

Российский химико-технологический университет им. Д.И. Менделеева

На правах рукописи

**ЛОПАТИН КИРИЛЛ ГЕННАДИЕВИЧ**

**Разработка и исследование системы  
автоматического управления периодическим  
реактором радикальной полимеризации  
метилметакрилата с нечеткими регуляторами**

05.13.06 – Автоматизация и управление технологическими процессами и производствами (химическая технология; нефтехимия и нефтепереработка; биотехнология)

Диссертация  
на соискание ученой степени  
кандидата технических наук

Научный руководитель:  
доктор технических наук, профессор  
**Вент Дмитрий Павлович**

**Москва – 2016**

**СОДЕРЖАНИЕ**

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1 АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУСПЕНЗИОННОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ МЕТИЛМЕТАКРИЛАТА И СИСТЕМ УПРАВЛЕНИЯ РЕАКТОРОМ ПОЛИМЕРИЗАТОРОМ .....	7
1.1 Режим организации процессов суспензионной полимеризации.....	7
1.2 Физико-химические характеристики мономера ММА и полимера ПММА...	9
1.3 Область применения полиметилметакрилата .....	10
1.4 Технология получения полиметилметакрилата.....	11
1.5 Особенности суспензионной полимеризации метилметакрилата .....	13
1.6 Влияние рецептурных факторов на процесс суспензионной полимеризации .....	16
1.7 Влияние технологических параметров на процесс суспензионной полимеризации .....	18
1.8 Физико-химические особенности процесса суспензионной полимеризации ММА.....	19
1.9 Влияние гелевого эффекта на процесс радикальной полимеризации ММА .....	20
1.10 Кинетические схемы процесса получения полиметилметакрилата .....	21
1.11 Типовые схемы систем управления периодическим реактором процесса синтеза полиметилметакрилата (достоинства и недостатки).....	26
1.12 Обоснование цели и задач диссертационной работы.....	37
2 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА РАДИКАЛЬНОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ МЕТИЛМЕТАКРИЛАТА НА ФИЗИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА .....	38
2.1 Обоснование использования физических моделей процессов и физическое моделирование.....	38
2.2 Описание физической модели процесса синтеза ПММА.....	39
2.2 Система автоматического управления лабораторной установкой.....	42
2.3 Методика проведения экспериментов .....	43
2.4 Определение статических характеристик.....	45

2.5	Определение динамических характеристик по каналам управления .....	47
2.5.1	По каналу управления температурой .....	47
2.5.2	По каналу управления частотой .....	50
2.6	Полученные результаты и их обсуждение .....	54
2.6.1	Исследование влияние концентрации инициатора .....	56
2.6.2	Исследование влияние концентрации стабилизатора .....	58
2.6.3	Исследование влияние температуры процесса полимеризации .....	60
	Выводы по второй главе .....	61
3	МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РЕАКТОРА СУСПЕНЗИОННОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ MMA .....	63
3.1	Кинетическая модель суспензионной полимеризации MMA .....	63
3.2	Тепловой баланс лабораторного реактора суспензионной полимеризации MMA .....	70
3.3	Анализ параметров объекта управления .....	78
	Выводы по третьей главе .....	80
4	РАЗРАБОТКА НЕЧЕТКИХ СИСТЕМ УПРАВЛЕНИЯ РЕАКТОРОМ- ПОЛИМЕРИЗАТОРОМ MMA .....	82
4.1	Основные требования к синтезу нечетких систем управления .....	82
4.2	Нечеткая систем управления с fuzzy ПИ регулятором .....	89
4.3	Нечеткая систем управления с гибридным ПИ регулятором .....	96
4.4	Нечеткая систем управления с fuzzy коррекцией коэффициента усиления ПИ регулятора .....	106
4.5	Моделирование и анализ нечеткой системы управления промышленным реактором синтеза ПММА .....	118
	Выводы по четвертой главе .....	126
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ .....	128
	СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ .....	131
	ПРИЛОЖЕНИЕ А. ....	146
	ПРИЛОЖЕНИЕ Б. ....	158
	ПРИЛОЖЕНИЕ В. ....	173

## **ВВЕДЕНИЕ**

### **Актуальность работы**

Процессы радикальной полимеризации являются одной из типовых технологий получения полимеров различного назначения. Данные процессы являются экзотермическими реакциями с явно выраженными нелинейными зависимостями, что приводит к возникновению различных проблем при моделировании и управлении данными процессами.

Полимеризация метилметакрилата (ММА), протекающая по радикальному механизму инициирования, является типичным примером таких процессов. Характерной нелинейностью данного процесса является наличие жесткого гелевого эффекта, который проявляется уже при степени конверсии равной 30 %, что приводит к резкому пиковому выделению тепла, которое может вывести реактор из устойчивого состояния, а также приводит к изменению параметров объекта управления (реактор - полимеризатор), которые также резко меняются при возникновении гелевого эффекта, поэтому разработка адекватных кинетических и математических моделей, а также адаптивных систем управления для данного процесса является актуальной задачей.

Исследованию кинетики процесса радикальной полимеризации посвящено большое количество работ: как отечественных - Савельянов В.П., Черникова Е.В., Пузин Ю.И., Заикина А.В., так и зарубежных ученых: N. Tefera, K. R. Westerterp S. Curteanu, C. Lisa, K. Santosh.

Вопросами управления процессами полимеризации занимались научная школа академика РАН Кафарова В.В., Дорохов И.Н., Софиев А.Э., а также зарубежные ученые R. Khaniki, M.B. Menhaj, H. Elias, J.R. Richards, J.P. Congalidis.

**Цель работы заключается в** исследовании процесса полимеризации ММА с целью разработки адекватных кинетической и математической модели процесса и синтез на основе данных моделей нечеткой системы управления периодическим реактором радикальной полимеризации ММА.

**Научная новизна:**

1. Экспериментально исследована динамика протекания процесса синтеза ММА на физической модели, исследовано влияния концентрации инициатора, стабилизатора и температуры на режимы протекания процесса.
2. Разработана адекватная кинетическая математическая модель процесса радикальной полимеризации ММА с учетом гель - эффекта.
3. Разработана адекватная математическая модель лабораторного реактора, с учетом изменения физических свойств реакционной среды от степени конверсии мономера и от температуры процесса полимеризации.
4. Выявлены закономерности изменения параметров объекта управления в течение процесса полимеризации ММА в зависимости от степени конверсии мономера и температуры процесса полимеризации.
5. Исследованы три вида систем управления с fuzzy регулятором, которые позволяют снижать отрицательное влияние гель - эффекта на процесс полимеризации ММА, проанализирована их работа, даны рекомендации по использованию.
6. Исследованы различные алгоритмы работы системы управления с fuzzy регуляторами температуры процесса полимеризации ММА.

**Практическая значимость:**

1. Проведены и обоснованы эксперименты при соотношении Мономер:Вода больше чем в промышленности.
2. Показано, что по кривым изменения выходного сигнала регулятора по температуре процесса можно однозначно определить начало и окончания гель - эффекта.
3. Экспериментально на лабораторном реакторе подтверждена работоспособность системы с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора.
4. Даны рекомендации по использованию разработанных систем управления на промышленном реакторе.
5. Разработан программный комплекс исследования процесса радикальной полимеризации ММА в пакете прикладных программ Matlab.

**Достоверность результатов** обеспечивается: большой выборкой экспериментальных исследований процесса радикальной полимеризации ММА;

выбором подходов к физическому моделированию; проверкой адекватности разработанных моделей и алгоритмов управления с использованием проведенных экспериментов.

**Личный вклад автора** заключается в проведении основного объема теоретических и экспериментальных исследований, изложенных в диссертационной работе, включая обработку и обобщение экспериментальных данных, проведение исследований, анализ и оформление результатов в виде публикаций и научных докладов на конференциях.

**Апробация работы:** XIV научно-технич. конф. молодых ученых, аспирантов, студентов. Новомосковск 2012., XV научно-технич. конф. молодых ученых, аспирантов, студентов. Новомосковск, 2013., XXIX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Новомосковск, 2013, XXX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Новомосковск, 2015.

**На защиту выносятся:**

1 Физическая модель процесса радикальной полимеризации ММА.

2 Разработанные кинетическая и математическая модель процесса радикальной полимеризации ММА.

3 Алгоритмы работы систем управления с fuzzy регулятором температуры процесса полимеризации.

**Публикации:** По теме диссертации опубликовано 13 работ, в том числе 2 статьи в журналах из перечня ВАК, 3 статьи в рецензируемых российских научных журналах, тезисы 8 докладов.

Автор приносит искреннюю благодарность своему научному руководителю заведующему кафедрой «Автоматизации производственных процессов» профессору, доктору технических наук Венту Дмитрию Павловичу, а также профессору, доктору химических наук Савельянову Вильям Петровичу за помощь в проведение экспериментальных исследований и всему коллективу кафедры «АПП» НИ РХТУ имени Д.И. Менделеева.

# 1 АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУСПЕНЗИОННОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ МЕТИЛМЕТАКРИЛАТА И СИСТЕМ УПРАВЛЕНИЯ РЕАКТОРОМ ПОЛИМЕРИЗАТОРОМ

## 1.1 Режим организации процессов суспензионной полимеризации

В промышленности процесс полимеризации осуществляется различными методами, различающимися по агрегатному состоянию полимеризационной системы. Выбор метода проведения процесса полимеризации определяется исходя из задач, которые ставятся при осуществлении процесса полимеризации, предъявляемыми к конечному продукту требованиями, начальной природой исходных реагентов полимеризационной системы, требований к технологическому оборудованию и др [61].

