

## Содержание

Основные понятия и определения .....	4
1. Структурные схемы объекта регулирования .....	13
2. Последовательность выбора системы автоматизации .....	15
3. Регулирование основных технологических параметров .....	17
3.1. Регулирование расхода, соотношения расходов .....	17
3.2. Регулирование уровня .....	19
3.3. Регулирование давления .....	21
3.4. Регулирование температуры .....	22
3.5. Регулирование pH .....	24
3.6. Регулирование параметров состава и качества .....	26
Автоматизация основных процессов химической технологии .....	27
4. Автоматизация гидромеханических процессов .....	27
4.1. Автоматизация процессов перемещения жидкостей и газов .....	27
4.2. Автоматизация разделения и очистки неоднородных систем .....	31
5. Автоматизация тепловых процессов .....	32
5.1. Регулирование теплообменников смешения .....	33
5.2. Регулирование поверхностных теплообменников .....	38
5.3. Автоматизация трубчатых печей .....	42
6. Автоматизация массообменных процессов .....	45
6.1. Автоматизация процесса ректификации .....	46
6.2. Автоматизация процесса абсорбции .....	53
6.3. Автоматизация процесса абсорбции - десорбции .....	57
6.4. Автоматизация процесса выпаривания .....	59
6.5. Автоматизация процесса экстракции .....	64
6.6. Автоматизация процесса сушки .....	66
6.6.1. Процесс сушки в барабанной сушилке .....	66
6.6.2. Автоматизация сушилок с кипящим слоем .....	69
7. Автоматизация реакторных процессов .....	71
Регулирование технологических реакторов .....	71
Контрольные вопросы по дисциплине для подготовки к экзамену .....	74
Литература .....	76

## Основные понятия и определения

Автоматизация - это техническая дисциплина, которая занимается изучением, разработкой и созданием автоматических устройств и механизмов (т.е. работает без непосредственного вмешательства человека).

Автоматизация - это этап машинного производства, характеризующийся передачей функции управления от человека к автоматическим устройствам (техническая энциклопедия).

**ТОУ** - технологический объект управления - совокупность технологического оборудования и реализуемого на нем технологического процесса.

**АСУ** - автоматизированная система управления это человеко-машинная система, обеспечивающая автоматизированный сбор и обработку информации, необходимую для оптимального управления в различных сферах человеческой деятельности.

Развитие химической технологии и других отраслей промышленности, где преобладают непрерывные технологические процессы (нефтехимическая, нефтеперерабатывающая, металлургическая и др.) потребовало создания более совершенных систем управления, чем локальные АСР. Эти принципиально новые системы получили название автоматизированных систем управления технологическими процессами - АСУ ТП.

Создание АСУ ТП стало возможным благодаря созданию ЭВМ второго и третьего поколений, увеличению их вычислительных ресурсов и надёжности.

**АСУ ТП** - называют АСУ для выработки и реализации управляющих воздействий на ТОУ в соответствии с принятым критерием управления - показателем, характеризующим качество работы ТОУ и принимающим определенные значения в зависимости от используемых управляющих воздействий.

**АТК** - совокупность совместно функционирующих ТОУ и АСУ ТП образует автоматизированный технологический комплекс.

АСУ ТП отличается от локальных САР:

- более совершенной организацией потоков информации;
- практически полной автоматизацией процессов получения, обработки и представления информации;
- возможностью активного диалога оперативного персонала с УВМ в процессе управления для выработки наиболее эффективных решений;
- более высокой степенью автоматизации функций управления, включая пуск и остановку производства.

От систем управления автоматическими производствами типа цехов и заводоавтоматов (высшая ступень автоматизации) АСУ ТП отличается значительной степенью участия человека в процессах управления.

Переход от АСУ ТП к полностью автоматическим производствам сдерживается:

- несовершенством технологических процессов (наличие немеханизированных технологических операций);
- низкой надёжностью технологического оборудования; недостаточной надёжностью средств автоматизации и вычислительной техники;
- трудностями математического описания задач, решаемых человеком в АСУ ТП и т.д.)

Глобальная цель управления ТОУ с помощью АСУ ТП состоит в поддержании экстремального значения критерия управления при выполнении всех условий, определяющих множество допустимых значений управляющих воздействий.

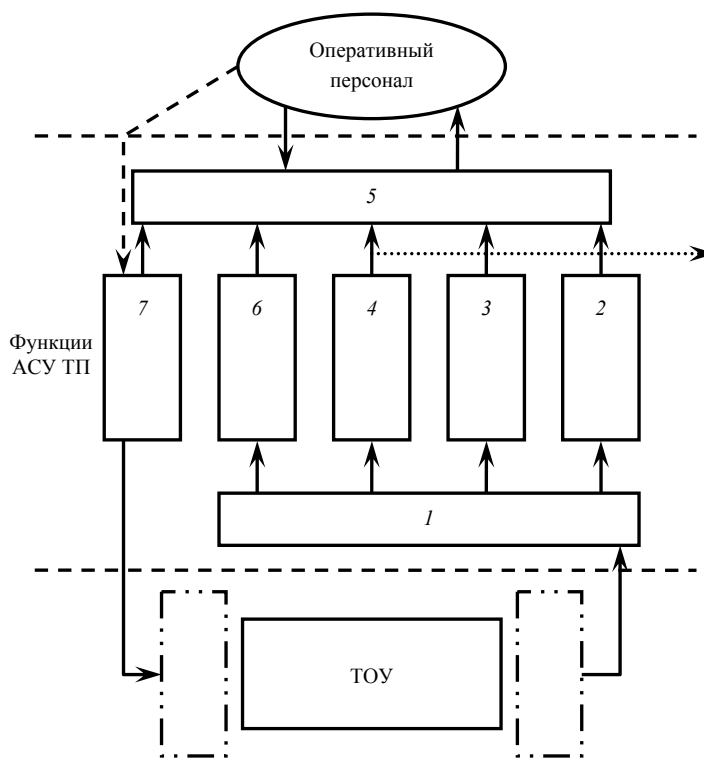
В большинстве случаев глобальная цель разбивается на ряд частных целей; для достижения каждой из них требуется решение более простой задачи управления.

Функцией АСУ ТП называют действия системы, направленные на достижение одной из частных целей управления.

Частные цели управления, как и реализующие их функции, находятся в определенном соподчинении, образуя функциональную структуру АСУ ТП.

Функции АСУ ТП:

1. Информационные - сбор, преобразование и хранение информации о состоянии ТОУ; представление этой информации оперативному персоналу или передача ее для последующей обработки.
2. Первичная обработка информации о текущем состоянии ТОУ.
3. Обнаружение отклонений технологических параметров и показателей состояния оборудования от установленных значений.
4. Расчет значений не измеряемых величин и показателей (косвенные измерения, расчет ТЭП, прогнозирование);
5. Оперативное отображение и регистрация информации.



**Рис. 1.** Типовая функциональная структура АСУ ТП.

1 – первичная обработка информации (И); 2 – обнаружение отклонений технологических параметров и показателей состояния оборудования от установленных значений (И); 3 – расчет не измеряемых величин и показателей (И); 4 – подготовка информации и выполнение процедур обмена со смежными и другими АСУ (И); 5 – оперативное и (или) по вызову отображение и регистрация информации; 6 – определение рационального режима технологического процесса (У); 7 – формирование управляющих воздействий, реализующих выбранный режим.

6. Обмен информацией с оперативным персоналом.
7. Обмен информацией со смежными и вышестоящими АСУ.

Управляющие функции обеспечивают поддержание экстремальных значения критерия управления в условиях изменяющейся производственной ситуации, они делятся на две группы:

первая – определение оптимальных управляющих воздействий;

вторая – реализация этого режима путем формирования управляющих воздействий на ТОУ (стабилизация, программное управление; программно-логическое управление).

Вспомогательные функции обеспечивают решение внутрисистемных задач.

Для реализации функций АСУ ТП необходимы:

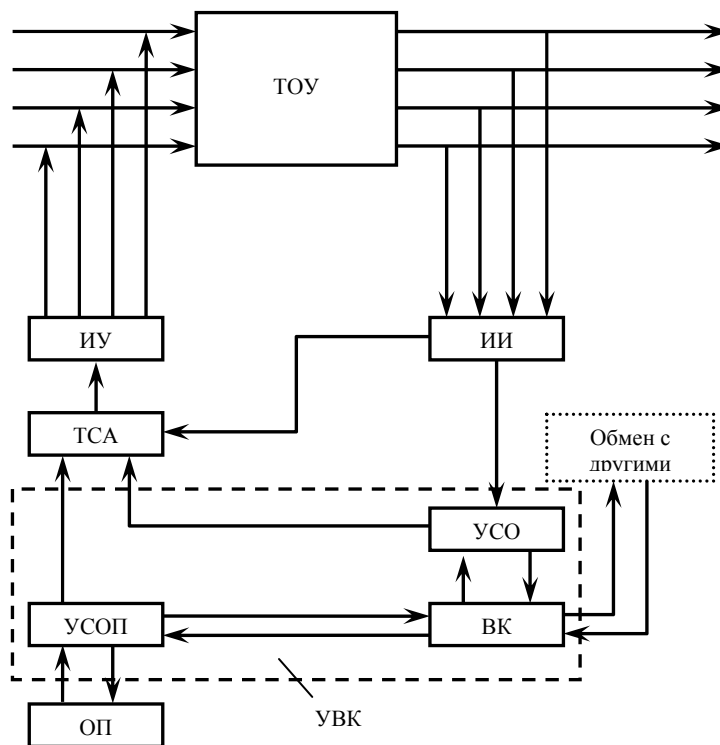
- техническое обеспечение;
- программное;
- информационное;
- организационное;
- оперативный персонал.

Техническое обеспечение АСУ ТП составляет комплекс технических средств (КТС), содержащий следующие элементы:

- средства получения информации о текущем состоянии ТОУ;
- УВК (управляемый вычислительный комплекс);
- технические средства для реализации функций локальных систем автоматизации;
- исполнительные устройства, непосредственно реализующие управляющие воздействия на ТОУ.

В комплекс ТС многих АСУ ТП входят механические средства автоматизации из состава электрической ветви ГСП.

Специфическим компонентом КТС является УВК, в состав которого входят собственно вычислительный комплекс (ВК), устройства связи ВК с объектом (УСО) и с оперативным персоналом.



**Рис. 2.** Техническая структура КТС АСУ ТП для работы в супервизорном режиме.

Техническая структура КТС АСУ ТП в режиме непосредственного цифрового управления:

ИИ – источник информации; УСО – устройство связи с объектом; ВК – вычислительный комплекс; УСОП – устройство связи с оперативным персоналом; ОП – оперативный персонал; ТСА – технические средства автоматизации для реализации функций локальных систем; ИУ – исполнительные устройства.

Первым и до сих пор распространенным типом технических структур АСУ ТП является централизованная. В системах с централизованной структурой вся информация, необходимая для управления АТК, поступает в единый центр - операторский пункт, где установлены практически все технические средства АСУ ТП, за исключением источников информации и исполнительных устройств. Такая техническая структура наиболее проста и имеет ряд преимуществ.

Недостатками её являются:

- необходимость избыточного числа элементов АСУ ТП для обеспечения высокой надежности;
- большие затраты кабеля.

Такие системы целесообразны для сравнительно небольших по мощности и компактных АТК.

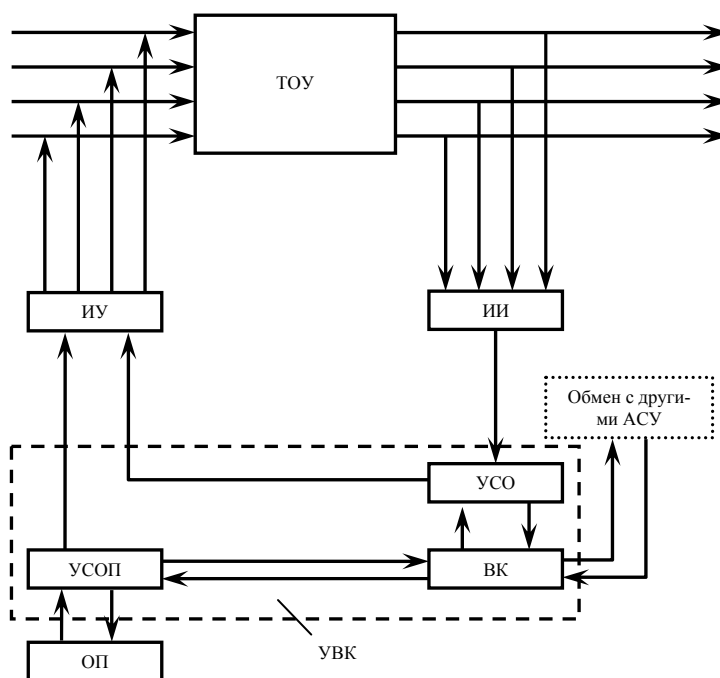
В связи с внедрением микропроцессорной техники всё большее распространение получает распределённая техническая структура АСУ ТП, т.е. расчленённая на ряд автономных подсистем - локальных технологических станций управления, территориально распределённых по технологическим участкам управления. Каждая локальная подсистема представляет собой однотипно выполненную централизованную структуру, ядром которой является управляющая микро-ЭВМ.

Локальные подсистемы через свои микро-ЭВМ объединены в единую систему сетью передачи данных.

К сети подключается необходимое для управления АТК число терминалов для оперативного персонала.

Программное обеспечение АСУ ТП связывает все элементы распределённой технической структуры в единое целое, обладающее рядом достоинств:

- возможностью получения высоких показателей надёжности за счёт расщепления АСУ ТП на семейство сравнительно небольших и менее сложных автономных подсистем и дополнительного резервирования каждой из этих подсистем через сеть;
- применение более надежных средств микроэлектронной вычислительной техники;



**Рис. 3.** Техническая структура КТС АСУ ТП для работы в режиме непосредственного цифрового управления.

- большой гибкостью при композиции и модернизации технического и программного обеспечения и т.д.

Большинство функций АСУ ТП реализуются программно, поэтому важнейшим компонентом АСУ ТП является её программное обеспечение (ПО), т.е. совокупность программ, обеспечивающих реализацию функций АСУ ТП.

Программное обеспечение АСУ ТП делится:

- общее;
- специальное.

Общее ПО поставляется в комплекте со средствами вычислительной техники.

Специальное ПО разрабатывается при создании конкретной АСУ ТП и включает программы, реализующие её информационные и управляющие функции.

Программное обеспечение создается на базе математического обеспечения (МО). МО – совокупность математических методов, моделей и алгоритмов для решения задач и обработки информации с применением вычислительной техники.

Для реализации информационных и управляющих функций АСУ ТП создают специальное МО, в состав которого входят:

- алгоритм сбора, обработки и представления информации;
- алгоритмы управления с математическими моделями соответствующих объектов управления;
- алгоритмы локальной автоматизации.

Все взаимодействия как внутри АСУ ТП, так и с внешней средой представляют собой различные формы информационного обмена, необходимы массивы данных и документов, которые обеспечивают при эксплуатации АСУ ТП выполнение всех её функций.

Правила обмена информацией и сама информация, циркулирующая в АСУ ТП, образуют информационное обеспечение АСУ ТП.

Организационное обеспечение АСУ ТП представляет собой совокупность описаний функциональной, технической и организационной структур системы, инструкций и регламентов для оперативного персонала, обеспечивающую заданное функционирование АСУ ТП.

Оперативный персонал АСУ ТП состоит из технологов-операторов, осуществляющих управление ТОУ, эксплуатационного персонала, обеспечивающего функционирование АСУ ТП (операторы ЭВМ, программисты, персонал по обслуживанию аппаратуры КТС).

Оперативный персонал АСУ ТП может работать в контуре управления или вне него.

При работе в контуре управления ОП реализует все функции управления или часть их, используют рекомендации по рациональному управлению ТОУ, выработанные КТС. Такой режим функционирования АСУ ТП называют информационно - советующим.

Если оперативный персонал работает вне контура управления, он задаст АСУ ТП режим работы и осуществляет контроль за его соблюдением. В этом случае, зависимости от состава КТС, АСУ ТП может функционировать в двух режимах:

- комбинированном (супервизорном);
- в режиме непосредственного цифрового управления, при котором УВК непосредственно воздействует на исполнительные устройства, изменяя управляющие воздействия на ТОУ.

Создание АСУ ТП включает пять стадий:

1. техническое задание (ТЗ);
2. технический проект (ТП);
3. рабочий проект (РП);
4. внедрение АСУ ТП;
5. анализ её функционирования.

На стадии ТЗ основным этапом являются *предпроектные научно-исследовательские работы* (НИР), обычно выполняемые научно-исследовательской организацией совместно с предприятием-заказчиком. Главная задача предпроектных НИР – изучение технологического процесса как объекта управления. При этом определяют цель и критерии качества функционирования ТОУ, технико-экономические показатели объекта-прототипа, их связи с технологическими показателями; структуру ТОУ, т. е. входные воздействия (в том числе контролируемые и неконтролируемые возмущающие воздействия, и управляющие воздействия), выходные координаты и связи между ними; структуру математических моделей статики и динамики, значения параметров и их стабильность (степень стационарности ТОУ); статистические характеристики возмущающих воздействий.

Наиболее трудоемкая задача на этапе предпроектных НИР – построение математических моделей ТОУ, которые в дальнейшем используют при синтезе АСУ ТП. При синтезе локальных АСР обычно используют линеаризованные модели динамики в виде линейных дифференциальных уравнений 1 – 2-го порядка с запаздыванием, которые получают обработкой экспериментальных или расчетных переходных функций по разным каналам воздействия. Для решения задач оптимального управления статическими режимами используют конечные соотношения, полученные из уравнений материального и энергетического баланса ТОУ, или уравнения регрессии. В задачах оптимального управления динамическими режимами используют нелинейные дифференциальные уравнения, полученные из уравнений материального и энергетического баланса, записанных в дифференциальной форме.

При выполнении предпроектных НИР применяют методы анализа систем автоматического управления, изучаемые в дисциплине «Теория автоматического управления», и методы построения математических моделей, которые излагаются в курсе «Моделирование на ЭВМ объектов и систем управления».

Результаты, полученные на этапе предпроектных НИР, используют на этапе *эскизной разработки АСУ ТП*, в ходе которого выполняются следующие работы:

- выбор критерия и математическая постановка задачи оптимального управления ТОО, ее декомпозиция (при необходимости) и выбор методов решения глобальной и локальных задач оптимального управления, на основе которых в дальнейшем строят алгоритм оптимального управления;
- разработка функциональной и алгоритмической структуры АСУ ТП;
- определение объема информации о состоянии ТОО и ресурсов ВК (быстродействие, объем запоминающих устройств), необходимых для реализации всех функций АСУ ТП;
- предварительный выбор КТС, прежде всего УВК;
- предварительный расчет технико-экономической эффективности АСУ ТП.

Центральное место среди работ этой стадии занимает математическая постановка задачи оптимального управления ТОО.

Остальные задачи данного этапа (кроме расчета технико-экономической эффективности) относятся к системотехническому синтезу АСУ ТП, при выполнении которого широко применяют метод аналогий. Накопленный опыт разработки АСУ ТП для ТОО различной степени сложности позволяет перевести разработку ряда функций и алгоритмов из категории научных работ в категорию технических, выполняемых проектным путем. К их числу относятся многие информационные функции (первичная обработка исходной информации, расчет ТЭП, интегрирование и усреднение и др.), а также типовые функции локальных систем автоматизации, реализуемые в АСУ ТП программным способом (сигнализация, противоаварийная блокировка, регулирование с использованием типовых законов при НЦУ и др.).

Завершающим этапом эскизной разработки АСУ ТП является *предварительный расчет технико-экономической эффективности* разрабатываемой системы. Выполняют его специалисты по экономике, однако исходные данные для них должны подготовить специалисты по автоматизации, поэтому рассмотрим некоторые узловые моменты.

Основным показателем экономической эффективности АСУ ТП служит годовой экономический эффект от ее внедрения, который рассчитывают по формуле

$$\mathcal{E} = (C_2 - S_2) - (C_1 - S_1) - E_n(K_2 - K_1),$$

где  $C_1$  и  $C_2$  – годовые объемы реализации продукции в оптовых ценах до и после внедрения АСУ ТП, тыс. руб.;  $S_1$  и  $S_2$  – себестоимость продукции до и после внедрения системы, тыс. руб.;  $K_1$  и  $K_2$  – капитальные затраты на АТК до и после ввода в действие АСУ ТП, тыс. руб.;  $E_n$  – нормативный отраслевой коэффициент эффективности капитальных вложений в средства автоматизации и вычислительную технику, руб/руб.

Основными источниками экономической эффективности систем автоматизации химико-технологических процессов обычно являются прирост объема реализации продукции и (или) снижение ее себестоимости. Улучшение этих экономических показателей чаще всего достигается за счет уменьшения расхода сырья, материалов и энергии на единицу продукции благодаря более точному поддержанию оптимального технологического режима, повышению



качества продукции (сортности и, соответственно, цены), увеличению производительности оборудования за счет сокращения потерь рабочего времени из-за неплановых остановок процесса, вызванных ошибками управления и др. На этапе предпроектных НИР должны быть выявлены резервы производства, которые могут быть использованы благодаря применению системы автоматизации.

Например, если при использовании локальной системы автоматизации технологический агрегат простаивает в среднем 20 % планового рабочего времени, из которых 1/4 вызвана ошибками оперативного персонала из-за несвоевременного обнаружения пред аварийных ситуаций, то применение АСУ ТП, реализующей функции прогноза и анализа производственных ситуаций, может устранить эти потери. Тогда объем выпускаемой продукции в натуральном исчислении возрастет на 5 %, что приведет к увеличению объема реализации и снижению себестоимости продукции.

Накопленный опыт автоматизации химических производств показал, что резервы экономической эффективности, которые могут быть использованы благодаря автоматизации технологических процессов, обычно составляют от 0,5 до 6 %. При этом, чем лучше отработана технология, тем, как правило, меньше резервы.

Однако не все выявленные (потенциальные) резервы экономической эффективности могут быть использованы после внедрения АСУ ТП. Фактическая эффективность оказывается меньше потенциальной из-за не идеальности АСУ ТП, которая проявляется, в частности, в неполной адекватности математической модели ТОУ, по которой рассчитывается оптимальный режим, в погрешностях измерения выходных координат объекта, которые также влияют на точность определения оптимального режима, в отказах элементов технического и программного обеспечения, из-за которых снижается качество выполнения отдельных функций и АСУ ТП в целом и т. д. Реальный эффект обычно составляет от 25 до 75 % потенциального, причем, как правило, чем больше потенциальный эффект, тем в меньшей степени он реализуется. Основным показателем технико-экономической эффективности АСУ ТП является срок окупаемости системы, который определяется по формуле

$$T_{ok} = \frac{K_2 - K_1}{(C_2 - S_2) - (C_1 - S_1)}.$$

Он должен быть не больше нормативного, который для химической промышленности равен 3 годам.

Завершающей стадией первого этапа создания АСУ ТП является разработка технического задания на проектирование системы, которое должно включать полный перечень функций, технико-экономическое обоснование целесообразности разработки АСУ ТП, перечень и объем НИР и план-график создания системы.

При разработке нетиповых АСУ ТП на первый этап приходится примерно 25 % общей трудоемкости, в том числе на предпроектные НИР–15 %. При тиражировании АСУ ТП первая стадия может быть исключена или значительно уменьшена.

Следующим этапом создания нетиповой АСУ ТП является разработка *технического проекта*, в ходе которой принимаются основные технические решения, реализующие требо-

вания технического задания. Работы на этом этапе выполняют научно-исследовательская и проектная организации.

Основным содержанием НИР является развитие и углубление предпроектных НИР, в частности, уточнение математических моделей и постановок задач оптимального управления, проверка с помощью имитационного моделирования на ЭВМ работоспособности и эффективности алгоритмов, выбранных для реализации важнейших информационных и управляющих функций АСУ ТП. Уточняются функциональная и алгоритмическая структуры системы, прорабатываются информационные связи между функциями и алгоритмами, разрабатывается организационная структура АСУ ТП.

Очень важным и трудоемким этапом на стадии ТП является разработка специального программного обеспечения системы. По имеющимся оценкам, трудоемкость создания специального ПО была близка к общему объему предпроектных НИР и составляла 15 % от общих трудозатрат на создание АСУ ТП.

На стадии ТП окончательно выбирают состав КТС и выполняют расчеты по оценке надежности реализации важнейших функций АСУ ТП и системы в целом. Общие затраты труда на проектирование составляют примерно 30 % от затрат на создание АСУ ТП.

На стадии внедрения АСУ ТП производятся монтажные и пуско-наладочные работы, последовательность и содержание которых изучаются в соответствующем курсе. Трудозатраты на этой стадии составляют около 30% от общих затрат на систему.

При разработке головных образцов АСУ ТП, подлежащих в дальнейшем тиражированию на однотипных ТОУ, важное значение имеет анализ функционирования системы, в ходе которого проверяют эффективность решений, принятых при ее создании, и определяют фактическую технико-экономическую эффективность АСУ ТП.

Любое химическое производство представляет последовательность трёх основных операций:

1. подготовка сырья;
2. собственно химическое превращение;
3. выделение целевых продуктов.

Эта последовательность операций включается в единую сложную химико-технологическую систему (ХТС).

Современное химическое предприятие, завод или комбинат как система большого масштаба, состоит из большого количества взаимосвязанных подсистем, между которыми существуют отношения соподчинённости в виде иерархической структуры с тремя основными ступенями.

Каждая подсистема химического предприятия представляет собой совокупность химико-технологической системы и системы автоматического управления, они действуют как единое целое для получения заданного продукта или полупродукта.

# 1. Структурные схемы объекта регулирования

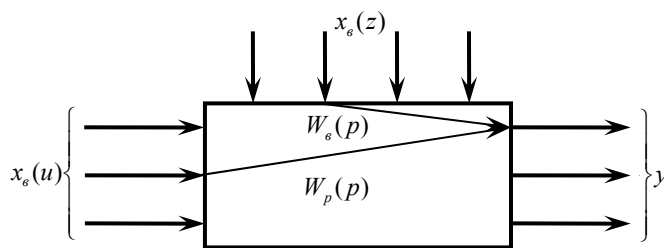


Рис. 1.1. Структурная схема объекта регулирования.

Один из этапов проектирования систем регулирования технологических процессов – выбор структуры системы и расчет оптимальных параметров регуляторов. И структура системы, и параметры регуляторов определяются свойствами технологического

процесса как объекта регулирования.

Любой технологический процесс как объект регулирования (рис. 1.1) характеризуется следующими основными группами переменных:

1. Переменные, характеризующие состояние процесса (совокупность их будем обозначать вектором  $y$ ). Эти переменные в процессе регулирования необходимо поддерживать на заданном уровне или изменять по заданному закону. Точность стабилизации переменных состояния может быть различной, в зависимости от требований, диктуемых технологией, и возможностей системы регулирования. Как правило, переменные, входящие в вектор  $y$ , измеряют непосредственно, но иногда их можно вычислить, используя модель объекта по другим непосредственно измеряемым переменным. Вектор  $y$  часто называют вектором регулируемых величин.
2. Переменные, изменением которых система регулирования может воздействовать на объект с целью управления. Совокупность этих переменных обозначают вектором  $x_p$  (или  $u$ ) регулирующих воздействий. Обычно регулируемыми воздействиями служат изменения расходов материальных потоков или потоков энергии.
3. Переменные, изменения которых не связаны с воздействием системы регулирования. Эти изменения отражают влияние на регулируемый объект внешних условий, изменения характеристик самого объекта и т. п. Их называют возмущающими воздействиями и обозначают вектором  $x_g$  или  $z$ . Вектор возмущающих воздействий, в свою очередь, можно разбить на две составляющие – первую можно измерить, а вторую – нельзя. Возможность измерения возмущающего воздействия позволяет ввести в систему регулирования дополнительный сигнал, что улучшает возможности системы регулирования.

Например, для изотермического химического реактора непрерывного действия, регулируемые переменными являются температура реакционной смеси, состав потока на выходе из аппарата; регулируемыми воздействиями могут быть изменение расхода пара в рубашку реактора, изменение расхода катализатора и расхода реакционной смеси; возмущающими воздействиями являются изменения состава сырья, давления греющего пара, причем если давле-

ние греющего пара нетрудно измерить, то состав сырья во многих случаях может быть измерен с низкой точностью или недостаточно оперативно.

Анализ технологического процесса как объекта автоматического регулирования предполагает оценку его статических и динамических свойств по каждому из каналов от любого возможного управляющего воздействия к любому возможному регулируемому параметру, а также оценку аналогичных характеристик по каналам связи регулируемых переменных с составляющими вектора возмущений. В ходе такого анализа необходимо выбрать структуру системы регулирования, т. е. решить, с использованием какого регулирующего воздействия следует управлять тем или иным параметром состояния. В результате во многих случаях (отнюдь не всегда) удастся выделить контуры регулирования для каждой из регулируемых величин, т. е. получить совокупность одноконтурных систем регулирования.

Важным элементом синтеза АСР технологического процесса является расчет одноконтурной системы регулирования. При этом требуется выбрать структуру и найти числовые значения параметров регуляторов. Как правило, используют следующие типовые структуры регулирующих устройств (типовые законы регулирования): пропорциональный (П) регулятор ( $R(p) = -S_1$ ); интегральный (И) регулятор ( $R(p) = -S_0/p$ ); пропорционально-интегральный (ПИ) закон регулирования ( $R(p) = -S_1 - S_0/p$ ) и, наконец, пропорционально-интегрально-дифференциальный (ПИД) закон ( $R(p) = -S_1 - S_0/p - S_2 \cdot p$ ). При расчете системы проверяют возможность использования наиболее простого закона регулирования, каждый раз оценивая качество регулирования, и если оно не удовлетворяет требованиям, переходят к более сложным законам или используют так называемые *схемные методы улучшения качества*.

В теории автоматического регулирования разработаны различные методы расчета АСР при заданных критериях качества, а также методы оценки качества переходных процессов при заданных параметрах объекта и регулятора. При этом наряду с точными методами, требующими больших затрат времени и ручного труда, разработаны приближенные методы, позволяющие сравнительно быстро оценить рабочие параметры регулятора или качество переходных процессов (метод Циглера–Никольса для расчета настроек регуляторов; приближенные формулы для оценки интегрального квадратичного критерия и т. п.).

Широкое внедрение вычислительной техники для проектирования систем управления (СУ) и реализации самонастраивающихся СУ практически сняло ограничения, связанные с трудоемкостью методов расчета АСР. В настоящее время создаются пакеты прикладных программ для расчета АСР, позволяющие использовать алгоритмы, основанные на точных методах. При этом приближенные методы обычно применяют для выбора начальных значений переменных в итеративных методах расчета сложных систем регулирования или на начальной стадии проектной разработки системы автоматизации сложных технологических объектов.

## 2. Последовательность выбора системы автоматизации.

**Общая задача управления технологическим процессом** формулируется как задача максимизации (минимизации) некоторого критерия (себестоимости, энергозатрат, прибыли) при выполнении ограничений на технологические параметры, накладываемых регламентом. Решение такой задачи для всего процесса в целом трудоемко, или практически невозможно ввиду большого числа факторов, влияющих на ход процесса. Поэтому весь процесс разбивают на отдельные участки, которые характеризуются сравнительно небольшим числом переменных. Обычно эти участки совпадают с законченными технологическими стадиями, для которых могут быть сформулированы свои подзадачи управления, подчиненные общей задаче управления процессом в целом.

