МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН
ЮЖНО-КАЗАХСТАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ им. М.О.АУЕЗОВА
КАФЕДРА АВТОМАТИЗАЦИИ, КОМПЬЮТЕРИЗАЦИИ И ИНФОРМАТИЗАЦИИ

Инков А.М.

АВТОМАТИЗАЦИЯ ПРОЦЕС-СОВ И ПРОИЗВОДСТВ

Конспект лекции по теме:
«**Автоматизация типовых технологических процессов**».

для студентов специальностей
36.01.40 и 36.02.40.

ШЫМКЕНТ 2006

УДК 66-52:66(075)
ББК 6П7.1

Инков А.М. Автоматизация процессов и производств/ Конспект лекции по теме «**Автоматизация типовых технологических процессов»**. Для студентов специальностей 36.01.40 и 36.02.40.
Шымкент, Южно-Казахстанский Государственный Университет (ЮКГУ). 2006 г. –145 стр.

В конспекте приведен материал по теме «Автоматизация типовых технологических процессов» ». Конспект включает в себя общую характеристику химико-технологических процессов (ХТП) как технологических объектов управления (ТОУ); методику анализа ХТП как ТОУ; физико-химические основы технологических процессов, технологические схемы рассматриваемых объектов управления, математические описания объектов управления, постановку задачи автоматизации, типовые схемы автоматизации, типовые решения автоматизации для гидромеханических и тепловых процессов, для массообменных и реакторных процессов.

Рецензенты: д.т.н., профессор, проректор по развитию и УМО ЮКГУ Ескендиров Ш.З.

к.т.н., проректор по научной работе Международного гуманитарно-технического Университета к.т.н., Апсеметов А.Т.

Рассмотрены и рекомендованы к печати научно - методическим центром ЮКГУ, протокол № __ от __ __ 200__ г.

© Южно-Казахстанский Государственный Университет (ЮКГУ), 2006 г.
© Инков А.М., 2006 г.

Содержание

Стр

Введение ***4***

Содержание лекционного материала (Вопросы для подготовки к аттестации) ***4***

Материалы к лекции №1 ..... ***9***

Введение. Общие подходы к автоматизации ХТП. ***9***

Классификация химико-технологических процессов и производств как ТОУ. ***10***

1. Материалы к лекции №2 ..... ***13***

2. Материалы к лекции №3 ..... ***20***

3. Материалы к лекции №4 ..... ***24***

5. Материалы к лекции №5 ..... ***32***

6. Материалы к лекции №6 ..... ***41***

7. Материалы к лекции №7 ..... ***49***

8. Материалы к лекции №8 ..... ***65***

9 Материалы к лекции №9 ..... ***72***

10.Материалы к лекции №10 ..... ***77***

11. Материалы к лекции №11 ..... ***86***

12. Материалы к лекции №12 ..... ***94***

13. Материалы к лекции №13 ..... ***103***

14. Материалы к лекции №14 ..... ***110***

15. Материалы к лекции №15 ..... ***119***

16. Материалы к лекции №16 ..... ***126***

17. Материалы к лекции №17 ..... ***131***

18. Рекомендуемая литература ***137***

Введение

Целью преподавания дисциплины АПП, является подготовка студента к самостоятельному решению теоретических и прикладных задач разработки и расчета систем автоматизации и управления. В дисциплине излагаются принципы и методы расчета, исследования и построения в основном локальных автоматических систем регулирования на основе современных технических средств автоматизации, включая микропроцессорную технику и управляющие промышленные компьютеры.

Приведенное ниже **содержание лекционного материала** является основной для самостоятельной работы по изучению материала дисциплины при подготовке к лекции. **В процессе прослушивания лекции студент должен иметь при себе эти методические указания, используя их для пометок.** Это позволяет значительно сократить время на конспектирование материала.

Содержание лекционного материала (Вопросы для подготовки к аттестации)

Модуль 1 Введение в расчет и исследование систем автоматизации

1 Введение.

1.1 Цели, задачи и содержание дисциплины АПП.

1.2 Современный уровень АПП и перспективы развития. Роль автоматизации процессов и установок.

1.3. Объекты управления (функционирование объектов, входы, выходы, возмущения). Цели и критерии управления. Управляющие устройства. Автоматические и автоматизированные системы управления. Оптимальное управление. Адаптивное управление.

1.4 Общие сведения о системах автоматизации (основная терминология и классификация: ОУ, ТОУ, ЛСА, АСК, АСС, АСБ, АСЗ, АСР, АСУ, АСУТП, АСУП, ОАСУ, ИАСУ, РАСУ; ГАП, КТС, ТО, ПО, ЧМИ, априорная информация, текущая информация; выработка управляющей информации в соответствии с заданным алгоритмом, ее преобразование в управляющее воздействие).

1.5 Этапы содержание работ по созданию систем автоматизации.

1.6 Автоматизация учережденческой деятельности.

1.7 Автоматизированные рабочие места.

2 Основы расчета и исследования АСР.

2.1 Критерии качества переходных процессов в АСР, используемые при расчете настроек.

2.1.1 Прямые показатели качества.

2.1.2 Корневые показатели качества.

2.1.3 Постановка задачи расчета настроек АСР. Исходные данные для решения задачи.

2.2 Математические модели автоматических регуляторов, используемые при расчете АСР.

2.2.1 Законы регулирования аналоговых регуляторов и принципы их выбора.

2.2.2 Качественная картина переходных процессов при разных законах регулирования.

2.2.3 Математические модели реальных промышленных регуляторов.

2.3 Математические модели объектов, используемые при расчете АСР и связь между ними.

2.3.1 Дифференциальные уравнения.

2.3.2 Передаточные функции.

2.3.3 Частотные характеристики.

Модуль 2. Расчет и исследование одноконтурных АСР

2.4 Имитационное моделирование переходных процессов в замкнутых АСР.
2.4.1 Математические модели замкнутых АСР.
2.4.2 Обзор методов построения переходных процессов в АСР.
2.4.3 Алгоритм построения переходных процессов в АСР на основе метода Акульшина.
2.4.3 Использование средств MATLAB, VisSim для моделирования динамики систем.
3 Расчет одноконтурных АСР.
3.1 Примеры одноконтурных АСР (замкнутые и разомкнутые; непрерывные и позиционные; стабилизирующие; программные; соотношения; следящие).
3.2 Расчет настроек регуляторов в одноконтурной АСР методом незатухающих колебаний.
3.2.1 Теоретические основы метода.
3.2.2 Методика экспериментального определения настроек
3.2.3 Методика аналитического определения настроек.
3.3 Расчет настроек в одноконтурной АСР методом, основанном на использование РАФХ.
3.3.1Теоретические основы метода РАФХ.
3.3.2 Методика определения настроек.
4 Цифровые системы управления.
4.1 Особенности и структура цифровой системы управления.
4.2 Математические модели объектов в цифровых системах.
4.3 Математические модели регуляторов в цифровых системах.
4.4 Расчет настроек регуляторов в цифровых одноконтурных АСР.
4.5 Алгоритм цифрового управления для одноконтурной АСР.
Модуль 3. Расчет специальных и многоконтурных АСР
5 Каскадные АСР.
5.1 Примеры и анализ промышленных каскадных АСР.
5.2 Теоретические основы метода.
5.3 Методика определения настроек.
5.4 Алгоритм цифрового управления для каскадной АСР
6 Комбинированные АСР.
6.1 Пример объекта с АСР, реагирующей на отклонение и ее анализ.
6.2 Пример объекта с АСР, реагирующей на возмущение и ее анализ.
6.3 Пример объекта с комбинированной АСР и ее анализ.
6.4 Вывод математической модели идеального компенсатора.
6.5 Анализ реализуемости идеального компенсатора.
6.6 Выбор математической модели реального компенсатора.
6.7 Методика ручного расчета.
6.8 Алгоритм цифрового управления для комбинированной АСР.
7. Взаимосвязанные системы регулирования.
7.1 Пример промышленной взаимосвязанной АСР.
7.2 Системы несвязанного регулирования.
7.3 Расчет настроек взаимосвязанных систем регулирования
8. Принципы технической реализации АСР на базе современной МП техники.
8.1 Структуры АСР и их место в АСУТП.
8.2 Источники информации.
8.3 Виды сигналов - носителей информации.
8.4 Устройства воздействия на объект.

8.5 Устройства выработки воздействия на процесс.
8.6 Устройства отображения информации.
8.7 SCADA - системы.

Модуль 4. Основные понятия об АСУТП

9 АСУТП
9.1.Основные положения об АСУТП.
9.1.1.Основная терминология (ТОУ, АСУ, АТК).
9.1.2. Критерии управления в АСУТП.
9.1.3.Подсистемы АСУТП, РАСУТП, ИАСУ.
9.2.Функции АСУТП.
9.2.1 Цели и задачи создания АСУТП.
9.2.2 Информационные функции АСУТП.
9.2.3 Управляющие функции АСУТП.
9.2.4 Вспомогательные функции АСУТП.
9.2.5 Режимы реализации функций АСУТП.
9.2.6 Разработка функциональной схемы АСУТП
9.3. Состав АСУТП (ТО, ПО, ОО, ИО, обслуживающий персонал).
9.3.1 Техническое обеспечение (ТО) АСУТП и его краткая характеристика.
9.3.2 Программное обеспечение (ПО) АСУТП и его краткая характеристика.
9.3.3 Информационное обеспечение (ИО) АСУТП и его краткая характеристика.
9.3.4 Организационное обеспечение (ОО) АСУТП.
9.3.5 Оперативный персонал АСУТП.
9.4 Разработка информационного обеспечения АСУТП
9.4.1 Разработка системы классификации и кодирования.
9.4.1.1.Система классификации и кодирования ТОУ.
9.4.1.2.Кодировка источников текущей информации о ТОУ.
9.4.1.3.Кодировка задач АСУТП.
9.4.2.Разработка паспорта измеряемых параметров.
9.4.3.Разработка форм видеограмм и выходных документов
9.4.3.1.Разработка интерактивного интерфейса оператора
9.4.3.2.Разработка форм основных выходных документов
9.5 Классификация и особенности АСУТП.
9.5.1 Многоуровневость АСУТП.
9.5.2 Непрерывность АСУТП.
9.5.3 Информационная мощность АСУТП.
9.5.4 Надежность АСУТП и меры для ее повышения.
9.5.5.Тип функционирования АСУТП.
10 Современное техническое обеспечение АСУТП.
10.1 Состав и структура УВК.
10.2 Состав и характеристики современного вычислительного комплекса.
10.3 Процессор, материнская плата.
10.4 Оперативная память.
10.5 Память на магнитных и оптических носителях.
10.6 Средства резервного копирования информации.
10.7 Порты и слоты расширения.
10.8 Средства мультимедиа.
10.9 Сетевое оборудование.

10.10 Устройства связи с объектом.
10.11 Устройства связи с оперативным персоналом
10.12 Архитектура УВК и компьютерных сетей.
10.13 Использование Internet/Intranet технологий в организации процессов управления;
10.14 Системы непосредственного цифрового управления.
10.15 Обзор современных управляющих компьютеров, используемых в АСУТП.

Модуль 5. Схемы автоматизации технологических процессов

11 Схемы автоматизации технологических процессов
11.1 Методика анализа объектов автоматизации. Особенности
12 Выбор схем автоматического регулирования технологических переменных.
12.1 Типовые схемы регулирования расхода
12.2 Типовые схемы регулирования уровня.
12.3 Типовые схемы регулирования давления
12.4.Типовые схемы регулирования температуры.
12.5 Типовые схемы регулирования состава и качества
13 Схемы автоматизации типовых технологических процессов.
13.1 Автоматическое регулирование печей.
13.2 Автоматическое регулирование теплообменников смешения
13.3 Автоматическое регулирование кожухотрубных теплообменников.
13.4 Автоматизация испарителей и конденсаторов.
13.5 Устойчивость реакторов с перемешивающими устройствами.
13.6 Регулирование процессов в химических реакторах с перемешивающим устройством.
13.7 Автоматическое регулирование трубчатых реакторов.
13.8 Автоматизация ректификационных установок
13.9 Автоматизация абсорбционных и выпарных установок.
13.10 Особенности систем автоматизации периодических и дискретных процессов.

Модуль 6 Задачи и алгоритмы обработки информации и оптимального управления в АСУТП.

14 Задачи и алгоритмы обработки информации
14.1.Задачи первичной обработки информации

14.2.Основные статистические характеристики времянных рядов и их оценка
14.3.Выбор разрядности представления информации в компьютере.
14.4.Выбор частоты опроса измерительных преобразователей.
14.5.Функции и алгоритмы восстановления сигналов в АСУТП
14.6.Функции и алгоритмы фильтрации измерительной информации от помех
14.7.Функц. и алгоритмы сглаживания сигналов
14.8.Функции и алгоритмы аналитической градуировки измерительных преобразователей
14.9.Функции и алгоритмы коррекции результатов измерения
14.10.Алгоритмы контроля и повышения достоверности исходной информации.
14.11.Вычисление интегральных и усредненных значений измеряемых величин
14.13.Алгоритмы вычисления неизмеряемых величин по уравнениям регрессии.
14.14.Алгоритмы расшифровки хроматограмм.
15. Задачи и алгоритмы оптимального управления ХТП.
15.1. Формирование критериев оптимальности в условиях АСУТП
15.2. Типовая постановка задачи оптимального управления пуском и остановом агрегата.

15.3. Типовая постановка задачи оптимального управления пуском системы агрегатов.
15.4. Типовая постановка задачи оптимизации статического установившегося режима.
15.5. Типовая постановка задачи оптимизации циклического режима ТОУ.
15.6. Оптимизация режима в аппарате периодического действия
15.7. Оптимизация календарного планирования работы аппаратов.
15.8. Оптимизация режима работы параллельно работающих агрегатов.
15.9. Оптимизация режима работы последовательно работающих агрегатов.

16.Заключительная лекция.

Примеры автоматизированных систем и комплексов по отраслям применения и перспективы развития АСУТП

В данном конспекте лекций приведен материал по темам **модуля 5 «Схемы автоматизации технологических процессов» [17]**

Материалы к лекции №1

Введение. Общие подходы к автоматизации ХТП.

Предметом изучения в данном курсе являются **проблемы автоматизации основных химических производств.**

Основные химические производства и составляющие их технологические процессы мы рассматриваем в данном курсе **как объекты управления**.

Химико-технологические объекты управления.

Определение ТОУ:

- ***ТОУ*** **- это совокупность совместно функционирующих технологического оборудования и реализованного на нем технологического процесса.**
- **К ТОУ относят** как отдельные технологические **агрегаты и установки**, реализующие локальный технологический процесс, так и целые **производства** (участки, цехи). Существуют «супер-ТОУ» - установки, включающие сотни технологических аппаратов (на нефтеперерабатывающих заводах).

Требования к ТОУ.

- Оборудование ТОУ должно быть полностью механизировано и должно безотказно работать в межремонтный период.
- ТОУ должен быть управляем, т.е. разделен на определенные зоны с возможностью воздействия на технологический режим в каждой из них изменением материальных и энергетических потоков.
- Возможность воздействия на характеристики оборудования.
- Возможность доступа обслуживающего персонала к местам установки датчиков, исполнительных механизмов, регулирующих органов.
- Число возмущающих воздействий должно быть сведено к минимуму, что возможно в результате установки: ресиверов; емкостей с мешалками; теплообменников, уменьшающих амплитуду и частоту изменения таких параметров, как ***давление, состав, температура***.

Типовая схема технологического производства химических продуктов.



- Типовая технологическая схема производства состоит из стадий подготовки сырья, химического синтеза, выделения и очистки целевых продуктов.

Классификация химико-технологических процессов и производств как ТОУ.

1. **По тоннажу продукции и структуре ассортимента:**
   - ***Крупнотоннажные ТОУ*** - ориентированные на продукцию конкретной ,фиксированной номенклатуры с объемами выпуска: **сотни - десятки тысяч тонн.**
   - ***Малотоннажные ТОУ*** - ориентированные на выпуск продукции разнообразной и быстро меняющейся номенклатуры, с объемами выпуска: **граммы - десятки тонн.**
2. **По характеру временного режима функционирования:**
   - ***ТОУ периодического действия*** - ТОУ, в которых аппараты (ТО) работают в циклическом режиме, а технологические процессы (ТП) представляют собой последовательность технологических и организационных операций, имеющих конечную продолжительность. Термину «***периодический процесс***», принятому в химической технологии соответствует общесистемный термин ***« дискретный процесс***».
   - ***ТОУ непрерывного действия*** - ТОУ, в которых аппараты работают непрерывно, на вход аппарата непрерывно подаются исходные реагенты, на выходе аппарата непрерывно отводятся выходные продукты а технологический процесс ведется в установившемся режиме.
   - ***ТОУ полунепрерывного действия*** - ТОУ, в которых аппараты функционируют непрерывно только в пределах интервала времени, необходимого для переработки конечной порции сырья или промежуточного продукта. В этих пределах в аппараты непрерывно подаются исходные реагенты, а с выходов - непрерывно отводятся продукты. Технологические процессы ведутся в установившемся режиме. Между интервалами времени работы аппараты находятся в режиме ожидания.
3. **По степени важности ТОУ в производстве.**
   - ***Основные ТОУ*** - ТОУ для реализации основных технологических процессов производства. **К основным ТОУ относят процессы и оборудование для реализации стадий подготовки сырья, химического синтеза, разделения и очистки целевых продуктов.**

- ***Вспомогательные ТОУ*** - к вспомогательным ТОУ
- относят процессы и оборудование для временного хранения исходных реагентов, промежуточных и конечных продуктов, осуществления транспортных операций.

4. По информационной емкости ТОУ:

Степень сложности ТОУ характеризуется информационной сложностью объекта, т.е. числом технологических параметров, участвующих в управлении.

Таблица 1

Классификация ТОУ по информационной емкости.

Информационная емкость объекта	**Число параметров, участв. в управл.**	**Пример ТОУ**
Минимальная	**10 - 40**	**Насосная станция Резиносмеситель**
Малая	**41 - 160**	**Массообменная Колонна**
Средняя	**161 - 650**	**Установка первичной перегонки нефти**
Повышенная	**651 - 2500**	**Производство Этилена**
Высокая	**2500 и выше**	**Производство Технического углерода**

5. По характеру параметров управления.

- ***ТОУ с сосредоточенными параметрами*** - ТОУ, в которых регулируемые параметры (в данный момент времени, в разных точках аппарата), имеют одно значение соответствующего параметра.
- ***ТОУ с распределенными параметрами*** - ТОУ, в которых значения параметров неодинаковы в различных точках объекта в данный момент времени. Большинство процессов химической технологии являются объектами с распределенными параметрами.
- ***Пример***: температура и концентрация по высоте ректификационной колонны.

6. По типу технологического процесса.

- ***Гидромеханические процессы - процессы, осуществляющие пе***ренос количества движения.
- ***Тепловые процессы*** - процессы переноса энергии в форме теплоты (теплопроводностью, конвекцией, излучением).
- ***Массообменные процессы*** - процессы перемещения вещества в пространстве за счет разности концентраций.
- ***Механические процессы*** - процессы переработки твердых материалов под действием механических сил (их измельчение и разделение по фракциям).
- ***Химические процессы*** - процессы, характеризующие образование новых, отличающихся от исходных по химическому составу или строению, веществ при сохранении общего числа атомов и изотопного состава.

Методика анализа ХТП как ТОУ.

1. **Определение критерия эффективности ТОУ.**

- ***Для производств*** - это, как правило, экономические критерии максимизации прибыли или минимизации себестоимости продукции.
- ***Для технологических процессов*** - это технологические критерии максимизации качества или максимизации выхода целевого продукта.

2. **Разработка математического описания процесса как объекта управления в статике и динамике.**

- При разработке математического описания сложных ХТП стремятся к созданию наиболее простых моделей.
- Строят не полные и исчерпывающие мат. модели, а достаточные для решения задач управления.

3. **Математическое моделирование и исследование статических режимов ТОУ.**

- ***Основные методы создания мат. описания для целей управления*** - аналитические; статистические (регрессионные, методы группового учета аргументов); модели на основе нечетких методов.
- ***Исследование статических характеристик ТОУ***, на основании которого определяют:
  - Возможные диапазоны варьирования параметров при управлении;
    - Возможное число стационарных состояний процесса;
    - Анализ устойчивости стационарных состояний процесса;
    - Влияние основных режимных параметров на рабочие области ТОУ;
    - Исследование нелинейности коэффициентов усиления и возможности линеаризации статических характеристик и т.д.

4. **Построение информационной схемы ТОУ.**

Информационная схема ТОУ - это схема, показывающая входные и выходные переменные ТОУ и их связи.

Построение информационной схемы возможно на основе мат. описания (при разработке новых технологий) или на основе информации по эксплуатации объекта (при модернизации системы управления).

5. **Анализ информационной схемы.**

Выполняется анализ информационной схемы на предмет классификации входных и выходных воздействий на следующие группы:

- Возможные возмущающие воздействия.
- Возможные управляющие воздействия.
- Наиболее целесообразные управляемые переменные.

Осуществляется выбор возможных каналов управления.

6. **Математическое описание динамики ТОУ.**

- Составляется мат. описание динамики объекта по возможным каналам управления.
- Выполняется исследование динамики возможных каналов управления.
- Выполняется выбор наиболее целесообразных каналов управления .
- Составляется структурная схема системы управления.

7. **Выбор параметров контроля, сигнализации и защиты.**

1. Материалы к лекции №2

Автоматизация процесса перемешивания

Общая характеристика процессов перемешивания в жидких средах.

Перемешивание - гидромеханический процесс взаимного перемещения частиц в жидкой среде с целью их равномерного распределения во всем объеме под действием импульса, передаваемого среде мешалкой, струей жидкости или газа (Тябин Н.В.,с.95).

Цели перемешивания

- *Создание суспензий* - обеспечение равномерного распределения твердых частиц в объеме жидкости;
- *Образование эмульсий, аэрация* - равномерное распределение и дробление до заданных размеров частиц жидкости в жидкости или газа в жидкости;
- *Интенсификация нагревания или охлаждения* орабатываемых масс;
- *Интенсификация массообмена* в перемешиваемой системе (*растворение, выщелачивание*).

Основные схемы перемешивания.

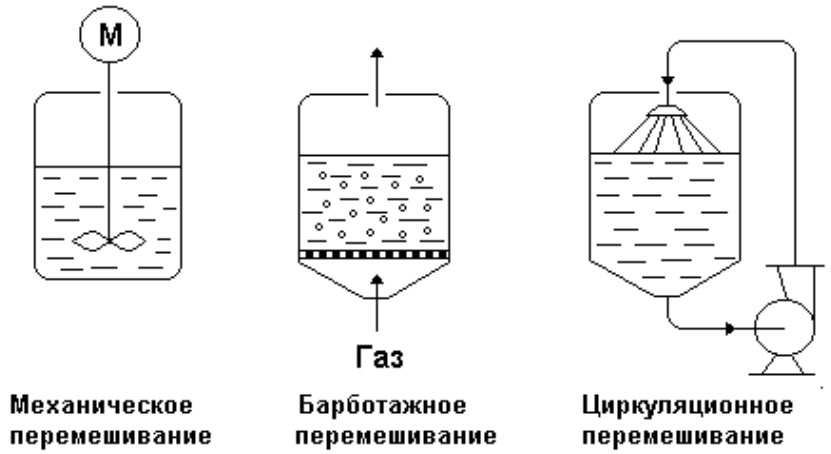


Рис.1.

- **Механическое** - перемешивание мешалками, вращающимися в аппарате с перемешиваемой средой.

- **Барботажное** - перемешивание путем пропускания через жидкую среду потока воздуха или газа, раздробленного на мелкие пузырьки, которые, поднимаясь в слое жидкости под действием Архимедовой силы, интенсивно перемешивают жидкость.

- **Циркуляционное перемешивание** - перемешивание, осуществляемое путем создания многократных циркуляционных потоков в аппарате с помощью насоса.

Объект управления

Объект управления - емкость с мешалкой, аппарат непрерывного действия, в котором смешиваются две жидкости А (с концентрацией целевого компонента **Са**) и Б (с концентрацией целевого компонента **Сб**) для получения гомогенизированного раствора с заданной концентрацией целевого компонента **Ссм**.

Схема объекта управления.

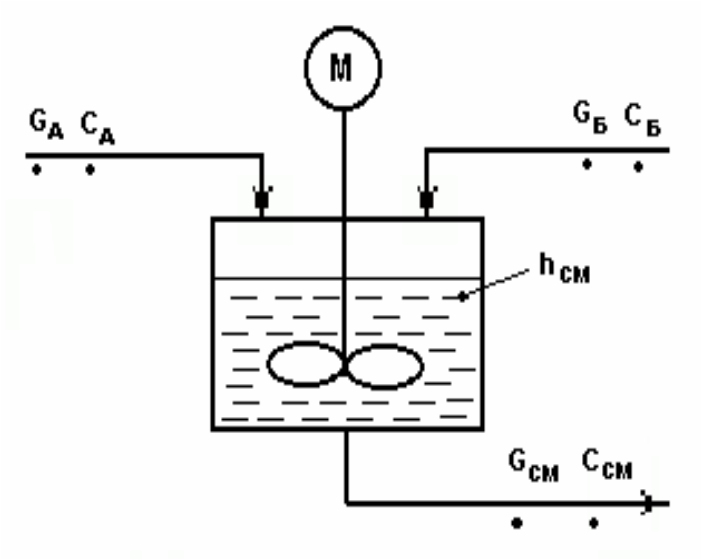


Рис.1.1

Показатель эффективности процесса - концентрация целевого компонента в гомогенизированном растворе (смеси) - **Ссм**.

Цель управления процессом - обеспечение заданной концентрации смеси при эффективном и интенсивном перемешивании.

Эффективность перемешивания обеспечивается выбором параметров аппарата, перемешивающего устройства, числа оборотов мешалки, обеспечивающих равномерность концентрации смеси в аппарате с **заданной интенсивностью** (т.е. за заданное время).

Однако в реальных условиях технологические объекты подвержены действию ***внешних и внутренних возмущений***, которые приводят к отклонению технологических режимов работы от расчетных.

Задача разработки системы автоматизации обеспечить в условиях действия внешних и внутренних возмущений в процессе эффективное и интенсивное его функционирование с требуемыми характеристиками качества.

Теоретические аспекты процесса механического перемешивания.

- При вращении лопасти мешалки в аппарате возникает *вынужденное движение* жидкости, которое описывается критериальным уравнением вида:

$Eu_м = f(Re_м , Г)$ (1),

где

- модифицированный критерий Эйлера $Eu_м$:

$$\mathbf{Eu_м} = \frac{\mathbf{N_м}}{\rho * \mathbf{n}^3 * \mathbf{d}_м^5} = \mathbf{K_N} \quad (2),$$

- модифицированный критерий Рейнольдса $Re_м$:

$$\mathbf{Re_м} = \frac{\rho * \mathbf{n} * \mathbf{d}_м^2}{\mu} \quad (3)$$

- геометрический симплекс Г:

$Г=d_м / D_{апп}$ (4),

где dм - диаметр мешалки, м;

n - скорость вращения мешалки, об /с;

ρ - плотность жидкости, кг/м^3;

$N_м$ - мощность, потребляемая мешалкой, вт;

μ - динамическая вязкость, Па*с;
K_N – критерий мощности.

Методика расчета конструктивно- технологических параметров процесса механического перемешивания.

1. Выбирают тип мешалки, ее диаметр $d_м$, размеры аппарата $D_{апп}$ и $H_{апп}$.
2. Определяют коэффициент $C\tau$ в зависимости от размеров аппарата и типа перемешивающего устройства.
3. Определяют число оборотов мешалки: $\mathbf{n} = \frac{C\tau}{\tau_м}$.
4. Рассчитывают $Re_м$ по соотношению (3).
5. По графику $KN = f(Re_м)$ находят KN.
6. Рассчитывают $N_м$ из выражения (2):
$$N_м = K_N * d_м^5 * n^3 * \rho.$$
7. Рассчитывают мощность $N_{дв}$, потребляемую приводом перемешивающего устройства:
$$N_{дв} = \frac{K * N_м}{\eta_{пер}}$$

где К - поправочный коэффициент, учитывающий конструктивные особенности аппарата и перемешивающего устройства; $\eta_{пер}$ - к.п.д. передачи.

В реальной установке непрерывного действия:
$$\tau_м = \tau_{пр} = \frac{\rho * V_{см}}{G_{см(эфф)}} = \frac{\rho * S * h_{см}^{эфф}}{G_{см}^{эфф}}$$
т.е. необходимо обеспечить: $G_{см} \le G_{см}^{эфф}$ и $h_{см} \ge h_{см}^{эфф}$.

Материальный баланс по целевому компоненту.

Уравнение динамики:
$$\rho_{см} * V_{см} * \frac{dC_{см}}{dt} = G_А * C_А + G_Б * C_Б - G_{см} * C_{см} \qquad (1).$$

Уравнение статики при $\frac{dC_{см}}{dt} = 0$:
$$G_{см} * C_{см} = G_А * C_А + G_Б * C_Б \qquad (2)$$

На основании (1) и (2) можно принять:
$$C_{см} = f(G_А, G_Б, G_{см}). \qquad (3).$$

Материальный баланс по всему веществу.

Уравнение динамики:
$$\rho_{см} * S_{апп} * \frac{dh_{см}}{dt} = G_А + G_Б - G_{см} \qquad (4).$$

Уравнение статики при $\frac{dh_{см}}{dt} = 0$:

$$\mathbf{G_{см} = G_А + G_Б} \qquad (5).$$

На основании (4) и (5) можно принять:

$$\mathbf{h_{см} = f(G_А, G_Б, G_{см})}\,. \qquad (6).$$

Информационная схема объекта.

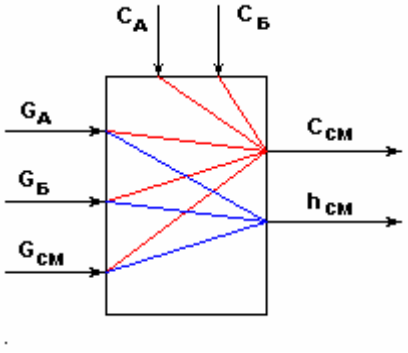


Рис.4.1.

- Управляемые переменные - $C_{см}$ и $h_{см}$.
- Возможные контролируемые возмущения: $\mathbf{C_А, C_Б}$,

причем задано, что $\mathbf{C_А >> C_Б}$.

- Возможные управляющие воздействия: $\mathbf{G_А, G_Б, G_{см}}$.
- Однако, в данном случае, $G_{см}$ определяется последующим технологическим процессом и поэтому не может использоваться в качестве регулирующего воздействия.

Анализ уравнения динамики
на основе материального баланса по целевому компоненту.

Уравнение динамики в нормализованном виде.

$$\mathbf{\rho_{см} * V_{см} * \frac{dC_{см}}{dt} + G_{см} * C_{см} = G_А * C_А + G_Б * C_Б} \qquad (1)$$

Начальные условия для вывода передаточной функции по каналу управления $\boldsymbol{G_A - C_{см}}$ *:*

$$\mathbf{G_А = G_А^0 + \Delta G_А;\ \ G_Б = G_Б^0;}$$
$$\mathbf{C_{см} = C_{см}^0 + \Delta C_{см};}$$
$$\mathbf{C_А = C_А^0;\ \ C_Б = C_Б^0;}$$
$$\mathbf{G_{см} = G_А + G_Б = G_А^0 + G_Б^0 + \Delta G_А = G_{см}^0 + \Delta G_А}\,.$$

Уравнение статики:

$$\mathbf{G_{см}^0 * C_{см}^0 = G_А^0 * C_А^0 + G_Б^0 * C_Б^0} \qquad (2)$$

Уравнение динамики в приращениях:
(после подстановки начальных условий в выражение (1), вычитания уравнения статики (2) и приведения подобных членов):

$$\rho_{см} * V_{см} * \frac{d\Delta C_{см}}{dt} + G^0_{см} * \Delta C_{см} = (C^0_А - C^0_{см}) * \Delta G_А \qquad (3).$$

Уравнение динамики с безразмерными переменными:

$$\rho_{см} * V_{см} * C^0_{см} * \frac{dC^б_{см}(t)}{dt} + G^0_{см} * C^0_{см} * C^б_{см}(t) = \\ = (C^0_А - C^0_{см}) * G^0_А * G^б_А(t) \qquad (4).$$

Нормализованное уравнение динамики объекта во временной области без учета транспортного запаздывания:

$$T_{об} * \frac{dC^б_{см}(t)}{dt} + C^б_{см}(t) = К_{об} * G^б_А(t) \qquad (7).$$

Уравнение динамики по каналу управления $G_А - C_{см}$ *во временной области с учетом транспортного запаздывания:*

$$T_{об} * \frac{dC^б_{см}(t)}{dt} + C^б_{см}(t) = К_{об} * G^б_А(t - \tau) \qquad (8).$$

Передаточная функция объекта по каналу управления $G_А - C_{см}$*:*

$$W(p) = \frac{K_{об}}{T_{об} * p + 1} * e^{-p*\tau} \qquad (10),$$

где:

$$T_{об} = \frac{\rho_{см} * V_{см}}{G^0_{см}}; \quad К_{об} = \frac{(C^0_А - C^0_{см}) * G^0_А}{G^0_{см} * C^0_{см}};$$

$$\tau_{об} = \frac{\rho_А * V_{труб}}{G_А} \qquad (11),$$

где $V_{труб}$ - объем трубопровода от Р.О. до входа в аппарат.

Анализ уравнения динамики
на основе материального баланса по всему веществу.

Уравнение динамики:

$$\rho_{см} * S_{апп} * \frac{dh_{см}}{dt} = G_А + G_Б - G_{см} \qquad (1)$$

Начальные условия для вывода передаточной функции по каналу управления $G_Б - h_{см}$ *:*

$$G_Б = G^0_Б + \Delta G_Б;$$
$$h_{см} = h^0_{см} + \Delta h_{см};$$
$$G_А = G^0_А;$$
$$G_{см} = G^0_{см}.$$

Уравнение статики:

$$G^0_{см} = G^0_А + G^0_Б \qquad (2).$$

Уравнение динамики в приращениях:

(после подстановки начальных условий в выражение (1), вычитания уравнения статики (2) и приведения подобных членов):

$$\rho_{см} * S_{апп} * \frac{d\Delta h_{см}}{dt} = \Delta G_{Б} \qquad (3).$$

Уравнение динамики с безразмерными переменными:

$$\rho_{см} * S_{апп} * h^{0}_{см} * \frac{dh^{б}_{см}(t)}{dt} = G^{0}_{Б} * G^{б}_{Б}(t) \qquad (4).$$

Нормализованное уравнение динамики объекта во временной области

$$T_{об} * \frac{dh^{б}_{см}(t)}{dt} = G^{б}_{Б}(t) \qquad (7).$$

Уравнение динамики по каналу управления $G_{Б} - h_{см}$ *во временной области с учетом транспортного запаздывания:*

$$T_{об} * \frac{dh^{б}_{см}(t)}{dt} = G^{б}_{Б}(t - \tau) \qquad (8).$$

Передаточная функция объекта по каналу управления $G_{Б} - h_{см}$*:*

$$W(p) = \frac{1}{T_{об} * p} * e^{-p*\tau} \qquad (10),$$

где:

$$T_{об} = \frac{\rho_{см} * S_{апп} * h^{0}_{см}}{G^{0}_{Б}};$$

$$\tau = \frac{\rho_{Б} * V_{труб}}{G_{Б}} \qquad (11),$$

где $V_{труб}$ - объем трубопровода от Р.О. до входа в аппарат.

Анализ статической характеристики объекта.

Уравнение статики на основе материального баланса по целевому компоненту:

$$(G^{0}_{А} + G^{0}_{Б}) * C^{0}_{см} = G^{0}_{А} * C^{0}_{А} + G^{0}_{Б} * C^{0}_{Б} \qquad (1).$$

Из уравнения (1) выразим $C^{0}_{см}$ *в явном виде:*

$$C^{0}_{см} = \frac{G^{0}_{А} * C^{0}_{А}}{G^{0}_{А} + G^{0}_{Б}} + \frac{G^{0}_{Б} * C^{0}_{Б}}{G^{0}_{А} + G^{0}_{Б}} \qquad (2).$$

Анализ выражения (2) показывает, что:

- Статическая характеристика линейна по каналам: $C_{А} - C_{см}$; $C_{Б} - C_{см}$;
- Статическая характеристика нелинейна по каналам $G_{А} - C_{см}$; $G_{Б} - C_{см}$.

Линеаризованное представление статической характеристики на основе стабилизации соотношения расходов: $\mathbf{G_Б = \gamma * G_А}$ *(или* $\mathbf{G_А = \gamma * G_Б}$*):*

$$\mathbf{C^0_{см} = \frac{G^0_А * C^0_А}{G^0_А * (1+\gamma)} + \frac{\gamma * G^0_А * C^0_Б}{G^0_А * (1+\gamma)} = \frac{C^0_А}{(1+\gamma)} + \frac{\gamma * C^0_Б}{(1+\gamma)}} \qquad (3).$$

Линеаризованное представление статической характеристики через разложение в ряд Тейлора:

$$\Delta \mathbf{C_{см}} = \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{G_А}}\right)^0 * \Delta \mathbf{G_А} + \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{C_А}}\right)^0 * \Delta \mathbf{C_А} + \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{G_Б}}\right)^0 * \Delta \mathbf{G_Б} + \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{C_Б}}\right)^0 * \Delta \mathbf{C_Б} \qquad (4).$$

Обозначим:

$$\mathbf{K_1} = \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{G_А}}\right)^0; \quad \mathrm{K_2} = \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{C_А}}\right)^0; \; \mathrm{K_3} = \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{G_Б}}\right)^0; \quad \mathbf{K_4} = \left(\frac{\partial \mathbf{C_{см}}}{\partial \mathbf{C_Б}}\right)^0$$

Линеаризованное представление приращения выходной переменной через приращения всех возможных входных переменных:

$$\Delta \mathbf{C_{см}} = \mathbf{K_1} * \Delta \mathbf{G_А} + \mathbf{K_2} * \Delta \mathbf{C_А} + \mathbf{K_3} * \Delta \mathbf{G_Б} + \mathbf{K_4} * \Delta \mathbf{C_Б} \qquad (5).$$

Типовая схема автоматизации процесса перемешивания.

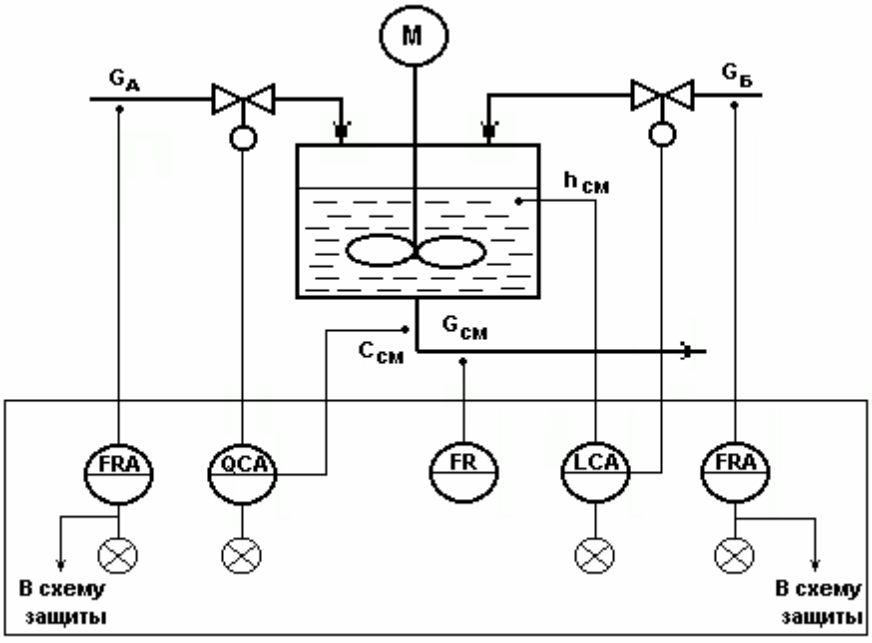


Рис.7.1.

Типовое решение автоматизации.

1. Регулирование.

- Регулирование концентрации $C_{см}$ по подаче реагента G_A - как показателя эффективности процесса перемешивания с целью получения гомогенизированного раствора.
- Регулирование уровня в аппарате $h_{см}$ по подаче реагента $G_Б$ - для обеспечения материального баланса по жидкой фазе.

2. Контроль.

- расходы - G_A, $G_Б$, $G_{см}$;
- концентрация - $C_{см}$;
- уровень - $h_{см}$.

3. Сигнализация.

- существенные отклонения $C_{см}$ и $h_{см}$ от задания;
- резкое падение расходов исходных реагентов $G_A\downarrow$ или $G_Б\downarrow$, при этом формируется сигнал «В схему защиты».

4. Система защиты.

По сигналу «В схему защиты» - отключаются магистрали подачи исходных реагентов G_A , $G_Б$ и отбора смеси $G_{см}$.

2. Материалы к лекции №3

Типовая схема процесса перемещения. Трубопровод как объект управления
Типовая схема процесса перемещения жидкости.

1.***Объект управления*** - схема, приведенная на рис.1.

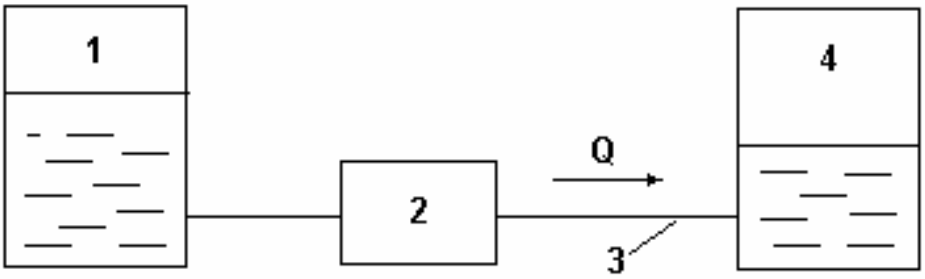


Рис.1.

Из емкости 1 насосом 2 по трубопроводу 3 жидкость перекачивается в емкость 4.

2. ***Показатель эффективности*** процесса - расход Q.

3. ***Цель управления*** процессом $Q=Q_{зд}$.

4. ***Анализ типовой схемы*** как объекта управления:

Основные элементы, подлежащие анализу - ***трубопровод 3 и насос 2.***

Основные параметры трубопровода как объекта управления.

- внутренний диаметр d:

$$\mathbf{d} = \sqrt{\frac{\mathbf{Q}}{0.785 * \mathbf{v}}},$$

где Q –расход, м^3/с, v - скорость потока, м/с.

- Скорость потока v = 0.5 – 2.5м/с.
- Гидравлическое сопротивление трубопровода:

Δргс = Δрск + Δртр + Δрмс

♦ потери давления на сообщение потоку *скорости***:**

$$\Delta \mathbf{p}_{\mathbf{СК}} = \frac{\rho * \mathbf{v}^2}{2}$$

♦ потери давления на преодоление *трения потока* о стенки трубопровода**:**

$$\Delta \mathbf{p}_{\mathbf{тр}} = \lambda * \frac{\mathbf{l}}{\mathbf{d}} * \Delta \mathbf{p}_{\mathbf{ск}}$$

где λ = f(Re,l) **-** коэффициент трения.

♦ потери давления на преодоление *местных сопротивлений*:

Δрмс = ∑ξмс*Δрск,

где **ξмс -** коэффициент местного сопротивления.

- Сопротивление, затрачиваемое *на подъем жидкости на высоту h:*

Δрпод = ρ*g*h

- Дополнительное сопротивление**:**

Δрдоп = p2 – p1

- Полное сопротивление:

$$\Delta \mathbf{p}_{\mathbf{общ}} = \frac{\rho * \omega^2}{2} * (1 + \lambda * \frac{\mathbf{l}}{\mathbf{d}} + \sum \zeta_{\mathbf{мс}}) + \rho * \mathbf{g} * \mathbf{h} + (\mathbf{p}_2 - \mathbf{p}_1)$$

- Мощность ,которую необходимо затратить на перекачивание:

N = Δробщ*Q/(10^3*η),

η= ηн*ηп*ηд,:

где η- полный к.п.д., насоса; ηн - к.п.д. насоса; ηп - к.п.д. передачи; ηд - к.п.д. двигателя.

Схема трубопровода как объекта управления для типовой схемы процесса перемещения жидкости.

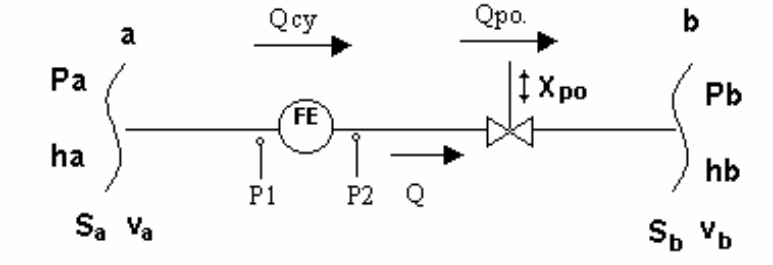


Рис.1.