Получение полимеров методом полимеризации в суспензии включает в себя следующие основные стадии, которые можно представить в виде блок-схемы [1,2,3]:

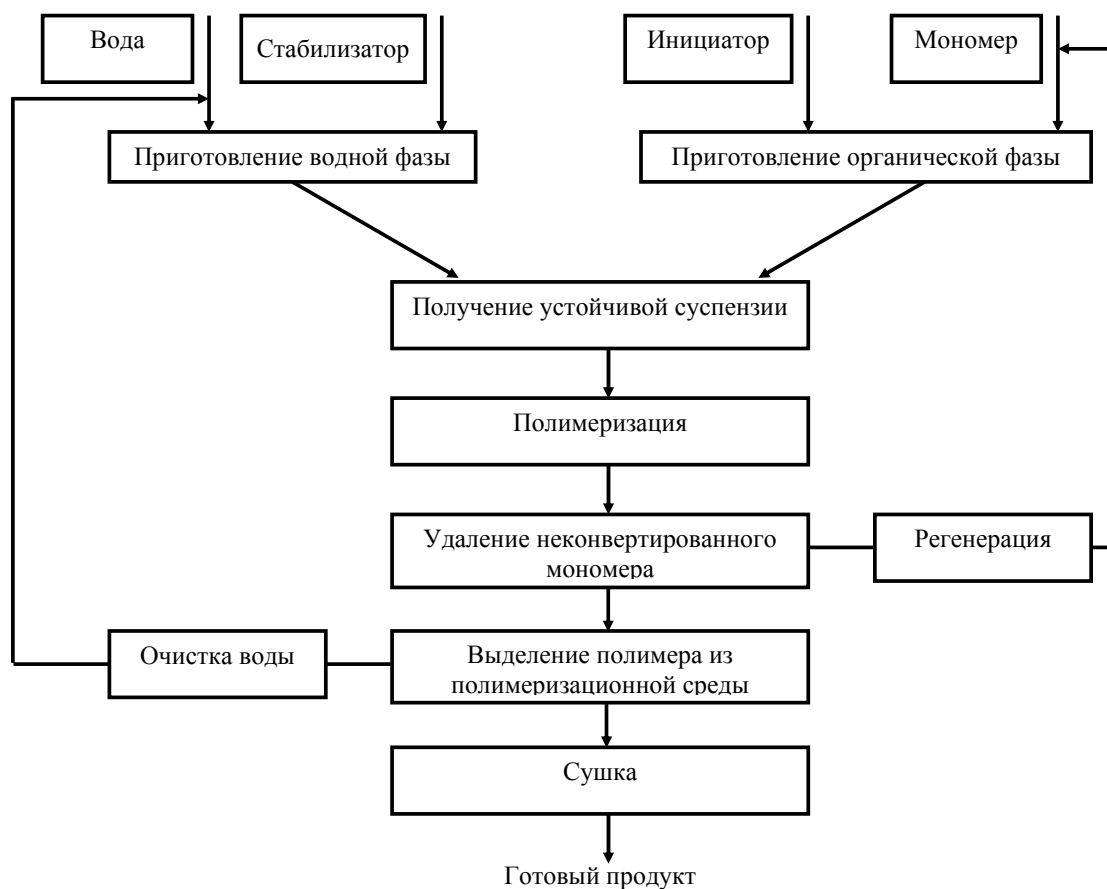


Рисунок - 1.1 Блок-схема процесса суспензионной полимеризации

Стадия подготовки водной фазы представляет собой очистку воды и растворение в ней или диспергирование эмульгатора (стабилизатора).

Стадия подготовки органической фазы - очистка и дозировка мономера и растворение в нем инициатора.

Получение устойчивой суспензии - совмещение водной и органической фаз при интенсивном перемешивании. Размер капель мономера будет определять размер частиц полимера.

Периодический процесс суспензионной полимеризации осуществляется в емкостных аппаратах, внутренняя поверхность которых эмалирована или выполнена из нержавеющей стали при интенсивном перемешивании.

По окончании полимеризации остаточный мономер из суспензии полимера отгоняется под вакуумом, в некоторых случаях с водяным паром. Регенерация мономера может осуществляться в полимеризаторе или специальном аппарате в результате восстановления исходного состава оставшегося после окончания реакции мономера для последующего его использования.

На стадии очистки воды происходит удаление исходных компонентов и продуктов реакции путем реагентной очистки, суть которой заключается в добавлении в воду специальных химических композиций, вступающих в реакцию с примесями с образованием нерастворимого осадка или пены, которые далее удаляются посредством механической фильтрации[32].

Выделение из суспензии готового полимера осуществляется центрифугированием реакционной смеси, при котором отделяется основное количество воды. Для очистки полимера от стабилизатора осуществляется его промывка. Отжатый полимер направляется в сушилки непрерывного действия. В зависимости от требований к готовому продукту по содержанию влаги, а также его свойств (в первую очередь, термостабильность) полимер сушат или в мягких условиях длительное время или быстро при более высокой температуре. Высушенный полимер направляется на рассев, а затем в емкости для хранения[33].



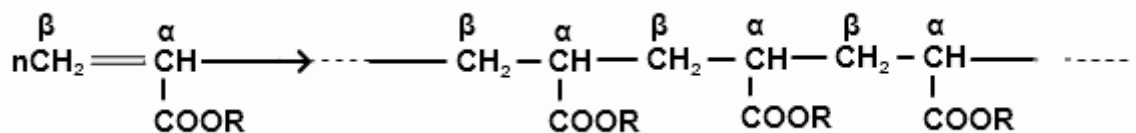
## 1.2 Физико-химические характеристики мономера ММА и полимера ПММА

Физико-химические свойства растворов высокомолекулярных соединений определяются размерами и формой макромолекул в растворе, интенсивностью взаимодействия макромолекул между собой и средством данного соединения к растворителю[62].

Исходными мономерами для полиметилметакрилатов являются эфиры метакриловой кислоты, которые обладают следующими свойствами:

- Химическая формула в развернутом виде -  $\text{CH}_2 = \text{C}(\text{CH}_3)\text{COOCH}_3$ ;
- Температура кипения -  $100,6^\circ\text{C}$ ;
- Температура плавления -  $-48^\circ\text{C}$ ;
- Плотность –  $0,94 \text{ г/см}^3$ ;
- Молекулярный вес  $100,11 \text{ г/моль}$ ;
- Поверхностное натяжение –  $28 \text{ мН/м}$  при  $20^\circ\text{C}$ ;
- Растворимость –  $16000 \text{ мг/л}$  при  $20^\circ\text{C}$ ;
- Растворимость в воде -  $1,5\%$  (по массе), при  $30^\circ\text{C}$ ;
- Показатель преломления -  $1,414$  при  $20^\circ\text{C}$ .

Полимеризация эфиров акриловой и метакриловой кислот в присутствии перекисей протекает по радикальному механизму с образованием аморфных полимеров линейного строения, построенных главным образом по схеме «голова к хвосту» ( $\alpha$ ,  $\beta$ -присоединение) [52, 60]



Из полимеров эфиров метакриловой кислоты широкое распространение получил полиметилметакрилат[4].

Полиметилметакрилат - твердый аморфный полимер с молекулярной массой от  $20\ 000$  до  $200\ 000$  (в зависимости от метода получения и условий полимеризации)[34].

Являясь полярным полимером, ПММА хорошо растворяется в сложных эфирах, кетонах, хлорированных и ароматических углеводородах, плохо растворяется в алифатических углеводородах и низших спиртах. Хорошо смешивается с большинством пластификаторов. С увеличением молекулярной массы растворимость значительно снижается. При нормальных условиях ПММА стоек к кислотам, щелочам, маслу и водостоек. Наличие объемных боковых заместителей обуславливает аморфную структуру полимера. [53, 57, 60]

### **1.3 Область применения полиметилметакрилата**

Суспензионный полиметилметакрилат является синтетическим полярным термопластичным полимером, твердым, жестким и прозрачным веществом, выпускается в виде гранул три-пять миллиметров в диаметре. Молекула данного продукта полимеризации метилового метакрилата имеет одну боковую метильную группу, связанную при помощи атома углерода и вторую, которую связывает группа COO. Именно упорядочение строения полиметилметакрилата непосредственно влияет на атактическое, альтернативное и изотактическое расположение этих боковых групп.

Именно аморфная (атактическая) разновидность имеет наибольшее распространение в применении, она обладает высокими показателями прозрачности, атмосферостойкости, получает хорошие физико-механические и электроизоляционные свойства, прекрасно справляется с морозом и высокой температурой. При этом полиметилметакрилат имеет высокую степень сочетания с пластификаторами, не токсичен, при повышении температуры становится высокопластичным и легко формуемым [83].

Из необычных областей применения оргстекла следует отметить:

Изготовление клея-растворителя для самого себя путём получения мономера (метилметакрилата) перегонкой;

В сантехнике (акриловые ванны), в торговом оборудовании.

ПММА нашёл широкое применение в офтальмологии: из него делаются жёсткие газонепроницаемые контактные линзы и жесткие интраокулярные

линзы, которых в настоящее время имплантируется в мире до нескольких миллионов штук в год.

Области применения: осветительная техника (плафоны, перегородки, лицевые экраны, рассеиватели), наружная реклама (лицевые стёкла для коробов, световых букв, формованные объёмные изделия), торговое оборудование (подставки, витрины, ценники), сантехника (оборудование ванных комнат), строительство и архитектура (остекление проёмов, перегородки, купола, танц-пол, объёмные формованные изделия, аквариумы), транспорт (остекление самолётов, катеров, обтекатели), приборостроение (циферблаты, смотровые окна, корпуса, диэлектрические детали, ёмкости).

ПММА широко используется в микро- и нанoeлектронике. В частности, ПММА нашёл применение в качестве позитивного электронного резиста в электронно-лучевой литографии[84].

Особого внимания полиметилметакрилат заслуживает как материал для светопроводящего канала полимерных оптических волокон.

#### **1.4 Технология получения полиметилметакрилата**

Полиметилметакрилат в промышленных условиях получают при реакциях полимеризации в массе, эмульсионной и суспензионной полимеризацией.

Полимеризацией в массе получают так называемые органические стекла в виде листов и блоков. Процесс обычно проводят в две стадии: 1) предварительная полимеризация метилметакрилата в присутствии перекиси бензоила (БПО), перекиси лаурила или динитрила азобисизрмасляной кислоты при 70 °С в реакторе обычного типа с мешалкой и рубашкой до получения сиропообразной жидкости (форполимера); 2) окончательная полимеризация. В форполимер вводят все необходимые ингредиенты (красители, стабилизаторы, пластификаторы и др.), тщательно перемешивают его, вакуумируют для удаления пузырьков воздуха и фильтруют. Окончательную полимеризацию проводят в формах. Форму оклеивают по краям бумагой. Процесс ведут при повышенной температуре (от 40-50<sup>0</sup>С вначале до 100<sup>0</sup>С в конце). Для этого формы проходят ряд шкафов, в которых температура последовательно

повышается или весь цикл проводят в одной печи с повышением температуры по заданному режиму. По окончании процесса форму охлаждают и извлекают лист полимера.[5,60]

Достоинства и недостатки полимеризации в массе[1,2,3]:

Метод получения полиметилметакрилата полимеризацией в массе имеет следующие достоинства:

- высокая степень чистоты полученного полимера, отсутствие загрязнений, вносимых растворителями или диспергирующими агентами, можно получить оптически прозрачные полимеры. Степень чистоты полимера определяется чистотой мономера и реактора;
- отсутствие стадий обработки полимера с целью удаления полимеризационной среды;
- отсутствие стадии сушки продукта;
- наибольшие потенциальные возможности для интенсификации процесса. В этом варианте полимеризации максимальна концентрация мономера, поэтому полимер с заданной молекулярной массой можно получить при наибольших температурах и концентрациях возбудителей процесса;
- возможность использования в большинстве случаев непрерывного режима полимеризации, что обеспечивает высокую производительность метода;
- возможность создания наукоемких, малоотходных экологически чистых технологий.

