Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ АВТОНОМНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ

“САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИНФОРМАЦИОННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ, МЕХАНИКИ И ОПТИКИ”

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ

«Разработка алгоритмов управления процессом ректификации на базе метода бэкстеппинга»

Автор Нехороших Артём Николаевич _____
(Фамилия, Имя, Отчество) (Подпись)

Направление подготовки (специальность) 27.03.04

Квалификация бакалавр
(бакалавр, инженер, магистр)

Руководитель Фуртат И.Б., д.т.н, доц. _____
(Фамилия, И., О., ученое звание, степень) (Подпись)

К защите допустить

Зав. кафедрой Бобцов А.А., д.т.н, проф. _____
(Фамилия, И., О., ученое звание, степень) (Подпись)

“___” _____ 20 ____г.

Санкт-Петербург, 2016 г.

Студент_Нехороших А.Н.__Группа__Р3440___Кафедра___СУиИ____Факультет____СУиР_____
(ФИО)

Направленность (профиль), специализация ___Управление в технических системах_____

Консультант(ы):
а) _____ _____
(Фамилия, И., О., ученое звание, степень) (Подпись)

б) _____ _____
(Фамилия, И., О., ученое звание, степень) (Подпись)

Квалификационная работа выполнена с оценкой _____

Дата защиты “____”_____20 ____г.

Секретарь ГЭК _____

Листов хранения _____

Демонстрационных материалов/Чертежей хранения _____

Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ АВТОНОМНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ

“САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИНФОРМАЦИОННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ, МЕХАНИКИ И ОПТИКИ”

УТВЕРЖДАЮ

Зав. кафедрой_____

_____

(ФИО) (подпись)

«____» «_____» 20___ г.

З А Д А Н И Е
НА ВЫПУСКНУЮ КВАЛИФИКАЦИОННУЮ РАБОТУ

Студенту Нехороших А.Н. **Группа** Р3440 **Кафедра** СУиИ **Факультет** СУ и Р

Руководитель Фуртат И.Б., доктор. техн. наук, доц., Университет ИТМО, кафедра УСС

(ФИО, ученое звание, степень, место работы, должность)

1 Наименование темы: Разработка алгоритмов управления процессом ректификации на базе метода бэкстеппинга

Направление подготовки (специальность) 27.03.04

Направленность (профиль) Управление в технических системах

Квалификация бакалавр

(бакалавр, магистр, специалист, инженер)

2 Срок сдачи студентом законченной работы «___» «_____» 20_____г.

3 Техническое задание и исходные данные к работе 1. Рассчитать основные параметры ректификационной колонны для последующего моделирования, используя следующие исходные данные:

- исходная смесь: содержание бензола 26,5% (масс.), толуола 73,5% (масс.); массовый расход 0,878 кг/с; температура смеси равна температуре кипения; давление греющего пара 0,5 МПа
- содержание бензола в верхнем продукте 95% (масс.), толуола в нижнем продукте 96% (масс.)

2. Разработать алгоритм управления на базе метода бэкстеппинга

3. Разработать алгоритм управления на базе метода конечных разностей

4. Разработать и исследовать систему управления процессом ректификации на базе вышеперечисленных методов, отвечающую следующим требованиям:

- время переходного процесса: не более 5 часов;
- установившееся значение ошибки: не более 10^{-3} относительных единиц;
- перерегулирование: не более 5% от установившегося значения.

4 Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов)

Введение

1. Общие сведения о процессе ректификации. Обзор существующих технических решений

2. Расчет ректификационной колонны. Математическая модель процесса ректификации

3. Синтез регулятора системы автоматического управления процессом ректификации

4. Исследование динамики автоматической системы

Заключение

Список использованных источников

5 Перечень графического материала (с указанием обязательного материала)

Презентация по результатам работы, иллюстрации синтеза регулятора и исследования динамики системы, функциональная схема непрерывной системы автоматического управления концентрацией верхнего продукта ректификационной колонны

6 Исходные материалы и пособия

1. Мирошник И.В., Никифоров В.О., Фрадков А.Л. Нелинейное и адаптивное управление сложными динамическими системами. СПб.: Наука, 2000. 549 с.

2. Андриевский Б.Р., Фрадков А.Л. Избранные главы теории автоматического управления с примерами на языке MATLAB. СПб.: Наука, 1999. 467 с.

3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 10-е. - Л.: Химия, 1987. – 576 с.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН

№№ п/п	Наименование этапов выпускной квалификационной работы	Срок выполнения этапов работы	Отметка о выполнении,подпись руков.

8 Дата выдачи задания «____» «_____» 20____г.

Руководитель_____
(подпись)

Задание принял к исполнению_____ «____» «_____» 20____г.
(подпись)

Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ АВТОНОМНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ

“САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИНФОРМАЦИОННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ, МЕХАНИКИ И ОПТИКИ”

АННОТАЦИЯ

ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ

Студент Нехороших Артём Николаевич
(ФИО)

Наименование темы ВКР: Разработка алгоритмов управления процессом ректификации на базе метода бэкстеппинга

Наименование организации, где выполнена ВКР Университет ИТМО

ХАРАКТЕРИСТИКА ВЫПУСКНОЙ КВАЛИФИКАЦИОННОЙ РАБОТЫ

1 Цель исследования Разработка новых алгоритмов управления процессом ректификации

2 Задачи, решаемые в ВКР Получение математической модели ректификационной колонны, синтез регуляторов, исследование динамики замкнутой системы

3 Число источников, использованных при составлении обзора 48

4 Полное число источников, использованных в работе 52

5 В том числе источников по годам

Отечественных			**Иностранных**		
Последние 5 лет	От 5 до 10 лет	Более 10 лет	Последние 5 лет	От 5 до 10 лет	Более 10 лет
2	2	6	6	4	32

6 Использование информационных ресурсов Internet Нет
(Да, нет, число ссылок в списке литературы)

7 Использование современных пакетов компьютерных программ и технологий
(Указать, какие именно, и в каком разделе работы)
Matlab R2013b, Simulink – математическое моделирование

8 Краткая характеристика полученных результатов
Время переходного процесса не превосходит 5 часов.
Максимальное значение перерегулирования по управлению составило 4 %.
Максимальное значение установившейся ошибки не превосходит 10^{-6} (10^{-4} % (масс.)).

9 Полученные гранты, при выполнении работы _____

(Название гранта)

10 Наличие публикаций и выступлений на конференциях по теме выпускной работы ___Да__

(Да, нет)

а) 1 Фуртат И.Б., Нехороших А.Н. Метод бэкстеппинга для структурно неопределенных объектов // Научно-технический вестник информационных технологий, механики и оптики, 2016. Т. 16. № 1. С. 61–67

(Библиографическое описание публикаций)

2 Нехороших А.Н. Метод бэкстеппинга для структурно неопределенных объектов // Принята на XVIII конференцию молодых ученых «Навигация и управление движением», Санкт-Петербург, ОАО «Концерн «ЦНИИ «Электроприбор», 15-18 марта 2016 года

3 Фуртат И.Б., Нехороших А.Н. Робастный алгоритм управления линейными объектами с запаздыванием по состоянию// Принята на XVIII конференцию молодых ученых «Навигация и управление движением», Санкт-Петербург, ОАО «Концерн «ЦНИИ «Электроприбор», 15-18 марта 2016 года

4 Furtat I.B., Tarasov M.S., Nekhoroshikh A.N. Adaptive Algorithm for Linear Systems with Input Delay // Принята на ALCOSP 2016, Eindhoven, The Netherlands, June 29 - July 1,2016

5 Furtat I.B., Nekhoroshikh A.N., Tarasov M.S. Robust Algorithm Using Delay for Multi-Agent Systems // Принята на ALCOSP 2016, Eindhoven, The Netherlands, June 29 - July 1,2016

б) 1 Нехороших А.Н. Метод бэкстеппинга для структурно неопределенных объектов // XVIII конференция молодых ученых «Навигация и управление движением», Санкт-Петербург, ОАО «Концерн «ЦНИИ «Электроприбор», 15-18 марта 2016 года

(Библиографическое описание выступлений на конференциях)

2 Фуртат И.Б., Нехороших А.Н. Робастный алгоритм управления линейными объектами с запаздыванием по состоянию// XVIII конференция молодых ученых «Навигация и управление движением», Санкт-Петербург, ОАО «Концерн «ЦНИИ «Электроприбор», 15-18 марта 2016 года

3 Furtat I.B., Tarasov M.S., Nekhoroshikh A.N. Adaptive Algorithm for Linear Systems with Input Delay // ALCOSP 2016, Eindhoven, The Netherlands, June 29 - July 1,2016

4 Furtat I.B., Nekhoroshikh A.N., Tarasov M.S. Robust Algorithm Using Delay for Multi-Agent Systems // ALCOSP 2016, Eindhoven, The Netherlands, June 29 - July 1,2016

Выпускник_____Нехороших А.Н._____ _____

(ФИО) (подпись)

Руководитель____Фуртат И.Б._____ _____

(ФИО) (подпись)

“_____”_____20___г.

Содержание

Введение 5
1 Ректификационная колонна 6
2 Обзор существующих решений 21
3 Расчет ректификационной колонны 26
4 Математическая модель ректификационной колонны 41
5 Синтез регулятора 50
6 Исследование динамики переходных процессов 54
7 Схема электрическая функциональная 66
Заключение 67
Список использованных источников 69

Введение

В настоящее время ректификационная (в том числе и дистилляционная) колонна находит широкое применение во многих областях промышленности: химической, нефтеперерабатывающей, фармакологической, пищевой и т. д. Область применения ректификационной колонны постоянно расширяется. Этому способствуют внедрение в производство новых продуктов и технологических процессов, повышение требований к защите окружающей среды и т. п.

Целью данной выпускной квалификационной работы является разработка алгоритмических решений управления ректификационной колонной.

В первой части работы будут даны общие сведения об устройстве и принципах работы ректификационной колонны. Затем будет проведен обзор технических и алгоритмических решений управления ректификационной колонной, на основе которого будет выбран наилучший. Для последующего моделирования будет проведен расчет ректификационной колонны с целью получения номинальных параметров. В конце работы будет проведено исследование переходных процессов по управлению и ошибке замкнутой системы, на основе которых будет сделан вывод о работоспособности системы.

Исходные данные для проектирования приведены в Таблице 1.

Таблица 1. Исходные данные для проектирования

Ректификационная колонна	
Содержание бензола в исходной смеси, % (масс.)	26,5
Содержание толуола в исходной смеси, % (масс.)	73,5
Массовый расход исходной смеси, кг/с	0,878
Температура исходной смеси	$T_{кип}$
Давление греющего пара, МПа	0,5
Давление в колонне, МПа	0,1
Содержание бензола в верхнем продукте, % (масс.)	95
Содержание толуола в нижнем продукте, % (масс.)	96
Система автоматического управления	
Время переходного процесса, с	≤18000
Установившееся значение ошибки, % (масс.)	≤0,1
Перерегулирование, %	≤5

1 Ректификационная колонна

1.1 Общие сведения

Ректификация – это физико-химический процесс получения жидкостей из смеси в чистом виде при помощи двустороннего массо- и теплообмена между неравновесными жидкостью и паром, имеющими различную температуру и движущимися в противоположных направлениях.

Внутри ректификационной колонны навстречу друг другу движутся пар и жидкость. Пар поднимается из нижней части колонны, жидкость стекает с верхней части. На каждой тарелке колонны происходит их взаимодействие благодаря барботажу – прохождению пузырьков и струек паровой фазы через слой жидкой фазы на тарелке. Поскольку пар и жидкость не находятся в состоянии термодинамического равновесия, то возникают процессы массо- и теплообмена, приводящие в конечном счете систему к равновесию обоих фаз. Пар обогащается низкокипящим (НК) компонентом, а жидкость – высококипящим (ВК). Температура пара понижается, жидкости – повышается.

Жидкость с нижней тарелки колонны попадает в куб-испаритель (кипятильник), где образуется пар, затем возвращаемый в ректификационную колонну. Жидкость обеднена НК и полученный из нее пар также беден НК. Поднимаясь по колонне, пар все в большей степени обогащается НК. С верхней тарелки пар уходит в конденсатор (дефлегматор), где он полностью конденсируется. Часть полученного конденсата – жидкости, почти полностью состоящей из НК – поступает на верхнюю тарелку колонны. Данную жидкость называют флегмой. Оставшуюся часть жидкости отбирают в качестве верхнего продукта – ректификата. Флегма, стекая вниз по колонне, одновременно обедняется НК и обогащается ВК и попадает в куб-испаритель. Часть жидкости отбирают в качестве нижнего продукта – кубового остатка. Исходную бинарную смесь (питание) подают на одну из тарелок средней части колонны, на которой состав жидкости близок к составу питания. Тарелка, на которую поступает исходная смесь, называется питающей.

На сегодняшний день ректификация широко распространена в химической технологии и применяется для разделения смеси жидкостей, а также для получения чистых газовых продуктов после их сжижения. Однако в ряде случаев может оказаться более целесообразным применение экстракции.

1.2 Основные свойства смесей жидкостей и их паров

Существуют следующие диаграммы, помогающие понять процесс ректификации и ознакомиться со свойствами смеси жидкостей:

1) диаграмма зависимости давления пара от состава жидкой фазы (p – x-диаграмма);

2) диаграмм зависимости температур кипения и конденсации от состава жидкой и паровой фаз (t – x – y-диаграмма);

3) диаграмма термодинамического равновесия, выражающая зависимость между составами жидкой и паровой фазами (x – y-диаграмма).

В зависимости от взаимной растворимости компонентов выделяют следующие типы бинарных смесей:

1. Смеси жидкостей, нерастворимых друг в друге.

2. Смеси частично растворимых жидкостей.

3. Смеси жидкостей, которые растворимы друг в друге в любых отношениях, которые также подразделяются на три группы:

а) смеси жидкостей, в которых силы сцепления между молекулами НК и ВК компонентов такие же, что и между молекулами каждого из компонентов (идеальные смеси);

б) смеси жидкостей, в которых силы сцепления между молекулами НК и ВК меньше, чем между молекулами каждого из компонентов (положительное отклонение от закона Рауля);

в) смеси жидкостей, в которых силы сцепления между молекулами НК и ВК больше, чем между молекулами каждого из компонентов (отрицательное отклонение от закона Рауля).

1.3 Схемы ректификационных установок

1.3.1 Ректификация бинарных смесей

Ректификацию можно проводить периодическим и непрерывным способами.

При периодической ректификации (рисунок 1.1) смесь загружается в куб 1 и нагревается паром, проходящим через теплообменник 2. После того, как смесь в кубе начинает кипеть, образующиеся при этом пары поступают в колонну 3 и после ее прохождения по трубе 4 направляются в дефлегматор (конденсатор) 5, где конденсируются. Часть конденсата (флегма) по трубе 6 стекает обратно в колонну, другая часть (ректификат) по трубе 7 подается в холодильник 8.

При таком процессе в колонне происходит укрепление паров, а в кубе – исчерпывание смеси. Исчерпывание продолжается до тех пор, пока не будет достигнут требуемый состав смеси. После этого процесс ректификации заканчивается, а остаток отводится из куба.

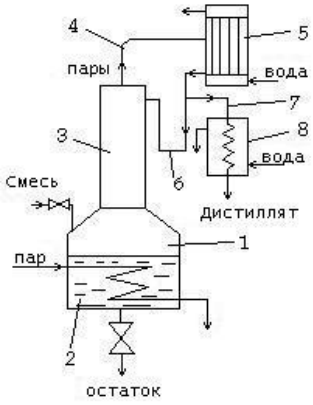


Рисунок 1.1 – Схема ректификационной установки периодического действия:

1-куб; 2-теплообменник; 3-колонна; 4-труба для отвода паров из колонны; 5-дефлегматор (конденсатор); 6-труба для возврата флегмы; 7-труба для отбора ректификата; 8-холодильник

В течение всего процесса ректификации условия работы установки постепенно изменяются. В начале процесса из куба выходят пары, богатые НК. В этот период требуется достаточно небольшое количество флегмы, чтобы выделить из паров, содержащийся в них ВК. В дальнейшем поступающие в колонну из куба пары будут всё сильнее обогащаться ВК, и для его выделения из паров требуется увеличить количество флегмы.

При непрерывной ректификации (рисунок 1.2) смесь подаётся в среднюю часть колонны через теплообменник 1, который может обогреваться с помощью остатка или пара. В верхней части колонны 2, находящейся выше питающей тарелки, укрепляются пары. В нижней части колонны 3, находящейся ниже питающей тарелки, исчерпывается жидкость. Из исчерпывающей части колонны жид-

кость поступает в кипятильник (куб) 4, обогреваемый паром. В кипятильнике образуются пары, возвращаемые затем в колонну; остаток непрерывно отводится из куба. Пары, выходящие из укрепляющей части колонны, поступают в дефлегматор (конденсатор) 5, откуда флегма возвращается в колонну, а ректификат направляется в холодильник 7.

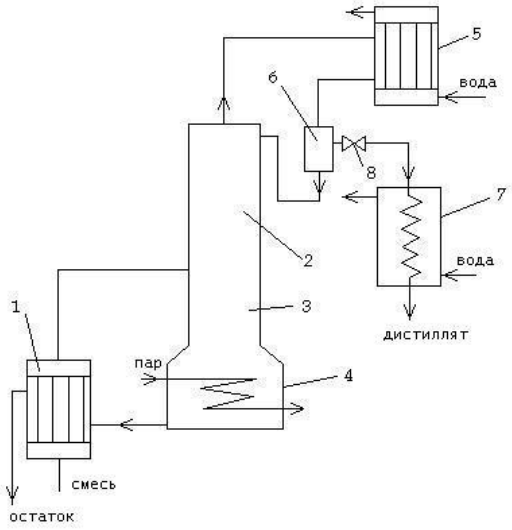


Рисунок 1.2 – Схема ректификационной установки непрерывного действия:

1-теплообменник; 2-укрепляющая часть колонны; 3-исчерпывающая часть колонны; 4-кипятильник; 5-дефлегматор (конденсатор); 6-распределительный стакан; 7-холодильник; 8-вентиль, регулирующий отбор ректификата.

У непрерывной ректификации перед периодической есть следующие преимущества:

1) условия работы установки остаются постоянными по мере протекания процесса, что позволяет автоматизировать процесс;

2) отсутствуют простои между операциями, что приводит к повышению производительности всей установки;

3) расход тепла уменьшается, причем возможно использование тепла остатка на подогрев исходной смеси в теплообменнике.

Благодаря вышеперечисленным преимуществам в производствах крупного масштаба в основном прибегают к непрерывной ректификации, периодические же процессы ректификации находят применение лишь в небольших, неравномерно работающих производствах.

1.3.2 Ректификация многокомпонентных смесей

Выделение чистых продуктов из многокомпонентных смесей, как и из бинарных, может производиться периодически или непрерывно.

Периодическая ректификация проводится в единственной колонне по схеме, показанной на рисунке 1.1, при помощи последовательного (по времени) выделе-

ния отдельных фракций. Однако помимо фракций, содержащих чистые продукты, также образуются и промежуточные, содержащие смеси различных продуктов. Промежуточные фракции собирают отдельно и добавляют в смесь, подаваемую на следующую операцию, или по мере их накопления подвергают отдельной ректификации, что сильно усложняет контроль процесса.

Для непрерывной ректификации многокомпонентных смесей применяют многоколонные установки. В каждой из колонн отделяется один из компонентов или же смесь постепенно разделяется на более простые по составу смеси, из которых в следующих колоннах выделяются отдельные компоненты.

Число колонн в установке должно быть на единицу меньше количества компонентов в исходной смеси. Так, для разделения тройной смеси требуются две колонны, к тому же существует два способа для ведения данного процесса. По одному из способов (рисунок 1.3,а) в первой колонне 1 выделяется НК, а остаток, состоящий из смеси СК (компонент со средней температурой кипения) и ВК, передаётся во вторую колонну 2, где происходит разделение остатка. По другому способу (рисунок 1.3,б) в первой колонне 1 выделяется смесь СК и НК, которая затем разделяется во второй колонне 2, а ВК переходит в остаток первой колонны.

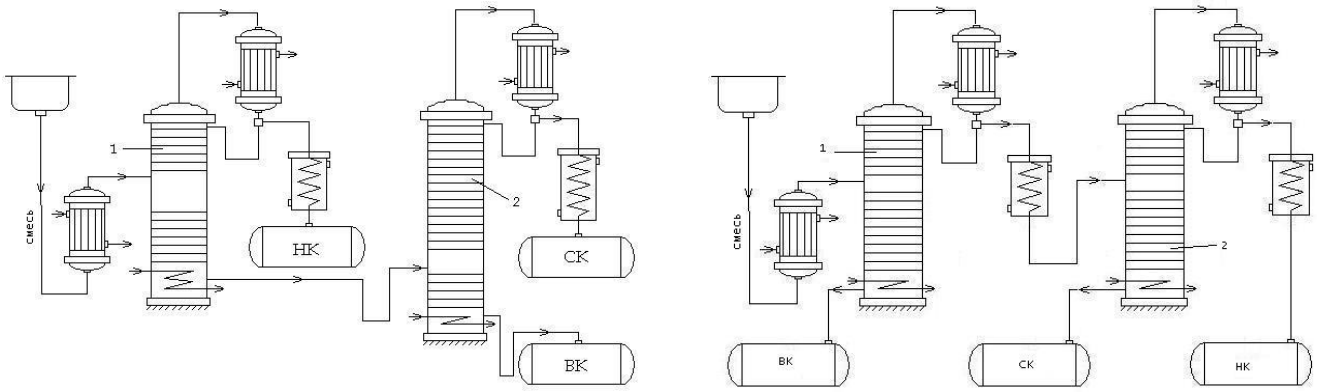


Рисунок 1.3 – Схемы разделения тройной смеси:

1, 2 - ректификационные колонны

1.3.3 Ректификация под различным давлением

В зависимости от температур кипения разделяемых жидкостей ректификацию проводят под различным давлением. Изменением величины давления можно добиться изменения температуры кипения жидкости в том же направлении: ректификация в вакууме для разделения ВК жидкостей, под избыточным давлением – НК жидкостей. При температурах кипения от 30 до 150 °С обычно применяют ректификацию под атмосферным давлением.

Давление наверху колонны всегда меньше давления в кубе на величину ее гидравлического сопротивления. Гидравлическое сопротивление колонн, работающих при разрежении, должно быть возможно меньше, в противном случае разрежение в кубе может оказаться недостаточным.

1.3.4 Дефлегмация

Дефлегмацию ведут при частичной или полной конденсации паров.

При частичной конденсации (рисунок 1.4,а) в дефлегматоре 1 конденсируется только часть паров, требуемая для образования флегмы. Остальная часть паров поступает в конденсатор 2, где образуется ректификат, который затем охлаждается в холодильнике 3. При частичной конденсации происходит некоторое обогащение пара НК и получается ректификат с меньшим содержанием ВК, чем в парах, выходящих из колонны. При ректификации частичная конденсация применяется часто, но не даёт особых преимуществ, как при простой перегонке, так как укрепляющее действие дефлегматора незначительно.