Задачи управления отдельными стадиями направлены на оптимизацию (в частном случае, стабилизацию) технологического параметра или критерия, легко вычисляемого по измеренным режимным параметрам (производительность, концентрация продукта, степень превращения, расход энергии). Оптимизацию критерия проводят в рамках ограничений, задаваемых технологическим регламентом. На основании задачи оптимального управления отдельными стадиями процесса формулируют задачи автоматического регулирования технологических параметров для отдельных аппаратов.

Важным этапом в разработке системы автоматизации является анализ основных аппаратов как объектов регулирования, т. е. выявление всех существенных входных и выходных переменных и анализ статических и динамических характеристик каналов возмущения и регулирования. Исходными данными при этом служат математическая модель процесса и (как первое приближение) статическая модель в виде уравнений материального и теплового балансов. На основе этих уравнений с учетом реальных условий работы аппарата все существенные факторы, влияющие на процесс, разбиваются на следующие группы.

**Возмущения, допускающие стабилизацию** – это независимые технологические параметры, которые могут испытывать, существенные колебания, однако по условиям работы могут быть стабилизированы с помощью автоматической системы регулирования. К таким параметрам обычно относятся некоторые показатели входных потоков. Так, расход питания можно стабилизировать, если перед аппаратом имеется буферная емкость, сглаживающая колебания расхода на выходе из предыдущего аппарата; стабилизация температуры питания возможна, если перед аппаратом установлен теплообменник, и т. п. При проектировании системы управления целесообразно предусмотреть автоматическую стабилизацию таких возмущений. Это позволит повысить качество управления процессом в целом. В простейших случаях на основе таких систем автоматической стабилизации возмущений строят разомкнутую (относительно основного показателя процесса) систему автоматизации, обеспечивающую устойчивое ведение процесса в рамках технологического регламента.

**Контролируемые возмущения** – это те возмущения, которые можно измерить, но невозможно или недопустимо стабилизировать (расход питания, подаваемого непосредственно из предыдущего аппарата; температура окружающей среды и т.п.). Наличие существенных нестабилизируемых возмущений требует применения либо замкнутых по основному показателю процесса систем регулирования, либо комбинированных АСР, в которых качество регулирования повышается введением динамической компенсации возмущения.

**Неконтролируемые возмущения** – возмущения, которые невозможно или нецелесообразно измерять непосредственно. Первые – это падение активности катализатора изменение коэффициентов тепло- и массопередачи и т.п. Примером тому может служить давление греющего пара в заводской сети, которое колеблется случайным образом и является источником возмущения в тепловых процессах. Выявление возможных неконтролируемых возмущений – важный этап в исследовании процесса и разработке системы управления. Наличие таких возмущений требует, как и в предыдущем случае, обязательного применения замкнутых по основному показателю процесса систем автоматизации.

Возможные регулирующие воздействия. Это материальные или тепловые потоки, которые можно изменять автоматически для поддержания регулируемых параметров.

**Выходные переменные.** Из их числа выбирают регулируемые координаты. При построении замкнутых систем регулирования в качестве регулируемых координат выбирают технологические параметры, изменение которых свидетельствует о нарушении материального или теплового баланса в аппарате.

К ним относятся: уровень жидкости - показатель баланса по жидкой фазе; давление – показатель баланса по газовой фазе; температура – показатель теплового баланса в аппарате; концентрация - показатель материального баланса по компоненту.

Анализ возможных регулирующих воздействии и выходных координат объекта позволяет выбрать каналы регулирования для проектируемых АСР. При этом в одних случаях решение определяется однозначно, а в других имеется возможность выбора, как регулируемой координаты, так и регулирующего воздействия для заданного выхода. Окончательный выбор каналов регулирования проводят на основе сравнительного анализа статических и динамических характеристик различных каналов. При этом учитывают такие показатели, как коэффициент усиления, время чистого запаздывания, его отношение к наибольшей постоянной времени канала  $\tau/T$ .

На основе анализа технологического процесса как объекта регулирования проектируют систему автоматизации, обеспечивающую решение поставленной задачи регулирования. Начинают с проектирования одноконтурных АСР отдельных параметров: они наиболее просты в наладке и надежны в работе, поэтому широко используются при автоматизации технологических объектов.

Однако при неблагоприятных динамических характеристиках каналов регулирования (большом чистом запаздывании, большом отношении  $\tau/T$ ) даже в случае оптимальных настроек регуляторов качество переходных процессов в одноконтурных АСР может оказаться неудовлетворительным. Для таких объектов анализируют возможность построения многоконтурных АСР, в которых качество регулирования можно повысить, усложняя схемы автоматизации, т. е. применяя каскадные, комбинированные, взаимосвязанные АСР.

Окончательное решение о применении той или иной схемы автоматизации принимают после моделирования различных АСР и сравнения качества получаемых процессов регулирования.

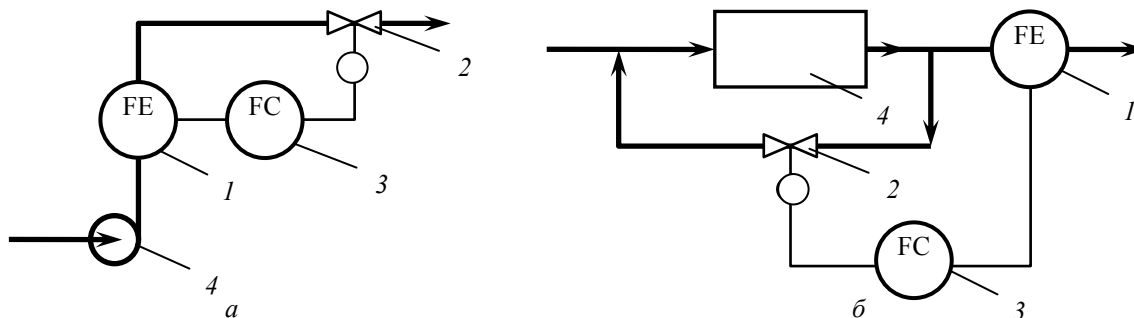
### 3. Регулирование основных технологических параметров.

#### 3.1. Регулирование расхода, соотношения расходов

В системах регулирования расхода применяют один из трех способов изменения расхода:

1. дросселирование потока вещества через регулирующий орган, устанавливаемый на трубопроводе (клапан, шибер, заслонка);
2. изменение напора в трубопроводе с помощью регулируемого источника энергии (например, изменением числа оборотов двигателя насоса или угла поворота лопастей вентилятора);
3. байпасирование, т. е. переброс избытка вещества из основного трубопровода в обводную линию.

Регулирование расхода после центробежного насоса осуществляется регулирующим клапаном, устанавливаемым на нагнетательном трубопроводе (рис. 3.1, а). При использовании поршневого насоса, применение подобной АСР недопустимо, так как при работе регулятора клапан может закрыться полностью, что приведет к разрыву трубопровода (или к помпажу, если клапан установлен на всасе насоса). В этом случае для регулирования расхода используют байпасирование потока (рис. 3.1, б).

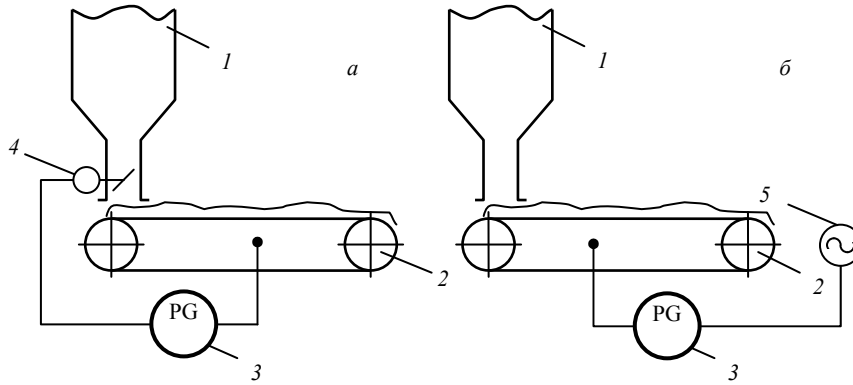


**Рис. 3.1.** Схемы регулирования расхода после центробежного (а) и поршневого (б) насосов.

1 – измеритель расхода; 2 – регулирующий клапан; 3 – регулятор; 4 – насос.

Регулирование расхода сыпучих веществ осуществляется изменением степени открытия регулирующей заслонки на выходе из бункера (рис 3.2, а), либо изменением скорости

движения ленты транспортера. Измерителем расхода при таком варианте служит взвешивающее устройство, которое определяет массу материала на ленте транспортера (рис 3.2, б).

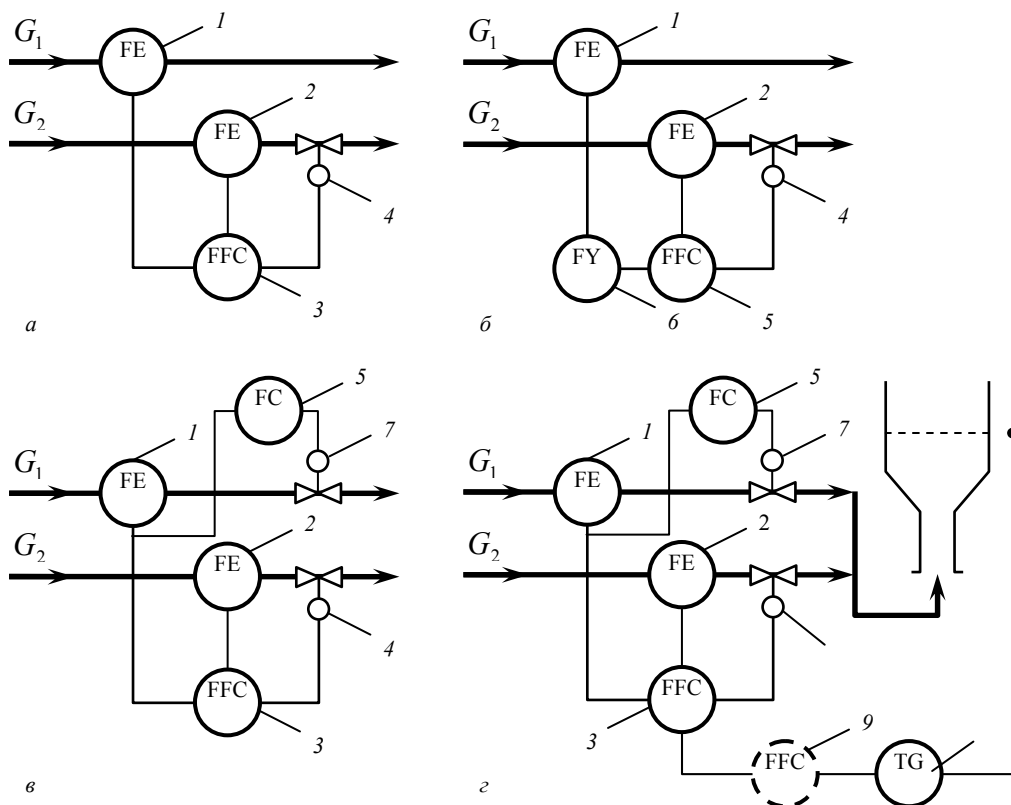


**Рис. 3.2.** Схемы регулирования расходов сыпучих веществ:

1 – бункер; 2 – транспортер; 3 – регулятор; 4 – регулирующая заслонка; 5 – электродвигатель.

Регулирование соотношения расходов двух веществ можно осуществлять тремя способами:

1. При незаданной общей производительности расход одного вещества (рис. 3.3, а)  $G_1$ , называемый «ведущим», может меняться произвольно; второе вещество подается при постоянном соотношении  $\gamma$  с первым, так что «ведомый» расход равен  $\gamma G_1$ . Иногда вместо регулятора соотношения используют реле соотношения и обычный регулятор для одной переменной (рис. 3.3, б). Выходной сигнал реле  $\delta$ , устанавливающего заданный коэффициент соотношения  $\gamma$ , подается в виде задания регулятору 5, обеспечивающему поддержание «ведомого» расхода.



**Рис. 3.3.** Схемы регулирования соотношения расходов.

1, 2 – измерители расхода, 3 – регулятор соотношения, 4, 7 – регулирующие клапаны; 5 – регулятор расхода, 6 – реле соотношения, 8 – регулятор температуры, 9 – устройство ограничения.



2. При заданном «ведущем» расходе кроме АСР соотношения применяют и АСР «ведущего» расхода (рис. 3.3, в). При такой схеме в случае изменения задания по расходу  $G_1$  автоматически изменится и расход  $G_2$  (в заданном соотношении с  $G_1$ ).
3. При заданной общей нагрузке и коррекции коэффициента по третьему параметру. АСР соотношения расходов является внутренним контуром в каскадной системе регулирования третьего технологического параметра  $y$  (например, температуры в аппарате). При этом заданный коэффициент соотношения устанавливается внешним регулятором в зависимости от этого параметра, так что  $G_2 = \gamma(y)G_1$  (рис. 3.3, з). Особенность настройки каскадных АСР состоит в том, что на задание внутреннему регулятору устанавливают ограничение  $x_{рн} \leq x_p \leq x_{рв}$ . Для АСР соотношения расходов это соответствует ограничению  $\gamma_n \leq \gamma \leq \gamma_v$ . Если выходной сигнал внешнего регулятора выходит за пределы  $[x_{рн}, x_{рв}]$ , то задание регулятору соотношения остается на предельно допустимом значении  $\gamma$  (т. е.  $\gamma_n$  или  $\gamma_v$ ).

### 3.2. Регулирование уровня.

Уровень является косвенным показателем гидродинамического равновесия в аппарате. Постоянство уровня свидетельствует о соблюдении материального баланса, когда приток жидкости равен стоку, и скорость изменения уровня равна нулю.

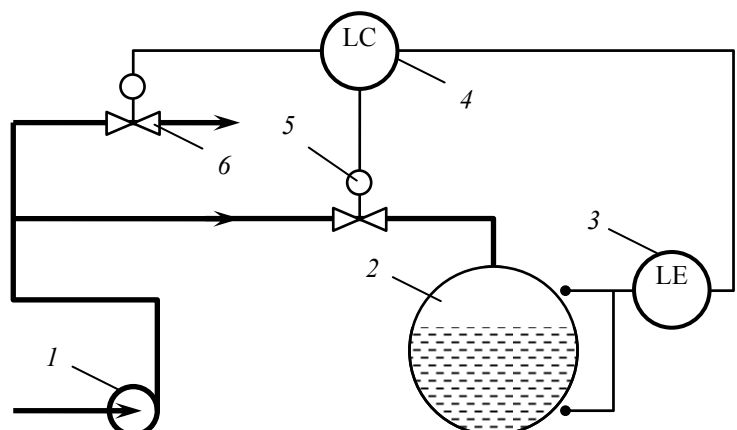
В общем случае изменение уровня описывается уравнением вида

$$S \frac{dL}{dt} = G_{\text{вх}} - G_{\text{вых}} \pm G_{\text{об}},$$

где  $S$  – площадь горизонтального (свободного) сечения аппарата;  $G_{\text{вх}}, G_{\text{вых}}$  – расходы жидкости на входе в аппарат и выходе из него;  $G_{\text{об}}$  – количество жидкости, образующейся (или расходуемой) в аппарате в единицу времени.

В зависимости от требуемой точности поддержания уровня применяют один из следующих двух способов регулирования:

1. позиционное регулирование, при котором уровень в аппарате поддерживается в заданных, достаточно широких пределах:  $L_v \leq L \leq L_n$ . Такие системы регулирования устанавливают на сборниках жидкости или промежуточных емкостях (рис. 3.4). При достижении предельного значения уровня происходит автоматическое переключение потока на запасную емкость;



**Рис. 3.4.** Схема позиционного регулирования уровня:

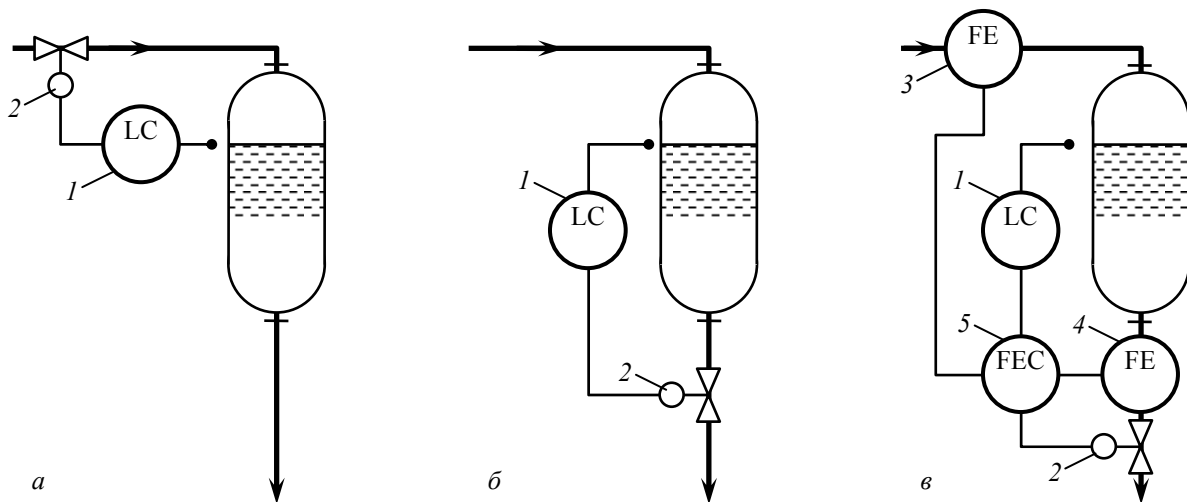
1 – насос; 2 – аппарат; 3 – сигнализатор уровня; 4 – регулятор уровня; 5, 6 – регулирующие клапаны.

2. непрерывное регулирование, при котором обеспечивается стабилизация уровня на заданном значении, т. е.  $L = L^0$ .

Особенно высокие требования предъявляются к точности регулирования уровня в теплообменных аппаратах, в которых уровень жидкости существенно влияет на тепловые процессы. Например, в паровых теплообменниках уровень конденсата определяет фактическую поверхность теплообмена. В таких АСР для регулирования уровня без статической погрешности применяют ПИ–регуляторы. П–регуляторы используют лишь в тех случаях, когда не требуется высокое качество регулирования и возмущения в системе не имеют постоянной составляющей, которая может привести к накоплению статической погрешности.

При отсутствии фазовых превращений в аппарате уровень в нем регулируют одним из трех способов:

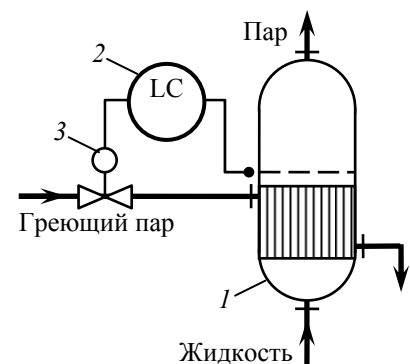
1. изменением расхода жидкости на входе в аппарат (регулирование «на притоке», рис. 3.5, *a*);
2. изменением расхода жидкости на выходе из аппарата (регулирование «на стоке», рис. 3.5, *б*);



**Рис. 3.5.** Схемы непрерывного регулирования уровня:

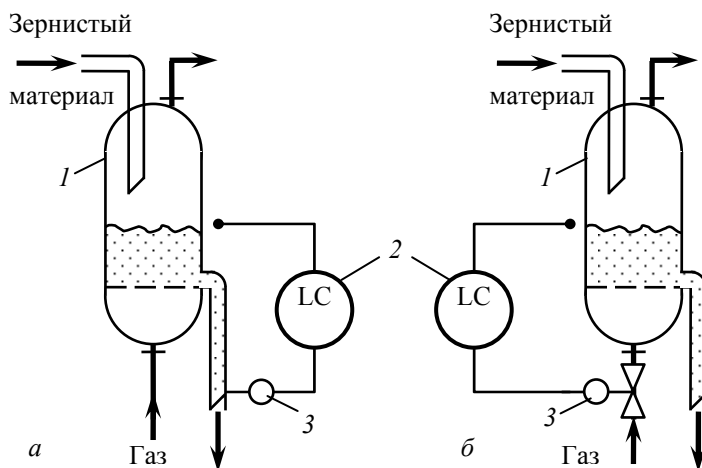
*a* – регулирование «на притоке»; *б* – регулирование «на стоке», *в* – каскадная АСР (1 – регулятор уровня, 2 – регулирующий клапан, 3, 4 – измерители расхода, 5 – регулятор соотношения).

3. регулированием соотношения расходов жидкости на входе в аппарат и выходе из него с коррекцией по уровню (каскадная АСР, рис. 3.5, *в*); отключение корректирующего контура может привести к накоплению ошибки при регулировании уровня, так как вследствие неизбежных погрешностей в настройке регулятора соотношения расходы жидкости на входе и выходе аппарата не будут точно равны друг другу, и вследствие интегрирующих свойств объекта, уровень в аппарате будет непрерывно нарастать (или убывать).



**Рис. 3.6.** Схема регулирования уровня в испарителе: 1 – испаритель; 2 – регулятор уровня, 3 – регулирующий клапан.

В случае, когда гидродинамические процессы в аппарате сопровождаются фазовыми превращениями, можно регулировать уровень изменением подачи теплоносителя (или хладагента). В таких аппаратах уровень взаимосвязан с другими параметрами (например, давлением), поэтому выбор способа регулиро-



**Рис. 3.7.** Регулирование уровня кипящего слоя:

*а* – отводом зернистого материала, *б* – изменением расхода газа (1 – аппарат с кипящим слоем, 2 – регулятор уровня, 3 – регулирующий орган).

В таких аппаратах уровень взаимосвязан с другими параметрами (например, давлением), поэтому выбор способа регулирования уровня в каждом конкретном случае должен выполняться с учетом остальных контуров регулирования. Особое место в системах регулирования уровня занимают АСР уровня в аппаратах с кипящим (псевдосжиженным) слоем зернистого материала (рис. 3.7). Устойчивое поддержание уровня кипящего слоя возможно в достаточно узких пределах соотношения расхода газа и массы слоя. При значительных колебаниях расхода газа (или расхода зернистого материала) наступает режим уноса слоя или его оседания. Поэтому к точности регулирования уровня кипящего слоя предъявляют особо высокие требования. В качестве регулирующих воздействий используют расход зернистого материала на входе или выходе аппарата (рис. 3.7, *а*) или расход газа на ожижение слоя (рис. 3.7, *б*).

### 3.3. Регулирование давления

Давление является показателем соотношения расходов газовой фазы на входе в аппарат и выходе из него. Постоянство давления свидетельствует о соблюдении материального баланса по газовой фазе. Обычно давление (или разрежение) в технологической установке стабилизируют в каком-либо одном аппарате, а по всей системе оно устанавливается в соответствии с гидравлическим сопротивлением линии и аппаратов. Например, в многокорпусной выпарной установке (см. рис. 3.8, *а*) стабилизируют разрежение в последнем выпарном аппарате. В остальных аппаратах при отсутствии возмущений устанавливается разрежение, которое определяется из условий материального и теплового балансов с учетом гидравлического сопротивления технологической линии.

В тех случаях, когда давление существенно влияет на кинетику процесса (например, в процессе ректификации), предусматривается система стабилизации давления в отдельных аппаратах (рис. 3.8, *б*). Кроме того, при регулировании процесса бинарной ректификации часто в качестве косвенного показателя состава смеси используют ее температуру кипения, которая однозначно связана с составом лишь при постоянном давлении. Поэтому в продуктовых ректификационных колоннах обычно предусматривают специальные системы стабилизации давления.

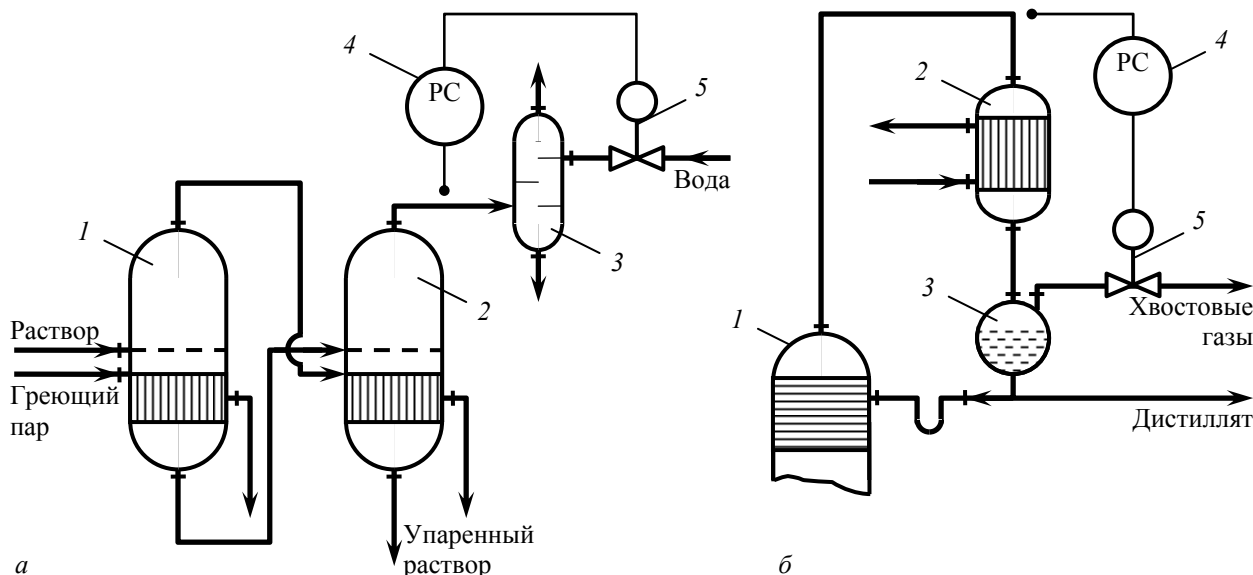


Рис. 3.8

а – регулирование разряжения в многокорпусной выпарной установке:

1,2 – выпарные аппараты; 3 – барометрический конденсатор; 4 – регулятор разряжения; 5 – регулирующий клапан.

**Регулирование разряжения в многокорпусной выпарной установке.** В данной системе регулирующим воздействием является расход охлаждающей воды в барометрический конденсатор, который влияет на скорость конденсации вторичного пара.

**Регулирование перепада давления.** В таких аппаратах регулируется перепад давления,

характеризующий гидродинамический режим, который влияет на протекание процесса (рис. 3.9).

### 3.4. Регулирование температуры.

Температура является показателем термодинамического состояния системы и используется как выходная координата при регулировании тепловых процессов. Динамические характеристики объектов в системах регулирования температуры зависят от физико-химических параметров процесса и конструкции аппарата. Поэтому общие рекомендации по выбору АСР температуры сформулировать невозможно, и требуется анализ каждого конкретного процесса.

б – АСР давления в ректификационной колонне:

1 – колонна; 2 – дефлегматор; 3 – флегмовая ёмкость; 4 – регулятор давления; 5 – регулирующий клапан.

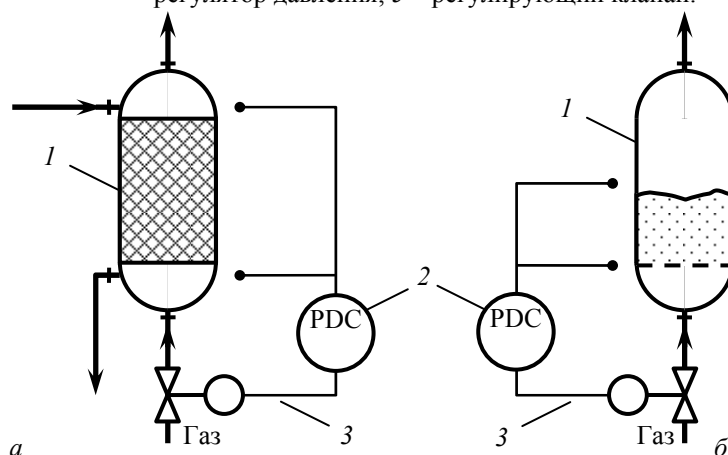
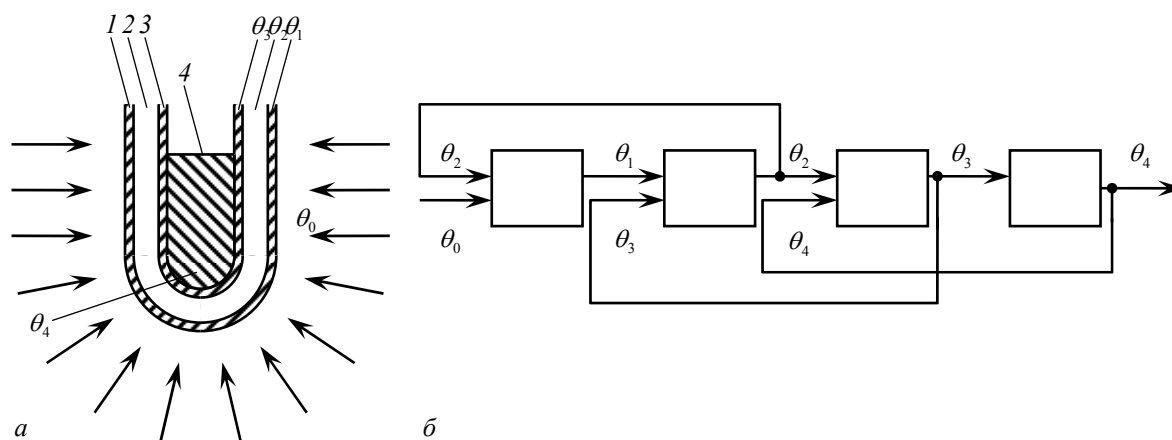


Рис. 3.9. Схема регулирования перепада давления:

а – в колонном аппарате с насадкой; б – в аппарате с кипящим слоем (1 – аппарат; 2 – регулятор перепада давления; 3 – регулирующий клапан).

К общим особенностям АСР температуры можно отнести значительную инерционность тепловых процессов и промышленных датчиков температуры. Поэтому одна из основных задач при проектировании АСР температуры – уменьшение инерционности датчиков.

Рассмотрим, например, динамические характеристики термометра в защитном чехле (рис. 3.10).



**Рис. 3.10.** Принципиальная (а) и структурная (б) схемы термометра:

1 – защитный чехол; 2 – воздушная прослойка; 3 – стенка термометра; 4 – рабочая жидкость.

Структурную схему термометра можно представить как последовательное соединение четырех тепловых емкостей (рис. 3.10, б): защитного чехла 1, воздушной прослойки 2, стенки термометра 3 и собственно рабочей жидкости 4. Если пренебречь тепловым сопротивлением каждого слоя, то все элементы можно аппроксимировать аperiodическими звеньями 1-го порядка, уравнения которых имеют вид:

$$M_j c_{pj} \frac{d\theta_j}{dt} = \alpha_{j1} F_{j1} (\theta_{j-1} - \theta_j) - \alpha_{j2} F_{j2} (\theta_j - \theta_{j+1}),$$

$$j = \overline{1,4}; \quad \theta_5 = 0$$

или

$$T_j \frac{d\theta_j}{dt} + \theta_j = k_{j1} \theta_{j-1} + k_{j2} \theta_{j+1},$$

где

$$T_j = \frac{M_j c_{pj}}{\alpha_{j1} F_{j1} - \alpha_{j2} F_{j2}}; \quad (3.1)$$

$$k_{j1} = \frac{\alpha_{j1} F_{j1}}{\alpha_{j1} F_{j1} - \alpha_{j2} F_{j2}}; k_{j2} = \frac{\alpha_{j2} F_{j2}}{\alpha_{j1} F_{j1} - \alpha_{j2} F_{j2}};$$

$M_j$  – масса соответственно чехла, воздушной прослойки, стенки и жидкости;  $c_{pj}$  – удельные теплоемкости;  $\alpha_{j1}$ ,  $\alpha_{j2}$  – коэффициенты теплоотдачи;  $F_{j1}$ ,  $F_{j2}$  – поверхности теплоотдачи.