Наряду с этим есть и определенные недостатки:

- ограничена возможность регулирования молекулярной структуры путем модификации свойств реакционной среды;
- трудность равномерного распределения возбудителя полимеризации и возможных гетерогенных добавок;

- трудности, связанные с плохим тепло- и массообменом в высоковязких средах.

Наибольшее распространение получил метод суспензионной полимеризации метилметакрилата. Метод полимеризации с использованием суспензии, является предпочтительным в последние годы по экологически соображениям.

### **1.5 Особенности суспензионной полимеризации метилметакрилата**

Полимеризация мономеров в дисперсных системах нашла широкое применение в промышленности главным образом для проведения радикальной полимеризации и сополимеризации. Суспензионная полимеризация эфиров акриловой и метакриловой кислот проводится в водной среде в присутствии инициаторов, которые растворимы в мономере, но нерастворимы в воде. При перемешивании в реакторе исходной массы мономер диспергируется в воде, образуя дисперсию, в которую для придания устойчивости вводят стабилизаторы, такие как поливиниловый спирт, крахмал и др.

При полимеризации в водной суспензии реакционная система представляет собой множество микрореакторов, в которых процесс протекает в массе. Из-за малых размеров блока отношение его поверхности к объему велико, и отвод тепла реакции протекает без затруднения. Регулируя отношение полимерной фазы к водной, можно контролировать температурный режим процесса с высокой точностью. В начальной стадии реакции система представляет собой эмульсию капель мономера в воде. Суспензия эта нестабильна и существует за счет интенсивного перемешивания. Образование полимера в ходе процесса приводит к повышению его концентрации в каплях мономера и увеличению их вязкости. Суспензия, как таковая, образуется только тогда, когда конверсия достигает примерно 70 %.

Суспензионная полимеризация, проводимая в изотермических условиях, позволяет получать более однородный продукт, чем полимеризация в массе. Обычно ее проводят при температурах ниже 100 °С, но применение

повышенного давления позволяет повысить температуру до 150 °С. Гибкое регулирование температуры процесса имеет решающее значение, при полимеризации метилметакрилата, при которой молекулярная структура полимера необыкновенно чувствительна к изменению температурного режима и возможности проявления резкого гель-эффекта.

Устойчивость суспензии на начальных стадиях процесса относительно мала, при нарушении температурного режима возможна коагуляция частиц, сопровождающаяся ухудшением теплоотвода и автоускорением реакции. Это приводит к весьма неприятным в технике последствиям – образованию твердого неплавкого блока в объеме реактора [63].

Важную роль при суспензионной полимеризации играют поверхностно-активные вещества применяемые в качестве стабилизаторов суспензии. Из органических водорастворимых веществ в качестве стабилизаторов суспензии используют крахмал, метилцеллюлозу, водорастворимые соли полиакриловой и полиметакриловой кислот, поливиниловый спирт, а из неорганических солей известно применение для этих целей сульфата бария, талька, карбоната магния, фосфата кальция, оксида алюминия, гидроксида магния, их смесей. Добавка к водному раствору сильно диссоциированных электролитов (хлорида или сульфата натрия) в небольших количествах вызывает повышение поверхностного напряжения, способствует повышению стабильности суспензии.

Для получения бисерных полимеров, перерабатываемых прессованием- чаще всего употребляют метилметакрилат с добавкой этил- или бутилметакрилатов, а также акрилатов, стирола или винилацетата [6].

Достоинства и недостатки суспензионной полимеризации ММА [1,2,3]:

Достоинства данного метода следующие:

1. легкость отвода тепла полимеризации;
2. удобная форма образующегося полимера;
3. высокая производительность;

К недостаткам относятся:

1. полимер загрязнен стабилизатором;
2. трудно провести полимеризацию до полного исчерпания мономера;
3. коркообразование;
4. необходимость в операциях по выделению полимера из полимеризационной среды, а также в операциях по обеспечению экологичности процесса. Подготовка и очистка больших количеств воды.
5. многостадийность.

Типовой технологический процесс производства ПММА [6, 21] (Рисунок 1.2) в суспензии состоит из следующих стадий:

1. приготовление водной фазы:
2. приготовление мономерной фазы:
3. полимеризация:
4. выделение и промывка суспензионного ПММА;
5. сушка гранул:
6. окрашивание, грануляция и упаковка ПММА.

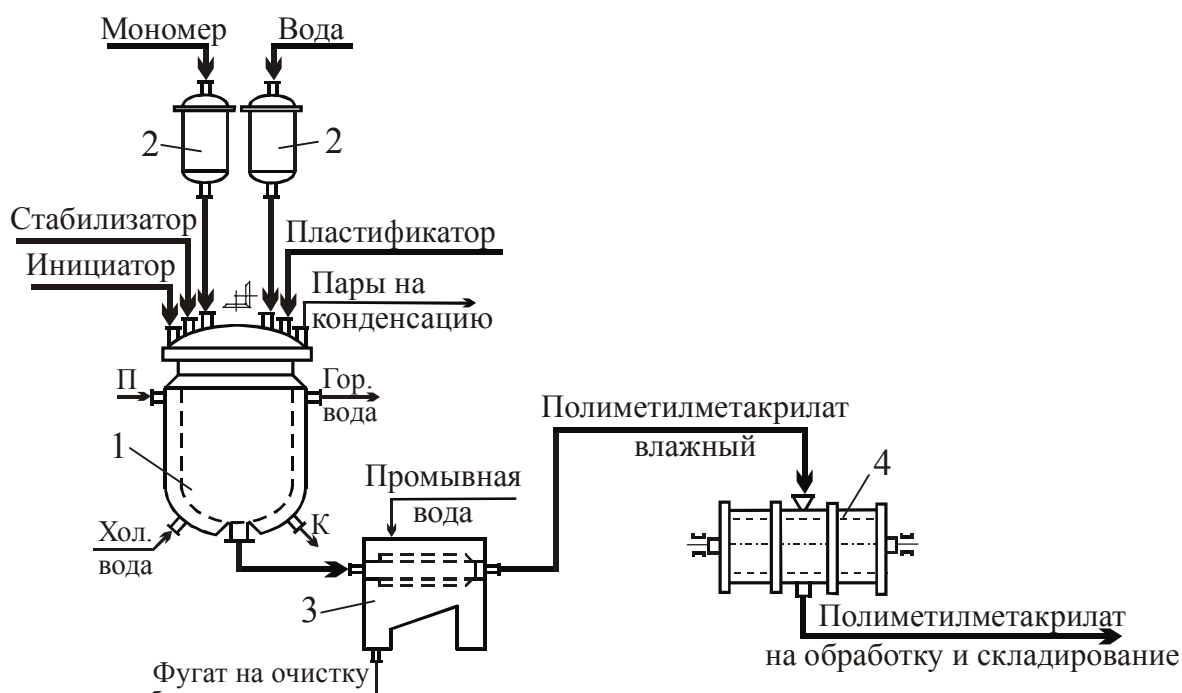


Рисунок - 1.2 Схема производства полиметилметакрилата суспензионным способом  
1 - реактор-автоклав; 2 - мерник; 3 - центрифуга; 4 – сушилка

Полимеризацию проводят в автоклаве из нержавеющей стали (полированном) или в эмалированном реакторе обычного типа, рассчитанном

на рабочее давление 3-5 кгс/см<sup>2</sup>, емкостью 10 м<sup>3</sup>, снабженном рубашкой для обогрева паром и охлаждения водой и лопастной или турбинной мешалкой, вращающейся с частотой 150-300 об/мин.

В реактор загружают дистиллированную воду и мономер (отношение воды к мономеру равно 2 : 1 - 4 : 1), затем вводят стабилизатор суспензии (около 3% от массы мономера). После перемешивания в течение 10-20 мин в реактор вводят пластификатор (от 5 до 30% от массы мономера) и краситель, если они применяются. Пластификаторами служат дибутил-, диоктилфталаты, дибутилсебаштат и др. Затем добавляют раствор инициатора (0,2-0,5%) в мономере.

Полимеризацию проводят сначала при 70-75 °С, а затем температура повышается до 80-85 °С за счет тепла, выделяющегося в результате реакции. Продолжительность процесса около 4 ч.[4]

### **1.6 Влияние рецептурных факторов на процесс суспензионной полимеризации**

Реакция суспензионной полимеризации метилметакрилата проходит при определенных условиях: температуре, давлении, скорости перемешивания реакционной смеси, являющихся технологическими параметрами процесса и влиянии концентрации инициатора, мономера, стабилизатора, так называемые рецептурные факторы процесса полимеризации. Эти факторы влияют как на ход реакции, так и на свойства получаемого полимера. Рассмотрим влияние отдельных факторов на процесс суспензионной полимеризации метилметакрилата.

На процесс суспензионной полимеризации оказывают влияние следующие факторы:

1. Объемное соотношение  $M = V_{\text{воды}} / V_{\text{мономера}}$  называемое модулем реакционной смеси. Обычно его поддерживают в интервале от 1 до 4. При малых значениях  $M$  лучше используется емкость полимеризатора. Однако для ММА, полимеризация которого характеризуется ярко выраженным гелевым эффектом и протекает с интенсивным выделением тепла за малые промежутки



времени, модуль увеличивают, иногда даже выше четырех. К большому модулю прибегают также тогда, когда возникают трудности со стабилизацией суспензии[2].

## 2. Влияние инициатора

Инициатор должен хорошо растворяться в мономере, обладать стабильностью при хранении и безопасностью при работе.

С повышением концентрации инициатора число свободных радикалов, образующихся при его распаде, возрастает, что приводит к увеличению числа активных центров, а следовательно, к возрастанию суммарной скорости полимеризации и уменьшению молекулярной массы образующегося полимера[65].

При полимеризации метилметакрилата скорость полимеризации во многом зависит от типа применяемого инициатора. В зависимости от температуры можно использовать различные инициаторы. Так например, установлено, что при 65-70 °С полимеризацию метилметакрилата легко иницирует - перекись лаурила, при 70-90 °С - перекись бензоила (БПО).

Большой интерес представляет реакция полимеризация метилметакрилата в присутствии перекиси бензоила(БПО) и некоторых третичных аминов при 20-30 °С. Было установлено, что третичные амины типа  $C_6H_5NR_2$  ускоряют процесс полимеризации, а первичные и вторичные амины, трибензиламин и диметилбензиламин ингибируют этот процесс. Считается, что первичной стадией является образование комплекса амина с перекисью, в котором затем происходит переход электрона от амина к перекиси. Этот переход сопровождается образованием свободных радикалов, способных иницировать полимеризацию метилметакрилата [64].

## 3. Тип и концентрация стабилизатора в дисперсионной среде, соотношение объемов взятого мономера и воды, а также скорость перемешивания определяют размер капель мономера, а следовательно и размер частиц готового полимера.