При полной конденсации (рисунок 1.2) поступающие из колонны пары полностью конденсируются в дефлегматоре (конденсаторе) 5. Конденсат стекает в стакан 6, где делится на две части. Одна часть поступает в холодильник 7 и далее в сборник ректификата. Другая часть вытекает из стакана через переливную трубу и возвращается в колонну в качестве флегмы. Количество отбираемого ректификата регулируется при помощи вентиля 8.

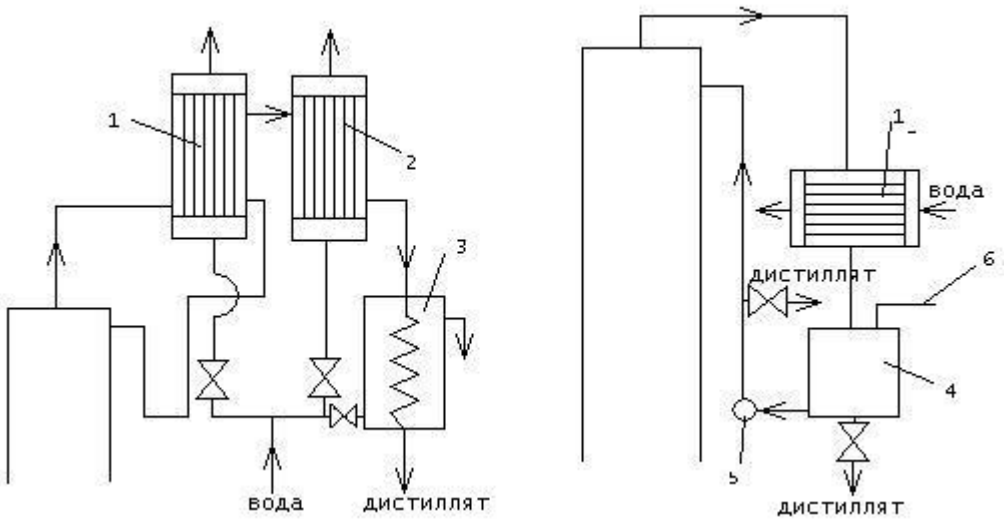


Рисунок 1.4 – Схемы дефлегмации:

а – при частичной конденсации; б – при полной конденсации (с подачей флегмы насосом).

1-дефлегматор; 2-конденсатор; 3-холодильник; 4-сборник; 5-насос; 6-трубка.

По другой схеме полной конденсации (рисунок 1.4,б) дефлегматор (конденсатор) 1 располагают ниже верха колонны. Конденсат отводится в сборник 4. Флегма подается на орошение колонны насосом 5. Ректификат отбирается из сборника 4 или из напорной линии насоса. Трубка 6 сообщается с атмосферой или, при ректификации в вакууме, присоединяется к вакуум-насосу.

Основное преимущество полной конденсации заключается в возможности более простого и точного регулирования процесса.

1.3.5 Использование тепла при ректификации

Тепло испарения флегмы и ректификата отводится с охлаждающей водой в дефлегматоре (конденсаторе), тепло ректификата и остатка теряется вместе с ними или отводится в холодильнике.

При непрерывной ректификации тепло остатка может быть использовано для предварительного подогрева исходной смеси до температуры кипения. Для этого горячий остаток пропускают через теплообменник (рисунок 1.2), в котором подогревается смесь, поступающая на ректификацию. Можно также охлаждать исходной смесью дефлегматор (конденсатор); нагретая в дефлегматоре смесь поступает затем в теплообменник, где подогревается остатком. Для подогрева смеси можно использовать и конденсат водяного пара, обогревающего кипятильник колонны.

1.4 Конструкции ректификационных колонн

Ректификационные колонны главным образом различаются конструкцией внутреннего устройства для распределения жидкости и пара. На основе этого в ректификационных установках выделяют следующие типы колонн:

1) колпачковые;

2) ситчатые;

3) насадочные;

4) барботажные;

5) центробежные ректификаторы.

1.4.1 Колпачковые колонны

Эти колонны являются наиболее распространенными в ректификационных установках. На рисунке 1.5 представлена схема колонны небольшого диаметра, состоящей из тарелок 1, имеющих один колпачок 2 круглого сечения и патрубок 3 для прохода пара. Края колпачка погружены в жидкость. В результате на тарелке создается гидравлический затвор, и пар, выходящий из колпачка, проходит через слой жидкости, находящийся на тарелке. Колпачки имеют отверстия или зубчатые прорези для разбиения пара на мелкие пузырьки, чтобы увеличить поверхность его соприкосновения с жидкостью.

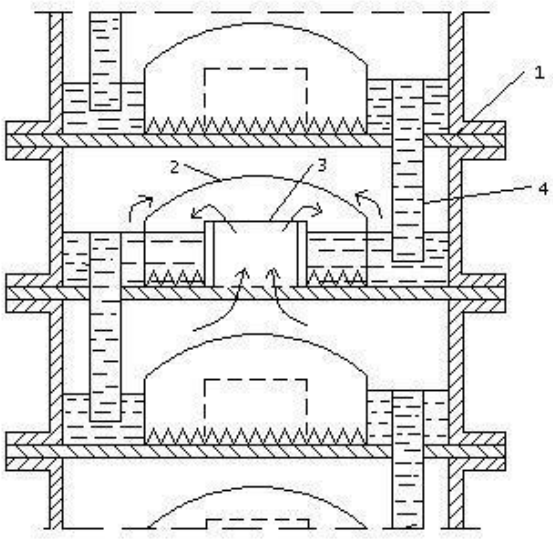


Рисунок 1.5 – Схема устройства тарельчатой (колпачковой) колонны:

1-тарелка; 2-колпачок; 3-паровой патрубок; 4-переливная трубка.

Поступление и отвод жидкости, а также высоту уровня жидкости на тарелке регулируют при помощи переливных трубок 4, расположенных на диаметрально противоположных концах тарелки; таким образом, потоки жидкости на соседних тарелках противоположно направлены.

1.4.1.1 Схема работы колпачковой тарелки

Схема работы колпачковой тарелки изображена на рисунке 1.6. Выходящие через прорези колпачков пузырьки пара собираются в струйки, проходящие через слой жидкости, находящейся на тарелке, и над жидкостью образуется парожидкостный слой – основная область массо- и теплообмена между паром и жидкостью на тарелке.

При движении струйки пара обычно сливаются друг с другом; при этом некоторая часть сечения прорезей обнажается и образуются каналы, по которым пар проходит из-под колпачка сквозь жидкость. Поэтому поверхность взаимодействия пара с жидкостью непосредственно в зоне барботажа невелика. Основная зона фазового контакта находится в области парожидкостного слоя, образующегося вследствие распыления пара в жидкости и уноса брызг при трении пара о жидкость.

Скорость образования парожидкостного слоя зависит от скорости пара и глубины погружения колпачка в жидкость. Сечение и форма прорезей колпачка имеют второстепенное значение, но узкие прорези более предпочтительны, так как они разбивают пар на более мелкие струйки, увеличивая поверхность соприкосновения с жидкостью.

Работа колпачка в оптимальных условиях – при предельной скорости пара высота открытия прорези колпачка наибольшая, что способствует увеличению пути паров и времени их контакта с жидкостью – позволяет получить наибольший кпд установки.

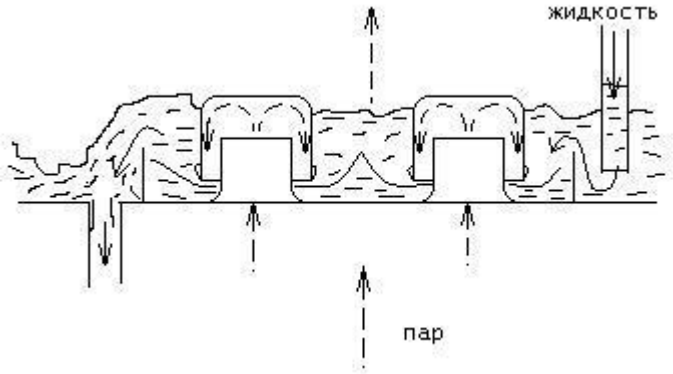


Рисунок 1.6 – Схема работы колпачковой тарелки

1.4.1.2 Виды колпачковых тарелок

Для создания достаточной поверхности соприкосновения между паром и жидкостью на тарелках устанавливают не один, а большое число колпачков (рисунок 1.7).

Колпачки располагают достаточно близко друг от друга (около 1,5 диаметра колпачка), для того чтобы пузырьки, выходящие из соседних колпачков, прежде чем принять вертикальное направление движения, могли бы сталкиваться друг с другом.

1. Колпачковая тарелка с радиальным переливом жидкости.

Тарелки данного типа (рисунок 1.7) представляют собой вырезанные из стального листа диски 1 и 2, крепящиеся на болтах 7 и прокладках 8 к опорному кольцу 3. Колпачки 4 располагаются на тарелке в шахматном порядке. Жидкость переливается на лежащую ниже тарелку по периферийным переливным трубкам 5, стекает к центру и сливается на следующую тарелку по центральной переливной трубке 6, затем снова стекает к периферии и т.д.

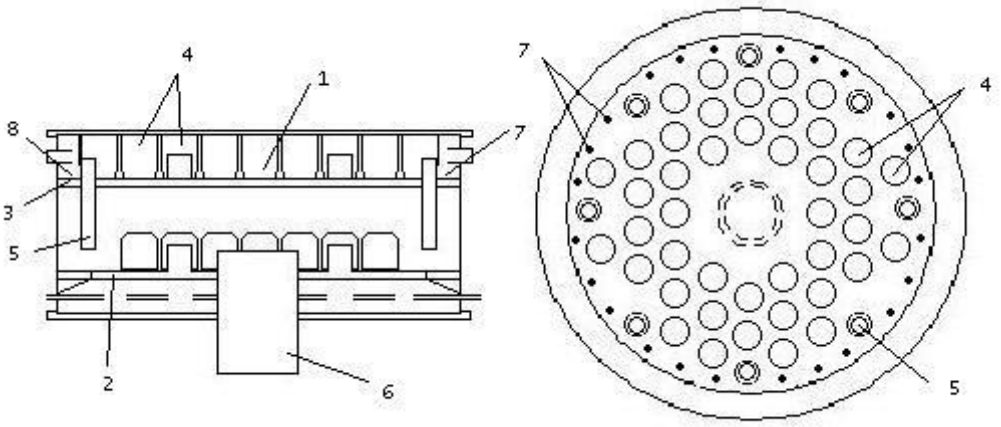


Рисунок 1.7 – Колпачковая тарелка с радиальным переливом жидкости:

1 и 2-диски; 3-опорное кольцо; 4-колпачки; 5-периферийные колпачковые трубки; 6-центральная переливная трубка; 7-болты; 8-прокладки.

2. Колпачковая тарелка с диаметральным переливом жидкости.

Тарелки данного типа (рисунок 1.8) представляют собой срезанный с двух сторон диск 1, установленный на опорном листе 2, с одной стороны тарелка ограничена приёмным порогом 3, а с другой стороны – переливным порогом 5 со сменной гребенкой 6, посредством которой регулируют уровень жидкости на тарелке.

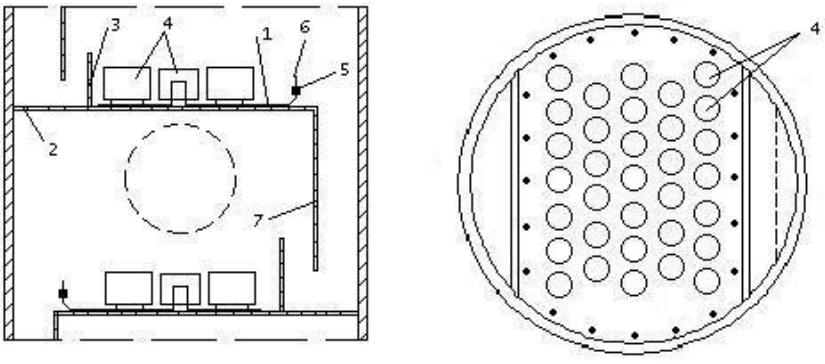


Рисунок 1.8 – Колпачковая тарелка с диаметральным переливом жидкости:

1-диск; 2-опорный лист; 3-приёмный порог; 4-колпачки; 5-переливной порог; 6-сменная гребёнка; 7-перегородка

В тарелке этой конструкции периметр слива увеличен путём замены сливных труб сегментообразными отверстиями, ограниченными перегородками 7, уменьшающими вспенивание и брызгообразование при переливе жидкости.

3. Колпачковая тарелка с туннельными колпачками.

В тарелках данного типа (рисунок 1.9) колпачки 1 представляют собой стальные штампованные пластины полукруглого сечения с гребенчатыми краями; каждый колпачок устанавливают над желобом 2 строго горизонтально при помощи двух уравнительных шпилек 3. Жидкость сливается через переливной порог 4 в сегментный карман 5, затем через три переливных трубки 6 – в приёмный сегментный карман следующей тарелки. Здесь образуется гидравлический затвор, и поднимающиеся по колонне пары не могут проходить на тарелку, лежащую выше, минуя колпачки. Ток жидкости на тарелках – диаметральный.

На тарелках такого типа можно легко регулировать высоту слоя жидкости, быстро производить установку в горизонтальной плоскости имеющегося на ней небольшого числа колпачков и, следовательно, создавать благоприятные условия для равномерного распределения паров. Конструкция тарелки отличается простотой монтажа и демонтажа.

Рисунок 1.9 – Колпачковая тарелка с туннельными колпачками:

1-колпачки; 2-желоб; 3-шпилька; 4-переливной порог; 5-сегментный карман; 6-переливные трубки; 7-опорный уголок с вырезами

1.4.2 Ситчатые колонны

Колонны этого типа (рисунок 1.10) представляют собой вертикальный цилиндрический корпус 1 с горизонтальными тарелками 2, в которых просверлены мелкие отверстия и равномерно распределены по всей поверхности. Для слива жидкости и регулирования ее уровня на тарелке служат переливные трубки 3. Нижние концы трубок 3 погружены в стаканы 4, расположенных на лежащих ниже тарелках, в результате чего образуются гидравлические затворы.

Рисунок 1.10 – Схема устройства ситчатой колонны:

1-корпус; 2-ситчатая тарелка; 3-переливная трубка; 4-стакан

Пар проходит через отверстия тарелки (рисунок 1.11) и распределяется в слое жидкости в виде мелких струек; только на некотором расстоянии от дна тарелки образуется парожидкостный слой – основная область массо- и теплообмена.

Рисунок 1.11 – Схема работы ситчатой тарелки

В определенном диапазоне нагрузок ситчатые тарелки обладают большим кпд, чем колпачковые. Однако допустимые нагрузки по жидкости и пару для ситчатых колонн относительно невелики. А при недостаточной скорости пара (около 0,1 м/с) происходит просачивание жидкости через отверстия тарелки и в результате существенно уменьшается кпд тарелки.

Проскок жидкости у ситчатых тарелок возрастает с увеличением диаметра тарелки. Поэтому диаметр и количество отверстий выбирают так, чтобы жидкость удерживалась на тарелках и не увлекалась паром. Обычно диаметр отверстий ситчатых тарелок принимают равным 0,8-3 мм.

Ситчатые колонны эффективно работают только при определенных скоростях ректификации, а регулирование режима их работы затруднительно. К тому же, ситчатые тарелки требуют весьма тщательной горизонтальной юстировки, в противном случае пары будут проходить часть поверхности сетки, не взаимодействуя с жидкостью.

При внезапном прекращении подвода пара или значительном снижении его давления тарелки ситчатой колонны полностью опоражниваются от жидкости, и требуется заново запускать колонну для достижения заданного режима ректификации.

Чувствительность к колебаниям нагрузки, а также загрязнениям и осадкам, образующимся при перегонке кристаллизующихся веществ и быстро забивающим отверстия тарелки, ограничивают область использования ситчатых колонн; их применяют, как правило, при ректификации спирта и жидкого воздуха (кислородные установки).

Для повышения кпд, в ситчатых тарелках (как и в колпачковых) создают более длительный контакт между жидкостью и паром. Существует ситчатая колонна с принудительным круговым движением жидкости на тарелках – одна из современных конструкций ситчатых тарелок, в которых длительный контакт достигается принудительным круговым движением жидкости на тарелке при одинаковом направлении ее движения на всех тарелках колонны.

1.4.3 Насадочные колонны

В насадочных колоннах, как правило, применяется кольцевая насадка. В укрепляющей части колонны количество жидкости меньше количества поднимающихся паров на количество отводимого ректификата, в исчерпывающей же части колонны количество жидкости больше, чем в укрепляющей, на количество вводимой смеси.

Насадочные ректификационные колонны применяются главным образом небольшого диаметра (примерно до 1 м), поскольку при увеличении диаметра в условиях неравномерного распределения жидкости вдоль сечения колонны данный тип колонн не обеспечивает достаточно четкое разделение компонентов. Также насадочные колонны используются при ректификации в вакууме и для раз-

деления химически агрессивных веществ, так как они обладают низким гидравлическим сопротивлением.

1.4.4 Барботажные колонны

Барботажные колонны являются наиболее распространенными ректификационными аппаратами благодаря возможности разделения в них компонентов с любой степенью четкости. Чаще всего применяются колонны с колпачковыми тарелками. Колонны с ситчатыми и провальными тарелками применяются при разделении незагрязненных жидкостей в установках, работающих с постоянной нагрузкой.

Существенное гидравлическое сопротивление барботажных колонн при ректификации обычно не критично, так как вызывает лишь некоторое повышение давления и, следовательно, температуры кипения в нижней части колонны.

1.4.5 Центробежные ректификаторы

Для интенсификации массообмена и повышения эффективности разделения, были предложены аппараты, работающие на принципе использования центробежной силы.

Центробежный пленочный ректификационный аппарат состоит из неподвижного кожуха, в котором вращается с большой скоростью ротор, состоящий из спиральной металлической ленты, ограниченной изнутри и снаружи ситчатыми цилиндрами. Исходная смесь движется по стенкам спирали в виде тонкой пленки от центра к периферии. Пар движется с большой скоростью противотоком к жидкости, и взаимодействие фаз происходит на поверхности плёнки. Скорость массообмена зависит от сопротивления жидкой и паровой пленок.

Несмотря на сложность устройства, центробежные ректификационные аппараты могут быть успешно применены при разделении смесей, требующем очень большого числа тарелок.

1.4.6 Кубы и дефлегматоры

Куб периодически действующей колонны обычно выполняют в виде горизонтального котла со змеевиком для обогрева. Емкость куба должна быть рассчитана на количество всей смеси, перегоняемой за одну операцию.

В колоннах непрерывного действия куб используется лишь для испарения части стекающей вниз жидкости и является по существу кипятильником. При небольших поверхностях теплообмена применяют теплообменники с обогревом при помощи змеевика или в виде горизонтальной трубчатки, пронизывающей всю нижнюю часть колонны, причем греющий пар пропускается по трубам (рисунок 1.12, а).

При больших поверхностях теплообмена применяют выносные кубы с естественной циркуляцией теплоносителя (рисунок 1.12,б), аналогичные по устройству выпарным аппаратам с выносным кипятильником.

Рисунок 1.12 Устройство кипятильников ректификационных колонн:

а – горизонтальная трубчатка; б – выносной кипятильник

Дефлегматоры (конденсаторы) выполняют обычно в виде кожухотрубных теплообменников. Чаще всего вода проходит по трубам, пары движутся межтрубном в пространстве. В противном случае очистка труб от накипи затруднительна.

2 Обзор существующих решений

2.1 Обзор технических решений

Традиционными управляющими воздействиями для регулирования концентрации верхнего продукта являются расход жидкости L, возвращаемой в колонну (флегмы), или расход самого продукта D или их отношение L/D. Для регулирования концентрации нижнего продукта используются расход пара V', возвращаемого в колонну (регулируемого косвенно через расход подогревающего пара V на вход в кипятильник), или расход самого продукта B или их отношение V/B. Схема, которая использует расходы L и V, называется управлением энергического баланса. Схемы, использующие расходы D и B, называются управлением материального баланса.

В дополнении к практическом использованию простых расходов в качестве управления для регулирования концентраций продуктов – схемы (L,V) и (D,V) – было предложено использование отношений расходов. Ранним примером было предложение Рийнсдорпа [1] использовать отношение расхода жидкости L, возвращаемой в колонну (флегмы), и расхода пара $L+D$, выходящего из верхней части колонны, в качестве управляющего воздействия для регулирования концентрации верхнего продукта. Это предложение было экспериментально изучено Вудом и Берри [2], которые сравнили $(L/(L+D),V)$ схему с традиционной (L,V). В книге Рейдмейкера, Рийнсдорпа и Маарлевелда [3] приведен список большого числа управляющих воздействий, основанных на отношении расходов.

Новый интерес к такому подходу возродился в 1980-х годах. Рискамп [4] предложил схему $(D/(L+D),V)$. Расширенный вариант этой схемы $(D/(L+D),V/B)$ был предложен и изучен Такамацу и Хашимото [5,6] и Шински [7]. Возросший интерес к управляющим схемам был также подогрет тем фактом, что в разных схемах контуры регулирования не только по-разному влияют друг на друга, но также становятся в определенной степени робастными к возмущениям.

Необычный выбор управляющих воздействий был предложен Финко, Люйбеном и Поллеком [8], которые с помощью моделирования и эксперимента исследовали схему (D,B), до того момента считавшуюся физически не реализуемой.

Пример

Для сравнения различных схем управления исследуется ректификационная колонна с 15 тарелками, используемая для разделения этанол-водяной смеси. Параметры колонны приведены в [9]. Регулируемыми переменными являются температуры смеси на 4 и 14 тарелках. На рисунках 2.1 – 2.4 приведены исследуемые схемы.