Как видно из уравнений (3.1), основными направлениями уменьшения инерционности датчиков температуры являются:

- повышение коэффициентов теплоотдачи от среды к чехлу в результате правильного выбора места установки датчика; при этом скорость движения среды должна быть максимальной; при прочих равных условиях более предпочтительна установка термомет-

ров в жидкой фазе (по сравнению с газообразной), в конденсирующемся паре (по сравнению с конденсатом) и т. п.;

- уменьшение теплового сопротивления и тепловой емкости защитного чехла в результате выбора его материала и толщины;
- уменьшение постоянной времени воздушной прослойки за счет применения наполнителей (жидкость, металлическая стружка); у термоэлектрических преобразователей (термопар) рабочий спай припаивается к защитному чехлу;
- выбор типа первичного преобразователя; например, при выборе термометра сопротивления, термопары или манометрического термометра необходимо учитывать, что наименьшей инерционностью обладает термопара в малоинерционном исполнении, наибольшей – манометрический термометр.

### 3.5. Регулирование рН.

Системы регулирования рН можно подразделить на два типа, в зависимости от требуемой точности регулирования. Если скорость изменения рН невелика, а допустимые пределы ее колебаний достаточно широки, применяют позиционные системы регулирования, поддерживающие рН в заданных пределах:  $pH_n \leq pH \leq pH_v$ . Ко второму типу относятся системы, обеспечивающие регулирование процессов, в которых требуется точное поддержание рН на заданном значении (например, в процессах нейтрализации). Для их регулирования используют непрерывные ПИ– или ПИД–регуляторы.

Общей особенностью объектов при регулировании рН является нелинейность их статических характеристик, связанная с нелинейной зависимостью рН от расходов реагентов. На рис. 3.11 показана кривая титрования, характеризующая зависимость рН от расхода кислоты  $G_1$ . Для различных заданных значений рН на этой кривой можно выделить три характерных участка: первый (средний), относящийся к почти нейтральным средам, близок к линейному и характеризуется очень большим коэффициентом усиления; второй и третий участки, относящиеся к сильно щелочным или кислым средам, обладают наибольшей кривизной.

На первом участке объект по своей статической характеристике приближается к релейному элементу. Практически это означает, что при расчете линейной АСР коэффициент усиления регулятора настолько мал, что выходит за пределы рабочих настроек промышленных регуляторов. Так как собственно реакция нейтрализации проходит практически мгновенно, динамические характеристики аппаратов определяются процессом смешения и в аппаратах с перемешивающими устройствами достаточно точно описываются дифференциальными урав-

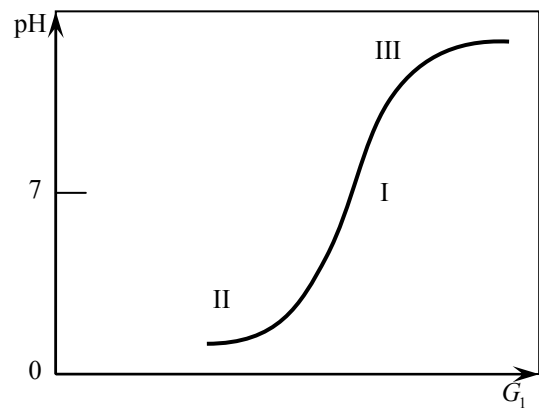
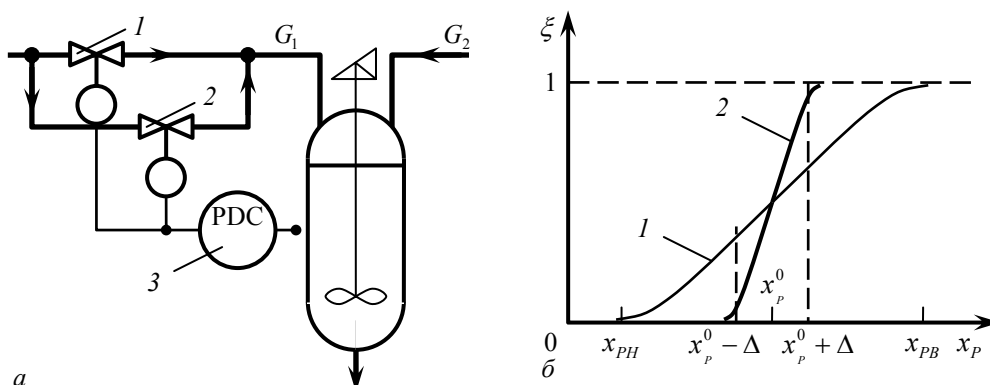


Рис. 3.11. Зависимость величины рН от расхода реагента.

нениями 1-го порядка с запаздыванием. При этом, чем меньше постоянная времени аппарата, тем сложнее обеспечить устойчивое регулирование процесса, так как начинают сказываться инерционность приборов и регулятора и запаздывание в импульсных линиях. Для обеспечения устойчивого регулирования рН применяют специальные системы. На рис. 3.12, а показан пример системы регулирования рН с двумя регулирующими клапанами.



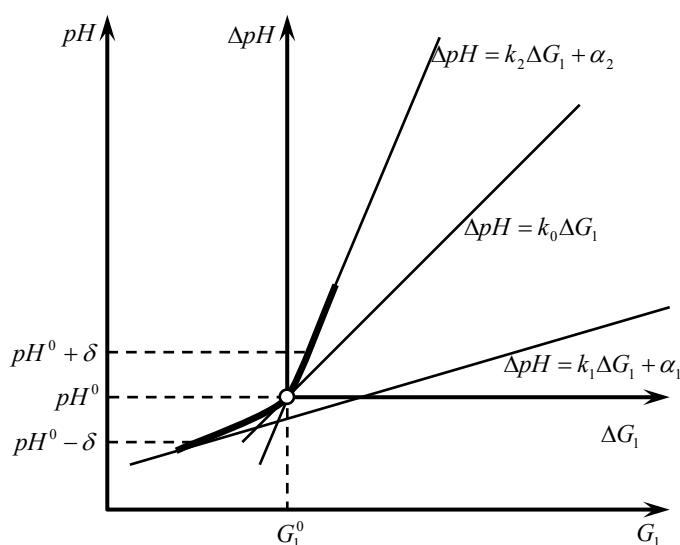
**Рис. 3.12.** Пример системы регулирования рН:

а – функциональная схема; б – статические характеристики клапанов (1, 2 – регулирующий клапан; 3 – регулятор рН).

Клапан 1, обладающий большим условным диаметром, служит для грубого регулирования расхода и настроен на максимальный диапазон изменения выходного сигнала регулятора  $[x_{PH}, x_{PB}]$  (рис. 3.12, б, кривая 1). Клапан 2, служащий для точного регулирования, рассчитан на меньшую пропускную способность и настроен таким образом, что при  $x_p = x_p^0 + \Delta$  он полностью открыт, а при  $x_p = x_p^0 - \Delta$  – полностью закрыт (кривая 2). Таким образом, при незначительном отклонении рН от  $pH^0$ , когда  $x_p^0 - \Delta \leq x_p \leq x_p^0 + \Delta$ , степень открытия клапана 1 практически не изменяется, и регулирование ведется клапаном 2. Если  $|x_p - x_p^0|$ , клапан 2 остается в крайнем положении, и регулирование осуществляется клапаном 1.

На втором и третьем участках статической характеристики (рис. 3.12, б) ее линейная аппроксимация справедлива лишь в очень узком диапазоне изменения рН, и в реальных условиях ошибка регулирования за счет линеаризации может оказаться недопустимо большой. В этом случае более точные результаты дает кусочно-линейная аппроксимация (рис. 3.13), при которой линеаризованный объект имеет переменный коэффициент усиления.

На рис. 3.14 приведена структурная схема такой АСР. В зависимости от рассогласования рН, включается в работу один из регуляторов, настроенный на соответствующий коэффициент усиления объекта.



**Рис. 3.13.** Кусочно-линейная аппроксимация статической характеристики объекта при регулировании рН.

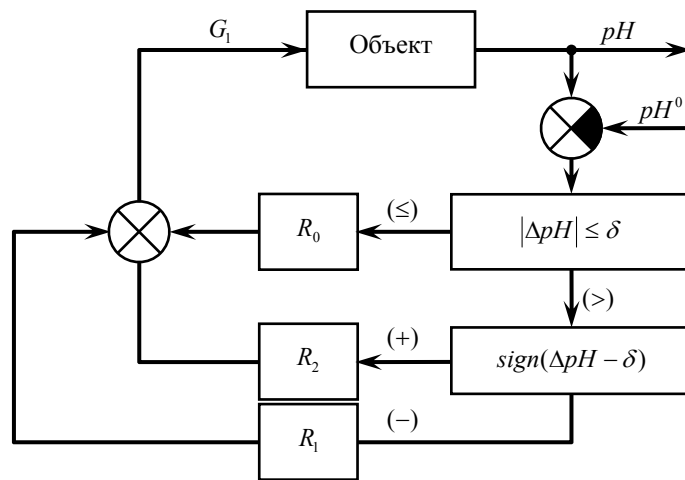


Рис. 3.14. Структурная схема системы регулирования рН с двумя регуляторами.

### 3.6. Регулирование параметров состава и качества

В процессах химической технологии большую роль играет точное поддержание качественных параметров продуктов (концентрация определенного вещества в потоке и т.п.). Эти параметры сложно измерить. В некоторых случаях для измерения состава используют хроматографы, которые выдают результаты измерения в дискретные моменты времени (по продолжительности цикла работы хроматографа).

Дискретность измерения может привести к значительным дополнительным запаздываниям и снижению динамической точности регулирования. Чтобы уменьшить нежелательное влияние задержки измерения, используют модель связи качества продукта с переменными, которые измеряют непрерывно. Эта модель может быть достаточно простой; коэффициенты модели уточняют, сравнивая рассчитанное по ней и найденное в результате очередного анализа значение качественного параметра. Таким образом, одним из рациональных способов регулирования качества является регулирование по косвенному вычисляемому показателю с уточнением алгоритма его расчета по данным прямых анализов. В промежутках между измерениями показатель качества продукта может быть рассчитан экстраполяцией ранее измеренных значений.

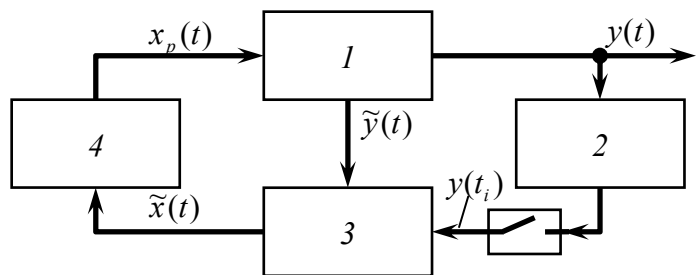


Рис. 3.15. Блок-схема АСР параметра качества продукта:

1 – объект; 2 –анализатор качества; 3 – вычислительное устройство; 4 – регулятор

Блок-схема системы регулирования параметра качества продукта показана на рис. 3.15.

Вычислительное устройство в общем случае непрерывно рассчитывает оценку показателя качества  $\tilde{x}(t)$  по формуле

$$\tilde{x}(t) = F_1(\tilde{y}(t)) + F_2((t - t_i), y(t_i), y(t_{i-1}), \dots),$$



в которой первое слагаемое отражает зависимость  $\tilde{x}$  от непрерывно измеряемых переменных процесса или величин, динамически с ними связанных, например производных, а второе – от выхода экстраполирующего фильтра.

Для повышения точности регулирования состава и качества применяют приборы с устройством автоматической калибровки. В этом случае система управления производит периодическую калибровку анализаторов состава, корректируя их характеристики.

## **Автоматизация основных процессов химической технологии**

### **4. Автоматизация гидромеханических процессов**

#### **4.1. Автоматизация процессов перемещения жидкостей и газов.**

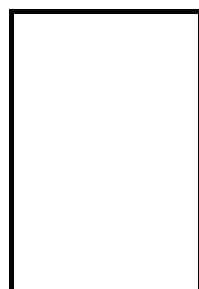
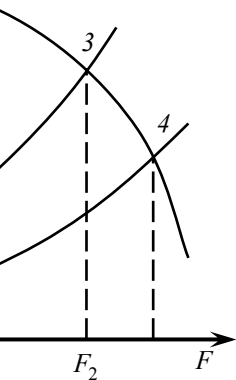
Процессы перемещения жидкостей и газов и процессы разделения и очистки неоднородных систем относят к **гидромеханическим процессам**.

В химической промышленности для транспортировки жидкостей по трубопроводам наиболее часто применяют:

1. Центробежные насосы.
2. Поршневые насосы.

Для перемещения газов применяют поршневые компрессоры.

Регулирование работы насосов и компрессоров обычно состоит **в поддержании их заданной производительности**.



qua  
температура

егламент  
tion.

**Ошибка! Закладка не определена.**

**Рис. 4.1.** Характеристика центробежного насоса

Характеристика центробежного насоса (зависимость между развиваемым напором  $L$  и производительностью  $F$ ) рис. 4.1.

Кривая 1 характеристика центробежного насоса.

Кривые 2-4 характеристики местных гидравлических сопротивлений нагнетательного трубопровода.

Кривая 2 соответствует наибольшему гидравлическому сопротивлению и наименьшей производительности насоса  $F_1$ .

Кривая 4 соответствует наименьшему гидравлическому сопротивлению и наибольшей производительности  $F_3$ .

Таким образом, дросселируя поток можно изменить производительность насоса. Этот метод регулирования производительности насоса не является экономичным вследствие дополнительных потерь энергии, обуславливаемых гидравлическим сопротивлением дросселя, однако этот метод отличается простотой, поэтому его часто используют.

Чувствительный элемент АСР, например диафрагма, монтируется на нагнетательной линии перед клапаном, что обеспечивает меньшую колебательность процесса регулирования. При увеличении расхода жидкости проходное сечение клапана уменьшается, при этом повы-

шается суммарное гидравлическое сопротивление линии, и расход жидкости уменьшается до заданного значения.

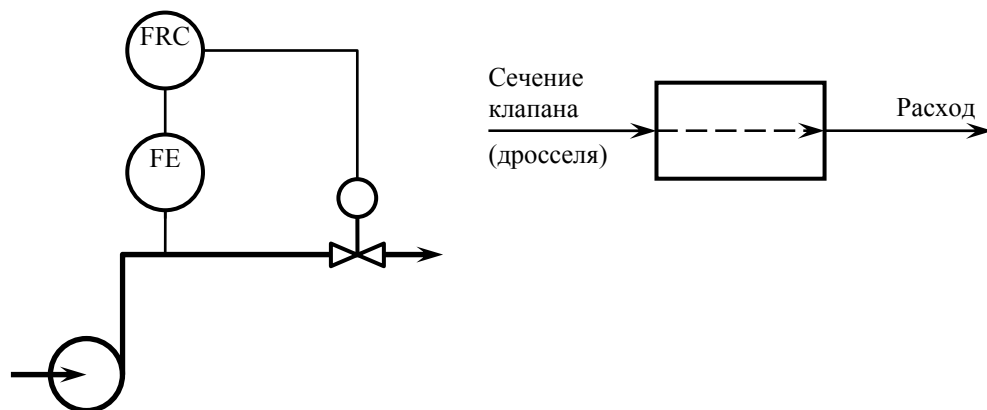


Рис. 4.2. Схема регулирования производительности центробежных насосов.

Дросселировать линию всасывания центробежных насосов не рекомендуется, т. к. это вызывает кавитацию, которая приводит к быстрому разрушению насоса, а также к резкому понижению производительности и напора насоса. Клапан на нагнетательной линии насоса может работать и от регуляторов других величин, что определяется требованиями технологии.

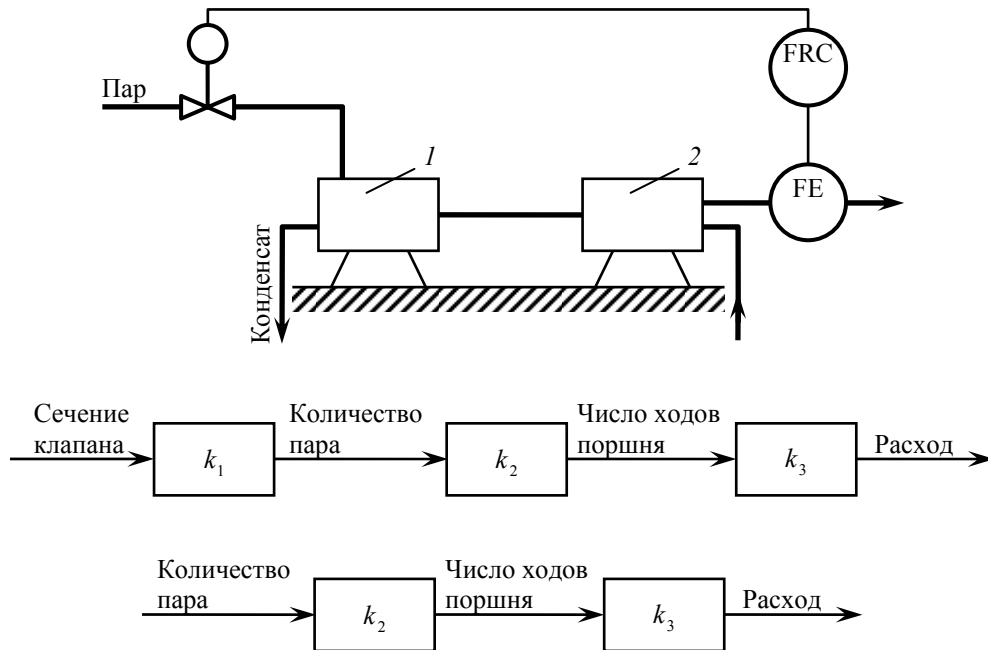


Рис. 4.3. Схема стабилизации производительности поршневых насосов.

1 – паровая машина; 2 – поршневой насос.

В случае применения **объемных поршневых насосов** давление, обуславливающее перемещение жидкости, создается при периодическом вытеснении из замкнутого объема обратно-поступательно движущимся поршнем. Производительность поршневого насоса практически постоянна и не зависит от напора. Поршневые насосы приводятся в действие паровыми машинами или электродвигателями.

Производительность поршневого насоса с паровым приводом регулируется изменением подачи пара в цилиндр привода. Для этого на паропроводе устанавливают клапан, при открытии проходного сечения которого к приводу насоса будет подаваться различное количество пара, определяющее число ходов поршня насоса и тем самым изменяя его производитель-

ность. Управляющее воздействие на клапан подают от регулятора расхода, а чувствительный элемент системы устанавливают на нагнетательной линии насоса. По сравнению с дросселированием это более рациональный метод.

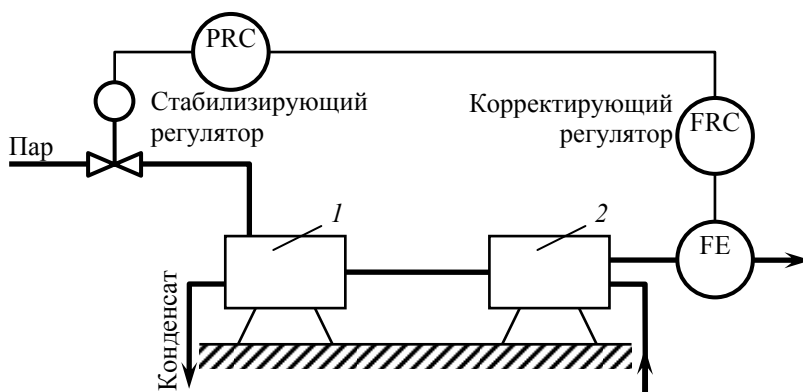
При часто и резко изменяющемся давлении пара применяют каскадную систему регулирования давления пара с коррекцией по расходу нагнетаемого продукта.

Регулирование производительности поршневых насосов с приводом от электродвигателя осуществляется путем перепуска части жидкости с нагнетательной линии на всасывающую. Таким же образом регулируют производительность шестеренчатых и лопастных насосов.

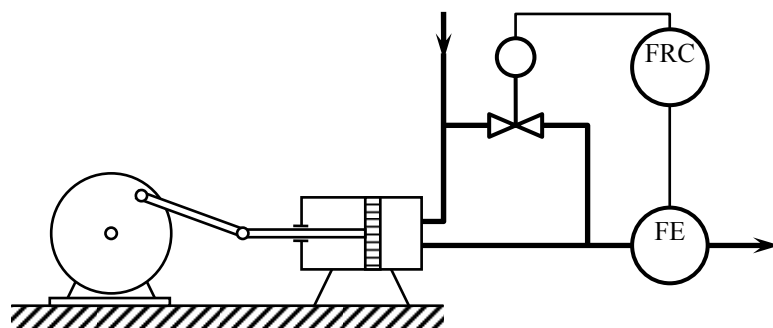
Производительность центробежных компрессоров (газодувок) стабилизируется системами с клапаном, установленным на всасывающей линии.

Такие компрессоры неустойчиво работают в области помпажа, характеризующийся наличием больших давлений и малых расходов: при работе в этой области уменьшение по-

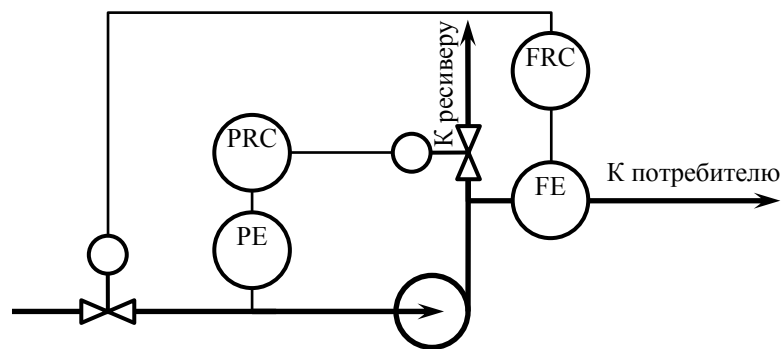
требления газа приводит к кратковременному изменению потока направления газа. При этом возникают большие колебания давления газа, которые могут вызвать поломку компрессора. Однако коэффициент полезного действия компрессора имеет наибольшее значение вблизи области помпажа.



**Рис. 4.4.** Каскадная система регулирования производительности поршневых насосов.  
1 – паровая машина; 2 – поршневой насос.



**Рис. 4.5.** Схема регулирования производительности поршневого насоса с электроприводом.



**Рис. 4.6.** Схема регулирования производительности центробежного компрессора (газодувки) с противопомпажной защитой.



**Рис. 4.7.** Структурная схема производительности работы поршневых компрессоров.

Для обеспечения работы компрессора в этих условиях необходимо иметь противопомпажную автоматическую защиту.

В качестве такой защиты может использоваться система сброса части сжатого газа в ресивер при уменьшении его расхода в линию к потребителю. При приближении к области помпажа регулятор расхода откроет клапан, установленный на линии к ресиверу. Это обусловит увеличение производительности компрессора, снижение давления в нагнетательной линии и повышение давления во всасывающей линии, что предотвратит помпаж компрессора.

Регулирование производительности **поршневых компрессоров**, развивающих большие давления, обычно осуществляется методом перепуска части газа с нагнетательной линии во всасывающую по байпасному трубопроводу.

Работа такой системы регулирования в значительной степени облегчается меньшей пульсацией давления вследствие сжимаемости газов.

#### **4.2. Автоматизация разделения и очистки неоднородных систем.**

Разделение жидких систем в химической промышленности производят в отстойниках, фильтрах и центрифугах, а очистку газовых систем – в циклонах, фильтрах, скрубберах, электрофильтрах.

Регулирование отстойников заключается в поддержании на минимально возможном значении концентрации твёрдой фазы в осветлённой жидкости при изменении расхода исходной суспензии и концентрации твёрдой фазы (ценного продукта) в суспензии. Для этого подбирают диаметр отстойника, чтобы время нахождения жидкой фазы в аппарате превышало время, необходимое для оседания твёрдых частиц в бункере. Осветлённая жидкость выводится из отстойника благодаря переливу, а граница раздела зон осаждения и уплотнения поддерживается на постоянной высоте регулятором уровня, воздействующим на расход сгущённой суспензии.

Для фильтрации жидких неоднородных систем с большой производительностью применяют барабанные, дисковые, карусельные и ленточные вакуум-фильтры. Регулирование процесса фильтрования имеет своей задачей получение минимальной возможной влажности осадка при изменении концентрации и расхода суспензии, вязкости осадка, дисперсного состава твёрдых частиц. При использовании, например, барабанных фильтров обычно регулируют уровень суспензии в ванне, изменяя поступление исходной суспензии. Осадок снимается

с барабана ножом. В случае необходимости толщина осадка регулируется путём изменения степени вакуумирования или скорости вращения барабана.

Центрифугирование жидких систем осуществляется в разнообразных по конструкции отстойных или фильтрующих центрифугах. На этот процесс воздействуют те же основные возмущения, что и на процесс фильтрации; цели регулирования так же одинаковы. Для достижения минимально возможной влажности осадка применяют центрифуги с высокой разделяющей способностью, обеспечивающей требуемое качество разделения при значительных колебаниях возмущений. При центрифугировании регулированию в основном подлежит расход исходной суспензии, что обеспечивает постоянную производительность аппарата. Фугат и осадок отводится путём свободного удаления.

Очистку газов от частиц пыли размером более 10 мкм проводят в циклонах. Циклоны чувствительны к колебаниям нагрузки по газу и рассчитываются на определённую производительность по газу с допустимым содержанием в нём пыли. Если технологические условия позволяют, то нагрузку циклонов по газу стабилизируют.

Процесс фильтрования газовых систем в фильтрах заключается в прохождении запылённого газа через пористые перегородки, задерживающие на своей поверхности твёрдые частицы. Регулирование такого процесса заключается в поддержании на минимально возможном значении концентрации частиц твёрдого вещества в газе на выходе из фильтра.

Регенерация фильтрующих поверхностей, например, в рукавных фильтрах, производится сжатым воздухом, периодически подаваемым через сопла в рукава с целью деформации фильтрующей ткани, приводящей к тому, что пыль с неё сбивается. Для этого регулируют перепад давления на фильтре. При достижении максимального значения позиционный регулятор выдаёт сигнал на продувку фильтра сжатым воздухом. Фильтр продувают до тех пор, пока перепад давления не снизится до минимального значения. Воздух на продувку должен поступать с давлением, значение которого устанавливается отдельным регулятором. В связи с трудностью измерения перепада давления на фильтре (засорение импульсных трубок пылью) регенерацию фильтрующих поверхностей проводят также по заранее заданной временной программе, в которой устанавливается определённая длительность периодов фильтрации и регенерации. Такая программа реализуется с помощью командного прибора.

## **5. Автоматизация тепловых процессов.**

Тепловые процессы играют значительную роль в химической технологии. Химические реакции веществ с также их физические превращения сопровождаются, как правило, тепловыми эффектами. Тепловые явления часто составляют основу технологических процессов.

Передачу тепла от горячих теплоносителей к более холодным осуществляют в **теплообменниках**.

Различают теплообменники:

1. непосредственного смешения теплоносителей;
2. поверхностные теплообменники, в которых тепло передается через глухую разделительную стенку:
  - теплопередача может протекать без изменения агрегатного состояния теплоносителей (нагреватели, холодильники);
  - с изменением агрегатного состояния (испарители, конденсаторы).

Нагревание продуктов проводят также в трубчатых печах топочными газами.

### 5.1. Регулирование теплообменников смешения.

Регулирование теплообменников смешения заключается в поддержании постоянства температуры  $T_{см}$  суммарного потока на выходе. Для создания необходимого температурного режима в химических аппаратах используют передачу энергии в результате смешения двух и более веществ с разными теплосодержаниями.

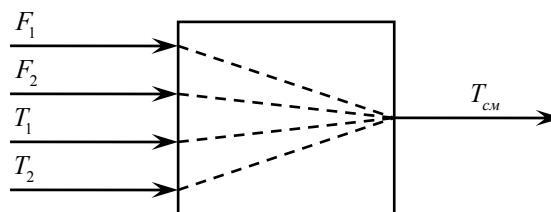


Рис. 5.1. Структурная схема регулирования теплообменника смешения.

Во многих задачах регулирования состава или температуры в резервуаре с мешалкой при определении передаточных функций принимают перемешивание идеальным. Тогда объект описывается дифференциальным уравнением первого порядка с постоянной времени, равной времени пребывания в резервуаре. Однако на практике отмечается запаздывание, по истечении которого изменение концентрации или температуры питания происходит на выходе из резервуара. Это запаздывание (запаздывание смешения) зависит от размеров резервуара, вязкости жидкости, конструкции и скорости вращения мешалки, определяющих интенсивность перемешивания.

Если  $T_2 > T_{см} > T_1$ , при этом теплоемкости и плотности жидкостей одинаковы, то

$$T_{см} = T_1 + \frac{F_2}{F_1 + F_2} (T_2 - T_1), \text{ (потери в окружающую среду пренебрегаем)}$$

Остановимся на особенностях статической характеристики собственно процесса смешения. Рассмотрим для примера аппарат непрерывного действия, в котором смешиваются два потока с расходами  $G_1$  и  $G_2$ , температурами  $\theta_1$  и  $\theta_2$ , удельными теплоемкостями  $c_{p1}$  и  $c_{p2}$  (рис. 5.2).

Пусть задача регулирования состоит в поддержании заданного значения  $\theta^0$  температуры выходного потока путём изменения расхода  $G_1$  при условии, что основными источниками возмущений являются расход и температура второго потока  $G_2$  и  $\theta_2$ , а температура  $\theta_1$  и удельные теплоемкости веществ постоянны и равны  $\theta_1^0$ ,  $c_{p1}$  и  $c_{p2}$ . Найдем статические характеристики объекта по каналу регулирования  $G_1 - \theta$  и каналам возмущения  $G_2 - \theta$  и  $\theta_2 - \theta$  (рис. 5.3). Для этого запишем уравнение теплового баланса:

$$G_1 \theta_1^0 c_{p1} + G_2 \theta_2 c_{p2} = (G_1 + G_2) \theta c_p,$$

где  $c_p = (G_1 c_{p1} + G_2 c_{p2}) / (G_1 + G_2)$ .

Отсюда

$$\theta = \frac{G_1 \theta_1^0 c_{p1}}{G_1 c_{p1} + G_2 c_{p2}} + \frac{G_2 \theta_2 c_{p2}}{G_1 c_{p1} + G_2 c_{p2}}. \quad (5.1)$$

Как видно из (5.1), характерной особенностью теплообменников смешения является нелинейность статических характеристик по температурным каналам,  $\theta_1 - \theta$  и  $\theta_2 - \theta$ .

При условии малых отклонений координат объекта от их заданных значений можно провести линеаризацию зависимости (5.1) и найти приближенно коэффициенты усиления объекта по каждому каналу.