Полимерный стабилизатор адсорбируется на границе раздела фаз, образуя защитный слой препятствующий коалесценции капель и слипанию полимерно-

мономерных частиц. Стабилизирующее действие защитного слоя обусловлено главным образом двумя причинами:

- он имеет достаточно большую толщину и обладает определенным сопротивлением деформации. Значит, при столкновении в результате перемешивания он не разрушается;
- предельно гидратирован с внешней стороны, поэтому предотвращает слипание частиц по внешним поверхностям адсорбционного слоя.

Суспензия становится агрегативно устойчивой при определенной для каждого стабилизатора толщине адсорбционного слоя, которая может быть больше  $1000 \text{ \AA}$ .

Если в исходной эмульсии требуемая толщина адсорбционного слоя не достигается, то на стадии липких полимер-мономерных частиц идет их агрегация, ведущая к сокращению межфазной поверхности и увеличению толщины адсорбционного слоя до таких значений, при которых возможна агрегативная устойчивость[2].

Наиболее опасна для ПММА область конверсии до 30-80 %, в которой дисперсная фаза наиболее липкая.

При достижении  $\approx 80$  % превращения капли теряют способность слипаться [1,2,3].

### **1.7 Влияние технологических параметров на процесс суспензионной полимеризации**

В общем виде влияние таких основных технологических параметров как: давление, температура, интенсивность перемешивания можно показать следующим:

#### **1. Влияние давления**

Давление порядка нескольких атмосфер и даже десятков атмосфер практически не влияет на процесс полимеризации. Высокое и сверхвысокое давление -300-500 МПа и выше способствует значительному ускорению процесса полимеризации, но не уменьшает молекулярную массу образующегося полимера.[65, 66]

## 2. Влияние температуры

С повышением температуры увеличиваются скорости всех химических реакций, в том числе скорости всей элементарных реакций процесса полимеризации: реакции образования активных центров, реакции роста и обрыва цепи[65].

3. Интенсивность перемешивания определяет теплопередачу от реакционной массы к стенкам полимеризатора. Для создания наилучших условий теплопередачи перемешивание должно обеспечивать максимальные скорости потоков в аппарате. Оптимальная интенсивность перемешивания определяется индивидуально для каждого полимеризатора в зависимости от его конструкции и для каждого рецептурного состава реакционной смеси. Чаще всего перемешивание осуществляется импеллерной мешалкой в сочетании с одной или несколькими отбойными перегородками. Для такой мешалки мощность, приходящаяся на 1 м<sup>3</sup> реакционного объема, составляет обычно около 1 кВт[2].

4. Влияние кислорода воздуха. Кислород с большой скоростью, превышающей скорость роста полимерной цепи присоединяется к радикалам. Влияние кислорода на процесс определяется сравнительной активностью радикалов.

Если активность  $\sim M\bullet \gg \sim MOO\bullet$  то в присутствии кислорода будет наблюдаться ингибирование реакции радикальной полимеризации. Если активность  $\sim M\bullet \ll \sim MOO\bullet$  то будет иметь место ускорение реакции радикально полимеризации.

Процесс радикальной полимеризации, протекающий при активном участии кислорода воздуха называется окислительной полимеризацией.[55]

## 1.8 Физико-химические особенности процесса суспензионной полимеризации ММА

Особое внимание заслуживают системы, в которых образующийся полимер по причине несовместимости с собственным мономером по ходу полимеризации выделяется в отдельную фазу. Такое поведение характерно для акриловых

мономеров и некоторых других мономеров. Возникновение новой фазы и поверхности раздела между фазами может вызвать изменения в кинетике полимеризации, связанные с перераспределением компонентов полимеризационной системы по фазам и, соответственно, изменением скорости протекания элементарных реакций [27].

Полимеризационные системы, в которых происходит выделение новой фазы, получили название гетерофазных. Систематические исследования выявили, что процесс характеризуется жестким гель-эффектом с начальных моментов времени, а также более высокими средними скоростями и молекулярными массами образующегося полимера. Конверсия, при которой наблюдается гель-эффект, зависит от физических и химических свойств среды. Так, при полимеризации ММА гель-эффект наблюдается при конверсии 30%.

### **1.9 Влияние гель-эффекта на процесс радикальной полимеризации ММА**

Гель эффект - явление, которое часто происходит во время радикальной полимеризации при средней или высокой степени конверсии. Он состоит из автоускорения скорости полимеризации и происходит это из-за диффузионных ограничений, обусловленными быстрым увеличением вязкости среды [8, 9, 38, 92], которые замедляют реакцию завершения, оставляя реакции распространения и инициирование неизменными. При обрыве цепи в полимеризации, акту обрыва предшествует диффузия одного клубка—макрорадикала в другой. В растворе макромолекул такая диффузия клубка в клубок идет быстро и не лимитирует акт обрыва цепи. С повышением вязкости системы диффузия клубка в клубок замедляется и, начиная с некоторой глубины полимеризации, лимитирует обрыв цепи. Вследствие этого число активных центров растет и скорость полимеризации увеличивается [39].

Гель-эффект не связан с саморазогревом реакционной смеси, несмотря на то, что реакция полимеризации экзотермична, а определяется вязкостью реакционной среды. Рост вязкости среды качественно меняет динамику протекания процессов в реакционной среде [9].

Гель-эффект возникает только в высоко вязких средах. Скорость реакции возрастает главным образом потому, что в этих условиях резко замедляется реакция обрыва цепи в которых реагируют между собой два макрорадикала.

Константа скорости реакции снижается примерно в 100 раз. Происходит это потому что в условиях высокой вязкости подвижность громоздких макрорадикалов сильно снижается, вследствие чего вероятность их рекомбинации и диспропорционирования резко уменьшается, реакция радикальной полимеризации частично переходит в диффузионную область. За счет увеличения вязкости нарушается условие квазистационарности процесса,

в системе начинается накопление радикалов

$$\left| -\frac{d[\dot{M}]}{d\tau} \right| < \left| +\frac{d[\dot{M}]}{d\tau} \right|.$$

Отношение  $k_p/k_0$  тоже растет, так как  $k_0$  уменьшается. Все это вместе приводит к резкому увеличению общей скорости полимеризации. Так же гель-эффект приводит к увеличению молекулярной массы образующегося полиметилметакрилата, поскольку вероятность обрыва цепи уменьшается.[55]

Это явление крайне нежелательное в промышленном применении, поскольку вызывает быстрое и резкое увеличение температуры реагирующей среды, что часто приводит к наращиванию масштабов проблемы, нестабильность, горячие точки и странное поведение. Автоускорение от общего уровня свободных радикалов системы полимеризации особенно ярко выражено в процессе радикальной полимеризации ММА.

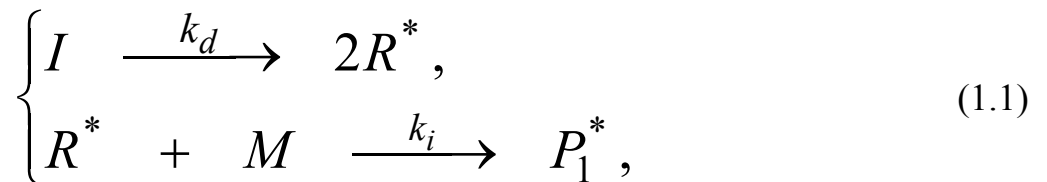
### 1.10 Кинетические схемы процесса получения полиметилметакрилата

Кооперативное влияние различных эффектов и факторов на протекание большинства, в том числе простейших по химизму, реакций в полимерах приводит к затруднению их количественного описания. Следует иметь в виду, что получаемые при количественном описании химических реакций полимеров константы скорости часто зависят от условий проведения реакции (тип

растворителя, температура и др.), так как эти условия влияют на конформационные, надмолекулярные и другие эффекты, которые, определяют возможность и степень протекания той или иной реакции. В большинстве случаев изучение кинетических закономерностей полимераналогичных превращений основано на кинетических измерениях превращений полимера в сравнении с соответствующим низкомолекулярным аналогом.[56]

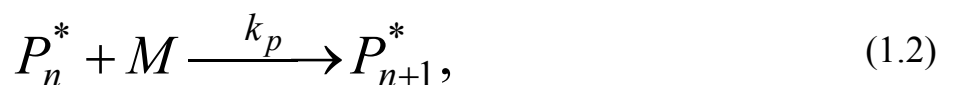
Процесс радикальной полимеризации метилметакрилата можно разбить на несколько основных элементарных стадий [91, 93]:

1. Инициирование, т.е. процесс образования активных центров, на которых вырастает макромолекула. Эту стадию реакции можно назвать рождением полимерной молекулы, которая описывается следующей кинетической схемой(1.1): [12, 13, 14, 41, 54, 58]



где  $I$  – концентрация инициатора, моль/м<sup>3</sup>;  $M$  – концентрация мономера, моль/м<sup>3</sup>;  $k_d$  – константа скорости распада инициатора, с<sup>-1</sup>;  $k_i$  – константа скорости зарождения цепи, м<sup>3</sup>/(моль×с);  $R^*$  – концентрация первичных радикалов, моль/м<sup>3</sup>;  $P_1^*$  – концентрация макрорадикалов с первым мономерным остатком, моль/м<sup>3</sup>.

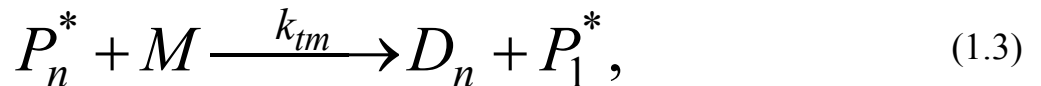
2. За инициированием следует стадия роста цепи. В ходе этой стадии молекулы мономера последовательно присоединяются к активным центрам, превращаясь в связанные друг с другом мономерные звенья полимера. Кинетическая схема имеет следующий вид(1.2) [12, 13, 14, 41,54, 58]



где  $P_n^*$  – концентрация макрорадикалов с  $n$  мономерными остатками, моль/м<sup>3</sup>;  $M$  – концентрация мономера, моль/м<sup>3</sup>;  $k_p$  – константа скорости роста цепи,

$\text{м}^3/(\text{моль}\times\text{с})$ ;  $P_{n+1}^*$  – концентрация макрорадикалов с  $(n+1)$  мономерным остатком,  $\text{моль}/\text{м}^3$ .

3. Некоторые исследователи вводят стадию переноса цепи через мономер [13]: Стадия переноса цепи, характеризуется образованием нового свободного радикала, способного продолжить рост только кинетической цепи (материальная цепь при этом обрывается). Кинетическая схема имеет вид(1.3):



где  $P_n^*$  – концентрация макрорадикалов с  $n$  мономерным остатком,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $M$  – концентрация мономера,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $k_{tm}$  – константа скорости передачи цепи на мономер,  $\text{м}^3/(\text{моль}\times\text{с})$ ;  $D_n$  – «мертвый» полимер с  $n$  мономерным остатком,  $P_1^*$  – концентрация макрорадикалов с первым мономерным остатком,  $\text{моль}/\text{м}^3$ .