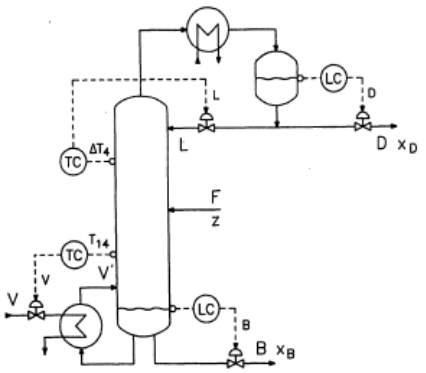


Рисунок 2.1 – Схема (L,V)

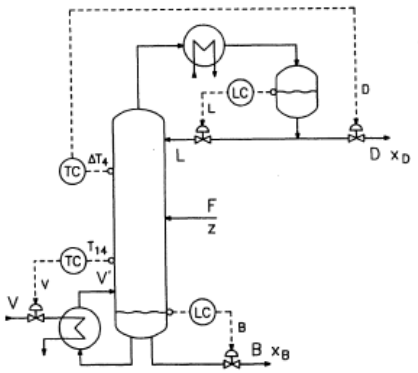


Рисунок 2.2 – Схема (D,V)

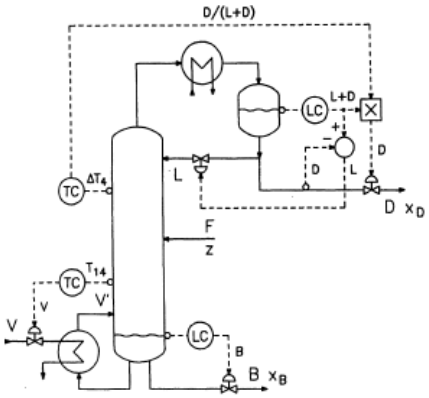


Рисунок 2.3 – Схема $(D/(L+D),V)$

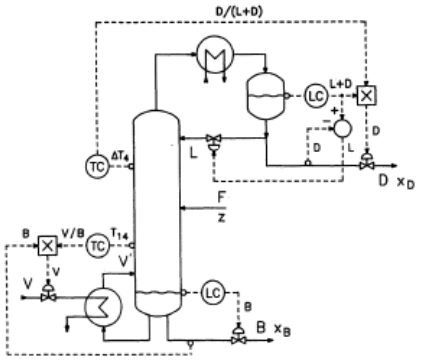


Рисунок 2.4 – Схема $(D/(L+D),V/B)$

1. (D,V), (V,D) и (L,B)

Недостатком схемы (D,V) является невозможность регулирования температуры смеси на 14 тарелке посредством только расхода пара V.

Подходящей альтернативой данной схеме является схема (L,B), которого не имеет данного недостатка. Но проблемой схемы (L,B) является высокая чувствительность к изменениям расхода питания, что не позволяет использовать данную схему.

Другой альтернативой схеме (D,V) является обратная ей схема (V,D). В данном случае есть возможность регулирования температуры смеси на 14 тарелке посредством только расхода верхнего продукта D и переходные процессы улучшаются, но ухудшаются переходные процессы для температуры смеси на 4 тарелке. Переходные процессы представлены на рисунке 2.5.

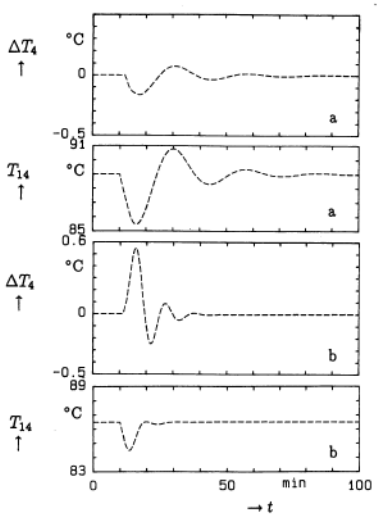


Рисунок 2.5 – Переходные процессы схемы (D,V) (а) и (V,D) (б)

2. $(D/(L+D),V)$

Данная схема была предложена Рискампом, который мотивировал свой выбор следующим образом. Данная схема «удерживает постоянным значение флегмового числа, если концентрация верхнего продукта не меняется. Увеличение температуры нижнего продукта не приведет к уменьшению концентрации верхнего продукта, как могло произойти при постоянном расходе жидкости L (традиционное управление), или к увеличению, как при постоянном расходе верхнего продукта D». Таким образом, преимущество данной схемы заключено в развязывании контуров управления.

Практическая реализация данной схемы не имеет технических проблем. Оба контура настраиваются независимо и хорошо работают вместе. Переходные процессы представлены на рисунке 2.6.

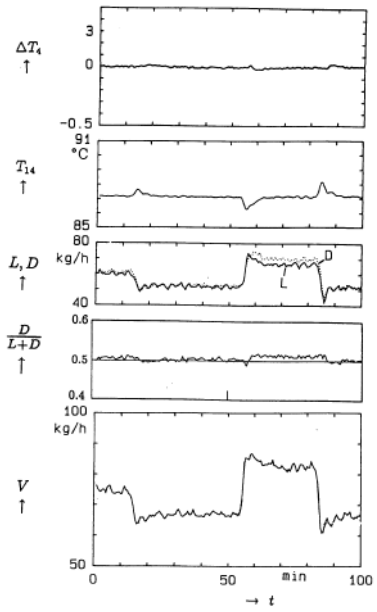


Рисунок 2.6 – Переходные процессы схемы $(D/(L+D),V)$

3. $(D/(L+D),V/B)$

Данная схема является расширенным вариантом предыдущей схемы Рискампа.

Шински показал, что взаимное влияние контуров управления в установившемся режиме меньше, чем в схеме Рискампа. Но из-за взаимного влияния контуров управления уровнем и температурой внизу колонны ухудшается вид переходных процессов: появляются колебания, что затрудняет настройку нижнего контура управления.

Переходные процессы представлены на рисунке 2.7.

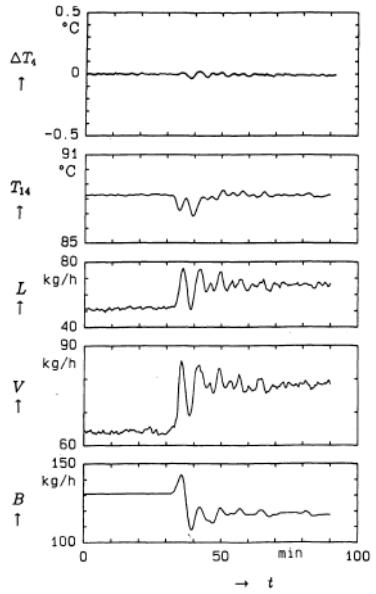


Рисунок 2.7 – Переходные процессы схемы $(D/(L+D),V/B)$

Одноконтурное управление

Для регулирования температуры смеси на 4 тарелке в условиях изменения расхода питания лучше всего подходят схемы (L,V) и $(D/(L+D),V)$. Для температуры смеси на 14 тарелке – схема $(D/(L+D),V/B)$.

Для регулирования температуры смеси на 4 или на 14 тарелке в условиях изменения состава питания лучше всего подходит схема (L,V).

Переходные процессы представлены на рисунке 2.8.

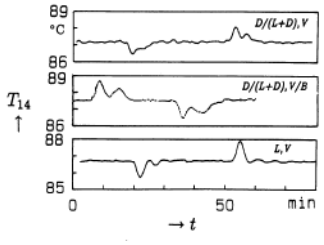


Рисунок 2.8 – Одноконтурное управление в условиях изменения состава питания

Двухконтурное управление

Для регулирования температур смеси на 4 и 14 тарелках в условиях изменения расхода питания лучше всего подходят схема $(D/(L+D),V/B)$.

Для регулирования температур смеси на 4 и 14 тарелках в условиях изменения состава питания лучше всего подходит схемы (L,V), $(D/(L+D),V)$ и $(D/(L+D),V/B)$.

Переходные процессы представлены на рисунке 2.9.

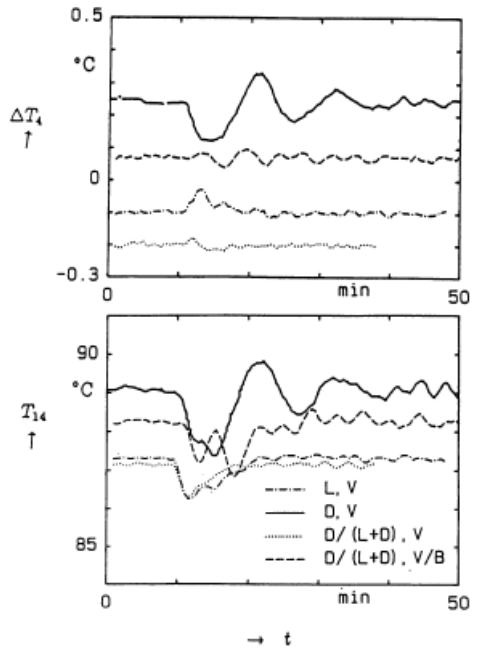


Рисунок 2.9 – Двухконтурное управление в условиях изменения состава питания

Учитывая, что температура смеси почти линейно зависит от концентрации смеси, то на основе данного обзора предлагается выбрать схему (L,V) для одноконтурного регулирования концентрации верхнего продукта.

2.2 Обзор алгоритмов управления

Для качественного управления процессом ректификации требуется создание простых и надежных регуляторов. На сегодняшний день предложено достаточное множество решений данной проблемы.

Например, в [10, 11], предполагая полную определенность параметров объекта управления и то, что модель объекта описывается системой линейных дифференциальных уравнений, производится синтез ПИ- и ПИД-регуляторов. В [12] регулятор рассчитывается путем обращения передаточной функции объекта управления. В [13] был предложен способ создания системы управления, используя методы LGQ, LGQ/LTR, DNA/INA, IMC и т. д. В [14] исследуется модель ректификационной колонны, предложенной в [15], и синтезируется алгоритм оптимального нечеткого управления, предполагая, что параметры объекта управления известны. Задача оптимального управления ректификационной колонны, использующей модель [15], исследуется также в [16].

Однако в [17] отмечено, что процессы, протекающие в ректификационной колонне, достаточно чувствительны к изменениям внешних потоков, но робастны к изменениям внутренних процессов в самой колонне. Таким образом, даже малые различия параметров модели и прототипа приведут к невозможности выполнения заданных показателей качества или к потере устойчивости, в случае проектирования системы управления с помощью алгоритмы [10–16].

В [17–19] для управления процессом ректификации, математическая модель которого описывается системой неопределенных линейных дифференциальных уравнений, синтезировался регулятор при помощи метода $H\infty$-оптимизации. В [20] для аналогичной модели процесса предложено управление на базе нейросети.

Однако структуры регуляторов [18–19] и расчет настраиваемых параметров в них довольно сложны, поэтому возникает интерес решить задачу управления ректификационной колонной, математическая модель которой описывается системой параметрически и функционально неопределенных дифференциальных уравнений, к тому же разработанный алгоритм должен быть простым как в технической реализации, так и в определении настраиваемых параметров.

2.2.1 Метод бэкстеппинга

Метод бэкстеппинга обеспечивает высокое качество переходных процессов без увеличения амплитуды управляющего воздействия и невысокий динамический порядок замкнутой системы [21].

Впервые метод бэкстеппинга был предложен в [22] для создания адаптивного управления нелинейными объектами по выходу. На сегодняшний день существует достаточное количество модификаций этого метода [24–33]. Так, в [21, 24] рассмотрен адаптивный и робастный регулятор для управления линейными системами по выходу. Данные методики основаны на особой параметризации уравнения объекта управления, которая позволяет получить производную его выход-

ной переменной. В робастном алгоритме в [21], в отличие от [25–28], не использовалась идентификация неизвестных параметров объекта.

Методикам [21–33], основанным на итеративных процедурах синтеза, присущи два основных недостатка, подробно описанных в [21], – сложность аналитических расчетов системы управления и проблемы, связанные с ее технической реализацией. Решение обеих этих проблем было предложены в [34, 35], где в системе управления реализуется всего один фильтр состояния размерности n (n – порядок объекта управления), а для вычисления производных стабилизирующих сигналов управления используются реальные дифференцирующие звенья.

Однако, параметризация уравнения объекта, используемая в [34, 35], не позволяет синтезировать регулятор, робастный по отношению к динамическому порядку объекта управления, поскольку данная параметризация вводится в предположении, что порядок объекта управления известен и постоянен.

В дипломной работе предлагается использовать робастный закон управления на базе модифицированного метода бэкстеппинга [36]. В системе управления реализуется всего один фильтр, что позволяет значительно уменьшить динамический порядок регулятора, по сравнению с [24]. Алгоритм [36] обеспечивает требуемые динамическую точность и время переходного процесса.

2.2.2 Использование наблюдателей, основанных на левых разностях

Для оценки вектора состояния динамической системы с известными параметрами при отсутствии внешнего возмущения широко используется наблюдатель Люенбергера [37]. В [38] предложен фильтр Калмана, оценивающий вектор состояния модели объекта управления при использовании ряда неполных и зашумленных измерений. В условиях параметрической неопределенности модели объекта и наличия внешних возмущений в [39] был предложен робастный наблюдатель с большим коэффициентом усиления (high-gain observer). Другой вид наблюдателя с большим коэффициентом усиления позже был рассмотрен в [40]. В [41, 42] предложен робастный наблюдатель на скользящем режиме (sliding-mode observer). В [43] разработан нелинейный наблюдатель расширенного вектора состояния (nonlinear extended state observer), основанный на обобщении наблюдателя с большим коэффициентом усиления и наблюдателя на скользящем режиме. В [44] представлен обзор наблюдателей [37, 39, 41-43], примеры расчета и реализации для динамической системы второго порядка, а также приведен сравнительный анализ для каждого из наблюдателей при различных видах неопределенностей (параметрическая неопределенность, внешние возмущения и шумы).

Робастные наблюдатели [37, 39-43] нашли широкое применение при синтезе систем управления в условиях неопределенности. Например, в [45] строится закон управления с оценкой производных выхода объекта, которые реализуются с помощью динамического наблюдателя на скользящем режиме [41, 42], где порядок наблюдателя равен размерности вектора состояния модели объекта. В [46] для синтеза системы стабилизации нелинейных динамических объектов используется

закон управления, зависящий от оценок производных выхода объекта, которые получены с помощью динамического наблюдателя с большим коэффициентом усиления [39] и порядком, равным размерности вектора состояния модели. В [40] синтезируется робастный закон управления по ошибке слежения, где для оценки производных сигнала ошибки слежения используется наблюдатель с динамическим порядком, равным $\gamma - 1$, где $\gamma -$ относительная степень объекта управления. В [47] синтезирована робастная система управления с компенсацией внутренних и внешних возмущений с использованием вспомогательного контура. Для оценки производных сигнала, несущего в себе информацию о возмущениях объекта, в [47] используется динамический наблюдатель [39], порядок которого равен $\gamma - 1$.

Анализ работ [39-47] показал, что разработчики стремятся как упростить расчет регуляторов, так и уменьшить их динамический порядок. Причем при управлении объектами с $\gamma > 1$ еще не получены регуляторы, у которых динамический порядок был бы меньше $\gamma - 1$.

В дипломной работе предлагается построение робастной системы управления по выходу линейными динамическими объектами в условиях параметрической и структурной неопределенности и действия внешних ограниченных возмущений [48]. Для оценки производных в системе управления используется наблюдатель, основанный на левых разностях. Такой подход позволяет исключить использование интегрирующих звеньев в наблюдателе, что делает его статическим.

3 Расчет ректификационной колонны

Требуется рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения под атмосферным давлением 0,878 кг/с жидкой смеси, содержащей 26,5 % (масс.) бензола и 73,5 % (масс.) толуола. Требуемое содержание бензола в ректификате 95 % (масс.), требуемое содержание толуола в кубовом остатке 96 % (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление р=5 кгс/см^2 (0,5 МПа). В расчет входит определение расходов ректификата, кубового остатка, флегмового числа, греющего пара, охлаждающей воды и определение основных размеров колонны. Расчет будем проводить в соответствии с [49].

3.1 Материальный баланс

Обозначим массовый расход ректификата через D_m кг/с, кубового остатка – через B_m кг/с, питания – через F_m кг/с.

Уравнения материального баланса

$$\begin{cases} D_m + B_m = F_m \\ D_m x_{Dm} + B_m x_{Bm} = F_m x_{Fm} \end{cases}, \tag{3.1}$$

где x_{Dm}, x_{Bm}, x_{Fm} – массовые доли бензола в ректификате, кубовом остатке и питании.

Из уравнений материального баланса (3.1)

$$\begin{cases} D_m + B_m = 0{,}878 \\ D_m \cdot 0{,}95 + B_m \cdot 0{,}04 = 0{,}878 \cdot 26{,}5 \end{cases}$$

находим $D_m = 0{,}2178$ кг/с, $B_m = 0{,}6602$ кг/с.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации бензола в ректификате, кубовом остатке и питании в мольных долях

$$x = \frac{x_m / M_б}{x_m / M_б + (1 - x_m)/ M_т}, \tag{3.2}$$

где x – мольная доля бензола, соответствующая массовой доле x_m; $M_б$ – молярная масса бензола (78 кг/кмоль); $M_т$ – молярная масса толуола (92 кг/кмоль).

Ректификат

$$x_D = \frac{0{,}95/78}{0{,}95/78 + (1-0{,}95)/92} = 0{,}9558.$$

Кубовый остаток

$$x_B = \frac{0{,}04/78}{0{,}04/78 + (1-0{,}04)/92} = 0{,}0488.$$

Питание

$$x_F = \frac{0{,}265/78}{0{,}265/78 + (1-0{,}265)/92} = 0{,}3.$$

Определим мольные расходы пара и жидкости в верхней и нижней частях колонны из следующей системы

$$\begin{cases} D = V_r - L_r \\ B = L_s - V_s \\ V_r = (1-q)F + V_s \\ L_s = L_r + qF \end{cases}, \tag{3.3}$$

где L_s и L_r – мольные расходы жидкости в нижней и верхней частях колонны, V_s и V_r – мольные расходы пара в нижней и верхней частях колонны, q – величина, характеризующая состояние исходной смеси ($q = 1$ для насыщенных жидкостей).

Для решения системы (3.3) выразим массовые расходы ректификата, кубового остатка и питания в мольных расходах

$$G = \frac{G_m}{xM_б + (1-x)M_т}, \tag{3.4}$$

где G – мольный расход, соответствующий массовому расходу G_m.

Мольный расход ректификата

$$D = \frac{0{,}2178}{0{,}9558 \cdot 78 + (1-0{,}9558) \cdot 92} = 0{,}0028 \text{ кмоль/с}.$$

Мольный расход кубового остатка

$$B = \frac{0{,}6602}{0{,}0488 \cdot 78 + (1-0{,}0488) \cdot 92} = 0{,}0072 \text{ кмоль/с}.$$

Мольный расход питания

$$F = \frac{0{,}878}{0{,}3 \cdot 78 + (1-0{,}3) \cdot 92} = 0{,}01 \text{ кмоль/с}.$$

Решая систему (3.3), находим $L_s = 0{,}0413$ кмоль/с, $L_r = 0{,}0313$ кмоль/с, $V_s = V_r = 0{,}0341$ кмоль/с.

Определим рабочее флегмовое число

$$R = \frac{L_r}{D} = \frac{0{,}0313}{0{,}0028} = 11{,}12. \tag{3.5}$$

Уравнение рабочей линии верхней (закрепляющей) части колонны

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D = 0{,}9187x + 0{,}0777. \quad (3.6)$$

Определим коэффициент кипячения

$$V_B = \frac{V_s}{B} = \frac{0{,}0341}{0{,}0072} = 4{,}74. \quad (3.7)$$

Уравнение рабочей линии нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{V_B + 1}{V_B}x - \frac{1}{V_B}x_B = 1{,}2122x - 0{,}0104. \quad (3.8)$$

3.2 Определение скорости пара и диаметра колонны

Средние концентрации жидкости

1) в верхней части колонны

$$\overline{x'} = (x_F + x_D)/2 = (0{,}3 + 0{,}9558)/2 = 0{,}6279; \quad (3.9)$$

2) в нижней части колонны

$$\overline{x''} = (x_F + x_B)/2 = (0{,}3 + 0{,}0488)/2 = 0{,}1744. \quad (3.10)$$

Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий

1) в верхней части колонны

$$\overline{y'} = 0{,}9187\overline{x'} + 0{,}0777 = 0{,}9187 \cdot 0{,}6279 + 0{,}0777 = 0{,}6546;$$

2) в нижней части колонны

$$\overline{y''} = 1{,}2122\overline{x''} - 0{,}0104 = 1{,}2122 \cdot 0{,}1744 - 0{,}0104 = 0{,}2010.$$

Для дальнейших расчетов требуется получить зависимости мольных концентраций равновесных жидкости и пара бензола от температуры.

Зависимость давления насыщенного пара от его температуры можно получить с помощью уравнения Антуана

$$P = 10^{A - \frac{B}{C+T}}, \quad (3.11)$$

где A, B и C – константы, найденные экспериментальным путем для каждого из газов (Таблица 3.1).

Таблица 3.1 Константы в уравнении Антуана для бензола и толуола

Константа	A	B	C
Бензол	6,90565	1211,033	220,79
Толуол	6,95334	1343,943	219,377

По закону Дальтона

$$П = xP_б + (1-x)P_т, \tag{3.12}$$

где $П$ – суммарное давление пара; $P_б$ – парциальное давление равновесного пара бензола; $P_т$ – парциальное давление равновесного пара толуола.

Из (3.12) мольная концентрация равновесной жидкости бензола

$$x = \frac{П - P_т}{P_б - P_т}. \tag{3.13}$$

Мольная концентрация равновесного пара бензола

$$y = \frac{P_б}{П}x. \tag{3.14}$$

Используя формулы (3.11), (3.13) и (3.14), была рассчитана зависимость температуры от мольных концентраций равновесных жидкости и пара бензола при $П = 760$ мм рт.ст. (Рисунок 3.1).

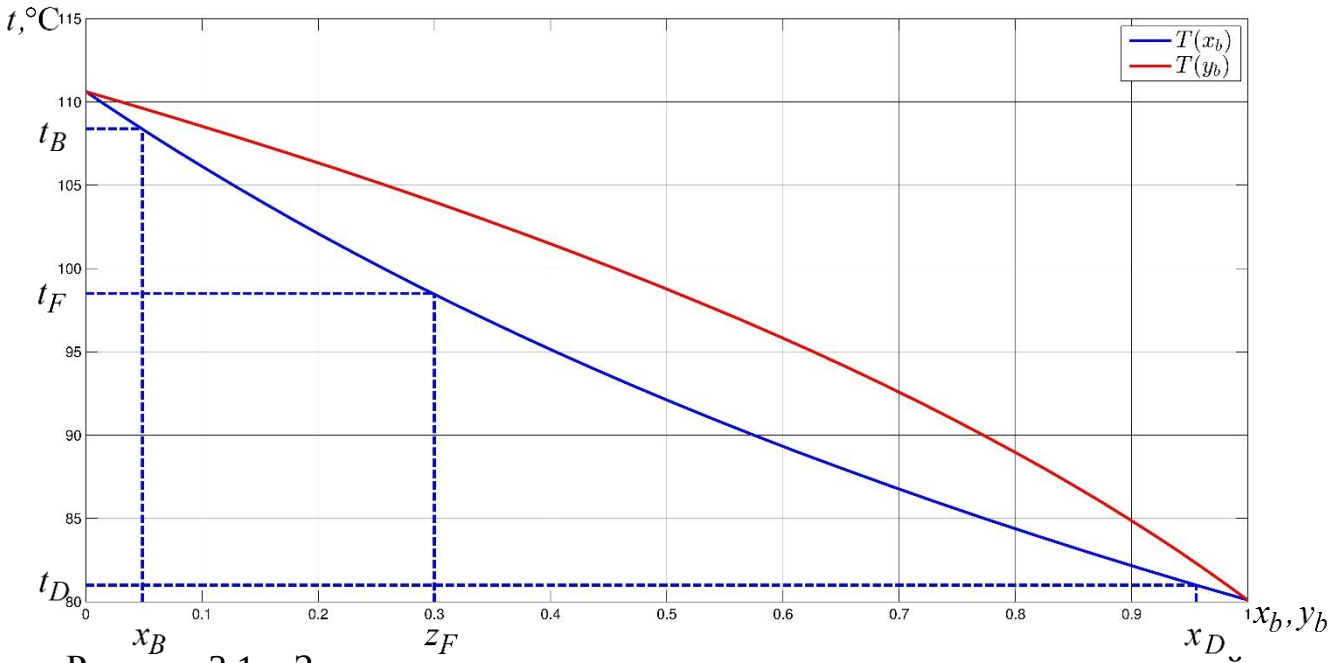


Рисунок 3.1 – Зависимость температуры смеси от мольных концентраций равновесных жидкости (синий) и пара (красный)

Средние температуры пара определим по рисунку 3.1

1) $\overline{t'} = 94{,}1\ °C$;

2) $\overline{t''} = 106{,}3\ °C$.