Математическое описание статики объекта.

1. *Материальный баланс для трубопровода* (рис.1) на основании условия неразрывности струи:

$$S\mathbf{a}*v\mathbf{a} = S\mathbf{b}*v\mathbf{b} \qquad (1)$$

Из (1) получим :

$$v\mathbf{a} = S\mathbf{b}*v\mathbf{b}/\ Sa \qquad (1б).$$

Обозначим $S\mathbf{b} / S\mathbf{a} = m$ (1в).

2. Энергетический баланс - уравнение Бернулли:

$$\rho*\mathbf{g}*\mathbf{h_a} + \mathbf{P_a} + \frac{\rho*\mathbf{v_a^2}}{2} = \rho*\mathbf{g}*\mathbf{h_b} + \frac{\rho*\mathbf{v_b^2}}{2}*\left(1+\lambda*\frac{\mathbf{l}}{\mathbf{D}}+\zeta_{\mathbf{d}}+\zeta_{\mathbf{po}}(\mathbf{X_{po}})\right)+\mathbf{P_b} \qquad (2)$$

Подставим в (2) выражение для скорости потока в сечении «а» на основании (1б):

$$\rho*\mathbf{g}*(\mathbf{h_a}-\mathbf{h_b})+(\mathbf{P_a}-\mathbf{P_b}) = \frac{\rho*\mathbf{v_b^2}}{2}*\left(1-\frac{\mathbf{S_b^2}}{\mathbf{S_a^2}}+\lambda*\frac{\mathbf{l}}{\mathbf{D}}+\zeta_{\mathbf{d}}+\zeta_{\mathbf{po}}\right) \quad (3)$$

Подставим в (3) вместо v**b** его выражение из соотношения для объемного расхода в сечении «b»:

$$\mathbf{Qb} = v\mathbf{b}*\mathbf{Sb};$$

откуда

$$v\mathbf{b} = \mathbf{Qb} / \mathbf{Sb}:$$

$$\rho*\mathbf{g}*(\mathbf{h_a}-\mathbf{h_b})+(\mathbf{P_a}-\mathbf{P_b}) = \frac{\rho*\mathbf{Q_b^2}}{2*\mathbf{S_b^2}}*\left(1-\mathbf{m}^2+\lambda*\frac{\mathbf{l}}{\mathbf{D}}+\zeta_{\mathbf{d}}+\zeta_{\mathbf{po}}\right) \qquad (4)$$

Преобразуем выражение (4) с учетом (1в) к виду:

$$2*\mathbf{S_b^2}*[\rho*\mathbf{g}*(\mathbf{h_a}-\mathbf{h_b})+(\mathbf{P_a}-\mathbf{P_b})] = \rho*\mathbf{Q_b^2}*\left(1-\mathbf{m}^2+\lambda*\frac{\mathbf{l}}{\mathbf{D}}+\zeta_{\mathbf{d}}+\zeta_{\mathbf{po}}\right) \qquad (5)$$

Решим выражение (5) относительно Q**b:**

$$\mathbf{Q_b} = \frac{\mathbf{S_b}}{\sqrt{1-\mathbf{m}^2+\lambda*\frac{\mathbf{l}}{\mathbf{D}}+\zeta_{\mathbf{d}}+\zeta_{\mathbf{po}}}}*\sqrt{\frac{2*\rho*\mathbf{g}}{\rho}*(\mathbf{h_a}-\mathbf{h_b})+\frac{2}{\rho}*(\mathbf{P_a}-\mathbf{P_b})} \qquad (6)$$

Линеаризованные выражения мат. модели статики на основании разложения в ряд Тейлора:

1.Через приращения и частные производные:

$$\Delta\mathbf{Q} = \left(\frac{\partial\mathbf{Q}}{\partial\mathbf{P_a}}\right)*\Delta\mathbf{Pa}+\left(\frac{\partial\mathbf{Q}}{\partial\mathbf{P_b}}\right)*\Delta\mathbf{P_b}+\left(\frac{\partial\mathbf{Q}}{\partial\mathbf{h_a}}\right)*\Delta\mathbf{h_a}+$$

$$\left(\frac{\partial\mathbf{Q}}{\partial\mathbf{h_b}}\right)*\Delta\mathbf{h_b}+\left(\frac{\partial\mathbf{Q}}{\partial\mathbf{X_{po}}}\right)*\Delta\mathbf{X_{po}}$$

2.Через приращения и коэффициенты усиления:

$$\Delta\mathbf{Q} = \mathbf{K}_1*\Delta\mathbf{P_a}+\mathbf{K}_2*\Delta\mathbf{P_b}+\mathbf{K}_3*\Delta\mathbf{h_a}+\mathbf{K}_4*\Delta\mathbf{h_b}+\mathbf{K}_5*\Delta\mathbf{X_{po}}$$

Информационная схема объекта управления.

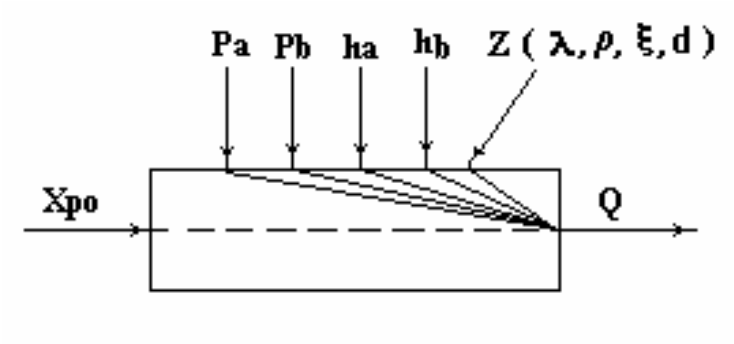


Рис.2.

- X_{po} - возможное регулирующее воздействие;
- P_a , h_a , P_b , h_b - возможные контролируемые возмущающие воздействия;
- Z - возможные неконтролируемые возмущающие воздействия.

Математическое описание динамики объекта.

- Структурная схема объекта.

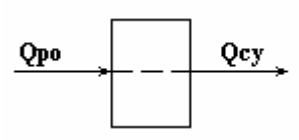


Рис.3

- Уравнение динамики:

$$\frac{\mathbf{V_{тр}}}{\mathbf{Q_{су}}} * \frac{\mathbf{dQ_{су}}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{Q_{ро}} - \mathbf{Q_{су}} \qquad (1).$$

- Уравнение статики:

$$\mathbf{Q_{ро}} = \mathbf{Q_{су}} \qquad (2).$$

- Уравнение динамики во временной области на основе метода безразмерных переменных:

$$\frac{\mathbf{V_{тр}}}{\mathbf{Q^0_{су}}} * \frac{\mathbf{dQ^б_{су}(t)}}{\mathbf{dt}} + \mathbf{Q^б_{су}(t)} = \frac{\mathbf{Q^0_{ро}}}{\mathbf{Q^0_{су}}} * \mathbf{Q^б_{ро}(t)} \qquad (3).$$

- Уравнение динамики с учетом запаздывания:

$$\mathbf{T_{об}} * \frac{\mathbf{dQ^б_{су}(t)}}{\mathbf{dt}} + \mathbf{Q^б_{су}(t)} = \mathbf{К_{об}} * \mathbf{Q^б_{ро}(t-\tau)} \qquad (5).$$

- Передаточная функция для выражения (5) будет иметь вид:

$$\mathbf{W(p)} = \frac{\mathbf{K_{об}}}{\mathbf{T_{об}} * \mathbf{p} + 1} * \mathbf{e}^{-\mathbf{p}*\tau_{об}} \qquad (6),$$

где

$$\mathbf{T_{об}} = \frac{\mathbf{V_{тр}}}{\mathbf{Q^0_{су}}} \qquad \tau_{об} = \frac{\mathbf{V_{тр}}}{\mathbf{Q^0_{ро}}}.$$

3. Материалы к лекции №4

Автоматизация центробежных насосов

Основные показатели работы насосов

- ***Производительность, или подача, Q*** **(м^3/сек)** - объем жидкости, подаваемой насосом в нагнетательный трубопровод в единицу времени.

- ***Напор Н (м)*** - удельная энергия, сообщаемая насосом единице веса перекачиваемой жидкости.

$$\mathbf{H} = \underbrace{\underline{\mathbf{h}}}_{\text{чл1}} + \underbrace{\frac{\mathbf{P_н} - \mathbf{P_{вс}}}{\rho * \mathbf{g}}}_{\text{чл 2}} + \underbrace{\frac{\mathbf{v_н^2} - \mathbf{v_{вс}^2}}{2 * \mathbf{g}}}_{\text{чл 3}} \qquad (1)$$

где чл.1 - высота подъема жидкости в насосе;
чл.2 - разность пьезометрических напоров;
чл.3 - разность динамических напоров.

- ***Полезная мощность Nn*** - *это мощность,* затрачиваемая насосом на сообщение жидкости энергии:

$$N_п = \gamma QH = \rho gQH \qquad (2).$$

- ***Мощность на валу насоса N_e*** – это отношение полезной мощности ***Nn*** к к.п.д. насоса:

$$N_e = \frac{N_п}{\eta_н} = \frac{\rho gQH}{\eta_н} \qquad (3).$$

- ***Коэффициент полезного действия насоса $\eta_н$***

$$\eta_н = \eta_v * \eta_г * \eta_{мех} \qquad (4).$$

где $\eta_v = Q/Q_T$ - объемный к.п.д.;

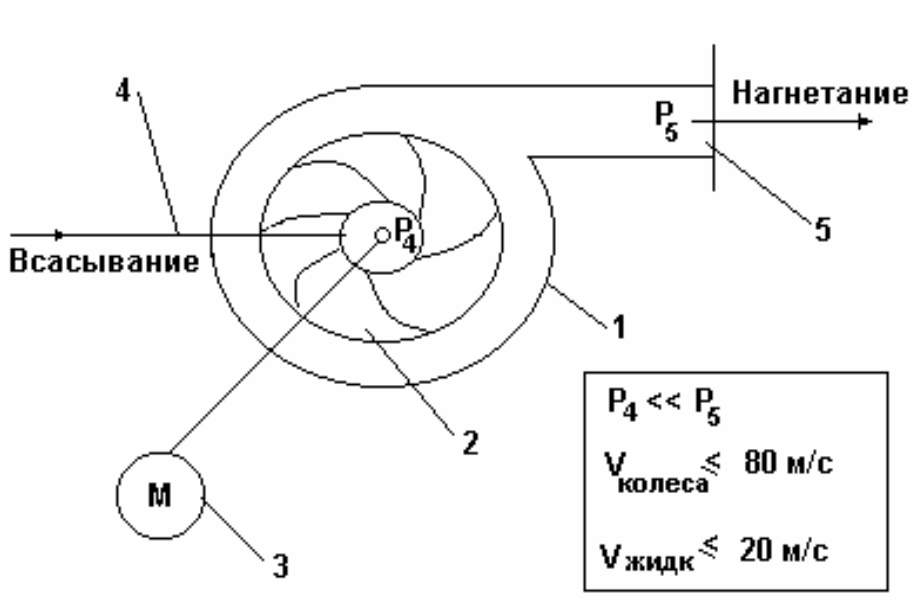
$\eta_г = \frac{\mathbf{H}}{\mathbf{H_т}}$ - гидравлический к.п.д.

$\eta_{мех}$ - механический к. п. д.

- ***Основная цель управления насосами*** - обеспечить эффективную работу насоса на сеть.

- ***Насосы как объекты управления классифицируются*** по принципу действия на:
  - центробежные;
  - поршневые.

Схема центробежного насоса.



1 - корпус;
2 - рабочее колесо;
3 - привод насоса;
4 - линия всасывания;
5 – патрубок нагнетания.

Рис.1.

- Принцип действия центробежных насосов - основан на создании центробежных полей давления при вращении рабочего колеса в жидкости.

- ***Работа схемы.***

  - В корпусе 1 вращается рабочее колесо 2 от привода 3.

  - При этом залитая в корпус жидкость также вращается и возникает центробежное поле давлений

  - с максимальным давлением на периферии (давление Р5)и минимальным давлением по оси потока (давление Р4) т.е. создается $P_4 << P_5$.

  - Поэтому подача жидкости осуществляется через патрубок 4, а нагнетание – через патрубок 5.

Основные характеристики центробежных насосов.

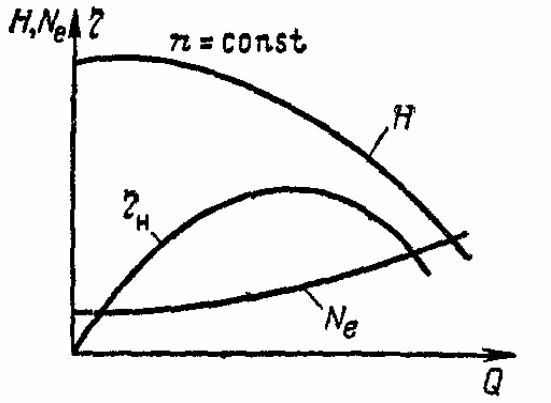


Рис.4.1.

1. Зависимость напора от производительности - $H=f_1(Q)$;
2. Зависимость мощности на валу насоса от производительности - $N_e = f_2(Q)$;
3. Зависимость к.п.д. насоса от производительности : $\eta_н=f(Q)$.

- Характеристики насоса получают:
  - ♦ в ходе специального эксперимента;
  - ♦ на основе основного уравнения Эйлера для центробежных машин.

Работа насосов на сеть.

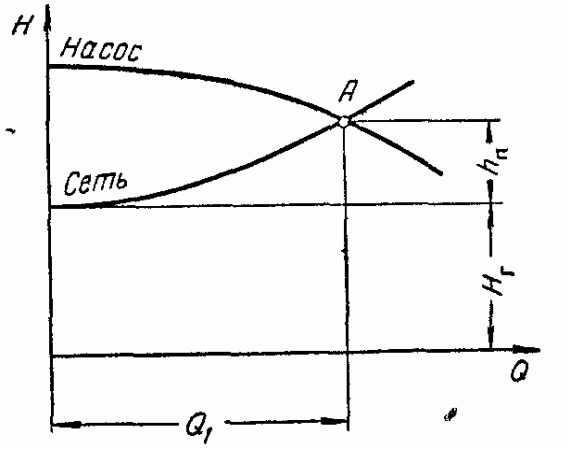


Рис.5.1.

- Характеристика насоса: $H_н =f(Q_н)$;
- Характеристика сети: $H_c =f(Q_c)$;
- Аналитическое выражение для напора в сети

  $H_c =H_г + k*Q^2$;

где $H_г$ - геометрическая высота подачи;

$k*Q^2 =h_п$ - потери напора в сети

(•)А - *рабочая точка, обеспечивающая максимальную производительность насоса Q_1 при работе на данную сеть.*

Совместная работа насосов при параллельном соединении.

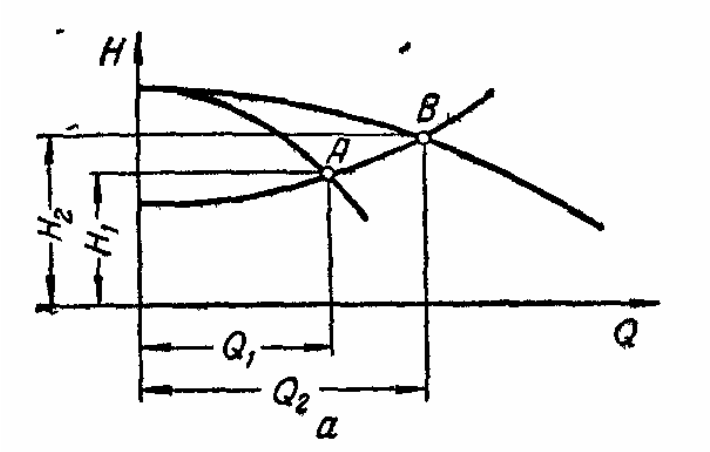


Рис.6.1.

- Для построения общей характеристики установки суммируют производительности насосов.
- *Параллельное включение насосов используют:*
  - для увеличения производительности насосной установки;
  - когда характеристика сети является достаточно пологой;
  - увеличение напора при этом незначительно.

Совместная работа насосов при последовательном соединении.

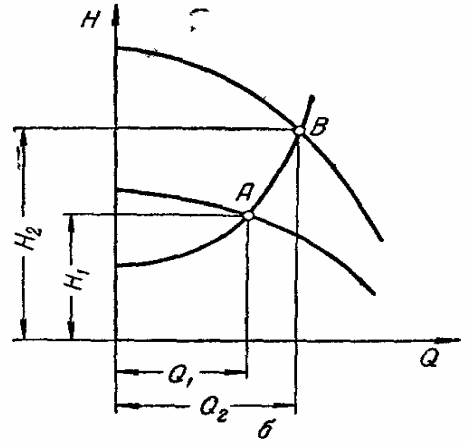


Рис. 6.2.

- Для построения характеристики установки суммируют напоры насосов.
- *Последовательное включение насосов используют:*
  - для увеличения напора насосной установки;
  - когда характеристика сети является достаточно крутой;
  - увеличение производительности при этом незначительно.

Схема регулирования на основе стабилизации $Q_н = Q_c$ (метод дросселирования).

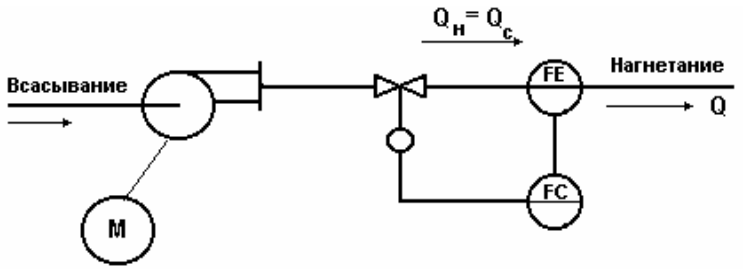


Рис.7.1

- Стабилизация подачи методом дросселирования осуществляется на линии нагнетания.
- Установка Р.О. перед насосом недопустима, т.к. это ведет к снижению давления в насосе и способствует возникновению кавитации (колебательного режима).
- Применение системы целесообразно при $\mathbf{H_c \approx H_н}$.

Характеристики работы на сеть при регулировании подачи насоса методом дросселирования.

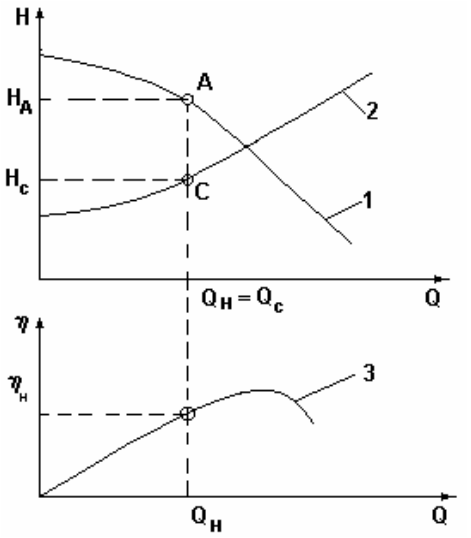


Рис.7.2.

- К.п.д. системы при регулировании подачи насоса методом дросселирования.

$$\eta_{др} = \frac{\mathbf{N_п}}{\mathbf{N_{эфф}}} = \frac{\rho * \mathbf{g} * \mathbf{Q_c} * \mathbf{H_c}}{\mathbf{N_{эфф}}} = \frac{\rho * \mathbf{g} * \mathbf{Q_н} * \mathbf{H_н}}{\mathbf{N_{эфф}}} * \frac{\mathbf{H_c}}{\mathbf{H_н}} = \eta_н * \frac{\mathbf{H_c}}{\mathbf{H_н}}$$

$$\eta_{др} = \eta_н * \frac{\mathbf{H_c}}{\mathbf{H_н}}.$$

- Система будет экономичнее, если $\frac{\mathbf{H_c}}{\mathbf{H_н}} \to 1$.

Схема регулирования на основе стабилизации $H_н = H_c$ (метод байпассирования).

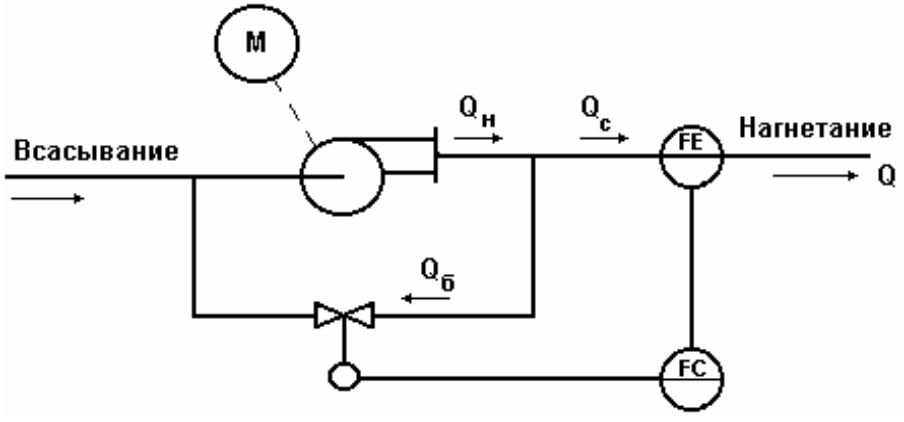


Рис7.3.

- При данном способе регулирования:
  $Q_б$ - байпасный поток;
  $Q_н$ - производительность насоса;

$Q_c=Q_н-Q_б$ - производительность сети;
$H_c=H_н$.

- Применение системы целесообразно при $\mathbf{Q_c \approx Q_н}$.

Характеристики работы на сеть при регулировании подачи насоса методом байпассирования.

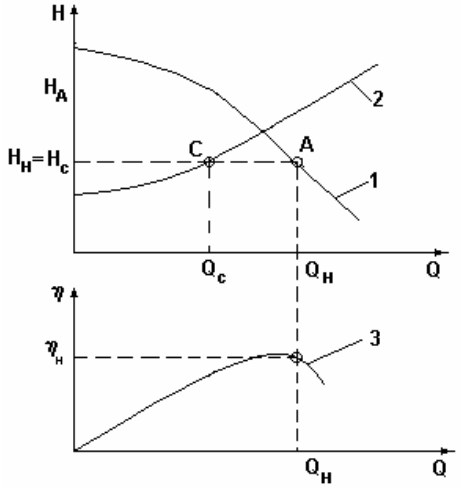


Рис.7.4.

- *К.п.д. системы при регулировании подачи методом байпассирования.*

$$\eta_{бп.}=\frac{\mathbf{N_п}}{\mathbf{N_{эфф}}}=\frac{\rho*\mathbf{g}*\mathbf{Q_c}*\mathbf{H_c}}{\mathbf{N_{эфф}}}=\frac{\rho*\mathbf{g}*\mathbf{Q_н}*\mathbf{H_н}}{\mathbf{N_{эфф}}}*\frac{\mathbf{Q_c}}{\mathbf{Q_н}}=\eta_н*\frac{\mathbf{Q_c}}{\mathbf{Q_н}}$$

$$\eta_{бп}=\eta_н*\frac{\mathbf{Q_c}}{\mathbf{Q_н}}.$$

Система наиболее экономична, если $\frac{\mathbf{Q_c}}{\mathbf{Q_н}}\to 1$.

Схема регулирования производительности насоса на основе стабилизации $\eta_н = \eta_c$.

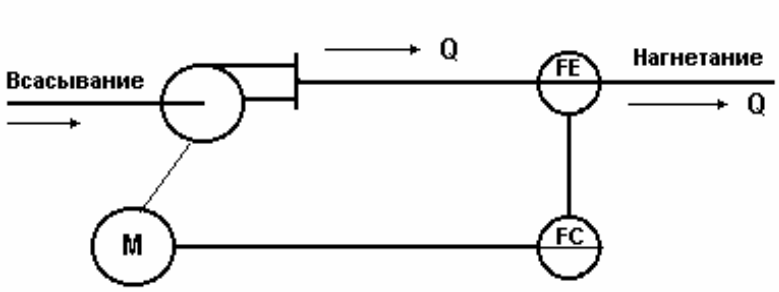


Рис.7.5.

- Регулирование подачи осуществляется путем изменения скорости вращения привода насоса.

Теоретические аспекты.

- При изменении n и сохранении подобия режимов работы одновременно изменяются и $Q_н$ и $H_н$ в соответствии с соотношениями:

$$\frac{\mathbf{H}}{\mathbf{H_1}}=\left(\frac{\mathbf{n}}{\mathbf{n_1}}\right)^2;\qquad \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{Q_1}}=\frac{\mathbf{n}}{\mathbf{n_1}} \qquad (7.1).$$

- Следовательно, можно изменить положение характеристики насоса, обеспечив прохождение ее через заданную точку.

Характеристики работы на сеть

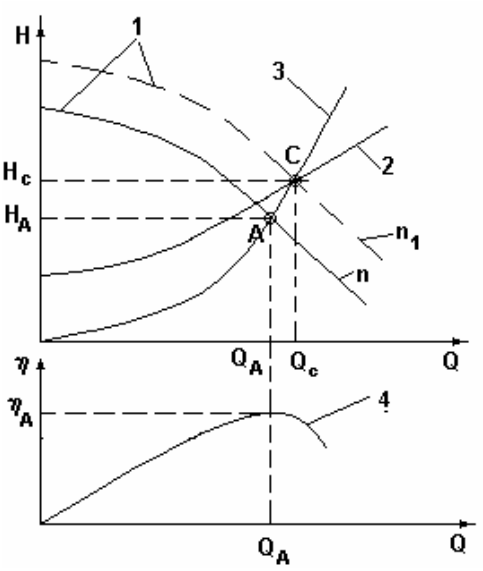


Рис.7.6.

Исходные данные для решения задачи:

- характеристика насоса 1 при частоте n;
- характеристика сети 2;

Постановка задачи:

- обеспечить работу на сеть в рабочей точке “С” с параметрами Q_c, H_c и $\eta_c=\eta_н$.

Решение задачи

Найдем частоту n_1, при которой характеристика $H_н=f(Q)$ пройдет через точку С, для чего выполним следующие построения.

- *Построим параболу подобных режимов.*

На основании соотношений (7.1) можно записать:

$$\frac{\mathbf{H}}{\mathbf{H_c}} = \left(\frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{Q_c}}\right)^2 \qquad (7.2).$$

Из (7.2) выразим H:

$$\mathbf{H} = \frac{\mathbf{H_c}}{\mathbf{Q_c^2}} * \mathbf{Q}^2 \qquad (7.3).$$

Выражение (7.3) описывает параболу подобия 3 на рис.7.5, которая пересекает характеристику насоса (n) в точке А с параметрами Q_A и H_A при условии η=const.

- *Определим частоту n_1.*

На основании соотношений (7.1) можно записать:

$$\frac{\mathbf{Q_A}}{\mathbf{Q_c}} = \frac{\mathbf{n}}{\mathbf{n_1}},$$

откуда при известных Q_c, Q_A и n получим n_1:

$$\mathbf{n_1 = \frac{Q_c * n}{Q_A}} \qquad (7.4).$$

- *Рассчитаем по известным Q_A и H_A к.п.д. насоса:*

$$\eta_н = \eta_A = \frac{\rho * g * Q_A * H_A}{N_{эфф}} = \eta_c \qquad (7.5).$$

- *Таким образом, система обеспечивает:*

$$\eta_н = \eta_A = \eta_c = \mathbf{const}.$$

Типовая схема автоматизации процесса перемещения жидкости центробежным насосом.

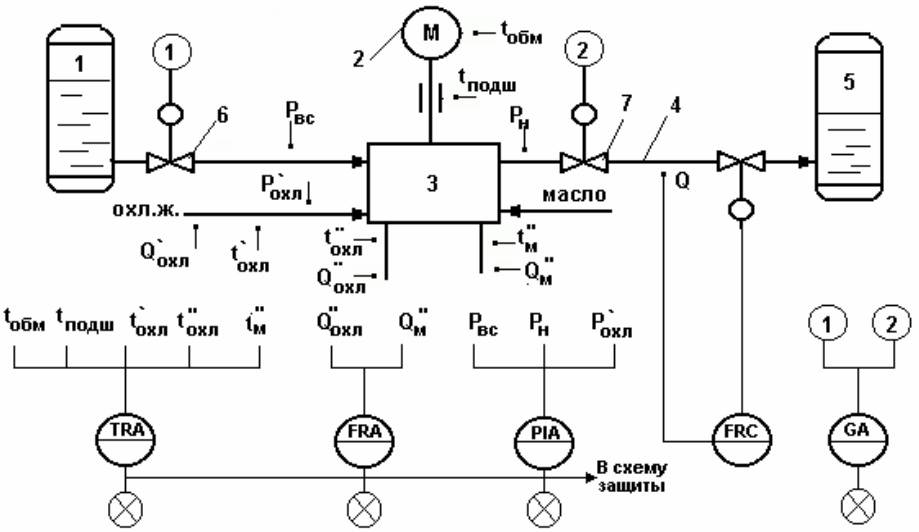


Рис. 8.1

Типовое решение автоматизации процесса перемещения жидкости центробежным насосом.

1. ***Регулирование.***
- Подача насоса Q - методом дросселирования.

2. ***Контроль.***
- температуры: $t_{обм}$, $t_{подш}$, $t_{охл}`$, $t_{охл}"$, $t_м"$;
- давления: $P_{вс}$, $P_н$, $P_{охл}$;
- расходы: $Q_{охл}"$, $Q_м"$, Q.

3. ***Сигнализация.***

Сигнализации подлежат все контролируемые параметры:
температуры - $t > t_{пред}$;
давления - $P < P_{пред}$;
расходы - $Q < Q_{мин}$ (наличие потоков масла и охлаждающей жидкости).

4. ***Система защиты.***

По сигналам «В схему защиты» - отключается действующий насос и включается резервный.

5. Материалы к лекции №5

Автоматизация поршневых компрессоров
Вид теоретической индикаторной диаграммы поршневого компрессора.

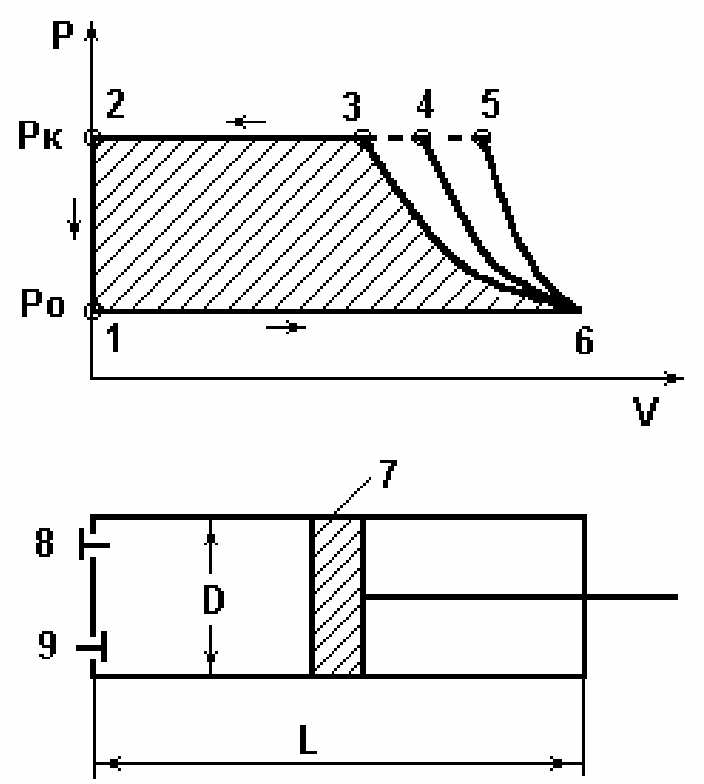


Рис.3.1.

Схема Пз-регулирования подачи поршневого компрессора

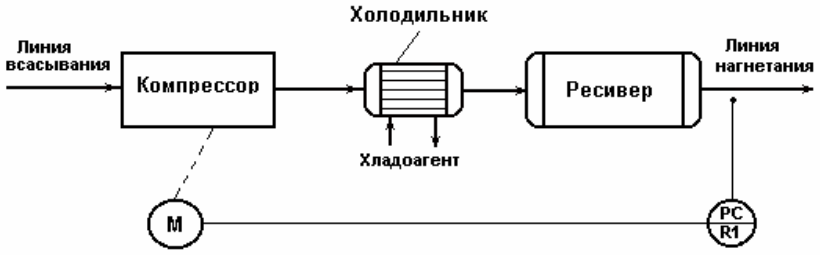
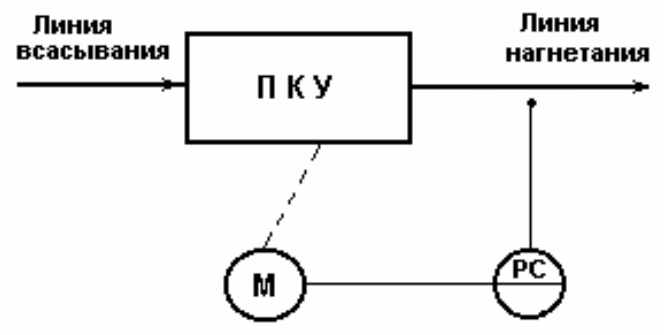


Рис.5.1

Схема регулирования подачи поршневого компрессора путем изменения частоты вращения привода компрессора.



ПКУ - поршневая компрессорная установка.

Рис.5.2.

Схема регулирования подачи поршневого компрессора путем дросселирования потока на линии всасывания.

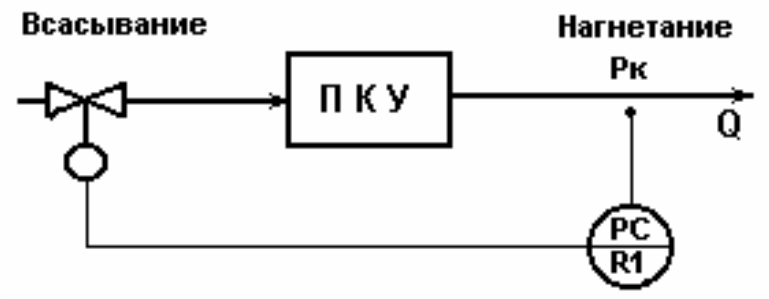


Рис.5.3.

Схема регулирования подачи поршневого компрессора

путем отжима клапанов.

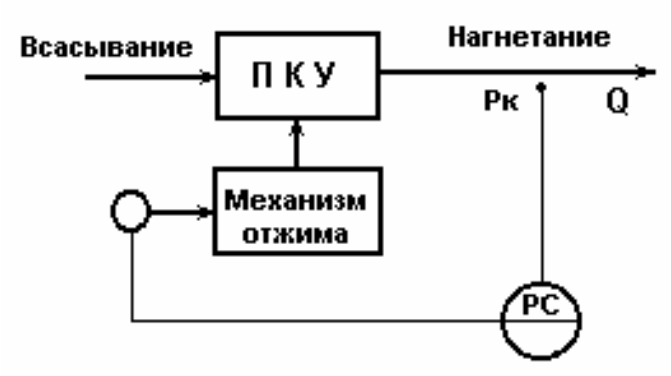


Рис.5.4.

Схема регулирования подачи поршневого компрессора путем перевода компрессора на холостой ход.

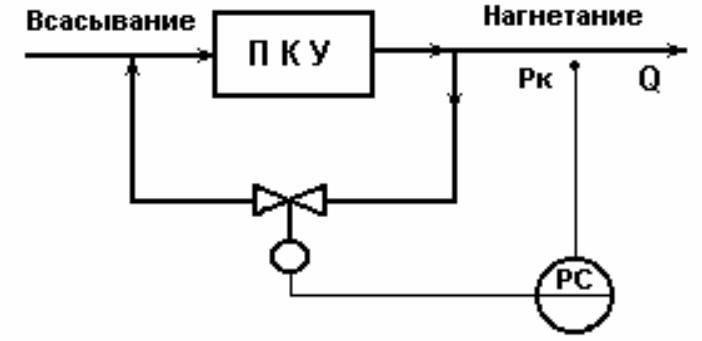


Рис.5.5.

Схема регулирования подачи 2х-ступенчатого компрессора с воздействием на ИМ каждой ступени.

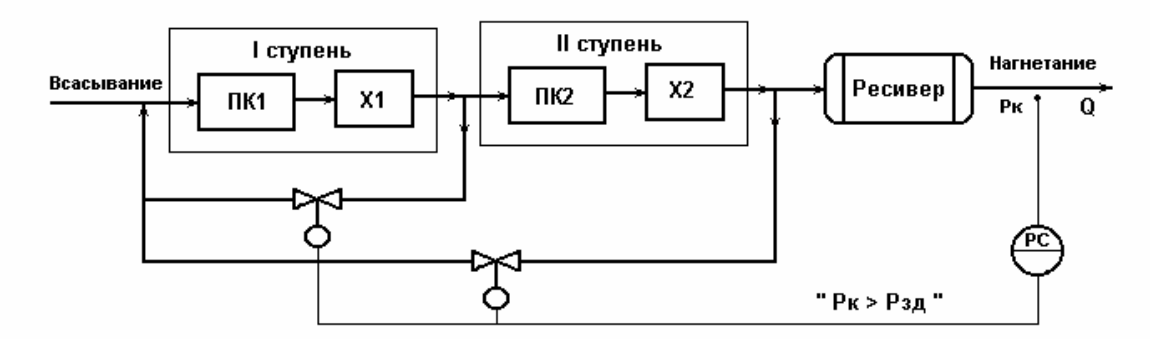


Рис.6.1.

Схема регулирования подачи 2х-ступенчатого компрессора с воздействием на ИМ первой ступени.

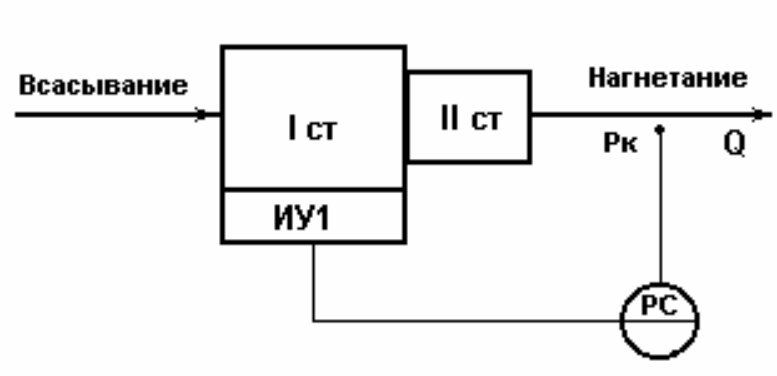


Рис.6.2.

Схема трехступенчатого компрессора.

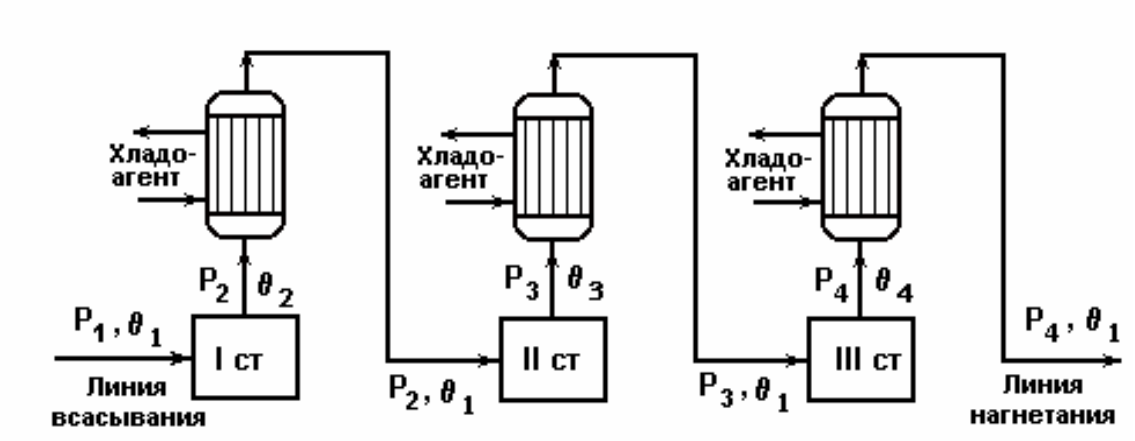


Рис.4.1.

Теоретическая индикаторная диаграмма трехступенчатого сжатия.

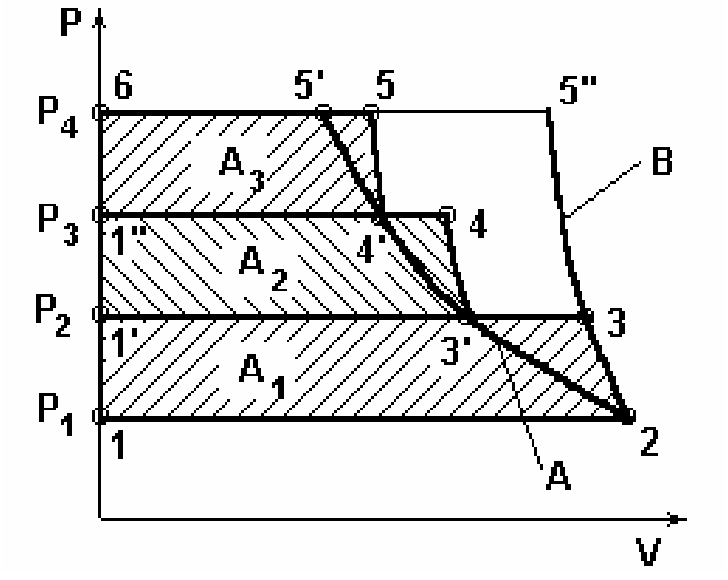
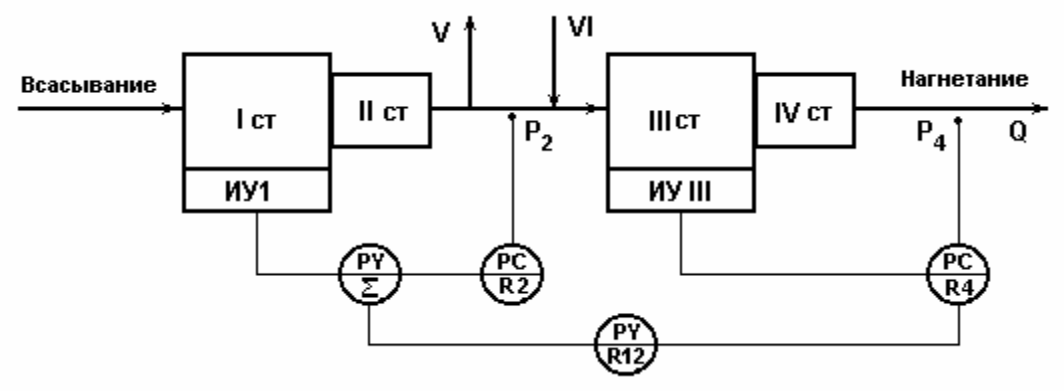


Рис.4.2.

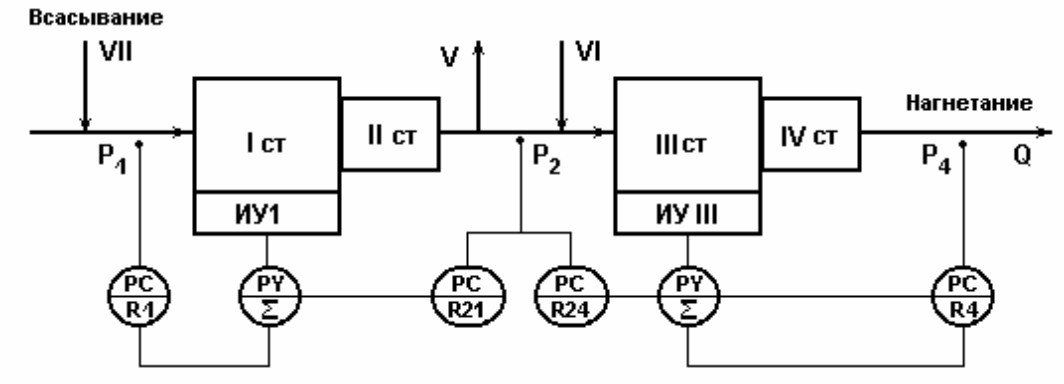
Схема регулирования подачи 4х-ступенчатого компрессора с включением технологического оборудования после 2-ой и 4-ой ступеней.



I II III IV - ступени компримирования;
V - линия промежуточного отбора среднего давления P_2 в технологическую схему;
VI - линия возврата газа из аппарата высокого давления.

Рис.6.3

Схема регулирования подачи 4х-ступенчатого компрессора с подключением технологического оборудования на входе 1-ой ступени, после 2-ой и 4-ой ступеней.



I II III IV - ступени компримирования;
V - линия промежуточного отбора среднего давления P_2 в технологическую схему;
VI - линия возврата газа из аппарата высокого давления.
VII - линия возврата газа из аппарата среднего давления.

