоле, % мас. = 0.034 (среднее = 0.047)</p> <p>21. Начало кипения рафината, град.С = 48.897 (среднее = 55.396)</p> <p>22. Выход бензола, т/ч = 6.614 (среднее = 5.811)</p> <p>23. Выход толуола, т/ч = 6.359 (среднее = 6.812)</p> <p>24. Выход рафината, т/ч = 18.863 (среднее = 19.324)</p> <p>25. Выход стаб. головки, т/ч = 0.834 (среднее = 2.330)</p> <p style="text-align: center;">Экономические показатели</p> <p>Стоимость сырья = 38.364 Стоимость углевод. продукции = 42.943 Отклонение = 1.119</p>
---	---

Рис.2. Экран блока вывода результатов линейной оптимизации нагрузки на печи

Рассмотрим более подробно происхождение этих эффектов. Разработанная СППР предлагает свои варианты технологического режима, при котором одновременно достигается:

- Снижение содержания ароматики в рафинате более чем на 1%;
- Увеличение выработки рафината на 1-2% за счет соответствующего снижения выработки более дешевых газообразных компонентов;
- Перераспределение выработки ароматики в пользу более дорогих компонентов.

При этом только одно снижение содержания ароматики в рафинате обещает выигрыш порядка 1% в год. Основной выигрыш дает увеличение выработки рафината за счет снижения выхода газов.

Предсказываемые на основании предлагаемой модели экономические эффекты могут оказаться завышенными в силу ограничений технического характера. В частности, модель рекомендует увеличение перепада температур в реакторных колоннах при поддержании высокой температуры верха, что приводит к дополнительным энергозатратам и повышению нагрузки на печи. Кроме того, эффект достигается за счет некоторого повышения среднего содержания МЦП в бензоле. В связи с приведенными соображениями в качестве нижней оценки ожидаемого эффекта следует принять величину порядка \$ 0.1-0.2 на баррель перерабатываемого сырья.

Кроме того, эффект достигается за счет некоторого повышения среднего содержания МЦП в бензоле. В связи с приведенными соображениями в качестве нижней оценки ожидаемого эффекта следует принять величину порядка \$ 0.1-0.2 на баррель перерабатываемого сырья.

Заключение

Предложенный подход к построению математических моделей ТП и его программная реализация в виде СППР позволяют решать широкий круг производственных задач, в частности

- выявление оптимальных режимов работы установки;
- выявление оптимальных свойств входного сырья;
- получение численных оценок выигрышей и потерь при использовании тех или иных технологических и сырьевых режимов.

Эксперименты с СППР позволили обнаружить новые технологические режимы, при которых одновременно

- уменьшается доля потерь;
- увеличивается выработка более дорогих продуктов за счет уменьшения выхода газообразных составляющих.

Тем не менее, практическая реализация новых режимов требует экспертных уточнений границ и условий их применимости, т.к. значительное повышение расчетной стоимости выходных продуктов достигается, в частности, за счет увеличения нагрузки на системы нагрева промежуточных продуктов.

Литература:

1. Мусаев А. А. Виртуальные анализаторы: концепция построения и применения в задачах управления непрерывными технологическими процессами - Автоматизация в промышленности, 2003, №8, с. 28-33.

2. Рао С.Р. Линейные статистические методы и их применение /Пер. с англ. под ред. Ю.В.Линника. - М.: Наука, 1972. - 591с.
3. Калман Р., Фалб П., Арбиб М. Очерки по математической теории систем/Пер. с англ. под ред. Я.З. Цыпкина. - М.: Мир, 1971. - 400с.
4. Промышленные установки каталитического риформинга / Под ред. Г.А.Ластовкина – Л.: Химия, 1984. - 232 с.
5. Глазов Г.И., Сидорин В.П. Каталитический риформинг и экстракция ароматических углеводородов. – М.: Химия, 1981. - 118 с.