Средние мольные массы и плотности пара

1) $\overline{M'}_п = 0{,}6546 \cdot 78 + (1 - 0{,}6546) \cdot 92 = 82{,}8356$ кг/кмоль;

$$\overline{\rho'}_{\text{п}} = \frac{\overline{M'}_{\text{п}} T_0}{22{,}4\overline{T'}} = \frac{82{,}8356 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 367{,}1} = 2{,}75 \text{ кг/м}^3; \quad (3.15)$$

2) $\overline{M''}_{\text{п}} = 0{,}2010 \cdot 78 + (1 - 0{,}2010) \cdot 92 = 89{,}186$ кг/кмоль;

$$\overline{\rho''}_{\text{п}} = \frac{\overline{M''}_{\text{п}} T_0}{22{,}4\overline{T''}} = \frac{89{,}186 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 379{,}3} = 2{,}87 \text{ кг/м}^3. \quad (3.16)$$

Средняя плотность пара в колонне

$$\rho_{\text{п}} = \left(\overline{\rho'}_{\text{п}} + \overline{\rho''}_{\text{п}}\right) / 2 = (2{,}75 + 2{,}87) / 2 = 2{,}81 \text{ кг/м}^3. \quad (3.17)$$

Плотности жидких бензола и толуола близки. Температура вверху колонны равняется 81 °С, а в кубе-испарителе она равна 108,5 °С.

Плотность жидкого бензола при 81 °С $\rho_{\text{б}} = 813$ кг/м^3, а жидкого толуола при 108,5 °С $\rho_{\text{б}} = 783$ кг/м^3.

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне

$$\rho_{\text{ж}} = (\rho_{\text{б}} + \rho_{\text{т}}) / 2 = (813 + 783) / 2 \approx 800 \text{ кг/м}^3. \quad (3.18)$$

Определяем скорость пара в колонне по уравнению

$$\omega = C\sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{п}}}, \quad (3.19)$$

где C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между тарелками, рабочего давления колонне, нагрузки колонны по жидкости.

По данным каталога-справочника «Колонные аппараты» [50] принимаем расстояние между тарелками $h = 300$ мм. Тогда для ситчатых тарелок коэффициент $C = 0{,}032$.

Скорость пара в колонне

$$\omega = 0{,}032 \cdot \sqrt{800 / 2{,}81} = 0{,}54 \text{ м/с}.$$

Объемный расход проходящего через колонну пара при средней температуре в колонне $\bar{t} = (94{,}1 + 106{,}3) = 100{,}2$ °C

$$V = \frac{V_r \, 22{,}4\overline{T} p_0}{T_0 p} = \frac{0{,}0341 \cdot 22{,}4 \cdot 373{,}2 \cdot 1{,}033}{273 \cdot 1} = 1{,}08 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.20)$$

Диаметр колонны определяется как

$$D_{\text{к}} = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\omega}} = \sqrt{\frac{1{,}08}{0{,}785 \cdot 0{,}54}} = 1{,}6 \text{ м}. \quad (3.21)$$

По каталогу-справочнику «Колонные аппараты» [50] берем $D_{\text{к}} = 1600$ мм.

3.3 Гидравлический расчет тарелок

Принимаем следующие размеры ситчатой тарелки: диаметр отверстий $d_0 = 4$ мм, высота сливной перегородки $h_п = 40$ мм. Свободное сечение тарелки (суммарная площадь отверстий) 8 % от общей площади тарелки. Площадь, занимаемая двумя сегментными переливными стаканами, составляет 20 % от общей площади тарелки.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в верхней и в нижней части колонны по уравнению

$$\Delta\rho = \Delta\rho_{сух} + \Delta\rho_0 + \Delta\rho_{пж}, \quad (3.22)$$

где $\Delta\rho_{сух}$ – гидравлическое сопротивление сухой тарелки; $\Delta\rho_0$ – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения; $\Delta\rho_{пж}$ – сопротивление парожидкостного слоя на тарелке.

1) верхняя часть колонны

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta\rho'_{сух} = \zeta\omega_0^2\rho'_п / 2 = 1{,}82 \cdot 6{,}75^2 \cdot 2{,}75 / 2 = 114 \text{ Па}, \quad (3.23)$$

где $\zeta = 1{,}82$ – коэффициент сопротивления неорошаемых ситчатых тарелок со свободным сечением 7-10 %; $\omega_0 = 0{,}54 / 0{,}08 = 6{,}75$ м/с – скорость пара в отверстиях тарелки.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta\rho'_0 = 4\sigma / d_0 = 4 \cdot 20{,}5 \cdot 10^{-3} / 0{,}004 = 20{,}5 \text{ Па}, \quad (3.24)$$

где $\sigma = 20{,}5 \cdot 10^{-3}$ Н/м – поверхностное натяжение жидкости при средней температуре в верхней части колонны 94,1 °С (у бензола и толуола практически одинаковое поверхностное натяжение).

Сопротивление парожидкостного слоя на тарелке:

$$\Delta\rho'_{пж} = 1{,}3h'_{пж}\rho_ж gk, \quad (3.25)$$

где $h_{пж}$ – высота парожидкостного слоя; $k = \rho_{пж} / \rho_ж$ – отношение плотности парожидкого слоя (пены) к плотности жидкого, принимаемое приближенно равным 0,5; $g = 9{,}81$ м/с^2 – ускорение свободного падения.

Высота парожидкостного слоя:

$$h'_{пж} = h_п + \Delta h', \quad (3.26)$$

где $\Delta h'$ – высота слоя над сливной перегородкой.

Величину $\Delta h'$ – высоту слоя над сливной перегородкой рассчитываем по формуле:

$$\Delta h' = \left(\frac{V_{ж}}{1{,}85 \Pi k} \right)^{2/3}, \tag{3.27}$$

где $V'_{ж}$ – объёмный расход жидкости; Π – периметр сливной перегородки.

Объёмный расход жидкости в верхней части колонны:

$$V'_{ж} = \frac{L_r \overline{M'}_{ж}}{\rho_{ж}} = \frac{0{,}0313 \cdot 83{,}21}{800} = 0{,}00326 \text{ м}^3/\text{с}, \tag{3.28}$$

где $\overline{M'}_{ж}$ – средняя мольная масса жидкости.

$\overline{M'}_{ж} = 0{,}6279 \cdot 78 + (1 - 0{,}6279) \cdot 92 = 83{,}21$ кг/кмоль.

Периметр сливной перегородки Π находим, решая систему уравнений:

$$\begin{cases} \left(\frac{\Pi}{2} \right)^2 + (r - b)^2 = r^2 \\ 0.1 \pi r^2 = \frac{2}{3} \Pi b \end{cases}, \tag{3.29}$$

где $r = 0{,}8$ м – радиус тарелки; $\frac{2}{3} \Pi b$ – приближенное значение площади сегмента (рисунок 3.2).

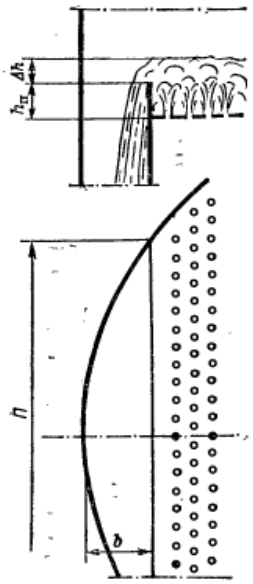


Рисунок 3.2

Решение даёт: $\Pi = 1{,}17$ м; $b = 0{,}257$ м. Находим Δh:

$$\Delta h' = \left(\frac{0{,}00326}{1{,}85 \cdot 1{,}17 \cdot 0{,}5} \right)^{2/3} = 0{,}021 \text{ м}.$$

Высота парожидкого слоя:

$h'_{пж} = 0{,}04 + 0{,}021 = 0{,}061$ м.

Сопротивление парожидкого слоя:

$\Delta\rho'_{пж} = 1{,}3 \cdot 0{,}061 \cdot 0{,}5 \cdot 800 \cdot 9{,}81 = 311{,}2$ Па.

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в верхней части колонны:

$\Delta\rho' = 114 + 20{,}5 + 311{,}2 = 445{,}7$ Па.

2) нижняя часть колонны:

$\Delta\rho''_{сух} = 1{,}82 \cdot 6{,}75^2 \cdot 2{,}87 / 2 = 119$ Па.

$\Delta\rho''_0 = 4 \cdot 18{,}8 \cdot 10^{-3} / 0{,}004 = 18{,}8$ Па

$$V''_{ж} = \frac{L_s \overline{M''}_ж}{\rho_ж} = \frac{0{,}0313 \cdot 89{,}56}{800} = 0{,}00462 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.30)$$

$\overline{M''}_ж = 0{,}1744 \cdot 78 + (1 - 0{,}1744) \cdot 92 = 89{,}56$ кг/кмоль.

$$\Delta h'' = \left(\frac{0{,}00462}{1{,}85 \cdot 1{,}17 \cdot 0{,}5} \right)^{2/3} = 0{,}026 \text{ м}.$$

$h''_{пж} = 0{,}04 + 0{,}026 = 0{,}066$ м.

$\Delta\rho''_{пж} = 1{,}3 \cdot 0{,}066 \cdot 0{,}5 \cdot 800 \cdot 9{,}81 = 336{,}7$ Па.

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в нижней части колонны:

$\Delta\rho'' = 119 + 18{,}8 + 336{,}7 = 474{,}5$ Па

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками $h = 0{,}3$ м необходимое для нормальной работы тарелок условие

$$h > 1{,}8 \frac{\Delta\rho}{\rho_ж g}. \quad (3.31)$$

Для тарелок нижней части колонны, у которых гидравлическое сопротивление $\Delta\rho$ больше, чем у тарелок верхней части:

$$\frac{1{,}8 \cdot 474{,}5}{800 \cdot 9{,}81} = 0{,}11 \text{ м}.$$

Следовательно, вышеуказанное условие соблюдается:

Проверим равномерность работы тарелок – рассчитаем минимальную скорость пара в отверстиях $\omega_{0,мин}$, достаточную для того, чтобы ситчатая тарелка работала всеми отверстиями:

$$\omega_{0,мин} = 0{,}67\sqrt{\frac{g\rho_{ж}h''_{пж}}{\zeta\rho''_{п}}} = 0{,}67\sqrt{\frac{9{,}81\cdot 800\cdot 0{,}066}{1{,}82\cdot 2{,}87}} = 6{,}67 \text{ м/с}. \quad (3.32)$$

$\omega_{0,мин} < \omega_0 = 6{,}75$ м/с; следовательно, тарелки будут работать всеми отверстиями.

Молярная емкость аккумулятора

$$M_r = 75V_r = 75\cdot 0{,}0341 = 2{,}56 \text{ кмоль}. \quad (3.33)$$

Молярная емкость кипятильника

$$M_0 = \frac{\pi H_{NB} D_к^2}{4}\frac{\rho_B}{\overline{M}_B} = \frac{3{,}14\cdot 0{,}3\cdot 1{,}6^2\cdot 774{,}95}{4\cdot 91{,}32} = 5{,}12 \text{ кмоль}, \quad (3.34)$$

где $H_{NB} = 0{,}3$ м – нормальный уровень жидкости на дне колонны; ρ_B – плотность нижнего продукта; $\overline{M}_B$ – средняя плотность нижнего продукта.

$$\rho_B = 0{,}0488\cdot 813 + (1-0{,}0488)\cdot 773 = 774{,}95 \text{ кг/м}^3.$$

$$\overline{M}_B = 0{,}0488\cdot 78 + (1-0{,}0488)\cdot 92 = 91{,}32 \text{ кг/кмоль}.$$

Молярная емкость тарелок

$$M_i = \frac{0{,}95\pi\bar{h}_{пж}D_к^2}{4}\frac{\rho_{ж}}{\overline{M}} = \frac{0{,}95\cdot 3{,}14\cdot 0{,}0635\cdot 1{,}6^2\cdot 800}{4\cdot 85} = 1{,}14 \text{ кмоль}, \quad (3.35)$$

где $\bar{h}_{пж}$ – средняя высота парожидкого слоя; $\overline{M}$ – средняя плотность жидкости на тарелках.

$$\bar{h}_{пж} = \frac{0{,}061 + 0{,}066}{2} = 0{,}0635 \text{ м}.$$

$$\overline{M} = \frac{78+92}{2} = 85 \text{ кг/кмоль}.$$

3.4 Определение числа тарелок и высоты колонны

Наносим на диаграмму у - х рабочие линии верхней и нижней части колонны (рисунок 3.3) и находим число ступеней изменения концентрации n. Питание колонны осуществляем не через пятую тарелку, а через четвертую, как было предложено в [51]. В верхней части колонны $n' = 3$, в нижней части $n'' = 4$, всего 7 ступеней.

В данной работе принимаем кпд тарелок равным 100 %.

Высота тарельчатой части колонны

$$H = (n-1)h = 6\cdot 0{,}3 = 1{,}8 \text{ м}. \quad (3.36)$$

Общее гидравлическое сопротивление тарелок

$$\Delta\rho = \Delta\rho' n' + \Delta\rho'' n'' = 445{,}7 \cdot 3 + 474{,}5 \cdot 4 = 3235{,}1 \text{ Па}. \quad (3.37)$$

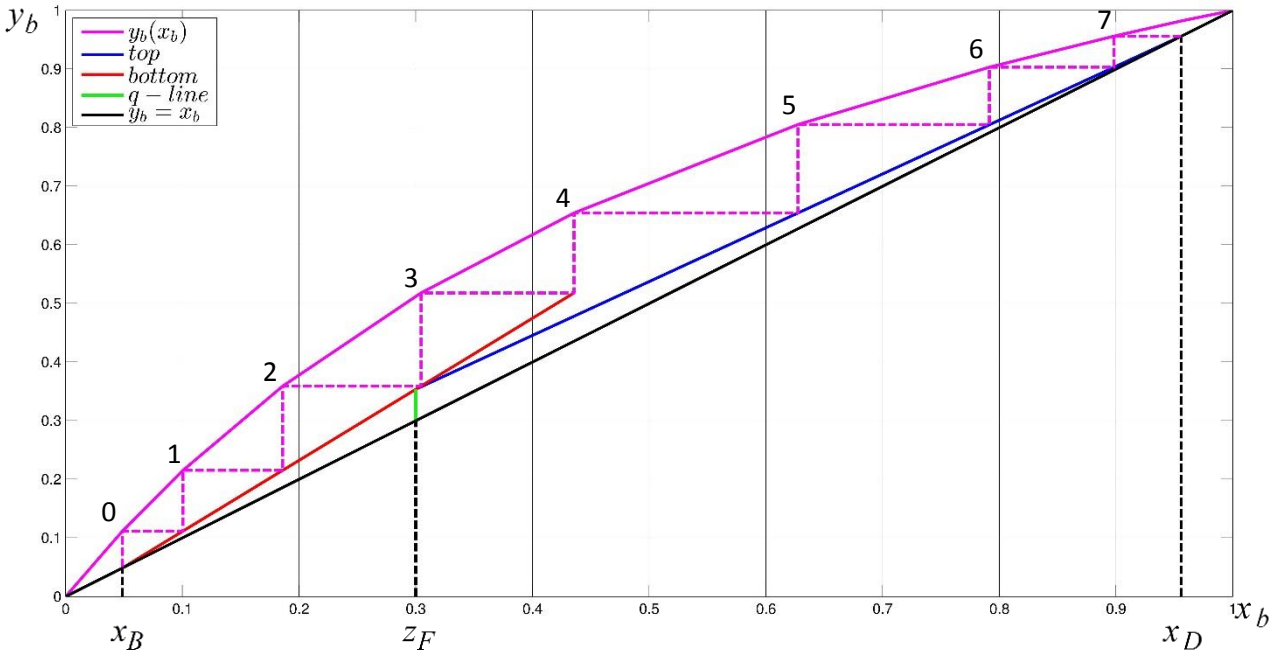


Рисунок 3.3 – Диаграмма равновесия жидкости и пара (лиловый сплошной), изменение концентрации на тарелках (лиловый пунктирный), рабочая линия верхней части колонны (синий), нижней части (красный), q-линия (зеленый)

3.5 Тепловой расчет установки

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе, находим по уравнению:

$$Q_D = D_m(1+R)r_D = 0{,}2178 \cdot (1+11{,}12) \cdot 391{,}67 = 1033{,}9 \text{ кВт}. \quad (3.38)$$

$$r_D = x_{Dm} r_б + (1 - x_{Dm}) r_T = 0{,}95 \cdot 392{,}4 + 0{,}05 \cdot 377{,}8 = 391{,}67 \text{ кДж/кг}, \quad (3.39)$$

где $r_б$ и r_T – удельные теплоты конденсации бензола и толуола при 81 °С.

Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара, находим по уравнению:

$$Q_B = Q_D + D_m c_D t_D + B_m c_B t_B - F_m c_F t_F + Q_{ПОТ} = 1{,}03 \cdot (1033{,}9 + \\ + 0{,}2178 \cdot 0{,}46 \cdot 4{,}190 \cdot 81 + 0{,}6602 \cdot 0{,}45 \cdot 4{,}190 \cdot 108{,}5 - 0{,}878 \cdot 0{,}455 \times \\ \times 4{,}190 \cdot 98{,}5) = 1069{,}232 \text{ кВт}. \quad (3.40)$$

Здесь тепловые потери $Q_{ПОТ}$ приняты в размере 3 % от полезно затрачиваемой теплоты; удельные теплоемкости взяты соответственно при $t_D = 81\ °C$, $t_B = 108{,}5\ °C$ и $t_F = 98{,}5\ °C$; температура кипения исходной смеси определена по рисунку 3.1.

Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси:

$$Q_F = 1{,}05 F_m c_F (t_F - t_{НАЧ}) = 1{,}05 \cdot 0{,}878 \cdot 0{,}42265 \cdot 4190 \cdot (98{,}5 - 18) = 131{,}424 \text{ кВт}. \quad (3.41)$$

Здесь тепловые потери приняты в размере 5 %, удельная теплоемкость исходной смеси $c_F = (0{,}265 \cdot 0{,}43 + 0{,}735 \cdot 0{,}42) \cdot 4190$ Дж/(кг·К) взяты при средней температуре $(98{,}5+18)/2 = 58{,}25$ °С.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике ректификата:

$$Q_{D\text{х}} = D_m c_D (t_D - t_{\text{КОН}}) = 0{,}2178 \cdot 0{,}43 \cdot 4190 \cdot (81-25) = 21{,}975 \text{ кВт}, \quad (3.42)$$

где удельная теплоемкость ректификата $c_D = 0{,}43 \cdot 4190$ Дж/(кг·К) взята при средней температуре $(81+25)/2 = 53$ °С.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка:

$$Q_{B\text{х}} = B_m c_B (t_B - t_{\text{КОН}}) = 0{,}6602 \cdot 0{,}425 \cdot 4190 \cdot (108{,}5-25) = 98{,}167 \text{ кВт}, \quad (3.43)$$

где удельная теплоемкость кубового остатка $c_B = 0{,}425 \cdot 4190$ Дж/(кг·К) взята при средней температуре $(108{,}5+25)/2 = 66{,}75$ °С.

Расход греющего пара, имеющего давление $p_{\text{АБС}} = 5$ кгс/см^2 и влажность 5 %:

1) в кубе-испарителе

$$G_{B\text{Г.П}} = \frac{Q_B}{r_{\text{Г.П}} x} = \frac{1069{,}232}{2141 \cdot 0{,}95} = 0{,}53 \text{ кг/с}, \quad (3.44)$$

где $r_{\text{Г.П}} = 2141$ кДж/кг – удельная теплота конденсации греющего пара;

2) в подогревателе исходной смеси

$$G_{F\text{Г.П}} = \frac{131{,}424}{2141 \cdot 0{,}95} = 0{,}065 \text{ кг/с}.$$

Всего: $0{,}53 + 0{,}065 = 0{,}6$ кг/с.

Расход охлаждающей воды при нагреве ее на 20 °С:

1) в дефлегматоре-конденсаторе

$$V_{D\text{В}} = \frac{Q_D}{c_{\text{В}} (t_{\text{КОН}} - t_{\text{НАЧ}}) \rho_{\text{В}}} = \frac{1033{,}9}{4{,}190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0{,}0123 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (3.45)$$

где $c_{\text{В}} = 4{,}190$ кДж/кг – удельная теплоемкость воды, $\rho_{\text{В}} = 1000$ кг/м^3 – плотность воды;

2) в водяном холодильнике ректификата

$$V_{D\text{хВ}} = \frac{21{,}975}{4{,}190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0{,}00026 \text{ м}^3/\text{с};$$

3) в водяном холодильнике кубового остатка

$$V_{\text{ВхВ}} = \frac{98{,}167}{4{,}190 \cdot 20 \cdot 1000} = 0{,}00117 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Всего: 0,01373 $\text{м}^3/\text{с}$.

3.6 Расчет кипятильника

Коэффициент теплопередачи стенки теплообменника

$$\frac{1}{r_{\text{ст}}} = \frac{\lambda}{h/2} = \frac{46{,}5}{0{,}007/2} = 13139 \text{ Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right), \quad (3.46)$$

где $\lambda = 46{,}5$ $\text{Вт}/\left(\text{м} \cdot \text{К}\right)$ – коэффициент теплопроводности стали, $h = 7$ мм – толщина стенки теплообменника.

Коэффициент теплопередачи от водяного пара к стенке теплообменника

$$U_c = \frac{1}{1/\alpha_1 + r_{\text{ст}}} = \frac{1}{1/10000 + 1/13139} = 5678{,}3 \text{ Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right), \quad (3.47)$$

где $\alpha_1 = 10000$ $\text{Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right)$ – коэффициент теплоотдачи от нагретого пара к стенке теплообменника.