4. Обрыв цепи, с образованием продукта, неспособного самопроизвольно продолжать свой рост (т.н. «мертвый» полимер) [12, 13, 14, 41,54, 58]

Растущая концевая группа макромолекулы может утратить свою активность. Этот процесс называют обрывом цепи. Образующийся при этом продукт, неспособный самопроизвольно продолжать свой рост называют «мертвым» полимером. Иногда макромолекула безвозвратно теряет способность к росту, такой процесс является истинным обрывом цепи. Кинетическая схема (1.4) выглядит следующим образом:



где  $P_n^*$  – концентрация макрорадикалов с  $n$  мономерным остатком,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $P_m^*$  – концентрация макрорадикалов с  $m$  мономерными остатками,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $k_t$  – константа скорости обрыва цепи,  $\text{м}^3/(\text{моль}\times\text{с})$ ;  $D_n$  – «мертвый» полимер с  $n$

мономерными остатками,  $D_m$  – «мертвый» полимер с  $m$  мономерными остатками;  $k_t$  – константа скорости обрыва цепи диспропорционированием,  $\text{м}^3/(\text{моль}\times\text{с})$ .

В соответствии с этой кинетической схемой разные исследователи приводят различные системы дифференциальных уравнений математической модели кинетики радикальной полимеризации ММА (1.5) [12], (1.6) [13], (1.7) [14, 41, 54, 58, 89]

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dI}{dt} = -k_d I \\ \frac{dM}{dt} = -2fk_d I - k_p M \lambda_0 \\ \frac{d\lambda_0}{dt} = 2fk_d I - k_t \lambda_0^2 \end{array} \right. \quad (1.5)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dI}{dt} = -k_d I - I \varepsilon \frac{1-x}{1+\varepsilon x} \lambda_0 (k_p + k_{tm}) \\ \frac{dx}{dt} = (k_p + k_{tm}) (1-x) \lambda_0 \\ \frac{d\lambda_0}{dt} = 2fk_d I - k_t \lambda_0^2 - \lambda_0^2 \varepsilon \frac{1-x}{1+\varepsilon x} (k_p + k_{tm}) \end{array} \right. \quad (1.6)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dI}{dt} = -k_d I \\ \frac{dM}{dt} = -k_p \frac{\lambda_0 M}{V} - k_i \frac{RM}{V} \\ \frac{dR}{dt} = 2fk_d I - k_i \frac{RM}{V} \\ \frac{d\lambda_0}{dt} = k_i \frac{RM}{V} - k_t \frac{\lambda_0 \lambda_0}{V} \end{array} \right. \quad (1.7)$$

где  $I$  – концентрация инициатора,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $M$  – концентрация мономера,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;  $\lambda_0$  – момент всех живых полимерных радикалов,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ,  $\varepsilon$  – коэффициент изменения объема в ходе реакции полимеризации,  $x$  – конверсия мономера,  $f$  – эффективность инициатора,  $R$  – количество молей первичных радикалов,  $\text{моль}$ ,  $V$  – объем реакционной смеси,  $\text{м}^3$ .



У разных исследователей эти схемы отличаются только способами учета ускорения реакции при больших степенях конверсии (гель - эффекта), и изменения эффективности инициатора. Следствием этого являются заметные отличия кинетических кривых. На Рисунок 1.3 представлено сопоставление трех кинетических моделей (1.5, 1.6, 1.7), полученное нами путем их численного интегрирования.

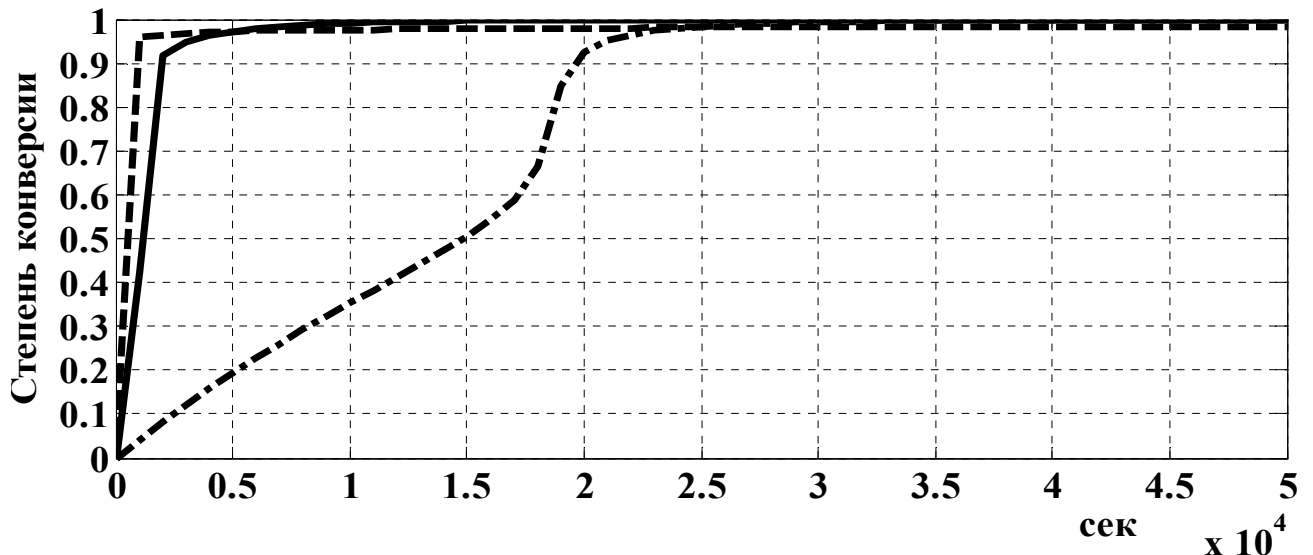


Рисунок - 1.3. Зависимость степени конверсии мономера (ММА) от времени для условий: температура процесса  $T = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$ , соотношение мономер – вода 2:1, концентрация инициатора БПО  $51.892\text{ моль/м}^3$

Модели: сплошная линия (1.5), штрихпунктирная (1.6), штриховая (1.7)

На Рисунок 1.3 видно, что отличия между ними весьма существенны, даже по порядку величины времени завершения реакции. Между тем необходима адекватная модель для выяснения особенностей динамического поведения реактора полимеризации и использования ее для создания системы автоматического управления процессом.

Выбор между кинетическими моделями может быть сделан только на основе экспериментальных данных. С этой целью необходимо провести экспериментальные исследования процесса синтеза полиметилметакрилата на физической модели.

### 1.11 Типовые схемы систем управления периодическим реактором процесса синтеза полиметилметакрилата (достоинства и недостатки)

Повышение эффективности управления является актуальной проблемой в условиях возрастающей сложности технологического оборудования, процессов и систем.

Для проектирования систем управления сложными объектами важную роль играет решение задач построения адекватных математических или имитационных моделей и синтеза алгоритмов управления, обеспечивающих решение задач в условиях нестационарности параметров объекта управления [10, 90].

В комплексной автоматизации параметров работы реактора полимеризатора в настоящее время применяются усовершенствованные алгоритмы управления, основанные на оптимизации параметров и минимизации влияния факторов возмущения.

Одной из наиболее популярных в настоящее время моделей управления реактором-полимеризатором в производстве суспензионного ММА, базирующейся на математических методах оптимизации, является теория управления динамическими объектами с использованием прогнозирующих моделей Model Predictive Control (MPC) представленной на рисунке 1.4. [22]

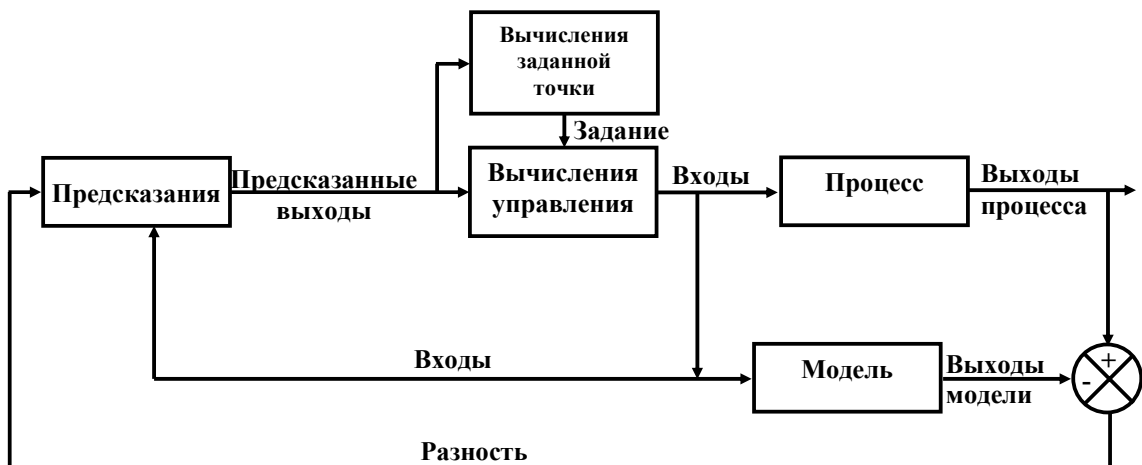


Рисунок - 1.4 Общая структурная схема системы управления с прогнозирующей моделью [23]

Существо MPC-подхода составляет следующая схема управления динамическими объектами по принципу обратной связи [24, 67, 68, 69, 70, 71, 72, 73, 76]:

Рассматривается некоторая (относительно простая) математическая модель объекта, начальными условиями для которой служит его текущее состояние. При заданном программном управлении выполняется интегрирование уравнений этой модели, что дает прогноз движения объекта на некотором конечном отрезке времени (горизонте прогноза).

Выполняется оптимизация программного управления, целью которого служит приближение регулируемых переменных прогнозирующей модели к соответствующим задающим сигналам на горизонте прогноза. Оптимизация осуществляется с учётом всего комплекса ограничений, наложенных на управляющие и регулируемые переменные.

На шаге вычислений, составляющем фиксированную малую часть горизонта прогноза, реализуется найденное оптимальное управление и осуществляется измерение (или восстановление по измеренным переменным) фактического состояния объекта на конец шага.

Горизонт прогноза сдвигается на шаг вперед, и повторяются пункты 1 - 3 данной последовательности действий.

Приведенная схема может быть объединена с предварительным проведением идентификации уравнений модели, используемой для выполнения прогноза.

Основным достоинством MPC-подхода, определяющим его успешное использование в практике построения и эксплуатации систем управления, служит относительная простота базовой схемы формирования обратной связи, сочетающаяся с высокими адаптивными свойствами. Последнее обстоятельство позволяет управлять многомерными и многосвязными объектами со сложной структурой, включающей нелинейности, оптимизировать процессы в режиме реального времени в рамках ограничений на управляющие и управляемые переменные, учитывать неопределенности в задании объектов и возмущений.