Рис.6.4.

Структурная схема системы регулирования подачи 4-х ступенчатого компрессора для рис.6.3.

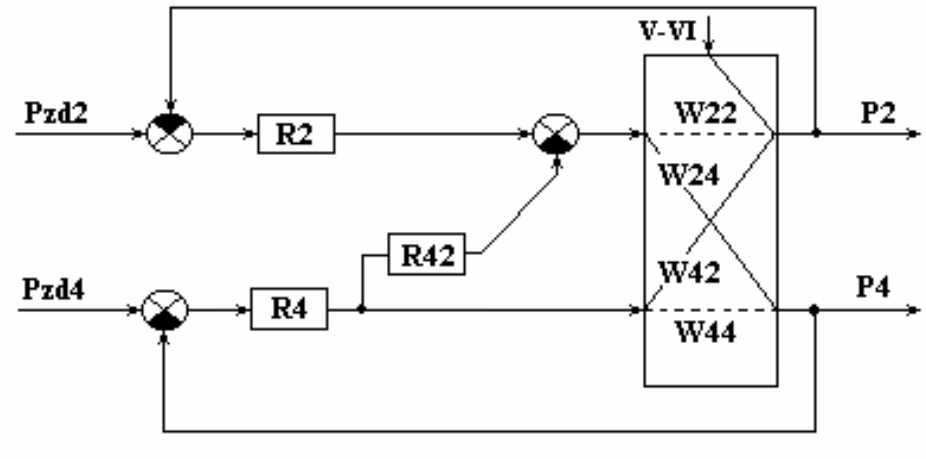


Рис. 6.3б

Структурная схема системы регулирования подачи 4-х ступенчатого компрессора для рис.6.4.

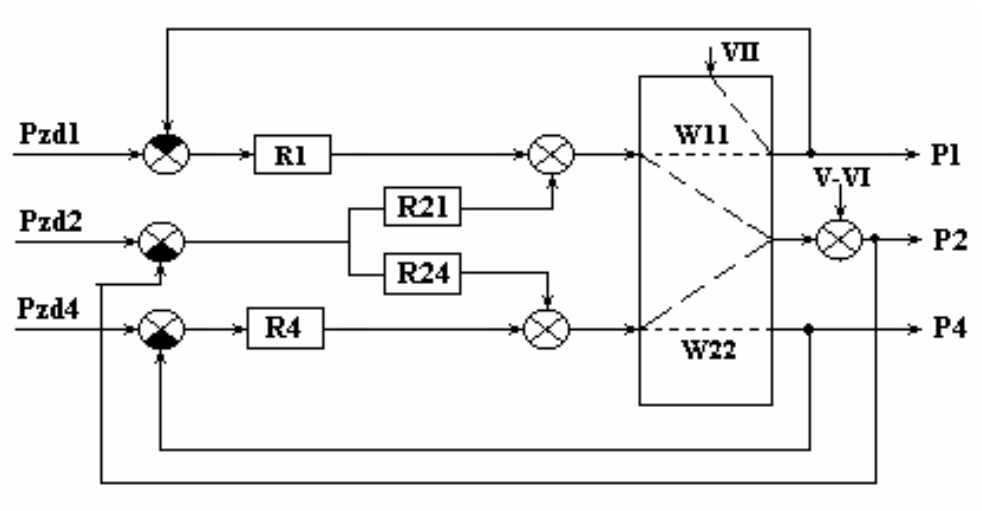
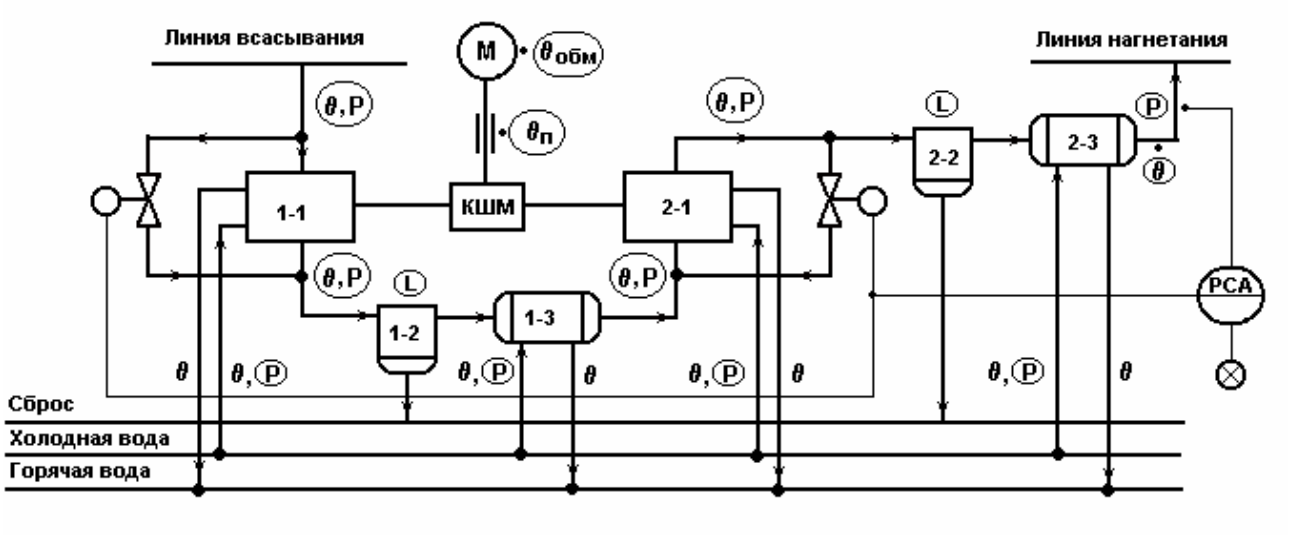


Рис.6.4б

Типовая схема автоматизации установки с двухступенчатым поршневым компрессором.



Обозначения на схеме:
1-1, 2-1 - цилиндры ступеней 1и 2; 1-2, 2-2 - масловлагоотделители;
1-3, 2-3 - холодильники.
Ⓟ - сигнализируемый и контролируемый параметр;
P - контролируемый параметр.

Рис.7.1.

Типовое решение автоматизации установки с двухступенчатым поршневым компрессором.

- Показателем эффективности процесса является подача компрессорной установки.
- Регулирование подачи осуществляется по давлению в линии нагнетания.

4. Регулирование.

- В данной схеме используется метод регулирования подачи по давлению P в линии нагнетания на выходе компрессорной установки путем перевода компрессора на холостой ход в результате открытия запорных клапанов РО1 и РО2 на линиях байпаса 1 и 2 ступеней компрессора.

5. Контроль.

Контролю в любой компрессорной установке подлежат температура, давление, уровень, потребляемая мощность.

- *Контроль температуры:*
  - θ температура газа в линии нагнетания;
  - θ газа на входе и выходе каждой ступени;

- $\theta_п$ смазки в различных точках подшипников;
- θ воды на входе и выходе холодильников;
- $\theta_{обм}$ обмоток электропривода.

- *Контроль давления:*
  - Р газа на входе и выходе каждой ступени;
  - Р воды на входе в холодильники;
  - Р масла в магистрали (система смазки на схеме не показана);

☝ Давление обладает меньшей инерционностью, чем температура при изменении технологических режимов, поэтому его используют для сигнализации, блокировок и защиты.

- *Контроль уровня:*
  - Н конденсата в масловлагоотделителях;
  - Н масла в масляных баках (на схеме не показаны);
  - Н воды в гидрозатворах и газгольдерах (не показаны).
- *Контроль мощности:*
  - мощность, потребляемая приводом - $N_{пр}$;
  - контроль осуществляется измерительным устройством, установленным на валу привода.
  - $N_{пр}$ определяет экономичность установки.

6. Сигнализация.

Сигнализации подлежат:

- существенные отклонения давления газа в линии нагнетания;
- повышение температуры и давления газа на входе и выходе каждой ступени - $\theta \uparrow$, Р $\uparrow$;
- повышение температуры подшипников - $\theta_п \uparrow$;
- повышение температуры обмоток - $\theta_{обм} \uparrow$;
- понижение уровня Н $\downarrow$ во всех контролируемых точках;
- понижение давления воды на входе холодильников - Р $\downarrow$;
- понижение давления масла - $Р_м \downarrow$;
- перегрузка привода $N_{пр} \uparrow$.

7. Система защиты.

- При существенном отклонении сигнализируемых параметров от заданных значений ,
- когда в результате срабатывания блокировок и вмешательства обслуживающего персонала не удается восстановить заданный технологический режим,

отключается действующий привод и включается резервный.

6. Материалы к лекции №6

Общая характеристика тепловых процессов
Фазовое равновесие теплоносителей.

- ***Правило фаз***:

$$s=k-f+2 \qquad (1),$$

где s - число степеней свободы данной системы;
f - число фаз системы;
k - число компонентов системы.

- ***для трехфазной однокомпонентной системы***:

$$s=1-3+2=0.$$

- ***для двухфазной однокомпонентной системы***:

$$s=1-2+2=1.$$

- ***для однофазной однокомпонентной системы***:

$$s=1-1+2=2.$$

Фазовые переходы в однокомпонентных системах.

- ***Уравнение Клапейрона-Клаузиуса*** $\frac{dP}{dT} = -\frac{r}{T * \Delta V}$ (2),

где P - давление;
r - молярная теплота фазового перехода;
T - температура фазового перехода (испарения, плавления, возгонки);
ΔV - изменение объема 1 моля вещества при переходе его из одной фазы в другую.

Фазовые переходы в многокомпонентных системах.

- ***Закон Генри***: $m_i = \psi * p_i$ (3),

где m_i - молекулярная доля газа в растворе;
ψ - константа Генри;
p_i - парциальное давление газа над жидкостью.

- ***Закон Рауля***: $p_A = m_{Ai} * P_A$ (4),

где p_A - парциальное давление компонента А в парах;
P_A - давление паров чистого компонента А;
$m_{Ai} = \frac{n_i}{n_{см}} = \frac{\text{число молей компонента}}{\text{число молей всех комп.смеси}}$ - молекулярная доля этого компонента в растворе.

- ***Закон распределения:*** $\frac{m_{cA}}{m_{cB}} = K$ (5),

где К - молярный коэффициент распределения;
m_{CA} - концентрация вещества С в жидкости А в г-моль/л;
m_{CB} - концентрация вещества С в жидкости В.

Связь основных параметров теплоносителей в газовой фазе.

- ***Закон Бойля***:

P*V=const при T=const (1).

- ***Закон Гей-Люссака***:

$$\mathbf{V = V_0 + V_0 * \frac{t^\circ C}{273} = V_0 * (1 + \frac{t^\circ C}{273})} \quad (2а),$$

или на основании (2а) можно получить при P=const:

$$\mathbf{V = V_0 * \frac{T}{273}} \quad (2б),$$

На основании (1) и (2б) можно также получить:

$$\frac{\mathbf{V_1}}{\mathbf{V_2}} = \frac{\mathbf{T_1}}{\mathbf{T_2}} \quad \text{при P=const} \quad (3),$$

или $\frac{\mathbf{P_1}}{\mathbf{P_2}} = \frac{\mathbf{T_1}}{\mathbf{T_2}}$ при V=const (4).

На основании (1)и (2) получают также *формулу для приведения объема газа к нормальным условиям*:

$$\mathbf{V_0 = \frac{V * P}{1 + \frac{1}{273} * t^\circ C} = \frac{273 * V * P}{T(^\circ K)}} \quad (5),$$

- ***Закон Авогадро***: в одинаковых объемах газа при одинаковых температуре и давлении содержится одно и то же количество молекул.
  - 1г-мол. любого вещества в газообразном состоянии занимает 22,4л.;
  - 1кг-мол. → 22,4 $м^3$ и содержит $6{,}03*10^{23}$ молекул.
- ***Уравнение Менделеева – Клапейрона***.

для 1 г-моля газа:

P*V=R*T (6)

для n г-молей газа:

P*V = n*R*T (7)

Если количество газа выражается в граммах:

$$\mathbf{P * V = \frac{M * R * T}{Mв}} \quad (8)$$

откуда: $\mathbf{M = \frac{Mв * P * V}{R * T}(г)}$ (9)

или $\mathbf{M = \frac{Mв * 10^3 * P * V}{R * T}(кг)}$ (10).

- ***Закон Дальтона***:

$$\mathbf{P_{см} = \sum p_i} \quad (11).$$

- ***Следствие из законов Дальтона и Бойля:***

$$\mathbf{p_i = \frac{v_i}{V_{см}} * P_{см}} \quad (12),$$

где p_i - парциальное давление компонента в газовой смеси;

$v_i / V_{см}$ - парциальный объем компонента в единице объема газовой смеси;

$P_{см}$ - общее давление смеси.

Физические параметры и скорости движения теплоносителей.

Удельные теплоемкости.

- *Размерности удельных теплоемкостей с:*

$$\frac{\text{ккал}}{\text{кг}*\text{К}^\circ};\ \frac{\text{ккал}}{\text{кг/моль}*\text{К}^\circ};\ \frac{\text{ккал}}{\text{м}^3*\text{К}^\circ};\ \frac{\text{дж}}{\text{кг}*\text{К}};$$

$$\frac{\text{кал}}{\text{г}*\text{К}^\circ};\ \frac{\text{кал}}{\text{г/моль}*\text{К}^\circ};\ \frac{\text{кал}}{\text{л}*\text{К}^\circ}.$$

- *Зависимости удельных теплоемкостей от температуры:*
  - ♦ для заданной температуры Т:

$$c=a_1+b_1*T+c_1*T^2 \quad (1),$$

где a_1, b_1, c_1 - коэффициенты для данного вещества.

  - ♦ для заданного диапазона температур:

$$\mathbf{c} = \mathbf{a}_2 + \frac{\mathbf{b}_2}{2}*(\mathbf{T}_2+\mathbf{T}_1) + \frac{\mathbf{c}_2}{3}*(\mathbf{T}_2^2+\mathbf{T}_1*\mathbf{T}_2+\mathbf{T}_1^2) \quad (2),$$

где T_1 и T_2 - заданный интервал температур.

- *Молярная удельная теплоемкость твердого тела:*

$$\mathbf{c} = 6{,}4*\mathbf{n}\left(\frac{\text{кал}}{\text{г/атом}*\text{К}^\circ}\right) \quad (3),$$

где n - число атомов в молекуле.

- *Теплоемкости газов:*
  - ♦ c_p - при p = const или c_v при V=const.
  - ♦ $\mathbf{c_p}-\mathbf{c_v}=\frac{\mathbf{R}}{\mathbf{M}}$ (4),

где M - масса 1моля газа (кг/моль);

R - универсальная газовая постоянная, R=1,985 ккал/((кг/моль)*град).

  - ♦ Для воздуха : $c_p=1{,}4*c_v$.

Теплота испарения

- *Эмпирические формулы для расчета молекулярной теплоты испарения (в ккал/кг или кал/г):*

$r_{исп}= 21*T_{кип}$; (5а)

$r_{исп}= T_{кип}*(9{,}5*\lg T_{кип}-0{,}007*T_{кип})$; (5б)

$r_{исп}= T_{кип}(8{,}75+4{,}571*\lg T_{кип})$ (5в).

- *Эмпирическая формула для расчета теплоты испарения $r_{исп2}$ для температуры T_2 ,:*

$$\mathbf{r_{исп2}} = \mathbf{k}*\mathbf{r_{исп1}}*\frac{\mathbf{T_2}}{\mathbf{T_1}} \quad (6),$$

где $r_{исп2}$ - искомая теплота испарения при температуре T_2;

$r_{исп1}$ - известная теплота испарения при температуре T_1;

к - поправочный коэффициент, $k=f(T_1,T_2,T_{крит})$.

- *Определение теплоты испарения по энтропийным диаграммам:*

$$r_{исп}=i_{жидк}- i_{газ} \quad (7),$$

где $i_{жидк}$, $i_{газ}$ - теплосодержание, дж/кг (или ккал/кг).

Плотности для жидких и газовых теплоносителей.

- Эмпирическая формула для определения плотности жидкости ρ_t при заданной температуре $t_{ср}$:

$$\rho_t = \rho_0 - \beta_t * (t_{ср} - 20^\circ C) \quad (8),$$

где ρ_0 - плотность жидкости при $t_0 = 20^\circ C$;
β_t - температурная поправка на $1^\circ C$

- Для чистых жидкостей ρ_t можно найти по формуле:

$$\rho_t = \frac{\rho_{20}}{1 + \beta * \Delta t} \quad (9),$$

где β - коэффициент объемного расширения жидкости, град$^{-1}$;
$\Delta t = t_{ср} - t_0$ - разность между температурой среды и $t = 20^\circ C$.

- Плотность газов при 0°С и 760 мм рт ст. на основании закона Авогадро:

$$\rho_0 = \frac{\mathbf{M(г/моль)}}{22{,}4(\mathbf{л})} = \left(\frac{\mathbf{г}}{\mathbf{л}}\right) \quad (10)$$

или

$$\rho_0 = \frac{\mathbf{M(кг/моль)}}{22{,}4(\mathbf{м^3})} = \left(\frac{\mathbf{кг}}{\mathbf{м^3}}\right) \quad (11),$$

где М – молекулярный вес газа.

- Плотность смеси $\rho_{см}$ при заданных температуре и давлении:

$$\rho_{см} = b_1 * \rho_1 + b_2 * \rho_2 + \ldots * \rho_n \quad (12),$$

где $b_1 \ldots b_n$ - объемные доли компонентов;
$\rho_1 \quad \rho_n$ - плотности компонентов, кг/м^3.

Коэффициенты теплопроводности.

- Коэффициент теплопроводности для жидкостей при отсутствии справочных данных:

$$\lambda = \mathbf{A} * \mathbf{c} * \rho^3 * \sqrt{\frac{\rho}{\mathbf{M}}} \quad (13),$$

где
A=3,58*10^{-8} - для ассоциированных жидкостей;
A=4,22*10^{-8} - для неассоциированных жидкостей;
с - удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг*град);
ρ - плотность жидкости, кг/м^3;
М - молярная масса, кг/кмоль.

- Коэффициент теплопроводности смеси жидкостей:

$$\lambda_{см} = \mathbf{a}_1 * \lambda_1 + \mathbf{a}_2 * \lambda_2 + \ldots + \mathbf{a}_n * \lambda_n \quad (14),$$

где $a_1 \ldots a_n$ - массовые доли компонентов в смеси;
$\lambda_1 \ldots \lambda_n$ - коэффициенты теплопроводности компонентов, вт/(м*град).

Вязкость теплоносителей.

- *Зависимость вязкости газов μ_t от температуры:*

$$\mu_t = \mu_0 * \frac{273 + C}{T + C} * \left(\frac{T}{273}\right)^{\frac{3}{2}} \quad (15),$$

где μ_0 - вязкость при 0С;
T - температура в К°;
C - константа.

- *Вязкость газовых смесей $\mu_{см}$:*

$$\frac{M_{см}}{\mu_{см}} = \sum \frac{b_i * M_i}{\mu_i} \quad (16),$$

где M_i - молярные массы компонентов смеси, кг/кмоль;
μ_i - динамические вязкости компонентов, Па*с;
$b_i = \frac{V_i}{V_{см}}$ - объемные доли компонентов в смеси.

- *Вязкость смеси неассоциированных жидкостей:*

$$\lg \mu_{см} = \sum m_i * \lg \mu_i \quad (17),$$

где μ_i - вязкости компонентов смеси, Па*с;
m_i - молярные доли компонентов в смеси, кг/кмоль.

- *Вязкость разбавленных суспензий:*

$$\mu_c = \mu_ж * (1 + 2{,}5 * \varphi) \quad (18),$$

где $\mu_ж$ - вязкость чистой жидкости, Па*с;
$\varphi = \frac{V_{тв}}{V_{сусп}}$ - объемная доля твердой фазы в суспензии.

Скорости теплоносителей.

- *Средние скорости движения среды:*

$$\omega_{ср}^{лин} = \frac{Q}{S} \quad и \quad \omega_{ср}^{м} = \frac{G}{S} \quad (19),$$

где $\omega^{лин}_{ср}$ - средняя линейная скорость, м/с;
$\omega^{м}_{ср}$ - средняя массовая скорость, кг/(м^2*с);
Q - объемный расход, м^3/с;
G - массовый расход, кг/с;
S - площадь сечения потока, м^2.

- *Зависимость между массовой и линейной скоростью:*

$$\omega_{ср}^{м} = \omega_{ср}^{лин} * \rho \quad (20),$$

где ρ - плотность среды.

- *Рекомендуемые скорости:*

- для жидкостей в трубах диаметром 25-57мм от (1,5-2) м/с до (0,06-0,3) м/с.
- Средняя рекомендуемая скорость для маловязких жидкостей составляет 0,2-0,3 м/с.
- Для газов при атмосферном давлении допускаются массовые скорости от 15-20 до 2-2,5 кг/(м^2*с), а линейные скорости до 25м/с;
- для насыщенных паров при конденсации рекомендуются до 10 м/с.

Тепловая нагрузка аппарата.

- Тепло, отдаваемое более нагретым теплоносителем Q_1, затрачивается на нагрев более холодного теплоносителя Q_2 и на потери в окружающую среду $Q_{пот.}$:

$$\mathbf{Q_1 = Q_2 + Q_{пот.}} \quad (1)$$

- Так как $Q_{пот}$= 2-3%, то им можно пренебречь и считать:

$$\mathbf{Q_1 = Q_2 = Q} \quad (2),$$

где Q – тепловая нагрузка аппарата.

- Уравнение теплового баланса аппарата.

$$\mathbf{Q = G_1*(I_{1H}-I_{1K}) = G_2*(I_{2K}-I_{2H})} \quad (3),$$

где $\mathbf{G_1}$ и $\mathbf{G_2}$ - массовые расходы теплоносителей, кг/с;
$\mathbf{I_{1H}}$ и $\mathbf{I_{2H}}$ - начальные энтальпии теплоносителей, дж/кг;
$\mathbf{I_{1K}}$ и $\mathbf{I_{2K}}$ и - конечные энтальпии теплоносителей, дж/кг.

- Энтальпии теплоносителей:

$$\mathbf{I_i = c_i * \theta_i} \quad (4).$$

- Тепловой баланс аппарата при использовании теплоносителей, не изменяющих агрегатного состояния:

$$\mathbf{Q = G_1 * c_1 * (\theta_{1H} - \theta_{1K}) = G_2 * c_2 * (\theta_{2K} - \theta_{2H})} \quad (6),$$

где c_1 и c_2 - средние удельные теплоемкости.

Тепловые балансы теплоносителя при изменении его агрегатного состояния.

- *Теплоноситель – насыщенный пар, который конденсируется и конденсат не охлаждается*: $\theta_т = \theta_{нп} = \theta_{кт}$.

$G_т (i_т – i_{кт}) = G_т * c_{рт} * \theta_т - G_т * c_{ркт} * \theta_{кт} = G_т * r_т$.

- *Теплоноситель – пересыщенный пар, который конденсируется и конденсат не охлаждается:* $\theta_т > \theta_{нп} = \theta_{кт}$

$Q = Q_т – Q_{кт} = G_т * (i_т – i_{кт}) = G_т * c_{рт} * (\theta_т - \theta_{нп}) + G_т * r_т =$

$= G_т * c_{рт} * \theta_{нп} - G_т * c_{рт} * \theta_{нп} + G_т * c_{рт} * \theta_{нп} - G_т * c_{ркт} * \theta_{кт} =$

$= G_т * c_{рт} * \theta_т - G_т * c_{ркт} * \theta_{кт}$.

- *Теплоноситель – пересыщенный пар, который конденсируется и конденсат охлаждается:* $\theta_т > \theta_{нп} > \theta_{кт}$ *:*

$Q = Q_т – Q_{кт} = G_т * (i_т – i_{кт}) =$

$G_т * c_{рт} * (\theta_т - \theta_{нп}) + G_т * r_т + G_т * c_{ркт} * (\theta_{нп} - \theta_{кт}) =$

$= G_т * c_{рт} * \theta_т - G_т * c_{рт} * \theta_{нп} + G_т * c_{рт} * \theta_{нп} -$

$- G_т * c_{ркт} * \theta_{нп} + G_т * c_{ркт} * \theta_{нп} - G_т * c_{ркт} * \theta_{кт} =$

$= G_т * c_{рт} * \theta_т - G_т * c_{ркт} * \theta_{кт}$.

Основное уравнение теплопередачи.

$$\mathbf{Q = K*F*\Delta t_{ср}*\tau} \qquad (1),$$

где

F - поверхность теплообмена;

$\mathbf{\Delta t_{ср}}$ - средний температурный напор;

τ - время теплообмена;

К - коэффициент теплопередачи:

$$\mathbf{K} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{F} * \Delta \mathbf{t_{ср}} * \tau} = \frac{\mathbf{дж}}{\mathbf{м^2 * с * град}} = \frac{\mathbf{вт}}{\mathbf{м^2 * град}} \qquad (2).$$

Выражения для определения коэффициента К в зависимости от способа передачи тепла.

- При передаче тепла теплопроводностью К - это коэффициент теплопроводности λ, определяемый на основе закона Фурье:

$$\mathbf{K} = |\lambda| = \left|\frac{\mathbf{dQ} * \partial \mathbf{n}}{\mathbf{dF} * \partial \mathbf{t} * \mathbf{d}\tau}\right| == \frac{\mathbf{дж * м}}{\mathbf{м^2 * град * с}} = \frac{\mathbf{вт}}{\mathbf{м * град}}, \qquad (3)$$

- При конвективном теплообмене **К** - это коэффициент теплоотдачи α, определяемый на основе закона Ньютона:

$$\mathbf{K} = \alpha = \frac{\mathbf{dQ}}{\mathbf{dF} * (\mathbf{t_{ст}} - \mathbf{t_{ж}}) * \mathbf{d}\tau} = \frac{\mathbf{дж}}{\mathbf{м^2 * с * град}} = \frac{\mathbf{вт}}{\mathbf{м^2 * град}} \qquad (4),$$

- При передаче тепла путем излучения **К** - коэффициент взаимного излучения $\mathbf{c_{1-2}}$ излучающих тел:

$$\mathbf{K = c_{1-2} = \varepsilon_{пр} * K_0 * 10^8} = \frac{\mathbf{вт}}{\mathbf{м^2 * град}} \qquad (5),$$

где

$\mathbf{K_0}$ - константа лучеиспускания;

$\mathbf{\varepsilon_{пр} = \varepsilon_1 * \varepsilon_2}$ - приведенная степень черноты;

$\mathbf{\varepsilon_1}$ и $\mathbf{\varepsilon_2}$ - степени черноты излучающих тел.

Движущая сила при прямотоке теплоносителей.

Схема прямоточного движения теплоносителей.

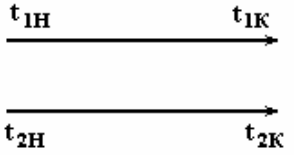


Рис.1.

График изменения температуры среды при прямотоке.

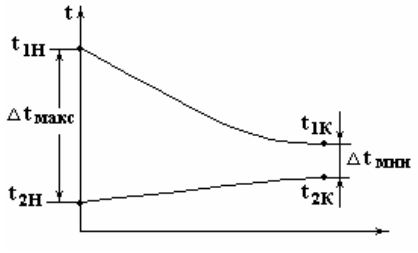


Рис.2

- $\Delta t_н = t_{1н} - t_{2н}$; и $\Delta t_к = t_{1к} - t_{2к}$, (1),
- При $(\Delta t_{макс}/\Delta t_{мин}) < 2$: $\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_н + \Delta t_к}{2}$ (2).
- При $\frac{\Delta t_{макс}}{\Delta t_{мин}} > 2$: $\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_{макс} - \Delta t_{мин}}{2{,}3 * \lg\left(\frac{\Delta t_{макс}}{\Delta t_{мин}}\right)}$ (3).

Движущая сила при противотоке теплоносителей.

Схема противоточного движения теплоносителей.

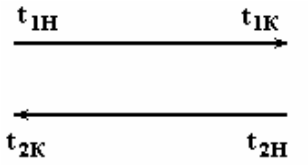


Рис.3.

График изменения температур при противотоке.

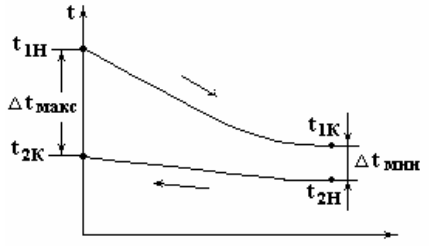


Рис.4.

- $\Delta t_н = t_{1н} - t_{2к}$; $\Delta t_к = t_{1к} - t_{2н}$ (1).

Затем используют те же соотношения (2) и (3), что и для прямотока, для определения средней движущей силы процесса.

7. Материалы к лекции №7

Автоматизация кожухотрубных теплообменников

Схема кожухотрубного теплообменника с неизменяющимся агрегатным состоянием веществ.

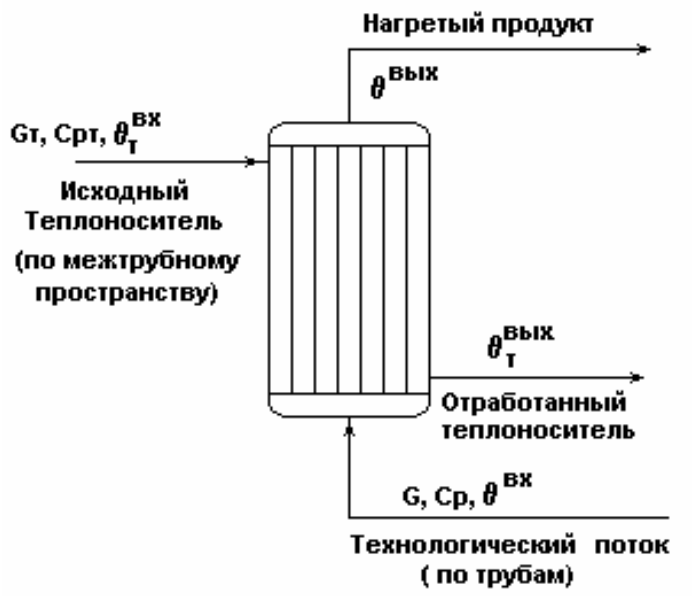


Рис.1.

- ***Технологический процесс***: нагревание технологического потока G до температуры $\theta^{вых}$ с помощью теплоносителя $G_т$ с неизменяющимся агрегатным состоянием.

- ***Показатель эффективности***: $\theta^{вых}$.

- ***Цель управления***: поддержание $\theta^{вых} = \theta_{зд}$.

Математическое описание на основе физики процесса.

- Движение теплоносителей осуществляется противотоком при заданных $\theta_т^{вх}$, $\theta_т^{вых}$, $\theta^{вых}$, $\theta^{вх}$.
- Движущая сила процесса: $\Delta\theta_{ср} = \dfrac{\Delta\theta_н + \Delta\theta_к}{2}$ (1),

где $\Delta\theta_н = \theta_т^{вх} - \theta^{вых}$, $\Delta\theta_к = \theta_т^{вых} - \theta^{вх}$.

- Тепловая нагрузка аппарата: $\mathbf{Q = K * F * \Delta\theta_{ср}}\left(\frac{\text{дж}}{\text{с}}\right)$ (2).
- Q(дж/с) позволяет определить $G_т^{эфф}$ и $G^{эфф}$ на основе тепловых балансов:

$$\mathbf{Q = G_т * c_{рт} * (Q_т^{вх} - Q_т^{вых})} \quad (3а);$$

$$\mathbf{G_т^{эфф} = \frac{Q}{c_{рт} * (Q_т^{вх} - Q_т^{вых})}} \quad (3б);$$

$$\mathbf{Q = G * c_р * (Q^{вых} - Q^{вх})} \quad (4а);$$

$$\mathbf{G^{эфф} = \frac{Q}{c_р * (Q^{вых} - Q^{вх})}}. \quad (4б).$$

Эффективное время пребывания:

$$\mathbf{\tau_{преб}^{эфф} = \frac{\rho * V}{G^{эфф}} = T}. \quad (5).$$

Математическое описание на основе теплового баланса.

Уравнение динамики:

$$\mathbf{\rho * V * c_р * \frac{d\theta^{вых}}{dt} = G_т * c_{рт} * (\theta_т^{вх} - \theta_т^{вых}) - G * c_р * (\theta^{вых} - \theta^{вх})} \quad (6).$$

Уравнение статики при $\mathbf{\frac{d\theta^{вых}}{dt} = 0}$*:*

$$\mathbf{G_т * c_{рт} * (\theta_т^{вх} - \theta_т^{вых}) = G * c_р * (\theta^{вых} - \theta^{вх})} \quad (7)$$

На основании (6) и (7) можно принять: $\mathbf{\theta^{вых} = f(G_т, G)}$. (8).

Информационная схема объекта.

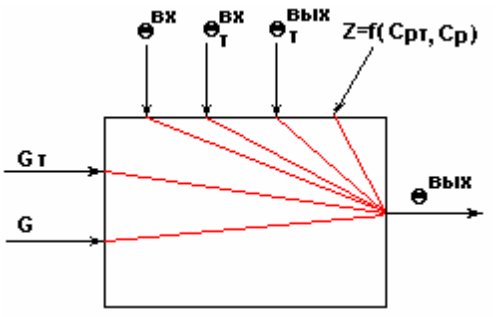


Рис.2.

- Возможные управляющие воздействия: $\mathbf{G}$, $\mathbf{G_т}$.
- Возможные контролируемые возмущения: $\theta^{вх}, \theta_т^{вх}, \theta_т^{вых}$.
- Возможные неконтролируемые возмущения: $\mathbf{c_р}, \mathbf{c_{рт}}$.
- Возможная управляемая переменная: $\theta^{вых}$.

Анализ динамических характеристик объекта.

Уравнение динамики в нормализованном виде.

$$\rho * V * c_p * \frac{d\theta^{вых}}{dt} + G * c_p * \theta^{вых} = \\ = G_т * c_{рт} * (\theta_т^{вх} - \theta_т^{вых}) + G * c_p * \theta^{вх} \quad (9).$$

На основе этого уравнения динамики объект по каналу $G_т - \theta^{вых}$ описывается математической моделью апериодического звена 1-го порядка:

$$W(p) = \frac{K_{об}}{T_{об} * p + 1} \quad (10),$$

где: $T_{об} = \frac{\rho * V}{G^0}$; $K_{об} = \frac{G_т^0 * c_{рт} * (\theta_т^{вх0} - \theta_т^{вых0})}{G^0 * c_p * \theta^{вых0}}$.

Объект имеет транспортное запаздывание:

$$\tau_{тр} = \frac{\rho_т * V_{труб}}{G_т^{вх}} = \tau_{об} \quad (11),$$

где $V_{труб}$ - объем трубопровода от Р.О. до входа в аппарат.

Таким образом, в целом динамика объекта по каналу управления описывается математической моделью апериодического звена 1-го порядка с запаздыванием:

$$W(p) = \frac{K_{об}}{T_{об} * p + 1} * e^{-p*\tau_{об}} \quad (12).$$

Анализ статической характеристики объекта.

Из уравнения статики выразим $\theta^{вых}$ в явном виде:

$$\theta^{вых} = \frac{G_т * c_{рт} * (\theta_т^{вх} - \theta_т^{вых})}{G * c_p} + \theta^{вх} \quad (13).$$

- Статическая характеристика линейна по каналам: $\theta^{вх}, \theta_т^{вх}, \theta_т^{вых}, G_т - \theta^{вых}$.
- Статическая характеристика нелинейна по каналу $G - \theta^{вых}$.
- Статическую характеристику можно линеаризовать по отношению к G введением стабилизации соотношения расходов: $G_т = \gamma * G$, тогда получим:

$$\theta^{вых} = \frac{\gamma * G * c_{рт} * (\theta_т^{вх} - \theta_т^{вых})}{G * c_p} + \theta^{вх} \quad (14).$$

- Линеаризованное представление статической характеристики через разложение в ряд Тейлора:

$$\Delta\theta^{вых} = \left(\frac{\partial\theta^{вых}}{\partial G_т}\right)^0 * \Delta G_т + \left(\frac{\partial\theta^{вых}}{\partial G}\right)^0 * \Delta G + \left(\frac{\partial\theta^{вых}}{\partial\theta^{вх}}\right)^0 * \Delta\theta^{вх} + \\ + \left(\frac{\partial\theta^{вых}}{\partial\theta_т^{вх}}\right)^0 * \Delta\theta_т^{вх} + \left(\frac{\partial\theta^{вых}}{\partial\theta_т^{вых}}\right)^0 * \Delta\theta_т^{вых} \quad (15).$$

- *Линеаризованное представление приращения выходной переменной* через приращения всех возможных входных переменных:

$$\Delta\theta^{вых} = K_1 * \Delta G_т + K_2 * \Delta G + K_3 * \Delta\theta^{вх} + K_4 * \Delta\theta_т^{вх} + K_5 * \Delta\theta_т^{вых} \quad (16).$$

Типовая схема автоматизации кожухотрубного теплообменника.

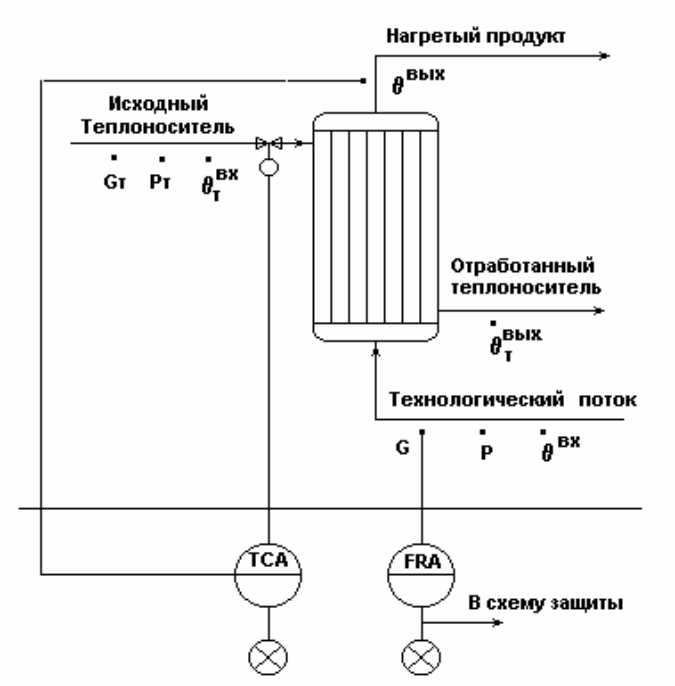


Рис.3.

Типовое решение автоматизации.

Типовое решение автоматизации кожухотрубных теплообменников включает в себя подсистемы регулирования, контроля, сигнализации и защиты.

1. Регулирование.

- Регулирование температуры $\theta^{вых}$ по подаче теплоносителя $G_т$ - как показателя эффективности процесса нагревания в кожухотрубном теплообменнике.

2. Контроль.

- расходы - $G_т$, G;
- температуры - $\theta_т^{вх}, \theta_т^{вых}, \theta^{вх}, \theta^{вых}$;
- давление - $P_т$, P.

3. Сигнализация.

- существенные отклонения $\theta^{вых}$ от задания;
- резкое падение расхода технологического потока G↓ , при этом формируется сигнал «В схему защиты».

4. Система защиты.

По сигналу «В схему защиты» - отключается магистраль подачи теплоносителя $G_т$.

Схема парожидкостного теплообменника
(с изменяющимся агрегатным состоянием теплоносителя).

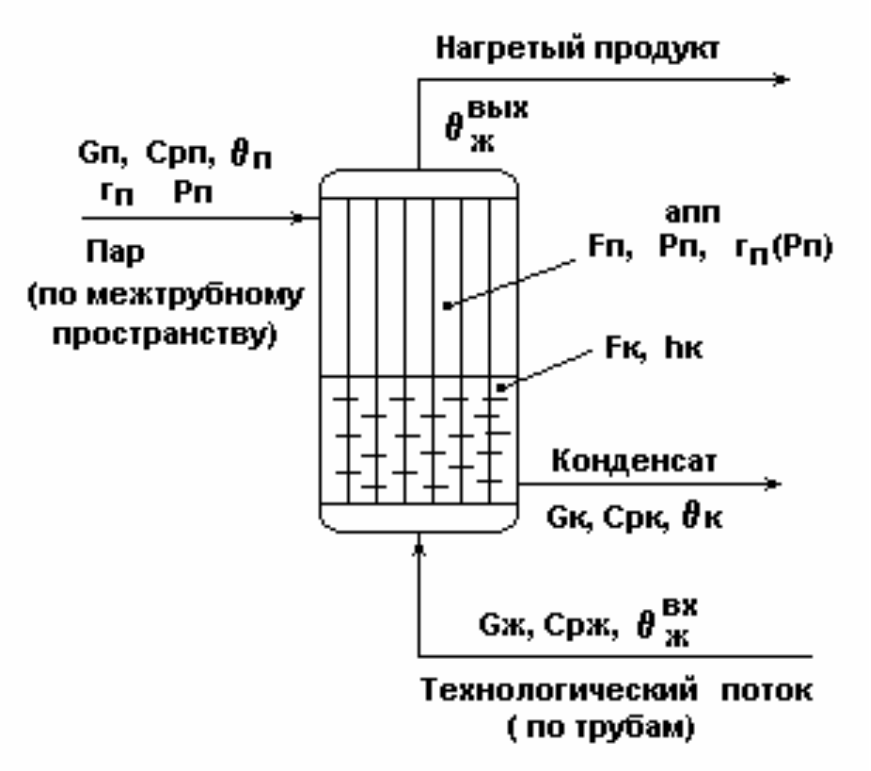


Рис.1.

- *Технологический поток (нагреваемая жидкость)* $G_{ж}$ подается по трубкам теплообменника.

- *Теплоноситель с изменяющимся агрегатным состоянием* (греющий пар) $G_{п}$ подается по межтрубному пространству.

- ***Показатель эффективности***: $\theta_{ж}^{вых}$.

- ***Цель управления***: поддержание $\theta_{ж}^{вых} = \theta_{ж}^{выз.зд}$.

Математическое описание на основе физики процесса.

- *Теплопередача от паровой фазы* теплоносителя:

$$\mathbf{Q_п = K_п * F_п * \Delta\theta_{ср}^{п\to ж}} \quad (1),$$

- *Теплопередача от жидкой фазы* теплоносителя:

$$\mathbf{Q_к = K_к * F_к * \Delta\theta_{ср}^{к\to ж}} \quad (2),$$

где: $\mathbf{Q_п, Q_к}$ - количество тепла, передаваемое от паровой фазы и конденсата теплоносителя в единицу времени, дж/с;

$\mathbf{К_п, К_к}$ - коэффициенты теплопередачи для паровой фазы и конденсата теплоносителя, дж/($м^2$*К°*с);

$\mathbf{F_п, F_к}$ - поверхность теплопередачи для паровой фазы и конденсата теплоносителя, $м^2$;

$\mathbf{\Delta\theta_{ср}^{п\to ж}, \Delta\theta_{ср}^{к\to ж}}$ - средняя движущая сила при теплопередаче от паровой фазы к жидкому технологическому потоку и от конденсата к жидкому технологическому потоку.

- *Общая тепловая нагрузка* парожидкостного теплообменника:

$$\mathbf{Q = Q_п + Q_к} \quad (3).$$

- Так как $\mathbf{K_п >> K_к}$, то интенсивность теплопередачи от паровой фазы значительно выше, чем от конденсата.
- Поэтому на величину **Q** влияет величина соотношения $\mathbf{F_п / F_к}$, которая зависит от уровня конденсата:

$$\mathbf{\frac{F_п}{F_к} = f(h_к)} \quad (4а).$$

где $\mathbf{F_к = f(h_к)}$ и $\mathbf{F_п = f(H_{труб} - h_к)}$ (4б).

- На основании (4а) общая тепловая нагрузка **Q** также будет зависеть от уровня конденсата $\mathbf{h_к}$:

$$\mathbf{Q = f(h_к)} \quad (4в),$$

- Q(дж/с) позволяет определить $\mathbf{G_п^{эфф}}$ и $\mathbf{G_ж^{эфф}}$ на основе тепловых балансов:

$$\mathbf{Q = G_п * c_{рп} * \theta_п - G_к * c_{рк} * \theta_к} \quad (5а);$$

$$\mathbf{G_п^{эфф} = \frac{Q + G_к * c_{рк} * \theta_к}{c_{рп} * \theta_п)}} \quad (5б);$$

$$\mathbf{Q = G_ж * c_{рж} * (\theta_ж^{вых} - \theta_ж^{вх})} \quad (6а);$$

$$\mathbf{G_ж^{эфф} = \frac{Q(h_к)}{c_{рж} * (\theta_ж^{вых} - \theta_ж^{вх})}.} \quad (6б),$$

при $\mathbf{h_к = h_{эфф}}$.