Коэффициент теплоотдачи от стенки теплообменника к кипящему толуолу

$$\alpha_2 = b^3 \frac{\lambda_{\text{т}} \rho_{\text{т}} (T_w - T_0)^2}{\mu_{\text{т}} \sigma T_0} = 0{,}093^3 \frac{0{,}116^2 \cdot 777 \cdot (126-110)^2}{0{,}251 \cdot 10^{-3} \cdot 18{,}35 \cdot 10^{-3} \cdot (273+110)} = \quad (3.48)$$

$$= 1243 \text{ Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right),$$

где $\rho_{\text{т}} = 777$ $\text{кг}/\text{м}^3$ – плотность, $\lambda_{\text{т}} = 0{,}116$ $\text{Вт}/\left(\text{м} \cdot \text{К}\right)$ – теплопроводность, $\mu_{\text{т}} = 0{,}251 \cdot 10^{-3}$ $\text{Па} \cdot \text{с}$ – динамический коэффициент вязкости, $\sigma = 18{,}35 \cdot 10^{-3}$ Н/м – поверхностное натяжение, $b = 0{,}093$ – поправочный коэффициент, $T_w = 136$ °C – температура стенки теплообменника; $T_0 = 110$ °C – температура кипения толуола.

Коэффициент теплопередачи от стенки теплообменника к толуолу

$$U_0 = \frac{1}{r_{\text{ст}} + 1/\alpha_2} = \frac{1}{1/13139 + 1/1243} = 1135{,}7 \text{ Вт}/\left(\text{м}^2 \cdot \text{К}\right). \quad (3.49)$$

Поверхность теплообменника

$$A_c = A_0 = \frac{Q_B}{U_c (T_c - T_w)} = \frac{1069232}{5678{,}3 \cdot (136-126)} = 18{,}58 \text{ м}^2, \quad (3.50)$$

где $T_c = 136$ °C – температура конденсирующего водяного пара.

4 Математическая модель ректификационной колонны

При выводе математической модели ректификационной колонны воспользуемся следующими предположениями:

- пар, поступающий в аккумулятор, полностью конденсируется;

- молярные емкости аккумулятора, тарелок и кипятильника постоянные, а смеси идеально перемешаны;

- пар проходит через колонну, не застаиваясь;

- коэффициент относительной летучести постоянен и равен $\alpha = 2{,}5$;

- давление внутри колонны постоянно и равно атмосферному $\Pi = 760$ мм рт.ст.;

- тарелки идеальные (кпд тарелок равным 100 %).

Ниже будут использованы следующие обозначения:

L – молярный расход жидкости (с «+», если поступает на тарелку, с «-», если покидает);

V – молярный расход пара (с «+», если поступает на тарелку, с «-», если покидает);

M – молярная емкость тарелки;

x – концентрация жидкого бензола (z_f – концентрация жидкого бензола в питании);

y – концентрация пара бензола.

4.1 Конденсатор

На рисунке 4.1 представлена схема материального баланса конденсатора.

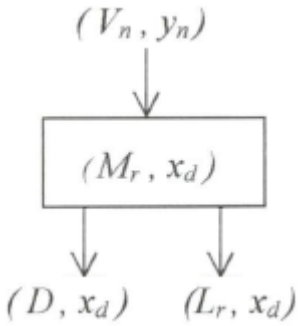


Рисунок 4.1 – Схема материального баланса конденсатора

Уравнение материального баланса конденсатора

$$D = V_n - L_r . \qquad (4.1)$$

Уравнение материального баланса бензола в конденсаторе

$$\frac{d}{dt}(M_r x_d) = V_n y_n - (L_r + D)x_d . \quad (4.2)$$

4.2 Верхняя тарелка колонны

На рисунке 4.2 представлена схема материального баланса верхней тарелки колонны.

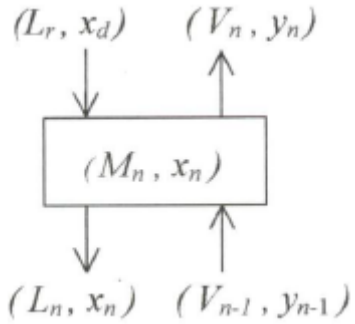


Рисунок 4.2 – Схема материального баланса верхней тарелки колонны

Уравнение материального баланса верхней тарелки колонны

$$\begin{aligned} V_n &= V_{n-1}; \\ L_n &= L_r . \end{aligned} \quad (4.3)$$

Уравнение материального баланса бензола на верхней тарелке колонны

$$\frac{d}{dt}(M_n x_n) = L_r x_d - L_n x_n + V_{n-1} y_{n-1} - V_n y_n . \quad (4.4)$$

4.3 Верхняя (закрепляющая) часть колонны

На рисунке 4.3 представлена схема материального баланса верхней части колонны.

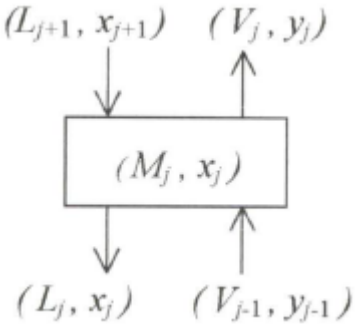


Рисунок 4.3 – Схема материального баланса верхней части колонны

Уравнение материального баланса верхней части колонны

$$\begin{aligned} V_j &= V_{j-1}; \\ L_j &= L_{j+1}. \end{aligned} \quad (4.5)$$

Уравнение материального баланса бензола в верхней части колонны

$$\frac{d}{dt}\left(M_j x_j\right) = L_{j+1}x_{j+1} - L_j x_j + V_{j-1}y_{j-1} - V_j y_j . \qquad (4.6)$$

4.4 Питающая тарелка колонны

На рисунке 4.4 представлена схема материального баланса питающей тарелки колонны.

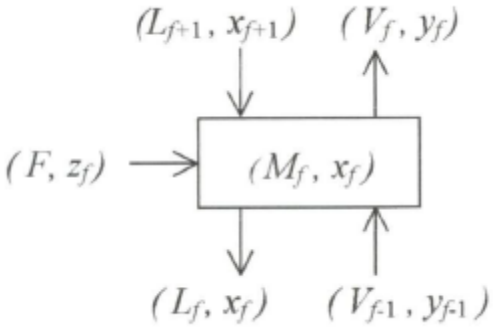


Рисунок 4.4 – Схема материального баланса питающей тарелки колонны

Уравнение материального баланса питающей тарелки колонны

$$\begin{aligned} V_f &= (1-q)F + V_{f-1}; \\ L_f &= L_{f+1} + qF. \end{aligned} \qquad (4.7)$$

Уравнение материального баланса бензола на питающей тарелке колонны

$$\frac{d}{dt}\left(M_f x_f\right) = L_{f+1}x_{f+1} - L_f x_f + V_{f-1}y_{f-1} - V_f y_f + Fz_f . \qquad (4.8)$$

4.5 Нижняя (исчерпывающая) часть колонны

На рисунке 4.5 представлена схема материального баланса нижней части колонны.

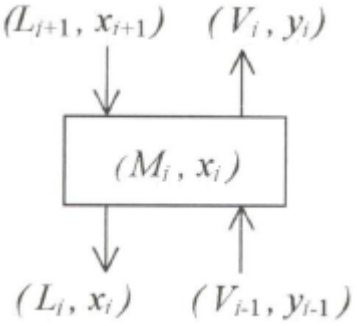


Рисунок 4.5 – Схема материального баланса нижней части колонны

Уравнение материального баланса нижней части колонны

$$\begin{aligned} V_i &= V_{i-1}; \\ L_i &= L_{i+1}. \end{aligned} \qquad (4.9)$$

Уравнение материального баланса бензола в нижней части колонны

$$\frac{d}{dt}(M_i x_i) = L_{i+1}x_{i+1} - L_i x_i + V_{i-1}y_{i-1} - V_i y_i . \quad (4.10)$$

4.6 Кипятильник

На рисунке 4.6 представлена схема материального баланса кипятильника.

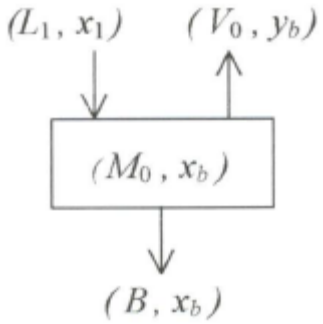


Рисунок 4.6 – Схема материального баланса кипятильника

Уравнение материального баланса кипятильника

$$B = L_1 - V_0 . \quad (4.11)$$

Уравнение материального баланса бензола в кипятильнике

$$\frac{d}{dt}(M_0 x_b) = L_1 x_1 - B x_b - V_0 y_b . \quad (4.12)$$

На рисунке 4.7 представлена схема кипятильника.

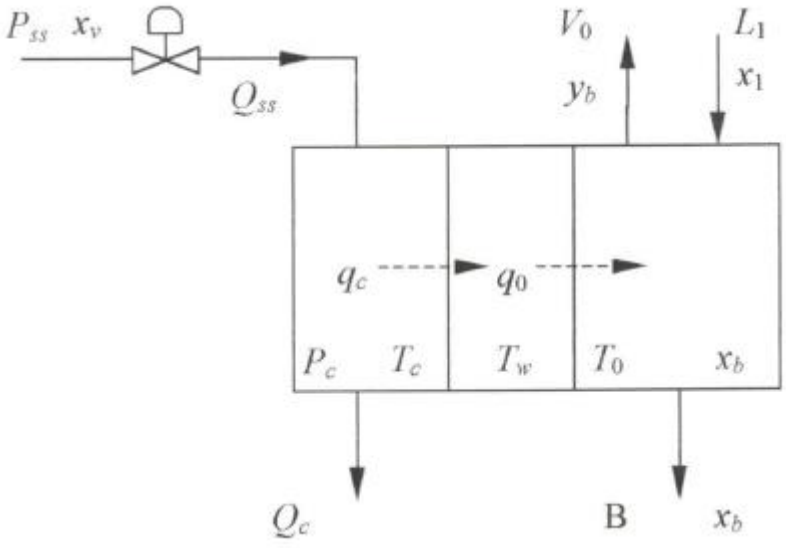


Рисунок 4.7 – Схема кипятильника

Уравнения теплопередачи в кипятильнике

1) камера с толуолом

- тепловой поток

$$q_0(t) = U_0 A_0 (T_w(t) - T_0(t)); \quad (4.13)$$

- массовый расход

$$V_0(t) = q_0(t) / \lambda_0, \quad (4.14)$$

где $\lambda_0 = 32565$ кДж/кг – удельная теплота парообразования толуола;

- температура кипения толуола

$$T_0(t) = f_0(x_b(t)); \quad (4.15)$$

2) изменение температуры стенки теплообменника

$$M_w C_{pw} \frac{dT_w(t)}{dt} = q_c(t) - q_0(t), \quad (4.16)$$

где $M_w = 479$ кг – масса теплообменника; $C_{pw} = 3{,}852$ кДж/(кг · К) – удельная теплоемкость теплообменника;

3) камера с водяным паром

- тепловой поток

$$q_c(t) = U_c A_c (T_c(t) - T_w(t)); \quad (4.17)$$

- температура конденсации пара

$$T_c(t) = f_c(P_c(t)); \quad (4.18)$$

- объемный расход конденсата

$$Q_c(t) = q_c(t) / \rho_c \lambda_c, \quad (4.19)$$

где $\lambda_c = 2150{,}3$ кДж/кг – удельная теплота конденсации водяного пара; $\rho_c = 1{,}8233$ кг/м^3 – плотность конденсата;

- объемный расход подогревающего водяного пара

$$Q_{ss}(t) = C_v(t) \sqrt{(P_{ss}(t) - P_c(t)) / \rho_c}, \quad (4.20)$$

где $P_{ss} = 0{,}5$ МПа – номинальное давление водяного пара; $P_c = 0{,}336$ МПа – номинальное давление конденсата;

- рабочее сечение регулирующего клапана

$$C_v(t) = C_{v\,max} X_v(t), \quad (4.21)$$

где $C_{v\,max} = 0{,}1408$ м^2 – максимальное сечение регулирующего клапана; $X_v = 0{,}7$ – номинальный коэффициент регулирования рабочего сечения;

- объем водяного пара

$$\frac{V_c}{1{,}135\overline{P}_c}\frac{dP_c(t)}{dt} = Q_{ss}(t) - Q_c(t), \tag{4.22}$$

где $V_c = 0{,}2359$ м^3 – номинальный объем конденсата.

4.7 Нелинейная модель ректификационной колонны

Учитывая выражения (4.3), (4.5), (4.7) и (4.9), получим

$$\begin{aligned} &V_r = V_n = V_{n-1} = \ldots = V_f; \\ &L_r = L_n = L_{n-1} = \ldots = L_{f+1}; \\ &V_s = V_{f-1} = V_{f-2} = \ldots = V_0; \\ &L_s = L_f = L_{f-1} = \ldots = L_1. \end{aligned} \tag{4.23}$$

Объединяя уравнения (4.1) – (4.23), получим модель ректификационной колонны.

1) Конденсатор

$$\dot{x}_d = \frac{(y_n - x_d)V_r}{M_r}; \tag{4.24}$$

2) Верхняя тарелка

$$\dot{x}_n = \frac{1}{M_n}\left[L_r(x_d - x_n) + V_r(y_{n-1} - y_n)\right]; \tag{4.25}$$

3) Верхняя часть колонны

$$\dot{x}_j = \frac{1}{M_j}\left[L_r(x_{j+1} - x_j) + V_r(y_{j-1} - y_j)\right]; \tag{4.26}$$

4) Питающая тарелка

$$\dot{x}_f = \frac{1}{M_f}\left[L_r x_{f+1} - L_s x_f + V_s y_{f-1} - V_r y_f + F z_f\right]; \tag{4.27}$$

5) Нижняя часть колонны

$$\dot{x}_i = \frac{1}{M_i}\left[L_r(x_{i+1} - x_i) + V_s(y_{i-1} - y_i)\right]; \tag{4.28}$$

6) Кипятильник

$$\dot{x}_b = \frac{1}{M_0}\left[L_s x_1 - B x_b - V_s y_b\right]; \tag{4.29}$$

$$\dot{P}_c(t) = \frac{1{,}135\overline{P}_c}{V_c}(Q_{ss}(t) - Q_c(t)); \tag{4.30}$$

$$\dot{V}_s = \frac{U_0 A_0}{\lambda_0 M_w C_{pw}} \left[q_c(t) - q_0(t) - M_w C_{pw} \frac{\partial T_0}{\partial x_b} \dot{x}_b \right]. \quad (4.31)$$

4.8 Линеаризованная модель ректификационной колонны

Проведем линеаризацию модели, описанной уравнениями (4.24) – (4.21), около номинального состояния колонны. Ниже звездочками (*) отмечены номинальные значения, которые соответствуют значениям рассчитанным выше.

1) Конденсатор

$$\Delta\dot{x}_d = \frac{V_r^* \alpha}{M_r \left[1 + (\alpha - 1) x_n^*\right]^2} \Delta x_n - \frac{V_r^*}{M_r} \Delta x_d; \quad (4.32)$$

2) Верхняя тарелка

$$\Delta\dot{x}_n = \frac{L_r^*}{M_n} \Delta x_d - \left[\frac{L_r^*}{M_n} + \frac{V_r^* \alpha}{M_n \left[1 + (\alpha - 1) x_n^*\right]^2} \right] \Delta x_n + \frac{V_r^* \alpha}{M_n \left[1 + (\alpha - 1) x_{n-1}^*\right]^2} \Delta x_{n-1} + \quad (4.33)$$
$$+ \frac{y_{n-1}^* - y_n^*}{M_n} \Delta V_s + \frac{x_d^* - x_n^*}{M_n} \Delta L_r - \frac{F^* \left(y_{n-1}^* - y_n^*\right)}{M_n} \Delta q + \frac{\left(1 - q^*\right)\left(y_{n-1}^* - y_n^*\right)}{M_n} \Delta F;$$

3) Верхняя часть колонны

$$\Delta\dot{x}_j = \frac{L_r^*}{M_j} \Delta x_{j+1} - \left[\frac{L_r^*}{M_j} + \frac{V_r^* \alpha}{M_j \left[1 + (\alpha - 1) x_j^*\right]^2} \right] \Delta x_j + \frac{V_r^* \alpha}{M_j \left[1 + (\alpha - 1) x_{j-1}^*\right]^2} \Delta x_{j-1} + \quad (4.34)$$
$$+ \frac{y_{j-1}^* - y_j^*}{M_j} \Delta V_s + \frac{x_{j+1}^* - x_j^*}{M_j} \Delta L_r - \frac{F^* \left(y_{j-1}^* - y_j^*\right)}{M_j} \Delta q + \frac{\left(1 - q^*\right)\left(y_{j-1}^* - y_j^*\right)}{M_j} \Delta F;$$

4) Питающая тарелка

$$\Delta\dot{x}_f = \frac{L_r^*}{M_f} \Delta x_{f+1} - \left[\frac{L_s^*}{M_f} + \frac{V_r^* \alpha}{M_f \left[1 + (\alpha - 1) x_f^*\right]^2} \right] \Delta x_f + \frac{V_s^* \alpha}{M_f \left[1 + (\alpha - 1) x_{f-1}^*\right]^2} \Delta x_{f-1} + \quad (4.35)$$
$$+ \frac{y_{f-1}^* - y_f^*}{M_f} \Delta V_s + \frac{x_{f+1}^* - x_f^*}{M_f} \Delta L_r - \frac{F^* \left(x_f^* - y_f^*\right)}{M_f} \Delta q + \frac{q^* x_f^* - \left(1 - q^*\right) y_f^* + z_f^*}{M_f} \Delta F + \frac{F^*}{M_f} \Delta z_f;$$

5) Нижняя часть колонны

$$\Delta\dot{x}_i = \frac{L_s^*}{M_i}\Delta x_{i+1} - \left[\frac{L_s^*}{M_i} + \frac{V_s^*\alpha}{M_i\left[1+(\alpha-1)x_i^*\right]^2}\right]\Delta x_j + \frac{V_s^*\alpha}{M_i\left[1+(\alpha-1)x_{i-1}^*\right]^2}\Delta x_{i-1} + \\ + \frac{y_{i-1}^* - y_i^*}{M_i}\Delta V_s + \frac{x_{i+1}^* - x_i^*}{M_i}\Delta L_r + \frac{F^*\left(x_{i-1}^* - x_i^*\right)}{M_i}\Delta q + \frac{q^*\left(x_{i-1}^* - x_i^*\right)}{M_i}\Delta F; \quad (4.36)$$

6) Кипятильник

$$\Delta\dot{x}_b = \frac{L_s^*}{M_0}\Delta x_1 - \left[\frac{B^*}{M_0} + \frac{V_s^*\alpha}{M_0\left[1+(\alpha-1)x_0^*\right]^2}\right]\Delta x_b + \frac{x_b^* - y_b^*}{M_0}\Delta V_s + \\ + \frac{x_1^* - x_b^*}{M_0}\Delta L_r + \frac{F^*\left(x_1^* - x_b^*\right)}{M_0}\Delta q + \frac{q^*\left(x_1^* - x_b^*\right)}{M_0}\Delta F; \quad (4.37)$$

$$\Delta\dot{P}_c = \left[\frac{1{,}135P_c^*U_cA_c}{V_c\rho_c\lambda_c}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\right]\Delta x_b + \left[\frac{1{,}135P_c^*}{V_c}\left(\frac{\partial Q_{ss}}{\partial P_c} - \frac{U_cA_c}{\rho_c\lambda_c}\frac{\partial T_c}{\partial P_c}\right)\right]\Delta P_c + \\ + \left[\frac{1{,}135P_c^*U_cA_c\lambda_0}{V_c\rho_c\lambda_cU_0A_0}\right]\Delta V_s + \left[\frac{1{,}135P_c^*}{V_c}\frac{\partial Q_{ss}}{\partial P_{ss}}\right]\Delta P_{ss} + \left[\frac{1{,}135P_c^*}{V_c}\frac{\partial Q_{ss}}{\partial X_v}\right]\Delta X_v; \quad (4.38)$$

$$\Delta\dot{V}_s = \left[-\frac{L_s^*U_0A_0}{\lambda_0M_0}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\right]\Delta x_1 + \left[\frac{U_0A_0}{\lambda_0}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\left(\frac{L_s^*}{M_0} + \frac{V_s^*\alpha}{M_0\left[1+(\alpha-1)x_0^*\right]^2} - \frac{U_cA_c}{M_wC_{pw}}\right)\right]\Delta x_b + \\ + \left[\frac{U_0A_0U_cA_c}{\lambda_0M_wC_{pw}}\frac{\partial T_c}{\partial P_c}\right]\Delta P_c + \left[-\frac{U_0A_0 + U_cA_c}{M_wC_{pw}} - \frac{\left(x_b^* - y_b^*\right)U_0A_0}{\lambda_0M_0}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\right]\Delta V_{s+r} + \quad (4.39) \\ + \left[-\frac{\left(x_1^* - x_b^*\right)U_0A_0}{\lambda_0M_0}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\right]\Delta L\left[\frac{F^*\left(x_1^* - x_b^*\right)U_0A_0}{\lambda_0M_0}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\right]\Delta q + \left[\frac{q^*\left(x_1^* - x_b^*\right)U_0A_0}{\lambda_0M_0}\frac{\partial T_0}{\partial x_b}\right]\Delta F.$$

Уравнения (4.32) – (4.39) запишем в виде модели вход-состояние-выход

$$\begin{cases}\Delta\dot{x} = A\Delta x + B\Delta u + F\Delta f \\ \Delta y = C\Delta x\end{cases}, \quad (4.40)$$

где $\Delta x = \left(\Delta x_d, \Delta x_7, \ldots, \Delta x_f, \ldots, \Delta x_1, \Delta x_b, \Delta P_c, \Delta V_s\right)$ – вектор отклонений состояния; $\Delta u = \Delta L_r$ – отклонение управляющего воздействия; $\Delta f = \left(\Delta q, \Delta F, \Delta z_f, \Delta P_{ss}, \Delta X_v\right)$ – вектор отклонений неконтролируемых возмущений; $\Delta y = \Delta x_d$ – отклонение выходной переменной.

$$A = \begin{pmatrix} -0{,}0135 & 0{,}0063 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0{,}0290 & -0{,}0436 & 0{,}0168 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0{,}0490 \\ 0 & 0{,}0290 & -0{,}0457 & 0{,}0212 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0{,}0908 \\ 0 & 0 & 0{,}0290 & -0{,}0502 & 0{,}0290 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0{,}1396 \\ 0 & 0 & 0 & 0{,}0270 & -0{,}0626 & 0{,}0346 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0{,}1176 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0{,}0356 & -0{,}0702 & 0{,}0446 & 0 & 0 & 0 & -0{,}1369 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0{,}0356 & -0{,}0802 & 0{,}0548 & 0 & 0 & -0{,}1240 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0{,}0356 & -0{,}0904 & 0{,}0628 & 0 & -0{,}0892 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0{,}0081 & -0{,}0157 & 0 & -0{,}0123 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -15{,}2240 & -5{,}0086 & 299{,}4200 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0{,}0004 & 0{,}0283 & 0{,}0084 & -0{,}6868 \end{pmatrix},$$

$$B = \begin{pmatrix} 0 \\ 0{,}0533 \\ 0{,}0988 \\ 0{,}1520 \\ 0{,}1653 \\ 0{,}1129 \\ 0{,}1023 \\ 0{,}0736 \\ 0{,}0102 \\ 0 \\ 0{,}0005 \end{pmatrix}, F = \begin{pmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0005 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0009 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0014 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0019 & -0{,}1169 & 0{,}0086 & 0 & 0 \\ -0{,}0011 & 0{,}1129 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0010 & 0{,}1023 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0007 & 0{,}0736 & 0 & 0 & 0 \\ -0{,}0001 & 0{,}0102 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0{,}6229 & 1{,}4409 \\ 0 & 0{,}0005 & 0 & 0 & 0 \end{pmatrix},$$

$$C = \begin{pmatrix} 1 & 0 & \dots & 0 \end{pmatrix}.$$

5 Синтез регулятора

5.1 Оптимальное управление

Проведем синтез оптимального регулятора в соответствии с [52].