Однако, существуют и существенные недостатки использования MPC - подхода, а именно отсутствие систематизированных правил настройки регуляторов и громоздкие вычисления.

Другие авторы [25, 26, 73, 74, 76] предлагают применять для управления реактором-полимеризатором метод GLC – Global Linearising Control.

Данный метод управления основан на математической модели процесса. Является основой для проектирования нелинейных систем управления. Разница между заданием и выходной координатой описывается линейными дифференциальными уравнениями первого порядка, другими словами, обратная связь используется для ликвидации нелинейности процесса. В этом случае отношение между заданием и выходной координатой описывается линейным дифференциальным уравнением первого порядка. Для применения метода GLC все переменные процесса должны измеряться или оцениваться (предполагаться) в режиме реального времени, в зависимости от возможности измерения данных переменных были предложены следующие схемы рис 1.6-1.8

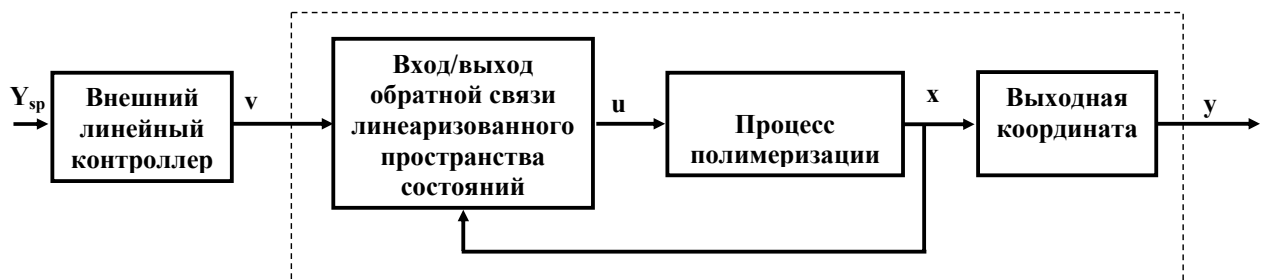


Рисунок - 1.6. GLC блок схема контроллера с областью полных измерений

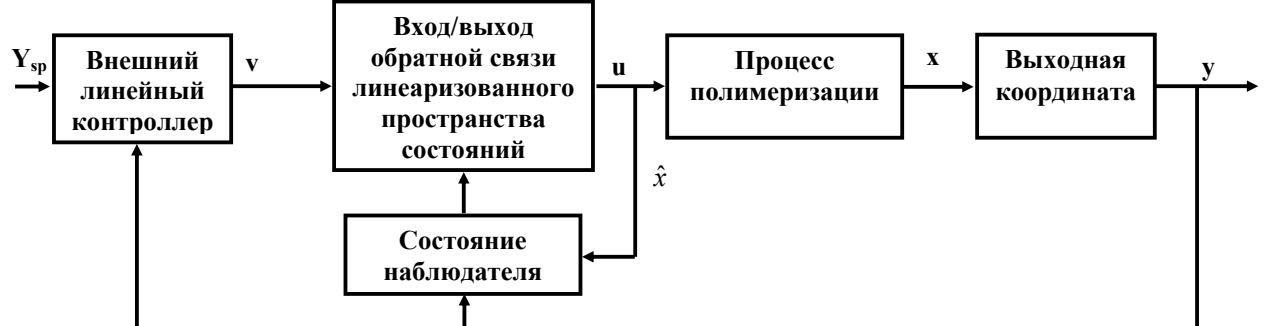


Рисунок - 1.7. GLC блок схема контроллера измерения только выходов



Рисунок - 1.8. GLC блок схема контроллера гибридная схема с частичной областью измерений

Схема GLC на рисунке 1.6, используется когда все переменные процесса измеряются в режиме онлайн, в этом случае контроллер смешанная область а выход - обратная связь контроллера.

Схема GLC на рисунке 1.7 используется для измерения только значения выходных переменных, необходим наблюдатель для оценки всех переменных.

Схема GLC на рисунке 1.8 использует частичные измерения, измеряется только часть переменных в дополнении к выходам, в этом случае наблюдатель нужен для оценки переменных, которые не измеряются, представляет собой управления являющейся гибридом от схем 1.6 и 1.7.

В общем виде метод может быть представлен следующей блок схемой, представленной на рисунке 1.9

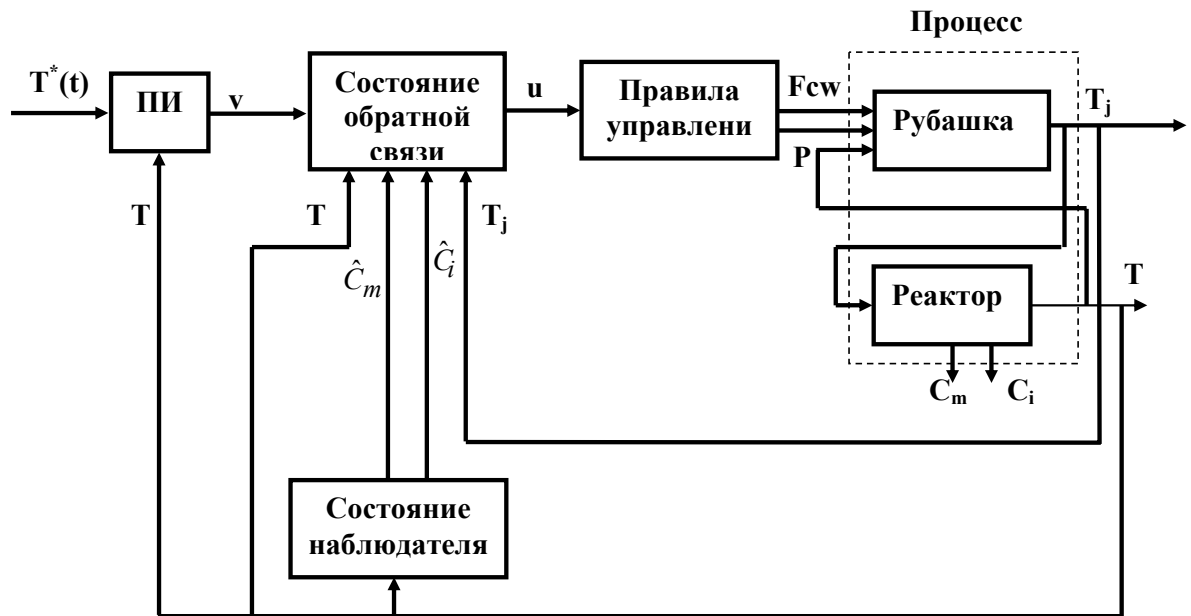


Рисунок - 1.9 Блок схема GLC метода

$T^*(t)$  - оптимальная температура реактора;  $T_j$ -температура рубашки;  $C_i$ -концентрация инициатора;  $C_m$ -концентрация мономера;  $F_{cw}$ -вход поток охлаждающей жидкости;  $P$ -мощность нагревателя;  $v$  – выход с регулятора;  $u$  – единичный управляемый вход, полученный путем координации 2 актуальных управляемых значений  $F_{cw}$  и  $P$ ;  $T$  – выходная координата;  $\hat{C}_m$  - оценочное значение концентрации мономера;  $\hat{C}_i$  – оценочное значение концентрации инициатора.

Основным недостатком метода GLC заключается в том, что для его реализации необходимо построить наблюдатель, для оценки параметров которые не возможно контролировать (например, конверсия полимера), но необходимо учитывать так как они вносят существенные возмущения в работу САУ.

Применение классических методов синтеза, как правило, предполагает, что объекты управления описываются линейными динамическими звеньями невысокого (обычно не выше третьего) порядка. Указанное допущение часто приводит к тому, что классические регуляторы на практике не обеспечивают заданные показатели качества управления [103].

В теории автоматического управления особое внимание всегда уделялось проблеме синтеза математических моделей при недостаточной информации об объекте управления и действующих на него полезных сигналах и помехах [104].

Для подавляющего большинства объектов химической технологии, которыми необходимо управлять, построение точных математических моделей практически невозможно ввиду их плохой формализуемости. К тому же, эти объекты могут функционировать в среде, свойства которой изменяются или же вообще не могут быть определены заранее [99, 105].

Общей предпосылкой для применения нечетких систем управления является, с одной стороны, наличие неопределенности, связанной как с отсутствием информации об управляемом объекте, так и сложностью управляемой системы и невозможностью или нецелесообразностью ее описания традиционными методами, и с другой стороны, наличие информации качественного характера об объекте, необходимых управляющих воздействиях, возмущениях и т. п. [106].

Среди причин распространения Fuzzy-управления обычно выделяют следующие [108-117]:

- 1) возможность синтеза систем управления в условиях неопределенности, когда об объекте управления и необходимом управлении имеется информация лишь качественного характера;

- 2) особые свойства систем управления с нечеткой логикой, в частности, малая чувствительность к изменению параметров объекта управления;

- 3) синтез систем управления сложными объектами с применением методов нечеткой логики зачастую менее трудоемок, чем традиционных систем управления;

4) лингвистическая форма задания информации достаточно проста в интерпретации;

5) нечеткой системой может быть аппроксимирована произвольная гладкая функция.

Известно, что процесс радикальной полимеризации ММА, протекающий в реакторе периодического действия является слабоструктурированными объектом, подверженный достаточно большому числу возмущений, основным из которых является наличие гель-эффекта, отсутствия априорной информации о реакции системы, а так же нестационарность параметров реактора – полимеризатора делает применение систем управления на базе нечеткой логики для управления реактором – полимеризатором наиболее актуальной задачей.

Опыт создания систем автоматического управления для реактора полимеризатора ММА, в условиях большой неопределенности и неполноты знаний об физических и химических процессах протекающих в ходе реакции полимеризации, нечеткости описаний показал неэффективность применения только формальных, классических методов теории управления [104].

Управление такими объектами в условиях недостатка информации, описывающих протекающие в системе процессы, возможно только с использованием адаптивных принципов построенных на базе нечеткой логики [97, 100, 105].

Исходной информации при управлении процессом полимеризации ММА недостаточно для построения системы управления с заданными показателями качества. В адаптивных системах на базе нечеткой логики недостаток априорной информации восполняется в процессе функционирования на основе текущих данных о поведении объекта. Эти данные обрабатываются в режиме реального времени и используются для повышения качества системы управления [98].

Существенным недостатком четких систем управления является необходимость полной, достоверной информации о системе, в связи с чем применение систем автоматического управления основанных на использовании

нечеткой логики, позволяет обеспечить формализацию качественных, не полных в смысловом отношении понятий и связей [100, 103].