- Эффективное время пребывания:

$$\mathbf{\tau_{преб}^{эфф} = \frac{\rho_ж * V_ж}{G_ж^{эфф}} = T_{об}}. \quad (7).$$

Тепловой баланс парожидкостного теплообменника.

Уравнение динамики:

Полагаем: пар перегретый и конденсат охлаждается $\theta_п > \theta_н > \theta_к$:

$$\rho_ж * V_ж * c_{рж} * \frac{d\theta_ж^{вых}}{dt} = G_п * c_{рп} * (\theta_п - \theta_н) + G_п * r_п + G_к * c_{рк} * (\theta_н - \theta_к) + G_ж * c_{рж} * \theta_ж^{вх} - G_ж * c_{рж} * \theta_ж^{вых} \quad (8).$$

Уравнение статики при $\frac{d\theta_ж^{вых}}{dt} = 0$*:*

$$G_ж * c_{рж} * (\theta_ж^{вых} - \theta_ж^{вх}) = G_п * c_{рп} * (\theta_п - \theta_н) + G_п * r_п + G_к * c_{рк} * (\theta_н - \theta_к) \quad (9).$$

На основании (8) и (9) а также (6а) и (4в) можно записать:

$$\theta_ж^{вых} = f(G_п, G_ж, \theta_п, \theta_к, \theta_ж^{вх}, r_п, h_к, c_{pi}). \quad (10),$$

где $r_п = f(P_п)$, так как при $P_п \uparrow \theta_{кип} \uparrow \rightarrow r_п \downarrow$.

Материальный баланс по жидкой фазе для межтрубного пространства.

Уравнение динамики:

$$\rho_к * S_{мтр} * \frac{dh_к}{dt} = G_п - G_к, \quad (11),$$

Уравнение статики при $\frac{dh_к}{dt} = 0$*:*

$$G_п = G_к \quad (12)$$

На основании (11) и (12) $h_к = f(G_п, G_к)$ *и предпочтительное управляющее воздействие –* $G_к$.

Материальный баланс по паровой фазе для межтрубного пространства.

Уравнение динамики:

$$\frac{V_п * M_п}{R * \theta_п} * \frac{dP_п}{dt} = G_п - G_к \quad (14),$$

где $M_п$ - мольная масса паровой фазы теплоносителя, кг/моль;

$P_п$ - давление паровой фазы теплоносителя, Па;

$\theta_п$ - температура паровой фазы теплоносителя, К,

$V_п$ - объем паровой фазы теплоносителя, $м^3$.

Уравнение статики при $\frac{dP_п}{dt} = 0$*:*

$$G_п = G_к \quad (15).$$

На основании (14) и (15) $P_п = f(G_п, G_к)$ *и предпочтительное управляющее воздействие -* $G_п$.

Информационная схема объекта.

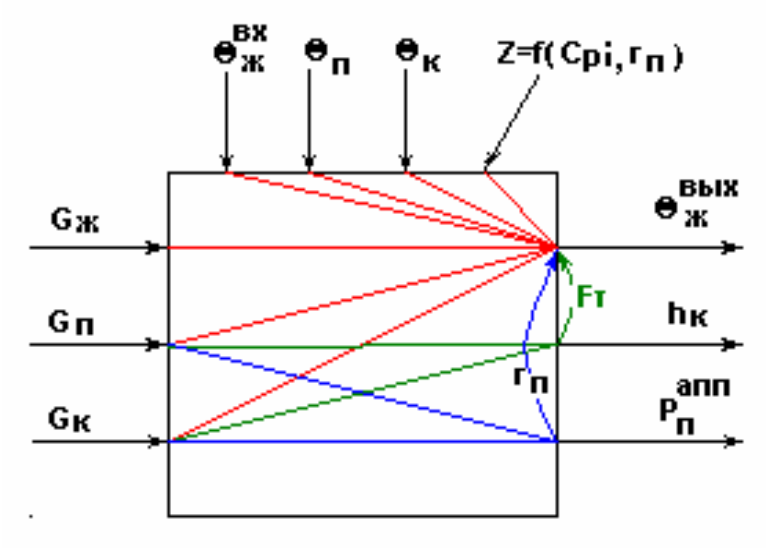


Рис.2.

- Возможные управляющие воздействия: $\mathbf{G_ж, G_п, G_к}$.
- Возможные контролируемые возмущения: $\theta_ж^{вх}, \theta_п, \theta_к$.
- Возможные неконтролируемые возмущения: $\mathbf{c_{pi}, r_п(P_п)}$.
- Возможные управляемые переменные: $\theta_ж^{вых}, \mathbf{h_к, P_п}$.
- Наиболее эффективные каналы управления:

$$\mathbf{G_п - \theta_ж^{вых}; G_к - h\ ; G_п - P_п}.$$

Анализ динамических характеристик парожидкостного теплообменника как объекта управления температурой.

- ***Исходные условия***: $\theta_п = \theta_н = \theta_к$ **и** $Q_п = r_п * G_п$.
- *Уравнение динамики в нормализованном виде.*

$$\rho_ж * V_ж * c_{рж} * \frac{d\theta_ж^{вых}}{dt} + G_ж * c_{рж} * \theta_ж^{вых} = \\ = G_п * r_п + G_ж * c_{рж} * \theta_ж^{вх} \qquad (17)$$

- На основе этого уравнения динамики объект по каналу $G_п - \theta_ж^{вых}$ описывается математической моделью апериодического звена 1-го порядка:

$$W(p) = \frac{K_{об}}{T_{об} * p + 1} \qquad (18),$$

где: $T_{об} = \frac{\rho_ж * V_ж}{G_ж^0}$; $K_{об} = \frac{G_п^0 * r_п}{G_ж^0 * c_{рж} * \theta_ж^{вых0}}$.

- Объект имеет транспортное запаздывание:

$$\tau_{тр} = \frac{\rho_п * V_{труб}}{G_п^0} = \tau_{об} \qquad (19),$$

где $V_{труб}$ - объем трубопровода подачи пара от Р.О. до входа в аппарат.

- *Таким образом*, в целом динамика объекта по каналу управления описывается математической моделью апериодического звена 1-го порядка с запаздыванием:

$$W(p) = \frac{K_{об}}{T_{об} * p + 1} * e^{-p*\tau_{об}} \qquad (20).$$

Анализ статической характеристики объекта.

Из уравнения статики выразим $\theta_ж^{вых}$ в явном виде:

$$\theta_ж^{вых} = \frac{G_п * r_п}{G_ж * c_{рж}} + \theta_ж^{вх} \qquad (21).$$

- Статическая характеристика линейна по отношению к воздействиям по: $G_п, r_п, \theta_ж^{вх}$.
- Статическая характеристика нелинейна по отношению к воздействию по $G_ж$.
- Статическую характеристику можно линеаризовать по отношению к $G_ж$ введением стабилизации соотношения расходов: $G_п = \gamma * G_ж$, тогда получим:

$$\theta_ж^{вых} = \frac{\gamma * G_ж * r_п}{G_ж * c_{рж}} + \theta_ж^{вх} \qquad (22).$$

- Линеаризованное представление статической характеристики через разложение в ряд Тейлора:

$$\Delta\theta_ж^{вых} = \left(\frac{\partial\theta_ж^{вых}}{\partial G_п}\right)^0 * \Delta G_п + \left(\frac{\partial\theta_ж^{вых}}{\partial G_ж}\right)^0 * \Delta G_ж + \left(\frac{\partial\theta_ж^{вых}}{\partial r_п}\right)^0 * \Delta r_п + \\ + \left(\frac{\partial\theta_ж^{вых}}{\partial\theta_ж^{вх}}\right)^0 * \Delta\theta_ж^{вх} \qquad (23).$$

На основании (23) можно получить:

$$\Delta\theta_ж^{вых} = K_1 * \Delta G_п + K_2 * \Delta G_ж + K_3 * \Delta r_п + K_4 * \Delta\theta_ж^{вх} \qquad (24).$$

Схема испарителя
(кожухотрубного теплообменника с изменяющимся агрегатным состоянием теплоносителя и технологического потока).

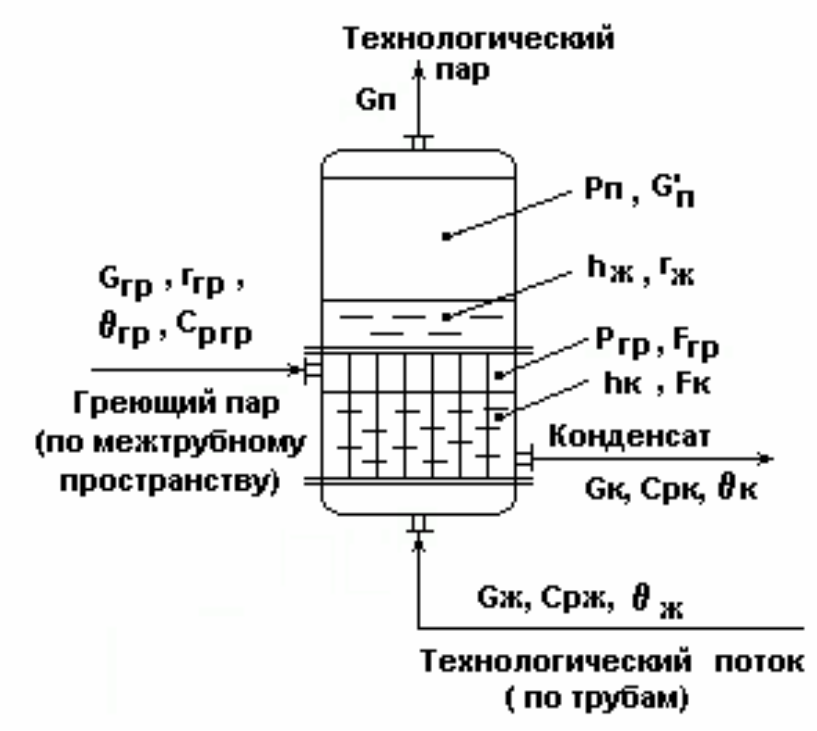


Рис.1.

Показатель эффективности: $h_ж$ - уровень жидкой фазы в трубках испарителя.

Цель управления: поддержание $\mathbf{h_ж = h_ж^{зд}}$.

Математическое описание на основе физики процесса.

1. Общая тепловая нагрузка испарителя Q:

$$\mathbf{Q} = \mathbf{Q}_{\text{гр}} + \mathbf{Q}_{\text{к}} \qquad (1).$$

2. На основании уравнения теплопередачи можно записать:

$$\mathbf{Q}_{\text{гр}} = \mathbf{f}(\mathbf{F}_{\text{гр}}) \quad \text{и} \quad \mathbf{Q}_{\text{к}} = \mathbf{f}(\mathbf{F}_{\text{к}}) \qquad (2).$$

При теплопередаче от греющего пара и конденсата через трубки справедливы соотношения:

$$\mathbf{F}_{\text{гр}} = \mathbf{f}(\mathbf{H}_{\text{труб}} - \mathbf{h}_{\text{к}}) \quad \text{и} \quad \mathbf{F}_{\text{к}} = \mathbf{f}(\mathbf{h}_{\text{к}}) \qquad (3).$$

3. Общая поверхность теплопередачи $F_т$ при конденсации греющего пара определится как:

$$\mathbf{F}_{\text{т}} = \mathbf{F}_{\text{п}} + \mathbf{F}_{\text{к}} \qquad (4а),$$

и следовательно на основании (3) и (4а) можно записать:

$$\mathbf{F}_{\text{т}} = \mathbf{f}(\mathbf{h}_{\text{к}}) \qquad (4б).$$

4. Определение $\mathbf{G}_{\text{гр}}^{\text{эфф}}$ на основании теплового баланса по греющему пару:

$$\mathbf{Q} = \mathbf{G}_{\text{гр}} * \mathbf{c}_{\text{ргр}} * \theta_{\text{гр}} - \mathbf{G}_{\text{к}} * \mathbf{c}_{\text{рк}} * \theta_{\text{к}} = G_{\text{гр}} * r_{\text{гр}} \qquad (5а);$$

$$\mathbf{G}_{\text{гр}}^{\text{эфф}} = \frac{\mathbf{Q} + \mathbf{G}_{\text{к}} * \mathbf{c}_{\text{рк}} * \theta_{\text{к}}}{\mathbf{c}_{\text{ргр}} * \theta_{\text{гр}}} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{r}_{\text{гр}}} \qquad (5б).$$

5. Определение $\mathbf{G}_{\text{ж}}^{\text{эфф}}$ на основании теплового баланса по технологическому потоку:

$$\mathbf{Q} = \mathbf{G}_{\text{ж}} * \mathbf{c}_{\text{рж}} * \theta_{\text{ж}}^{\text{вх}} - \mathbf{G}_{\text{п}} * \mathbf{c}_{\text{рп}} * \theta_{\text{п}} \qquad (6а);$$

$$\mathbf{G}_{\text{ж}}^{\text{эфф}} = \frac{\mathbf{Q} + \mathbf{G}_{\text{п}} * \mathbf{c}_{\text{рп}} * \theta_{\text{п}}}{\mathbf{c}_{\text{рж}} * \theta_{\text{ж}}^{\text{вх}}}. \qquad (6б).$$

Выводы из математического описания физики процесса:

- Общая тепловая нагрузка, отдаваемая греющим паром зависит следующих его параметров:

$$\mathbf{Q} = \mathbf{f}\{\mathbf{G}_{\text{гр}}, \mathbf{r}_{\text{гр}}(\mathbf{P}_{\text{гр}}), \theta_{\text{гр}}, \mathbf{F}_{\text{т}}(\mathbf{h}_{\text{к}})\} \qquad (7).$$

- Общая тепловая нагрузка, получаемая технологическим потоком, определяет следующие его параметры:

$$\mathbf{P}_{\text{п}} = \mathbf{f}(\mathbf{Q}) \quad \text{и} \quad \mathbf{r}_{\text{ж}} = \mathbf{f}(\mathbf{P}_{\text{п}}) \qquad (8);$$

$$\mathbf{h}_{\text{ж}} = \mathbf{f}(\mathbf{Q}) \qquad (9).$$

Математическое описание на основе теплового и материальных балансов процесса.

Тепловой баланс испарителя.

Уравнение динамики:

В развернутом виде при условии $\theta_{гр} > \theta_{н}^{гр} > \theta_{к}$ и $\theta_{ж} < \theta_{н}^{п} = \theta_{п}$:

$$(\mathbf{M}_{ж} * \mathbf{c}_{рж} + \mathbf{M}_{п} * \mathbf{c}_{рп}) * \frac{\mathbf{d}\theta}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G}_{гр} * \mathbf{c}_{ргр} * (\theta_{гр} - \theta_{гр}^{н}) + \mathbf{G}_{гр} * \mathbf{r}_{гр} +$$
$$+ \mathbf{G}_{к} * \mathbf{c}_{рк} * (\theta_{гр}^{н} - \theta_{к}) - \mathbf{G}_{ж} * \mathbf{c}_{рж} * (\theta_{п}^{н} - \theta_{ж}) - \mathbf{G}_{ж} * \mathbf{r}_{ж} - \mathbf{G}_{п} * \mathbf{c}_{рп} * \theta_{п} \qquad (10а).$$

- т.е. тепло выделяется за счет охлаждения $G_{гр}$ от исходной температуры $\theta_{гр}$ до температуры насыщенного пара $\theta_{гр}^{н}$, конденсации пара и последующего охлаждения конденсата до $\theta_{к}$.
- тепло расходуется на нагревание $G_{ж}$ до температуры $\theta_{п}^{н}$, испарение жидкости и отводится с образующейся паровой фазой.

В свернутом наиболее общем виде выражение (10а) преобразуется к виду:

$$(\mathbf{M}_{ж} * \mathbf{c}_{рж} + \mathbf{M}_{п} * \mathbf{c}_{рп}) * \frac{\mathbf{d}\theta}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G}_{гр} * \mathbf{c}_{ргр} * \theta_{гр} -$$
$$- \mathbf{G}_{к} * \mathbf{c}_{рк} * \theta_{к} + \mathbf{G}_{ж} * \mathbf{c}_{рж} * \theta_{ж} - \mathbf{G}_{п} * \mathbf{c}_{рп} * \theta_{п} \qquad (10б).$$

Уравнение статики при $\frac{\mathbf{d}\theta_{ж}^{вых}}{\mathbf{dt}} = 0$*:*

$$\mathbf{G}_{ж} * \mathbf{c}_{рж} * \theta_{ж} - \mathbf{G}_{п} * \mathbf{c}_{рп} * \theta_{п} = \mathbf{G}_{гр} * \mathbf{c}_{ргр} * \theta_{гр} - \mathbf{G}_{к} * \mathbf{c}_{рк} * \theta_{к} \qquad (10в)$$

Выводы по тепловому балансу процесса:

- В целом температура в испарителе на основании выражений (8) и (9) зависит от следующих параметров процесса:

$$\theta = \mathbf{f}\left\{\begin{matrix}\mathbf{G}_{гр}(\mathbf{h}_{к}), \mathbf{G}_{к}(\mathbf{h}_{к}), \mathbf{G}_{ж}(\mathbf{h}_{ж}), \mathbf{G}_{п}(\mathbf{h}_{ж}), \\ \theta_{гр}, \theta_{к}, \theta_{ж}, \mathbf{r}_{гр}(\mathbf{P}_{гр}), \mathbf{r}_{ж}(\mathbf{P}_{п}), \mathbf{c}_{рi}\end{matrix}\right\} \qquad (10г).$$

- Так как температура в испарителе у поверхности раздела фаз, т.е. в зоне испарения должна быть равна температуре кипения, то можно полагать:

$$\theta = \theta_{ж} = \theta_{п} = \theta_{кип},$$

а температура кипения зависит от давления паровой фазы в испарителе, т.е. при $P_{п} \uparrow \rightarrow \theta_{кип} \uparrow$ (при этом $r_{ж} \downarrow$).

- *Поэтому температура не может использоваться как показатель эффективности процесса испарения.*
- Однако, на основании (6а, 6б) температура важна для обеспечения расчетной общей тепловой нагрузки Q в испарителе, т.е. теплового баланса в аппарате.
- Из выражения (10г) следует, что основными параметрами, характеризующими данный процесс, являются:
  - уровень $h_{ж}$ и давление $P_{п}$ технологического потока в испарителе;
  - уровень $h_{к}$ и давление $P_{гр}$ потока греющего пара в кипятильнике;

Материальный баланс по жидкой фазе в испарителе (для технологического потока)

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{ж} * S_{апп} * \frac{dh_{ж}}{dt} = G_{ж} - G_{п}, \quad (11),$$

- *Уравнение статики при* $\frac{dh_{ж}}{dt} = 0$*:*

$$G_{ж} = G_{п} \quad (12).$$

- На основании (11) и (12) можно считать:

$$h_{ж} = f\{G_{ж}, G_{п}(G_{гр})\}. \quad (13),$$

- *Предпочтительное управляющее воздействие* $G_{гр}$.

Материальный баланс по жидкой фазе в кипятильнике (для конденсата греющего пара).

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{к} * S_{мтр} * \frac{dh_{к}}{dt} = G_{гр} - G_{к}, \quad (14),$$

- *Уравнение статики при* $\frac{dh_{к}}{dt} = 0$*:*

$$G_{гр} = G_{к} \quad (15).$$

- На основании (14) и (15) можно считать:

$$h_{к} = f(G_{гр}, G_{к}). \quad (16).$$

- *Предпочтительное управляющее воздействие является отбор конденсата* $G_{к}$.

Материальный баланс по паровой фазе для технологического потока в испарителе.

- *Уравнение динамики:*

$$\frac{\mathbf{V_п} * \mathbf{M_п}}{\mathbf{R} * \theta_{\mathbf{п}}} * \frac{\mathbf{dP_п}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_ж} - \mathbf{G_п} \qquad (17),$$

где

$M_п$ - мольная масса паровой фазы технологического потока, кг/моль;
$P_п$ - давление паровой фазы технологического потока, Па;
$\theta_п$ - температура паровой фазы технологического потока, К,
$V_п$ - объем паровой фазы технологического потока, $м^3$.

- *Уравнение статики при* $\frac{\mathbf{dP_п}}{\mathbf{dt}} = 0$*:*

$$\mathbf{G_ж} = \mathbf{G_п} \qquad (18).$$

- *На основании (17) и (18)можно считать:*

$$\mathbf{P_п} = \mathbf{f}(\mathbf{G_п}, \mathbf{G_к}) \qquad (19),$$

Предпочтительное управляющее воздействие G_n.

Материальный баланс по паровой фазе для кипятильника.

Уравнение динамики:

$$\frac{\mathbf{V_{гр}} * \mathbf{M_{гр}}}{\mathbf{R} * \theta_{\mathbf{гр}}} * \frac{\mathbf{dP_{гр}}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_{гр}} - \mathbf{G_к} \qquad (20),$$

где $M_{гр}$ - мольная масса паровой фазы греющего пара, кг/моль;
$P_{гр}$ - давление паровой фазы греющего пара, Па;
$\theta_{гр}$ - температура паровой фазы греющего пара, К,
$V_{гр}$ - объем паровой фазы греющего пара, $м^3$.

- *Уравнение статики при* $\frac{\mathbf{dP_{гр}}}{\mathbf{dt}} = 0$*:*

$$\mathbf{G_{гр}} = \mathbf{G_к} \qquad (21).$$

На основании (20) и (21) можно считать:

$$\mathbf{P_{гр}} = \mathbf{f}(\mathbf{G_{гр}}, \mathbf{G_к}) \qquad (22).$$

Предпочтительное управляющее $G_{гр}$.

Информационная схема испарителя на основе материального баланса.

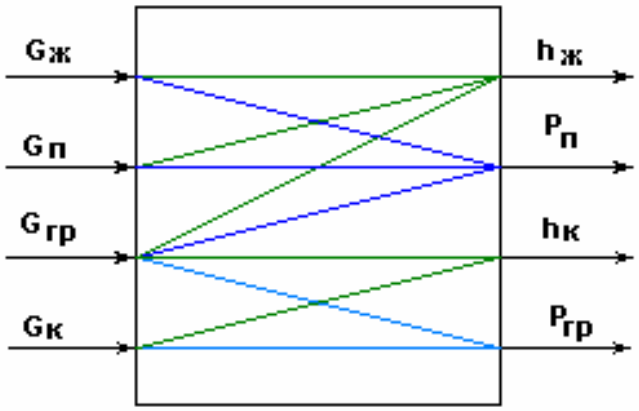


Рис.2.

- Возможные управляющие воздействия: $\mathbf{G_ж, G_п, G_к, G_{гр}}$.
- Возможные управляемые переменные: $\mathbf{h_ж, h_к, P_п, P_{гр}}$.

Информационная схема испарителя для типового решения автоматизации.

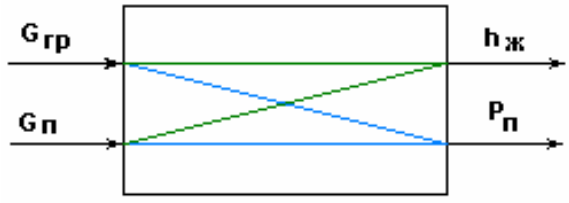


Рис.3.

- В типовом решении автоматизации испарителей объект рассматривают как односвязный для основных каналов управления рис.3.
- Однако, на основании схемы рис.3. объект можно рассматривать как многосвязный.
- *Многосвязность объекта* с позиций физики процесса можно объяснить следующим образом:

  - При $\mathbf{G_п \uparrow \rightarrow P_п \downarrow, h_ж \uparrow,}$; т.к. при $\mathbf{P_п \downarrow \rightarrow \theta_{кип} \downarrow, r_ж \uparrow}$

  - При $\mathbf{G_{гр} \uparrow \rightarrow P_п \uparrow, h_ж \downarrow}$; т.к. при $\mathbf{P_п \uparrow \rightarrow \theta_{кип} \uparrow, r_ж \downarrow}$

Типовая схема автоматизации испарителей.

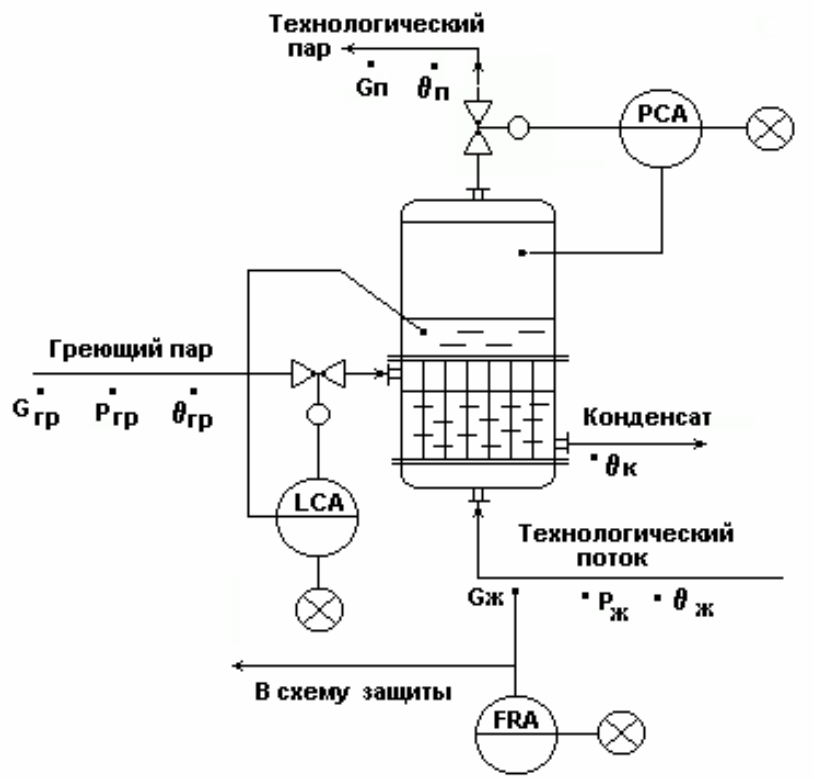


Рис.4.

Типовое решение автоматизации испарителей.

1. Регулирование.

- Регулирование уровня $h_ж$ по подаче греющего пара $G_{гр}$ - как показателя эффективности процесса нагревания в испарителе.
- Регулирование давления $P_п$ по отбору паровой фазы из испарителя - для обеспечения материального баланса по паровой фазе и стабилизации $r_ж=f(P_п)$.

2. Контроль.

- расходы - $G_{гр}$, $G_п$, $G_ж$;
- температуры - $\theta_{гр},\theta_к,\theta_ж,\theta_п$;
- давление - $P_{гр}$, $P_ж$ $P_п$;
- уровень - $h_ж$

3. Сигнализация.

- существенные отклонения $h_ж$ и $P_п$ от заданий;
- резкое падение расхода технологического потока $G_ж$, при этом формируется сигнал «В схему защиты».

4. Система защиты.

По сигналу «В схему защиты» - отключаются магистрали подачи греющего пара $G_{гр}$ и отбора пара для технологических нужд.

8. Материалы к лекции №8

Автоматизация процесса выпаривания
Движущая сила процесса выпаривания.

- Движущей силой процесса выпаривания является полезная разность температур $\Delta\theta_{полезн}$:

$$\Delta\theta_{полезн} = \theta_т - \theta_{р\text{-}ра}^{кип} \quad (1).$$

- Общая разность температур $\Delta\theta_{общ}$ в процессе:

$$\Delta\theta_{общ} = \theta_т - \theta_{р\text{-}ля}^{кип} \quad (2).$$

- Общая разность температур $\Delta\theta_{общ}$ больше полезной разности температур $\Delta\theta_{полезн}$ на величину потерь $\Sigma\Delta$:

$$\Delta\theta_{полезн} = \Delta\theta_{общ} - \Sigma\Delta \quad (3),$$

- Величина потерь $\Sigma\Delta$ в процессе выпаривания:

$$\Sigma\Delta = \Delta_г + \Delta_д + \Delta_{гп} \quad (4),$$

где - $\Delta_г$ потери за счет гидростатического эффекта; $\Delta_д$ - температурная депрессия; $\Delta_{гп}$ - потери температуры за счет гидравлических потерь в трубопроводе.

- На основании выражений (2) и (4) выражение (3) примет вид:

$$\Delta\theta_{полезн} = \theta_т - \theta_{р\text{-}ля}^{кип} -(\Delta_г + \Delta_д + \Delta_{гп}) \quad (5).$$

Температурная депрессия.

- Определение $\Delta_д$ на основании (1) и (5):

$$\Delta_д = \theta_{р\text{-}ра}^{кип} - \theta_{р\text{-}ля}^{кип} \quad (6).$$

- Определение $\Delta_д$ по диаграммам **«P - θ»**.

Диаграмма «P - θ» для растворов и растворителей.

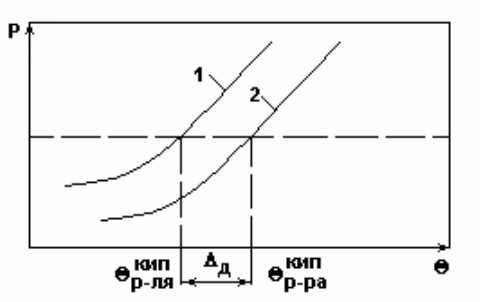


Рис.1.

- Из диаграммы следует, что при P=const $\Delta_д = \theta_{р\text{-}ра}^{кип} - \theta_{р\text{-}ля}^{кип}$

- Расчетные соотношения для $\Delta_д$:

  - *Для концентрированных растворов недиссоциирующихся веществ:*

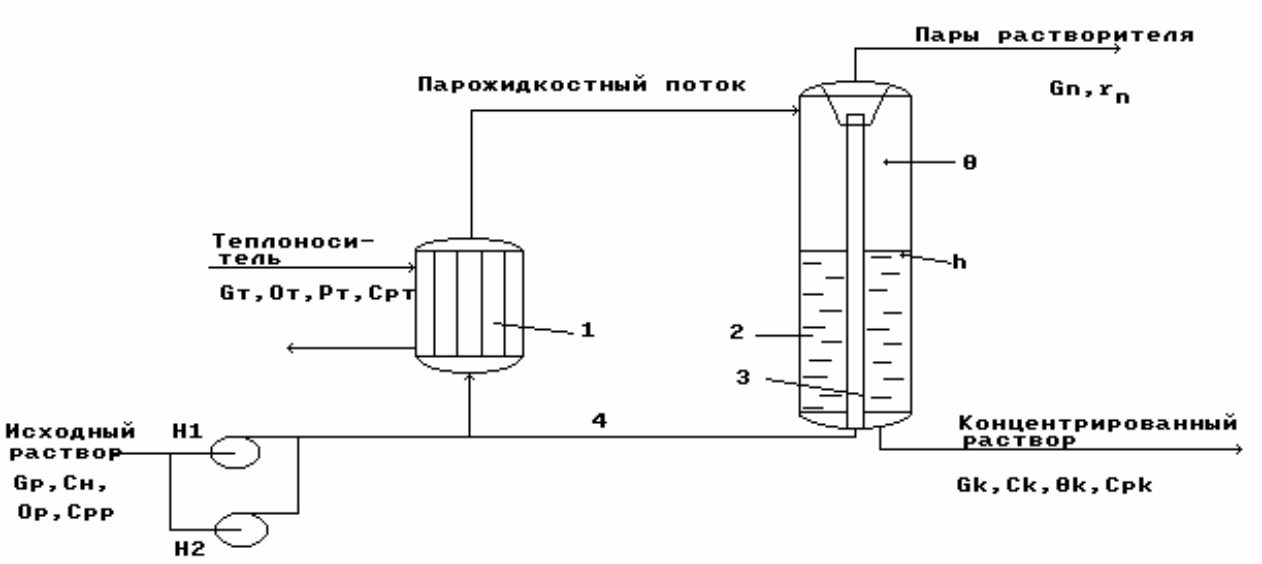
$$\Delta_д = \frac{\mathbf{R} * \left(\theta_{р-ля}^{кип}\right)^2 * \mathbf{c}_к}{\mathbf{r}_п^{р-ля}} \quad (7),$$

- *Для концентрированных растворов диссоциирующихся веществ:*

$$\Delta_д = \frac{\mathbf{R} * \left(\theta_{р-ля}^{кип}\right)^2 * \mathbf{c}_к}{\mathbf{r}_п^{р-ля}} * \frac{\mathbf{c}_к}{1 - \mathbf{b} * \mathbf{c}_к} \quad (8),$$

где R=8,31, дж/(моль*К);
$c_к$ - концентрация растворенного вещества в концентрированном растворе, моль/моль;
$r_п^{р\text{-}ля}$ - теплота испарения растворителя, дж/моль;
$\theta_{р\text{-}ля}^{кип}$ - температура кипения растворителя, К;
b - константа, определяемая опытным путем.

Объект управления
Схема выпарной установки естественной циркуляции
с вынесенной греющей камерой.



1. греющая камера;
2. - выпарной аппарат;
3. брызгоулавливатель;
4. циркуляционная труба

Рис.2.

- Работа установки.

Исходный раствор подается по трубам кипятильника 1, где нагревается до температуры кипения с образованием парожидкостной смеси, которая далее поступает в выпарной аппарат (сепаратор) 2.

В сепараторе 2 парожидкостная смесь разделяется на паря растворителя и концентрированный раствор.

Пары растворителя проходят через брызгоулавливатель 3 и выводятся из процесса из верха сепаратора в виде парового потока $G_п$.

Выделенная брызгоулавливателем жидкая фаза из паров растворителя возвращается в кипятильник 1 по циркуляционной трубе 4.

Сконцентрированный раствор в виде потока $G_к$ выводится из низа сепаратора.

- ***Показатель эффективности процесса*** - концентрация концентрированного раствора $c_к$.

- ***Цель управления*** - обеспечение $c_к = c_к^{зд}$ (на максимально возможном для данной установки значении).

Материальный баланс по растворенному веществу.

Уравнение динамики:

$$\rho_к * S_{апп} * h_к * \frac{dc_к}{dt} = G_р * c_н - G_к * c_к \quad (1),$$

Уравнение статики $\frac{dc_к}{dt} = 0$:

$$G_р * c_н = G_к * c_к \quad (2)$$

Из выражений (1) и (2) следует:

$$c_к = f(G_р, G_к) \quad (3),$$

Предпочтительное управляющее воздействие: $G_р$.

Тепловой баланс выпарной установки.

Уравнение динамики процесса выпаривания:

$$(\rho_п * V_п * c_{рп} + \rho_к * V_к * c_{рк}) * \frac{d\theta^0_{апп}}{dt} = G_т * c_{рт} * \theta_т + \\ + G_р * c_{рр} * \theta_р - G_{кт} * c_{ркт} * \theta_{кт} - G_к * c_{рк} * \theta_к - W * r_п \pm Q_{конц} \quad (5).$$

Уравнение статики при $\frac{d\theta_{апп}}{dt} = 0$:

$$G_т * c_{рт} * \theta_т + G_р * c_{рр} * \theta_р = \\ = G_{кт} * c_{ркт} * \theta_{кт} + G_к * c_{рк} * \theta_к + W * r_п \mp Q_{конц} \quad (6).$$

В выражениях (5) и (6) принято:

- $\theta_{апп} = \theta_п = \theta_к$;
- $\theta_п = \theta^{р-ля}_{нп}$;
- $W = G_р - G_к = G_п$ - количество испаряемого растворителя;
- $c_{рр} = f(\theta_р, c_н)$, $c_{рк} = f(\theta_к, c_к)$ - удельные теплоемкости исходного и концентрированного растворов, которые не починяются закону аддитивности;
- $Q_{конц} = -\Delta q * G_к$,

где Δq - тепловой эффект растворения, определяемый на основании закона Гесса:

$$\Delta q = q_к(c_к) - q_н(c_н), \frac{дж}{кг},$$

где $q_н$ и $q_к$ - интегральные теплоты растворения в начале и конце процесса.

- На основании (5) и (6):

$$\theta_{апп} = f(G_т, G_р, G_к) \quad (7).$$

Предпочтительные управляющие воздействия:

- для обеспечения теплового баланса процесса - расход теплоносителя $G_т$;
- для косвенного регулирования показателя эффективности процесса $\theta_{апп} = f(c_к)$ - расход исходного раствора $G_р$.

В типовом решении автоматизации:

- для косвенного регулирования показателя эффективности процесса выпаривания используют не температуру в аппарате, а температурную депрессию:

$$\Delta_д = \theta^{кип}_{р-ра} - \theta^{кип}_{р-ля} = f(c_к).$$

Материальный баланс по жидкой фазе (для раствора).

Уравнение динамики:

$$\rho_к * S_{апп} * \frac{dh_к}{dt} = G_р - G_к - G_п, \quad (8),$$

Уравнение статики:

$$G_р = G_к + G_п \quad (9)$$

На основании (8) и (9):

$$h_к = f(G_р, G_к, G_п). \quad (10).$$

Предпочтительное управляющее воздействие - $G_к$.

Материальный баланс по паровой фазе (для раствора).

Уравнение динамики:

$$\frac{V_п^{апп} * M_п}{R * \theta_п} * \frac{dP_п}{dt} = G_р - G_к - G_п \quad (11),$$

где $M_п$ - мольная масса паровой фазы (растворителя), кг/моль;

$P_п$ - давление в сепараторе, Па;

$\theta_п = \theta_к = \theta_{апп}$ - температура в сепараторе, К,

$V_п$ - объем паровой фазы в сепараторе, $м^3$.

Уравнение статики:

$$G_р = G_к + G_п \quad (12).$$

На основании (11) и (12): $P_п = f(G_р, G_к, G_п)$ и *предпочтительное управляющее воздействие $G_п$.*

Материальный баланс по жидкой фазе (для теплоносителя).

Уравнение динамики:

$$\rho_{кт} * S_{апп} * \frac{dh_{кт}}{dt} = G_т - G_{кт}, \quad (14),$$

Уравнение статики:

$$G_т = G_{кт} \quad (15).$$

На основании (14) и (15):

$$h_{кт} = f(G_т, G_{кт}). \quad (16).$$

Предпочтительное управляющее воздействие - $G_{кт}$.

Материальный баланс по паровой фазе (для теплоносителя).

Уравнение динамики:

$$\frac{\mathbf{V}_т^{мтр} * \mathbf{M}_т}{\mathbf{R} * \theta_т} * \frac{\mathbf{dP}_т^{мтр}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G}_т - \mathbf{G}_{кт} \qquad (17),$$

где $M_П$ - мольная масса теплоносителя, кг/моль;

$P_т^{мтр}$ - давление теплоносителя в межтрубном пространстве кипятильника, Па;

$\theta_т$ - температура теплоносителя, К,

$V_т^{мтр}$ - объем паровой фазы теплоносителя в межтрубном пространстве кипятильника, $м^3$.

Уравнение статики:

$$\mathbf{G}_т = \mathbf{G}_{кт} \qquad (18).$$

На основании (17) и (18):

$$\mathbf{P}_т^{мтр} = \mathbf{f}(\mathbf{G}_т, \mathbf{G}_{кт}) \qquad (19).$$

Предпочтительное управляющее воздействие G_m.

Информационная схема процесса выпаривания.

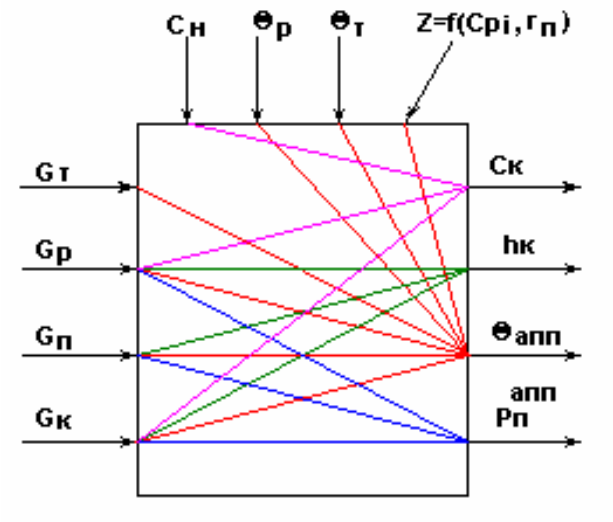


Рис.3

- Возможные управляющие воздействия: $\mathbf{G}_т, \mathbf{G}_р, \mathbf{G}_п, \mathbf{G}_к$.
- Возможные контролируемые возмущения: $\mathbf{c}_н, \theta_т, \theta_р$.
- Возможные неконтролируемые возмущения: $\mathbf{c}_{рт}, \mathbf{c}_{рр}, \mathbf{c}_{рк}, \mathbf{c}_{рп}, \mathbf{r}_п$ - удельные теплоемкости потоков c_{pi} и теплота испарения растворителя $r_П$.
- Возможные управляемые переменные: $\mathbf{c}_к, \mathbf{h}_к, \theta_{апп}, \mathbf{P}_п$.
- На основании рис.3 выпарная установка является сложным многосвязным объектом по возможным управляющим воздействиям $\mathbf{G}_р, \mathbf{G}_к, \mathbf{G}_п$.

Типовая схема автоматизации процесса выпаривания.

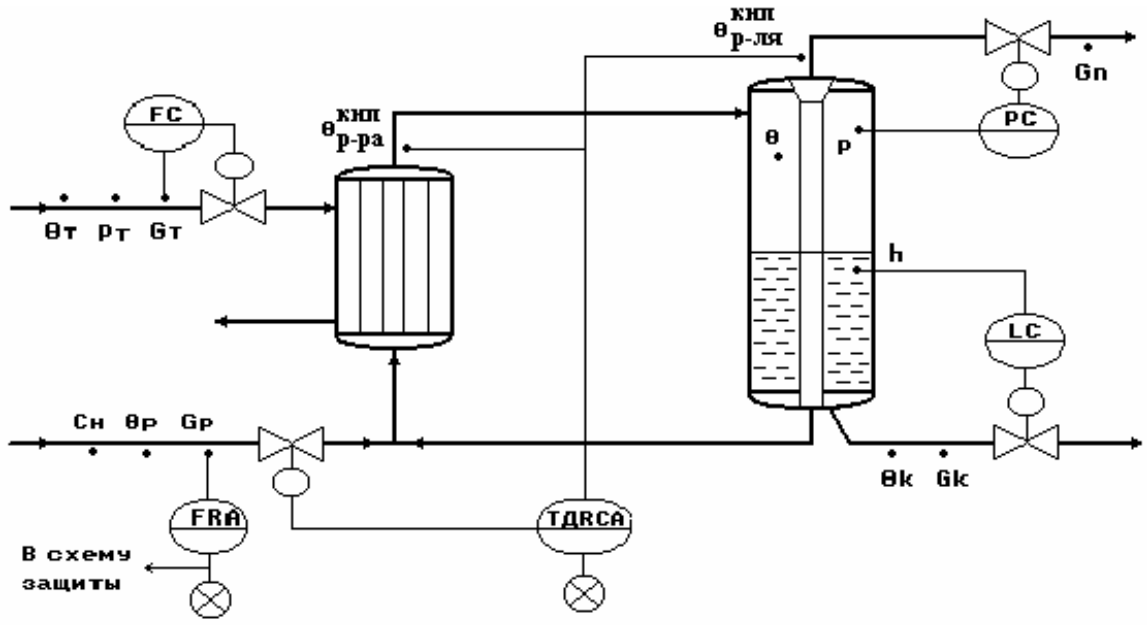


Рис.4.

Типовое решение автоматизации процесса выпаривания.

9. Регулирование.

- Регулирование температурной депрессии $\Delta_д$ по подаче исходного раствора $G_р$ - как параметра, косвенно характеризующего показатель эффективности процесса выпаривания $c_к$.
- Регулирование давления в сепараторе $P_п^{апп}$ по отбору паров растворителя $G_п$ - для обеспечения материального баланса по паровой фазе.
- Регулирование уровня в сепараторе $h_к$ по отбору концентрированного раствора $G_к$ - для обеспечения материального баланса по жидкой фазе.
- Стабилизация расхода теплоносителя $G_т$ - для обеспечения теплового баланса установки

10.Контроль.

- расходы - $G_т$, $G_р$, $G_к$, $G_п$;
- температуры - $\theta_т, \theta_р, \theta_к, \theta_{апп}, \Delta\theta$;
- давление - $P_п^{апп}$, $P_т$;
- уровень концентрированного раствора в аппарате - $h_к$;

11.Сигнализация.

- существенные отклонения $\Delta_д = \mathbf{f}(\mathbf{c}_к)$ от задания;
- Прекращение подачи исходного раствора $G_р$, при этом формируется сигнал «В схему защиты».

12.Система защиты.

По сигналу «В схему защиты» - открывается магистраль $G_п$, отключается подача теплоносителя и отбор концентрированного раствора.

9 Материалы к лекции №9
Общая характеристика массообменных процессов

Вид диаграммы равновесия для системы с 3 степенями свободы $c_1^* = f(c_2)$ при θ=const и P=const;

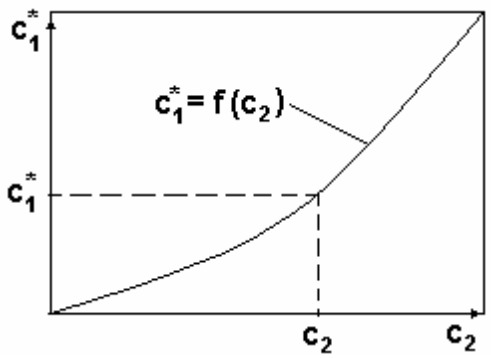


Рис.2.