Обозначим заданные значения

входных и выходных координат через  $G_1^0$ ,  $G_2^0$ ,  $\theta_2^0$  и разложим функцию (5.1) в ряд Тейлора в малой окрестности  $G_1^0$ ,  $G_2^0$ ,  $\theta_2^0$ :

$$\theta = \theta^0 + \left( \frac{\partial \theta}{\partial G_1} \right)^0 (G_1 - G_1^0) + \left( \frac{\partial \theta}{\partial G_2} \right)^0 (G_2 - G_2^0) + \left( \frac{\partial \theta}{\partial \theta_2} \right)^0 (\theta_2 - \theta_2^0),$$

где

$$\begin{aligned} \left( \frac{\partial \theta}{\partial G_1} \right)^0 &= \frac{G_2^0 c_{p1} c_{p2} (\theta_1^0 - \theta_2^0)}{(G_1^0 c_{p1} + G_2^0 c_{p2})^2}; \\ \left( \frac{\partial \theta}{\partial G_2} \right)^0 &= \frac{G_1^0 c_{p1} c_{p2} (\theta_2^0 - \theta_1^0)}{(G_1^0 c_{p1} + G_2^0 c_{p2})^2}; \\ \left( \frac{\partial \theta}{\partial \theta_2} \right)^0 &= \frac{G_2^0 c_{p2}}{G_1^0 c_{p1} + G_2^0 c_{p2}}. \end{aligned} \quad (5.2)$$

Переходя к отклонениям  $y = \theta - \theta^0$ ,  $x_p = G_1 - G_1^0$ ,  $x_{e1} = G_2 - G_2^0$ ,  $x_{e2} = \theta_2 - \theta_2^0$ , получим уравнение статической характеристики в виде:

$$y = k_p x_p + k_1 x_{e1} + k_2 x_{e2}, \quad (5.3)$$

где  $k_p = \left( \frac{\partial \theta}{\partial G_1} \right)^0$ ;  $k_1 = \left( \frac{\partial \theta}{\partial G_2} \right)^0$ ;  $k_2 = \left( \frac{\partial \theta}{\partial \theta_2} \right)^0$ .

Анализ зависимостей (5.3) показывает, что даже при обычных возмущениях, наблюдаемых на практике, ошибка в результате линеаризации может оказаться существенной. На-

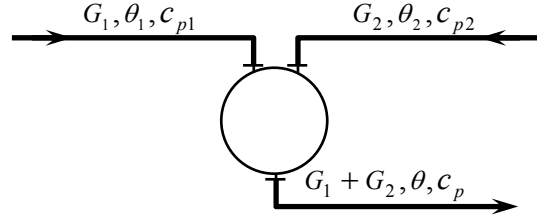


Рис. 5.2. Принципиальная схема теплообменника смешения.

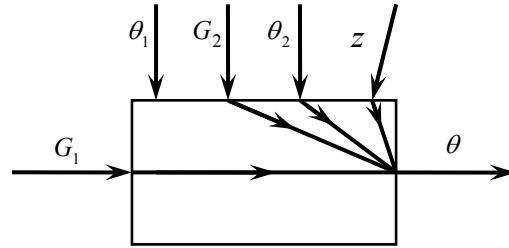


Рис. 5.3. Структурная схема теплообменника смешения.



пример, при увеличении расхода  $G_2$  на 30 % по сравнению с заданным коэффициент усиления  $k_p$  может измениться на 5-20%, а  $k_1$  – на 25-40% от расчетных, в зависимости от соотношения расходов  $G_1$  и  $G_2$ . Стабилизация отношения  $G_1 / G_2 = \gamma^0$  позволяет уменьшить влияние этой нелинейности, так как

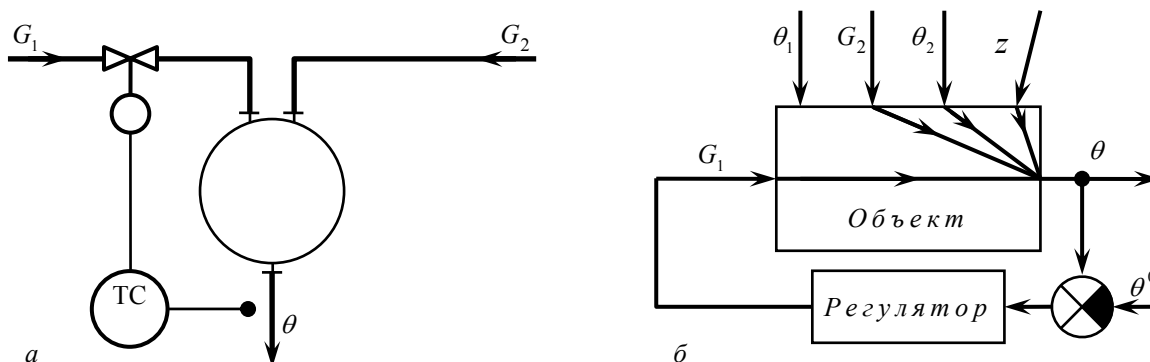
$$\theta = \frac{\theta_1^0 c_{p1}}{c_{p1} + \frac{G_2}{G_1} c_{p2}} + \frac{\theta_2^0 c_{p2}}{\frac{G_2}{G_1} c_{p1} + c_{p2}} = \frac{\theta_1^0 c_{p1}}{c_{p1} + \frac{1}{\gamma^0} c_{p2}} + \frac{\theta_2^0 c_{p2}}{\gamma^0 c_{p1} + c_{p2}}$$

и при отсутствии других возмущений, кроме  $G_2$ , будет обеспечиваться постоянство выходной температуры.

Наличие других источников возмущения, кроме  $G_2$ , потребует введение коррекции  $\gamma^0$ , например, в зависимости от значения выходной температуры  $\theta$  (см. пример каскадной АСР, рис. 5.7).

Рассмотрим несколько вариантов систем автоматизации теплообменников смешения и проведем их сравнительный анализ по качеству процессов регулирования.

Вариант 1. Задача стабилизации выходной температуры смеси  $\theta$  решается применением одноконтурной замкнутой системы регулирования, в котором регулирующим воздействием является расход  $G_1$  (рис. 5.4). Использование регулятора с интегральной составляющей и законе регулирования (ПИ- или ПИД-регулятор) гарантирует поддержание заданного значения  $\theta$  в установившемся режиме, однако качество переходного процесса может оказаться неудовлетворительным при большой инерционности канала регулирования и сильных возмущениях.



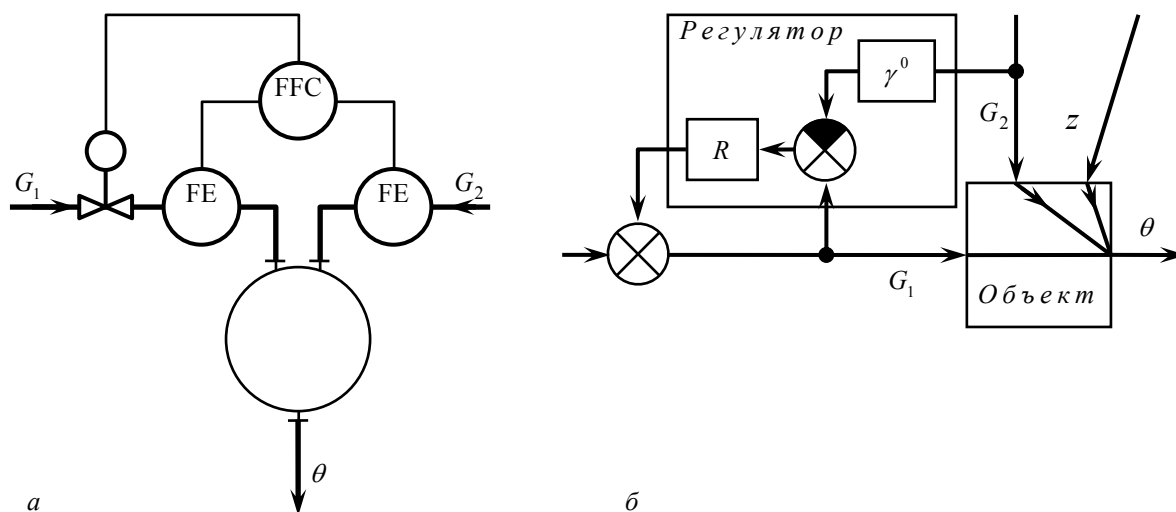
**Рис. 5.4.** Функциональная (а) и структурная (б) схемы замкнутой одноконтурной АСР температуры в теплообменнике смешения.

Вариант 2 включает систему регулирования соотношения расходов  $G_1$  и  $G_2$  (рис. 5.5). Это разомкнутая система регулирования, способность обеспечить инвариантность регулируемой температуры смеси  $\theta$  к возмущениям по расходу  $G_2$ , однако при наличии любого другого возмущения  $\theta$  не будет равна заданной.

Вариант 3 (рис. 5,6) отличается компенсатором возмущения по  $\theta_2$ . Таким образом, данная система регулирования может обеспечить независимость выходной температуры от двух

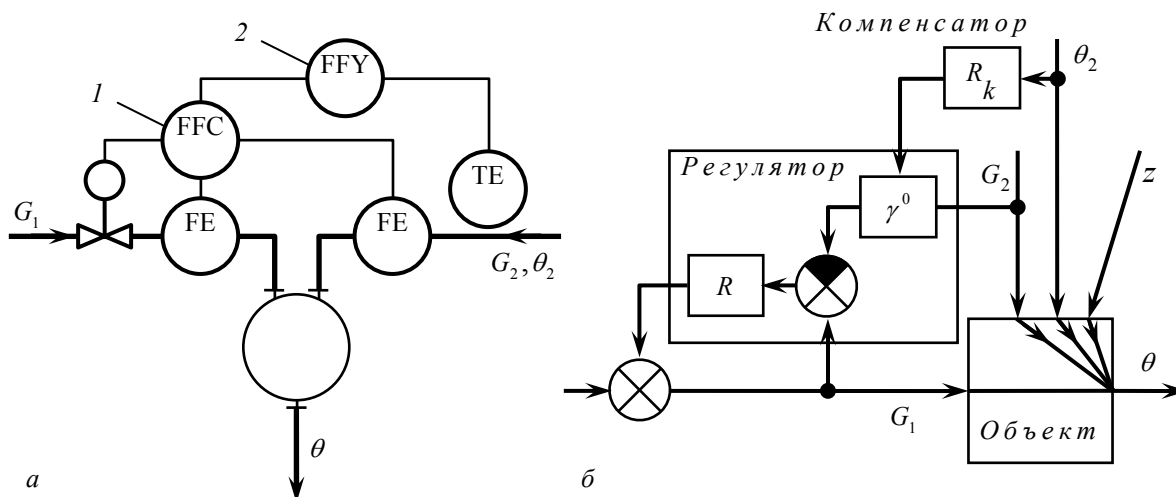
основных возмущений  $G_2$  и  $\theta_2$ . Однако при наличии других возмущений (например, изменение теплотер в окружающую среду) температура будет отклоняться от заданной.

Варианты 4 и 5 являются разновидностями комбинированных АСР, в которых обеспечивается компенсация основных возмущений и вводится обратная связь по регулируемой координате.



**Рис. 5.5.** Функциональная (а) и структурная (б) схемы разомкнутой одноконтурной АСР температуры в теплообменнике смешения.

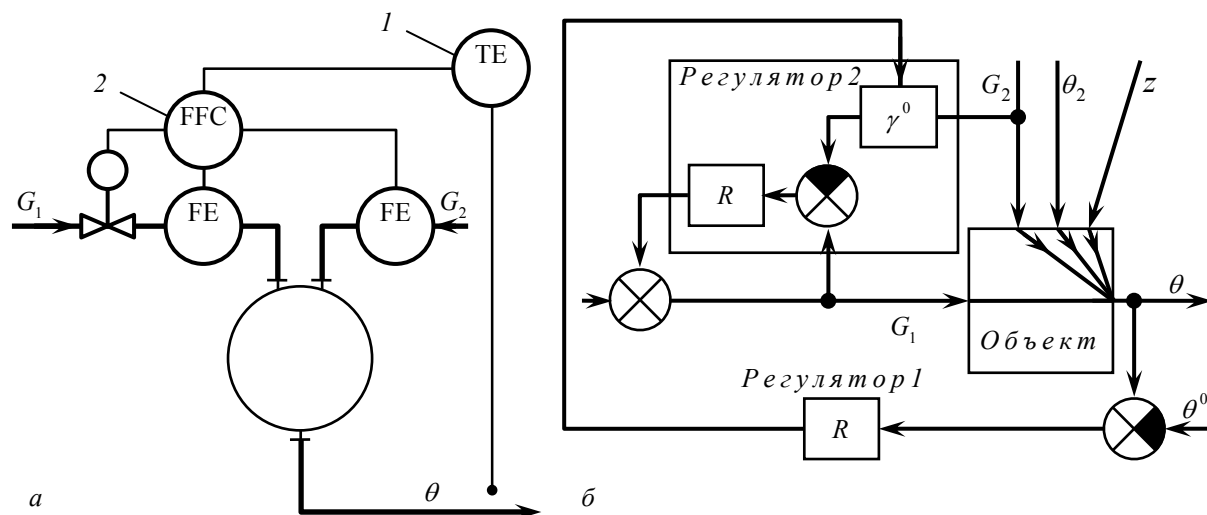
Вариант 4 – система регулирования соотношения расходов  $G_1$  и  $G_2$  с коррекцией коэффициента по выходной температуре смеси  $\theta$  (рис. 5,7), т.е. двухкаскадная АСР. Основным (внешним) регулятором является регулятор температуры  $1$ , а вспомогательным (внутренним) – регулятор соотношения  $2$ , осуществляющий компенсацию возмущения по расходу  $G_2$ .



**Рис. 5.6.** Функциональная (а) и структурная (б) схемы разомкнутой АСР температуры в теплообменнике смешения с компенсацией двух возмущений:  $1$  – регулятор соотношения;  $2$  – компенсатор.

Вариант 5 – система регулирования температуры смеси с коррекцией по двум возмущениям  $G_2$  и  $\theta_2$ , т.е. комбинированная АСР. Динамический компенсатор  $2$  (рис. 5,8) в данном случае должен содержать вычислительное устройство для расчёта корректирующей поправки

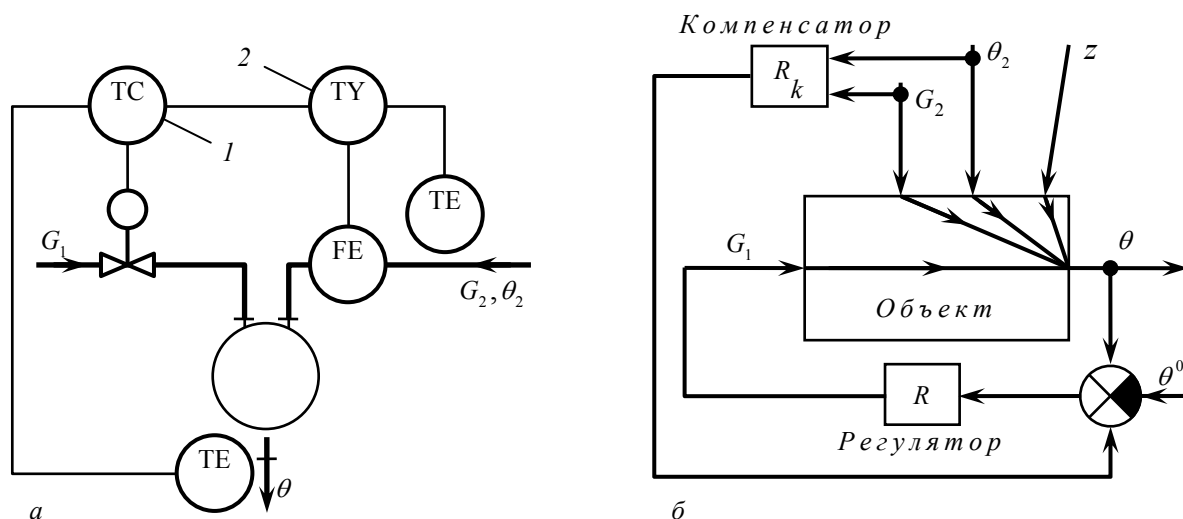
на задание по выходной температуре регулятору 1 в зависимости от температуры и расхода второго потока.



**Рис. 5.7.** Функциональная (а) и структурная (б) схемы каскадной АСР температуры в теплообменнике смешения:

1 – регулятор температуры; 2 – регулятор соотношения расходов.

Из рассмотренных примеров систем автоматизации наилучшее качество регулирования обеспечат два последних варианта. При этом в случае приборной реализации систем предпочтительнее четвертый вариант, который легко выполняется на серийных промышленных регуляторах. При использовании ЦВМ или микропроцессорной техники реализация любой из этих систем не представляет затруднений.



**Рис. 5.8.** Функциональная (а) и структурная (б) схемы комбинированной АСР температуры в теплообменнике смешения:

1 – регулятор температуры; 2 – компенсатор.

## 5.2. Регулирование поверхностных теплообменников.

Регулирование поверхностных теплообменников заключается в поддержании постоянства температуры одного из теплоносителей на выходе из теплообменника, например,  $T_{x2}$ .

Температура  $T_{x2}$  зависит от скорости передачи тепла или теплового потока  $q$  через стенку; в свою очередь эта температура определяется движущей силой процесса или средним температурным напором  $\Delta T_{cp}$ . Величина  $\Delta T_{cp}$  представляет собой логарифмическую разность температур

$$\Delta T_{cp} = \frac{(T_{r1} - T_{x2}) - (T_{r2} - T_{x1})}{\ln \frac{T_{r1} - T_{x2}}{T_{r2} - T_{x1}}} \quad (5.4)$$

Величина  $\Delta T_{cp}$  зависит от значений температур теплоносителей на входе и выходе теплообменника и, в частности, от температуры  $T_{x2}$ . С возрастанием  $T_{x2}$  движущая сила процесса уменьшается и наоборот. Это свидетельствует о том, что поверхностные теплообменники обладают свойством самовыравнивания.

Если отношение  $\left( \frac{T_{r1} - T_{x2}}{T_{r2} - T_{x1}} \right) < 4$ , то движущую

силу процесса при инженерных расчётах можно определить по среднеарифметической разности температур:

$$\Delta T_{cp} = \frac{(T_{r1} - T_{x2}) - (T_{r2} - T_{x1})}{2} \quad (5.5)$$

Погрешность такой замены не превышает 10 %.

Основное уравнение теплообменника  $q = KA\Delta T_{cp}$  в этом случае примет вид

$$q = KA \frac{(T_{r1} - T_{x2}) - (T_{r2} - T_{x1})}{2}, \quad (5.6)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи стенки;  $A$  – поверхность теплообменника.

Установим зависимость между температурой холодного теплоносителя на выходе  $T_{x2}$  и массовыми выходами теплоносителей и в случае, когда обменивающиеся теплом жидкости не изменяют своего агрегатного состояния.

Тепловой поток  $q$  через стенку выразим двумя следующими балансовыми уравнениями:

$$q = c_2 F_{m2} (T_{r1} - T_{r2}); \quad (5.7)$$

$$q = c_x F_{mx} (T_{x1} - T_{x2}), \quad (5.8)$$

где  $c_2$  и  $c_x$  – удельные теплоёмкости теплоносителей,  $F_{m2}$  и  $F_{mx}$  – их массовые расходы.

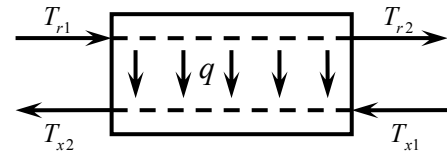


Рис. 5.9. Структурная схема поверхностного противотокового теплообменника.

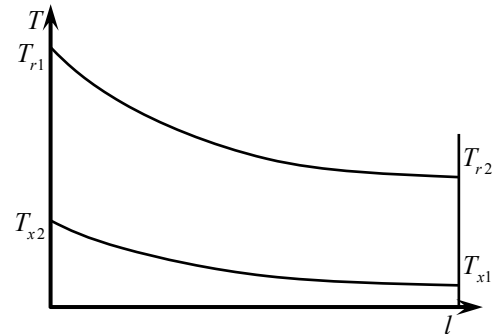


Рис. 5.10. График изменения температуры теплоносителей.

Из этих уравнений найдём температуры  $T_{x2}$  и  $T_{г2}$  и подставим их в уравнение (5.6)

$$q = \frac{KA}{2} \left\{ T_{r1} - \left[ T_{x1} + \frac{q}{c_x F_{mx}} \right] + \left[ T_{r1} - \frac{q}{c_g F_{mг}} \right] - T_{x1} \right\}$$

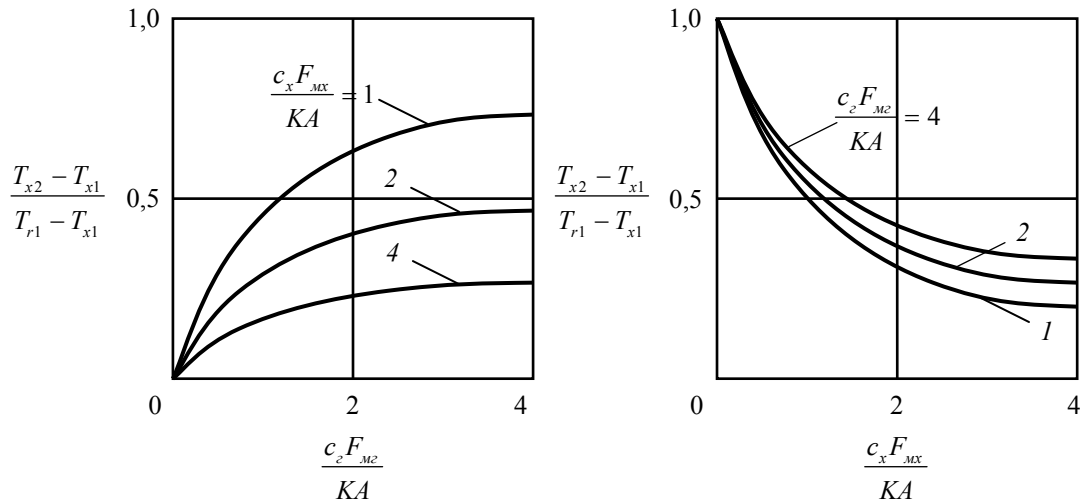
Из последнего равенства определим тепловой поток

$$q = \frac{T_{r1} - T_{x1}}{\frac{1}{KA} + \frac{1}{2} \left( \frac{1}{c_x F_{mx}} + \frac{1}{c_g F_{mг}} \right)} \quad (5.9)$$

Разделив равенство (5.8) на (5.9), получим зависимость искомой относительной температуры от других величин процесса

$$\frac{T_{x2} - T_{x1}}{T_{r1} - T_{x1}} = \frac{1}{\frac{c_x F_{mx}}{KA} + \frac{1}{2} \left( 1 + \frac{c_x F_{mx}}{c_g F_{mг}} \right)} \quad (5.10)$$

Полученная зависимость в виде семейства кривых приведена на рис. 5.11, где показано влияние массовых расходов теплоносителей на температуру  $T_{x2}$ .



**Рис. 5.11.** Зависимость температуры на выходе теплообменника  $T_{x2}$  от массовых расходов холодного (х) и горячего (г) теплоносителей

Из этих зависимостей следует, что температура  $T_{x2}$  зависит от  $F_{mг}$  и  $F_{mx}$ . Поскольку поток нагреваемого продукта представляет собой нагрузку объекта, для поддержания постоянства температуры  $T_{x2}$  может быть рекомендована схема регулирования, приведённая на рис. 41, а, по которой температуру продукта на выходе из теплообменника регулируют путём воздействия на расход другого теплоносителя  $F_{mг}$ .

Однако из зависимостей (рис. 5.11), следует, что температура  $T_{x2}$  более чувствительна к нагрузке холодного теплоносителя, чем к расходу горячего теплоносителя. В связи с этим затрудняется качественное регулирование теплообменников в широком интервале изменения расходов теплоносителей, и требуются регуляторы с дифференцирующей составляющей.

Если по условиям технологии не допускается изменение потоков теплоносителей, то температуру продукта на выходе из теплообменника регулируют путём байпасирования части продукта и изменения его расхода. При этом регулирующий клапан устанавливают на байпас-

ной линии. Такие схемы применяют, например, при использовании тепла горячих промежуточных или конечных продуктов для нагрева исходного сырья. Отметим, что байпасирование одного из теплоносителей требует некоторого увеличения поверхности теплообменника и большего расхода греющего агента (для переохлаждения или перегрева продукта) чем при дросселировании. Однако при этом улучшаются динамические характеристики системы регулирования вследствие исключения теплообменника из контура регулирования и уменьшения времени запаздывания объекта.

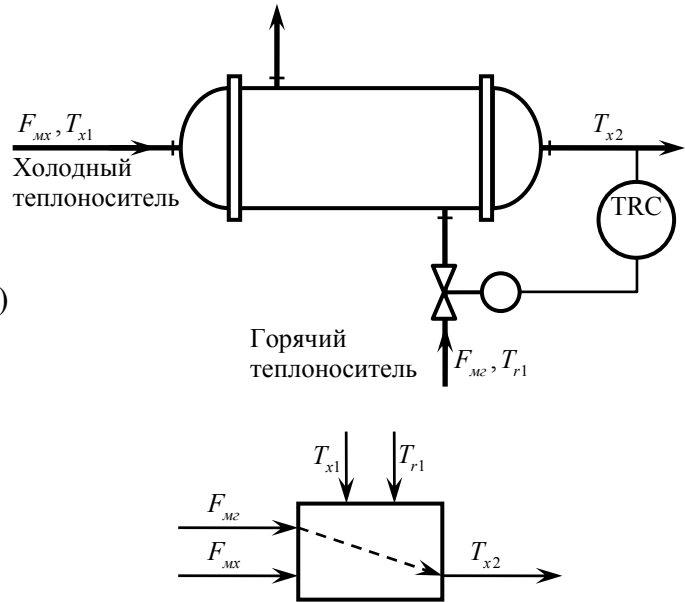
При изменении агрегатного состояния теплоносителей их температура в теплообменнике практически не изменяется и скорость теплопередачи  $q$  можно определить по равенству

$$q = rF_m, \quad (5.11)$$

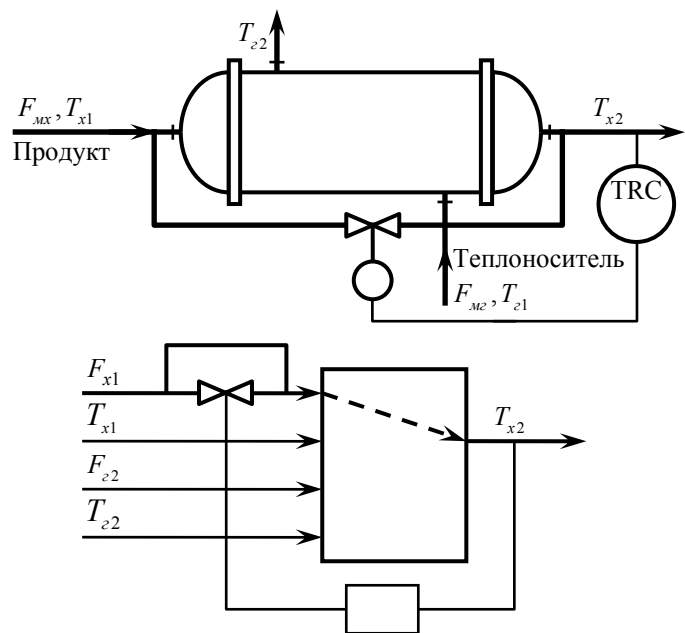
где  $r$  – теплота фазового перехода;  $F_m$  – массовый расход среды.

Если в качестве греющего агента применяют водяной пар, то температуру технологического продукта обычно регулируют путём изменения подачи пара. При значительных колебаниях давления пара применяют каскадную систему регулирования давления пара с коррекцией по температуре нагретого продукта.

Возможно также регулирование скорости теплопередачи путём поддержания постоянства температуры продукта на выходе из теплообменника клапаном, установленным на линии отвода конденсата. Это приводит к частичному замещению теплообменника конденсатом, что в свою очередь скажется на суммарной величине коэффициента передачи теплообменника, а следовательно, и на скорости теплопередачи. Такая система реагирует более медленно, чем система с клапаном на линии пара, её применение рекомендуется лишь при отсутствии резких возмущений по нагрузке. Но вместе с тем она позволяет лучше использовать тепло водяного пара, так как значения его давления и темпера-

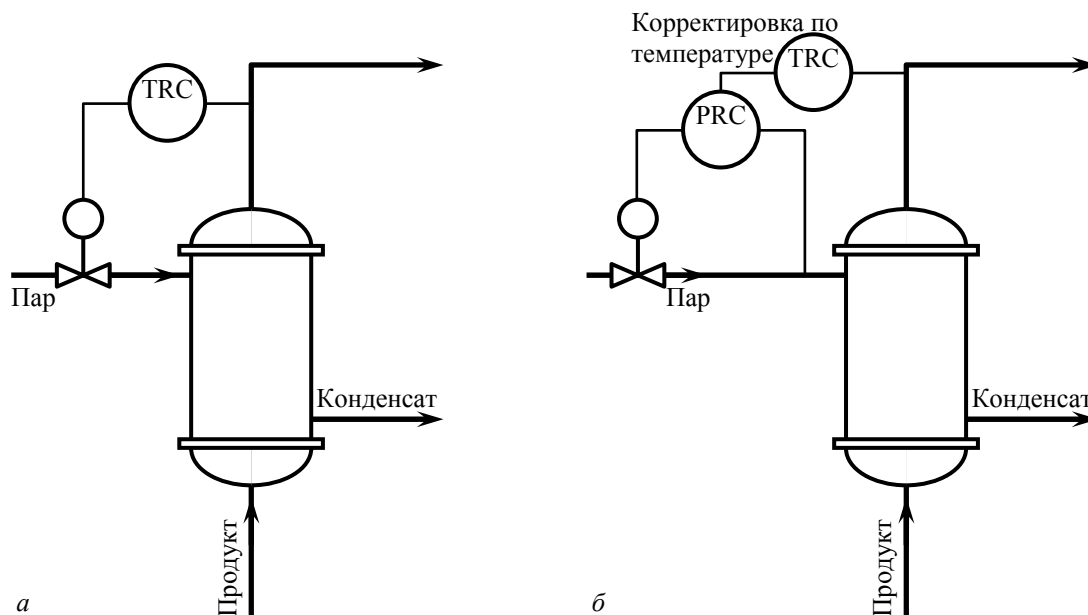


**Рис. 5.12.** Схема регулирования поверхностного теплообменника воздействием на расход горячего теплоносителя.



**Рис. 5.13.** Схема регулирования поверхностного теплообменника байпасированием холодного теплоносителя (продукта).

туры более высоки вследствие отсутствия дополнительных гидравлических сопротивлений на паропроводе, а отводимый конденсат принимает температуру несколько меньшую, чем температура конденсации пара. Это позволяет повысить эффективность работы теплообменника на 5-7 %. Кроме того, по размерам клапан, установленный на линии отвода конденсата будет меньше того, который установлен на линии подачи греющего пара.

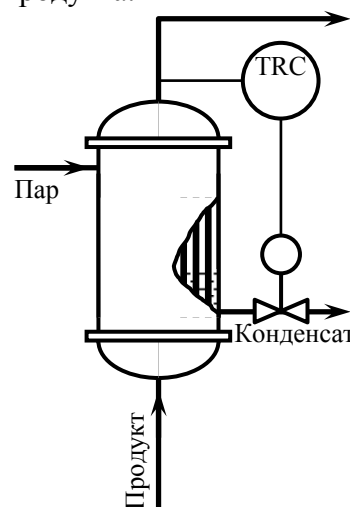


**Рис. 5.14.** *a* – схема регулирования работы теплообменника воздействием на расход греющего пара; *б* – каскадная система регулирования температуры продукта.