Ввиду неполноты информации и наличия неопределенности, для системы управления технологическим процессом полимеризации MMA, целесообразно применение метода искусственного интеллекта, основанного на нечетком управлении (Fuzzy Control), под которым понимается, основанная на эмпирически приобретенных знаниях относительно технологического процесса, стратегия управления, в которой, в качестве посылки и заключения используются лингвистические переменные, дающие возможность избежать ограничений, присущих классическим системам автоматического управления.[95]

На рис 1.10 представлена простейшая система управления с нечетким контроллером, который включает в себя последовательность шагов: фаззификация, база нечетких правил, дефаззификация.

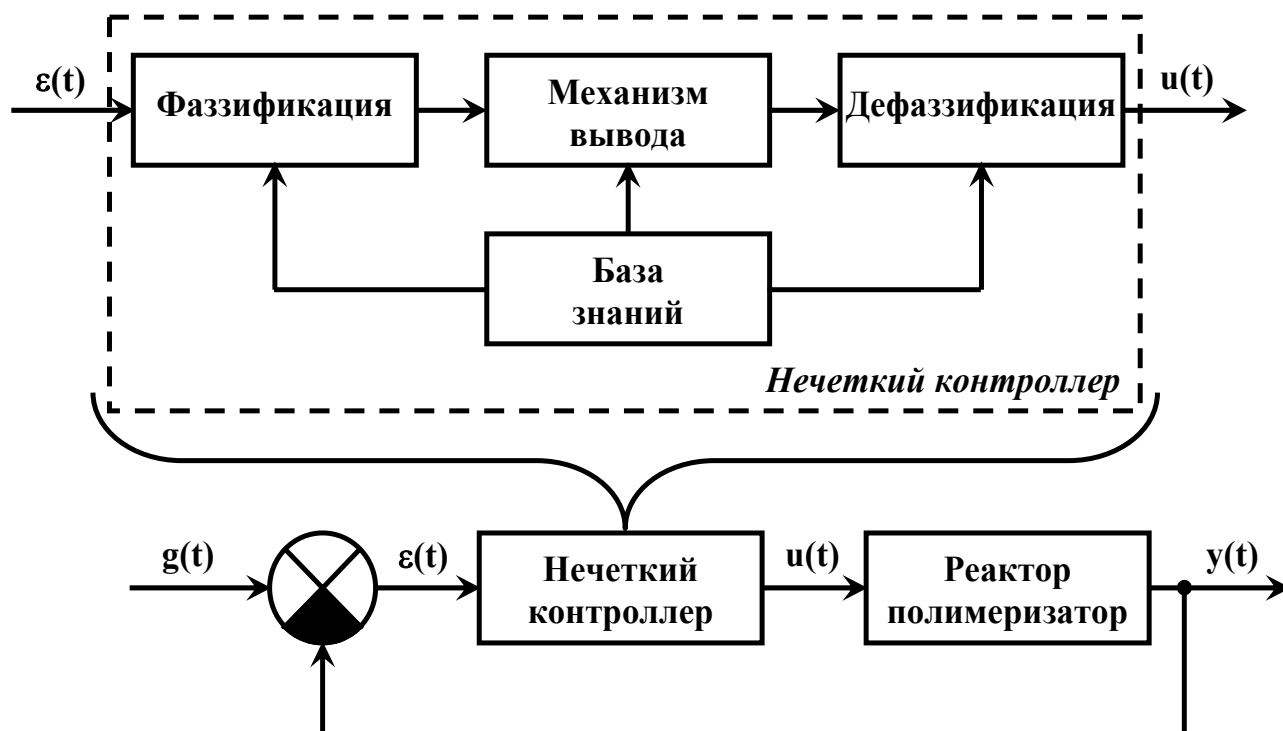


Рисунок - 1.10 Система управления с нечетким контроллером

Где  $g(t)$  – задание,  $\varepsilon(t)$  – ошибка рассогласования,  $u(t)$  – выходной сигнал нечеткого контроллера,  $y(t)$  – регулируемая переменная

На стадии фаззификации переменная, представляющая собой реальное значение конвертируется в набор правил, т.е. нечетких переменных,



называемых термы. Процесс фаззификации происходит через соответствующие характеристические функции – функции принадлежности, где входной сигнал сравнивается с правилами для определения его принадлежности. Основными сложностями данного этапа является выбор вида функции принадлежности и их количество. В общем виде имеется набор 3 различных нечетких множеств, каждое из которых соответствует различным переменным процесса. Например, для одной из групп может использоваться сигнал ошибки, скорость его изменения или выходная переменная контроллера.

На стадии дефаззификации нечеткий набор выходных значений конвертируется в одно значение, являющееся управляющим воздействием на соответствующие исполнительные устройства контуров регулирования. Основными сложностями данного этапа является выбор вида дефаззификации. Эквивалентом процесса дефаззификации является поиск оптимального среднего значения из набора переменных.

База знаний, является «сердцем» алгоритма нечеткой логики. Правила описывают выход контроллера для всех комбинаций входных значений. Данные правила представляют собой условие «если...то».

На данном этапе алгоритма, входному значению присваивается значение правила из базы правил.

Существуют четыре способа составления правил нечеткого управления, т.е. проектирования нечеткого регулятора:

- 1 – на основе опыта и знаний эксперта
- 2- путем создания модели действий оператора
- 3 – путем обучения
- 4 – на основе нечеткой модели оборудования [107].

Данные процедуры очень объемны и сложные. Стоит добавить, что нет точного описания, как эти процедуры повлияют на реакцию системы.

Таким образом нечеткий регулятор позволяет связать измеренные выходные параметры процесса с командами управления через базу экспертных знаний, выраженные и записанные в виде логических правил.[96,100]

Настройка нечетко контроллера может быть выполнена следующим образом:

- настройка функции принадлежности
- замена конечного числа значений, описывающих вывод
- переформулировка базы знаний

Как и у любых систем управления, у систем с нечеткой логикой существуют области, в которых их применение является наиболее предпочтительным. В качестве таких областей обычно выделяют следующие [108-117]:

- 1) системы регулирования, для которых модель объекта управления определена лишь качественно;
- 2) надстройка над традиционными системами регулирования (например, над ПИД-регуляторами) для придания им адаптивных свойств;
- 3) воспроизведение действий человека-оператора;
- 4) системы организационного управления верхнего уровня.

Одним из серьезных недостатков нечетких систем управления является невозможность предсказания поведения системы на несколько шагов вперед, так как существующий математический аппарат нечеткой логики позволяет строить правила управления, связывающие лишь текущее состояние объекта с желаемым при помощи управляющего воздействия, которое необходимо предпринять в текущей ситуации [105].

#### Особенности нечеткого управления

- 1- правила нечеткого управления, будучи условными высказываниями типа «если...то» являются логическими
- 2- параллельное управление – заключается в том, что нечеткие методы управления существенно различаются
- 3- Правила записываются словами в форме «если...то», т.е. можно организовать управление в виде диалога с оператором [107].

Рассмотрим некоторые наиболее известные варианты построения САУ на основе нечеткой логики

### 1. Последовательная схема нечеткого управления.

Простейшая последовательная схема нечеткого управления показана на Рисунок 1.11.

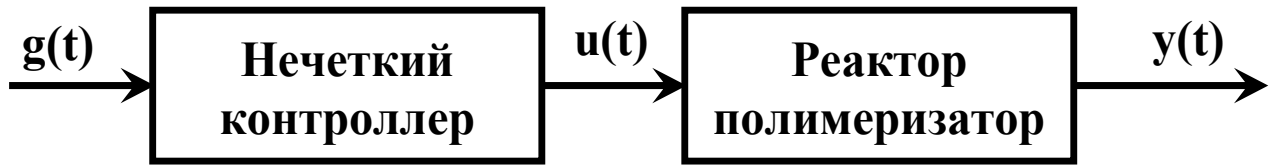


Рисунок - 1.11. Последовательная схема нечеткого управления

В данном случае используется разомкнутая схема управления без отрицательной обратной связи. Достоинствами такой схемы являются простота и отсутствие проблем с устойчивостью. К недостаткам можно отнести следующее: при наличии неконтролируемых возмущений, а также нестационарности объекта управления данная схема не гарантирует, что выходной сигнал ОУ будет соответствовать опорному сигналу; эта схема не способна управлять неустойчивым объектом.

### 2. Система нечеткого управления с отрицательной обратной связью

Система с отрицательной обратной связью показана на Рисунок 1.12



Рисунок - 1.12. Система нечеткого управления с отрицательной обратной связью

Достоинством такой схемы является способность обеспечивать высокое качество управления при наличии неконтролируемых возмущений, а также нестационарности и неустойчивости ОУ. Недостатком схемы является сложность синтеза нечеткого регулятора.

### 3. Система управления с fuzzy-моделью ОУ [118-120].

Группа примеров успешного fuzzy-управления представлена обобщенной структурой с fuzzy-моделью объекта на Рисунок 1.13. Основное управляющее устройство (УУ) настраивается по нечеткой модели ОУ.