На диаграмме обозначено:

- c_1 - концентрация компонента в газовой фазе, $c_{y.}$
- c_2 - концентрация компонента в жидкой фазе, $c_{x.}$
- при $c_x = c_2$, равновесное значение концентрации в газовой фазе будет $c_y^* = c_1^*$.

Вид диаграммы равновесия для системы с 2 степенями свободы $c_1^* = f(c_2)$ при P=const.

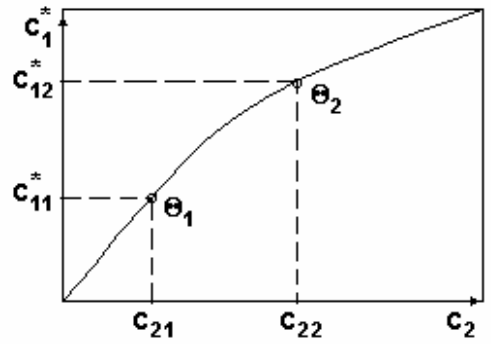


Рис.3.

- Каждая точка кривой рис.3 соответствует равновесному состоянию при различных температурах.
- Отношение концентраций фаз при равновесии называют ***коэффициентом распределения***:

$$\mathbf{m} = \frac{\mathbf{c}_1^*}{\mathbf{c}_2} \qquad (3).$$

- Графически m можно определить: $\mathbf{m} = \mathbf{tg}\alpha$,
  т. е.как тангенс угла наклона касательной к линии равновесия, если она нелинейна, или как тангенс угла наклона самой линии равновесия, если она линейна.

Уравнение рабочей линии процесс массопередачи при противотоке распределяющих веществ.

Схема движения распределяющихся веществ противотоком:

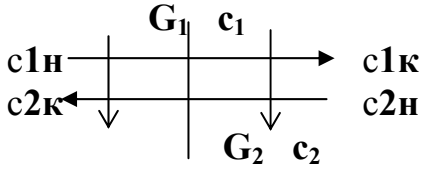


Рис.1.

Материальный баланс процесса по целевому компоненту можно записать в виде:

$$\mathbf{G_1 * c_{1н} + G_2 * c_{2н} = G_1 * c_{1к} + G_2 * c_{2к}} \quad (1),$$

или

$$\mathbf{G_1 * (c_{1н} - c_{1к}) = G_2 * (c_{2к} - c_{2н})} \quad (2).$$

Для произвольного сечения аппарата с концентрациями c_1 и c_2 можно записать:

$$\mathbf{G_1 * c_{1н} + G_2 * c_2 = G_2 * c_{2к} + G_1 * c_1} \quad (3а).$$

или

$$\mathbf{G_1 * c_1 = G_1 * c_{1н} - G_2 * c_{2к} + G_2 * c_2} \quad (3б).$$

Выразим из (3б) зависимость $c_1 = f(c_2)$:

$$\mathbf{c_1 = \frac{G_2}{G_1} * c_2 + \left(c_{1н} - \frac{G_2}{G_1} * c_{2к} \right)} \quad (4).$$

- Выражение (4) - уравнение рабочей линии (рабочих концентраций) массопередачи.
- Это уравнение прямой с $\mathbf{tg\alpha = \frac{G_2}{G_1}}$.
- Рабочая линия всего аппарата ограничена точками с координатами $c_{1н}$, $c_{1к}$, $c_{2н}$, $c_{2н}$.

Вид рабочей линии при противотоке распределяющих веществ.

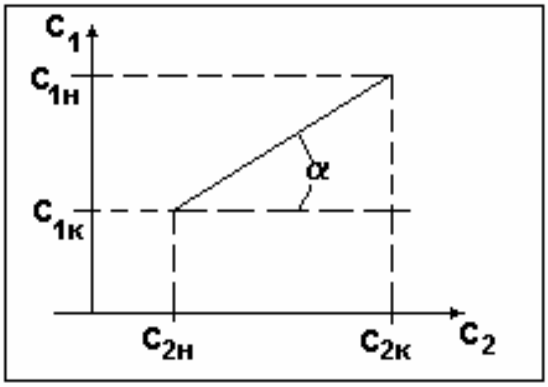


Рис.2.

Уравнение рабочей линии процесса при прямотоке распределяющих веществ.

Схема движения распределяющихся веществ прямотоком:

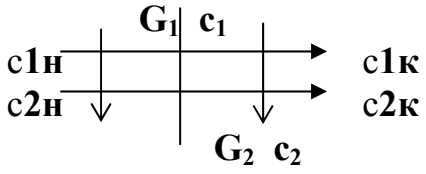


Рис.3.

Материальный баланс процесса по целевому компоненту можно записать в виде:

$$\mathbf{G_1 * c_{1н} + G_2 * c_{2н} = G_1 * c_{1к} + G_2 * c_{2к}} \quad (5),$$

или

$$\mathbf{G_1 * (c_{1н} - c_{1к}) = G_2 * (c_{2к} - c_{2н})} \quad (6).$$

Для произвольного сечения аппарата с концентрациями c_1 и c_2 можно записать:

$$\mathbf{G_1 * c_{1н} + G_2 * c_{2н} = G_1 * c_1 + G_2 * c_2} \quad (7а)$$

или

$$\mathbf{G_1 * c_1 = -G_2 * c_2 + G_2 * c_{2н} + G_1 * c_{1н}} \quad (7б).$$

Выразим из (7б) зависимость $c_1 = f(c_2)$:

$$\mathbf{c_1 = -\frac{G_2}{G_1} * c_2 + \left(c_{1н} + \frac{G_2}{G_1} * c_{2н} \right)} \quad (8).$$

- Выражение (8) - уравнение рабочей линии (рабочих концентраций массопередачи) при прямотоке распределяющих веществ.
- Это уравнение прямой с $\mathbf{tg\alpha = -\frac{G_2}{G_1}}$.
- Рабочая линия всего аппарата ограничена точками с координатами $c_{1н}$, $c_{1к}$, $c_{2н}$, $c_{2н}$.

Вид рабочей линии при прямотоке распределяющих веществ.

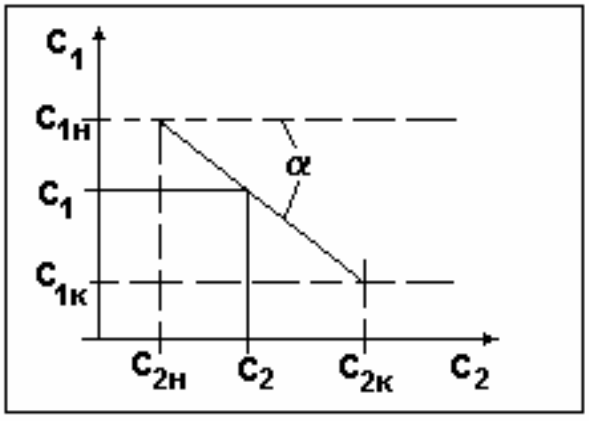


Рис.4.

Диаграмма c_1-c_2 при расположении рабочей линии выше равновесной.

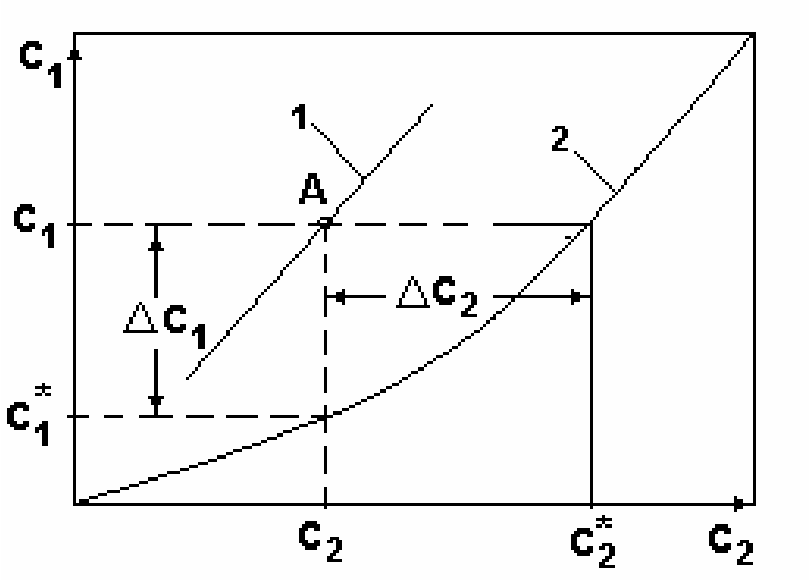


Рис.1.

- Из диаграммы рис.1 следует:

$$\Delta \mathbf{c}_1 = \mathbf{c}_1 - \mathbf{c}_1^* \quad \text{и} \quad \Delta \mathbf{c}_2 = \mathbf{c}_2^* - \mathbf{c}_2$$

- Это означает, что целевой компонент будет переходить из фазы G_1 в фазу G_2.

Диаграмма c_1-c_2 при расположении рабочей линии ниже равновесной.

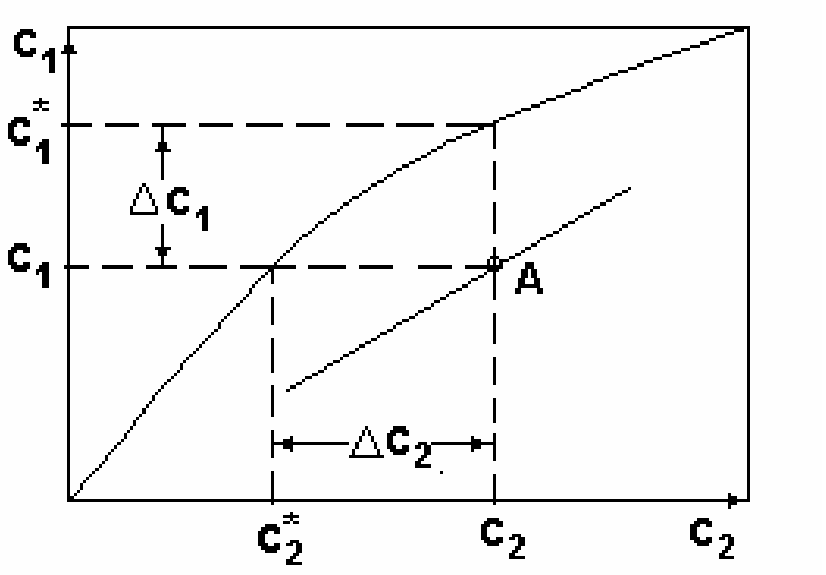


Рис.2

- Из диаграммы рис.2. следует:

$$\Delta \mathbf{c}_1 = \mathbf{c}_1^* - \mathbf{c}_1 \quad \text{и} \quad \Delta \mathbf{c}_2 = \mathbf{c}_2 - \mathbf{c}_2^*$$

- Это означает, что целевой компонент будет переходить из фазы G_2 в фазу G_1.

Средняя движущая сила процессов массопередачи.

- при $\Delta\mathbf{н} > \Delta\mathbf{к}$ и $\frac{\Delta\mathbf{н}}{\Delta\mathbf{к}} \le 2$:

$$\Delta\mathbf{ср} = \frac{\Delta\mathbf{н} + \Delta\mathbf{к}}{2} \qquad (1).$$

- при $\Delta\mathbf{н} > \Delta\mathbf{к}$ и $\frac{\Delta\mathbf{н}}{\Delta\mathbf{к}} > 2$:

$$\Delta\mathbf{ср} = \frac{\Delta\mathbf{н} - \Delta\mathbf{к}}{\ln\frac{\Delta\mathbf{н}}{\Delta\mathbf{к}}} \qquad (2).$$

Основное уравнение массопередачи.

$$\mathbf{M} = \mathbf{K} * \mathbf{F} * \Delta\mathbf{ср} \qquad (1),$$

где М - масса переносимого вещества, кг/с;

К - коэффициент массопередачи, $\frac{\mathbf{кг}}{\mathbf{м}^2 * \mathbf{с}}$

$\Delta_{ср}$ - средняя движущая сила процесса массопередачи.

- Определение движущей силы по каждой из фаз:
-

$$\mathbf{M}_\mathbf{y} = \mathbf{K}_\mathbf{y} * \mathbf{F} * \Delta^{\mathbf{y}}_{\mathbf{ср}} \qquad (2),$$

$$\mathbf{M}_\mathbf{x} = \mathbf{K}_\mathbf{x} * \mathbf{F} * \Delta^{\mathbf{x}}_{\mathbf{ср}} \qquad (3),$$

где

$\Delta_{ср}^{y}$ и $\Delta_{ср}^{x}$ - средние движущие силы, в фазах **у** и **х**;

K_y и K_x - коэффициенты массопередачи для фаз **у** и **х**.

10.Материалы к лекции №10
Автоматизация процесса кристаллизации

Система с резким возрастанием растворимости.

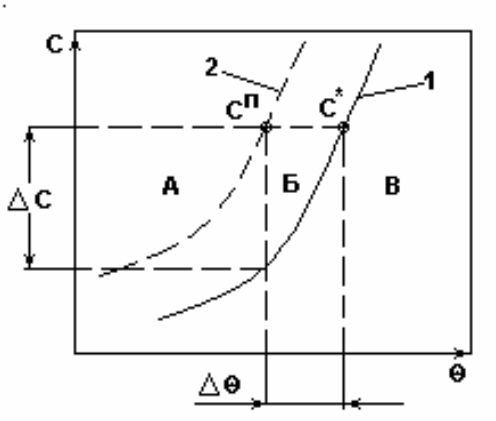


Рис.1.

1 - $c^{*}=f(\theta)$ - кривая растворимости, характеризующая равновесие концентрированного раствора при изменении θ.
2 - $c^{п}= f(\theta)$ - линия условной границы метастабильной области.
А - неустойчивая, лабильная область массового образования центров кристаллизации;
Б - относительно устойчивая метастабильная область образования и растворения кристаллов;
В - область ненасыщенных растворов.

Система с плавным изменением растворимости.

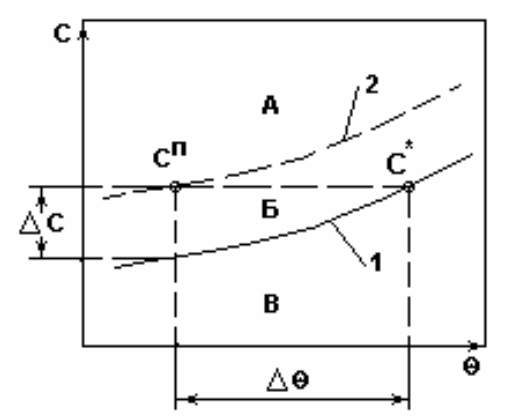


Рис.2.

- Переход в область пересыщенных растворов происходит только при значительном охлаждении.
- При этом выделяется незначительное количество твердой фазы.
- ***Рекомендуемый способ кристаллизации*** - получение $c^{п}$ удалением части растворителя из раствора.
- ***Рекомендуемый метод кристаллизации*** - вакуум-кристаллизация.

Система с незначительным изменением растворимости.

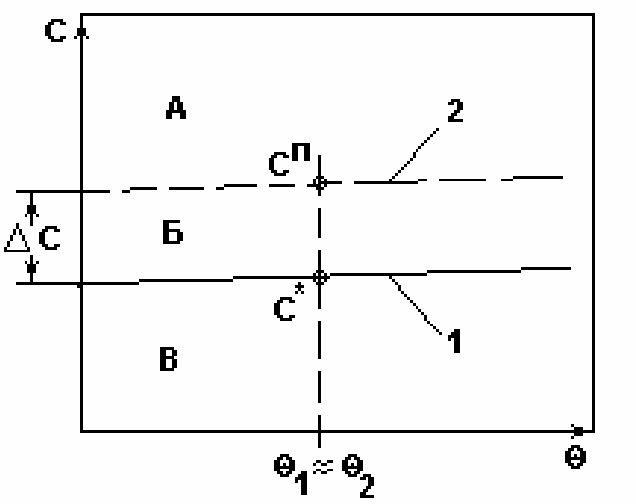


Рис.3.

- ***Рекомендуемый способ кристаллизации*** - получение $c^{п}$ путем выпаривания растворителя из раствора.
- ***Рекомендуемый метод кристаллизации*** - изотермическая кристаллизация.
- ***Изотермическая кристаллизация*** - это кристаллизация с удалением части растворителя испарением или вымораживанием.

Система с незначительным изменением растворимости.

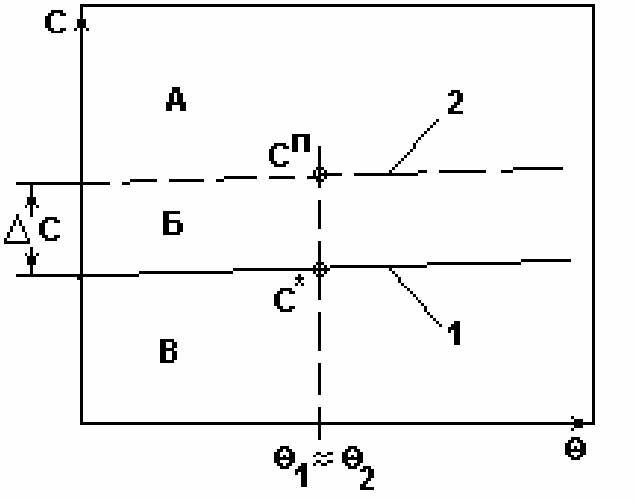


Рис.3.

- ***Рекомендуемый способ кристаллизации*** - получение $c^{п}$ путем выпаривания растворителя из раствора.
- ***Рекомендуемый метод кристаллизации*** - изотермическая кристаллизация.
- ***Изотермическая кристаллизация*** - это кристаллизация с удалением части растворителя испарением или вымораживанием.

Кинетика процесса кристаллизации.

Скорость образования центров кристаллизации:

$$\mathbf{I} = \frac{\mathbf{dN}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{K_N} * (\mathbf{C^п} - \mathbf{C^*})^{\mathbf{m}},$$

где

$\frac{\mathbf{dN}}{\mathbf{dt}} = \frac{\mathbf{шт}}{\mathbf{м^3 * с}}$ - число частиц, образующихся в единице объема в единицу времени;

$\mathbf{K_N} = \mathbf{K_N^0} * \mathbf{e}^{-\frac{\mathbf{E_N}}{\mathbf{R*T}}}$

K_N, K_N^0 - константы, $\frac{\mathbf{шт}}{\mathbf{м^3 * с * (кг / м^3)^m}}$,

E_N - энергия активации зародышеобразования, (кдж/кг);

$C^п$ и C^* - концентрации пересыщенного и насыщенного растворов, (кг/м^3);

m=2 - 4 - кинетический коэффициент, зависящий от типа кристаллизующегося вещества.

Качественная характеристика скорости роста кристаллов.

Зависимости скорости кристаллизации от времени.

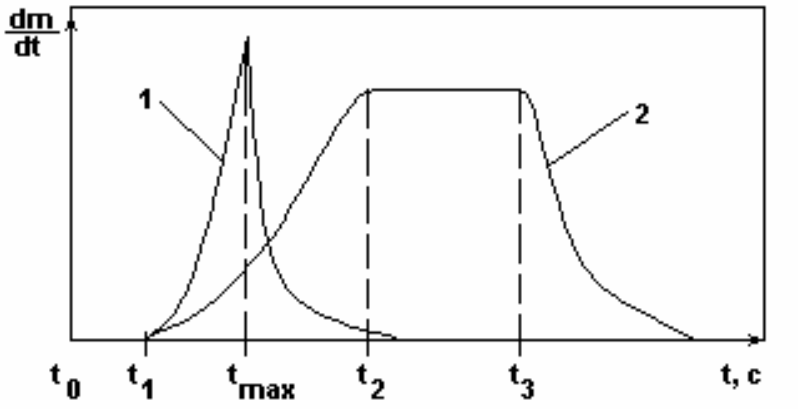


Рис.4.

1 - $\frac{\mathbf{dm}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{f}(\Delta \mathbf{C}_1, \mathbf{t})$;

2 - $\frac{\mathbf{dm}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{f}(\Delta \mathbf{C}_2, \mathbf{t})$; $\Delta \mathbf{C}_1 >> \Delta \mathbf{C}_2$.

t_0 - t_1 - индукционный период, т.е. период подвижного равновесия зародышей с раствором.

Кривая 1 - при большой степени пересыщения имеет резкий максимум скорости процесса в момент t_{max}.

Кривая 2 - при малой степени пересыщения имеет пологий максимум в течение времени t_2 - t_3.

Количественные оценки скорости роста кристаллов на основании диффузионной теории.

- Процесс *встраивания* молекул в кристаллы идет с большой скоростью и кинетика процесса определяется скоростью подвода вещества к поверхности кристалла:

$$\frac{dm}{dt} = \beta * (C^{п} - C^{*}) * F \qquad (1),$$

где

β - коэффициент массоотдачи, кг/м^2*с;

$C^{п}$-C^{*}=Δ, (кг/кг);

F - поверхность кристалла, (м^2).

Для аппаратов с мешалками коэффициент массоотдачи β зависит от следующих параметров:

$$\beta = f(a, d_{м}, n),$$

где

a - характеристический размер кристалла;

n - число оборотов мешалки, об/мин;

$d_м$ - диаметр мешалки, м.

- Процесс *подвода* вещества к поверхности кристалла идет с большой скоростью. Кинетика процесса определяется скоростью встраивания молекул в кристалл:

$$\frac{dm}{dt} = K_{в} * (C^{п} - C^{*})^{n} * F \qquad (2),$$

где

$K_В$ - константа скорости встраивания молекул в кристалл;

n - эмпирическая постоянная.

- Оба процесса протекают с соизмеримыми скоростями:

$$\frac{dm}{dt} = K * (C^{п} - C^{*}) * F \qquad (3),$$

где

К - общий коэффициент скорости процесса, определяемый из соотношения:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\beta} + \frac{1}{K_{в}}.$$

Учитывая, что К=f(β, $K_В$), а β=f(n), в целом можно считать:

$$\frac{dm}{dt} = f(\Delta C, F, n).$$

Таким образом, скорость роста кристаллов определяется поверхностью кристалла, движущей силой процесса и скоростью мешалки.

Объект управления

Изогидрический кристаллизатор непрерывного действия с мешалкой.

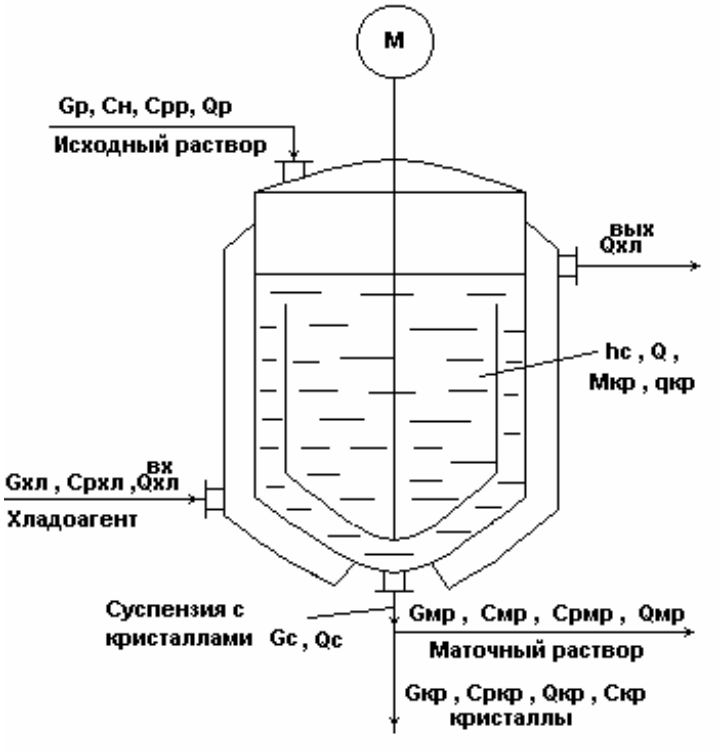


Рис.5.

В схеме принято:
$G_c=G_{мр}+G_{кр}$; $\theta_{мр} = \theta_{кр} = \theta_c = \theta$;
$C_{кр} = 1$, т.е. кристаллы чистые.

Работа объекта

Исходный горячий насыщенный раствор подается сверху в аппарат, где охлаждается с помощью хладоносителя, подаваемого в рубашку и становится пересыщенным.

В результате пересыщения раствора и при интенсивном перемешивании происходит кристаллизация целевого компонента из раствора с образованием кристаллов ($M_{кр} \rightarrow G_{кр}$).

При этом концентрация раствора понижается и оставшаяся жидкая фаза $G_{мр}$ в смеси с $G_{кр}$ в виде потока суспензии G_c выводится из процесса.

Показатель эффективности процесса - диаметр кристаллов, $\mathbf{d_{кр}}$.

Цель управления процессом - обеспечение $\mathbf{d_{кр} = d_{кр}^{зд}}$.

Материальный баланс по всему веществу

Уравнение динамики:

$$\rho_C * S * \frac{dh_C}{dt} = G_р - G_{мр} - G_{кр} \quad (1).$$

Уравнение статики при $\frac{dh_C}{dt} = 0$:

$$G_р = G_{мр} + G_{кр} \quad (2).$$

Материальный баланс по кристаллизуемому веществу.

Уравнение динамики:

$$\rho_{мр} * V_{мр} * \frac{dC_{мр}}{dt} = G_р * C_н - G_{мр} * C_{мр} - G_{кр} * C_{кр} \quad (3).$$

Уравнение статики при $\frac{dC_{мр}}{dt} = 0$:

$$G_р * C_н - G_{мр} * C_{мр} - G_{кр} * C_{кр} = 0 \quad (4).$$

- В уравнение (4) подставим выражение $G_{мр} = G_р - G_{кр}$ из (2) и полагаем $C_{кр}$=1:

$$G_р * C_н - (G_р - G_{кр}) * C_{мр} - G_{кр} = 0 \quad (5).$$

- Из (5) выразим $G_{кр}$ в явном виде:

$$G_{кр} = \frac{G_р * (C_н - C_{мр})}{1 - C_{мр}} \quad (6).$$

- Выражение (6) представляет $G_{кр}$ на основе материального баланса процесса кристаллизации.
- Но $G_{кр} = M_{кр}$, которое определяется на основе физики процесса массопередачи:

$$M_{кр} = V_C * \frac{dN}{dt} * \tau_{пр} * \frac{dm}{dt} = G_{кр} \quad (7),$$

где

$\frac{dN}{dt} * \tau_{пр} * V_C = \frac{шт * с * м^3}{м^3 * с} = шт$ - число кристаллов, которое образуется за время $\tau_{пр}$ в объеме V_c;

$\frac{dm}{dt}$ - изменение массы одного кристалла в ед. времени, кг/с.

- Так как $N = f(\Delta C, \theta)$ и $m = f(\Delta C, n)$, а также $G_{кр} = M_{кр}$, то на основе физики массопередачи можно считать:

$$G_{кр} = f(\Delta C, \theta, n).$$

- В целом, на основании (6) и (7) можно записать:

$$G_{кр} = f(G_р, C_н, C_{мр}, \Delta C, \theta, n).$$

Математическое описание для размера частиц.

- На основании диффузионной теории и правила Мак-Бена скорость роста кристаллов можно представить через радиус частиц:

$$\eta = \frac{\mathbf{dr}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{K} * (\mathbf{C}^{\mathbf{п}} - \mathbf{C}^{*})^{\mathbf{n}} \qquad (9),$$

где

$$\mathbf{K} = \mathbf{K}_0 * \exp\left(-\frac{\mathbf{E_a}}{\mathbf{R} * \theta}\right) \qquad (10);$$

r - радиус кристалла, м; t - время, с;

К, $К_0$ - константы, $\frac{\mathbf{м}}{\mathbf{с} * \left(\mathbf{кг}/\mathbf{м}^3\right)^{\mathbf{n}}}$;

$С^{п}$, $С^{*}$ - концентрации пересыщенного и насыщенного растворов, кг/м^3;

$Е_a$ - энергия активации, кдж/кг;

θ - температура, К;

R - универсальная газовая постоянная, кдж/кг*К.

- На основании (9) и (10) - диаметр кристалла можно представить: $\mathbf{d_{кр}} = \mathbf{f}(\Delta\mathbf{C}, \theta)$.
- Если процесс кристаллизации вести при θ = const = $\theta_{зд}$ и обеспечить $С_н$= const, то $С^{п}$ и $С^{*}$ будут предопределены, т.к. система имеет 2 степени свободы (s=2).
- Таким образом, $d_{кр}$=$d_{кр}^{зд}$ можно обеспечить стабилизацией θ при условии $С_н$= const.

Тепловой баланс процесса кристаллизации.

Уравнение динамики:

$$\rho_C * \mathbf{V}_C * \frac{\mathbf{d}\theta}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G}_р * \mathbf{C}_{рр} * \theta_р^{вх} + \mathbf{G}_{хл} * \mathbf{C}_{рхл} * \theta_{хл}^{вх} + \mathbf{G}_{кр} * \mathbf{q}_{кр} -$$
$$- \mathbf{G}_{хл} * \mathbf{C}_{рхл} * \theta_{хл}^{\mathbf{вых}} - \mathbf{G}_{\mathbf{мр}} * \mathbf{C}_{\mathbf{рмр}} * \theta_{\mathbf{мр}} - \mathbf{G}_{\mathbf{кр}} * \mathbf{C}_{\mathbf{ркр}} * \theta_{\mathbf{кр}} \qquad (11).$$

Можно принять $\theta = \theta_{мр} = \theta_{кр} = \theta_c$.

Уравнение статики при $\frac{\mathbf{d}\theta}{\mathbf{dt}} = 0$:

$$\mathbf{G}_р * \mathbf{C}_{рр} * \theta_р^{вх} + \mathbf{G}_{хл} * \mathbf{C}_{рхл} * \theta_{хл}^{вх} + \mathbf{G}_{кр} * \mathbf{q}_{кр} =$$
$$\mathbf{G}_{хл} * \mathbf{C}_{рхл} * \theta_{хл}^{\mathbf{вых}} + \mathbf{G}_{\mathbf{мр}} * \mathbf{C}_{\mathbf{рмр}} * \theta_{\mathbf{мр}} + \mathbf{G}_{\mathbf{кр}} * \mathbf{C}_{\mathbf{ркр}} * \theta_{\mathbf{кр}} \qquad (12).$$

- На основании (11) и (12) можно считать: $\theta = \mathbf{f}(\mathbf{G}_р, \mathbf{G}_{хл}, \mathbf{G}_{мр}, \mathbf{G}_{кр})$
- Предпочтительное управляющее воздействие $G_{хл}$.

Информационная схема кристаллизатора

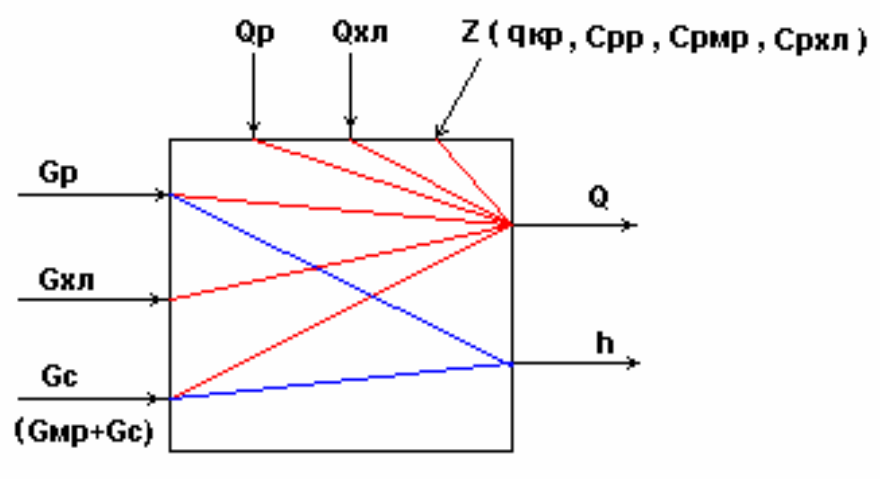


Рис.6.

- Основные регулируемые переменные: $\theta, \mathbf{h}$;
- Возможные регулирующие воздействия: $\mathbf{G_р}, \mathbf{G_{хл}}, \mathbf{G_с}$
- Возможные контролируемые возмущения: $\theta_р, \theta_{хл}$
- Возможные неконтролируемые возмущения: $\mathbf{q_{кр}}, \mathbf{c_{рр}}, \mathbf{c_{рмм}}, \mathbf{c_{рхл}}$.
- В целом, кристаллизатор является сложным многосвязным объектом.

Типовая схема автоматизации процесса кристаллизации

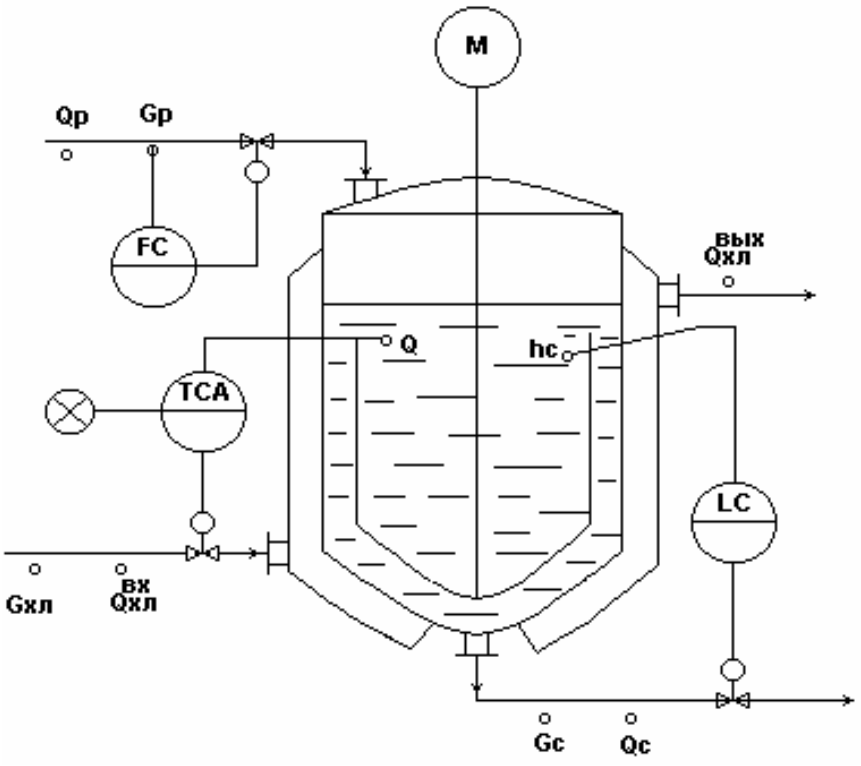


Рис.7.

1. Регулирование.

- *Регулирование* θ в аппарате по подаче хладоагента $G_{хл}$ - обеспечивает косвенное регулирование показателя эффективности процесса: $\theta = f(d_{кр})$.
- *Регулирование h* по отбору маточного раствора $G_{мр}$ - для обеспечения материального баланса по жидкой фазе.
- *Стабилизация расхода исходного раствора* G_p - для обеспечения заданной производительности установки.

2. Контроль.

- ***Расходы:*** $\mathbf{G_р, G_{мр}, G_{хл}}$.
- ***Температуры:*** $\theta_{хл}^{вх}, \theta_{хл}^{вых}, \theta_{мр}^{вых}, \theta_{р}^{вх}, \theta$.
- ***Уровень: h.***

3. Сигнализация.

- Значительные отклонения температуры θ от задания.

11. Материалы к лекции №11

Автоматизация процесса абсорбции
Равновесие в процессе абсорбции.

- Число степеней свободы для системы бинарный газ+жидкость:
  $S = k - f + 2 = 3-2+2 = 3$.
- Переменные для данной системы: температура θ, давление Р; концентрации С.
- Равновесие такой системы при постоянных θ и Р описывается законом Генри:

$$\mathbf{C_г^* = m * C_a} \qquad (1),$$

где m - коэффициент распределения:

$$\mathbf{m = \frac{E}{P}} \qquad (2),$$

где Е - константа Генри:

$$\ln \mathbf{E} = -\frac{\mathbf{q}}{\mathbf{R * \theta}} + \mathbf{C} \qquad (3),$$

где q - дифференциальная теплота растворения; R - универсальная газовая постоянная; С - константа.

- На основании (2) и (3) коэффициент распределения m зависит от Р и θ следующим образом: *при* Р↑, m↓ ; *при* θ↑, Е ↑→ . m↑.
- Следовательно, растворимость газа в жидкости на основании (1), определяемая как: $\mathbf{C_a = \frac{C_г^*}{m}}$, увеличивается с увеличением давления Р↑ и уменьшением температуры θ↓.

Влияние Р и θ на среднюю движущую силу процесса абсорбции.

(фазовые диаграммы при противотоке распределяющих веществ)

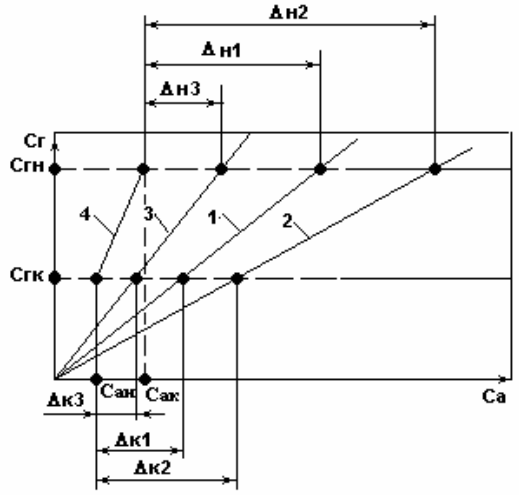


Рис.1.

1. При P_1 и θ_1 , $\Delta_{ср1}$; 2 - При $P_2 > P_1$, $\Delta_{ср2}$; 3 - При $\theta_3 > \theta_1$, $\Delta_{ср3}$

Результаты анализа диаграмм:

- $\Delta_{ср} = f(\theta, P, c_{гн}, c_{гк}, c_{ан}, c_{ак})$;
- $\Delta_{ср2} > \Delta_{ср1}$; при Р↑→ $\Delta_{ср}$ ↑;
- $\Delta_{ср3} < \Delta_{ср1}$; при θ↑→ $\Delta_{ср}$↓

Влияние направления движения потоков
на средние движущие силы процесса абсорбции.

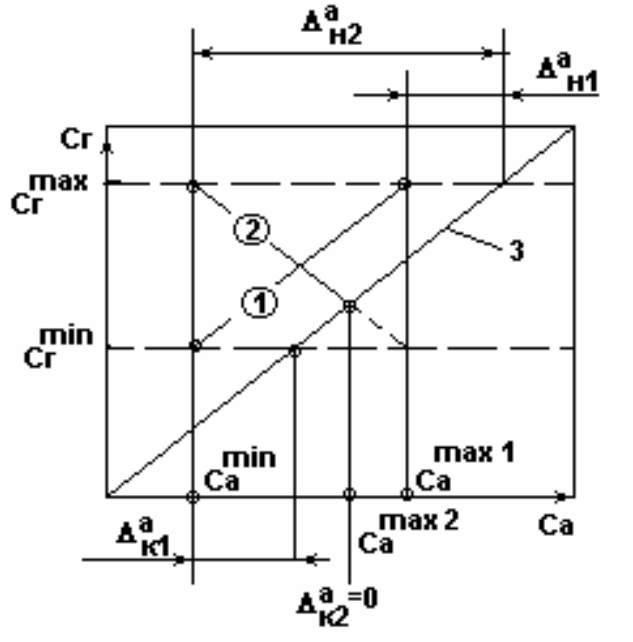


Рис.2а.

1 - рабочая линия процесса абсорбции при противотоке распределяющих веществ;
2 - рабочая линия процесса абсорбции при прямотоке распределяющих веществ;
3 - равновесная линия процесса абсорбции.

Движение распределяющих веществ противотоком.

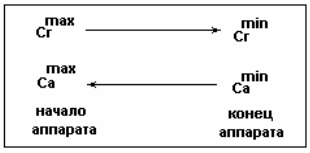


Рис.2б.

- C_a изменяется от C_a^{min} до C_a^{max1}, $(\mathbf{C_a^{min} \to C_a^{max1}})$.
- Движущая сила: $\Delta_{ср}^{(1)} = \dfrac{\Delta_{н}^{(1)} + \Delta_{к}^{(1)}}{2}$.

Движение распределяющих веществ прямотоком.

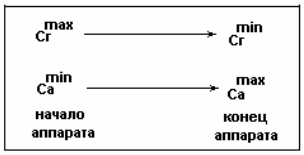


Рис.2в.

- C_a изменяется от C_a^{min} до C_a^{max2}, $(\mathbf{C_a^{min} \to C_a^{max2}})$.
- Движущая сила: $\Delta_{ср}^{(2)} = \dfrac{\Delta_{н}^{(2)} + \Delta_{к}^{(2)}}{2}$.
- *Выводы по характеристикам схем противотока и прямотока:*

1. - $\mathbf{C_a^{max2} < C_a^{max1}}$; 2. - $\Delta_{ср}^{2} > \Delta_{ср}^{1}$.

Кинетика процесса абсорбции.

Уравнения массопередачи в процессе абсорбции:

$$\mathbf{M}_{\text{г}}^{\text{a}} = \mathbf{K}_{\text{г}} * \mathbf{F} * \Delta_{\text{ср}}^{\text{г}} \qquad (4а),$$

или

$$\mathbf{M}_{\text{г}}^{\text{a}} = \mathbf{K}_{\text{a}} * \mathbf{F} * \Delta_{\text{ср}}^{\text{a}} \qquad (4б),$$

где

$M_г^a$ - масса распределяемого компонента, переходящая из газа в абсорбент в единицу времени, кг/ч;

F - поверхность массопередачи $м^2$;

$$\Delta_{\text{ср}}^{\text{г}} = \frac{\Delta_{\text{н}}^{\text{г}} + \Delta_{\text{к}}^{\text{г}}}{2} \text{ и } \Delta_{\text{i}}^{\text{г}} = \mathbf{C}_{\text{г}}^{*} - \mathbf{C}_{\text{г}}^{\text{i}};$$

$$\Delta_{\text{ср}}^{\text{a}} = \frac{\Delta_{\text{н}}^{\text{a}} + \Delta_{\text{к}}^{\text{a}}}{2} \text{ и } \Delta_{\text{i}}^{\text{a}} = \mathbf{C}_{\text{a}}^{*} - \mathbf{C}_{\text{a}}^{\text{i}};$$

$К_г$, $К_а$ - коэффициенты массопередачи, $\frac{\mathbf{кг}}{\mathbf{м}^2 * \mathbf{ч}}$;

$$\mathbf{K}_{\text{г}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\text{г}}} + \frac{\mathbf{m}}{\beta_{\text{a}}}}; \qquad \mathbf{K}_{\text{a}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\text{a}}} + \frac{1}{\beta_{\text{г}} * \mathbf{m}}},$$

где

$\beta_г$ - коэффициент массоотдачи от потока газа к поверхности контакта фаз, кг/($м^2$ *ч);

$\beta_а$ - коэффициент массоотдачи от поверхности контакта фаз к потоку абсорбента, кг/($м^2$ *ч).

Схема насадочного абсорбера.