Процесс конденсации технологического продукта может быть охарактеризован температурой конденсата этого продукта. Непосредственное регулирование этих величин с воздействием на расход пара, являющийся нагрузкой конденсатора, не представляется возможным.

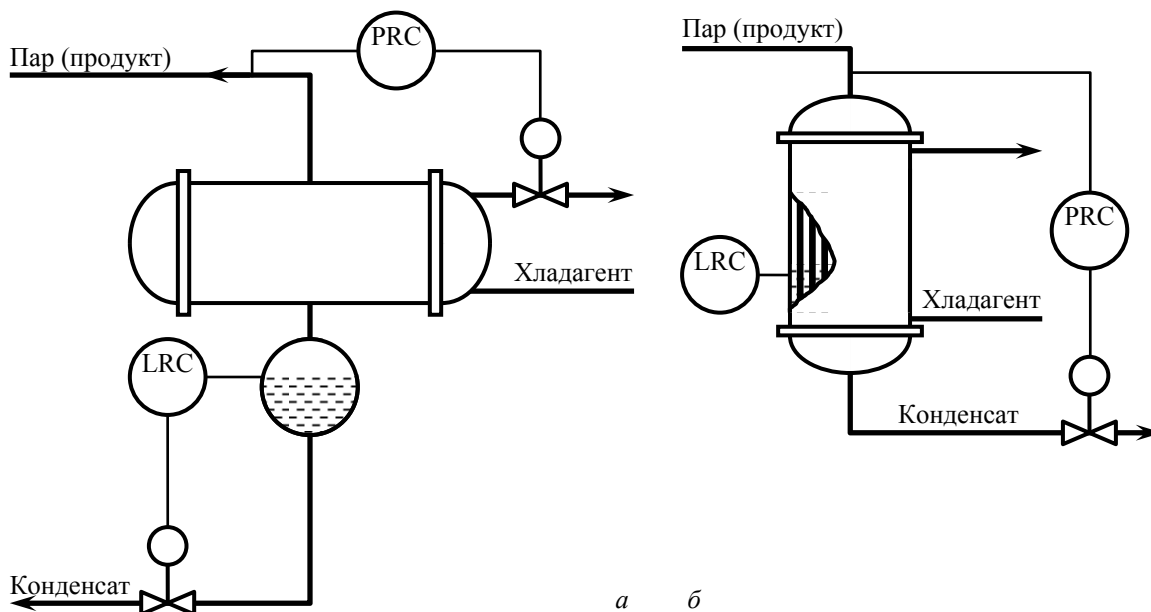
В этом случае наиболее широко применяют схемы, предусматривающие поддержание постоянства давления паров технологического продукта с воздействием на расход хладагента или конденсата, так

как контуры регулирования давления достаточно динамичны. Регулирование уровня путём отвода конденсата (рис. 5.16, *a*) обеспечивает соблюдение материального баланса конденсатора. По расходу хладагента можно судить о тепловой нагрузке объекта. Изменение расхода конденсата продукта (рис. 5.16, *б*) обуславливает изменение теплообменной поверхности, благодаря частичному заполнению конденсатора жидкостью. Последнее, вследствие того, что при конденсации коэффициенты передачи паров значительно выше, чем при охлаждении конден-



**Рис. 5.15.** Схема регулирования работы теплообменника путём воздействия на расход конденсата.

сата, приводит к изменению скорости теплопередачи. Тепловую нагрузку объекта определяют по текущему значению уровня конденсата.

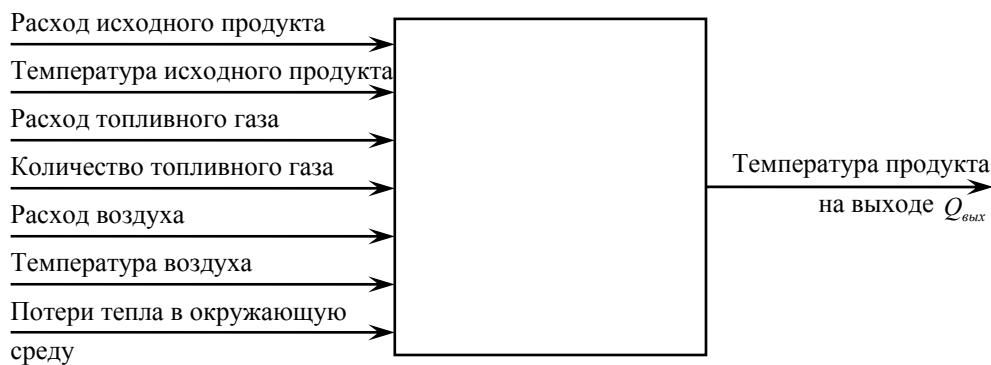


**Рис. 5.16.** Схемы регулирования работы конденсаторов путём воздействия на расходы хладагента (а) и конденсата (б).

### 5.3. Автоматизация трубчатых печей.

Прокачиваемый через змеевик трубчатой печи продукт нагревается за счет тепла образующегося при сжигании топливного газа.

**Цель регулирования трубчатых печей** поддержание постоянства температуры продукта на выходе из печи.



**Рис. 5.17.** Структурная схема регулирования трубчатых печей.

**Возмущениями объекта являются:**

- Расход и температура исходного продукта.
- Теплотворная способность топлива.
- Количество и температура воздуха, подаваемого для сжигания топлива.
- Потери тепла в окружающую среду.

Эти возмущения можно скомпенсировать с помощью АСР температуры продукта на выходе из печи, управляющей подачей топлива в печь. Однако трубчатые печи обладают запаздыванием по передаче тепла от дымовых газов через стенку змеевика к проходящему по змеевику продукту. Кроме того, переходный процесс по каналу "расход топлива – температу-

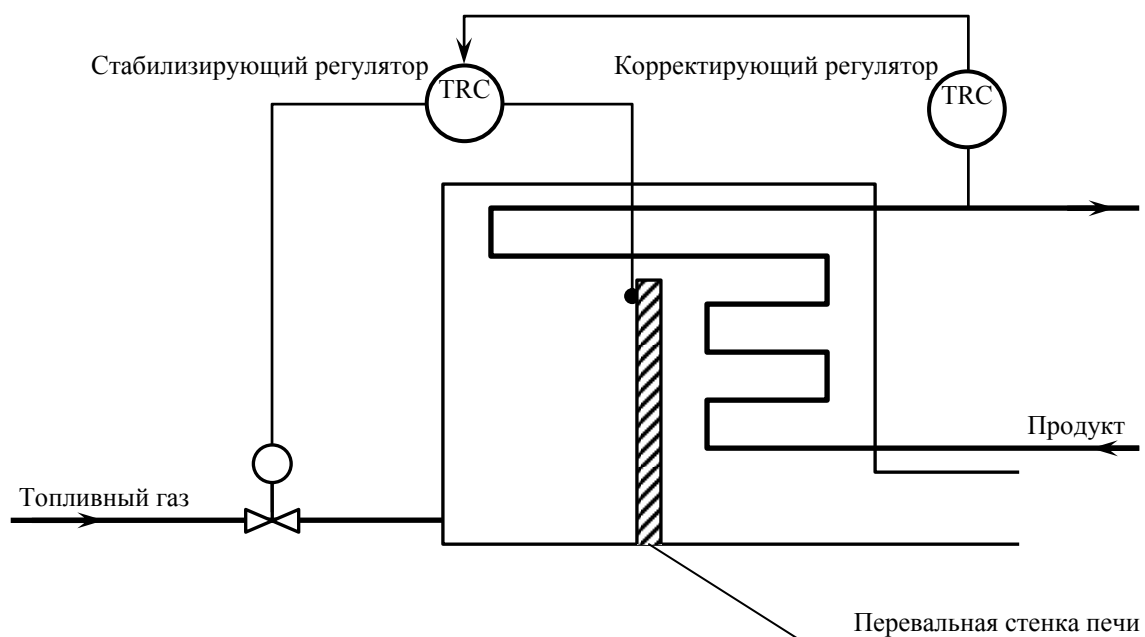


ра продукта на выходе" продолжается несколько часов. Поэтому при использовании **одноконтурной АСР** динамическая ошибка и время регулирования достигает больших значений.

Вместе с тем температура газов над перевальной стенкой достаточно быстро реагирует на изменение режима работы печи, обусловленное изменением количества топливного газа, подаваемого на сжигание.

Поэтому существенное улучшение качества регулирования температуры продукта на выходе из печи может быть достигнуто применением **каскадной схемы регулирования**, рис. 5.18, состоящей из регулятора температуры продукта на выходе из печи (корректирующий регулятор), воздействующего на задание регулятора температуры газов над перевальной стенкой (стабилизирующий регулятор), который управляет подачей топлива в печь. Стабилизирующий регулятор начинает компенсировать возникающие возмущения, влияющие на процесс сгорания топлива прежде, чем они приведут к изменению температуры продукта.

При резком изменении перегрузки печи по расходу нагреваемого продукта и при наличии возмущения по расходу топлива используют также выше описанную схему каскадного регулирования, стабилизирующий регулятор которой воздействует на регулятор соотношения расходов продукта и топлива. В этом случае **регулятор соотношения управляет подачей топлива в печь**, рис. 5.19.

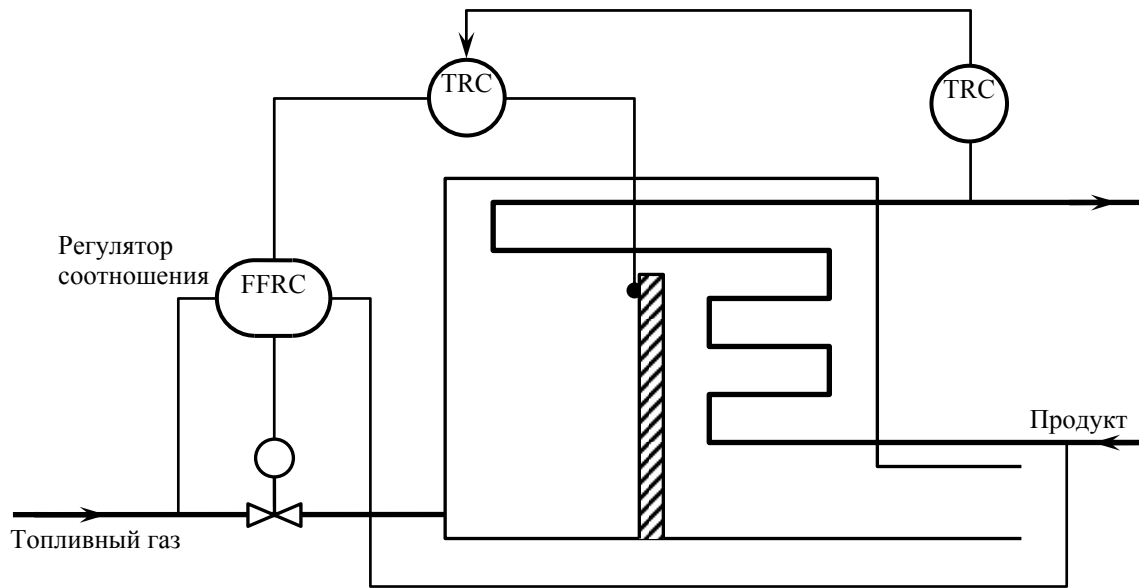


**Рис. 5.18.** Схема связанного регулирования процесса в трубчатой печи.

При принудительной подаче первичного воздуха оптимальный его расход, при котором температура в топке принимает максимальное значение поддерживают посредством **регулятора соотношения топливный газ – воздух**, обеспечивающего заданное значение коэффициента избытка воздуха, определяющего интенсивность процесса сгорания.

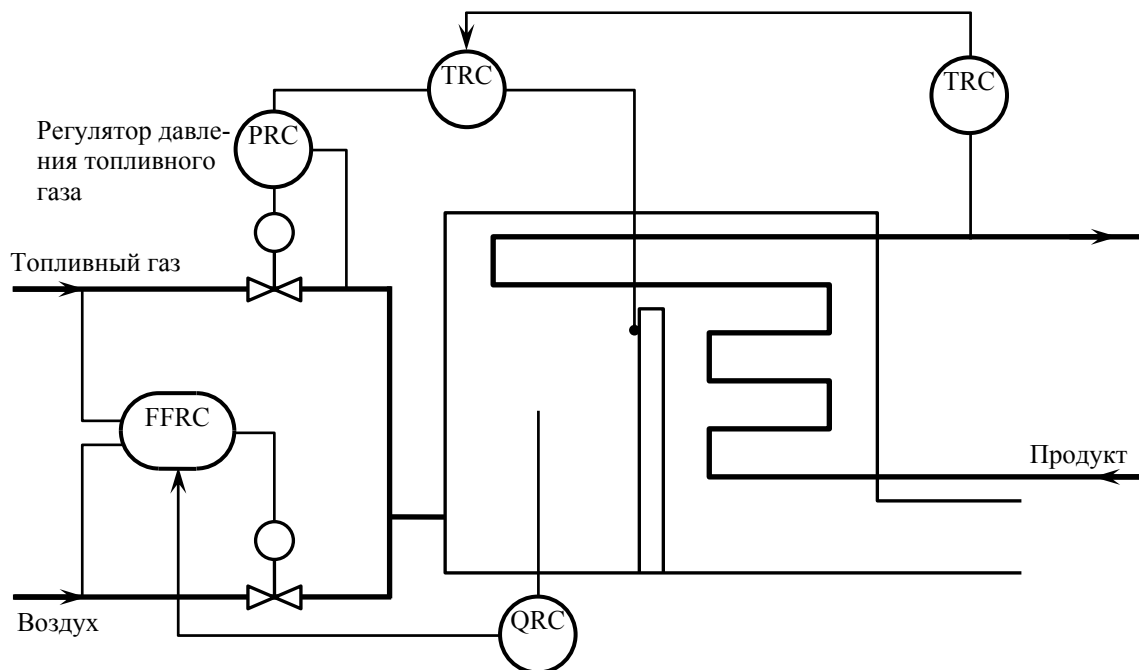
Если при этом теплотворная способность топлива существенно изменяется, то на регулятор соотношения направляют корректирующий сигнал от регулятора стабилизации содержания кислорода в топочных газах. Это обеспечивает полное сгорание топлива и высокое качество регулирования.

Сильным возмущением режима работы трубчатых печей со стороны топливного газа является изменение его давления. Это изменение компенсируют введением в АСУ температурой продукта на выходе из печи дополнительного регулятора давления, задание ан который подают от регулятора температуры в топочном пространстве.



**Рис. 5.19.** Каскадная схема регулирования трубчатой печи с регулятором соотношения "топливный газ – продукт".

Такие системы обеспечивают качественное регулирование расхода топливного газа, так как расход газа в большой степени зависит от его давления.

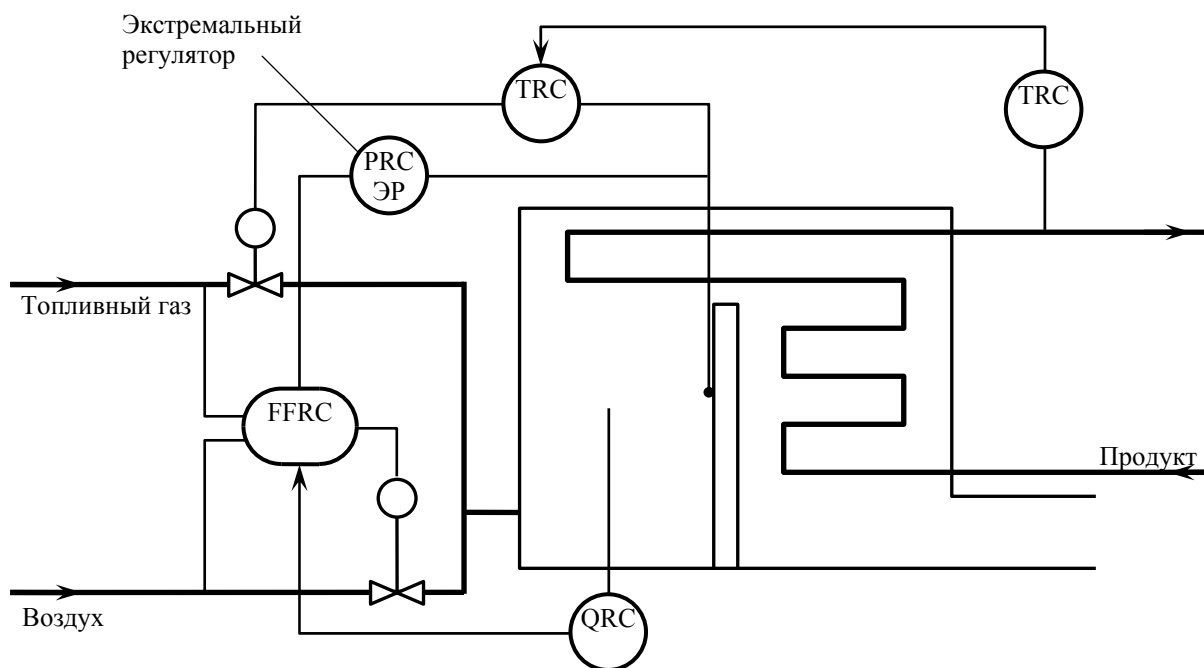


**Рис. 5.20.** Каскадная схема регулирования температуры продукта на выходе с регулятором соотношения "топливный газ – воздух" и коррекцией по содержанию кислорода в топочных газах.

Так как зависимость температуры в топке от соотношения "топливо – воздух" имеет экстремальный характер, при автоматизации трубчатых печей применяют системы экстремального регулирования.

На рис. 5.21 экстремальный регулятор отыскивает максимальные значения температуры дымовых газов над перевальной стенкой, воздействуя на регулятор соотношения "топливный газ – воздух", управляющий подачей первичного воздуха.

При регулировании соотношения "топливный газ – воздух" необходимо обеспечить меры безопасности, так как при недостатке воздуха в топке может образоваться взрывоопасная смесь. Следует предусмотреть ограничения расхода топлива так, чтобы этот расход никогда не превышал максимального допустимого значения, соответствующего текущему значению расхода воздуха. При уменьшении расхода воздуха относительно определенного значения нужно обязательно автоматически уменьшать подачу топлива в топку.



**Рис. 5.21.** Схема регулирования температуры продукта в печи с экстремальным регулятором, корректирующим соотношение "газ – воздух".

## 6. Автоматизация массообменных процессов.

Массообменные процессы широко распространены в химической технологии и применяются с целью:

- разделения смеси веществ;
- получение целевого продукта заданного состава путем перевода одного или нескольких компонентов из одной фазы в другую.

Основной регулируемой величиной в таких процессах является концентрация определенного компонента в полученном продукте или содержание в нем примесей, определяемых анализаторами качества. Причем, предпочтительнее определять содержание примесей, так как при этом может быть обеспечена большая чувствительность, чем при измерении концентрации целевого продукта.

В ряде случаев процессы массообмена успешно регулируют по косвенным показателям (плотность, показатели преломления света и т. д.), что не требует установки дорогостоящих анализаторов.

Интенсивность протекания массообменных процессов зависит от гидродинамического режима, потоков веществ в технологических аппаратах, а также от тепло- и массообмена между этими потоками. Как правило, аппараты, в которых протекают массообменные процессы, обладают большой инерционностью и запаздыванием.

### **6.1. Автоматизация процесса ректификации.**

**Ректификация** – разделение многокомпонентных жидких смесей на практически чистые компоненты. Ректификация основана на многократной дистилляции.

**Дистилляция** – разделение жидких многокомпонентных смесей на отличающиеся по составу фракции путем частичного испарения смеси и конденсации образующихся паров.

Получаемый конденсат обогащен низкокипящим компонентом, остаток жидкой смеси – высококипящим. Дистилляция применяется в химической, нефтехимической, фармацевтической промышленности, лабораторной практике.

**Процесс ректификации осуществляется** путем многократного контакта между неравновесными жидкой и паровой фазами, движущимися относительно друг друга.

При взаимодействии фаз между ними происходит массо- и теплообмен, обусловленные стремлением системы к состоянию равновесия. В результате каждого контакта компоненты перераспределяются между фазами: пар несколько обогащается НК, а жидкость ВК. Многократное контактирование приводит к практически полному разделению исходной смеси.

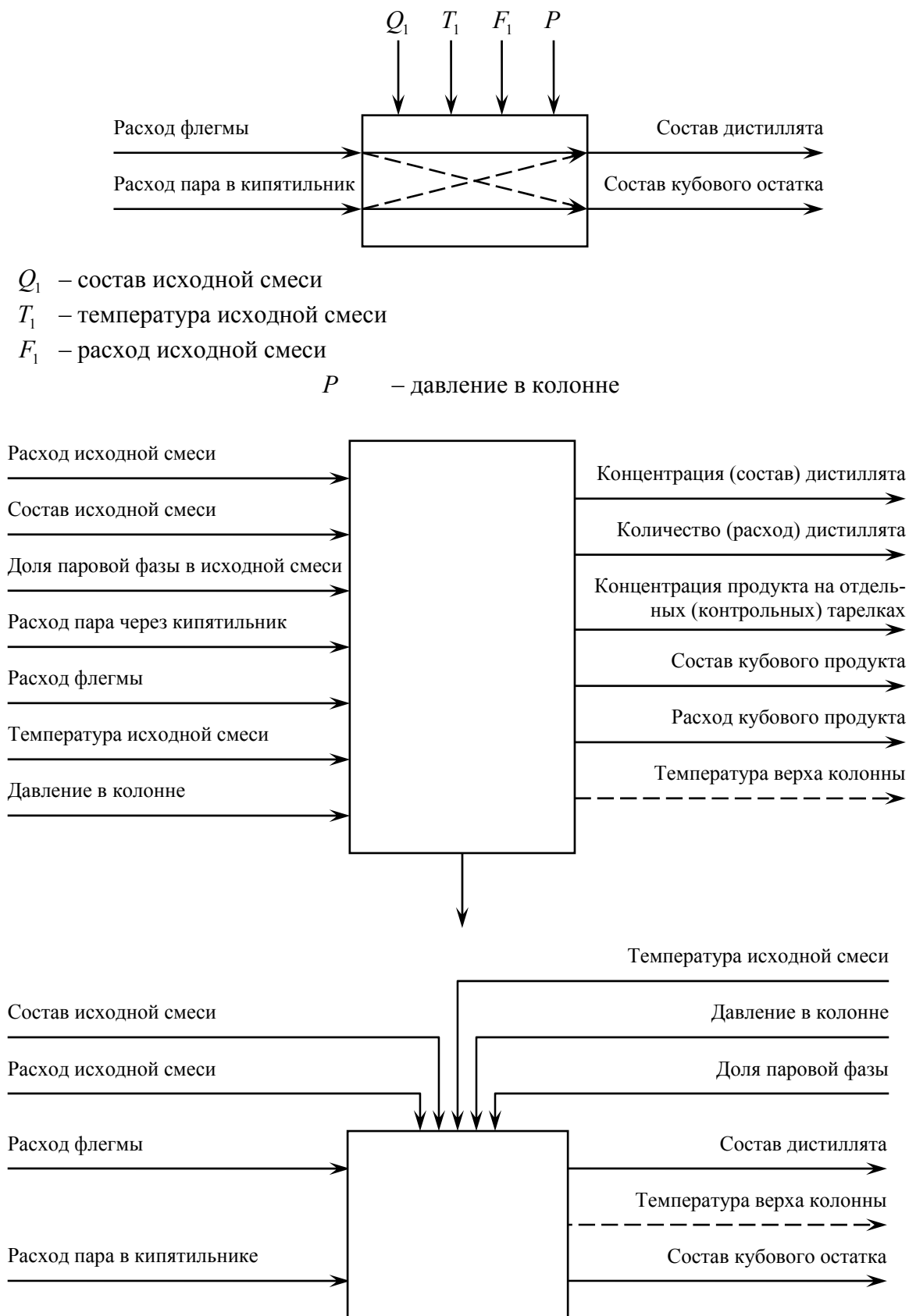
Отсутствие равновесия (и соответственно наличие разности температур фаз) при движении фаз с определенной относительной скоростью и многократность их контактирования являются необходимыми условиями проведения ректификации.

**Задача управления процессом ректификации** состоит в получении целевого продукта заданного состава при установленной производительности установки при минимальных энергетических затратах теплоагентов.

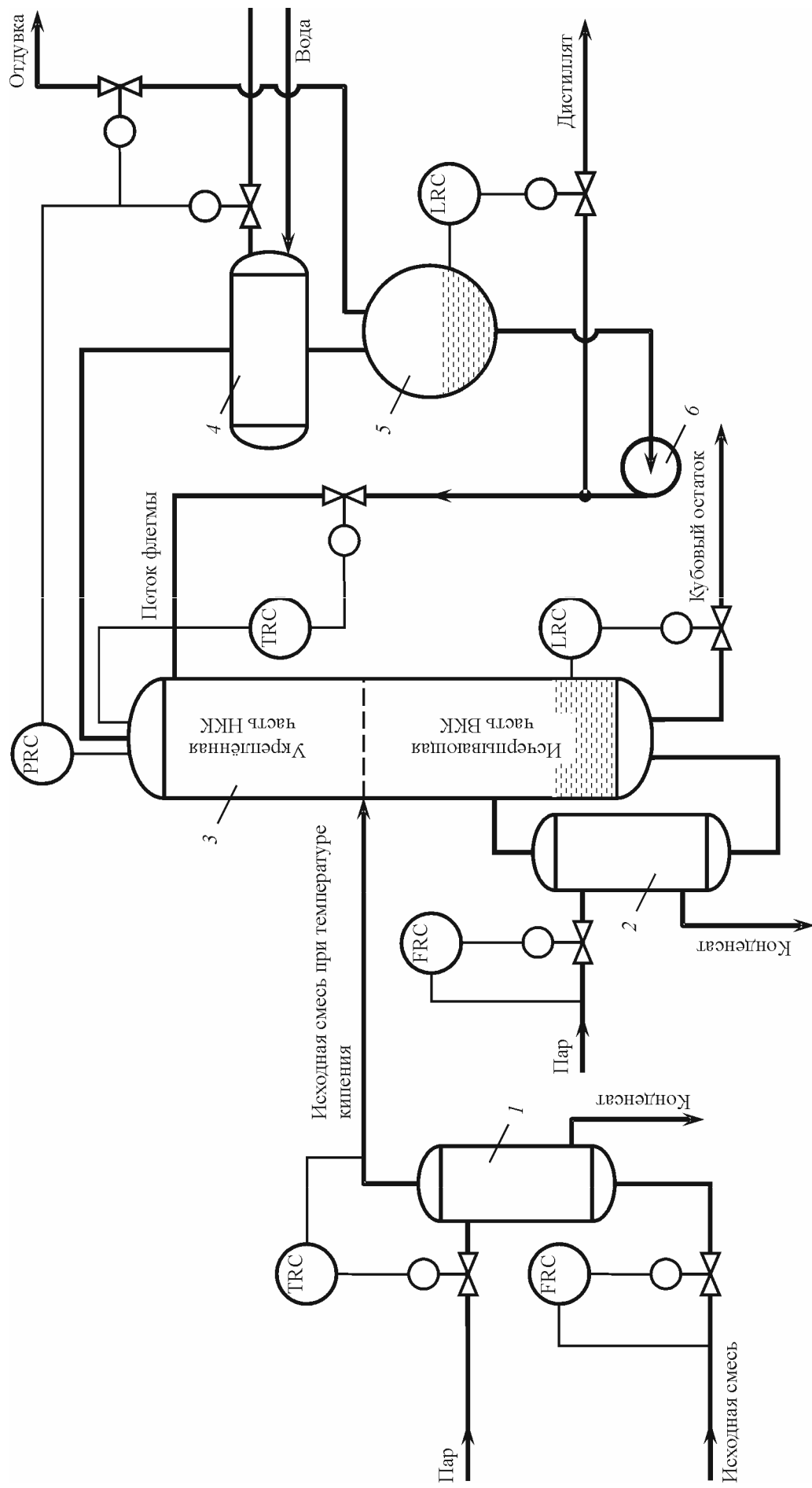
Исходная смесь (рис. 6.2) нагревается в теплообменнике 1 водяным паром до температуры кипения и поступает в ректификационную колонну 3 на тарелку питания. Находящаяся в кубе колонны жидкость испаряется в выносном кипятильнике 2, обогреваемом паром, и в виде паровой фазы проходит вверх по колонне. Паровой поток, выходя из колонны, попадает в охлаждаемый хладагентом, например, водой, дефлегматор 4, где пары конденсируются. Образовавшаяся жидкая фаза стекает во флегмовую ёмкость 5, откуда насосом 6 нагнетается в верхнюю часть колонны на орошение в виде флегмы и частично отводится с установки в виде дистиллята. Флегма стекает вниз по колонне.

При многократном контакте в ректификационной колонне парового и жидкого потоков, движущихся навстречу друг другу и имеющих разные температуры, паровая фаза обогащается более легколетучими низкокипящими компонентами (НКК), а жидкая фаза – труднолетучими высококипящими компонентами (ВКК). Часть кубового продукта, называемая остатком, отво-

дится с установки. Целевыми продуктами ректификационной установки могут быть дистиллят или кубовый остаток, что определяется технологической схемой.



**Рис. 6.1.** Структурная схема



**Рис. 6.2.** Схема стабилизации процесса ректификации  
 1 – теплообменник; 2 – выносной кипятильник; 3 – колонна; 4 – дефлегматор; 5 – флегмовая ёмкость; 6 – насос

Основными регулируемыми технологическими величинами являются составы дистиллята или кубового остатка. На чистоту этих целевых продуктов оказывает влияние ряд возмущающих воздействий процесса – состав, параметры тепло- и хладагентов, давление в колонне и другие величины.

Основные управляющие воздействия – расходы флегмы в колонну и теплоносителя в кипятильник. Причём изменение расхода флегмы относительно быстро приводит к изменению состава дистиллята и одновременно с большим запаздыванием и в значительно меньшей степени – к изменению состава кубового остатка.

Изменение же расхода греющего пара приводит в основном к изменению состава кубового остатка; состав флегмы при этом изменяется намного слабее.

Существует большое количество схем автоматизации ректификационных установок. На рис. 6.2 осуществляется стабилизация отдельных величин с помощью локальных одноконтурных АСР. Эти АСР связаны между собой через процесс и обеспечивают соблюдение материального и теплового балансов установки.

Процесс осуществляют в специальных установках – **ректификационных колоннах**, состоящих из самой колонны и вспомогательного оборудования.