Для упрощения работы с системой (4.40) предположим, что $\Delta f = 0$, и перепишем ее в виде

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = A_1 x_1 + B_1 u \\ y_1 = C_1 x_1 \end{cases}, \tag{5.1}$$

Пусть ошибка системы (5.1) равна разности между задающим воздействием $r(t)$ и выходом системы $y_1(t)$

$$e_1 = r - C_1 x_1. \tag{5.2}$$

Тогда интеграл ошибки равен

$$x_2 = \int_0^t e_1(\tau) d\tau \tag{5.3}$$

и расширенная система запишется в виде

$$\begin{pmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} A_1 & 0 \\ -C_1 & 0 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} B_1 \\ 0 \end{pmatrix} u + \begin{pmatrix} 0 \\ 1 \end{pmatrix} r. \tag{5.4}$$

Полагая $x = (x_1, x_2)$, перепишем систему (5.4)

$$\dot{x} = Ax + Bu + Gr \tag{5.5}$$

Тогда ошибка системы (5.5) будет определяться как

$$e = \begin{pmatrix} r - C_1 x_1 \\ x_2 \end{pmatrix} = Mr + Hx, \tag{5.6}$$

где $M = \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \end{pmatrix}; H = \begin{pmatrix} -C_1 & 0 \\ 0 & 1 \end{pmatrix}$.

Пусть желаемая динамика ошибки (5.6) описывается следующим матричным дифференциальным уравнением

$$\dot{e}_m = A_m e_m. \tag{5.7}$$

Определим динамическую ошибку слежения как

$$e_\rho = \dot{e} - A_m e = \overline{M} r + \overline{H} x, \tag{5.8}$$

где $\overline{M} = HG - A_m M; \overline{H} = HA - A_m H$.

Выберем функционал качества в виде

$$J_\rho = \frac{1}{2}\int_0^\infty \left(e_\rho^{\mathrm{T}} Q_m e_\rho + u^{\mathrm{T}} R_m u\right) dt\,. \qquad (5.9)$$

Оптимальное управление, минимизирующее критерий качества (5.9), ищется в виде

$$u^* = -K_x x - K_r r\,, \qquad (5.10)$$

где $K_x = R_m^{-1} B^{\mathrm{T}} P_{ss}$; (5.11)

$$K_r = R_m^{-1} B^{\mathrm{T}} \left(P_{ss} B R_m^{-1} B^{\mathrm{T}} - A^{\mathrm{T}}\right)^{-1} \left(\overline{H} Q_m \overline{M} + P_{ss} G\right). \qquad (5.12)$$

Матрица P_{ss} – решение алгебраического уравнения Риккати

$$-P_{ss} A - A^{\mathrm{T}} P_{ss} - \overline{H}^{\mathrm{T}} Q_m \overline{H} + P_{ss} B R_m^{-1} B^{\mathrm{T}} P_{ss} = 0\,. \qquad (5.13)$$

Для системы (5.5) с исходными данными, весовыми матрицами

$$Q_m = \begin{pmatrix} 0{,}01 & 0 \\ 0 & 0{,}01 \end{pmatrix}, \quad R_m = 0{,}05\,,$$

динамической матрицей ошибки

$$A_m = \begin{pmatrix} -1 & 0 \\ 0 & -0{,}1 \end{pmatrix}$$

получим следующие коэффициенты

$K_x = [1{,}0682\ \ 0{,}1684\ \ 0{,}0640\ \ 0{,}0263\ \ 0{,}0119\ \ 0{,}0052\ \ 0{,}0019\ \ -0{,}0005\ \ -0{,}0117$
$-0{,}0002\ \ -0{,}1008\ \ -0{,}0141]$;

$K_r = -0{,}4802\,.$

Замкнутая система описывается следующим образом

$$\dot{x} = (A - BK_x)x + (G - BK_r)r\,. \qquad (5.14)$$

Структурная схема оптимального регулятора показана на рисунке 5.1.

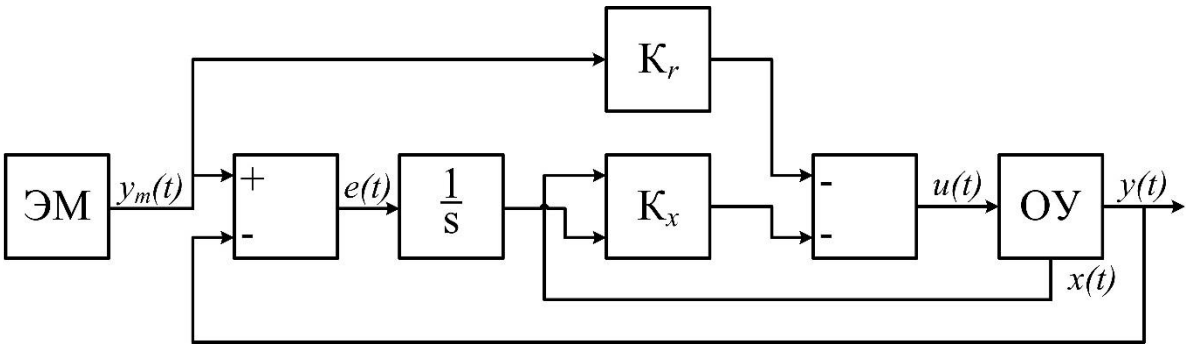


Рисунок 5.1 – Структурная схема оптимального регулятора

ЭМ – эталонная модель, ОУ – объект управления

5.2 Метод бэкстеппинга

Проведем синтез регулятора методом бэкстеппинга в соответствии с [36].

Введем фильтр состояния размерности R^1, так как объект управления (4.40) имеет относительную степень, равную единице

$$\dot{v}_1(t) = -k_0 v_1(t) + u(t), \tag{5.15}$$

где $k_0 = 0{,}015$.

Тогда истинное управление запишется в виде

$$u(t) = -c_1 \mu^{-1} e_1(t) + k_0 v_1(t), \tag{5.16}$$

где $c_1 \mu^{-1} = 50$; $e_1(t) = y(t) - y_m(t)$.

Структурная схема регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга, показана на рисунке 5.2.

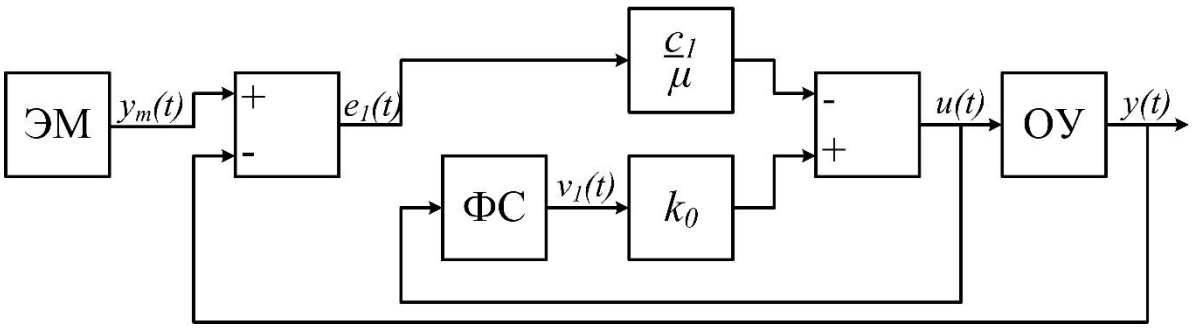


Рисунок 5.2 – Структурная схема регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга

ЭМ – эталонная модель, ФС – фильтр состояния, ОУ – объект управления

5.3 Использование наблюдателей, основанных на левых разностях

Проведем синтез регулятора с использованием наблюдателей, основанных на левых разностях, в соответствии с [48].

Управление

$$u(t) = -\alpha\left[d_0 e(t) + \frac{d_1}{h}\left(e(t) - e(t-h)\right)\right], \tag{5.17}$$

где $\alpha = 50$; $h = 0{,}001$; $d_0 = 30$; $d_1 = 0{,}05$.

Структурная схема регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях, показана на рисунке 5.3.

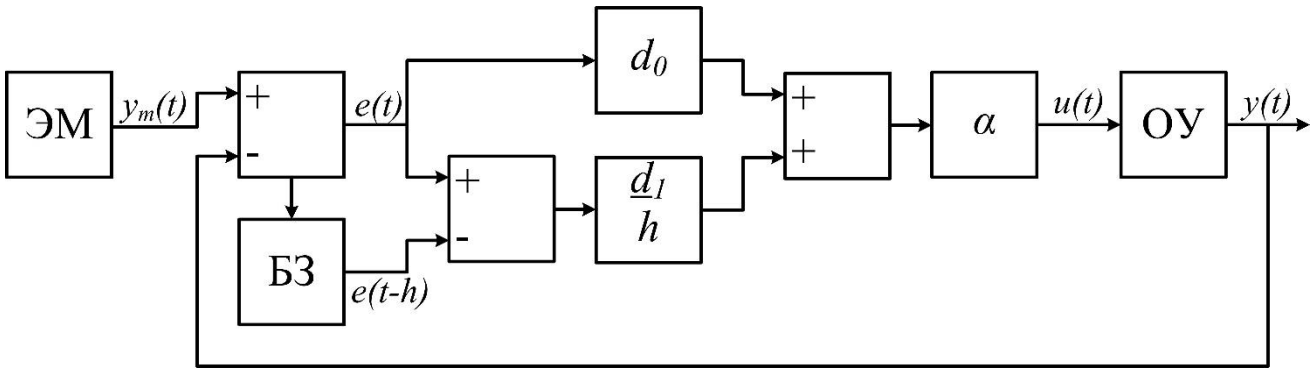


Рисунок 5.3 – Структурная схема регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях

ЭМ – эталонная модель, БЗ – блок задержки, ОУ – объект управления

6 Исследование динамики переходных процессов

6.1 Эталонная модель

В качестве эталонной модели выберем модель ректификационной колонны, управляемой с помощью оптимального регулятора (5.10).

Структурная схема эталонной модели показана на рисунке 6.1.

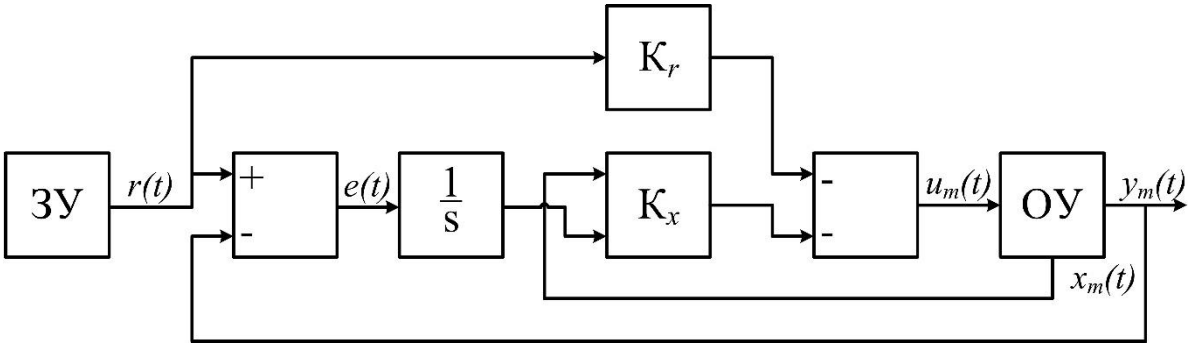


Рисунок 6.1 – Структурная схема эталонной модели

ЗУ – задающее устройство, ОУ – объект управления

Автономную модель задающего воздействия запишем в виде

$$\begin{cases} \begin{pmatrix} \dot{r}_{f1}(t) \\ \dot{r}_{f2}(t) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0 & 0 \\ b/\tau & -1/\tau \end{pmatrix} \begin{pmatrix} r_{f1}(t) \\ r_{f2}(t) \end{pmatrix}, \quad \begin{pmatrix} r_{f1}(0) \\ r_{f2}(0) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \end{pmatrix} \\ r(t) = \begin{pmatrix} 0 & 1 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} r_{f1}(t) \\ r_{f2}(t) \end{pmatrix} \end{cases}, \tag{6.1}$$

где $b = 0{,}01$ – коэффициент усиления; τ – постоянная времени.

Постоянная времени определяется из следующего выражения

$$\tau = \frac{nM_i}{I_s \ln S} + \frac{M_r(1-x_D)x_D}{I_s} + \frac{M_0(1-x_B)x_B}{I_s} = \frac{7 \cdot 1{,}14}{4{,}5 \cdot 10^{-4} \cdot \ln 421{,}5} + \\ + \frac{2{,}56 \cdot (1-0{,}9558) \cdot 0{,}9558}{4{,}5 \cdot 10^{-4}} + \frac{5{,}12 \cdot (1-0{,}0488) \cdot 0{,}0488}{4{,}5 \cdot 10^{-4}} = 3700 \text{ с}, \tag{6.2}$$

где I_s – сумма загрязнений; S – коэффициент сепарации.

$$I_s = D(1-x_D)x_D + B(1-x_B)x_B = 0{,}0028 \cdot (1-0{,}9558) \cdot 0{,}9558 + \\ + 0{,}0072 \cdot (1-0{,}0488) \cdot 0{,}0488 = 4{,}5 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}. \tag{6.3}$$

$$S = \frac{x_D(1-x_B)}{(1-x_D)x_B} = \frac{0{,}9558 \cdot (1-0{,}0488)}{(1-0{,}9558) \cdot 0{,}0488} = 421{,}5. \tag{6.4}$$

Моделирование проводилось при нулевых начальных условиях $\Delta x(0)=0$ в отсутствии внешних неконтролируемых возмущений $\Delta f(t)\equiv 0$ в предположении, что матрицы модели соответствуют номинальным $A_m = A, B_m = B$.

На рисунке 6.2 приведен график переходного процесса концентрации верхнего продукта эталонной модели, на рисунке 6.3 – мольный расход флегмы.

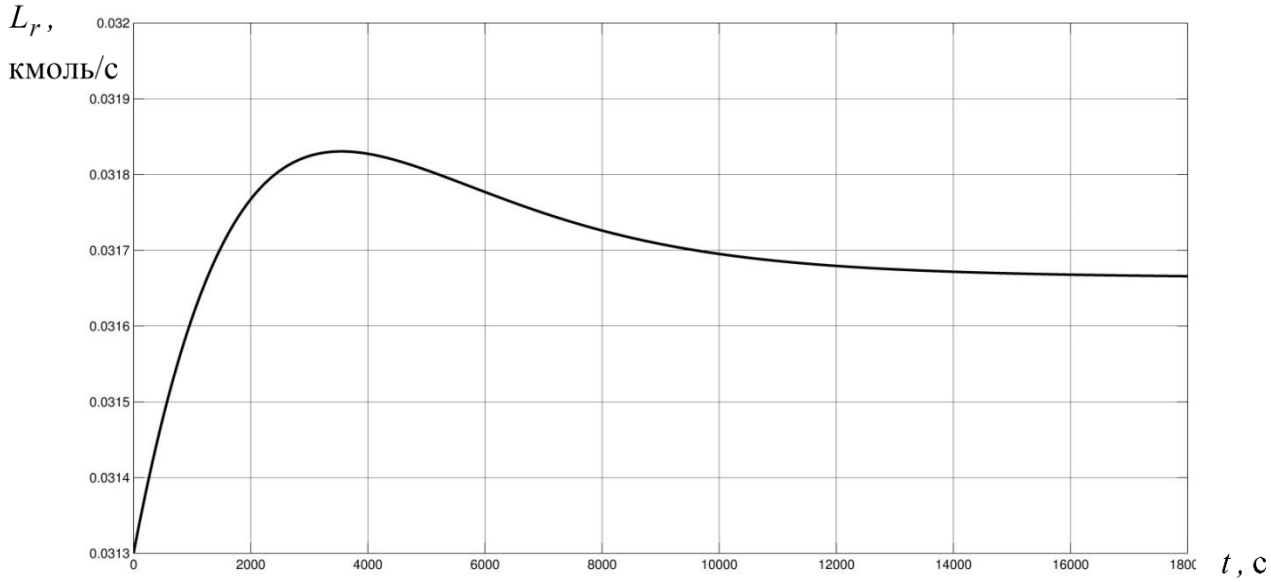


Рисунок 6.2 – Переходный процесс мольного расхода флегмы эталонной модели

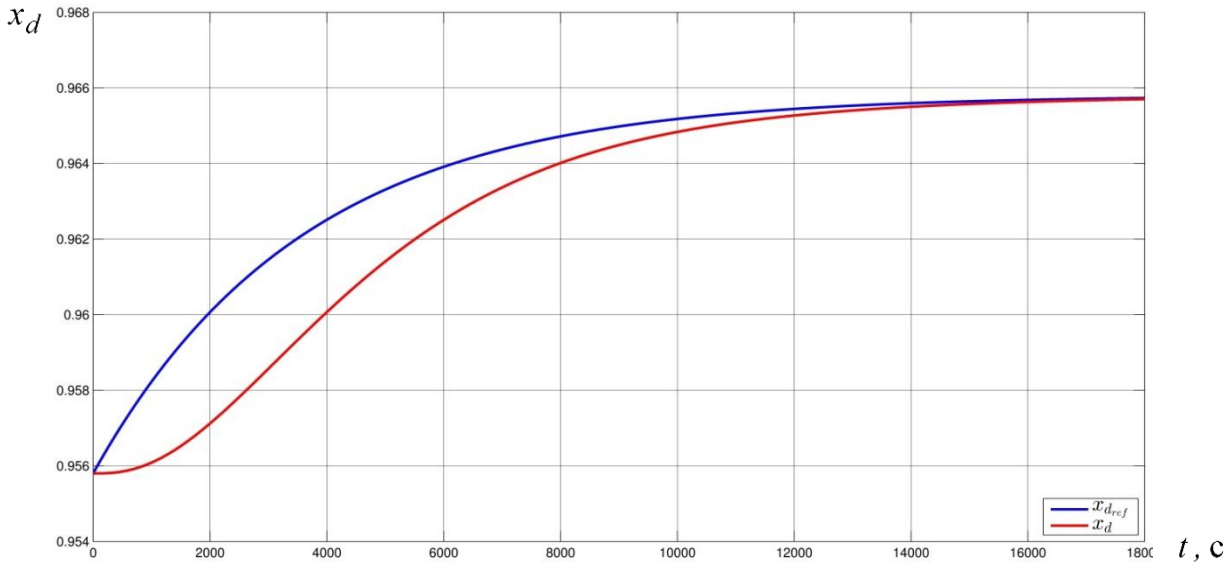


Рисунок 6.3 – Переходный процесс концентрации верхнего продукта эталонной модели

Рисунок 6.4 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта эталонной модели

Время переходного процесса составило 13800 с (установившееся значение ошибки не превышает 10^{-4}), перерегулирование – 0,52 %.

6.2 Исследование влияния параметрических неопределенностей на качество переходных процессов

Параметрические неопределенности модели (4.40) могут быть определены как

$$A_i = A_m + B_m T, \tag{6.5}$$

где T – матрица параметрических неопределенностей.

Для исследования влияния параметрических неопределенностей на качество переходных процессов определим две динамические матрицы

$$A_1 = A_m + 0{,}0025 B_m T; \tag{6.6}$$

$$A_2 = A_m + 0{,}0050 B_m T. \tag{6.7}$$

$$A_1 = \begin{pmatrix}
-0{,}0135 & 0{,}0063 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0{,}0291 & -0{,}0435 & 0{,}0169 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & -0{,}0489 \\
0{,}0002 & 0{,}0292 & -0{,}0455 & 0{,}0214 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & -0{,}0906 \\
0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0294 & -0{,}0498 & 0{,}0294 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & -0{,}1392 \\
0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0274 & -0{,}0622 & 0{,}0350 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & -0{,}1172 \\
0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0359 & -0{,}0699 & 0{,}0449 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & -0{,}1366 \\
0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0359 & -0{,}0799 & 0{,}0551 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & -0{,}1237 \\
0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0002 & 0{,}0358 & -0{,}0902 & 0{,}0630 & 0{,}0002 & -0{,}0890 \\
0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0081 & -0{,}0157 & 0{,}0000 & -0{,}0123 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -15{,}2240 & -5{,}0086 & 299{,}4200 \\
0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0004 & 0{,}0283 & 0{,}0084 & -0{,}6868
\end{pmatrix};$$

$$A_2 = \begin{pmatrix}
-0{,}0135 & 0{,}0063 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
0{,}0293 & -0{,}0433 & 0{,}0171 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & 0{,}0003 & -0{,}0487 \\
0{,}0005 & 0{,}0295 & -0{,}0452 & 0{,}0217 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & -0{,}0903 \\
0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0298 & -0{,}0494 & 0{,}0298 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & -0{,}1388 \\
0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0278 & -0{,}0618 & 0{,}0354 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & 0{,}0008 & -0{,}1168 \\
0{,}0006 & 0{,}0006 & 0{,}0006 & 0{,}0006 & 0{,}0362 & -0{,}0696 & 0{,}0452 & 0{,}0006 & 0{,}0006 & 0{,}0006 & -0{,}1363 \\
0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & 0{,}0361 & -0{,}0797 & 0{,}0553 & 0{,}0005 & 0{,}0005 & -0{,}1235 \\
0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0004 & 0{,}0360 & -0{,}0900 & 0{,}0632 & 0{,}0004 & -0{,}0888 \\
0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0001 & 0{,}0082 & -0{,}0156 & 0{,}0001 & -0{,}0122 \\
0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -15{,}2240 & -5{,}0086 & 299{,}4200 \\
0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0000 & 0{,}0004 & 0{,}0283 & 0{,}0084 & -0{,}6868
\end{pmatrix};$$

$$T = (1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1).$$

Внешние неконтролируемые возмущения зададим в виде гармонических сигналов, амплитуды которых равны 1 % (0,1 % для давления подогревающего пара P_{ss}) от номинальных значений, а частота равна $\omega = 2\pi/\tau$, то есть

$$\Delta f(t) = 0{,}01 \cdot (sin(\omega t); 0{,}01 sin(\omega t); 0{,}3 sin(\omega t); 0{,}5 sin(\omega t); 0{,}7 sin(\omega t))^{\mathrm{T}}. \tag{6.8}$$

Моделирование проводилось при нулевых начальных условиях $\Delta x(0) = 0$, так как ненулевые начальные условия ухудшают вид переходных процессов.