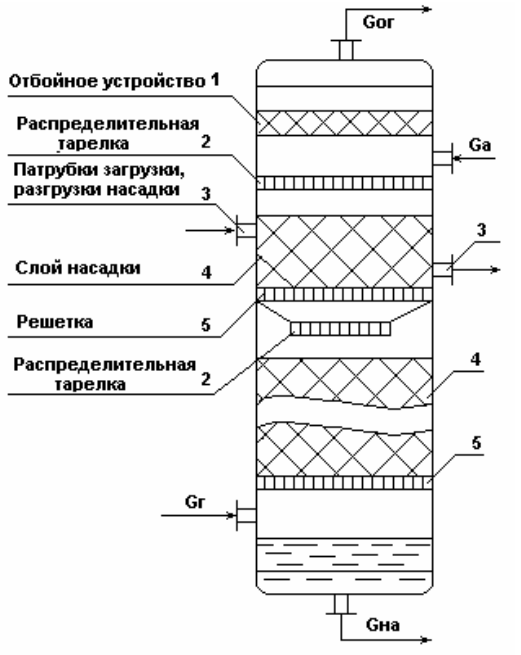
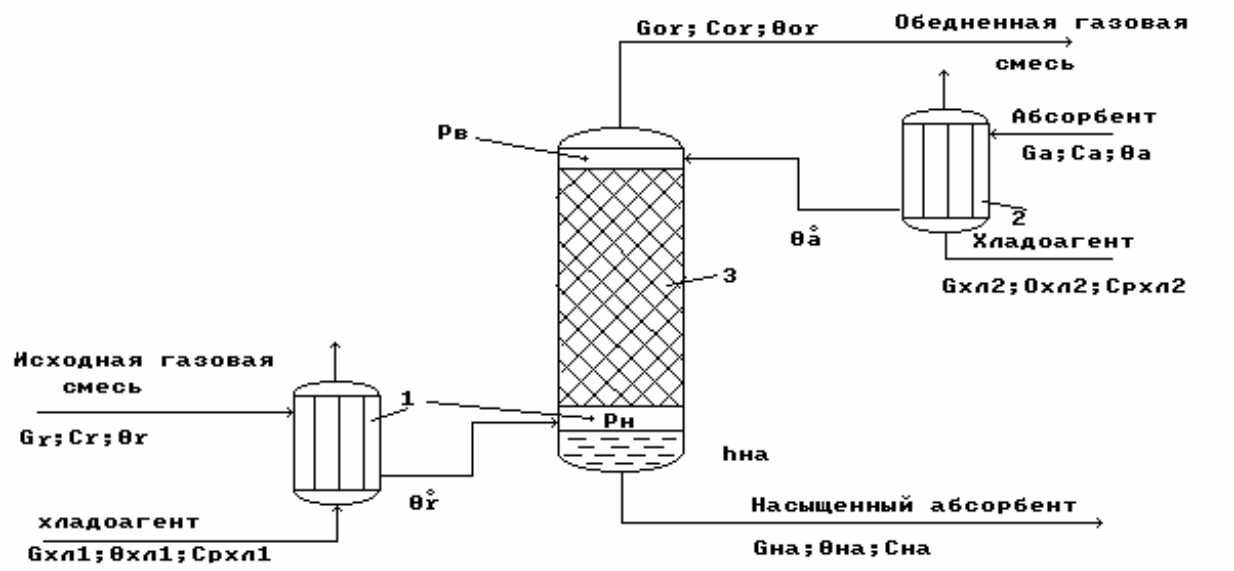


Рис.6.

Объект управления

Схема абсорбционной установки.



1, 2 – холодильники; 3 – абсорбционная насадочная колонна.

Рис.5.

Работа схемы.

Исходная газовая смесь $G_г$ и абсорбент $G_а$ в холодильниках 1 и 2 охлаждаются до заданных температур $\theta_г^0$ и $\theta_а^0$ и противотоком подаются в колонну 3.

В колонне 3 происходит извлечение целевого (распределяемого) компонента из исходной газовой смеси с помощью жидкого абсорбента.

В результате массообменного процесса между газовой и жидкой фазами получают:

- в низу колонны - насыщенный абсорбент $G_{на}$ с концентрацией целевого (распределяемого) компонента $c_{на}$;
- в верху колонны - обедненную газовую смесь $G_{ог}$ с концентрацией целевого (распределяемого) компонента $c_{ог}$.

Показатель эффективности процесса - концентрация распределяемого компонента в обедненной газовой смеси $c_{ог}$.

Цель управления - обеспечение $c_{ог} = c_{ог}^{зд}$ на минимально возможном для данной установки значении.

Материальный баланс по целевому компоненту.

- ***Материальный баланс по целевому компоненту в газовой фазе.***

Уравнение динамики:

$$\rho_{ог} * S_{апп} * (H_{апп} - h_{на}) * \frac{dc_{ог}}{dt} = G_г * c_г - G_{ог} * c_{ог} - M_г^{на} \quad (1),$$

где $M_г^{на}$ - масса целевого компонента, переходящая из газовой фазы в жидкую в единицу времени, кг/ч.

Уравнение статики $\frac{dc_{ог}}{dt} = 0$:

$$G_г * c_г = G_{ог} * c_{ог} + M_г^{на} \quad (2).$$

Из выражений (1) и (2) следует, что: $c_{ог} = f(G_{ог}, G_г, M_г^{на})$ (3),

где $M_г^{на}$ - определяется уравнением массопередачи.

- ***Материальный баланс по целевому компоненту в насыщенном абсорбенте.***

Уравнение динамики:

$$\rho_{на} * S_{апп} * h_{на} * \frac{dc_{на}}{dt} = M_г^{на} + G_а * c_а - G_{на} * c_{на} \quad (4).$$

Уравнение статики $\frac{dc_{на}}{dt} = 0$:

$$G_{на} * c_{на} = M_г^{на} + G_а * c_а \quad (5).$$

Из выражений (4) и (5) следует, что: $c_{на} = f(G_а, G_{на}, M_г^{на})$ (6),

где $M_г^{на}$ - определяется уравнением массопередачи.

- ***Материальный баланс по общему количеству целевого компонента в процессе абсорбции.***

Уравнение динамики:

$$\rho_{ог} * S_{апп} * (H_{апп} - h_{на}) * \frac{dc_{ог}}{dt} = G_г * c_г - G_{ог} * c_{ог} + \quad (7),$$
$$+ G_а * c_а - G_{на} * c_{на}$$

Уравнение статики $\frac{dc_{ог}}{dt} = 0$:

$$G_г * c_г + G_а * c_а = G_{ог} * c_{ог} + G_{на} * c_{на} \quad (8).$$

На основании (7) и (8): $c_{ог} = f(G_г, G_{ог}, G_а, G_{на})$ (9).

Аналогично, можно получить: $c_{на} = f(G_г, G_{ог}, G_а, G_{на})$ (10).

Материальный баланс по жидкой фазе.

Уравнение динамики:

$$\rho_{на} * S_{апп} * \frac{dh_{на}}{dt} = G_а + M_г^{на} - G_{на}, \quad (11),$$

Уравнение статики:

$$G_а + M_г^{на} = G_{на} \quad (12)$$

На основании (11) и (12): $h_{на} = f(G_а, G_{на})$. (13).

Материальный баланс по газовой фазе.

- *Уравнение динамики:*

$$\frac{\mathbf{V_{ог}} * \mathbf{M_{ог}}}{\mathbf{R} * \theta_{\mathbf{ог}}} * \frac{\mathbf{dP_{ог}}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_г} - \mathbf{G_{ог}} - \mathbf{M_г^{на}} \qquad (14),$$

где $M_{ог}$ - мольная масса обедненной газовой смеси, кг/моль;
$P_{ог}$ - давление в колонне, Па;
$\theta_{ог}$ - температура в колонне (по газовой фазе), К,
$V_{ог}$ - объем газовой фазы в колонне, $м^3$.

- *Уравнение статики:*

$$\mathbf{G_г} = \mathbf{G_{ог}} + \mathbf{M_г^{на}} \qquad (15).$$

- *На основании (14) и (15) можно считать:*

$$\mathbf{P_{ог}} = \mathbf{f}(\mathbf{G_г}, \mathbf{G_{ог}}) \qquad (16),$$

- *Предпочтительное управляющее воздействие $G_{ог}$.*

Тепловой баланс в абсорбере.

- *Уравнение динамики для холодильника1:*

$$\rho_г * \mathbf{V_г} * \mathbf{c_{рг}} * \frac{\mathbf{d}\theta_г^0}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_г} * \mathbf{c_{рг}} * \theta_г + \mathbf{G_{хл1}} * \mathbf{c_{рхл1}} * \theta_{хл1}^{вх} - \\ - \mathbf{G_г} * \mathbf{c_{рг}} * \theta_г^0 - \mathbf{G_{хл1}} * \mathbf{c_{рхл1}} * \theta_{хл1}^{вых} \qquad (17).$$

- *Уравнение статики при* $\frac{\mathbf{d}\theta_г^0}{\mathbf{dt}} = 0$:

$$\mathbf{G_г} * \mathbf{c_{рг}} * \theta_г - \mathbf{G_г} * \mathbf{c_{рг}} * \theta_г^0 = \\ \mathbf{G_{хл1}} * \mathbf{c_{рхл1}} * \theta_{хл1}^{вых} - \mathbf{G_{хл1}} * \mathbf{c_{рхл1}} * \theta_{хл1}^{вх} \qquad (18).$$

- *На основании (17) и (18) можно считать:*

$$\theta_г^0 = \mathbf{f}(\mathbf{G_г}, \mathbf{G_{хл1}}) \qquad (19).$$

- *Предпочтительное управляющее воздействие $G_{хл1}$.*
- *Уравнение динамики для холодильника 2.*

$$\rho_а * \mathbf{V_а} * \mathbf{c_{ра}} * \frac{\mathbf{d}\theta_а^0}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_а} * \mathbf{c_{ра}} * \theta_а + \mathbf{G_{хл2}} * \mathbf{c_{рхл2}} * \theta_{хл2}^{вх} - \\ - \mathbf{G_а} * \mathbf{c_{ра}} * \theta_а^0 - \mathbf{G_{хл2}} * \mathbf{c_{рхл2}} * \theta_{хл2}^{вых} \qquad (20).$$

- *На основании (20) можно считать:*

$$\theta_а^0 = \mathbf{f}(\mathbf{G_а}, \mathbf{G_{хл2}}) \qquad (21).$$

- *Предпочтительное управляющее воздействие $G_{хл2}$.*

Информационная схема для установки с показателем эффективности $c_{ог}$.

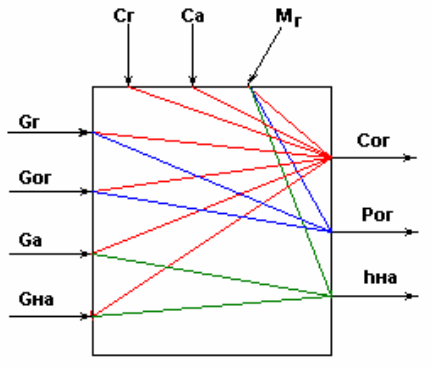


Рис.7

- Возможные управляющие воздействия: $\mathbf{G}_{г}, \mathbf{G}_{ог}, \mathbf{G}_{а}, \mathbf{G}_{на}$.
- Возможные контролируемые возмущения: $\mathbf{c}_{г}, \mathbf{c}_{а}$.
- Возможные неконтролируемые возмущения: $\mathbf{M}_{г}^{на}$.
- Возможные управляемые переменные: $\mathbf{c}_{ог}, \mathbf{h}_{на}, \mathbf{P}_{ог}$.

Схема абсорбционной колонны как многосвязного объекта при показателе эффективности $c_{ог}$.

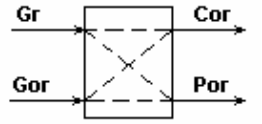


Рис.8

Информационная схема для установки с показателем эффективности $c_{на}$.

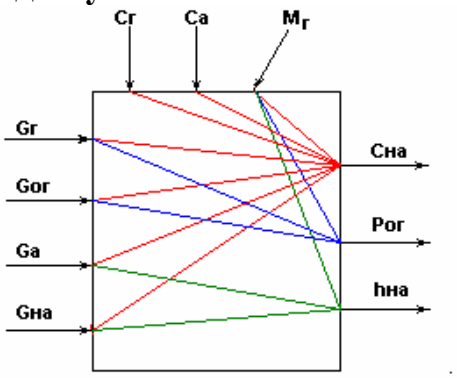


Рис.9

- Возможные управляющие воздействия, контролируемые и неконтролируемые возмущения те же, что и в системе с показателем эффективности $c_{ог}$.
- Возможные управляемые переменные: $\mathbf{c}_{на}, \mathbf{h}_{на}, \mathbf{P}_{ог}$.

Схема абсорбционной колонны как многосвязного объекта при показателе эффективности $c_{на}$.

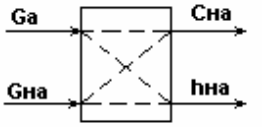


Рис.10.

Типовая схема автоматизации процесса абсорбции.

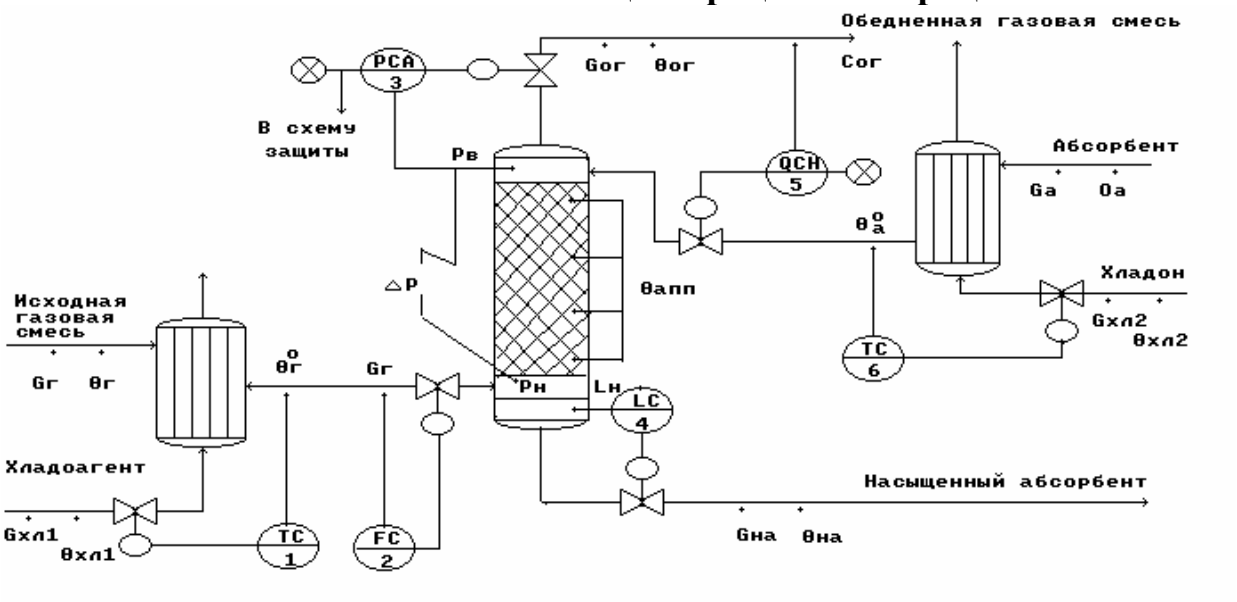


Рис. 11.

5. Регулирование.

- Регулирование $c_{ог}$ по подаче абсорбента G_a - как показателя эффективности процесса абсорбции.
- Регулирование давления верха колонны $P_в = P_{ог}$ по отбору обедненной газовой смеси $G_{ог}$ - для обеспечения материального баланса по газовой фазе.
- Регулирование уровня $h_{на}$ по отбору насыщенного абсорбента $G_{на}$ - для обеспечения материального баланса по жидкой фазе.
- Регулирование температуры исходных материальных потоков газа $\theta_г^0$ и абсорбента θ_a^0 по подаче хладоагентов $G_{хл1}$ и $G_{хл2}$ соответственно - для обеспечения теплового баланса установки.
- Стабилизация расхода исходной газовой смеси $G_г$ - для обеспечения заданной производительности установки.

6. Контроль.

- расходы - $G_г$, G_a, $G_{ог}$, $G_{на}$, $G_{хл1}$, $G_{хл2}$;
- температуры - $\theta_г, \theta_{ог}^x, \theta_a, \theta_{на}, \theta_{хл1}, \theta_{хл2}, \theta_г^0, \theta_a^0, \theta_{апп}$;
- давление - $P_в$, $P_н$, ΔP;
- уровень насыщенного абсорбента - $h_{на}$;
- концентрация - $c_{ог}$.

7. Сигнализация.

- существенные отклонения $c_{ог}$ от $c_{ог}^{зд}$;
- значительное повышение $P_в\uparrow > P_{пред}$, при этом формируется сигнал «В схему защиты».

8. Система защиты.

По сигналу «В схему защиты» - открывается магистраль $G_{ог}$, закрываются все остальные магистрали.

12. Материалы к лекции №12

Автоматизация процесса сушки

Основные параметры сушильного агента и материала, как влагоносителей.

Относительная влажность сушильного агента φ:

$$\varphi = \frac{\rho_п}{\rho_н} \qquad (1).$$

На основании уравнения Менделеева-Клапейрона можно получить :

$$\varphi = \frac{P_п}{P_н} \qquad (3).$$

Относительная влажность материала ω - ***это отношение массы влаги $M_{вл}$ к общей массе влажного материала $M=M_{см}+M_{вл}$, или к массе абсолютно сухого материала $M_{см}$:***

- Влажность, отнесенная ко всему веществу***:***

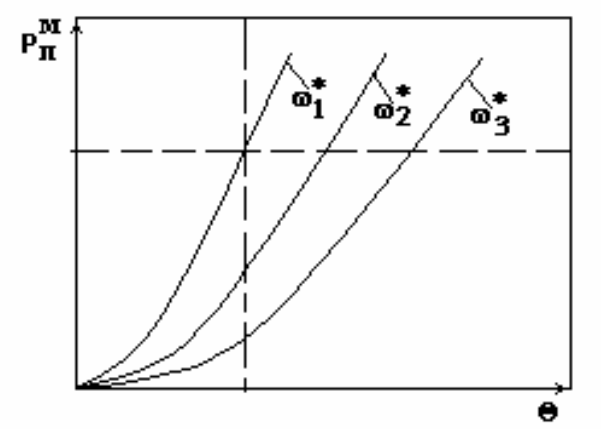
  $\omega = \frac{M_{вл}}{M} * 100,\%$***, где M=var***

- Влажность, отнесенная к массе абсолютно сухого материала:

  $\omega^C = \frac{M_{вл}}{M_{см}} * 100,\%$***, где $M_{см}$= const.***

Диаграммы равновесия при сушке.

Диаграмма $P_п^м = f(\theta)$ при ω = ω*.



На диаграмме принято $\omega_1^* > \omega_2^* > \omega_3^*$.

Рис.1.

Из диаграммы следует:

- При $P_п^м \downarrow \rightarrow \omega^* \downarrow$ - эффективность сушки повышается;

- При $\theta \uparrow \rightarrow \omega^* \downarrow$ - эффективность сушки повышается.

Диаграмма ω*= f(φ) при θ=const.

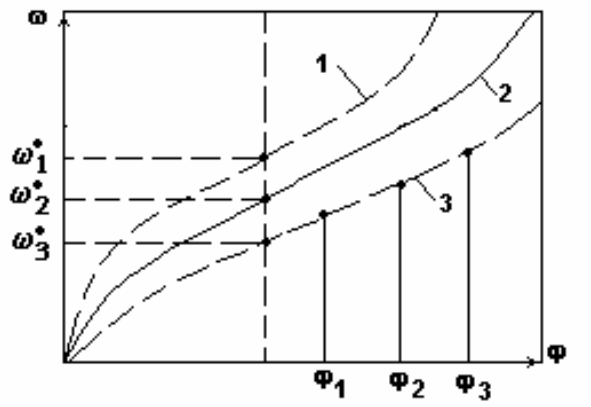


Рис.2.

- На рис.2. приведены: 1 - диаграмма при θ_1; 2- диаграмма при θ_2; 3 -диаграмма при θ_3.
- При условии, что $\theta_1 < \theta_2 < \theta_3$
- Из диаграммы следует: При $\theta\uparrow \rightarrow \omega^*\downarrow$. При $\varphi\downarrow (P_п^м\downarrow) \rightarrow \omega^*\downarrow$

Диаграмма ω - φ равновесной и рабочей линий процесса сушки при прямотоке $G_м$ и $G_{са}$ (при различных температурах).

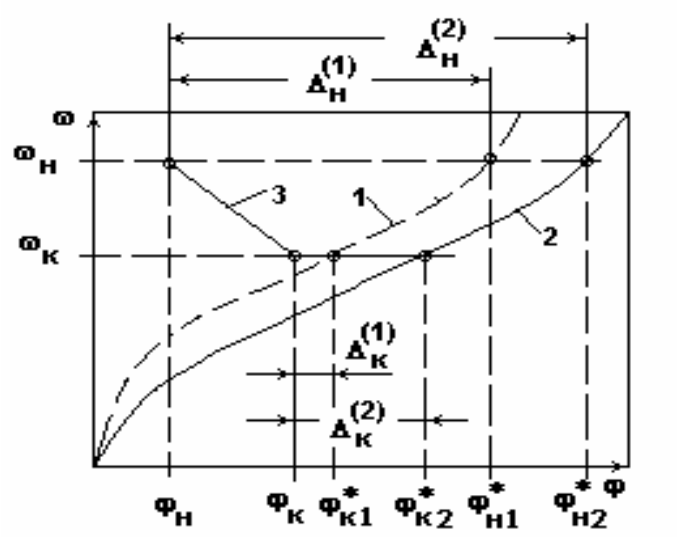


Рис.4.

- На диаграмме представлены: 1 - Равновесная линия ω=f(φ) при θ_1; 2 - Равновесная линия ω=f(φ) при θ_2. 3 - Рабочая линия ω - φ.
- На диаграмме принято: $\theta_2 > \theta_1$.
- Из диаграммы рис.4 следует: $\Delta_{ср}^{(2)} > \Delta_{ср}^{(1)}$. При $\theta\uparrow \rightarrow \Delta_{ср}\uparrow$. При $\varphi_н\downarrow (P_п^м\downarrow) \rightarrow \Delta_{ср}\uparrow$

Кинетика процесса сушки.

- **Уравнение массопередачи 1-го периода сушки с постоянной скоростью (T_1):**

$$W_м^{са} = K * F * \Delta_{ср}^{\varphi} \quad (1),$$

где

- $K=\beta_{са}$ - коэффициент массоотдачи от поверхности контакта в газовую фазу;
- $\Delta_{ср}^{\varphi} = \frac{\Delta_н^{\varphi} + \Delta_к^{\varphi}}{2}$ - средняя движущая сила процесса по сушильному агенту, где $\Delta^{\varphi} = \varphi^* - \varphi$.
- Первый период сушки соответствует изменению влажности материала от $\omega_н$ до $\omega_{кр}$.
- При $\omega < \omega_{кр}$ наступает 2-ой период сушки.

- *Уравнение массопередачи 2-го периода сушки с уменьшающейся скоростью (T_2):*

$$W_м^{са} = K * F * \Delta_{ср}^{\omega} \quad (2),$$

где

- К - коэффициент массопередачи от материала к поверхности контакта фаз;
- $\Delta_{ср}^{\omega} = \frac{\Delta_н^{\omega} + \Delta_к^{\omega}}{2}$; $\Delta^{\omega} = \omega - \omega^*$.
- Второй период сушки соответствует изменению влажности материала от $\omega_{кр}$ до $\omega_к$ или ω^*.

Кривая скорости сушки.

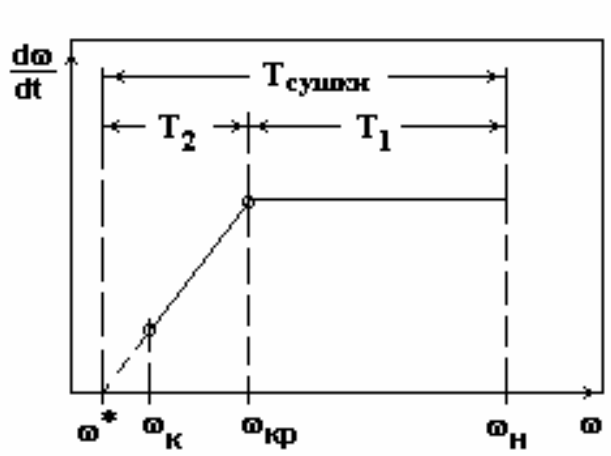


Рис.5.

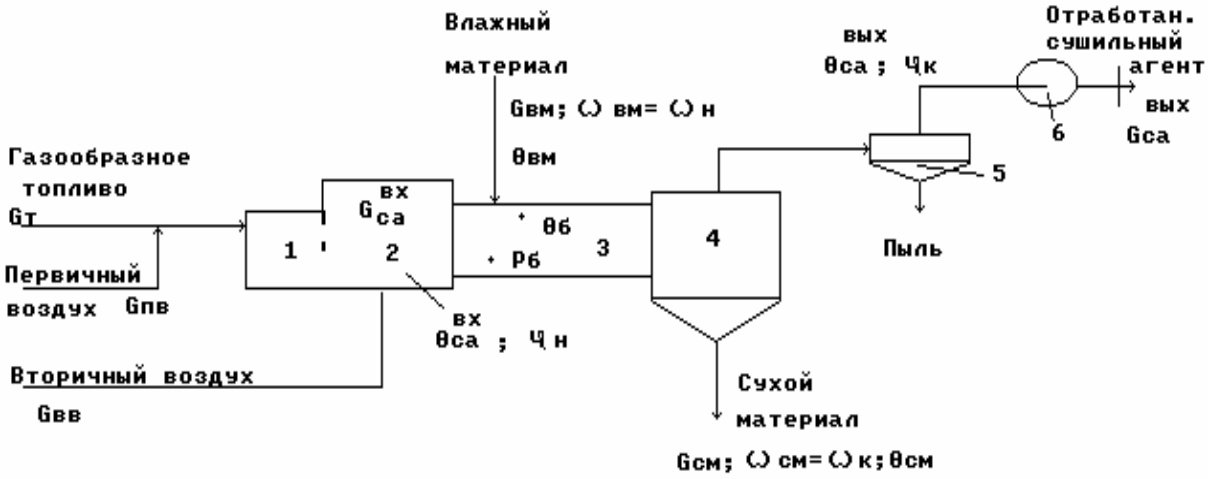
Возможны следующие соотношения периодов сушки:

1) $T_{сушки} = T_1$
2) $T_{сушки} = T_2$
3) $T_{сушки} = T_1 + T_2$.

- При анализе равновесия мы рассмотрели процесс сушки, характеризующийся первым периодом и уравнением массопередачи (1).

Объект управления.

Схема барабанной сушилки прямоточного действия



1 - топка; 2 - смесительная камера; 3 - сушильный барабан;
5 - циклон; 6 - вентилятор

Рис.6.

Газообразное топливо $G_т$ подается с первичным воздухом $G_{пв}$ через горелки в топку 1, где сжигается для получения сушильного агента.

Формирование сушильного агента осуществляется в смесительной камере 2, куда подается вторичный воздух $G_{вв}$.

Влажный материал подается с помощью автоматического дозатора 7 в сушильный барабан 3. Барабан наклонно расположен и вращается со скоростью 4-5 об/мин, так что материал перемещается вдоль барабана и высушивается к моменту попадания в бункер 4 до определенной влажности $\omega_{см}$.

Сухой материал $G_{см}$ отгружается из бункера 4 автоматическим дозатором 7.

Отработанный сушильный агент $G_{са}$ в циклоне 5 очищается от пыли и вентилятором 6 выводится из процесса.

Показатель эффективности процесса - влажность сухого материала $\omega_{см}$.

Цель управления процессом - поддержание $\omega_{см} = \omega_{см}^{зд}$.

Структурная схема топки и смесительной камеры.

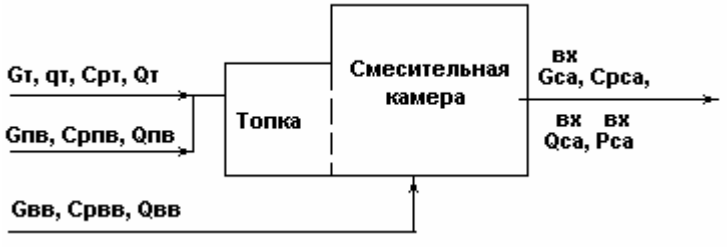


Рис.7.

- ***Материальный баланс по газовой фазе.***

Уравнение динамики:

$$\frac{\mathbf{V_{са}} * \mathbf{M_{са}^{вх}}}{\mathbf{R} * \theta_{\mathbf{са}}^{\mathbf{вх}}} * \frac{\mathbf{dP_{са}}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_т} + \mathbf{G_{пв}} + \mathbf{G_{вв}} - \mathbf{G_{са}^{вх}(P)} \qquad (1),$$

Уравнение статики:

$$\mathbf{G_т} + \mathbf{G_{пв}} + \mathbf{G_{вв}} = \mathbf{G_{са}^{вх}(P)}. \qquad (2)$$

- ***Тепловой баланс.***

Уравнение динамики:

$$\mathbf{c_{рса}} * \rho_{\mathbf{са}} * \mathbf{V_{са}} * \frac{\mathbf{d\theta_{са}^{вх}}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{G_т} * \mathbf{q_т} + \mathbf{G_т} * \mathbf{c_{рт}} * \theta_{\mathbf{т}}^{\mathbf{вх}} +$$
$$+ \mathbf{G_{пв}} * \mathbf{c_{рпв}} * \theta_{\mathbf{пв}} + \mathbf{G_{вв}} * \mathbf{c_{рвв}} * \theta_{\mathbf{вв}} - \mathbf{G_{са}^{вх}} * \mathbf{c_{рса}} * \theta_{\mathbf{са}}^{\mathbf{вх}} \qquad (3).$$

Уравнение статики:

$$\mathbf{G_т} * \mathbf{q_т} + \mathbf{G_т} * \mathbf{c_{рт}} * \theta_{\mathbf{т}}^{\mathbf{вх}} + \mathbf{G_{пв}} * \mathbf{c_{рпв}} * \theta_{\mathbf{пв}} + \mathbf{G_{вв}} * \mathbf{c_{рвв}} * \theta_{\mathbf{вв}} =$$
$$= \mathbf{G_{са}^{вх}} * \mathbf{c_{рса}} * \theta_{\mathbf{са}}^{\mathbf{вх}} \qquad (4)$$

Информационная схема топки и смесительной камеры.

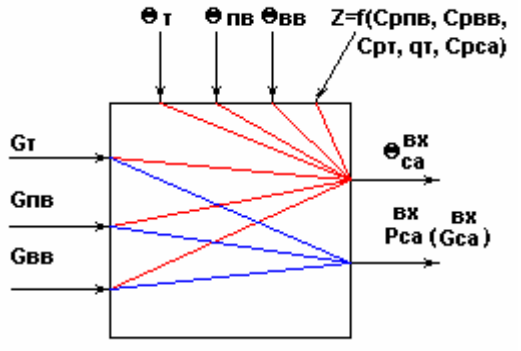


Рис.8.

- $\mathbf{Z = f(c_{pi}, q)}$ - возможные неконтролируемые возмущения;
- $\theta_{\mathbf{т}}, \theta_{\mathbf{пв}}, \theta_{\mathbf{вв}}$ - возможные контролируемые возмущения;
- $\mathbf{G_т, G_{пв}, G_{вв}}$ - возможные управляющие воздействия.
- Выводы по анализу топки и смесительной камеры как объекта управления:

$$\mathbf{P_{са}^{вх}(G_{са}^{вх}) = f(G_т, G_{пв}, G_{вв})};$$
$$\theta_{\mathbf{са}}^{\mathbf{вх}} = \mathbf{f(G_т, G_{пв}, G_{вв})}.$$

Структурная схема сушильного барабана.

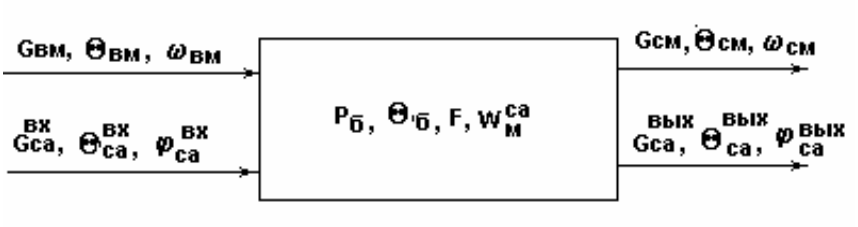


Рис.9.

Материальный баланс по твердой фазе.

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_м * S_{апп} * \frac{dh_м}{dt} = G_{вм} - G_{см} - W_м^{са}, \quad (5),$$

где $h_м$ - высота слоя материала в барабане;
$S_{апп}$ - сечение аппарата;
$\rho_м$ - плотность материала;
$W_м^{са}$ - количество влаги, удаляемой в процессе сушки из материала в единицу времени, кг/с.

- *Уравнение статики:*

$$G_{вм} = G_{см} + W_м^{са} \quad (6).$$

- На основании (5) и (6) можно принять:

$$h_м = f(G_{вм}, G_{см}).$$

- *В типовой схеме автоматизации* стабилизируют $G_{вм}$ и $G_{см}$, что обеспечивает также стабилизацию $h_м$

Материальный баланс по газовой фазе.

- *Уравнение динамики:*

$$\frac{V_{са}^{б} * M_{са}^{б}}{R * \theta_{са}^{б}} * \frac{dP_{са}^{б}}{dt} = G_{са}^{вх} - G_{са}^{вых} + W_м^{са} \quad (7),$$

где

$M_{са}^{б}$ - мольная масса сушильного агента в барабане, кг/моль;
$P_{са}^{б}$ - разрежение в барабане, Па;
$\theta_{са}^{б}$ - температура в барабане (по газовой фазе), К,
$V_{са}^{б}$ - объем газовой фазы в барабане, $м^3$.

- *Уравнение статики:*

$$G_{са}^{вых} = G_{са}^{вх} + W_м^{са} \quad (8).$$

- На основании (7) и (8) можно считать:

$$P_{са}^{б} = f(G_{са}^{вх}, G_{са}^{вых}).$$

- Предпочтительным управляющим воздействием является $G_{са}^{вых}$.

Тепловой баланс в сушильном барабане.

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{са} * V_{са} * c_{рса} * \frac{d\theta_{б}}{dt} = G_{са}^{вх} * c_{рса} * \theta_{са}^{вх} + G_{вм} * c_{рвм} * \theta_{вм} - G_{са}^{вых} * c_{рса} * \theta_{са}^{вых} - G_{см} * c_{рсм} * \theta_{см} - W_{м}^{са} * r \quad (9).$$

- *Уравнение статики при* $\frac{d\theta_{б}}{dt} = 0$:

$$G_{са}^{вх} * c_{рса} * \theta_{са}^{вх} + G_{вм} * c_{рвм} * \theta_{вм} = G_{са}^{вых} * c_{рса} * \theta_{са}^{вых} + G_{см} * c_{рсм} * \theta_{см} + W_{м}^{са} * r \quad (10).$$

- В выражениях (9) и (10) принимаем:
  $\theta_{б} = \theta_{са}^{вых}$;
  r - удельная теплота испарения влаги , дж/кг.
- На основании (9) и (10) можно принять:

$$\theta_{са}^{б} = f(G_{са}^{вх}, G_{са}^{вых}, G_{вм}, G_{см}) \quad (11),$$

где

$$G_{са}^{вх} = f(G_{т}, G_{пв}, G_{вв}) \quad (12).$$

Материальный баланс по количеству влаги в материале.

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{см} * V_{см} * \frac{d\omega_{см}}{dt} = G_{вм} * \omega_{вм} - G_{см} * \omega_{см} - W_{м}^{са} \quad (13),$$

- *Уравнение статики* $\frac{d\omega_{см}}{dt} = 0$:

$$G_{вм} * \omega_{вм} = G_{см} * \omega_{см} + W_{м}^{са} \quad (14).$$

- Из выражений (13) и (14) следует, что:

$$\omega_{см} = f(G_{вм}, G_{см}, \omega_{вм}, W_{м}^{са}) \quad (15),$$

где $W_{м}^{са}$ - определяется уравнением массопередачи.

Материальный баланс по количеству влаги в сушильном агенте.

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{са} * V_{са} * \frac{d\varphi_{са}}{dt} = G_{са}^{вх} * \varphi_{са}^{вх} - G_{са}^{вых} * \varphi_{са}^{вых} + W_{м}^{са} \quad (16).$$

- *Уравнение статики* $\frac{d\varphi_{са}}{dt} = 0$:

$$G_{са}^{вх} * \varphi_{са}^{вх} + W_{м}^{са} = G_{са}^{вых} * \varphi_{са}^{вых} \quad (17).$$

- Из выражений (16) и (17) следует, что:

$$\varphi_{са}^{вых} = f(G_{са}^{вх}, G_{са}^{вых}, \varphi_{са}^{вх}, W_{м}^{са}) \quad (18).$$

Материальный баланс по общему количеству влаги в процессе сушки.

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{см} * V_{см} * \frac{d\omega_{см}}{dt} = G_{вм} * \omega_{вм} + G_{са}^{вх} * \varphi_{са}^{вх} - G_{см} * \omega_{см} - G_{са}^{вых} * \varphi_{са}^{вых} \quad (19),$$

где $\omega_{вм} = \omega_{н}$; $\omega_{см} = \omega_{к}$; $\varphi_{са}^{вх} = \varphi_{н}$; $\varphi_{са}^{вых} = \varphi_{к}$.

- *Уравнение статики* $\frac{d\omega_{см}}{dt} = 0$:

$$G_{вм} * \omega_{вм} + G_{са}^{вх} * \varphi_{са}^{вх} = G_{см} * \omega_{см} + G_{са}^{вых} * \varphi_{са}^{вых} \quad (20).$$

- На основании выражений (19) и (20) можно считать:

$$\omega_{см} = f(G_{вм}, G_{см}, G_{са}^{вх}, G_{са}^{вых}) \quad (21).$$

- При анализе топки мы получили:

$$G_{са}^{вх} = f(G_{т}, G_{пв}, G_{вв}) \quad (22).$$

Из всех возможных управляющих воздействий, перечисленных в выражениях (21) и (22), для регулирования конечной влажности материала наиболее информативным является расход топлива G_m.

Информационная схема сушильного барабана.

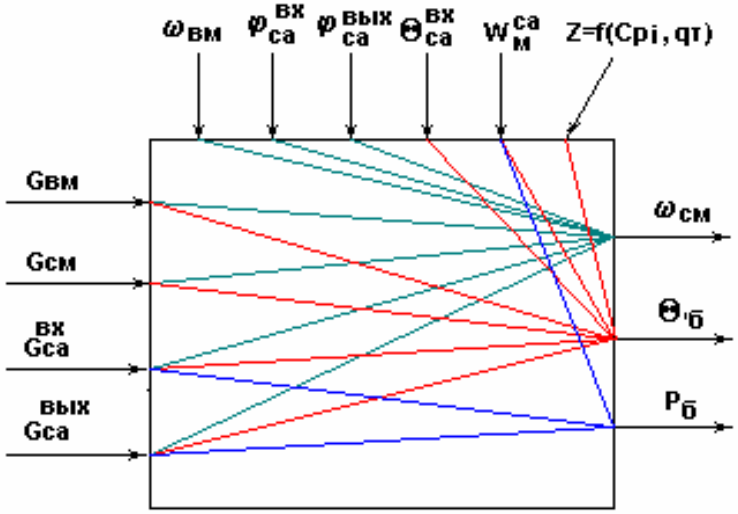


Рис.10.

- Возможные управляющие воздействия:
  $G_{вм}, G_{см}, G_{са}^{вх}(G_{т}, G_{пв}, G_{вв}), G_{са}^{вых}$.
- Возможные контролируемые возмущения:
  $\omega_{вм}$, $\varphi_{са}^{вх}$, $\varphi_{са}^{вых}$, $\theta_{са}^{вх}$, $\theta_{вм}$.
- Возможные неконтролируемые возмущения:
  $W_{м}^{са}, C_{pi}$.
- Возможные управляемые переменные:
  $\omega_{см}$, $\theta_{б}(\theta_{са}^{б})$, $P_{б}(P_{са}^{б})$.
- Сушильный барабан является сложным многосвязным объектом.

Типовая схема автоматизации процесса сушки.

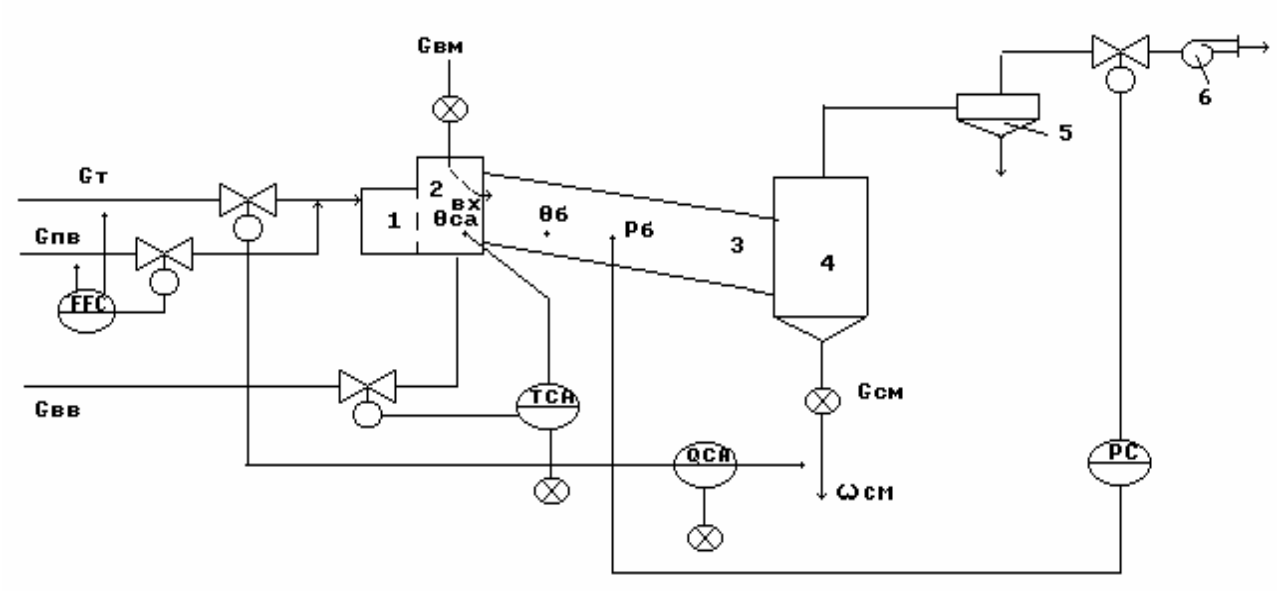


Рис.11.

1. Регулирование.

- Регулирование $\omega_{см}$ по подаче топлива $G_т$ - как показателя эффективности процесса сушки.
- Регулирование соотношения расходов топлива $G_т$ и первичного воздуха $G_{пв}$ по подаче первичного воздуха $\mathbf{G_{пв} = \gamma * G_т}$ - для обеспечения эффективности сгорания топлива.
- Регулирование температуры сушильного агента на входе в барабан $\theta_{са}^{вх}$ по подаче вторичного воздуха $G_{вв}$.
- Регулирование разрежения в барабане $Р_{са}^{б}$ по отбору отработанного сушильного агента $G_{са}^{вых}$ - для для обеспечения материального баланса по газовой фазе.
- Стабилизация расходов влажного и сухого материала $G_{вм}$ и $G_{см}$ автоматическими дозаторами - для обеспечения материального баланса по твердой фазе.

2. Контроль.

- расходы - $G_т$, $G_{пв}$, $G_{вв}$, $G_{вм}$, $G_{см}$;
- температуры - $\theta_{са}^{вх}, \theta_{са}^{вых}, \theta_б$;
- разрежение - $Р_б$;
- влажность - $\omega_{см}$ ($\omega_к$).

3. Сигнализация.

- существенные отклонения $\omega_{см}$ от $\omega_{зд}$;
- значительное повышение $\theta_{са}^{вх}$;
- Незапланированное отключение привода, при этом формируется сигнал «В схему защиты».

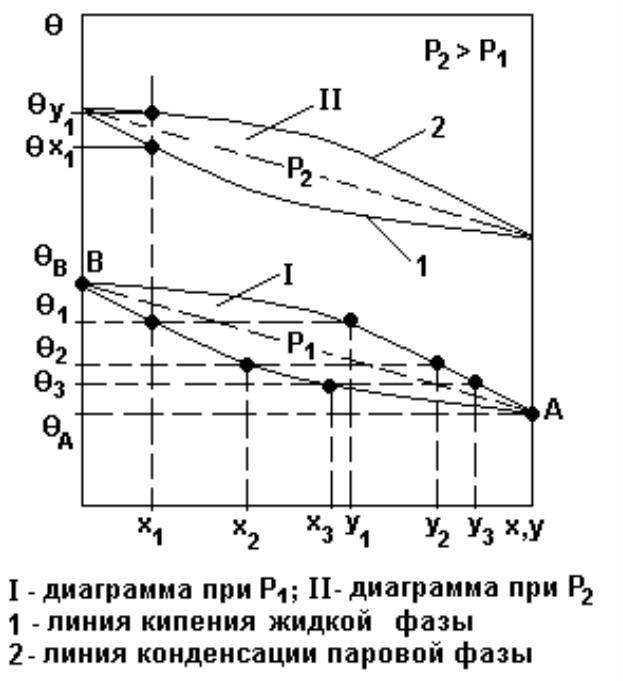
4. Система защиты.

По сигналу «В схему защиты» - прекратить подачу материала и топлива в сушильный агрегат.

13. Материалы к лекции №13

Автоматизация процесса ректификации (ч.1)

Диаграмма равновесия «θ – x – y » при *P= const.*



I - диаграмма при P_1; II- диаграмма при P_2
1 - линия кипения жидкой фазы
2 - линия конденсации паровой фазы

Рис.1.