1. Контур стабилизации расхода исходной смеси. Измерительное устройство и регулирующий клапан монтируются до теплообменника, для того, чтобы исходная смесь протекала через них в жидкой фазе.
2. Исходная смесь должна подаваться в колонну (на тарелку питания) при температуре кипения, что достигается регулированием подачи пара в теплообменник 1 (контур 2).
3. Гидравлическое сопротивление в колонне практически не изменяется, поэтому давление в колонне достаточно поддерживать только в одном месте, вверху колонны. Если пары НКК полностью конденсируются в дефлегматоре 4, то давление регулируют изменением расхода хладагента, подаваемого в дефлегматор. Если же часть паров не конденсируется, или в исходной смеси содержатся инертные газы, то регулятор давления воздействует на два клапана – один на линии отвода хладагента из дефлегматора, второй на линии отдувки. Причем не сконденсировавшиеся пары сбрасываются из флегмовой емкости только при максимальном расходе хладагента через дефлегматор и продолжающемся повышении давления в колонне (контур 3).
4. Если целевой продукт дистиллят, то основной параметр колонны – состав паров вверху колонны. Состав дистиллята регулируют изменением подачи флегмы в колонну. Регулирующий орган устанавливают на линии подачи флегмы в колонну (контур 4). Согласно правила фаз при разделении бинарной смеси, если давление в колонне постоянно, состав дистиллята и температура верха колонны однозначно связаны. Поэтому в контуре 4 источником информации является температура верха в колонны. Если число тарелок велико, то для улучшения качества регулирования температуру измеряют на

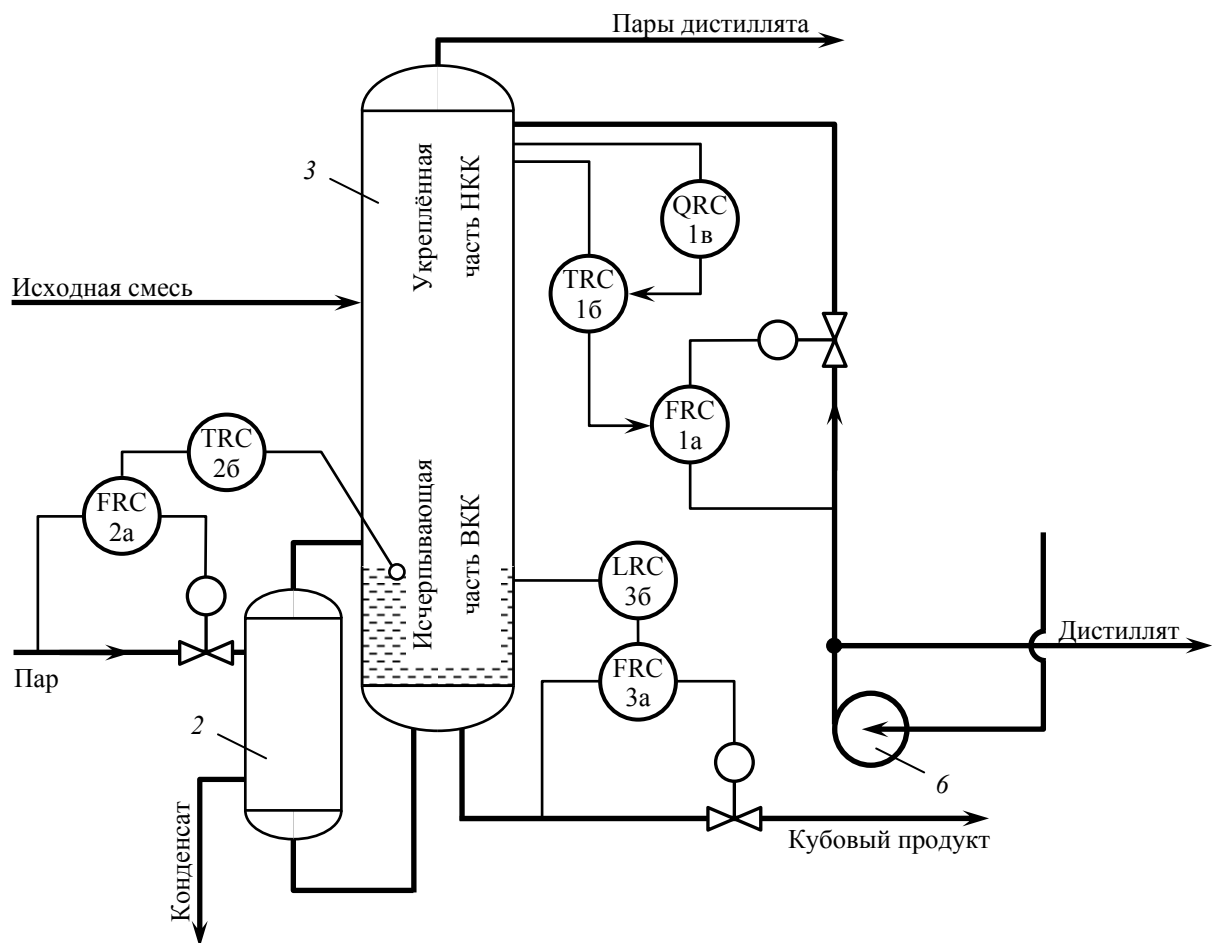
так называемой контрольной тарелке, где температура более чувствительна к подаче флегмы и где обеспечивается меньшее запаздывание при изменении состава исходной смеси.

В настоящее время предпочтительней прямое регулирование по составу дистиллята, но анализаторы состава менее надежны.

5. Материальный баланс в колонне поддерживают АСР уровня во флегмовой емкости 5 (контур 5).
6. При мало изменяющемся составе исходной смеси подача греющего пара в кипятильник 2 стабилизируется регулятором расхода пара (контур 6).
7. Материальный баланс исчерпывающей (отгонной) части колонны поддерживает АСР уровня в кубе (контур 7).

Если целевой продукт – кубовый остаток, то к процессу в исчерпывающей части колонны предъявляются более жесткие требования. С этой целью состав кубового остатка регулируют изменением подачи пара в кипятильник колонны.

Процесс парообразования в кипятильнике определяет гидродинамический режим в колонне. При недостаточном парообразовании – снижение производительности установки; при избыточном – "захлебывание" колонны.



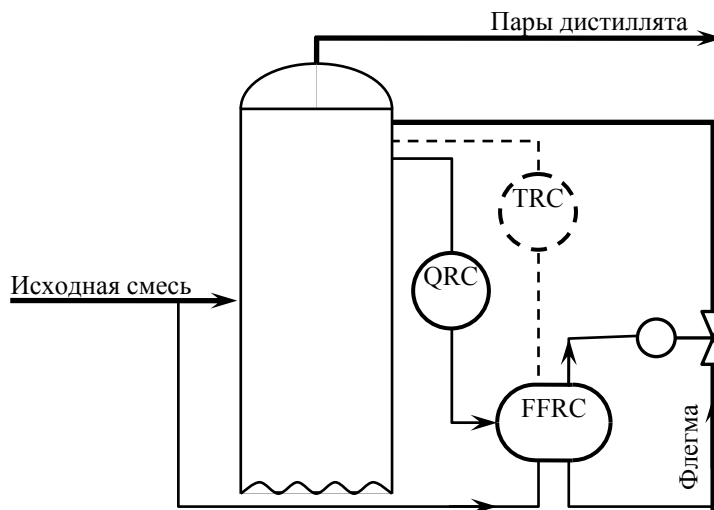
**Рис. 6.3.** Вариант схемы каскадного регулирования процесса ректификации (целевой продукт – дистиллят).



Недостаток схемы стабилизации из отдельных АСР – возмущающие воздействия существенно изменяют режим работы колонны вследствие большого запаздывания объекта.

Для повышения качества разделения смеси в АСР основных величин вводят корректирующие контуры (рис. 6.3).

1. Подача флегмы в колонну – трехконтурная система регулирования. Регулятор состава 1в дает сигнал коррекции на регулятор температуры 1б, а этот, в свою очередь, корректирует задание регулятору расхода 1а.



**Рис. 6.4.** Применение регулятора соотношения расходов исходной смеси и флегмы с коррекцией по составу.

2. Если целевой продукт и кубовый остаток, то для обеспечения его чистоты применяют

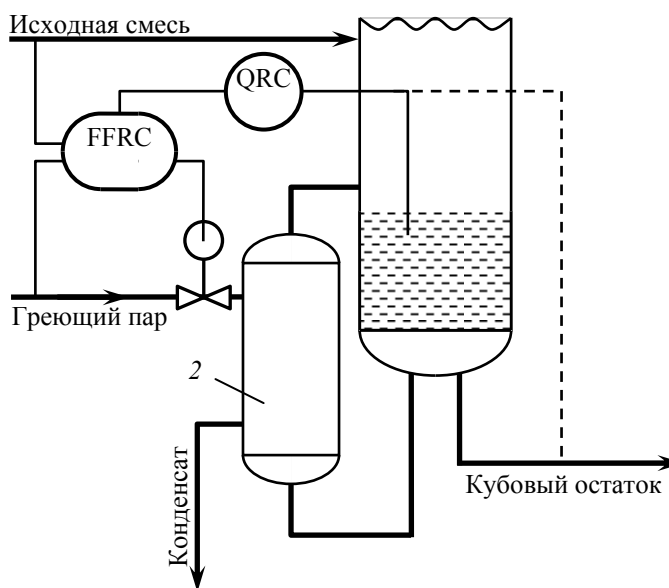
систему регулирования расхода пара в кипятильнике (2а) с коррекцией по температуре в отгонной (исчерпывающей) части колонны.

3. При дальнейшем разделении кубового остатка необходимо обеспечить постоянство его уровня в кубе и постоянство подачи на следующую установку. Для этого создают АСР расхода со стабилизирующим регулятором расхода 3а и коррекцией по уровню в кубе 3б.

Каскадные схемы АСР улучшают работу колонны, но могут компенсировать незначительные колебания состава и расхода исходной смеси (рис. 6.3).

При колебаниях расхода исходной смеси применяют регулятор соотношения исходной смеси и расхода флегмы. Задание регулятору соотношения корректируют регулятором состава дистиллята вверху колонны. При увеличении расхода исходной смеси регулятор соотношения увеличивает расход флегмы и наоборот. Само соотношение расходов корректируется регулятором состава (рис. 6.4).

Если полезный продукт – кубовый остаток и важен его состав, то используют схему соотношения расходов исходной



**Рис. 6.5.** Применение регулятора соотношения расходов исходной смеси и греющего пара с коррекцией по составу кубового остатка.

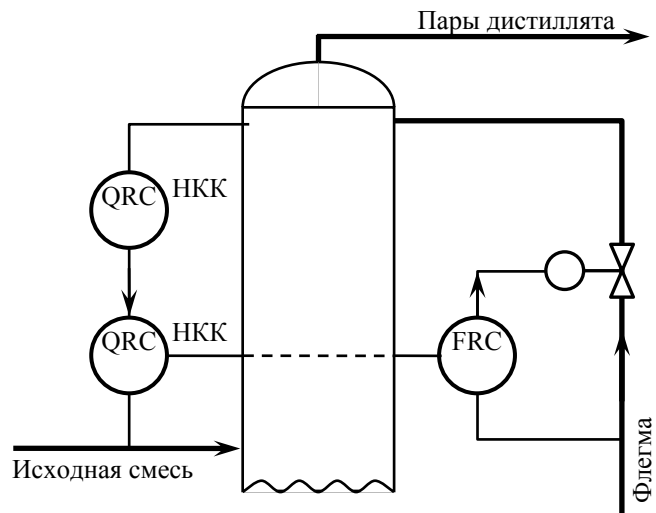
смеси и расхода греющего пара в выносной кипятильник с коррекцией по составу кубового остатка (рис. 6.5).

Такие схемы реагируют на изменение расхода исходной смеси прежде, чем это возмущение скажется на работе колонны.

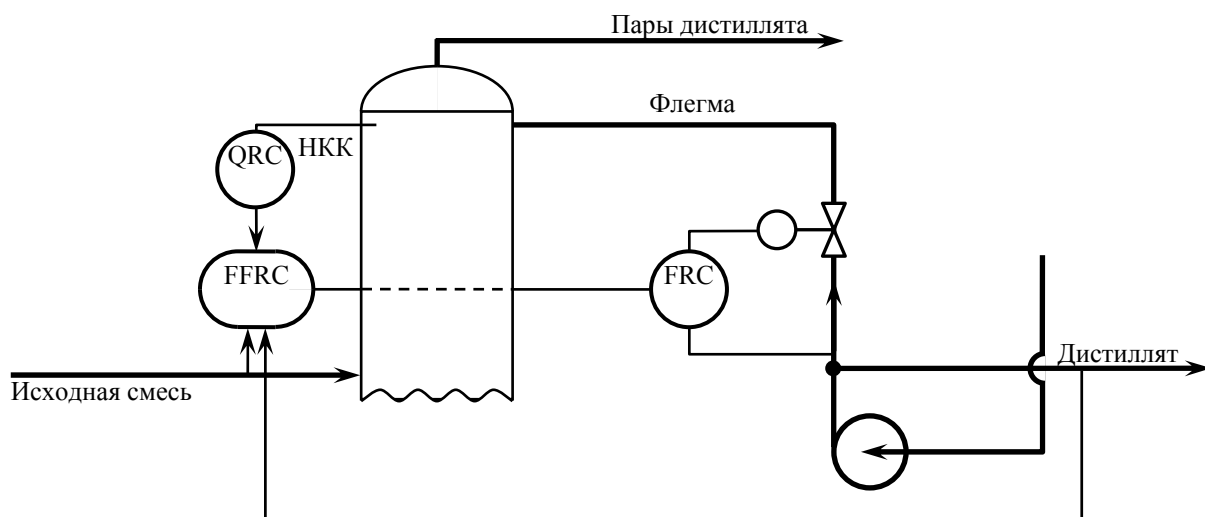
При значительном изменении состава исходной смеси в системы регулирования состава дистиллята и кубового остатка вводят дополнительные контура регулирования, обычно коррекцию по составу исходной смеси (рис. 6.6).

При отсутствии анализатора состава исходной смеси колебания состава можно компенсировать регулятором соотношения расходов дистиллята и исходной смеси, который является корректирующим для регулятора расхода флегмы. Регулятор соотношения получает сигнал коррекции от регулятора состава паров дистиллята (рис. 6.7).

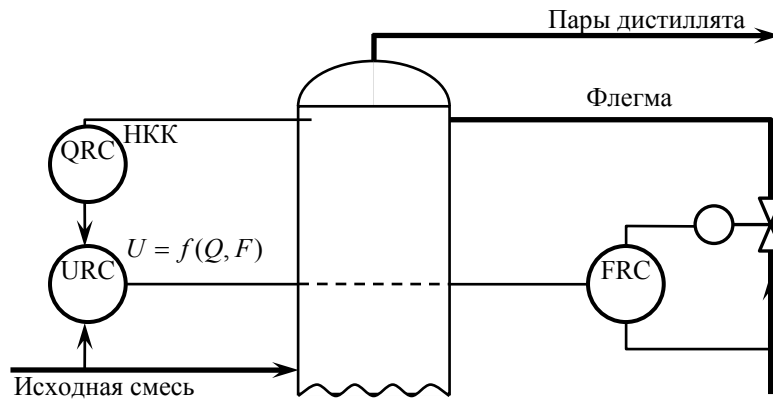
При одновременном изменении состава и расхода исходной смеси применяют схему регулирования с вычислительным устройством для определения количества НКК в исходной смеси (рис. 6.8).



**Рис. 6.6.** Вариант схемы регулирования состава дистиллята при использовании анализатора состава исходной смеси.



**Рис. 6.7.** Схема регулирования состава дистиллята с учетом изменения состава исходной смеси (без анализатора состава исходной смеси).



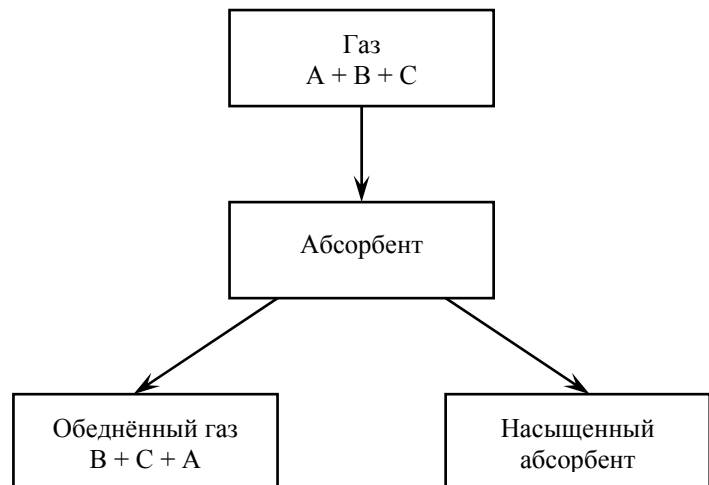
**Рис. 6.8.** Вариант схемы регулирования состава дистиллята с учетом изменения расхода и состава исходной смеси.

Последние варианты схем АСР приводят к повышению качества работы колонны, качества целевого продукта, увеличению выхода, снижению энергозатрат на проведение процесса.

## 6.2. Автоматизация процесса абсорбции.

**Абсорбция** – это процесс поглощения определенных компонентов исходной газовой смеси при её контактировании с жидкостью (абсорбентом).

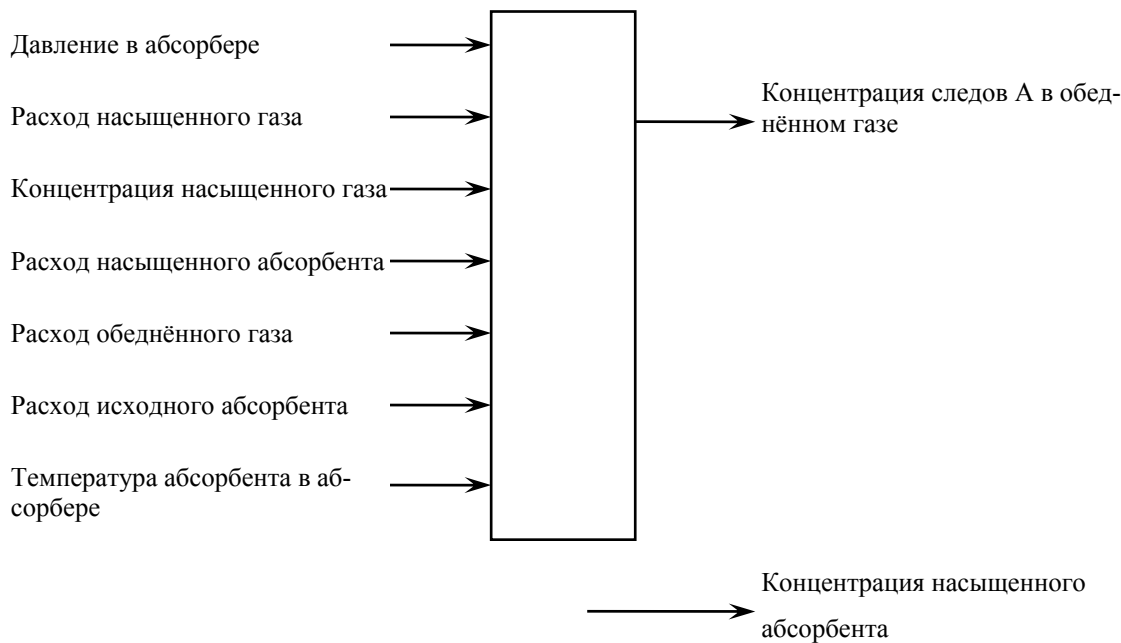
**Целью управлением процессом абсорбции является поддержание постоянства заданной концентрации заданного компонента в обедненном газе, а также соблюдение материального и теплового балансов абсорбционной установки.**



В ряде случаев целью процесса абсорбции являются получение насыщенного абсорбента заданного состава.

Концентрацию извлекаемого компонента в обедненном газе можно определить по разности количеств извлекаемого компонента, приходящего с сырьем и поглощаемого из нее абсорбентом в единицу времени.

На процесс абсорбции решающее влияние оказывает движущая сила, которая определяется относительным расположением рабочей и равновесной линий процесса.



**Рис. 6.9.** Структурная схема

Положение рабочей линии зависит от начальной и конечной концентраций компонента в обеих фазах, а положение равновесной линии – от температуры и давления в аппарате. Из этого следует, что концентрация извлекаемого компонента в обедненной смеси зависит от его начальной концентраций в газовой и жидкой фазах, расхода поступающей газовой смеси, от относительного расхода абсорбента, а также от температуры и давления в адсорбере.

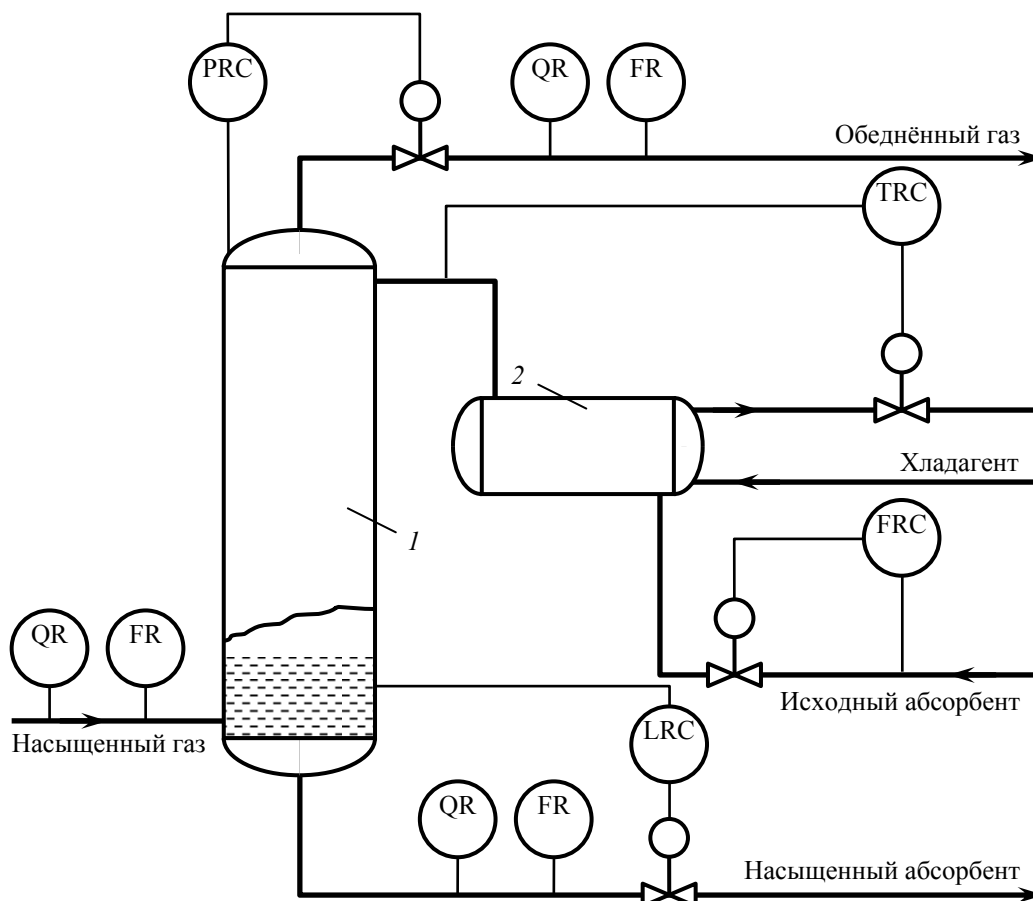
Изменение расхода газовой смеси и начальных концентраций извлекаемого компонента в фазах представляют собой выходные величины предыдущих технологических аппаратов, а, следовательно, представляют собой основные возмущения процесса абсорбции. Регулирующим воздействием являются расходы свежего абсорбента, обедненного газа и насыщенного абсорбента.

Схема стабилизации приведена на рис. 6.10.

Основными управляющими воздействиями, поддерживающими количество концентрации извлекаемого компонента в обедненном газе, является изменение расхода свежего абсорбента, осуществляемое регулятором расхода. Такая схема обеспечивает приемлемое качество регулирования только при равномерной подаче исходного продукта и постоянных начальных концентрациях извлекаемого компонента в газовой и жидкой фазах.

Температура в абсорбере зависит от температур теплоемкостей и расходов газовой и в большей степени жидкой фаз, а также от интенсивности выделения тепла в процессе абсорбции и потерь тепла в окружающую среду. Большинство этих величин колеблется во времени, что приводит к нарушению теплового баланса и изменению температуры в абсорбере. Повышение температуры замедляет протекание процесса. Во избежание этого для интенсификации процесса абсорбент перед подачей его в абсорбер 1 охлаждают в холодильнике 2. Охлаждение

абсорбента можно поддерживать по его температуре на выходе из холодильника, при этом регулятор воздействует на клапан, изменяющий расход хладагента.



**Рис. 6.10.** Схема стабилизации процесса абсорбции.

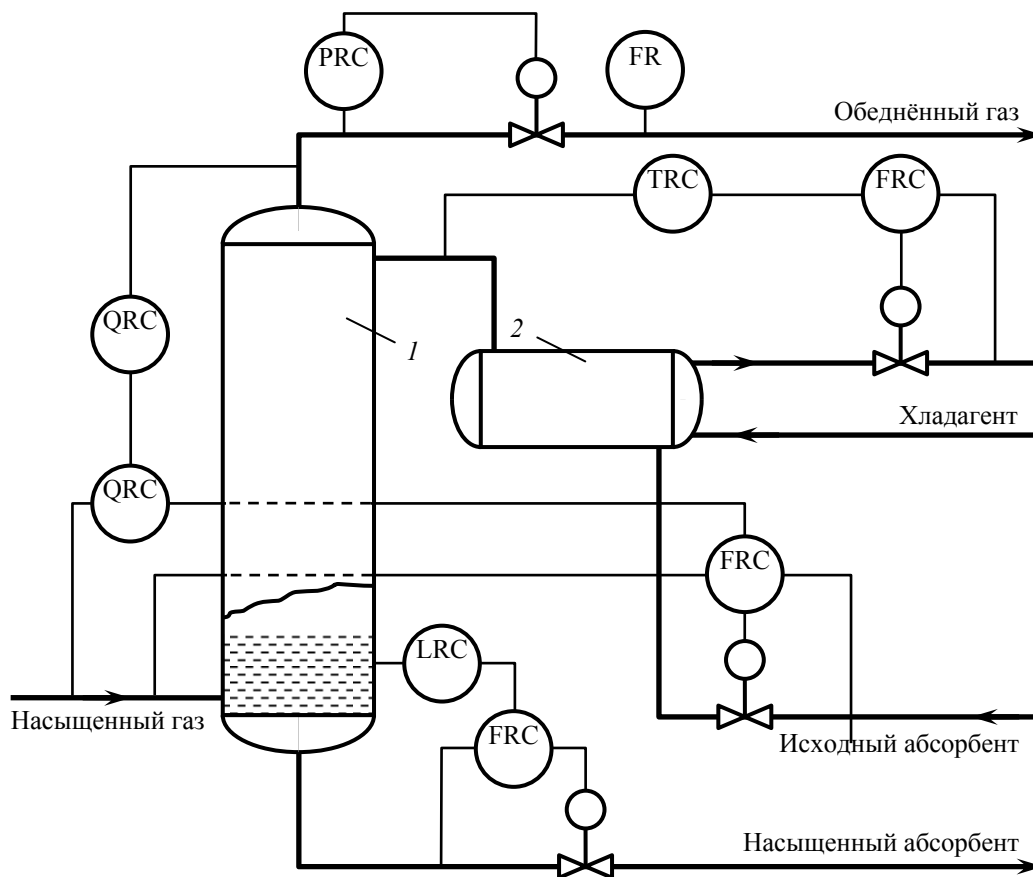
1 – абсорбер; 2 – холодильник.

Повышение давления в абсорбере способствует извлечению ценных компонентов из исходной газовой смеси. Поддержание заданного значения давления в верхней части колонны требует применения регулятора давления, действующего на клапан, установленный на трубопроводе обедненного газа из абсорбера.

Для предотвращения проскока газовой смеси из абсорбера в линию насыщенного абсорбента в кубе абсорбера, собирают некоторое количество жидкости, уровень которой поддерживается регулятором, управляющим клапаном, установленным на линии отвода насыщенного абсорбента в десорберы. АСП уровня обеспечивает соблюдение материального баланса абсорбера.

При эксплуатации установки контролю подлежат расходы и температуры всех материальных потоков, составы исходной газовой смеси и обедненного газа, уровень в кубе абсорбера, давление и перепад давления в нем.

При переменном составе и расходе исходной газовой смеси, поступающей на абсорбер, с целью повышения качества регулирования заданной степени извлечения компонентов из нее, используют многоконтурные системы (рис. 6.11).



**Рис. 6.11.** Схема многоконтурного регулирования процесса абсорбции.  
1 – абсорбер; 2 – холодильник.

Компенсация изменения расхода исходного насыщенного газа (нагрузки абсорбера по газу) обеспечивается путем использования регулятора соотношения расходов этого газа и свежего абсорбента. При переменной концентрации извлекаемого компонента в исходной газовой смеси дополнительно предусматривают корректировку соотношения расходов насыщенного газа и свежего абсорбента с помощью регулятора концентрации извлекаемого компонента в газовой смеси, выход которого направляется в корректирующую камеру регулятора соотношения. Однако основной регулирующей величиной в этой системе является концентрация извлекаемого компонента в обедненном газе. Текущее значение данной величины поступает на свой регулятор, вырабатывающий сигнал, который в качестве задания подается на регулятор концентрации извлекаемого компонента в исходной газовой смеси, что также приводит к изменению соотношения расхода веществ, поступающих в абсорбер.

С помощью рассмотренной схемы минимизируются потери ценного компонента, содержащегося в уходящем обедненном газе.

Насыщенный абсорбент, отбираемый из куба абсорбера, направляют на десорбцию, т.е. извлечение поглощенного в нем ценного компонента. Поэтому качественное регулирование состава насыщенного абсорбента, если он не является конечным продуктом не обязательно; достаточно обеспечить равномерную подачу насыщенного абсорбента в десорбер и одновременно поддерживать постоянство уровня в кубе абсорбера. Для этого применяют двухконтурную каскадную систему регулирования, воздействующую на расход отводимого из абсорбера

кубового продукта. Стабилизирующим регулятором в этой системе является регулятор расхода насыщенного абсорбента, а корректирующим – регулятор уровня в кубе абсорбента.

Возмущения по расходу хладагента можно скомпенсировать с помощью каскадной системы регулирования расхода хладагента с корректировкой по температуре охлаждаемого абсорбента.