6.2.1 Оптимальное управление

На рисунке 6.5 приведен график переходного процесса мольного расхода флегмы при использовании оптимального регулятора, на рисунке 6.6 – разности концентрации верхнего продукта. Синим цветом обозначен переходный процесс модели, динамика которой описывается матрицей A_m, красным – матрицей A_1, зеленым – матрицей A_2. Сплошной линией показаны переходные процессы в условии неконтролируемых внешних возмущений, пунктирной – при их отсутствии.

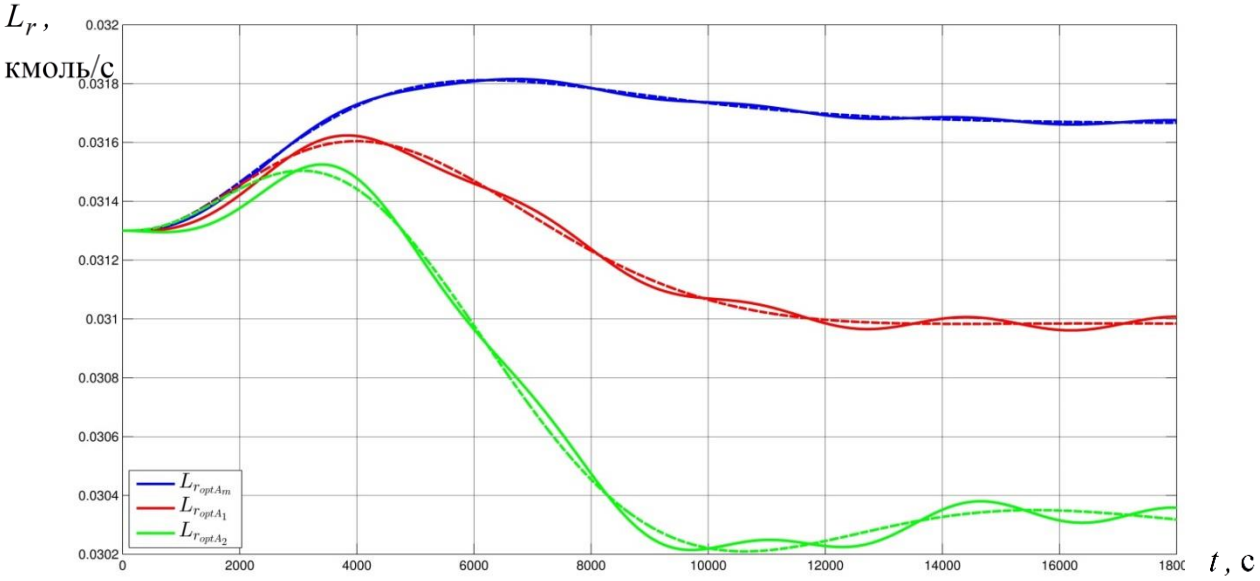


Рисунок 6.5 – Переходный процесс мольного расхода флегмы при использовании оптимального регулятора

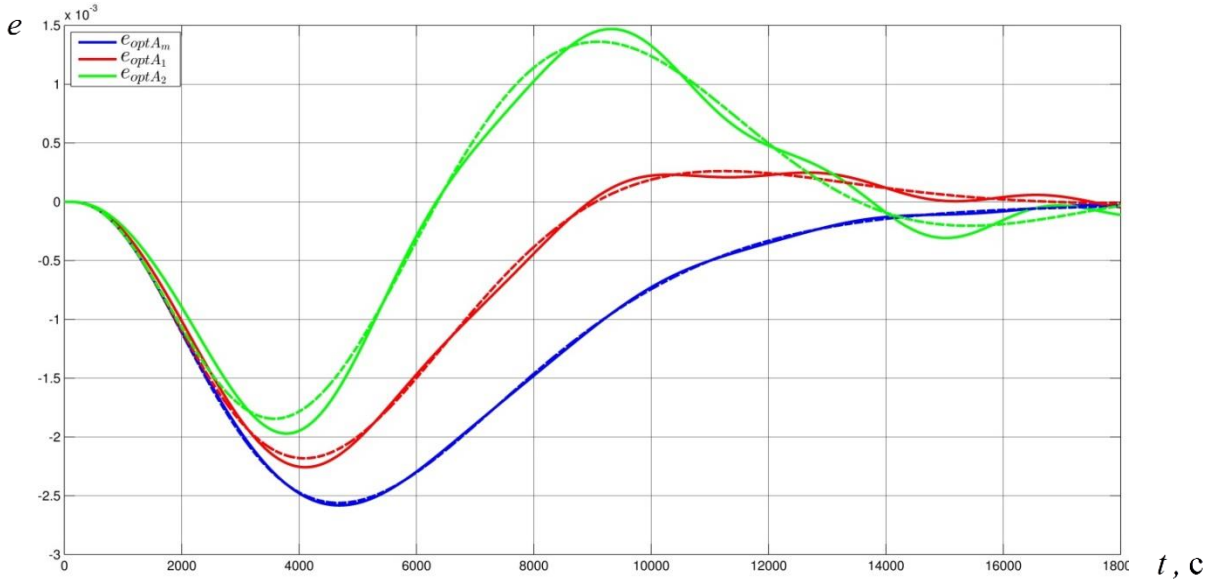


Рисунок 6.6 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта при использовании оптимального регулятора

6.2.2 Метод бэкстеппинга

На рисунке 6.7 приведен график переходного процесса мольного расхода флегмы при использовании регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга, на рисунке 6.8 – разности концентрации верхнего продукта. Синим цветом обозначен переходный процесс модели, динамика которой описывается матрицей A_m, красным – матрицей A_1, зеленым – матрицей A_2. Сплошной линией показаны переходные процессы в условии неконтролируемых внешних возмущений, пунктирной – при их отсутствии.

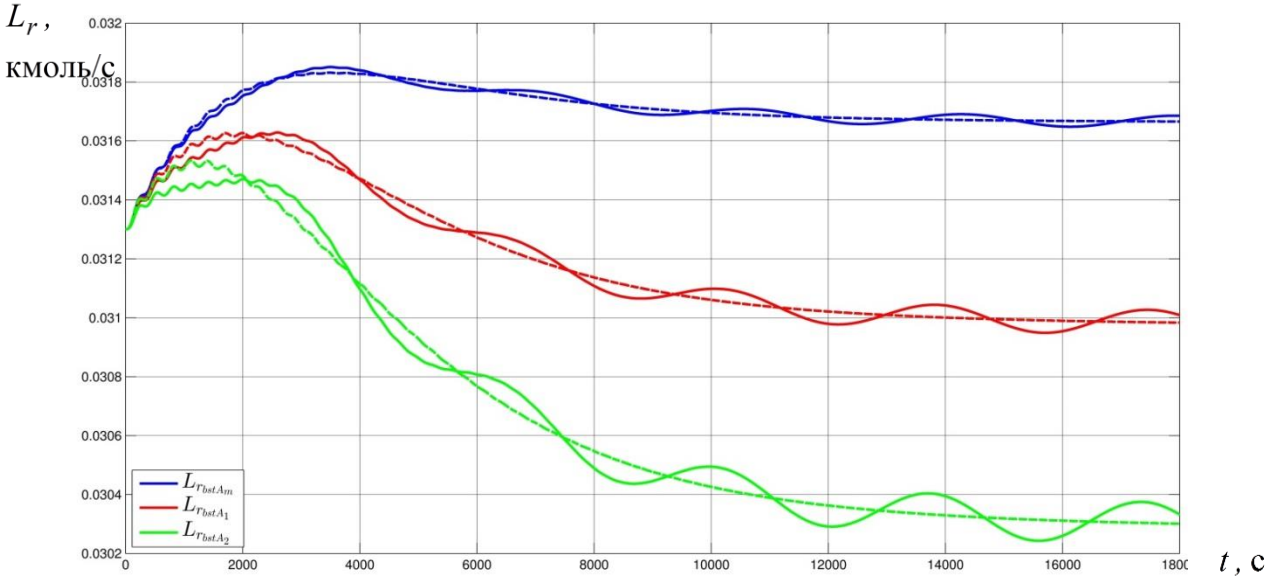


Рисунок 6.7 – Переходный процесс мольного расхода флегмы при использовании регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга

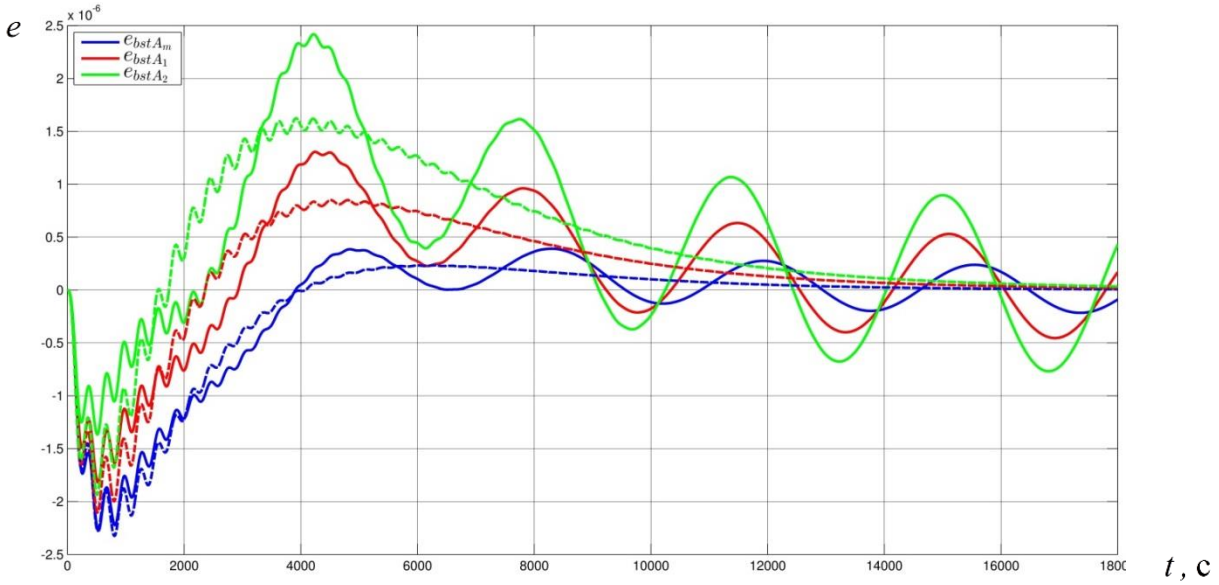


Рисунок 6.8 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта при использовании регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга

6.2.3 Использование наблюдателей, основанных на левых разностях

На рисунке 6.9 приведен график переходного процесса мольного расхода флегмы при использовании регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях, на рисунке 6.10 – разности концентрации верхнего продукта. Синим цветом обозначен переходный процесс модели, динамика которой описывается матрицей A_m, красным – матрицей A_1, зеленым – матрицей A_2. Сплошной линией показаны переходные процессы в условии неконтролируемых внешних возмущений, пунктирной – при их отсутствии.

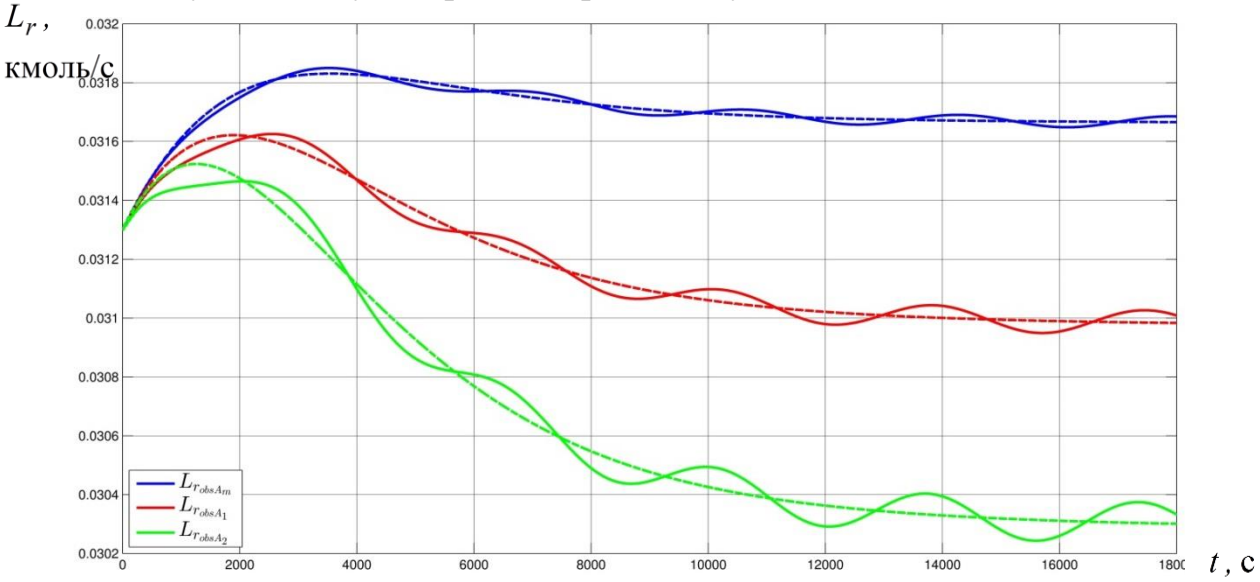


Рисунок 6.9 – Переходный процесс мольного расхода флегмы при использовании регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях

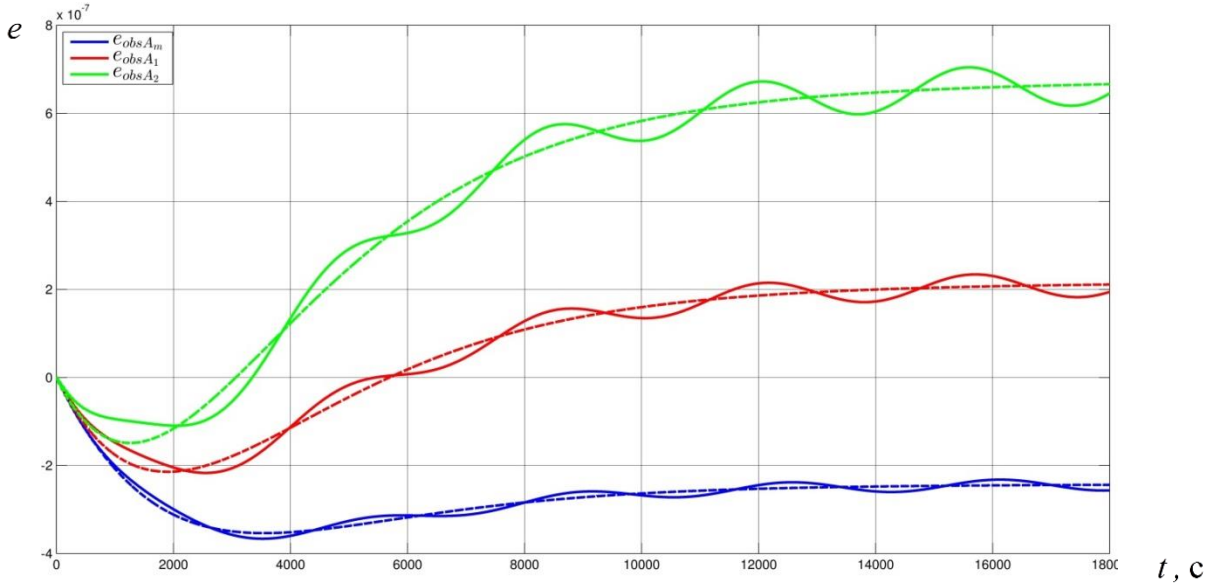


Рисунок 6.10 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта при использовании регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях

6.2.4 Сравнение различных регуляторов

На рисунке 6.11 приведен график переходного процесса мольного расхода флегмы модели, динамика которой описывается матрицей A_m, на рисунке 6.12– разности концентрации верхнего продукта. Синим цветом обозначен переходный процесс при использовании оптимального регулятора, красным – регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях, зеленым – регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга.

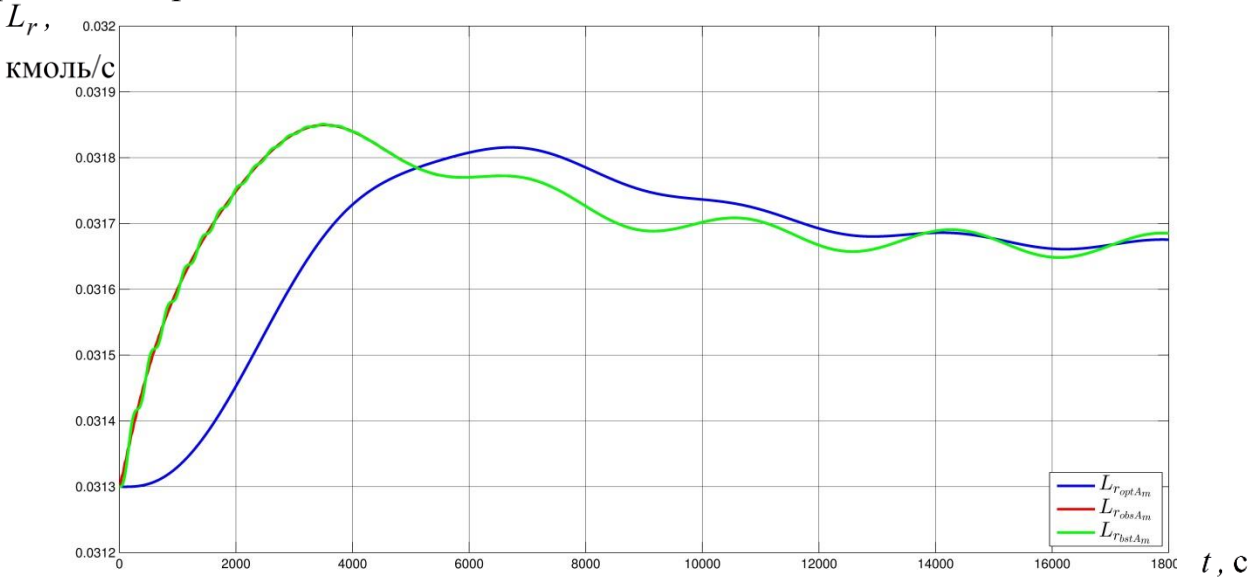


Рисунок 6.11 – Переходный процесс мольного расхода флегмы модели, динамика которой описывается матрицей A_m

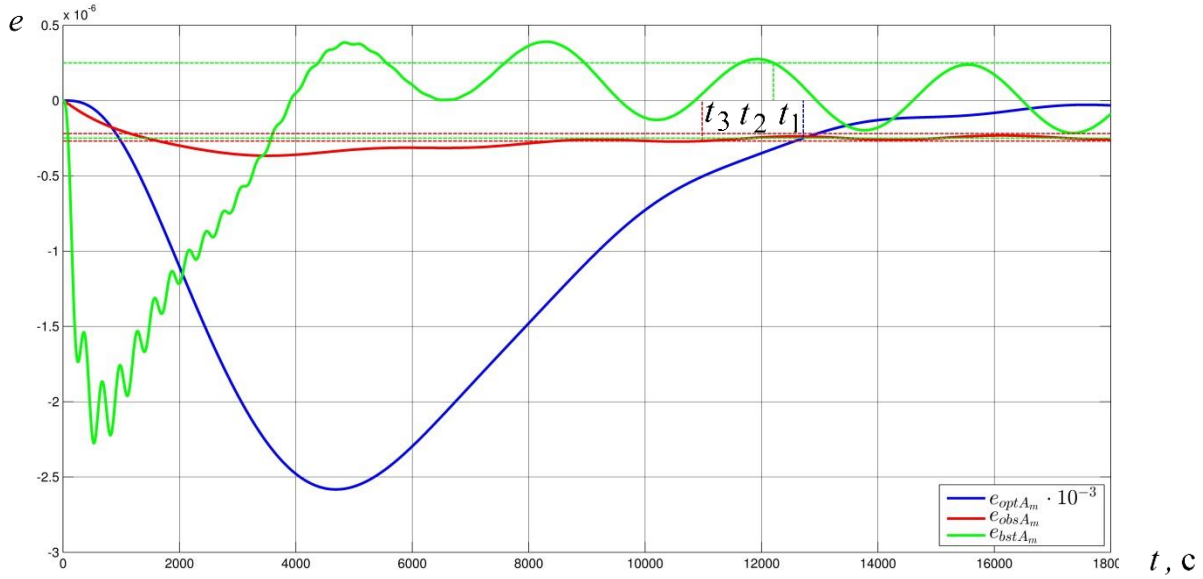


Рисунок 6.12 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта модели, динамика которой описывается матрицей A_m

На рисунке 6.12 также обозначено время переходного процесса t_1, t_2 и t_3, соответствующие использованию каждого из регуляторов.

На рисунке 6.13 приведен график переходного процесса мольного расхода флегмы модели, динамика которой описывается матрицей A_1, на рисунке 6.14 – разности концентрации верхнего продукта. Синим цветом обозначен переходный процесс при использовании оптимального регулятора, красным – регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях, зеленым – регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга.