- *Смесь двухкомпонентная*: компонент А - низкокипящий; компонент В - высококипящий.
- Диаграмма позволяет определять:
  - θ_x и θ_y - для любого состояния смеси при заданном Р;
  - x и y - для любой температуры смеси.
  - По данным диаграммы **«θ – x – y »** может быть построена диаграмма равновесия **« x – y »** при *P= const.*

Диаграмма равновесия « x – y » при P= const.

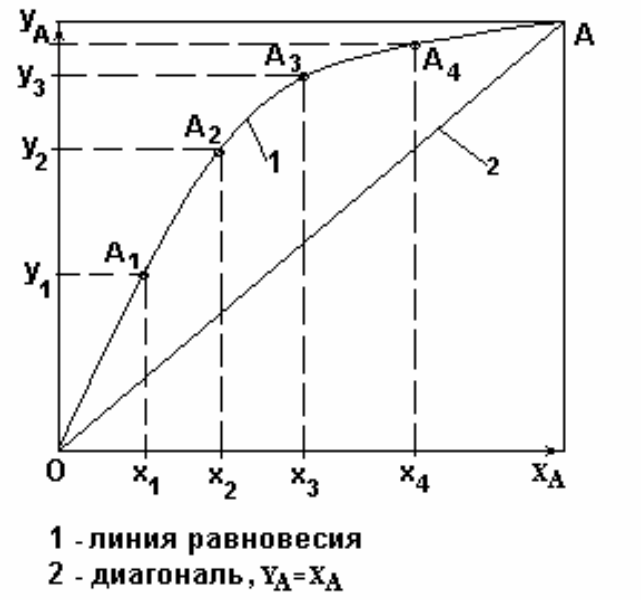


Рис.2.

- На осях y и x откладывают значения y_A и x_A соответствующие 100% содержанию компонента А в паровой и жидкой фазах соответственно;
- Диагональ ОА соответствует составам смеси $y_A = x_A$.
- Расположение равновесной линии выше диагонали означает, что пары обогащены низкокипящим компонентом.
- Чем ближе линия равновесия к диагонали, тем меньше разница составов жидкой и паровой фаз и тем труднее разделяется смесь при ректификации.

Схема колонны ректификации для математического описания рабочих линий процесса.

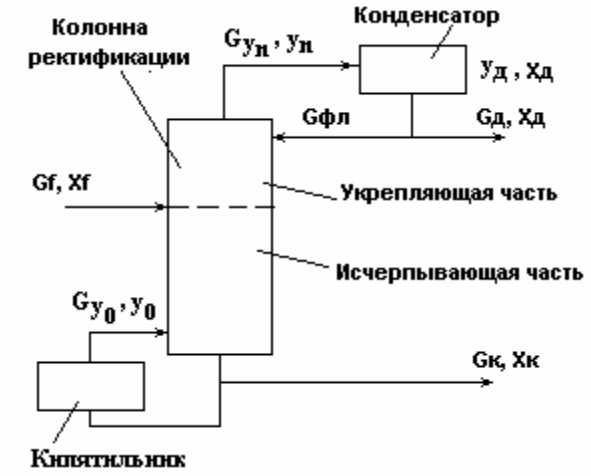


Рис.3.

Обозначения параметров процесса:

- G_f, $G_{фл}$, $G_д$, $G_к$ - расходы питания, флегмы, дистиллята, куба;
- x_f, $x_д$, $x_к$ - молярные составы соответствующих потоков;
- $R=G_{фл}/G_д$ - флегмовое число.

Расчет рабочего флегмового числа.

$$\mathbf{R}_{min} = \frac{\mathbf{x}_д - \mathbf{y}_f}{\mathbf{y}_f - \mathbf{x}_f},$$

где x_f - заданный состав жидкой фазы потока питания;

y_f - соответствующий ему равновесный состав паровой фазы потока питания.

Рабочее флегмовое число находят из соотношений:

$$R=1,3*R_{min}+0,3$$

или

$$R=\sigma* R_{min},$$

где $\sigma=1,2\text{-}2,5$ - коэффициент избытка флегмы.

Уравнение *рабочей линии верхней (укрепляющей) части колонны.*

$$\mathbf{y} = \frac{\mathbf{R}}{\mathbf{R}+1} * \mathbf{x} + \frac{\mathbf{x}_д}{\mathbf{R}+1} \qquad (1),$$

где y, x - составы паровой и жидкой фаз верха колонны, молярные доли; $x_д$ - состав дистиллята.

Обозначим: $\mathbf{b}_1 = \frac{\mathbf{x}_д}{\mathbf{R}+1}$; $\mathbf{tg\alpha}_1 = \frac{\mathbf{R}}{\mathbf{R}+1}$.

Уравнение *рабочей линии нижней (исчерпывающей) части колонны.*

$$\mathbf{y} = \frac{\mathbf{R}+\mathbf{f}}{\mathbf{R}+1} * \mathbf{x} + \frac{1-\mathbf{f}}{\mathbf{R}+1} * \mathbf{x}_k \qquad (2),$$

где $\mathbf{f} = \frac{\mathbf{G}_f}{\mathbf{G}_д}$.

Обозначим: $\mathbf{b}_2 = \frac{1-\mathbf{f}}{\mathbf{R}+1} * \mathbf{x}_k$; $\mathbf{tg\alpha}_2 = \frac{\mathbf{R}+\mathbf{f}}{\mathbf{R}+1}$

Построение рабочих линий процесса ректификации.

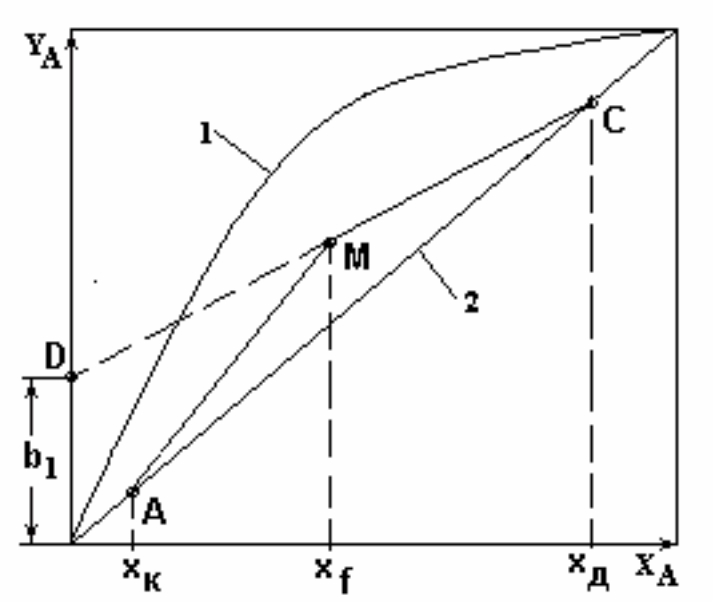


Рис.4.

- 1 - Равновесная линия процесса ректификации;
- 2 - Линия равных концентраций паровой и жидкой фаз компонента А в колонне.
- Составы паровой и жидкой фаз в верхней и нижней частях колонны равны, т.е соответствуют линии 2.

- По $x_д$ находят точку С.
- По $x_к$ находят точку А.
- По x_f проводят вертикаль.
- По оси у откладывают величину $\mathbf{b}_1 = \frac{\mathbf{x}_д}{\mathbf{R}+1}$ из соотношения (1) и получают точку D.
- Получают точку М на пересечении CD с вертикалью от x_f.
- Получают СМ - рабочую линию верха колонны.
- Проводят МА - рабочую линию низа колонны.

Диаграмма «Рабочая линия-линия равновесия»
процесса ректификации.

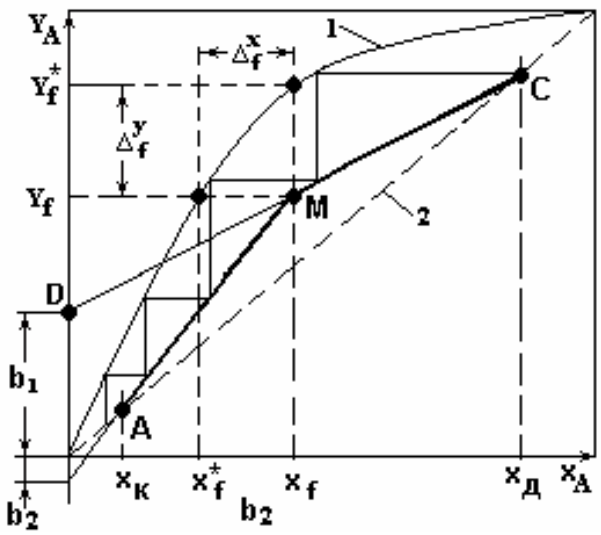


Рис.7.

- 1 – равновесная линия процесса бинарной ректификации;
- 2 – Линия равных концентраций в паровой и жидкой фазах
  - Линия СМ – рабочая линия верха колонны с параметрами: $\mathbf{b_1 = \frac{x_д}{R+1}}$; $\mathbf{tg\alpha_1 = \frac{R}{R+1}}$;

    $\mathbf{R = \frac{G_{фл}}{G_д}}$
- Линия МА – рабочая линия низа колонны с параметрами:

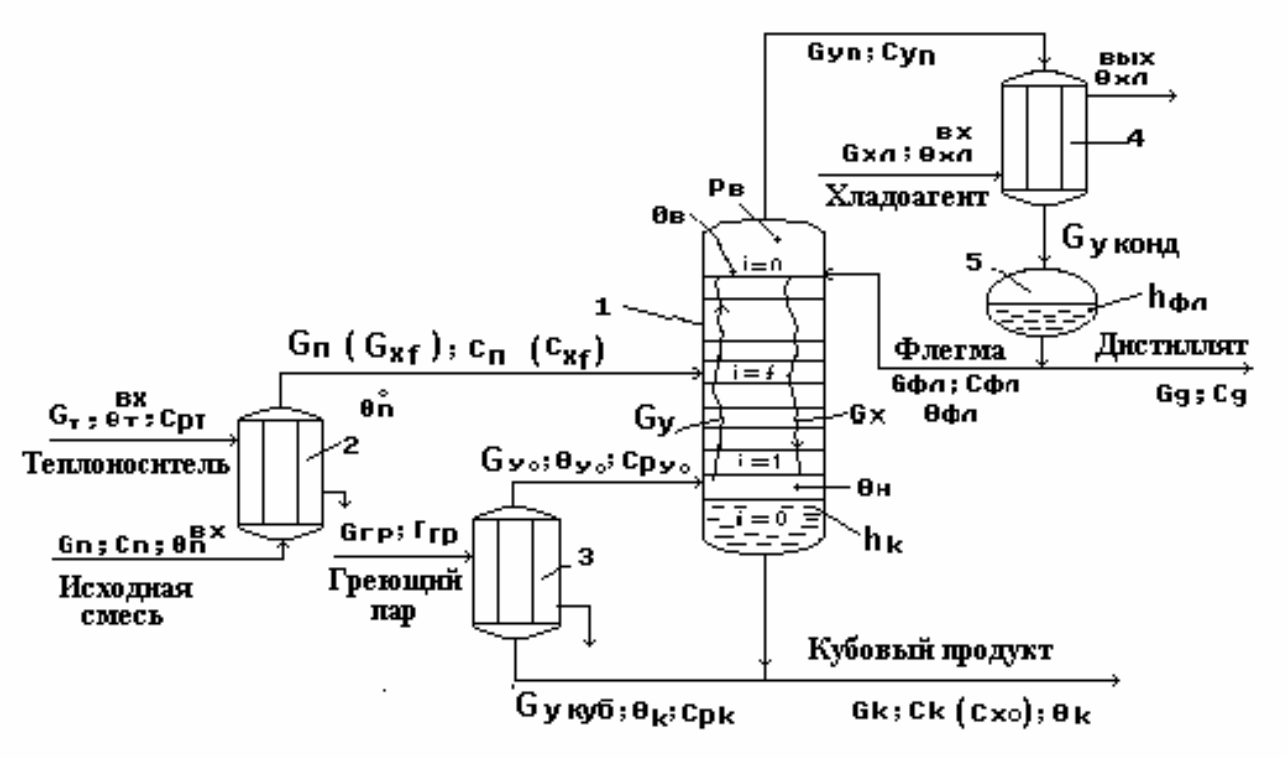
  $\mathbf{b_2 = \frac{1-f}{R+1} * x_k}$; $\mathbf{tg\alpha_2 = \frac{R+f}{R+1}}$; $\mathbf{f = \frac{G_f}{G_д}}$.

Анализ диаграммы «Рабочая линия - линия равновесия».

- *По диаграмме определяют следующие параметры:*
  - Число ступеней разделения, число теоретических тарелок $n_т$ и число реальных тарелок $\mathbf{n = \frac{n_т}{\eta}}$, где η - к.п.д. тарелки.
  - Движущую силу процесса в любых точках колонны:
    $\Delta_i^x = x - x^*$, $\Delta_i^y = y^* - y$, что соответствует направлению массопередачи $G_x \rightarrow G_y$, и $\Delta_{ср}$.
- *Движущие силы* Δ_i и $\Delta_{ср}$ *зависят:*
  - от режимных параметров процесса, определяющих положение равновесной кривой (P и θ);
  - от x_f, $x_д$, $x_к$ - определяющих положение рабочей линии процесса;
  - от $R=G_{фл}/G_д$ и $\mathbf{f = \frac{G_f}{G_д}}$, т.е. от $G_{фл}$, $G_д$, G_f;
  - от тепловых параметров G_f.
- *Требуемую движущую силу процесса ректификации можно обеспечить:*
  - стабилизацией режимных параметров P или θ;
  - стабилизацией параметров потока питания G_f и θ_f;
  - стабилизацией или изменением флегмового числа $R=G_{фл}/G_д$.

Объект управления

Схема ректификационной установки.



1 - ректификационная колонна; 2 - подогреватель потока питания;
1 - кипятильник; 4 - конденсатор (дефлегматор); 5 - флегмовая емкость.

Рис. 8.

Описание установки.

Объект управления - ректификационная установка для выделения из исходной жидкой смеси целевого компонента в составе дистиллята.

Процесс массопередачи происходит на тарелках укрепляющей (верхней) и исчерпывающей (нижней) частей колонны в результате взаимодействия жидкой и паровой фаз, движущихся в колонне противотоком.

Движущая сила - разность между равновесной и рабочей концентрациями целевого компонента в жидкой или паровой фазе: $\Delta^x = \mathbf{x} - \mathbf{x}^*$ и $\Delta^y = \mathbf{y}^* - \mathbf{y}^*$ соответственно.

Работа установки.
Исходная смесь $G_п$ (G_{xf}) *нагревается* в подогревателе потока питания 2 до температуры кипения $\theta_п^0$ и подается в колонну 1 на тарелку питания (i=f).
Исходная смесь стекает по тарелкам нижней части колонны в виде жидкостного потока G_x в куб колонны, участвуя в массообменном процессе с паровым потоком G_y.
Из куба колонны выводится кубовый продукт $G_{куб}$. Часть кубового продукта подается в кипятильник 3, где испаряется с образованием парового потока G_{y0} , который подается в низ колонны.
Паровой поток поднимается вверх колонны, контактируя с жидким потоком и обогащаясь целевым компонентом.
Обогащенный целевым компонентом паровой поток G_{yn} выводится из верха колонны и подается в дефлегматор 4, где конденсируется.
Конденсат собирается во флегмовой емкости 5. Из сборника флегмы отбирается два потока:

- поток дистиллята $G_д$ - целевой продукт;
- поток флегмы $G_{фл}$ - жидкая фаза, используемая для орошения верха колонны.

Показатель эффективности процесса $\mathbf{c_д}$ - концентрация дистиллята.

Цель управления процессом - обеспечение $\mathbf{c_д}.=\mathbf{c_д^{зд}}$.

14. Материалы к лекции №14

Автоматизация процесса ректификации (ч.2).

Структурная схема ректификационной установки.

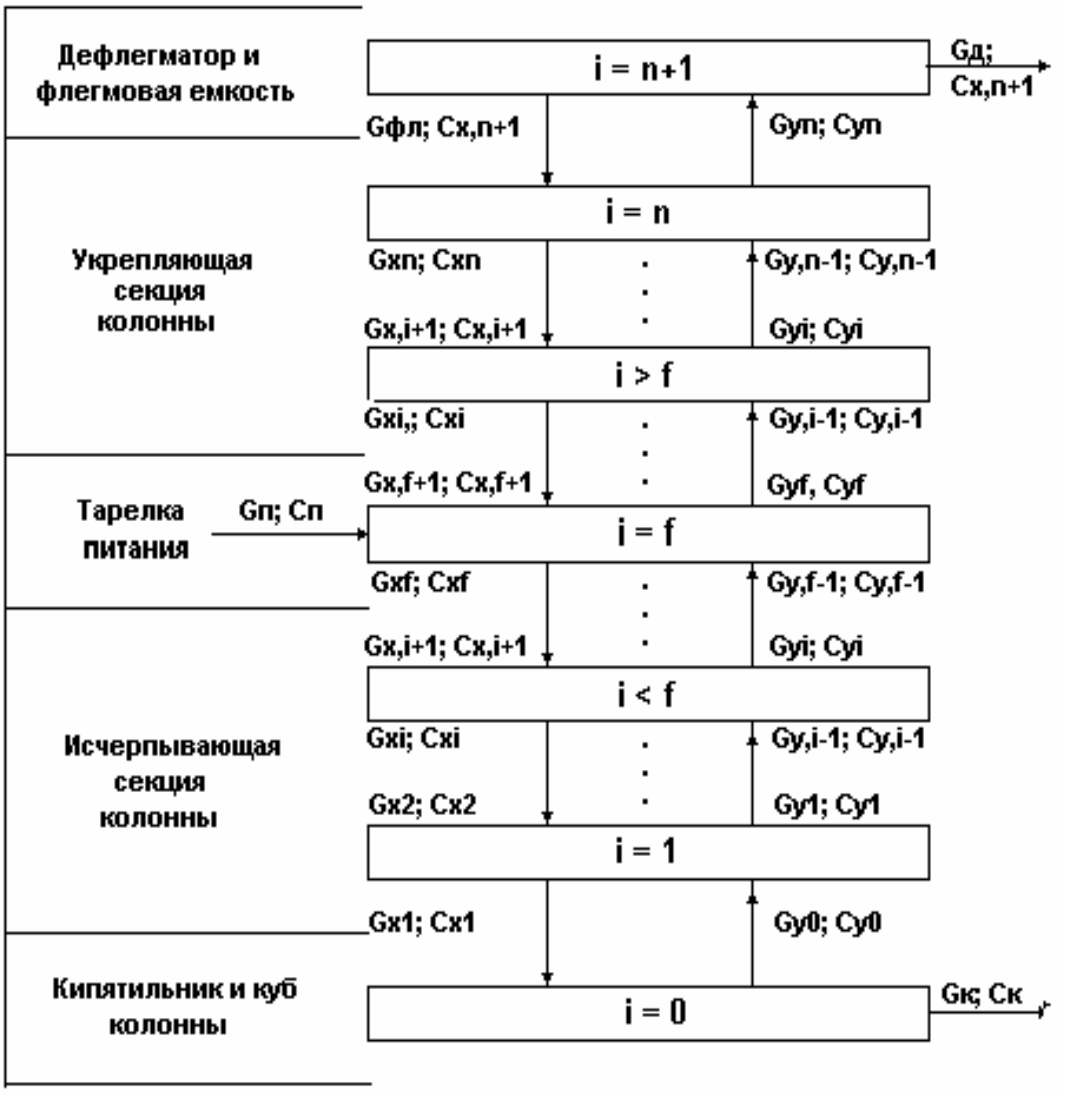


Рис.1.

Математическое описание низа колонны

Структурная схема куба и кипятильника.

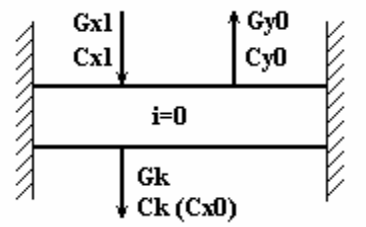


Рис.2.

Тепловой баланс низа колонны ($\theta_н = \theta_0$).

- *Уравнение динамики*:

$$\rho_k * V_k * C_{pk} * \frac{d\theta_н}{dt} = G_{гр} * r_{гр} + G_{x1} * C_{px1} * \theta_{x1} - G_{y0} * r_k - G_k * C_{pk} * \theta_н \qquad (5).$$

- *Уравнение статики*:

$$G_{гр}\, r_{гр} + G_{x1}\, C_{px1}\, \theta_{x1} = G_{y0}\, r_k + G_k C_{pk}\, \theta_н \qquad (6).$$

- На основании (5) и (6) можно считать:
  $\theta_н = f(G_{гр}, G_к)$.
- Предпочтительное управляющее воздействие $G_{гр}$.

Материальный баланс по всему веществу.

- *Уравнение динамики* :

$$\rho_k * S_k * \frac{dh_k}{dt} = G_{x1} - G_k - G_{y0} \qquad (1).$$

- *Уравнение статики* :

$$G_{x1} = G_k + G_{y0} \qquad (2),$$

где ρ_k - плотность кубовой жидкости , кг/м^3;
S_k - сечение куба колонны, м^2 ;
h_k - уровень кубовой жидкости, м;
G_{x1} , G_k , G_{y0} - массовые расходы потоков в кубе колонны.

- На основании (1) и (2) можно считать:
  $h_k = f(G_k, G_{y0})$.

- Предпочтительное управляющее воздействие G_k .

Материальный баланс по легколетучему компоненту.

- *Уравнение динамики*:

$$\mathbf{M_0 * \frac{dC_{x0}}{dt} = G_{x1} * C_{x1} - G_k * C_{x0} - G_{y0} * C_{y0}} \qquad (3).$$

- *Уравнение статики*:

$$G_{x1}\, C_{x1} = G_k\, C_к + G_{y0}\, C_{y0} \qquad (4)$$

- *Основные допущения*:
  - Кипятильник с полным испарением, т.е. $C_{y0}=C_{x0}$;
  - Тепловой баланс кипятильника:

$$\mathbf{G_{y0} * r_k = G_{гр} * r_{гр}}$$

- *Обозначения:*

M_0 - масса жидкости в нижней части колонны, кг;
$r_{гр}$ - удельная теплота конденсации пара, дж/кг;
r_k - удельная теплота испарения кубовой жидкости, дж/кг.

- На основании (3) и (4) можно записать:

$$\mathbf{c_k = f(G_{x1}, G_k, G_{y0}(G_{гр}), c_{x1})}.$$

- Предпочтительное управляющее воздействие $G_{гр}$.

Информационная схема низа колонны.

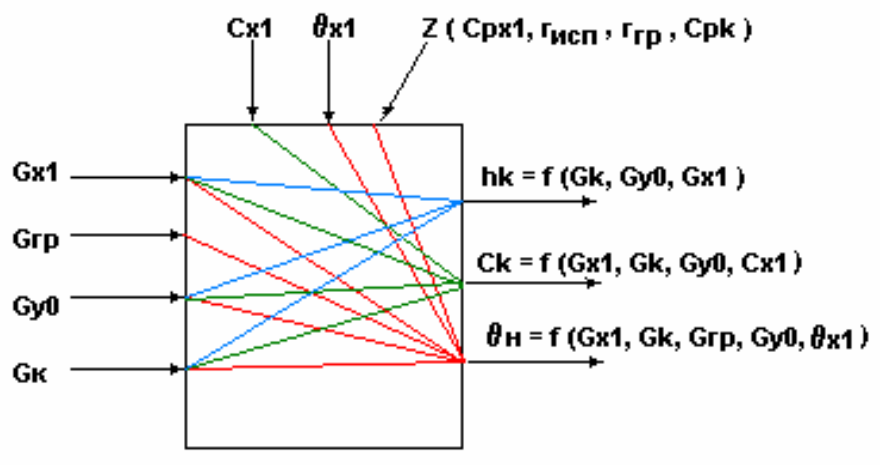


Рис.3.

Информационная схема низа колонны как многосвязного объекта по h_k, $\theta_н$ или h_k, C_k .

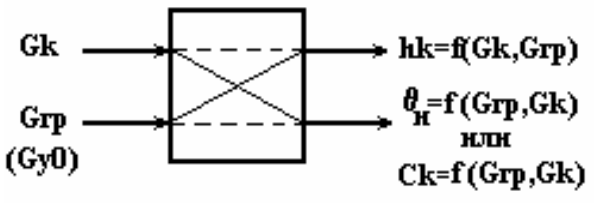


Рис.4

Математическое описание верха колонны.
Структурная схема дефлегматора с флегмовой емкостью.

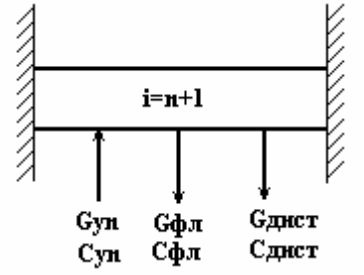


Рис.5.

Материальный баланс по всему веществу.

- *Уравнение динамики:*

$$\rho_{фл} * S_{фл} * \frac{dh_{фл}}{dt} = G_{уп} - G_{фл} - G_{дист} \qquad (7)$$

где $\rho_{фл}$ - плотность флегмы , кг/м^3 ;
$S_{фл}$ - сечение флегмовой емкости , м^2 ;
$h_{фл}$ - уровень флегмы , м;
$G_{уп}$, $G_{фл}$, $G_{дист}$ - массовые расходы, кг/с.

- *Уравнение статики:*

$$G_{уп} = G_{фл} + G_{дист} \qquad (8).$$

- На основании (7) и (8) можно считать:

$$h_{фл}=f(G_{уп}, G_{фл}, G_{д})$$

- Предпочтительное управляющее воздействие $G_{дист}$.

Материальный баланс по целевому компоненту.

- *Уравнение динамики:*

$$M_{n+1} * \frac{dC_{дист}}{dt} = G_{уп} * C_{уп} - G_{фл} * C_{хn+1} - G_{дист} * C_{хn+1} \qquad (9).$$

- *Уравнение статики:*

$$G_{уп}\, C_{уп} = G_{дист}\, C_{х\, n+1} + G_{фл}\, C_{х\, n+1} \qquad (10).$$

- На основании (9) и (10) можно считать:

$$C_{дист}=f(G_{уп}, G_{фл}, G_{д})$$

- Предпочтительное управляющее воздействие $G_{фл}$.

Тепловой баланс верха колонны ($\theta_в = \theta_н$).

Структурная схема n–ой тарелки

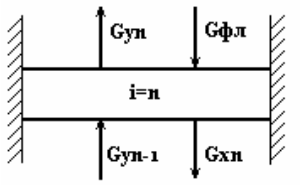


Рис.6.

- *Уравнение динамики:*

$$\mathbf{M_{xn} * C_{pxn} * \frac{d\theta_в}{dt} = G_{yn-1} * C_{pyn-1} * \theta_{yn-1} - G_{yn} * C_{pyn} * \theta_в + } \\ \mathbf{+ G_{фл} * C_{pфл} * \theta_{фл} - G_{xn} * C_{pxn} * \theta_в} \qquad (11).$$

- *Уравнение статики:*

$$G_{yn-1} * C_{pyn-1} * \theta_{yn-1} + G_{фл} * C_{pфл} * \theta_{фл} = \\ G_{yn} * C_{pyn} * \theta_в + G_{xn} * C_{pxn} * \theta_в \qquad (12).$$

- *Обозначения*:
  - M_{xn} - масса паровой фазы наверху колонны;
  - C_{pyn}, $C_{py,n-1}$, $C_{pфл}$, C_{pxn} - удельные теплоемкости паровой и жидкой фазы на n-ой тарелке;
  - G_{yn-1}, G_{yn}, G_{xn} - расходы паровой и жидкой фазы на n-ой тарелке.

- На основании (11) и (12) можно считать: $\mathbf{\theta_в = f(G_{фл}, G_{yn}, G_{yn-1}, G_{xn})}$
- Предпочтительное управляющее воздействие $G_{фл}$.

Баланс по паровой фазе.

Структурная схема конденсатора без флегмовой емкости.

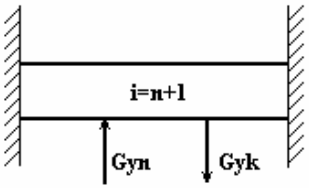


Рис.7

- *Уравнение динамики:*

$$\mathbf{\frac{V * Mв}{R * \theta_в} * \frac{dP_в}{dt} = G_{yn}(P_в) - G_{yk}(G_{хл})} \qquad (13).$$

- *Уравнение статики:*

$$\mathbf{G_{yk}(G_{хл}) = G_{yn}(P_в)} \qquad (14).$$

- *Особенности:*
  - Решение уравнения динамики для $p_в$ дает выражение для интегрального звена.

- Если учесть выражение $G_{yn} = f(p_в)$, то звено получается апериодическим 1 порядка.
-
- $G_{yк} = f(G_{хл})$, можно получить на основании теплового баланса конденсатора:
  $\mathbf{G_{yk} * r_{yk} = G_{хл} * C_{pxx} * \Delta\theta_{хл}}$. (15).

- На основании (13), (14) и (15) можно принять:$P_в = f(G_{хл})$.

Информационная схема верха колонны.

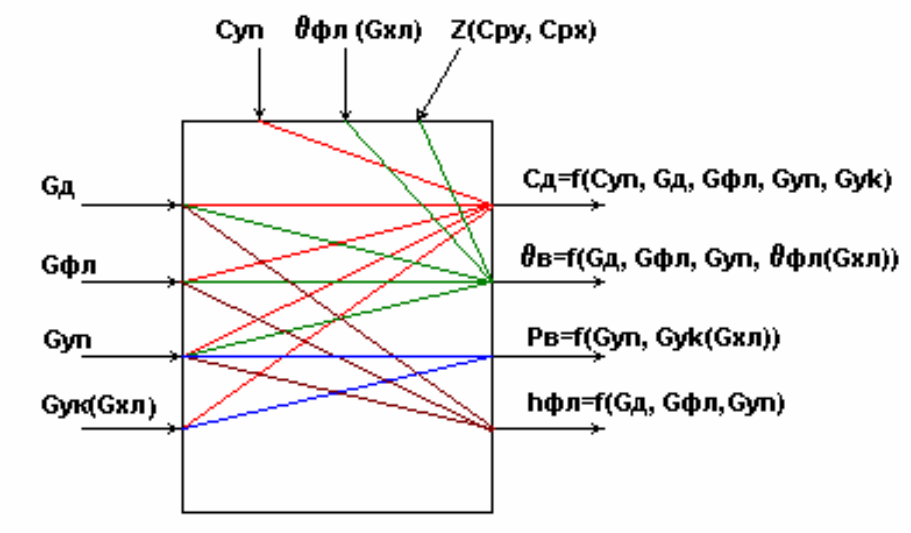


Рис.8.

Информационная схема верха колонны как многосвязного объекта по $\theta_в$ и $p_в$

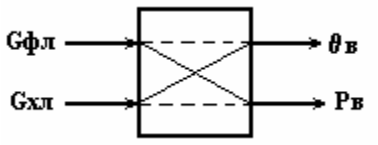


Рис.9а.

Информационная схема верха колонны как многосвязного объекта по hфл и $\theta_в$

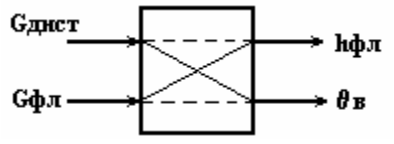


Рис.9б.

Информационная схема колонны как многосвязного объекта по θв и θн.

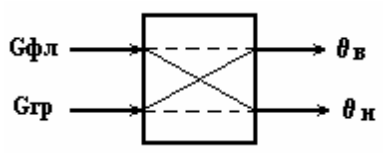


Рис.9в.

Математическое описание подогревателя потока питания.

Тепловой баланс

- *Уравнение динамики.*

$$\rho_п * V_п * C_{рп} * \frac{d\theta^0_п}{dt} = G_т * C_{рт} * \theta^{вх}_т - G_т * C_{рт} * \theta^{вых}_т + G_п * C_{рп} * \theta_п - G_п * C_{рп} * \theta^0_п \quad (16).$$

- *Уравнение статики.*

$$G_т\, C_{рт}\, \theta_т^{вх} - G_т\, C_{рт}\, \theta_т^{вых} = G_п\, C_{рп}\, \theta_n^{0} - G_п\, C_{рп}\, \theta_n , \quad (17)$$

- *Обозначения:*
  - $\theta_т^{вх}$., $\theta_т^{вых}$, θ_n^{0}, θ_n – температуры потоков теплоносителя и питания на входе и выходе из теплообменника;
  - V_n - объем потока питания в трубах теплообменника;
  - $C_{рп}$, $C_{рт}$ - удельные теплоемкости потоков питания и теплоносителя;
  - $G_т$, $G_п$ - массовые расходы теплоносителя и питания, кг/ч.

- На основании (16) и (17) можно считать:

$$\theta^0_п = f(G_т, G_п).$$

- Предпочтительное управляющее воздействие $G_т$.

Информационная схема подогревателя потока питания как объекта управления $\theta^0_п$

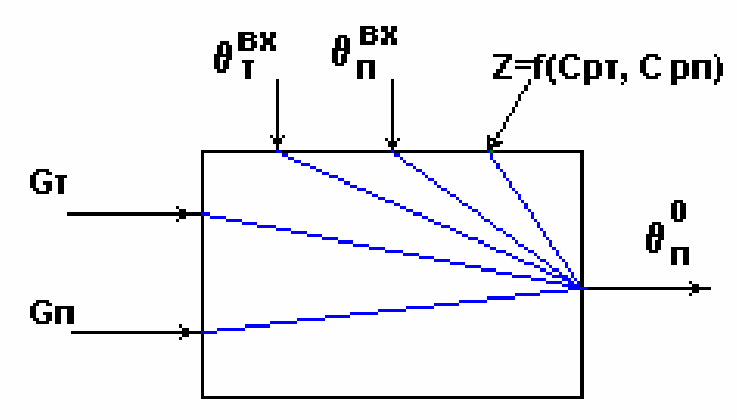


Рис.10.

Типовая схема автоматизации процесса ректификации.

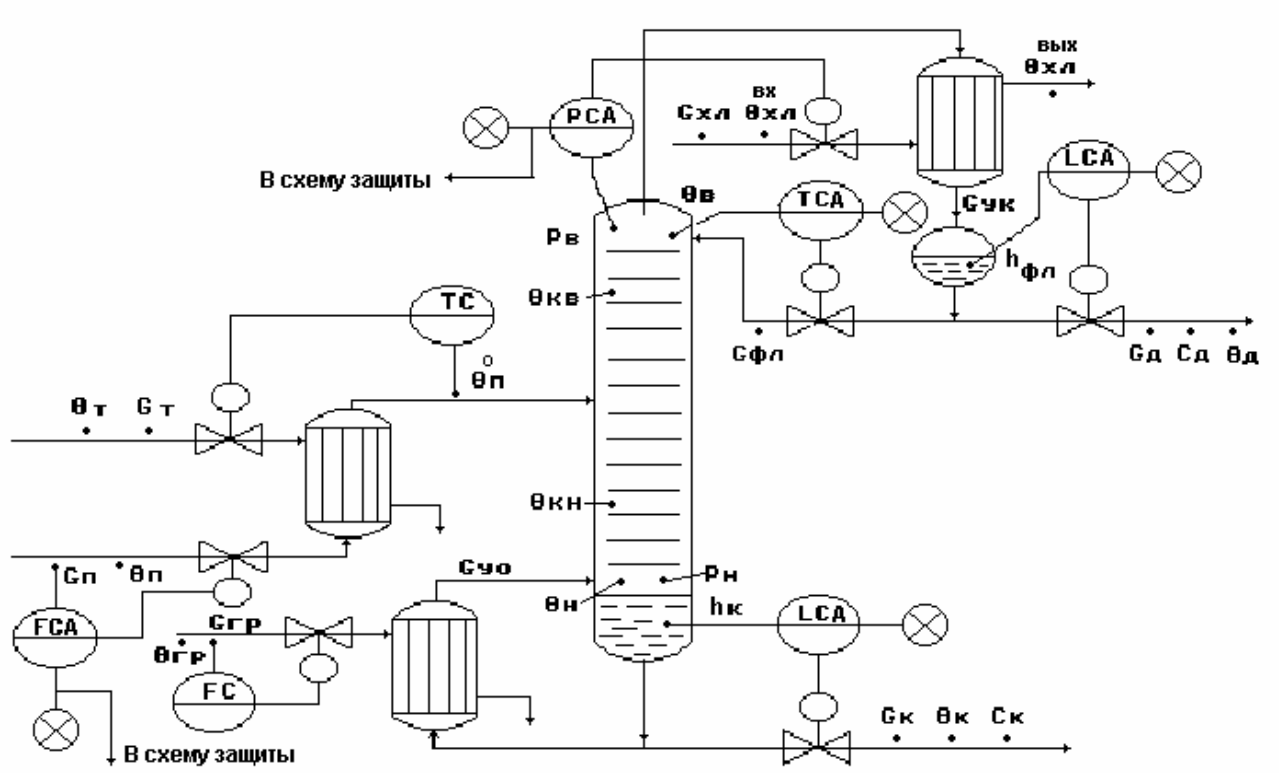


Рис.11.

Типовое решение автоматизации процесса ректификации.

1. **Регулирование.**

- Регулирование $\theta_в = f(c_д)$ по подаче флегмы - косвенное регулирование показателя эффективности процесса $c_д$.
- Регулирование $P_в$ по подаче хладоагента $G_{хл}$ - обеспечивает материальный баланс по паровой фазе.
- Регулирование $h_{фл}$ по отбору флегмы $G_{фл}$ - обеспечивает материальный баланс по жидкой фазе верха колонны.
- Регулирование $h_к$ по отбору кубового продукта $G_к$ - обеспечивает материальный баланс по жидкой фазе низа колонны.
- Стабилизация расхода питания $G_п$ - обеспечивает:
  - материальный баланс по всему веществу,
  - снятие наиболее существенных возмущений,
  - заданное положение рабочей области колонны;
  - стабилизацию производительности установки.
- Стабилизация расхода греющего пара $G_{гр}$ - обеспечивает:
  - тепловой баланс установки;
  - стабилизацию $G_{у0}$.
- Регулирование $\theta_п^0$ по подаче $G_т$ обеспечивает:
  - заданное положение рабочей линии;
  - эффективность процесса разделения;
  - тепловой баланс

2. Контроль.

- Температуры и расходы всех исходных потоков.
- Температуры - $\theta_в, \theta_н, \theta_{кв}, \theta_{кн}, \theta_{п0}$.
- Давление - $P_в, P_н$.
- Уровень - $h_{фл}, h_к$.
- Концентрации - $c_д$ или $c_к$.

3. Сигнализация.

- существенные отклонения $h_{фл}, h_к, \theta_в$ от заданий:
- повышение $\uparrow P > P_{пред}$;

  резкое снижение или прекращение подачи потока питания $\downarrow G_п$.

15. Материалы к лекции №15

Автоматизация реакторных процессов (ч.1)

Упрощенная структурная схема химического реактора.

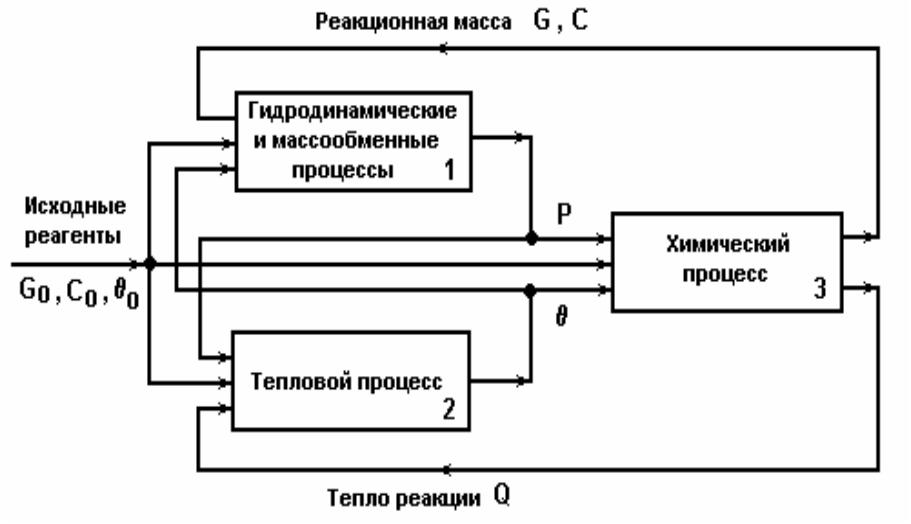


Рис.1.1.

- Химический процесс (3) определяется:
  - уравнениями кинетики
  - взаимодействием гидродинамических, массообменных и тепловых процессов в аппарате,
  - от которых зависят концентрации реагентов, температура θ и давление P реакторного процесса.

- Химические превращения (3) приводят к изменению тепловых (2) и гидродинамических процессов (1) в реакторе.
- Определение характера процессов, протекающих в реакторе, на основе анализа соотношения между скоростью химической реакции r и скоростью материального обмена $r_{обм}$.

1. При $r_{обм} >> r$:
   - процесс идет в кинетической области;
   - скорость процесса определяет химическое взаимодействие;
   - массообмен не влияет на скорость химической реакции.
2. При $r_{обм} << r$:
   - процесс идет в диффузионной области;
   - процесс характеризуется массообменом;
   - определяющей стадией является транспорт реагирующих веществ.
3. При $r_{обм} \approx r$:
   - процесс идет в переходной области;
   - скорость процесса является сложной функцией реакционно-кинетических и диффузионных зависимостей.

Показатели эффективности реакторного процесса.

1. Степень превращения.

- *Степень превращения* U_n , представленная через мольные доли:

$$\mathbf{U_n = \frac{n_0 - n}{n_0}} \qquad (1а),$$

где n_0 - число молей компонента в исходном потоке;
n - число молей компонента в реакционной смеси.

- *Степень превращения* U_m , представленная через массовые доли:

$$\mathbf{U_m = \frac{m_0 - m}{m_0}} \qquad (1б),$$

где m_0 - масса компонента в исходном потоке;
m - масса компонента в реакционной смеси.

- *Факторы, влияющие на степень превращения:*

  - θ и P - температура и давление, влияют на смещение химического равновесия в реакции;
  - t_p - продолжительность химической реакции;
  - C_0 - концентрации исходных веществ;
  - подбор катализатора;
  - величина потока рециркуляции.

2. Выход продукта.

- *Определение выхода продукта X*:

$$\mathbf{X = \frac{m_ф}{m_т}} \qquad (2),$$

где
$m_ф$ - масса фактически полученного продукта;
$m_т$ - масса теоретически возможного количества продукта из данного исходного вещества.

- *Факторы, влияющие на выход продукта X:*

θ - температура;
P - давление;
C_i - состав реакционной смеси;
$t_{пр}$ - время пребывания реакционной смеси в аппарате.

- *Выход продукта характеризует*:
  - *степень совершенства* технологического процесса: чем ближе $X \to 1$, тем ближе расходные коэффициенты к стехиометрическим;
  - *экономические показатели* технологического процесса: чем ближе $X \to 1$, тем лучше экономические показатели реакторного процесса.

3. Избирательность химического процесса.

- Избирательность химического процесса *Из* характеризует долю исходных веществ, превращенных в целевой продукт, по отношению к общему количеству химически превращенных исходных веществ:

$$\mathbf{Из} = \frac{\mathbf{n}_{0\to цп}}{\mathbf{n}_{0\to пр}} \qquad (3).$$

где

$n_{0\to цп}$ - количество молей исходного продукта, превращенных в целевой продукт;

$n_{0\to пр}$ - количество молей химически превращенных исходных веществ.

- Избирательность влияет на экономические показатели процесса.

4. Скорость химического процесса.

- Скорость химического процесса - это количество вещества, которое реагирует или образуется в единицу времени в единице объема (или на единице поверхности):

$$\mathbf{r} = \pm\frac{\mathbf{dc}}{\mathbf{dt}} = \mathbf{K} * \Delta\mathbf{C}. \qquad (4),$$

где

$\Delta\mathbf{C} = \prod \mathbf{C}_\mathbf{i}^{\alpha\mathbf{i}}$ - *движущая сила процесса*,

определяемая для химических реакций как произведение концентраций компонентов в степенях, равных их стехиометрическим коэффициентам;

К - *константа скорости реакции*,
определяемая на основании уравнения Аррениуса.

- Скорость процесса характеризует производительность химического реактора.

- Основные факторы, влияющие на скорость реакции:

  - C_0 - состав исходных реагентов;

  - θ - температура;

  - P - давление.

Схема реактора непрерывного действия с мешалкой с экзотермической реакцией 1-го порядка А → В.