### 6.3. Автоматизация процесса абсорбции - десорбции.

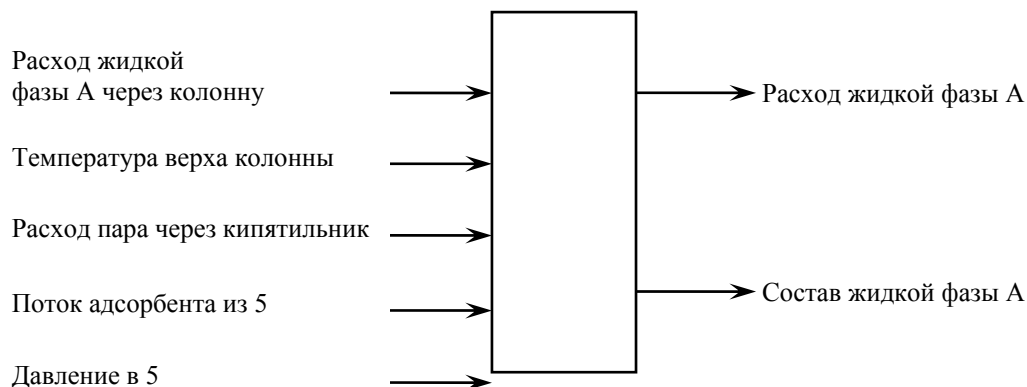


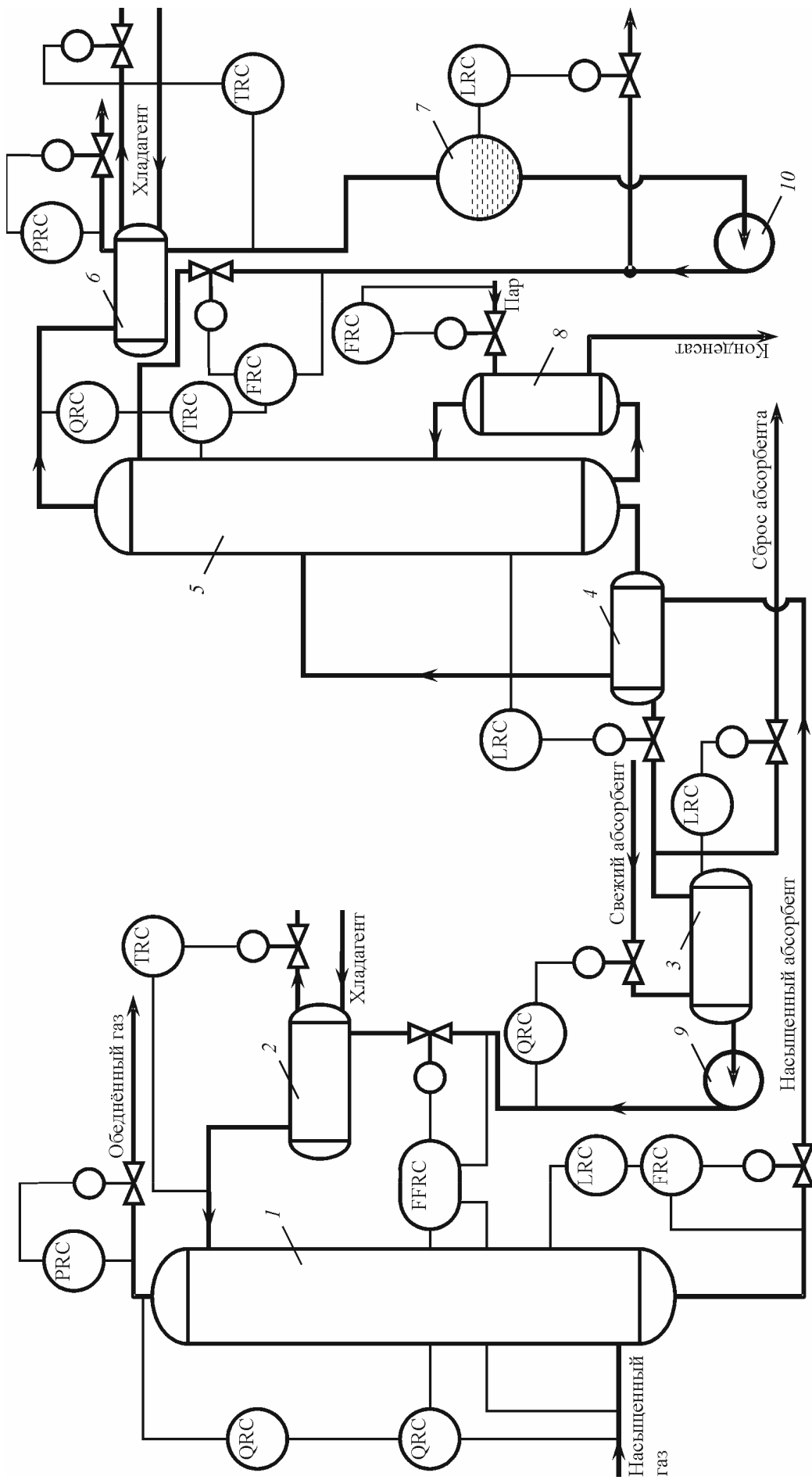
Рис. 6.12. Структурная схема

В промышленных схемах насыщенный абсорбент десорбируют и регенерируют для повторного использования. Схема автоматизации абсорбционно-десорбционной установки с замкнутым контуром по абсорбенту приведена на рис. 6.13.

Схема автоматизации процесса абсорбции была рассмотрена ранее. Заданная степень очистки компонента газовой смеси от абсорбента в десорбере обеспечивается АСР расхода этого компонента с коррекцией по температуре в укрепляющей части десорбера и составу газовой фазы на выходе из десорбера. Давление в десорбере поддерживается регулятором, управляющим отводом газов, несконденсировавшихся в дефлегматоре 5. Требуемый расход хладагента через дефлегматор обеспечивается регулятором температуры сконденсировавшихся газов. Заданное значение этой температуры устанавливается на несколько градусов ниже температуры десорбируемого газа.

Постоянство подачи тепла в нижнюю часть колонны обеспечивается посредством установки регулятора расхода на линии подачи греющего пара в кипятильник. Сконденсировавшиеся пары отводятся с установки регулятором уровня в емкости 7, а абсорбент регулятором уровня в кубе десорбера.

1. Заданная степень очистки компонента газовой смеси от абсорбента в десорбере обеспечивает АСР расхода этого компонента с коррекцией по температуре в укрепленной части колонны и составу газовой фазы на выходе из десорбера.
2. Давление в десорбере поддерживает регулятор, управляющим отводом газов, не сконденсировавшихся в дефлегматоре 6.
3. Требуемый расход хладагента через дефлегматор обеспечивается регулятором температуры сконденсировавшихся газов.



**Рис. 6.13.** Схема автоматизации процесса абсорбции – десорбции.

1 – абсорбер; 2 – холодильник; 3 – ёмкость абсорбента; 4 – теплообменник; 5 – десорбер; 6 – холодильник-конденсатор (дефлегматор); 7 – накопитель конденсата (ёмкость); 8 – кипятильник для десорбера; 9, 10 – насосы.



4. Постоянство подачи тепла в нижнюю часть колонны обеспечивается посредством установки регулятора расхода на линии подачи греющего пара в кипятильник.
5. Сконденсировавшиеся пары отводятся с установки регулятором уровня.
6. Абсорбент после десорбера содержит некоторое количество компонентов исходной смеси, что влияет на процесс абсорбции. Поэтому в систему вводят определённое количество свежего абсорбента, и отводят такое же количество отработанного.

Ввод свежего абсорбента в систему поддерживается регулятором состава абсорбента, а вывод отработанного абсорбента из системы – регулятором уровня в ёмкости абсорбера 3.

При такой схеме автоматизации абсорбент после десорбера может содержать некоторое количество компонентов исходной газовой смеси, что будет влиять на состав обедненного газа. Поэтому для улучшения процесса абсорбции в систему необходимо постоянно вводить определённое количество свежего абсорбента и отводить такую же часть отработанного. Ввод свежего абсорбента в систему поддерживается регулятором состава абсорбента, направляемого в абсорбер, а вывод отработанного абсорбента из системы – регулятором уровня в ёмкости абсорбера 3.

#### 6.4. Автоматизация процесса выпаривания.

Цель управления выпарной установки состоит в получении раствора заданной концентрации  $Q_y$ , а также в поддержании материального и теплового балансов.

Концентрация упаренного раствора зависит от расхода, концентрации и температуры исходного раствора, расхода и давления греющего пара, давления в выпарных аппаратах. В соответствии с целью управления схемой автоматизации предусматривают регулирование концентрации упаренного раствора.

**Основной регулируемый параметр** концентрация упаренного раствора.

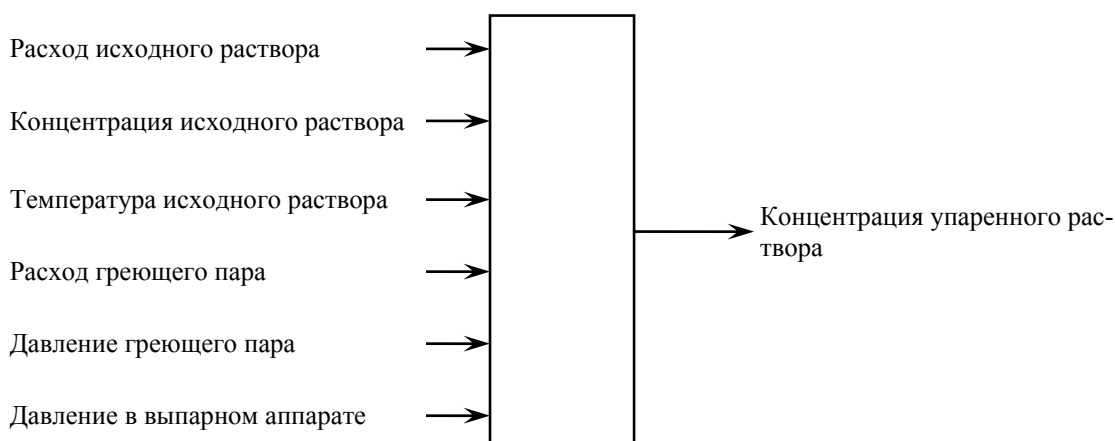


Рис. 6.14. Структурная схема процесса выпаривания.

Концентрацию  $Q_y$  легко измерить кондуктометрическим методом, по плотности раствора, по показанию преломления света или по величине температурной депрессии раствора, т. е. по разности температур кипения  $\Delta T$  раствора и растворителя.

Этот метод вследствие простоты и наличия однозначной зависимости между величинами  $Q_y$  и  $\Delta T$  при постоянном давлении применяют довольно часто. При этом (рис. 6.15 – **схема стабилизации технологических величин выпарной установки**) первичный измерительный преобразователь температуры кипения раствора устанавливают на трубопроводе кипящего раствора после кипятильника, и измерительный преобразователь температуры кипения растворителя – на трубопроводе отвода паров растворителя. Эти приборы комплектуют передающими преобразователями, сигнал на выходе, которого, пропорционален разности температур  $\Delta T$ . Регулятор концентрации воздействует на клапан, установленный на линии отвода упаренного раствора из последнего выпарного аппарата. При возрастании, например, текущей концентрации относительно заданного значения регулятор увеличивает расход упаренного раствора, что уменьшает время пребывания его в аппарате и вызывает понижение концентрации раствора до заданного значения.

При отводе упаренного раствора из последнего аппарата по его концентрации материальный баланс установки поддерживают сохраняя равенство между количеством растворенного вещества, уходящим из установки, и количеством вещества, поступающим с исходным раствором. Это обеспечивается поддержанием постоянства уровня в выпарных аппаратах путем воздействия на клапаны, установленные на трубопроводах подачи раствора в соответствующий аппарат. При возрастании расхода упаренного раствора, уровень в аппарате понижается, что вызывает увеличение подачи раствора в аппарат. В качестве измерительных преобразователей АСР уровня раствора в выпарных аппаратах  $I$  обычно используют гидростатические уровнемеры.

Тепловой баланс выпаривания при небольших колебаниях расхода исходного раствора обеспечивают регулятором расхода на трубопроводе подачи греющего пара в кипятильник 2 первого корпуса установки. Нормальный тепловой режим работы выпарной установки возможен только при подаче исходного раствора с постоянной температурой  $T_n$  близкой к температуре кипения раствора. Для достижения этого устанавливают регулятор температуры исходного раствора, выходной сигнал которого воздействует на клапан изменяющий подачу греющего пара в теплообменник-подогреватель исходного раствора 3. Если весь вторичный пар из предыдущего корпуса направляется в кипятильник 2 последующего, то давление (разрежение) стабилизируют только в последнем корпусе, изменяя с помощью регулятора количество отводимых из него паров растворителя.

Этого обычно достигают путем изменением подачи охлаждающей воды в барабанный конденсатор 4. При такой схеме регулирования в корпусах устанавливаются все меньшие давления по ходу раствора, и обеспечивается разность температур между вторичным паром из предыдущего корпуса и раствором, кипящим в последующем корпусе, т. е. обеспечивается движущая сила процесса выпаривания.

Концентрацию упаренного раствора  $Q_y$  можно также регулировать изменением расхода раствора, подаваемого на последний корпус из предыдущего. Упаренный раствор из последнего корпуса, в этом случае, отводят по команде регулятора по уровню. При таких схемах регулирования материального баланса выпарной установки количество поступающего на нее исходного раствора определяется условиями ее работы. Это требует установки дополнительной технологической емкости исходного раствора.

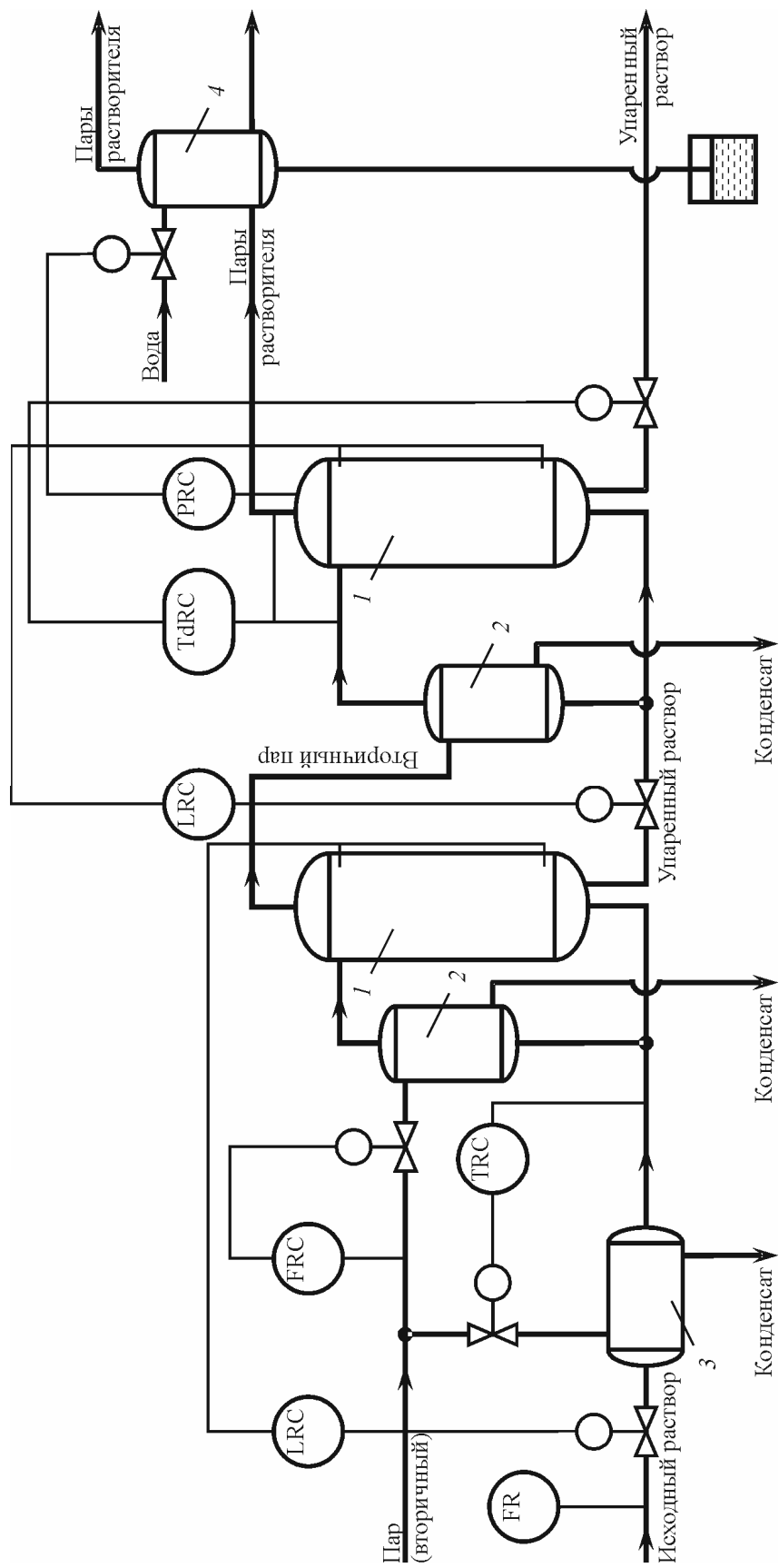
Не рекомендуется стабилизировать концентрацию упаренного раствора в последнем корпусе воздействием на подачу свежего раствора на установку. Вследствие большого запаздывания объекта такая схема не обеспечит высокого качества регулирования.

Если расход исходного раствора зависит от работы предшествующих технологических установок, но колебания его незначительно, то концентрацию упаренного раствора можно регулировать изменением подачи греющего пара на установку. При этом с помощью регуляторов уровня в выпарных аппаратах изменяют количество отводимого из них раствора.

При больших колебаниях расхода исходного раствора, а также при изменении концентрации в нем растворенного вещества, качественное регулирования процесса обеспечивается применением более сложных схем, например **схемы многоконтурного регулирования**, рис. 6.16.

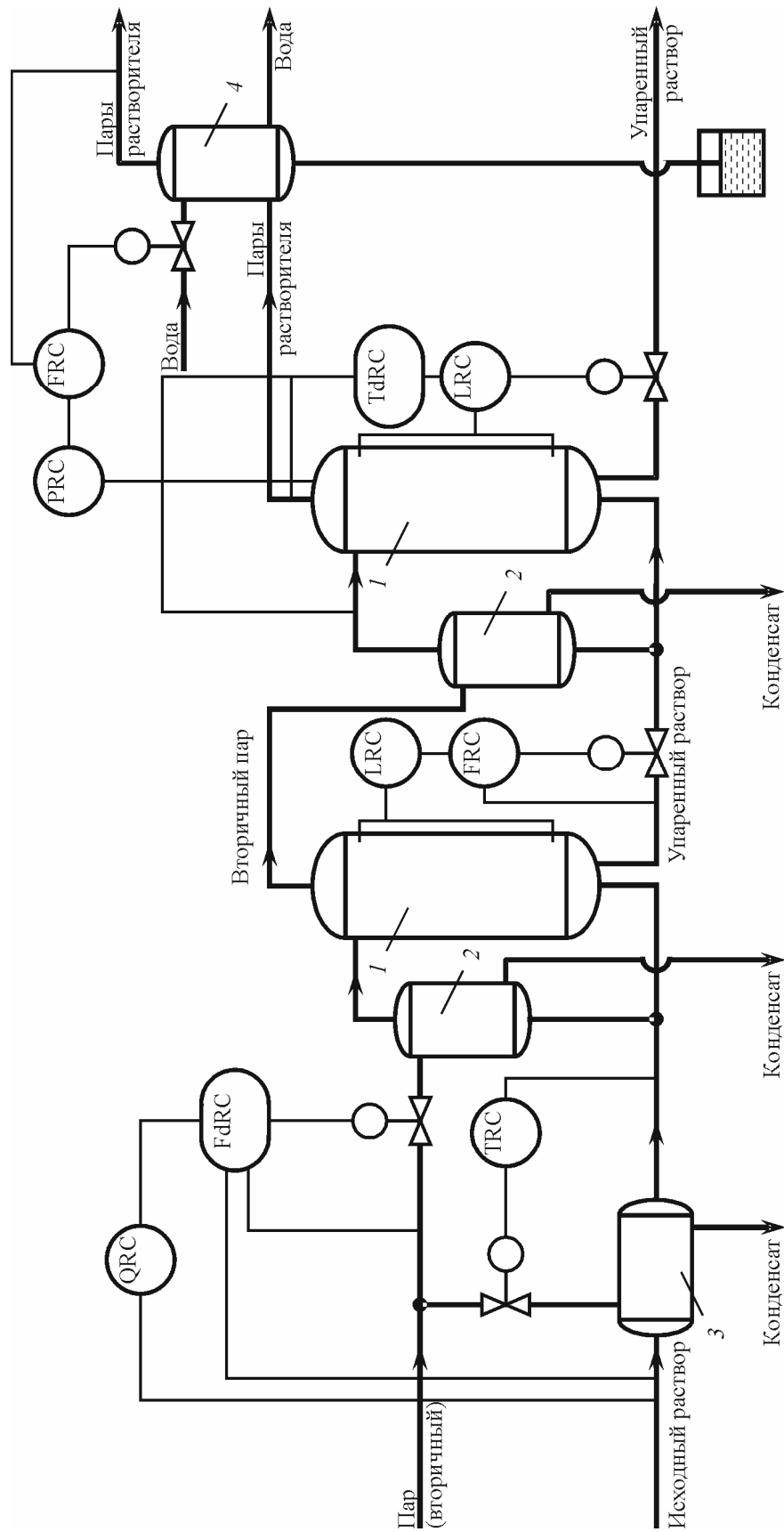
В этом случае греющий пар подают на установку в определенном соотношении с расходом исходного продукта, применяя регулятор соотношения, воздействующий на подачу пара. Это соотношение корректируют регулятором концентрации растворенного вещества в исходном растворе. Для стабилизации работы второго выпарного аппарата частично упаренный раствор, направляемый в него, регулируется по каскадной схеме регулирования расхода с коррекцией по уровню раствора в первом выпарном аппарате. Упаренный раствор отводят с установки по уровню в последнем аппарате, регулятором, заданию которому изменяет регулятор концентрации растворенного вещества в упаренном растворе. Давление в системе поддерживается на заданном значении посредством регулирования расхода паров растворителя с коррекцией по давлению в последнем выпарном аппарате.

Приведенные схемы многоконтурного регулирования отдельных технических величин могут быть использованы в различных сочетаниях с простейшими одноконтурными схемами стабилизации.



**Рис. 6.15.** Схема стабилизации технологических величин выпарной установки.

1 – выпарной аппарат; 2 – кипятильник; 3 – теплообменник; 4 – барометрический конденсатор.

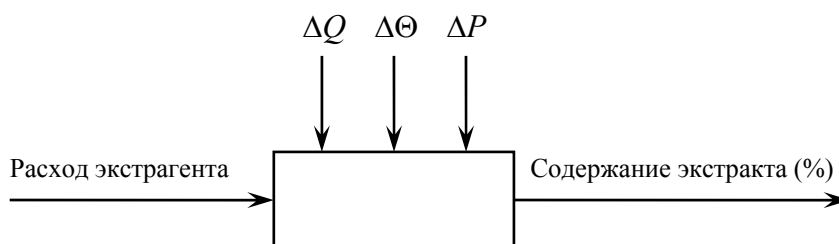


**Рис. 6.16.** Схема многоконтурного регулирования двухкорпусной выпарной установки.

1 – выпарной аппарат; 2 – кипятильник; 3 – теплообменник; 4 – барометрический конденсатор.

## 6.5. Автоматизация процесса экстракции

Жидкостной экстракцией называют диффузионный процесс перехода экстрагируемого вещества или веществ из одной жидкой фазы в другую при условии, что эти жидкости взаимно не растворимы или растворимы частично. В результате получают **экстракт** – раствор извлеченных веществ в экстрагенте и рафинате – остаточный исходный раствор. Экстракт и рафинат разделяют - обычно отстаиванием. Далее из экстракта извлекают целевой продукт, а из рафината регенерируют экстрагент.



**Рис. 6.17.** Структурная схема объектов управления.

$\Delta Q$ ,  $\Delta \Theta$ ,  $\Delta P$  – колебания концентрации, температуры, давления.

Методы экстракции:

- Экстракция одним экстрагентом системы из двух компонентов.
- Экстракция двумя экстрагентами в системах из четырех компонентов.
- Однократная экстракция.
- Многоступенчатая экстракция.
- Многократная противоточная экстракция.

Задача управления процессом экстракции – получение экстракта с заданным содержанием экстрагируемого компонента, которое является основной регулируемой величиной, а расход экстракта основной регулирующей величиной.

В промышленности экстракцию проводят в экстракторах различных конструкций. Рассмотрим схему регулирования насадочных экстракционных колонн, в которых исходный раствор и экстрагент движутся в противотоке (рис. 6.18).

На содержание экстрагируемого компонента в экстракте влияют не только расход экстрагента, но и расход исходного раствора, а также содержание экстрагируемого вещества в исходном растворе и экстрагенте.

Простейшая схема стабилизации потоков процесса экстракции предусматривает количество подачи исходного раствора и экстрагента в колонну. Для обеспечения материального баланса колонны в ней поддерживают постоянство уровня экстракта посредством перелива и регулируют уровень поверхности раздела фаз, изменяя отвод рафината из колонны.

Уровень раздела фаз измеряют гидростатическими или поплавковыми уровнемерами. Такая схема регулирования удовлетворительно поддерживает содержание экстрагируемого

компонента в экстракте на заданном значении только при практически постоянном его содержании в исходном растворе и экстрагенте.

При переменном составе исходного раствора в систему регулирования расхода экстрагента вводят дополнительный контур регулирования состава одного из потоков на выходе из колонны.

С целью повышения чувствительности регулирования обычно ведут по содержанию экстрагируемого вещества в рафинате.

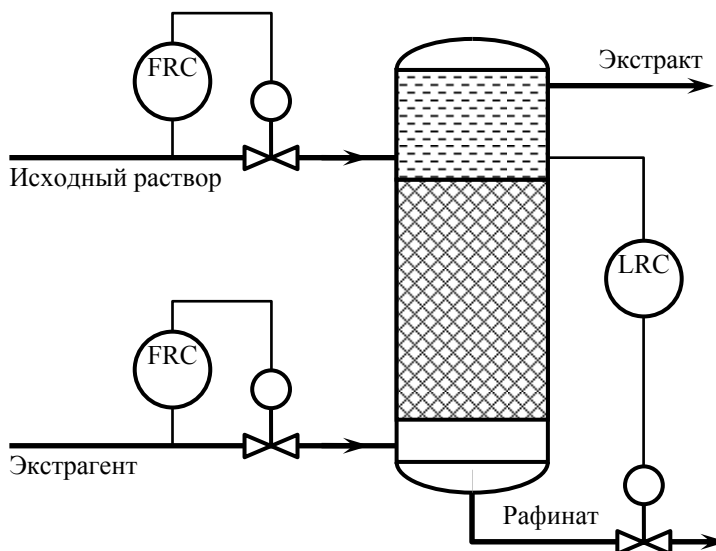


Рис. 6.18. Схема стабилизации процесса экстракции.

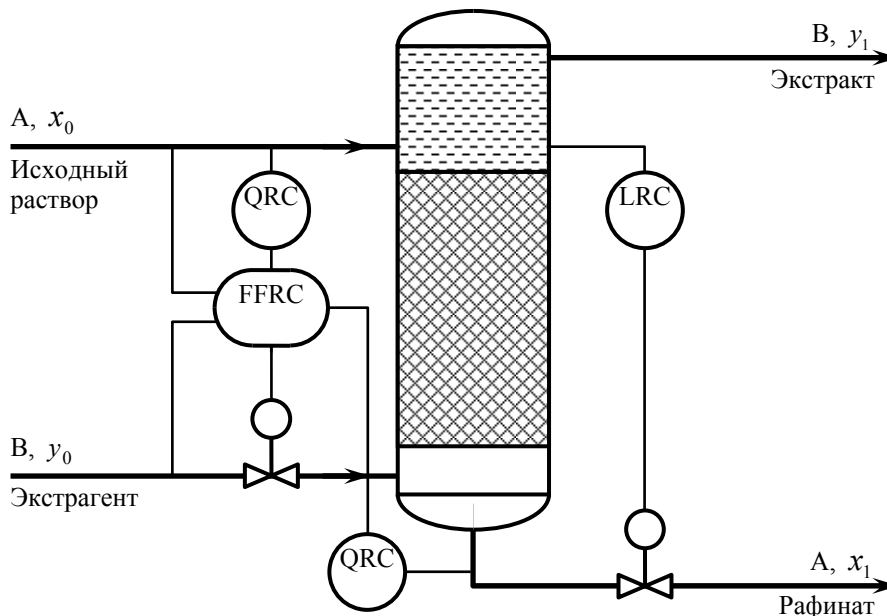


Рис. 6.19. Схема регулирования состава рафината с учётом изменения расхода и состава исходного раствора.

Для достижения заданного содержания экстрагируемого вещества в экстракте необходимо чтобы между расходами исходного раствора и экстрагента существовала пропорциональная зависимость. Эта зависимость может быть обеспечена посредством измерения расхода экстракта, так как расход исходного раствора представляет собой нагрузку рассматриваемого объекта. Система регулирования соотношения расходов исходного раствора и экстракта приведена на рис. 6.19.

Компенсация изменения концентрации исходного раствора осуществляется введением в АСР соотношения расходов контура регулирования состава рафината, тогда при изменении концентрации экстрагируемого вещества в рафинате будет скорректировано соотношение расходов исходного раствора и экстрагента. При значительных колебаниях состава исходного раствора предусматривают также контур регулирования по возмущению.

## 6.6. Автоматизация процесса сушки.

Сушка – тепловой процесс обезвоживания твердых материалов путем испарения влаги и отвода образовавшихся паров. При этом в веществе происходит перенос тепла и диффузионное перемещение влаги. Производительность процесса сушки определяется интервалом времени, необходимым для понижения влагосодержания материала от начального значения  $M_n$  до конечного  $M_k$ .

В химической промышленности наиболее распространена конвективная сушка, которая проводится в барабанных сушилках и сушилках с псевдосжиженным (кипящем) слое.

**Цель управления** сушки заключается в обеспечении высушивания поступающего влажного твердого материала до заданного влагосодержания при определенной производительности установки по влажному материалу.

**Основным возмущением** процесса является изменение расхода, начальной влажности и дисперсного состава частиц твердого материала, а также изменение расхода и начальной температуры сушильного агента – теплоносителя.

**Основная регулируемая величина** процесса – это остаточная влажность твердого материала.

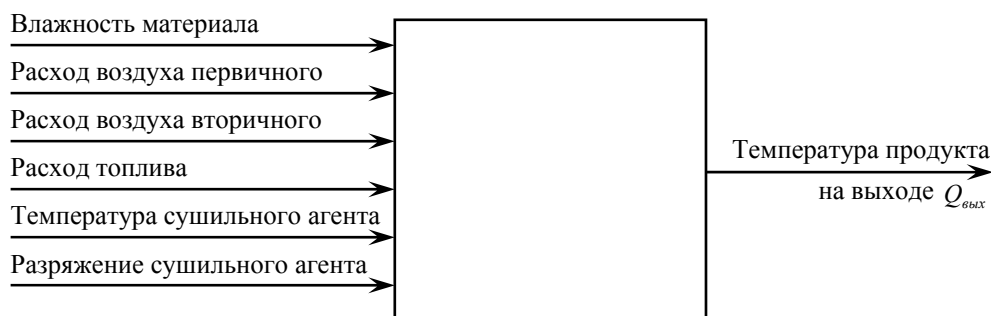


Рис. 6.20. Структурная схема.