Рисунок 6.13 – Переходный процесс мольного расхода флегмы модели, динамика которой описывается матрицей A_1

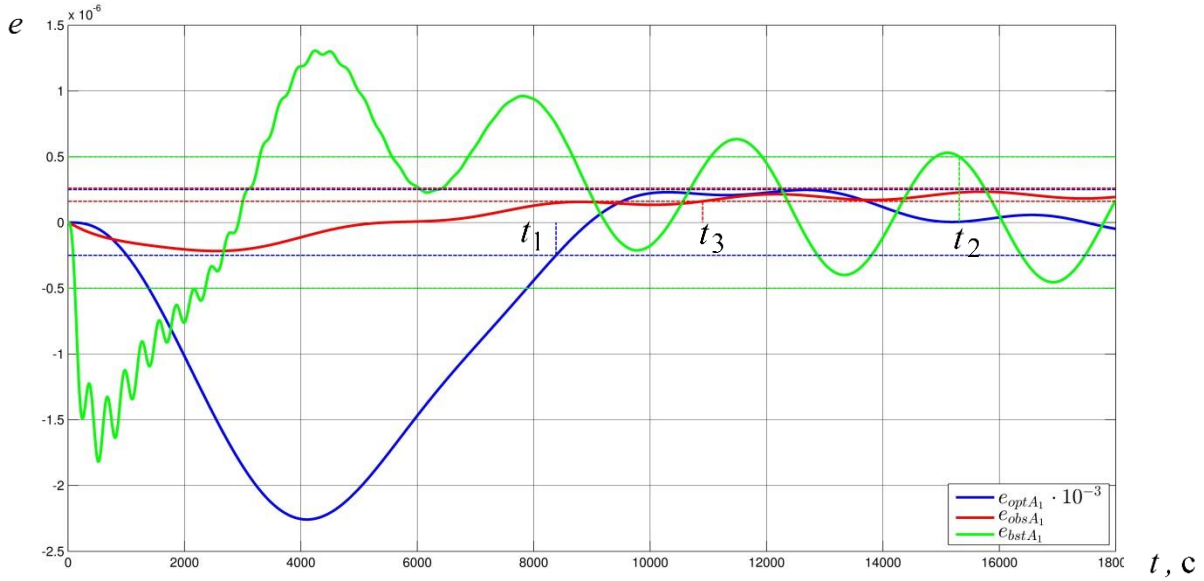


Рисунок 6.14 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта модели, динамика которой описывается матрицей A_1

На рисунке 6.14 также обозначено время переходного процесса t_1, t_2 и t_3, соответствующие использованию каждого из регуляторов.

На рисунке 6.15 приведен график переходного процесса мольного расхода флегмы модели, динамика которой описывается матрицей A_2, на рисунке 6.16 – разности концентрации верхнего продукта. Синим цветом обозначен переходный процесс при использовании оптимального регулятора, красным – регулятора, использующего наблюдателей, основанных на левых разностях, зеленым – регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга.

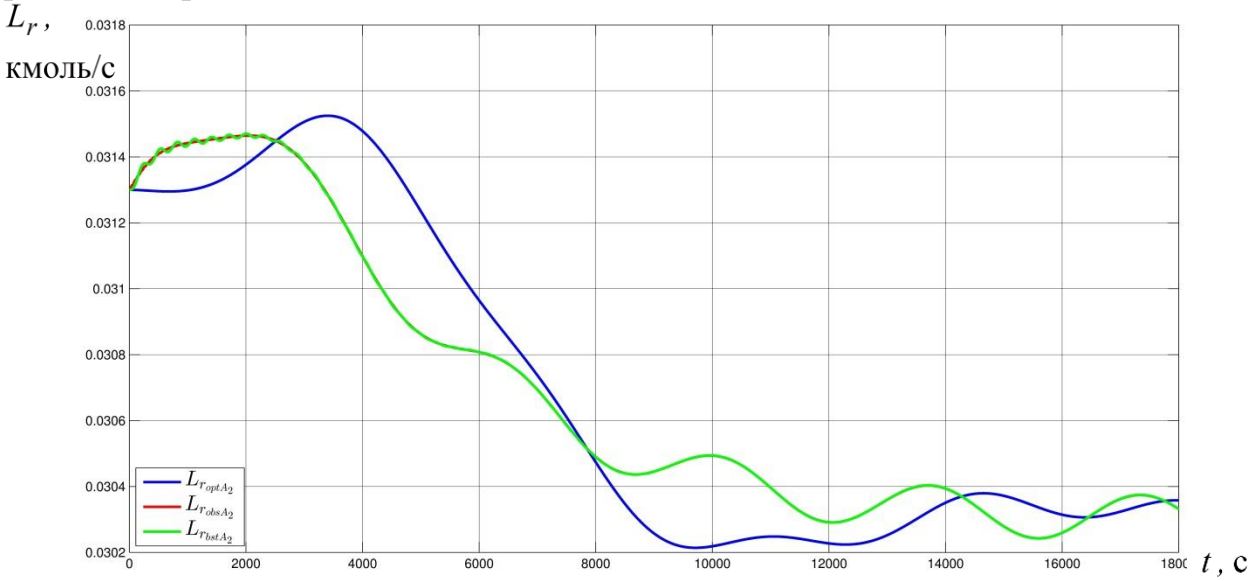


Рисунок 6.15 – Переходный процесс мольного расхода флегмы модели, динамика которой описывается матрицей A_2

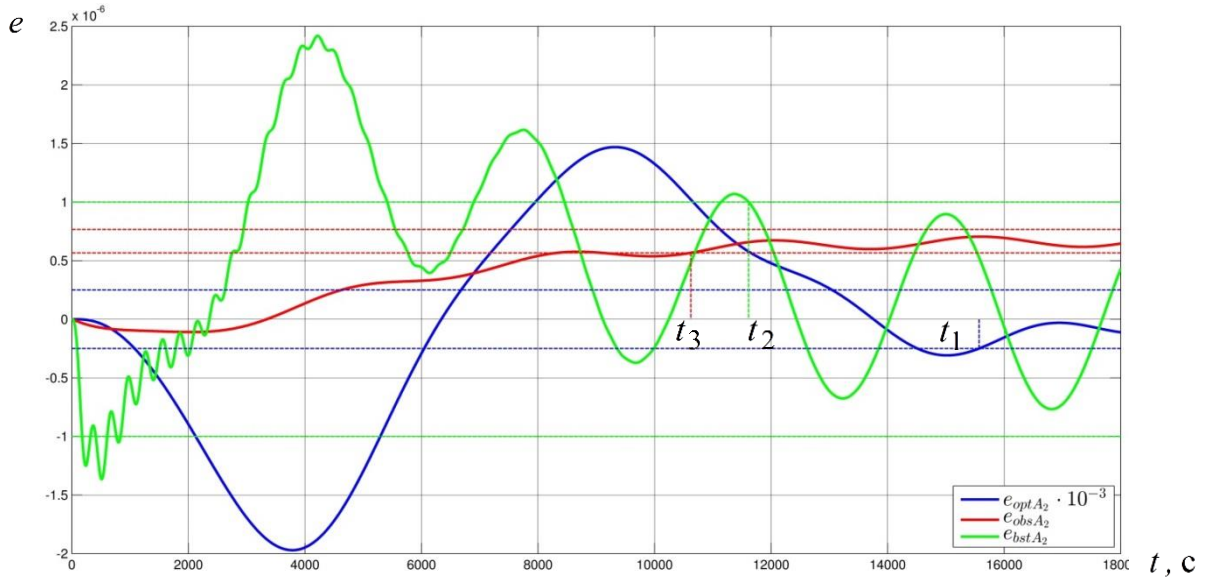


Рисунок 6.16 – Переходный процесс разности концентрации верхнего продукта модели, динамика которой описывается матрицей A_2

На рисунке 6.16 также обозначено время переходного процесса t_1, t_2 и t_3, соответствующие использованию каждого из регуляторов.

Результаты исследования динамики переходных процессов по управлению и по ошибке приведены в таблицах 6.1 и 6.2 соответственно.

Таблица 6.1. Результаты исследования динамики переходных процессов по управлению

Динамика модели / Тип регулятора	A_m	A_1	A_2
	Перерегулирование, %		
Оптимальный регулятор	0,46	2,00	3,91
Регулятор, синтезированный с помощью метода бэкстеппинга	0,52	2,08	4,07
Регулятор, использующий наблюдателей, основанных на левых разностях	0,52	2,06	4,04

Таблица 6.2. Результаты исследования динамики переходных процессов по ошибке

Динамика модели / Тип регулятора	A_m	A_1	A_2
	Время переходного процесса, с, установившееся значение ошибки		
Оптимальный регулятор	12720, $\le 2{,}5\cdot10^{-4}$ $\ge -2{,}5\cdot10^{-4}$	8385, $\le 2{,}5\cdot10^{-4}$ $\ge -2{,}5\cdot10^{-4}$	15573, $\le 2{,}5\cdot10^{-4}$ $\ge -2{,}5\cdot10^{-4}$
Регулятор, синтезированный с помощью метода бэкстеппинга	12206, $\le 2{,}5\cdot10^{-7}$ $\ge -2{,}5\cdot10^{-7}$	15314, $\le 5\cdot10^{-7}$ $\ge -5\cdot10^{-7}$	11616, $\le 10^{-6}$ $\ge -10^{-6}$
Регулятор, использующий наблюдателей, основанных на левых разностях	10982, $\le -2{,}19\cdot10^{-7}$ $\ge -2{,}69\cdot10^{-7}$	10905, $\le 2{,}61\cdot10^{-7}$ $\ge 1{,}61\cdot10^{-7}$	10624, $\le 7{,}66\cdot10^{-7}$ $\ge 5{,}66\cdot10^{-7}$

Из таблицы 6.1 видно, что перерегулирование по управлению почти не изменяется при использовании различных регуляторов, но увеличивается примерно в два раза при изменении динамической матрицы объекта управления.

Из таблицы 6.2 видно, что все регуляторы обеспечивают необходимое время переходного процесса при соответствующих значениях установившейся ошибке. Регулятор, синтезированный с помощью метода бэкстеппинга, позволяет свести максимальное значение ошибки до 10^{-6}. При этом статическая ошибка равна нулю. Регулятор, использующий наблюдателей, основанных на левых разностях, позволяет еще больше уменьшить ошибку, а также ее размах. Но при этом статическая ошибка уже ненулевая.

7 Схема электрическая функциональная

В документе КСУИ.201.Р3440.001 Э2 представлена схема электрическая функциональная системы автоматического регулирования концентрации верхнего продукта ректификационной колонны.

Исходная бензол-толуольная смесь, расход которой регулируется клапаном 1, подается на вход подогревателя, где нагревается до температуры кипения. Расход пара, необходимого для нагрева исходной смеси, регулируется клапаном 2. Подогретая смесь поступает в ректификационную колонну.

Пар, обогащенный бензолом, из верхней части колонны поступает в конденсатор. Расход воды, требуемой для конденсации пара, регулируется клапаном 5. На выходе конденсатора стоит датчик концентрации QC бензола, показания с которого подаются на вход программируемого логического контроллера (ПЛК). ПЛК в соответствии с заданным алгоритмом вырабатывает управляющий сигнал, подаваемый на регулирующий клапан 3. Тем самым, производится автоматическое регулирование расхода смеси, возвращаемой в колонну (флегмы). Другая часть смеси (собственно верхний продукт) через регулирующий клапан 6 подается в холодильник, где остывает до требуемой температуры. Расход воды, необходимой для охлаждения верхнего продукта, регулируется клапаном 8.

Смесь, обогащенная толуолом, из нижней части колонны поступает в кипятильник. Расход пара, необходимого для испарения смеси, регулируется клапаном 4. Пары смеси возвращаются обратно в колонну. Оставшаяся часть смеси (собственно нижний продукт) через регулирующий клапан 7 подается в холодильник, где остывает до требуемой температуры. Расход воды, необходимой для охлаждения нижнего продукта, регулируется клапаном 9.

Заключение

В первой части работы были даны общие сведения об устройстве и принципах работы ректификационной колонны.

Затем был проведен обзор технических и алгоритмических решений управления ректификационной колонной. Для дальнейшей работы была выбрана схема (L,V) для одноконтурного регулирования концентрации верхнего продукта, так данная схема сочетает простоту практической реализации и приемлемое качество переходных процессов. Было решено проводить синтез регулятора с использованием модифицированного метода бэкстеппинга и наблюдателей, основанных на левых разностях. Данные регуляторы также обладают простой структурой и доставляют замкнутой системы нужное качество.

Для последующего моделирования был проведен расчет ректификационной колонны с целью получения номинальных параметров. Также были составлены дифференциальные уравнения, описывающие процессы, протекающие в колонне. Полученная система является нелинейной. Поэтому была проведена ее линеаризация около номинального положения и получена линеаризованная система в отклонениях, которая затем и использовалась для моделирования. Синтез регуляторов проводился в соответствии с [36] и [48]. Для сравнения работоспособности замкнутой системы при использовании данных регуляторов также использовался классический оптимальный регулятор, синтез которого проводился в соответствии с [52]. Эталонная модель была получена при использовании того же оптимального регулятора. Было проведено исследование переходных процессов по управлению и ошибке замкнутой системы в условиях параметрических неопределенностей и внешних неконтролируемых возмущений. Появление внешних гармонических возмущений вызывает появление гармонической составляющей в кривой переходной процесса. Параметрические неопределенности увеличивают значение перерегулирования и максимальное значение установившейся ошибки.

Перерегулирование по управлению почти не изменяется при использовании различных регуляторов, но увеличивается примерно в два раза при изменении динамической матрицы объекта управления. Максимальное значение составило 4 %.

Все регуляторы обеспечивают необходимое время переходного процесса при соответствующих значениях установившейся ошибки. Регулятор, синтезированный с помощью метода бэкстеппинга, позволяет свести максимальное значение ошибки до $10^{-6}(10^{-4}$ % (масс.)), что на 3 порядка меньше, чем при использовании классического оптимального регулятора. При этом статическая ошибка равна нулю. Регулятор, использующий наблюдателей, основанных на левых разностях, позволяет еще больше уменьшить ошибку, а также ее размах. Но при этом статическая ошибка уже ненулевая и увеличивается при увеличении параметрических неопределенностей.

Важно заметить, что достижение такой точности возможно при использовании высокоточных методов измерения концентрации бензола.

Качество переходного процесса в начале управления у регулятора, синтезированного с помощью метода бэкстеппинга, хуже, чем у остальных, так как присутствует колебательность.

Таким образом, синтезированные регуляторы обеспечивают требуемые показатели качества переходного процесса, предъявляемые в начале работы, а значит, использование обоих оправдано.

Список использованных источников

1. Rijnsdorp, J. E. Interaction in two-variable control systems for distillation control: II. Application of theory // Automatica. 1965. V. 3. P. 29–52.

2. Wood and Berry. – 1973. Chem. Eng. Sci. 28, 1707-1717.

3. Rademaker, O., Rijnsdorp, J. E., and Maarleveld, A. Dynamics and Control of Continuous Distillation Units. – 1975. Amsterdam: Elsevier.

4. Ryskamp, C. J. New strategy improves dual composition column control. Hydrocarbon Process. –1980. 59, (6) 51-59.

5. Takamatsu, T., Hashimoto, I., and Hashimoto,Y. Multivariable control system design of distillation columns system. – 1982. Proceedings of PSE, Kyoto, Japan, Technical Session, pp. 243-252.

6. Takamatsu, T., Hashimoto, I., and Hashimoto,Y. Dynamic decoupler sensitivity analysis and its application in distillation control. – 1984. Preprints IFAC World

7. Shinskey, F. G. Distillation Control, 2nd ed. – 1984. New York: McGraw-Hill.

8. Finco, M. V., Luyben, W. L., and Polleck, R. E. Control of distillation columns with low relative volatility. Ind. Eng. Chem. Res. – 1989. 28,75-83.

9. Luyben, W.L. Practical Distillation Column. Van Nastrad Reinhold, New York, 1992

10. Xianku Z., Yicheng J. Control of a multivariable high purity distillation column based on closed-loop gain shaping algorithm // International Journal of Information Technology. – 2005. – Vol. 11, N 5. – P. 116–123.

11. Hsu T.-S., Yu C.-C., Liou C.-T. Composition control of high-purity distillation columns // Journal of Chine Institute of Chemistry Engineering. – 1990. – Vol. 21, N 2. – P. 105–113.

12. Tyreus B. D. Multivarieble control system design for an industril distillation column // Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development. – 1979. – Vol. 18, N 1. – P. 177–182.

13. Diggelen R. C., Kiss A. A., Heemink W. Comparison of control strategies for dividing-wall columns // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2010. – Vol. 49, N 1. – P. 288–307.

14. Буяхияуй К., Григорьев Л., Лааuад Ф. Оптимальное нечеткое управление для снижения энергопотребления в дистилляционных колоннах // Автоматика и телемеханика. – 2005. – № 2. – С. 36–45.

15. Khelassi A. Analysis and assessment of interaction in process control systems: PhD Dissertation, University of Nottingham. – England, 1991.

16. Афанасьев В. Н., Колмановский В. Б., Носов В. Р. Математическая теория конструирования систем управления. – М.: Высш. шк., 2003. – 614 с.

17. Skogestad S., Morari M., Doyle J. Robust control of ill-conditioned plants: high-purity distillation // IEEE Transaction on Automatic Control. – 1988. – Vol. 33, N 12. – P. 1092–1105.

18. Razzaghi K., Shahraki F. Robust control of a high-purity distillation column using m-synthesis // Iranian Journal of Chemical Engineering. – 2006. – Vol. 3, N 2. – P. 20–32.

19. Musch H. E., Steiner M. Robust PID control for an industrial distillation column // IEEE Control Systems Magazine. – 1995. – Vol. 15, N 4. – P. 46–55.

20. Yu W., Poznyak A. S., Alvarez J. Nero control multicomponent distillation column // 14th World Congress of IFAC, Beijing, 1999. – P. 379–384.

21. Мирошник И.В., Никифоров В.О., Фрадков А.Л. Нелинейное и адаптивное управление сложными динамическими системами. СПб.: Наука, 2000. 549 с.

22. Kokotovic P.V. The joy of feedback: nonlinear and adaptive // IEEE Control Systems Magazine. 1992. V. 12. N 3. P. 7–17.

23. Khalil H.K. Nonlinear systems // NJ: Prentice Hall. 2002.

24. Nikiforov V.O. Modified adaptive controllers for linear plants with improved parametric robustness and transient performance // Proc. 4th European Control Conf., Brussels, Belgium. 1997.

25. Kanellakopoulos I., Kokotovic P.V., Morse A.S. Systematic design of adaptive controllers for feedback linearezable systems // IEEE Trans. on Automatic Control. 1991. V. 36. P. 1241–1253.

26. Krstic M., Kanellakopoulos I., Kokotovic P.V. Passivity and parametric robustness of new class of adaptive systems // Automatica. 1994. V. 30. P. 1703–1716.

27. Krstic M., Kanellakopoulos I., Kokotovic P.V. Nonlinear design of adaptive controllers for linear systems // IEEE Trans. On Automatic Control. 1994. V. 39. N 4. P. 738–751.

28. Zheng Y., Yang Y. Adaptive output feedback control for class of nonlinear systems with unknown virtual control coefficients signs // Adaptive control and signal processing. 2007. V. 21. N 1. P. 77–89.

29. Freeman R.A., Kokotović P.V. Design of ‘softer’ robust nonlinear control laws // Automatica. 1993. V. 29. P. 1435–1437.

30. Chen W.S., Jiao L.C., Wu J.S. Decentralized backstepping output-feedback control for stochastic interconnected systems with time-varying delays using neural networks // Neural Computing & Applications. 2012. V. 21. N 6. P. 1375–1390.

31. Zhou J. Decentralized adaptive backstepping stabilization of interconnected systems with input time delays in dynamic interactions // Int J Adaptive Control and Signal Processing. 2012. V. 26. N 4. P. 285–301.

32. Tong S.C., Li Y.M., Zhang H.G. Adaptive Neural Network Decentralized Backstepping Output-Feedback Control for Nonlinear Large-Scale Systems with Time Delays // IEEE Trans. on Neural Networks. 2011. V. 22. N 7. P. 1073–1086.

33. Bresch-Pietri D., Chauvin J., Petit N. Adaptive Backstepping for Uncertain Systems With Time-Delay On-Line Update Laws // Proc. 2011 American Control Conference, San Fransisco, CA, 2011. P. 4890–4897.

34. Фуртат И.Б. Модифицированный алгоритм робастного обхода интегратора // Мехатроника, автоматизация, управление. 2009. №10. С. 2–7.

35. Furtat I.B., Tupichin E.A. Control of Nonlinear Plant Based on Modified Robust Backstepping Algorithm // Proc. of the 2014 IEEE International Conference on Control Applications (CCA), Part of the 2014 IEEE Multi-conference on Systems and Control, October 8-10, 2014, Antibes, France. P. 941–946.

36. Фуртат И.Б., Нехороших А.Н. Метод бэкстеппинга для структурно неопределенных объектов // Научно-технический вестник информационных технологий, механики и оптики. 2016. Т. 16. № 1. С. 61–67.

37. Luinberger D. Observers for multivariable systems // IEEE Trans. Automat. Control. 1966. V. AC-11. No. 2. P. 190-197.

38. Kalman R.E. A new approach to linear filtering and prediction problems // Trans. ASME – J. Basic Engineer. 1960. No. 82 (Ser. D). P. 35-45.

39. Esfandiary F., Khalil H.K. Output feedback stabilization of fully linearizable systems // Int. J. Control. 1992. V. 56. No. 5. P. 1007-1037.

40. Бобцов А.А. Алгоритм робастного управления в задаче слежения за эталонным сигналом // АиТ. 2003. №. 6. С. 104-113.

Bobtsov A. A. A Robust Control Algorithm for Tracking the Reference Signal // Automation and Remote Control. 2003. V. 64. No. 6. P. 943-950.

41. Slotine J.J.E., Hedrick J.K., Misawa E.A. On sliding observers for nonlinear systems // J. Dynam. Syst., Measurement, Control. 1987. V. 109. P. 245-252.

42. Utkin V.I. Sliding-modes in control optimization. Berlin: Springer-Verlag, 1992.

43. Han J. A class of extended state observers for uncertain system // Control Decision. 1995. V. 10. No. 1. P. 85-88.

44. Wang W., Gao Z. A comparison study of advanced state observer design techniques // Proc. Amer. Control Conf. 2003. P. 4754-4759.

45. Veluvolu K.C., Kim M.Y., Lee D. Nonlinear sliding mode high-gain observers for fault estimation // Int. J. Syst. Sci. 2011. V. 42. No. 7. P. 1065-1074.

46. Atassi A.N., Khalil H.K. A separation principle for the stabilization of class of nonlinear systems // IEEE Trans. Automat. Control. 1999. V. 44. No. 9. P. 1672-1687.

47. Цыкунов А.М. Алгоритмы робастного управления с компенсацией ограниченных возмущений // АиТ. 2007. № 7. С. 103-115.

Tsykunov A. M. Robust control algorithms with compensation of bounded perturbations // Automation and Remote Control. 2007. V. 68. No. 7. P. 1213-1224.

48. И. Б. Фуртат, Робастный статический алгоритм управления линейными объектами // АиТ. 2015. № 3. С. 94–107.

49. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 10-е. - Л.: Химия, 1987. - 576 с.

50. Колонные аппараты: Каталог. 2-е изд. – М.:ЦИНТИхимнефетмаш, 1978. 31 с.

51. Khelassi, A., Bendib, R. Assessment of the Effect of Feed Plate Location on Interactions for a Binary Distillation Column // International Journal of Mathematical, Computational, Physical, Electrical and Computer Engineering. 2008. V. 2. No. 12. P. 925-929.

52. K. P. Groves, D. O. Sigthorsson, A. Serrani, S. Yurkovich, M. A. Bolender, and D. B. Doman. Reference command tracking for a linearized model of an air-breathing hypersonic vehicle. // Proc. of the AIAA Guidance, Navigation and Control Conference, pp. 2901–2914, AIAA, San Francisco, Calif, USA, August 2005.