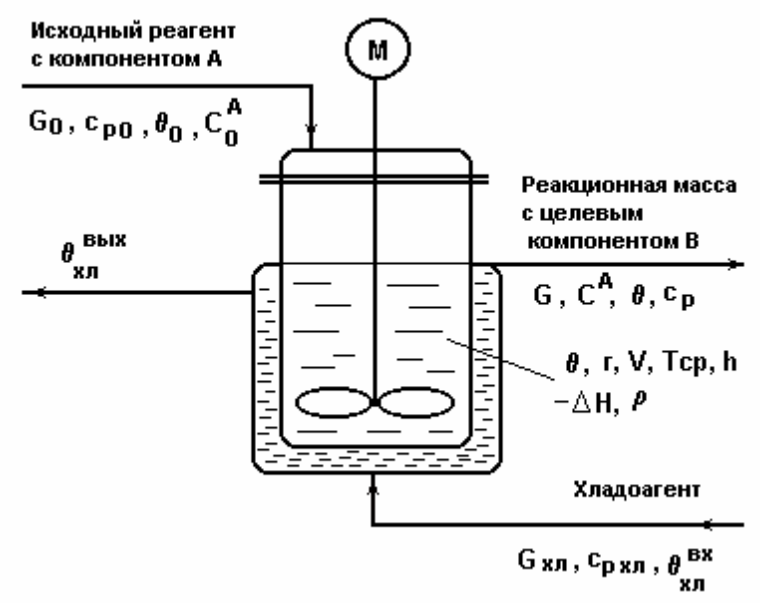


Рис.4.1.

- ***Показатель эффективности реакторного процесса*** в общем случае - концентрация целевого продукта в реакционной смеси $\mathbf{C^B}$.

- ***Цель управления*** в общем случае:
  - обеспечение в реакционной смеси $\mathbf{C^B = C^B_{макс}}$.

- ***Цель управления для данного процесса***:
  - обеспечение в реакционной смеси $\mathbf{C^A = C^A_{мин}}$.

- *Обозначения на рис.4.1*:
  - G_0 , G , $G_{хл}$ - массовые расходы исходного реагента, реакционной смеси и хладоагента, кг/с;
  - c_{p0} , c_p , $c_{pхл}$ - удельные теплоемкости соответствующих потоков, дж/(кг*град);
  - ρ - плотность реакционной смеси, кг/м^3 ;
  - θ_0 ,θ , $\theta_{хл}$ - температуры исходного реагента, реакционной смеси и хладоагента;
  - $\mathbf{C_0^A, C^A}$ - концентрации компонента А в исходном реагенте и реакционной смеси, кг/кг;
  - V - объем реакционной смеси, м^3 ;
  - h - уровень реакционной смеси, м;
  - $T_{ср}$ - среднее время пребывания реакционной массы в реакторе; $\mathbf{T_{ср} = \frac{V(м^3)}{Q(м^3/с)} = (с)}$
  - $-\Delta H$ - тепловой эффект экзотермической реакции, дж/кг;
  - r - скорость химической реакции, кг/(м^3*с).

Математическое описание реактора на основе физико-химических особенностей процесса.

Стехиометрическое уравнение химической реакции.

- Стехиометрическое уравнение химической реакции, характеризующее ее материальный баланс:

$$\alpha_1 * \mathbf{A}_1 + \alpha_2 * \mathbf{A}_2 + ... \Leftrightarrow \beta_1 * \mathbf{B}_1 + \beta_2 * \mathbf{B}_2 + ... \quad (1а).$$

- Стехиометрическое уравнение для данного реактора:

$$\alpha * \mathbf{A} \Leftrightarrow \beta * \mathbf{B} \quad (1б),$$

где α_i , β_i , α , β - стехиометрические коэффициенты, числа реагирующих молей компонентов процесса.

Уравнение кинетики химической реакции.

- Результирующая скорость обратимой реакции:

$$\mathbf{r} = \frac{1}{\alpha} * (\mathbf{r}_{пр} - \mathbf{r}_{обр}) \quad (2),$$

где

$\alpha = \alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + ... + \alpha_n$ - общий порядок реакции;

$\mathbf{r}_{пр} = \mathbf{K}_A * \mathbf{C}_{A1}^{\alpha 1} * \mathbf{C}_{A2}^{\alpha 2} * ... * \mathbf{C}_{An}^{\alpha n}$ - скорость прямой реакции;

$\mathbf{r}_{обр} = \mathbf{K}_B * \mathbf{C}_{B1}^{\beta 1} * \mathbf{C}_{B2}^{\beta 2} * ... * \mathbf{C}_{Bn}^{\beta n}$ - скорость обратной реакции;

$\mathbf{K}_A = \mathbf{Z}_A * \mathbf{e}^{-\frac{E_A}{R*T}}$; $\mathbf{K}_B = \mathbf{Z}_B * \mathbf{e}^{-\frac{E_B}{R*T}}$ - константы скорости,

Z_A и Z_B - эмпирические коэффициенты;

E_A и E_B - энергии активации.

- Кинетика для реактора типа рис.4.1:
  - скорость прямого процесса:

$$\mathbf{r}_{пр} = \mathbf{Z}_A * \mathbf{e}^{-\frac{E_A}{R*T}} * \mathbf{C}_A^{\alpha} \quad (3а);$$

  - скорость обратного процесса:

$$\mathbf{r}_{обр} = \mathbf{Z}_B * \mathbf{e}^{-\frac{E_B}{R*T}} * \mathbf{C}_B^{\beta} \quad (3б).$$

Уравнение гидродинамики процесса.

- Уравнение гидродинамики процесса характеризует давление в потоке как сложную функцию:

$$\mathbf{P} = \mathbf{f}(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \mu, \mathbf{k}, \rho, \mathbf{V}, \mathbf{t}) \quad (4)$$

где

x, z - координаты потока;

μ - ламинарная вязкость, характеризующая силы внутреннего трения;

k - турбулентная вязкость;

ρ - плотность реакционной массы;

V - объем реакционной массы;

t - текущее время.

Материальный баланс реакторного процесса по всему веществу.

Уравнение динамики:

$$\rho * S * \frac{dh}{dt} = G_0 - G \qquad (1),$$

где

Уравнение статики при $\frac{dh}{dt} = 0$:

$$G_0 = G \qquad (2).$$

- На основе(1) и (2):

$$h = f(G_0, G) \qquad (3).$$

Материальный баланс реакторного процесса по расходуемому веществу А.

Уравнение динамики:

$$\underbrace{\rho * V * \frac{dC^A}{dt}}_{I} = \underbrace{G_0 * C_0^A}_{II} - \underbrace{G * C^A}_{III} - \underbrace{r * V}_{IV} \qquad (4),$$

где

I - изменение количества вещества А в реакторе в единицу времени;

II - количество вещества А, поступающего в реактор в единицу времени;

III - количество вещества А, отводимого из реактора в единицу времени;

IV - количество вещества А, расходующегося в реакторе на химическую реакцию в единицу времени, где V=S*h.

Уравнение статики при $\frac{dC^A}{dt} = 0$:

$$G_0 * C_0^A = G * C^A + r * V \qquad (5).$$

- На основе (4) и (5):

$$C^A = f(G_0, G, C_0^A, r, h) \qquad (6).$$

Тепловой баланс реакторного процесса.

Уравнение динамики:

$$\underbrace{\rho * V * c_p * \frac{d\theta}{dt}}_{I} = \underbrace{G_0 * c_{p0} * \theta_0}_{II} - \underbrace{G * c_p * \theta}_{III} + \underbrace{(-\Delta H) * r * V}_{IV} - \underbrace{G_{хл} * c_{pхл} * (\theta_{хл}^{вых} - \theta_{хл}^{вх})}_{V} \quad (7),$$

где

- I - изменение количества тепла в реакторе в единицу времени;
- II - количество тепла, поступающего в реактор с исходным реагентом в единицу времени;
- III - количество тепла, отводимого из реактора с реакционной массой в единицу времени;
- IV - количество тепла, выделяющегося в реакторе в результате химической реакции в единицу времени;
- V - количество тепла, отводимого из реактора с хладоагентом в единицу времени.

Уравнение статики при $\frac{d\theta}{dt} = 0$:

$$G_0 * c_{p0} * \theta_0 + (-\Delta H) * r * V = G * c_p * \theta + G_{хл} * c_{pхл} * (\theta_{хл}^{вых} - \theta_{хл}^{вх}) \quad (8).$$

- На основании (7) и (8):

$$\theta = f(G_0, \theta_0, G, G_{хл}, \theta_{хл}, r, h, (-\Delta H), c_{p0}, c_p) \quad (9).$$

Информационная схема реактора на основе балансовой модели.

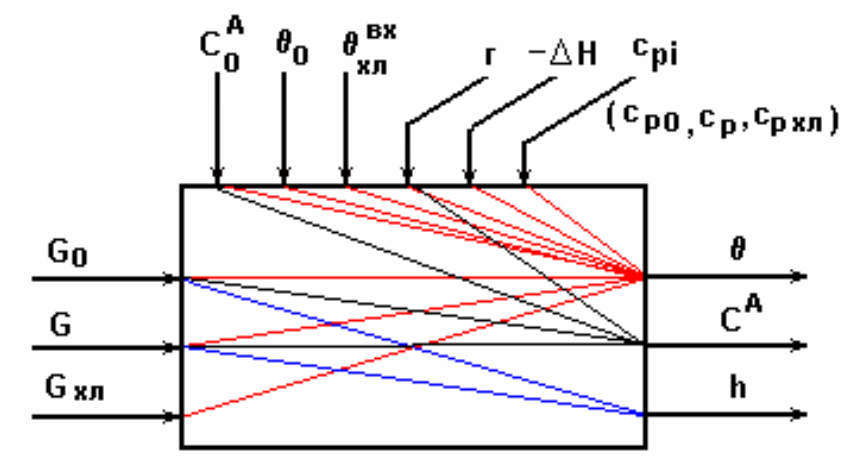


Рис.6.1.

- Возможные управляемые переменные: C^A, θ, h.
- Возможные управляющие воздействия: $G_0, G, G_{хл}$.
- Возможные контролируемые возмущения: $\theta_0, \theta_{хл}^{вх}, C_0^A$.
- Возможные неконтролируемые возмущения: $r, (-\Delta H), c_p, c_{p0}$.

16. Материалы к лекции №16

Автоматизация реакторных процессов (ч.2)

Диаграмма $\theta_0 = f(\theta)$ реакторного процесса в адиабатическом режиме.

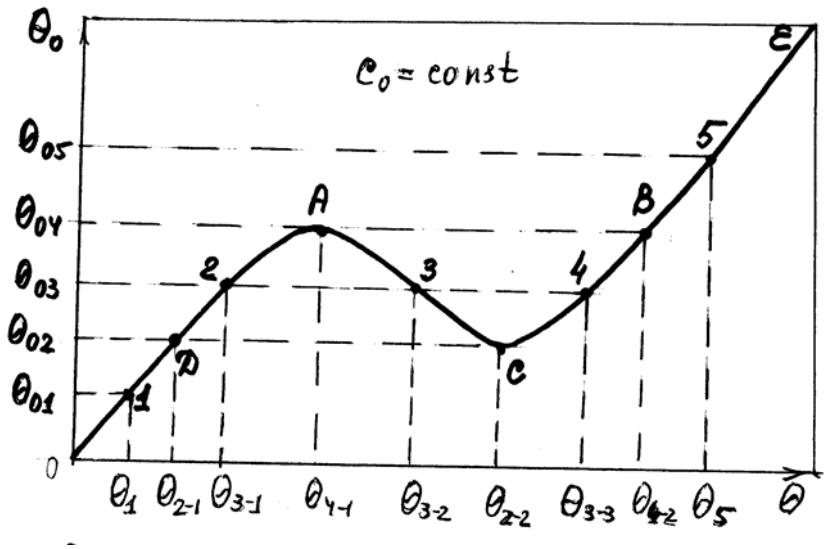


Рис.1.1.

Влияние изменения температуры θ_0 на температуру реакторного процесса θ.

- При изменении входной температуры θ_0 в пределах от θ_{02} до θ_{04} работа реактора осуществляется по петле гистерезиса D-A-B-C-D.
- Участок статической характеристики A-3-C - путем изменения входной температуры не реализуется.

Возможные стационарные состояния реактора.

- При θ_{01} - одно устойчивое состояние в (•)1, но температура в реакторе низкая и реакция идет слабо.
- При θ_{02} - два стационарных состояния в (•)D и (•)C:
  - (•)D - устойчивое состояние, но при низкой температуре;
  - (•)C - неустойчивое состояние с возвратом в (•)D при уменьшении начальной температуры.
- При θ_{03}-три стационарных состояния в (•)2, (•)3, (•)4:
  - (•)2 - устойчивое состояние, но с низкой скоростью реакции;
  - (•)4 - устойчивое состояние, почти полное превращение реагентов, но реакция идет с высокой температурой – вне рабочего диапазона;
  - (•)3 - изменением начальной температуры не реализуется.
- При θ_{04} - два стационарных состояния в (•)A и (•)B:
  - (•)A - неустойчивое состояние, с проскоком в (•)B при увеличении начальной температуры;
  - (•)B - устойчивое состояние, почти полное превращение реагентов, но реакция идет с высокой температурой – вне рабочего диапазона.
- При θ_{05} - одно устойчивое состояние в (•)5, но температура в реакторе вне рабочего диапазона.

Зависимость статической характеристики $\theta_0 = \mathbf{f}(\theta)$ от концентрации C_0 исходного реагента.

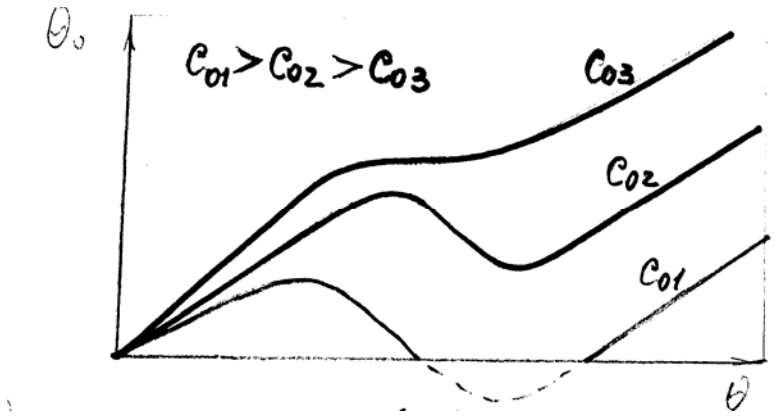


Рис.1.2.

- При больших значениях C_0 (C_{01}) - статическая характеристика неоднозначна даже при низких температурах.
- Единственность стационарного состояния возможна только при высоких значениях θ_0 .
- Область отрицательных значений θ_0 практического смысла не имеет, поэтому показана пунктиром.
- Уменьшение входных концентраций (C_{02} и C_{03}) вызывает смещение неоднозначности статической характеристики в область более высоких температур.

Зависимость статической характеристики $\theta_0 = \mathbf{f}(\theta)$ от концентрации C_0 исходного реагента.

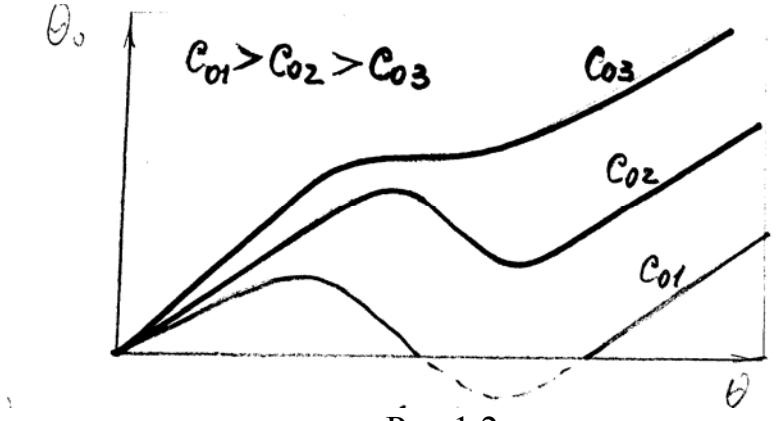


Рис.1.2.

- При больших значениях C_0 (C_{01}) - статическая характеристика неоднозначна даже при низких температурах.
- Единственность стационарного состояния возможна только при высоких значениях θ_0 .
- Область отрицательных значений θ_0 практического смысла не имеет, поэтому показана пунктиром.
- Уменьшение входных концентраций (C_{02} и C_{03}) вызывает смещение неоднозначности статической характеристики в область более высоких температур.

Определение стационарных состояний
по диаграмме «выделения – отвода тепла».

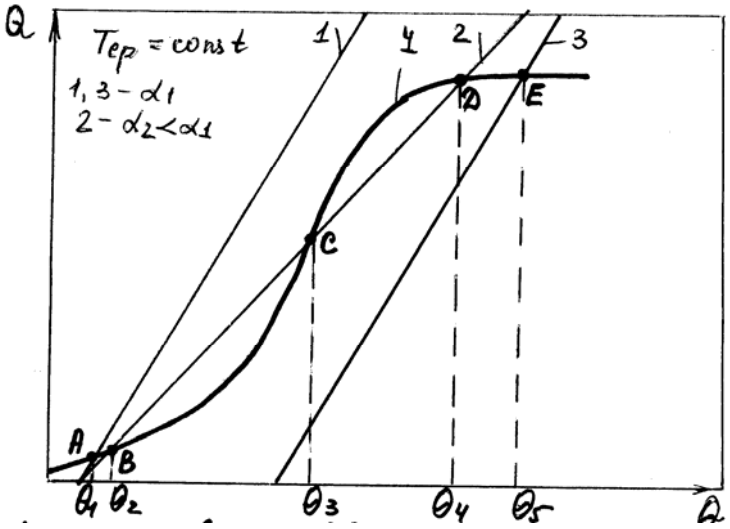


Рис.2.1.

- 1, 2, 3 - кривые отвода тепла Q при изменении температуры в реакторе θ с различными значениями коэффициента теплопередачи α: $\alpha_1 = \alpha_3$ и $\alpha_2 < \alpha_{1,3}$.
- 4 - кривая выделения тепла $\mathbf{Q_p = f(\theta)}$.

- ***Система 1-4:***

  - одно стационарное состояние в (•)A;
  - очень низкая температура в реакторе θ_1 ;
  - низкая скорость реакции.

- ***Система 3-4:***

  - одно стационарное состояние в (•)E;
  - практически полное превращение реагента;
  - очень высокая температура θ_5 , которая может быть вне рабочей зоны реактора.

- ***Система 2-4:***

  - три стационарных состояния в (•)B, C, D;
  - (•)B - очень низкая температура в реакторе θ_2; низкая скорость реакции; стационарное состояние устойчивое;
  - (•)D - практически полное превращение реагента; но очень высокая температура θ_4 , которая может быть вне рабочей зоны реактора; стационарное состояние устойчивое;
  - (•)C - температура в рабочей зоне реактора θ_3; *но стационарное состояние - неустойчивое*.

Зависимость характеристики выделения тепла
от времени пребывания реакционной массы в реакторе.

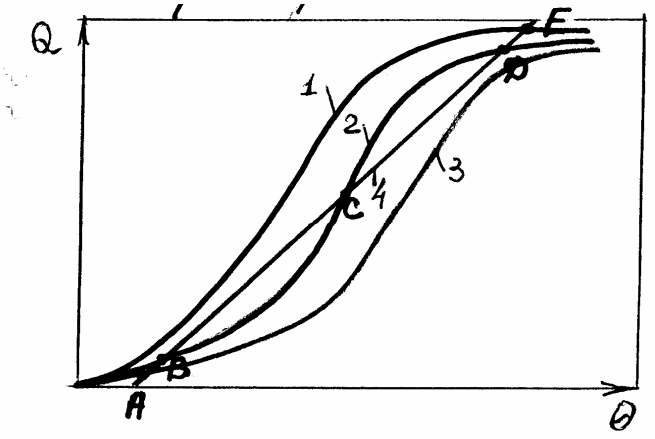


Рис.2.2.

- 1, 2, 3 - характеристики выделения тепла при $T_{ср1} > T_{ср2} > T_{ср3}$.
- 4 - характеристика отвода тепла.
- Среднее время пребывания определяется по соотношению: $\mathbf{T_{ср}} = \frac{\mathbf{V_{рм}}}{\mathbf{Q_{рм}}}$, где $V_{рм}$ и $Q_{рм}$ - объем и объемный расход реакционной массы.

- При увеличении времени пребывания характеристика выделения тепла смещается влево.

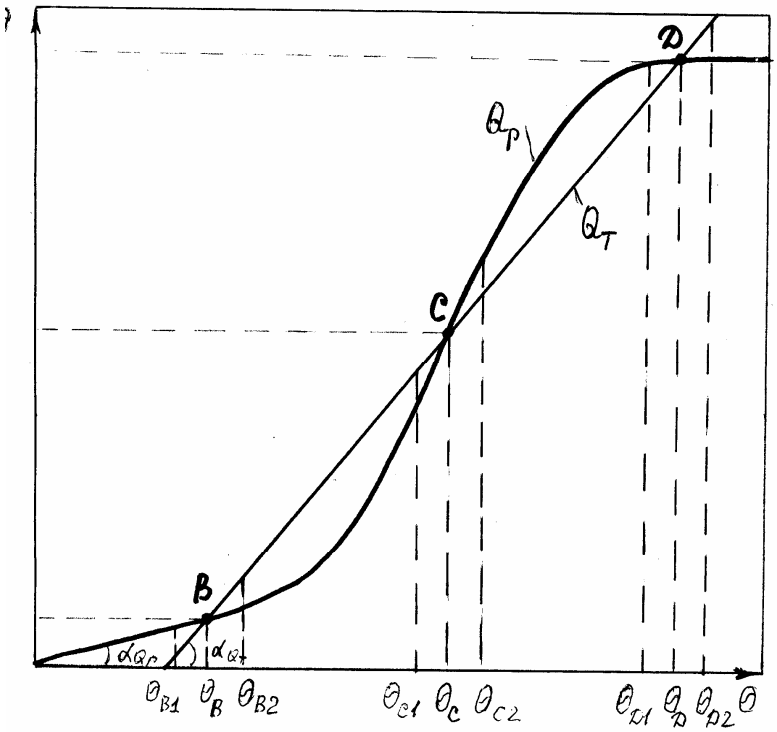
- ***Система 1-4:***

  - одно устойчивое стационарное состояние в (•)E;
  - практически полное превращение реагента;
  - но очень высокая температура, которая может быть вне рабочей зоны реактора;

- ***Система 3-4.***
  - одно устойчивое стационарное состояние в (•)A;
  - очень низкая температура в реакторе;
  - низкая скорость реакции.
- ***Система 2-4.***

  - три стационарных состояния в (•)B , D и C;
  - (•)B - очень низкая температура в реакторе; низкая скорость реакции, стационарное состояние устойчивое;
  - (•)D - практически полное превращение реагента; но очень высокая температура, которая может быть вне рабочей зоны реактора; стационарное состояние устойчивое;
  - (•)C - температура в рабочей зоне реактора; но стационарное состояние - неустойчивое.

Оценка устойчивости стационарных состояний по диаграмме «выделения – отвода тепла».



$Q_p = f(\theta)$ - характеристика выделения тепла реакции;

$Q_т = f(\theta)$ - характеристика отвода тепла.

Рис.2.3.

Устойчивость реактора в стационарном состоянии B:

- при $\theta > \theta_B \rightarrow -\Delta Q \rightarrow$ **возврат в (•)B**;
- при $\theta < \theta_B \rightarrow +\Delta Q \rightarrow$ **возврат в (•)B**;
- стационарное состояние в (•)B - устойчивое.

Устойчивость реактора в стационарном состоянии D:

- при $\theta > \theta_D \rightarrow -\Delta Q \rightarrow$ **возврат в (•)D**;
- при $\theta < \theta_D \rightarrow +\Delta Q \rightarrow$ **возврат в (•)D**;
- стационарное состояние в (•)D - устойчивое.

Устойчивость реактора в стационарном состоянии C:

- при $\theta > \theta_C \rightarrow +\Delta Q \rightarrow$ переход в(•)D;
- при $\theta < \theta_C \rightarrow -\Delta Q \rightarrow$ переход в (•)B;

стационарное состояние в (•)C - неустойчивое.

17. Материалы к лекции №17
Автоматизация реакторных процессов (ч.3).

Схема для реакции типа А(ж) + В (г)→ D (г-ц.пр)+С (ж).

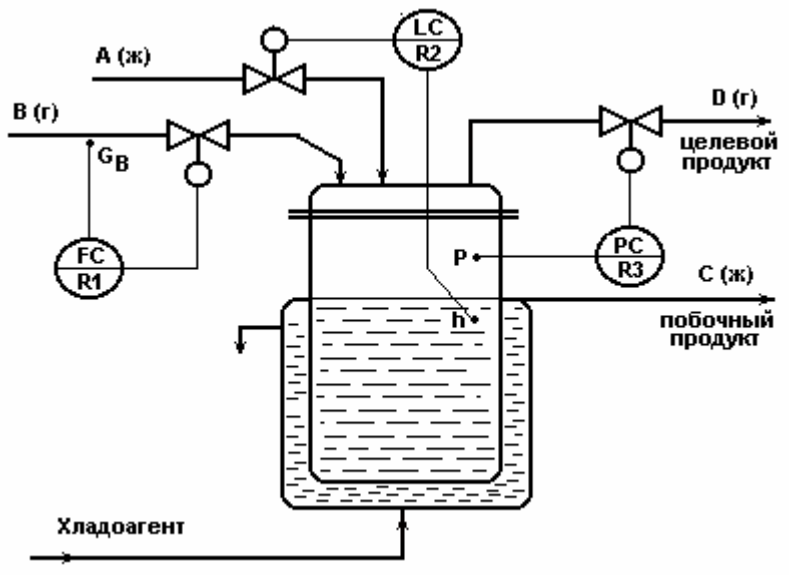


Рис.1.1.

Схема для реакции типа А(ж) + В (г)→ D (г)+С (ж-ц.пр).

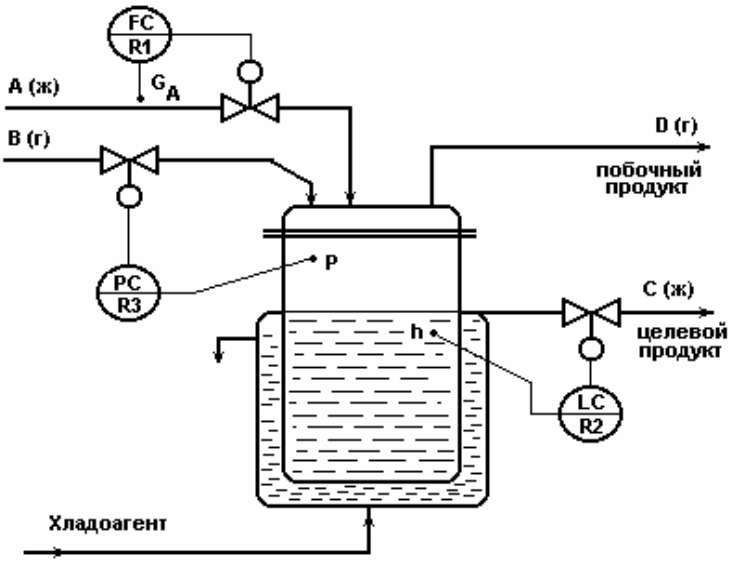
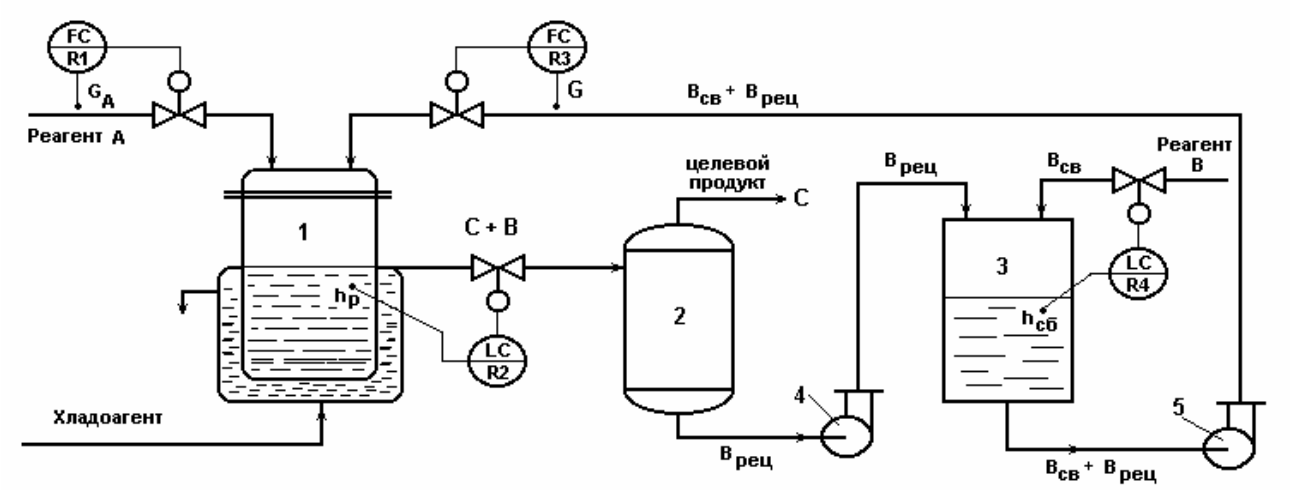


Рис.1.2.

Схема автоматизации для реакции типа
A(ж) + B{Bсв(ж) + Bрец(ж)} → C(ж- ц.пр)+B(ж).



1- реактор; 2 - сепаратор; 3 - сборник; 4, 5 - насосы;

A, B - исходные реагенты; C - целевой продукт; $B_{рц}$ - возвратный (рецикловый) поток реагента B; $B_{св}$ - свежий поток реагента B.

Рис.1.3.

Система регулирования концентрации
из двух одноконтурных АСР.

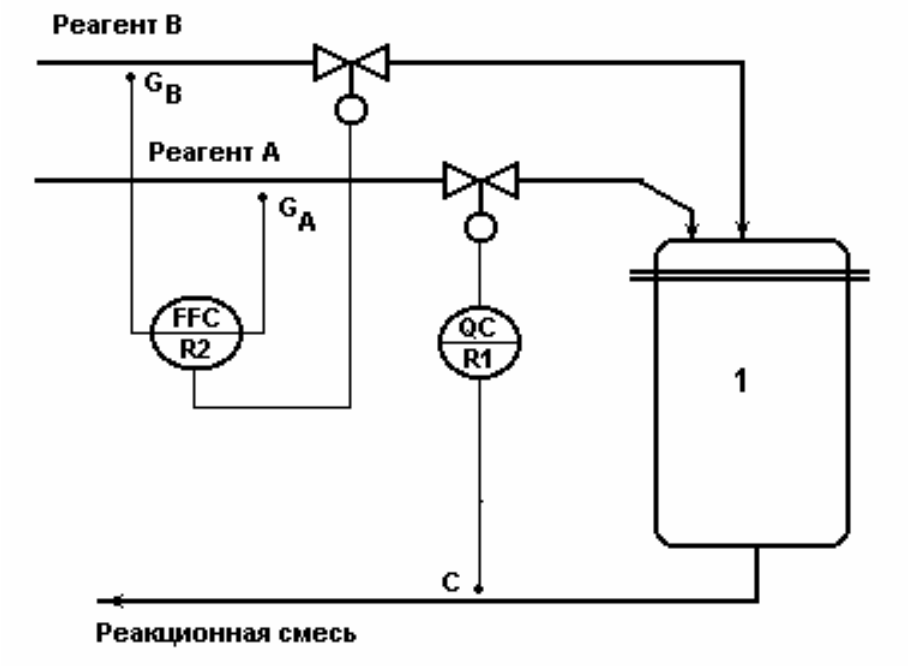


Рис.1.5.

Каскадная АСР концентрации со вспомогательным контуром стабилизации соотношения расходов исходных реагентов.

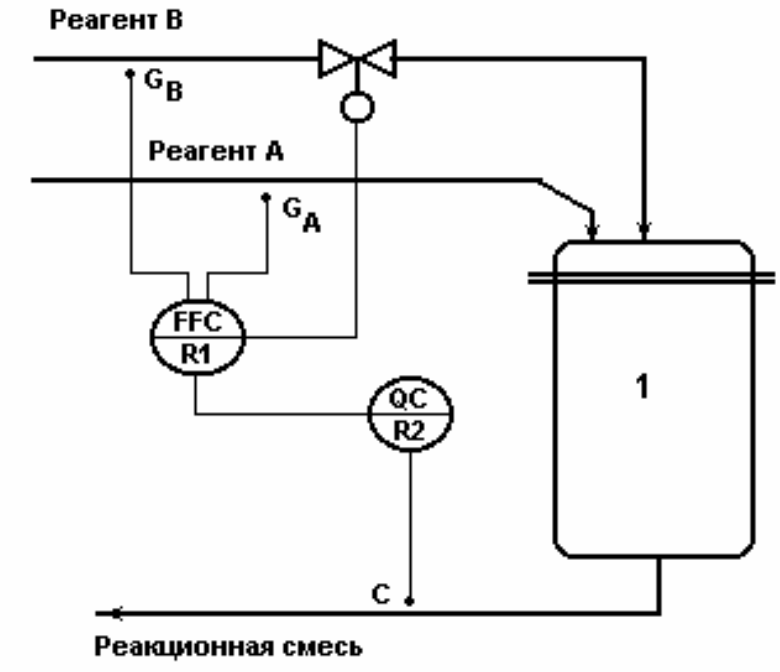


Рис.1.6.

Каскадная АСР концентрации со вспомогательным контуром стабилизации температуры исходного реагента.

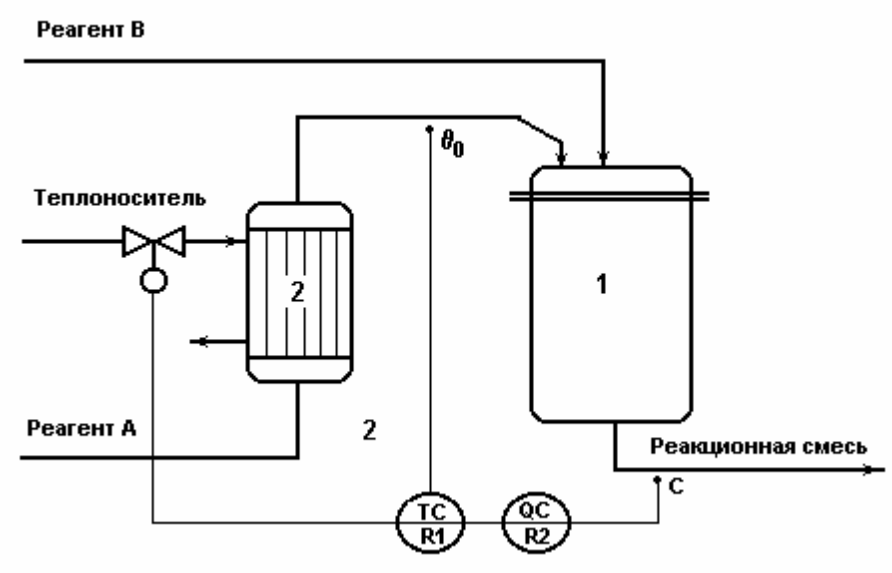


Рис.1.7.

Каскадная АСР концентрации со вспомогательным контуром стабилизации температуры хладоагента.

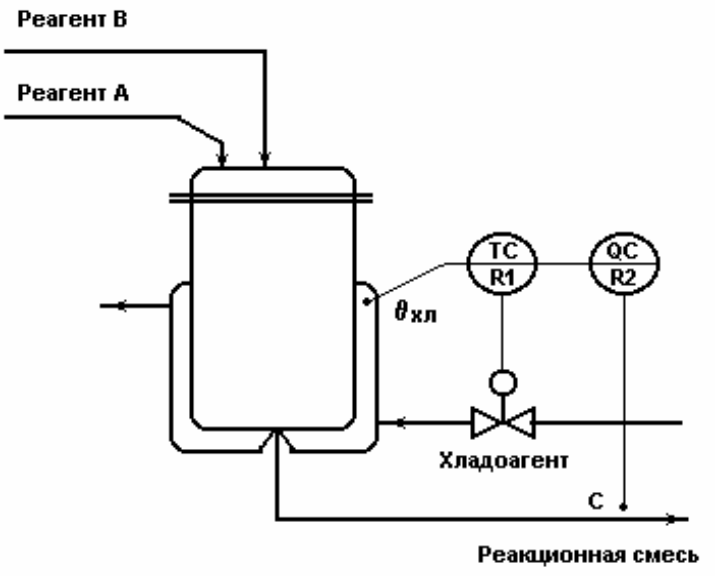


Рис.1.8.

Одноконтурная АСР температуры в реакторе по подаче исходного реагента.

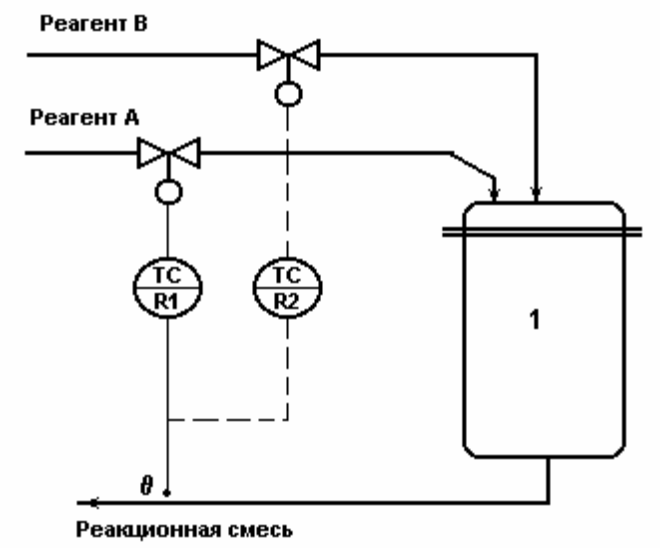


Рис.2.1.

Каскадная АСР температуры в реакторе со вспомогательным контуром стабилизации температуры исходного реагента.

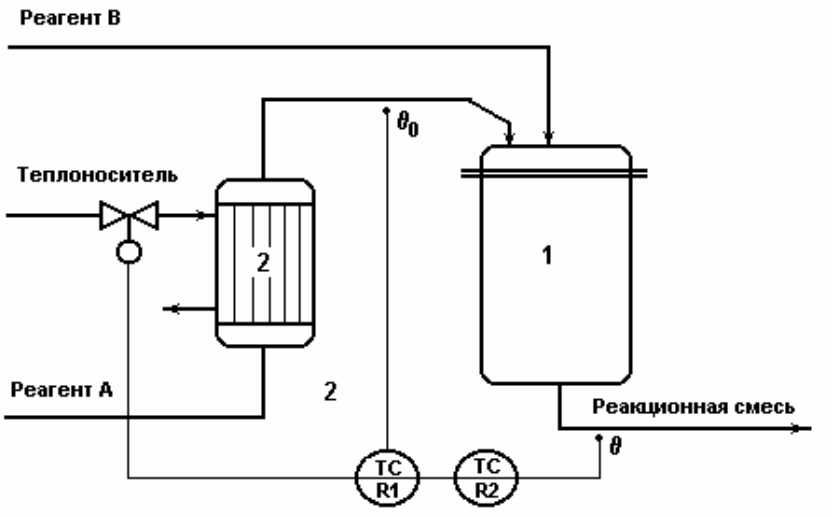


Рис.2.2.

Каскадная АСР температуры в реакторе со вспомогательным контуром стабилизации температуры хладоагента.

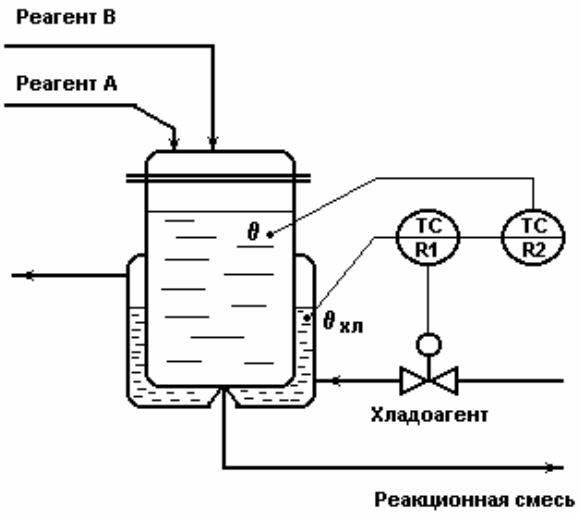


Рис.2.3.

Каскадная АСР температуры в реакторе со вспомогательным контуром стабилизации давления хладоагента.

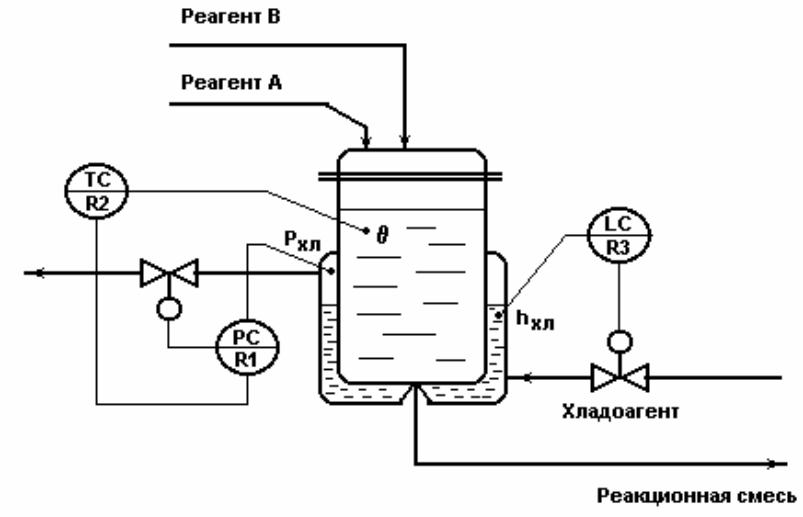


Рис.2.4.

18. Рекомендуемая литература

Основная литература

1. Иванова Г.В. Автоматизация технологических процессов основных химических производств: Методическое пособие. Часть 1-2/ СПбГТИ(ТУ).-СПб., 2003.-150с.Дудников Е.Г. Автоматическое управление в химической промышленности. - М.: Химия, 1987.- 368 с.

2. Полоцкий Л.М., Лапшенков Г.И. Автоматизация химических производств. - М.: Химия, 1982.- 295 с.

3. Автоматизация технологических процессов легкой промышленности: Учеб пособие для вузов по спец. «Автоматизация технологических процессов и производств» / Под ред. Л.Н. Плужникова. - 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Легпромбытиздат, 1984.- 366с.

4. Мамиконов А.Г. Проектирование АСУ.- М.: Высшая школа, 1987.- 303 с.

5. Стефани Е.П. Основы построения АСУ ТП.- М.: Энергоиздат, 1982.- 352с.

6. Пиггот С.Г. Интегрированные АСУ химических производств. - М.: Химия, 1985.- 410 с.

7. Кафаров В.В., Макаров В.В. Гибкие автоматизированные системы в химической промышленности: Учебник для вузов. - М.: Химия, 1990.- 320с.

8. Плютто В.П. Управление химико-технологическими процессами. Процессы массообмена: [Учеб. пособие].- М.: МХТИ, 1984.-48с.

9. Плютто В.П. и др. Автоматизированные системы управления периодическими пролцессами химической технологии. – М.: МХТИ, 1985.-48с.

10. Ицкович Э.Л., Сорокин Л.Р. Оперативное управление непрерывным производством. – М..: Наука, 1989.-155с.

Дополнительная литература

12 Автоматизация технологических процессов легкой промышленности: Учеб пособие для вузов по спец. «Автоматизация технологических процессов и производств» / Под ред. Л.Н. Плужникова. - 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Легпромбытиздат, 1993 .

13. Уланов Г.М. и др. Методы разработки интегрированных АСУ промышленными предприятиями. - М.: Энергоатомиздат, 1983.- 320 с.

14. Практикум по автоматике и системам управления производственными процессами: Учеб. пособие для вузов / Под ред. И.М. Масленникова - М.: Химия,1986.- 336 с.

15. Плютто В.П., Путинцев В.А., Глумов В.М. Практикум по теории автоматического управления химико-технологическими процессами: Цифровые системы - М.: Химия,1989.- 168 с.

16. Голубятников В.А., Шувалов В.В. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности. - М.: Химия, 1985.-352с.

17. Шувалов В.В. Огаджанов Г.А., Голубятников В.А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности. - М.: Химия, 1991.-480с.

18. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов./ Н.Н. Смирнов, М.И. Курочкина, А.И. Волжинский, В.А. Плессовских. - СПб.: Химия, 1996.-400с.

19. Математическое моделирование основных процессов химических производств. Учеб. пособие для вузов. / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. - М.:Высш.шк., 1991.-399с.

20. Математическое моделирование химико-технологических систем: Учеб. пособие в 3ч./ под ред Л.С. Гордеева. - М.:РХТУ, 1999- 48с.(ч1); 47с.(ч2), 67с.(ч3)

Файл Конспект Автоматизация типовых технологических процессов.doc 13 ноября 2006 Инков А.М.