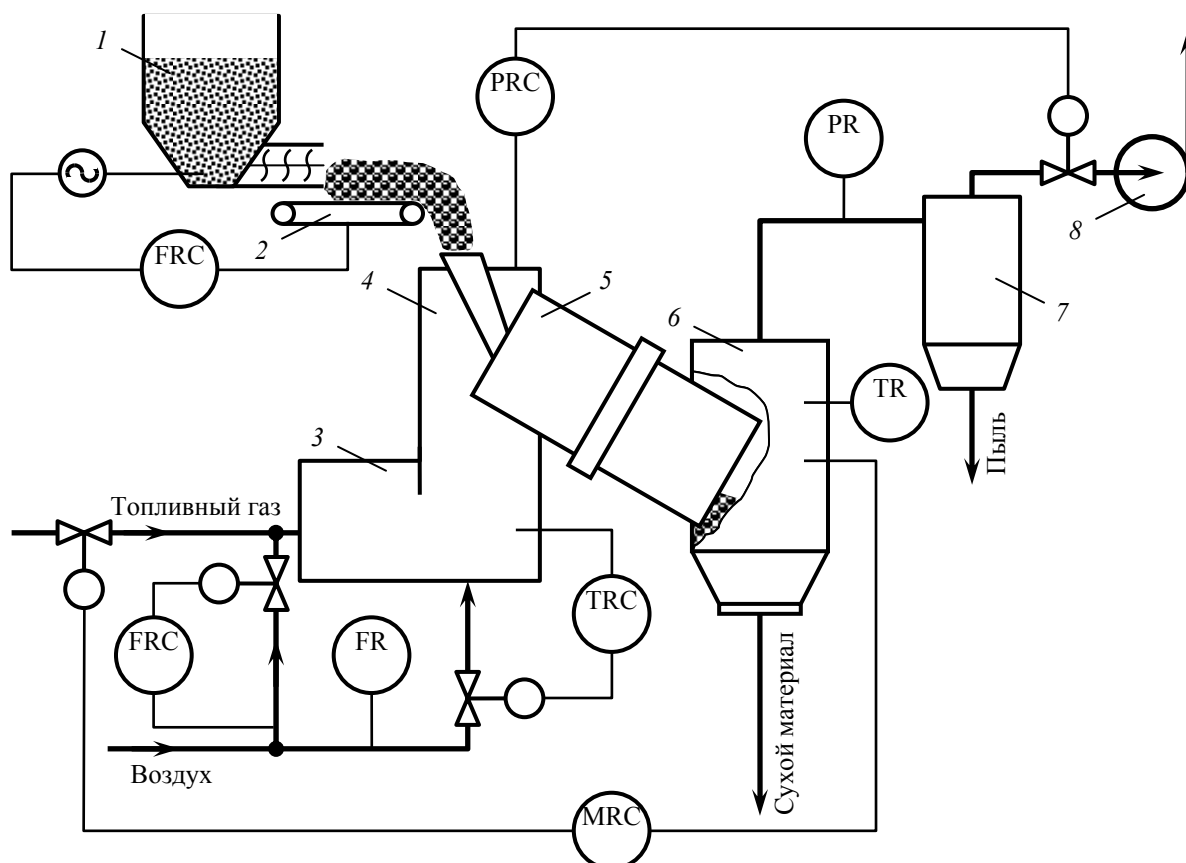
Вследствие отсутствия надежных измерительных преобразователей остаточной влажности твердого материала при автоматизации процесса в качестве **регулируемых величин** используют температуру или влажность сушильного агента.

### 6.6.1. Процесс сушки в барабанной сушилке

В барабанной сушилке (рис. 6.21) влажный материал из бункера дозатором 2 подается в барабан 5, в который также поступает горячий воздух, нагреваемый в топке 3 за счет, например охлаждения топливного газа. При вращении барабана частицы твердого материала перемещаются вдоль его оси. В том же направлении прямоток по барабану проходит горячий воздух, отдавая тепло частицам материала и испаряя находящуюся в них влагу. Высушенный материал ссыпается из барабана в бункер 6, а воздух через циклон 7 отсасывается вентилятором 8. Продолжительность сушки в барабанных сушилках составляет несколько десятков минут, прохождение воздуха исчисляется секундами.



Процесс сушки обычно регулируют по влажности теплоносителя на выходе из барабана. Регулятор влажности воздействует на клапан, установленный на линии подачи топливного газа в топку. Вследствие того, что температурное распределение теплоносителя по длине барабана приближенно соответствует абсолютной влажности твердого материала, подачу топливного газа можно регулировать по температуре влажного воздуха на выходе из установки. Для более качественной сушки необходимо вручную корректировать задание регулятора влажности или температуры воздуха по данным лабораторного остаточной влажности высушиваемого материала.



**Рис. 6.21.** Схема стабилизации процесса сушки в барабанной сушилке.

1 – бункер влажного материала; 2 – дозатор; 3 – печь; 4 – смесительная камера; 5 – сушильная камера; 6 – бункер сухого материала; 7 – циклон; 8 – вентилятор.

Для полного сгорания топливного газа в топку подают первичный воздух, количество которого поддерживают постоянным, с помощью регулятора расхода. Требуемая температура воздуха на входе в барабан обеспечивается регулятором температуры, воздействующим на подачу вторичного воздуха в камеру смешения.

Нагрузку сушилки по влажному материалу стабилизируют с помощью АСР расхода, в которую входит измеритель массы, автоматический регулятор, вторичный прибор со станцией управления и ленточный дозатор с регулируемой скоростью передвижения ленты (выступает в качестве регулирующего органа).

При уменьшении количества твердого материала на ленте относительно заданного значения регулятор вырабатывает сигнал, ускоряющий ее движение, и наоборот. В результате обеспечивается постоянство расхода твердого материала в сушильный барабан.

Нагрузка объекта по сушильному агенту (воздух) поддерживается на постоянном значении регулятором разрежения воздуха в смесительной камере воздействующим на клапан, установленный на линии отвода воздуха после циклона. При постоянном гидравлическом сопротивлении барабана и отсутствии подсоса воздуха из атмосферы система регулирования разрежения обеспечивает постоянство скорости прохождения сушильного агента вдоль барабана. Оптимальное значение скорости устанавливают с учетом того, что с ее увеличением, возрастает скорость сушки твердого материала и одновременно увеличиваются потери тепла с отработанным воздухом.

Контролю и регистрации подлежат расходы топливного газа и вторичного воздуха, а также разрежение и температура в бункере сухого материала.

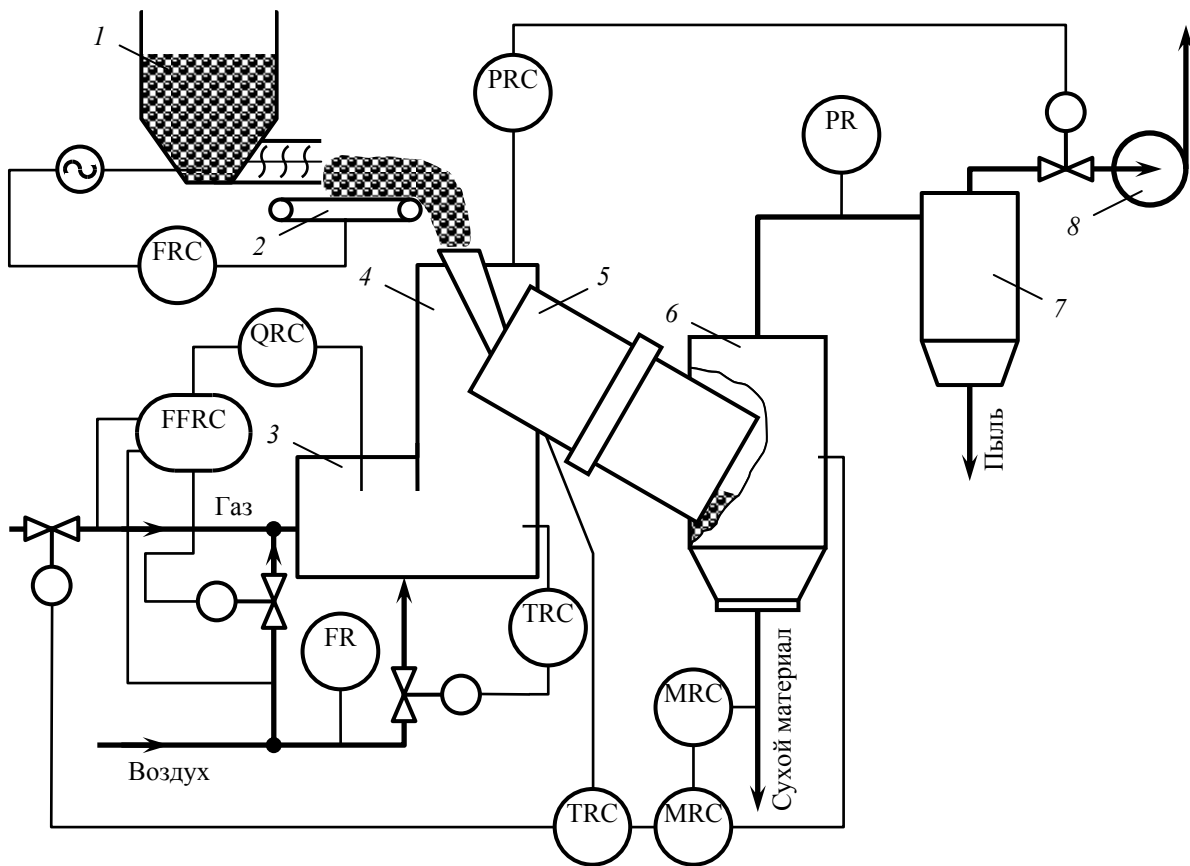
Схема стабилизации барабанной сушилки обеспечивает высушивание влажного твердого материала до заданной остаточной влажности, только при небольших по величине изменениях входных величин процесса сушки. Вследствие большого запаздывания в объекте качественное регулирование процесса возможно лишь с **помощью многоконтурных систем**, рис. 6.22.

В рассматриваемом случае подачей топливного газа на установку управляет каскадная система регулирования температуры воздуха в барабане (стабилизирующий регулятор) с коррекцией по влажности воздуха на выходе их сушилки (корректирующий регулятор).

При наличии надежного измерительного преобразователя остаточной влажности высушиваемого материала возможно введение в данную систему еще одного контура с регулятором влажности твердого материала, выходной клапан которого в качестве задания направляют на регулятор влажности сушильного агента. При отсутствии такого измерительного преобразователя и в случае необходимости периодически корректируют задание регулятора влажности сушильного агента по данным лабораторного анализа.

Для повышения чувствительности АСР температуры воздуха измерительный преобразователь (термопару) устанавливают в пределах первой трети барабана, т. к. вначале аппарата температура теплоносителя изменяется более интенсивно, чем в его конце. При этом уменьшается также запаздывание объекта. Термопару монтируют непосредственно на поверхности барабана, а ее свободные концы подсоединяют к передающему преобразователю через специальное токосъемное устройство с подвижными контактами. При необходимости компенсации изменения нагрузки установки по расходу влажного материала можно предусмотреть дополнительный контур регулирования по возмущению этой величины.

Полнота сгорания топливного газа обеспечивается АСР соотношения расходов топливного газа и первичного воздуха, управляющей подачей первичного воздуха в топку. При изменении теплотворной способности топлива целесообразно корректировать это соотношение по содержанию кислорода в топочных газах.



**Рис. 6.22.** Схема многоконтурного регулирования процесса сушки в барабанной сушилке.

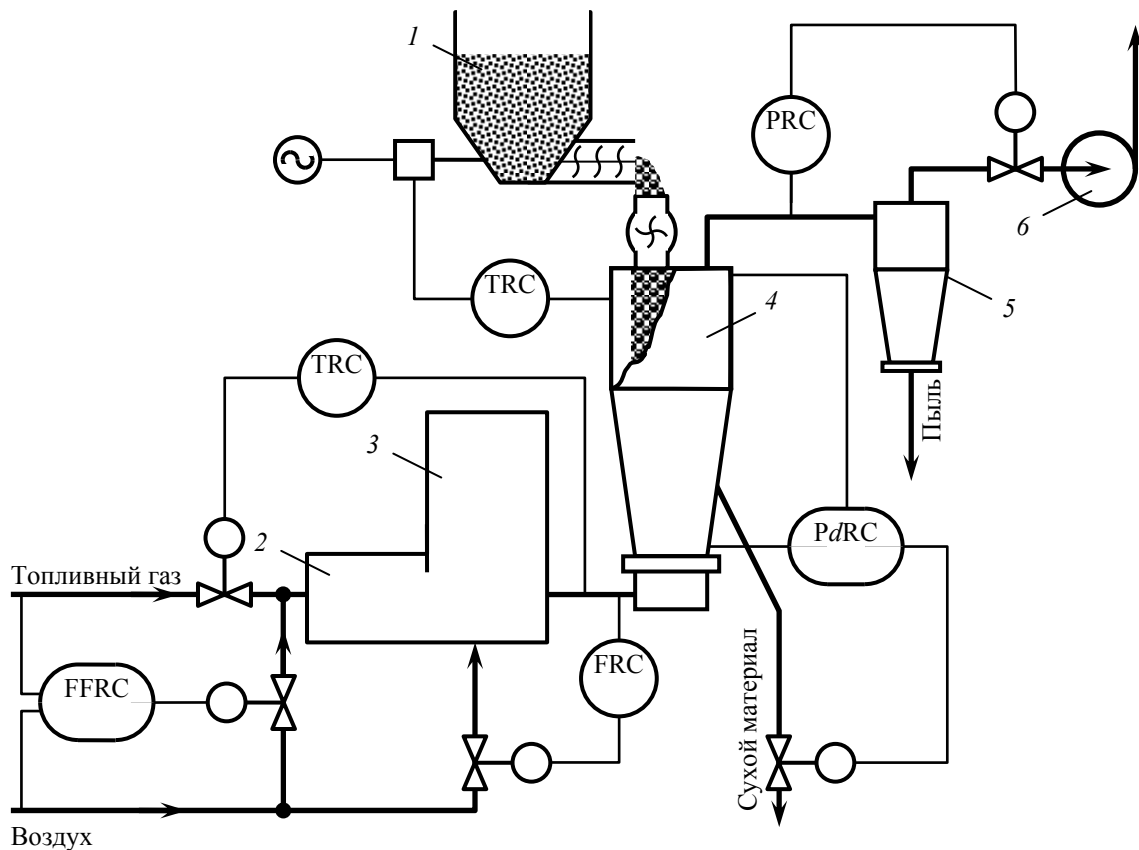
1 – бункер влажного материала; 2 – дозатор; 3 – печь; 4 – смешивательная камера; 5 – сушильная камера; 6 – бункер сухого материала; 7 – циклон; 8 – вентилятор.

### 6.6.2. Автоматизация сушилок с кипящим слоем.

В сушилках с кипящим слоем (рис. 6.23) процесс сушки продолжается до нескольких минут. Сушильный агент (воздух) проходит через сушилку за доли секунды. Влажный материал подается из бункера 1 шнековым питателем в сушилку 4, где он сжижается воздухом, нагреваемым в топке 2 за счёт сжигания топливного газа. Воздух отсасывается через циклон 5 воздухоудвкой 6, а высушенный материал выводится из сушилки.

Установлено, что в псевдосжиженном слое температура определяет остаточную влажность частиц твердого материала во время их пребывания в аппарате и является основной регулируемой величиной. Ее можно поддерживать, меняя расход высушиваемого материала, а также расход или температуру сушильного агента. Возможно применение любого из этих вариантов. Использование в качестве регулирующего воздействия расхода влажного материала требует установки дополнительного бункера для этого материала между предыдущей технологической установкой и сушилкой. При использовании же расхода или температуры воздуха следует иметь ввиду, что на изменение этих величин наложены ограничения по максимуму и минимуму.

Температура в слое псевдосжиженного материала поддерживается регулятором, который управляет подачей влажного материала в сушилку.



**Рис. 6.23.** Схема регулирования процесса сушки в аппарате с кипящим слоем высушиваемого материала:

1 – бункер влажного материала; 2 – пещка; 3 – смесительная камера; 4 – аппарат с кипящим слоем; 5 – циклон; 6 – воздуходувка.

Возрастание температуры в слое свидетельствует о понижении среднего значения остаточной влажности частиц твердого материала. Реагируя на это, регулятор увеличивает скорость вращения шнека питателя, что приводит к увеличению подачи влажного материала и снижению температуры в слое.

Поддержание постоянства температуры воздуха на входе в сушилку обеспечивается с помощью АСР, изменяющей подачу топливного газа в топку. Регулятор устанавливает подачу первичного воздуха в топку в количестве, необходимом для полного сгорания топливного газа. Расход горячего воздуха, подаваемого в сушилку под распределительную решетку и псевдосжижающего частицы высушенного материала, стабилизируется изменением подачи вторичного воздуха в смесительную камеру 3.

Заданное разрежение в сушилке регулируется с помощью клапана, установленного на линии отработанного сушильного агента.

Материальный баланс агента по твердому материалу соблюдается за счет поддержания постоянства уровня псевдосжиженного материала в сушилке с помощью регулятора, управляющего отводом сухого материала.

Уровень псевдосжиженного материала измеряется гидростатическим дифманометрическим уровнемером по перепаду давления в сушилке.

Изменение расхода сухого материала из аппарата обеспечивается изменением проходного сечения задвижки и с пневматическим приводом, работающим от регулятора уровня.

В сушилках с кипящим слоем целесообразно применять экстремальные схемы регулирования.

В качестве критерия оптимальности можно выбрать количество влаги  $W$ , удаляемой из твердого материала в единицу времени:

$$W = F(M_n - M_k), \text{ где}$$

$F$  – расход сухого материала;  $M_n, M_k$  – начальная и конечная влажность материала.

Количество влаги рассчитывается с помощью вычислительного устройства, выходной сигнал которого направляется на экстремальный регулятор, изменяющий расход сушильного агента. При этом необходимо предусмотреть ограничения по минимальной влажности сухого материала, а также по минимальному и максимальному расходам сушильного агента.

Границы изменения расходов сушильного агента определяют область существования псевдосжиженного слоя частиц твердого материала.

## **7. Автоматизация реакторных процессов.**

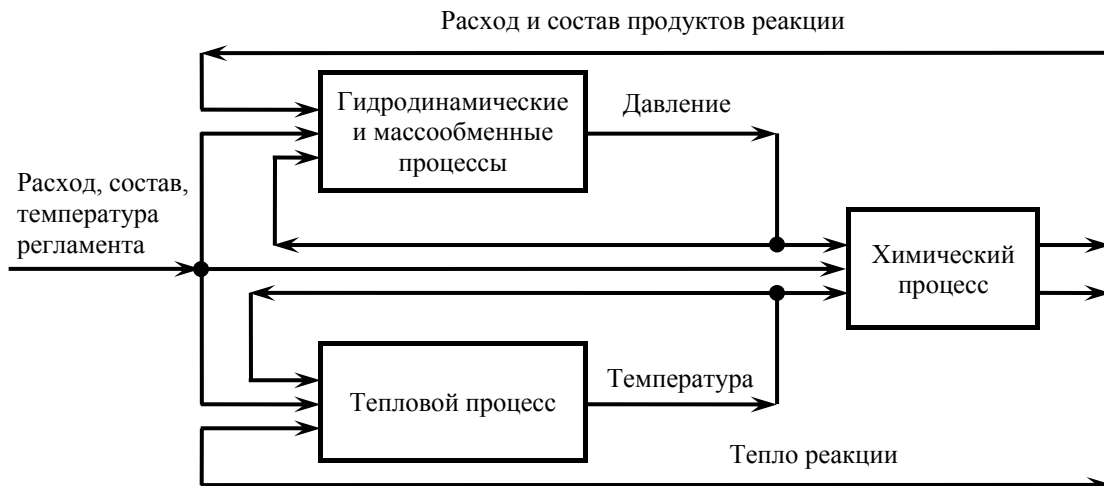
### ***Регулирование технологических реакторов.***

Химический реактор является основным аппаратом в технологической схеме получения практически любого химического продукта. Работой реактора в значительной мере определяется производительность установки в целом, качество и себестоимость получаемых продуктов.

Упрощенная структурная схема реактора представлена на рис. 7.1. Скорость химической реакции определяется уравнениями кинетики и взаимодействием гидродинамических, массообменных и тепловых процессов в аппарате, от которых зависит концентрация реагентов и условия протекания реакции. В свою очередь, химические превращения в реакторе приводят к изменению тепловых и гидродинамических процессов в нем. Этим взаимосвязям соответствуют перекрестные связи в структурной схеме реактора. Наличие таких внутренних обратных связей может приводить к возникновению неустойчивых режимов, автоколебаниям параметров процесса, изменению качества получаемого продукта и должно учитываться при построении систем автоматизации химических реакторов.

Химические реакторы отличаются разнообразием протекающих в них реакций, принципов действия и конструкций. Так, по фазовому состоянию реагентов различают гомогенные реакции, протекающие в газовой, жидкой или твердой фазах, и гетерогенные, протекающие в диффузионной или кинетической областях. Реакции могут быть некаталитическими и каталитическими, иметь разный порядок, различаться типом механизма (необратимые, обратимые, последовательные, параллельные), а также условиями проведения (изотермические, неизотермические, при постоянном давлении, адиабатические, не адиабатические и т. д.). Предполагается, что в изотермических реакторах теплообмен через стенку идеальный, и тепло, выделяе-

мое в результате химической реакции или поглощаемое в ходе реакции, мгновенно отводится от реагирующей смеси, так что температура в реакторе не изменяется. При полном отсутствии теплообмена через стенку реактора в нем протекает адиабатический процесс.



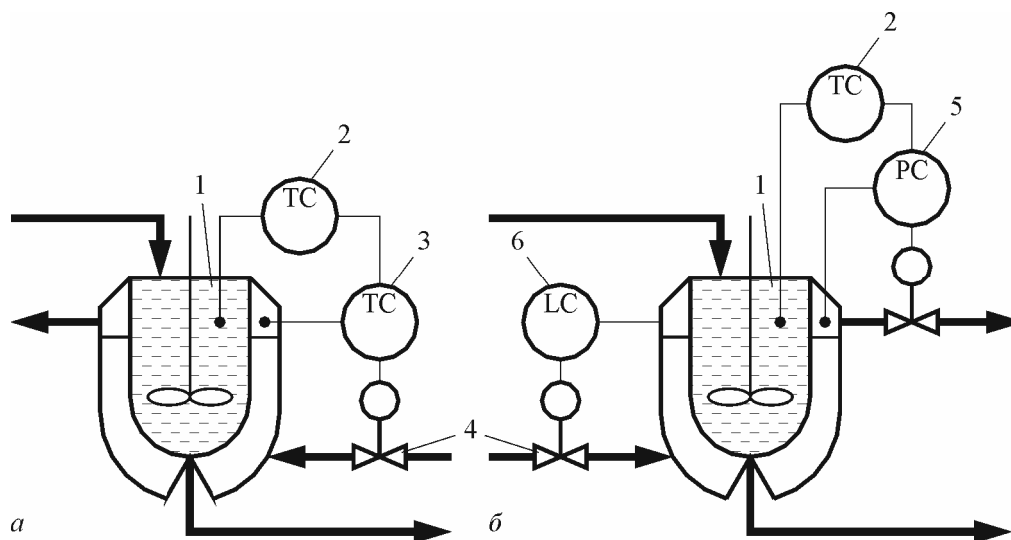
**Рис. 7.1.** Структурная схема химического реактора.

Весьма важным является разделение реакторов по режиму их работы на периодические и непрерывные. Если в ходе реакции в аппарат не подаются реагенты и из него не выводятся продукты реакции, процесс в нем называют периодическим. Реакторы непрерывного действия - это аппараты, в которых осуществляются непрерывная подача реагентов, и непрерывный отвод реакционной смеси.

Задачи управления непрерывными и периодическими реакторами существенно различны. Для первых характерны задачи стабилизации параметров на заданных значениях и стационарном режиме, для вторых – проведение процесса по заданной программе (например, изменение температуры в реакторе по определенному закону). Собственно стационарный процесс в таком реакторе невозможен.

В зависимости от гидродинамики процесса различают два крайних режима работы реакторов: идеальное (полное) смешение и идеальное вытеснение (поршневой режим). В первом случае считается, что поступающая реагирующая смесь мгновенно перемешивается со всем содержимым реактора. При этом концентрации реагентов и температуры во всех точках аппарата в любой момент времени одинаковы и равны концентрациям и температуре в выходном потоке. Диффузионный поток вещества и передача тепла внутри реактора практически отсутствуют, а режим идеального смешения достигается в результате интенсивного перемешивания мешалками. Реакторы с мешалкой широко распространены в химической промышленности.

В случае идеального вытеснения предполагается поршневое течение реагирующей смеси в аппарате, когда полностью отсутствует перемешивание вдоль потока и каждый элементарный слой в реакторе независим от соседних. В то же время градиенты концентраций и температуры в направлении, перпендикулярном движению потока, отсутствуют. Такой режим обычно предполагается в трубчатых реакторах.



**Рис. 7.2.** Каскадные (двухконтурные) системы регулирования температуры в реакторе:

*a* – по температуре в рубашке; *б* – по давлению кипящего слоя в реакторе; – реактор; 2 – регулятор температуры в реакторе; 3 – регулятор температуры в рубашке; 4 – регулирующий орган; 5 – регулятор давления паров хладагента; 6 – регулятор уровня хладагента

Химические реакции разделяются на экзотермические (с выделением тепла) и эндотермические (с поглощением тепла). Более сложными для управления являются экзотермические процессы, когда сравнительно небольшое изменение температуры в реакторе может привести к значительным изменениям степени конверсии. В некоторых случаях это может вызвать даже неустойчивость процесса, если изменение количества выделяемого при реакции тепла не может быть скомпенсировано соответствующим изменением скорости отвода тепла. Неустойчивость процесса может приводить к взрывам и аварийной остановке реактора.

Некоторые промышленные процессы целесообразно осуществлять в режимах, близких к неустойчивым, так как они могут соответствовать более высокой производительности процесса. Реализация работы реактора в неустойчивой области может быть обеспечена с помощью автоматической системы регулирования. В тех случаях, когда такая система не справляется с быстрым изменением температуры, должна срабатывать специальная система автоматической защиты, останавливающая развитие процесса отключением подачи сырья или сбросом реагирующей смеси из реактора.

# Контрольные вопросы по дисциплине для подготовки к экзамену

1. Основная задача системы управления.
2. Понятие ТОУ, АСУ, АСУ ТП, АТК.
3. Функции систем управления.
4. Направления автоматизации. Уровни автоматизации.
5. Типовая функциональная схема АСУ ТП. Понятие УВК, УСО, ТЭП. Общая последовательность построения.
6. Разработка АСУ ТП (пять стадий).
7. Иерархия систем управления химическим предприятием.
8. Общие задачи управления.
9. Анализ основных аппаратов, как объектов управления.
10. Возмущения, допускающие стабилизацию, контролируемые возмущения, неконтролируемые возмущения, возможные регулирующие воздействия, выходные переменные.
11. Машины для перемещения жидкостей.
12. Машины для перемещения газов.
13. Регулирование центробежных насосов. Структурная схема объектов управления. График зависимости “расход-напор”. Схема регулирования.
14. Регулирование объемных поршневых насосов. Структурная схема объектов управления. Схема регулирования.
15. Каскадная схема регулирования поршневых насосов.
16. Тепловые процессы в химической технологии.
17. Классификация в теплообменных аппаратах.
18. Регулирование теплообменников смешения.
  - 18.1. Структурная схема объекта управления теплообменников смешения.
  - 18.2. Схема регулирования теплообменника смешения.
19. Регулирование поверхностных теплообменников. Статические характеристики поверхностных теплообменников. Схема регулирования поверхностных теплообменников воздействием на расход горячего теплоносителя. Схема регулирования поверхностного теплообменника.
20. Теплообменники с агрегатным состоянием среды. Схема регулирования работы теплообменника путем воздействия на расход греющего пара. Каскадная схема регулирования температуры продукта (регулирование давления греющего пара с коррекцией по температуре продукта). Схема регулирования температуры продукта расходом конденсата.



21. Схема регулирования работы конденсаторов путем воздействия на расходы хладагента и конденсата.
22. Автоматизация трубчатых печей.
23. Автоматизация трубчатых печей. Структурная схема управления трубчатой печи. Каскадная схема автоматизации трубчатой печи.
24. Каскадная схема регулирования трубчатой печи с регулятором соотношения “топливный газ - продукт”.
25. Каскадная схема регулирования температуры продукта на выходе с регулятором соотношения “топливный газ - воздух” с коррекцией по содержанию кислорода в исходных газах.
26. Схема регулирования температуры продукта в печи с экстремальным регулятором, корректирующим соотношение “газ - воздух”.
27. Процессы ректификации в химической технологии.
28. Описание работы ректификационной установки.
29. Структурная схема ректификационной установки как объекта автоматизации.
30. Схема стабилизации процесса ректификации.
  - 30.1. Схема установки процесса ректификации со схемой автоматизации.
  - 30.2. Назначение отдельных контуров регулирования процесса ректификации.
31. Схема каскадного регулирования процесса ректификации, когда целевой продукт – дистиллят.
32. Схема регулирования процесса ректификации при колебаниях расхода исходной смеси.
33. Регулирование состава кубового остатка процесса ректификации с учетом изменения расхода исходной смеси.
34. Схема регулирования процесса ректификации при динамических изменениях состава исходной смеси.
35. Схема регулирования состава дистиллята процесса ректификации с учетом изменения состава исходной смеси.
36. Схема регулирования состава дистиллята процесса ректификации регулятором соотношения расходов дистиллята и исходной смеси.
37. Схема регулирования процесса ректификации при одновременном изменении расхода и состава исходной смеси.
38. Варианты схем автоматизации процесса ректификации.
39. Массообменные процессы в химической технологии.
40. Процесс абсорбции.
41. Структурная схема процесса абсорбции как объекта управления.
42. Схема стабилизации процесса абсорбции. Схема процесса, контура регулирования, взаимодействие отдельных контуров регулирования.

43. Схема процесса абсорбции - десорбции.
44. Структурная схема процесса абсорбции - десорбции как технологического объекта управления.
45. Схема автоматизации процесса абсорбции - десорбции.
  - 45.1. Контур регулирования процесса абсорбции - десорбции.
  - 45.2. Взаимодействие отдельных контуров регулирования процесса абсорбции - десорбции.
46. Процесс выпаривания. Выпарные установки.
47. Структурная схема объекта управления процесса выпаривания.
48. Схема стабилизации технологических величин выпарной установки.
49. Схема многоконтурного регулирования двухкорпусной выпарной установки.
50. Процесс экстракции.
51. Структурная схема объектов управления процесса экстракции.
52. Схема стабилизации процесса экстракции.
53. Схема регулирования состава реагента процесса экстракции с учетом изменения расхода и состава исходного сырья.
54. Процесс сушки. Цель управления.
55. Структурная схема барабанной сушки как объекта управления.
56. Схема стабилизации процесса сушки в барабанной сушилке.
57. Схема многоконтурного регулирования процесса сушки в барабанной сушилке.
58. Автоматизация сушилок с кипящим слоем.
  - 58.1. Структурная схема объекта управления процесса сушки.
  - 58.2. Схема регулирования процесса сушки.
59. Структурная схема химического реактора.
60. Особенности динамики и условия устойчивости режимов работы химических реакторов.
61. Регулирование реакторов с перемешивающими устройствами. Варианты построения контуров регулирования.
62. Каскадные схемы регулирования температуры в реакторах.

## **Литература**

1. Автоматическое управление в химической промышленности: учебник для вузов. Под редакцией Е. Г. Дудникова. - М. Химия, 1987.
2. Е. П. Стефани, Основы построения АСУТП. - М. Энергоиздат. 1982 г.
3. Г. И. Лапшенков, Л. М. Полоцкий "Автоматизация производственных процессов в химической промышленности". Москва. Химия. 1982 г.

4. В. А. Голубятников, В. В. Шувалов “Автоматизация технологических процессов в химической промышленности”. Москва. Химия. 1985 г.
5. А. С. Ключев, Монтаж средств измерений и автоматизации”. Справочник. Москва. Энергоиздат. 1988 г.
6. Справочник проектировщика автоматизированных систем управления производственными процессами. Под ред. Г. Л. Смилянского. - М. Машиностроение, 1983.
7. Автоматизация технологических процессов в легкой промышленности: учебное пособие. Под редакцией Л. Н. Плужникова. – М. Высшая школа, 1984.
8. Ключев А. С. и др., Проектирование систем автоматизации технологических процессов: Справочное пособие. - М.: Энергоатомиздат, 1990.
9. Вальков В. М., Вершин В. Е., Автоматизированные системы управления технологическими процессами. – Л.: Политехника, 1991.
10. Лысенко Э. В., Проектирование автоматизированных систем управления технологическими процессами. – М.: Радио и связь, 1987.