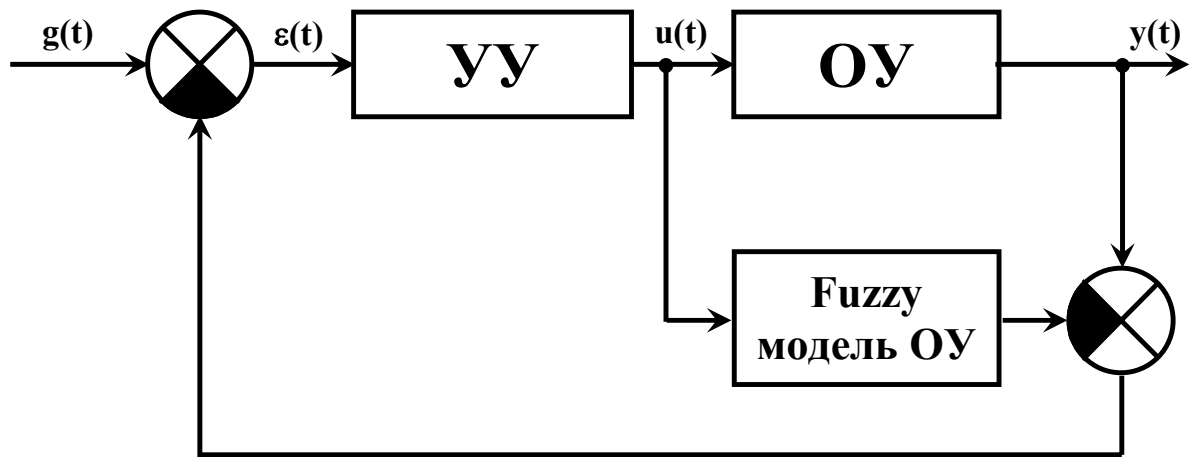


Рисунок - 1.13. Система управления с fuzzy-моделью ОУ

4. Система управления с нечетким супервизором представлена на Рисунок 1.14

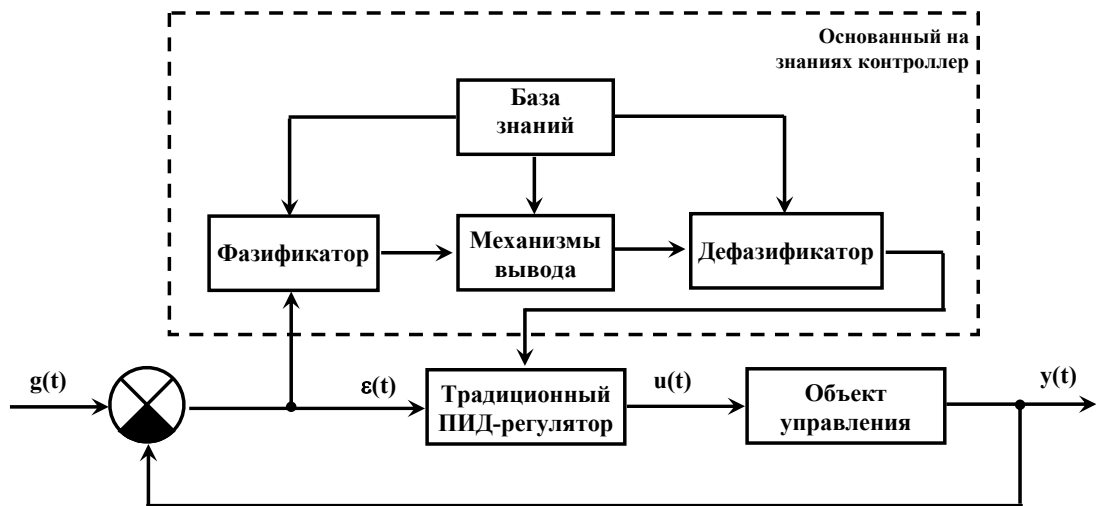


Рисунок - 1.14. Система управления с нечетким супервизором

В данном случае, с помощью системы нечеткого вывода изменяют или оптимизируют параметры основного управляющего устройства УУ (например, ПИД-регулятора) при изменяющихся параметрах ОУ. При этом часто используют стратегию адаптации, выработанную человеком-оператором. Как указывается в ряде публикаций [118], достоинствами схемы являются значительно лучшие показатели качества управления по сравнению с ранее рассмотренными нечеткими САУ.

Ключевая задача при построении нечеткой супервизорной САУ – создание базы нечетких продукционных правил. Для ее решения часто используются следующие способы: интервьюирование опытного оператора, либо фиксирование решений, принимаемых оператором в различных ситуациях.

Авторами работ [121, 122] используется другой способ построения базы знаний нечеткого логического контроллера – на основе оптимальной траектории переходного процесса [106].

### **1.12 Обоснование цели и задач диссертационной работы**

1. Проведен анализ суспензионной полимеризации метилметакрилата, показаны основные преимущества и недостатки данного метода синтеза.

2. Проанализированы кинетические схемы радикальной полимеризации ММА и кинетические модели их описывающие. Показано, что общая кинетическая схема описывается различными моделями и каждая модель дает различные данные по протеканию процесса.

В связи с этим необходимо провести исследования процесса синтеза ММА с целью разработать адекватную математическую модель.

3. Показано большое разнообразие САУ реактором полимеризатором ММА, но все рассмотренные модели не учитывают изменение параметров объекта управления (реактора), которые меняются по нелинейным зависимостям.

В связи с этим необходимо разработать систему управления, которая будет учитывать это изменение.

## **2 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА РАДИКАЛЬНОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ МЕТИЛМЕТАКРИЛАТА НА ФИЗИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА**

### **2.1 Обоснование использования физических моделей процессов и физическое моделирование**

Суспензионная полимеризация ММА является сложным химико-технологическим процессом, включающим в себя несколько операций. Центральным аппаратом в технологической схеме получения ПММА является реактор – полимеризатор периодического действия [40, 46].

Для разработки новых и совершенствования действующих технологических процессов синтеза полимеров необходимо изучение их работы на моделях, т.е. на исследовательских объектах, отличающихся от промышленных масштабами, параметрами и свойствами технологических потоков и обеспечивающих при этом получение информации о процессе, позволяющей обеспечить разработку промышленного объекта. Различают два основных подхода к решению задачи моделирования:

1. Физическое моделирование процесса на лабораторных и пилотных установках. Это метод исследований на моделях, которые имеют одинаковую с оригиналом физическую природу и воспроизводят весь комплекс свойств изучаемых явлений. Научной основой физического моделирования является теория подобия. Метод физического моделирования находит широкое применение в химической технологии. Этот метод позволяет получить необходимый опытный материал, объяснить механизм изучаемых явлений. Кроме того, к преимуществам метода физического моделирования следует отнести полную воспроизводимость процесса, наглядность изучения явлений, не поддающихся математическому описанию [28].
2. Математическое моделирование, основанное на математическом описании в виде серии комплексных расчетов.[29]

## 2.2 Описание физической модели процесса синтеза ПММА

Сотрудниками и аспирантами кафедр «Автоматизация производственных процессов» и «Химическая технология органических веществ и полимерных материалов» НИ РХТУ имени Д.И. Менделеева создана физическая модель [30] для изучения процессов суспензионной полимеризации, структурная схема которой изображена на рисунке 2.1.

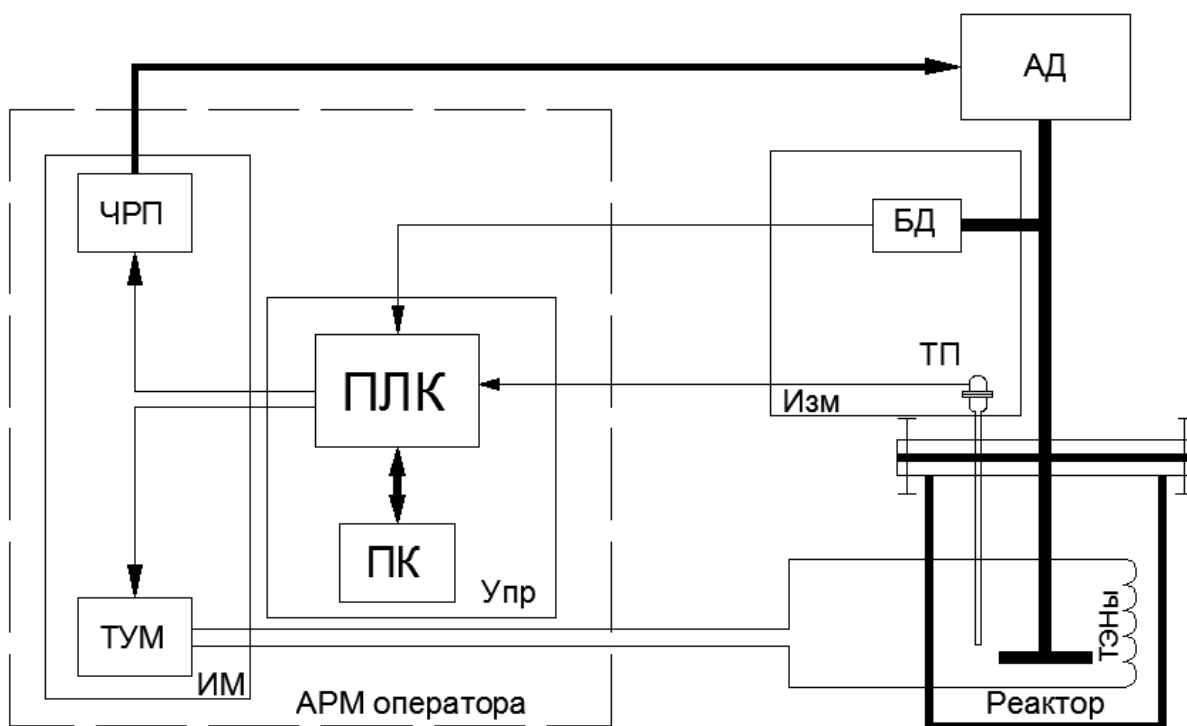


Рисунок - 2.1. Структурная схема установки

Она состоит из:

АД - асинхронный двигатель, Изм - измерительный блок, включающий в себя: ТП - термопара, БД - бесконтактный датчик числа оборотов мешалки; ИМ - блок исполнительных механизмов, в который входят: ЧРП - частотно-регулируемый привод электродвигателя, ТУМ - тиристорный усилитель мощности; Упр - блок программного управления и регистрации данных, состоит из: ПЛК - программируемый логический контроллер, ПК - персональный компьютер

### 2.2 Описание лабораторного реактора

Лабораторный реактор представляет собой цилиндрический сосуд объемом 350 мл, с эллиптическим дном, выполненный из нержавеющей стали. Внешняя поверхность реактора покрыта слоем диэлектрического герметика, на который намотана нихромовая спираль, являющаяся нагревательным

элементом. Наружный слой выполнен из листового асбестокартон, служащего для снижения теплопотерь и дополнительной защиты от поражения электрическим током.

Крышка реактора также выполнена из нержавеющей стали и имеет доскообразную форму. В крышке имеются отверстия для мешалки, датчика температуры и два штуцера для загрузки компонентов.

В отличие от промышленного реактора, где стабилизация температуры реакционной смеси обеспечивается за счет подачи охлаждающей воды в рубашку реактора, лабораторный реактор необходимо нагревать. Обогрев лабораторного реактора происходит за счет выделения тепла при протекании электрического тока по нихромовой спирали, обладающей высоким удельным электрическим сопротивлением [1].

Создание гидродинамического режима в реакторе производится 4-х лопастной мешалкой пропеллерного типа, приводимой в движение 3-х фазным асинхронным электродвигателем мощностью 0,2 кВт. Схематически реактор изображен на рис. 2.2.

Полный объем реактора составляет 350 мл, геометрические размеры представлены ниже:

- Внутренний диаметр реактора  $d_1 = 0.071$  м
- Внешний диаметр реактора  $d_2 = 0.091$  м
- Внешний диаметр реактора + толщина внутреннего слоя слюды  
 $d_3 = 0.0916$  м
- Внешний диаметр реактора + толщина нихромовой нити в изоляции  
 $d_4 = 0.1116$  м
- Высота реактора  $H = 0.07$  м
- Толщина стенки реактора  $\delta_3 = 0.01$  м
- Толщина стенки наружного слоя асбеста  $\delta_1 = 0.01$  м
- Толщина стенки внутреннего слоя слюды  $\delta_2 = 0.0003$  м
- Толщина слоя нихромовой нити  $\delta_4 = 0.001$  м
- Толщина крышки реактора  $\delta_5 = 0.01$  м



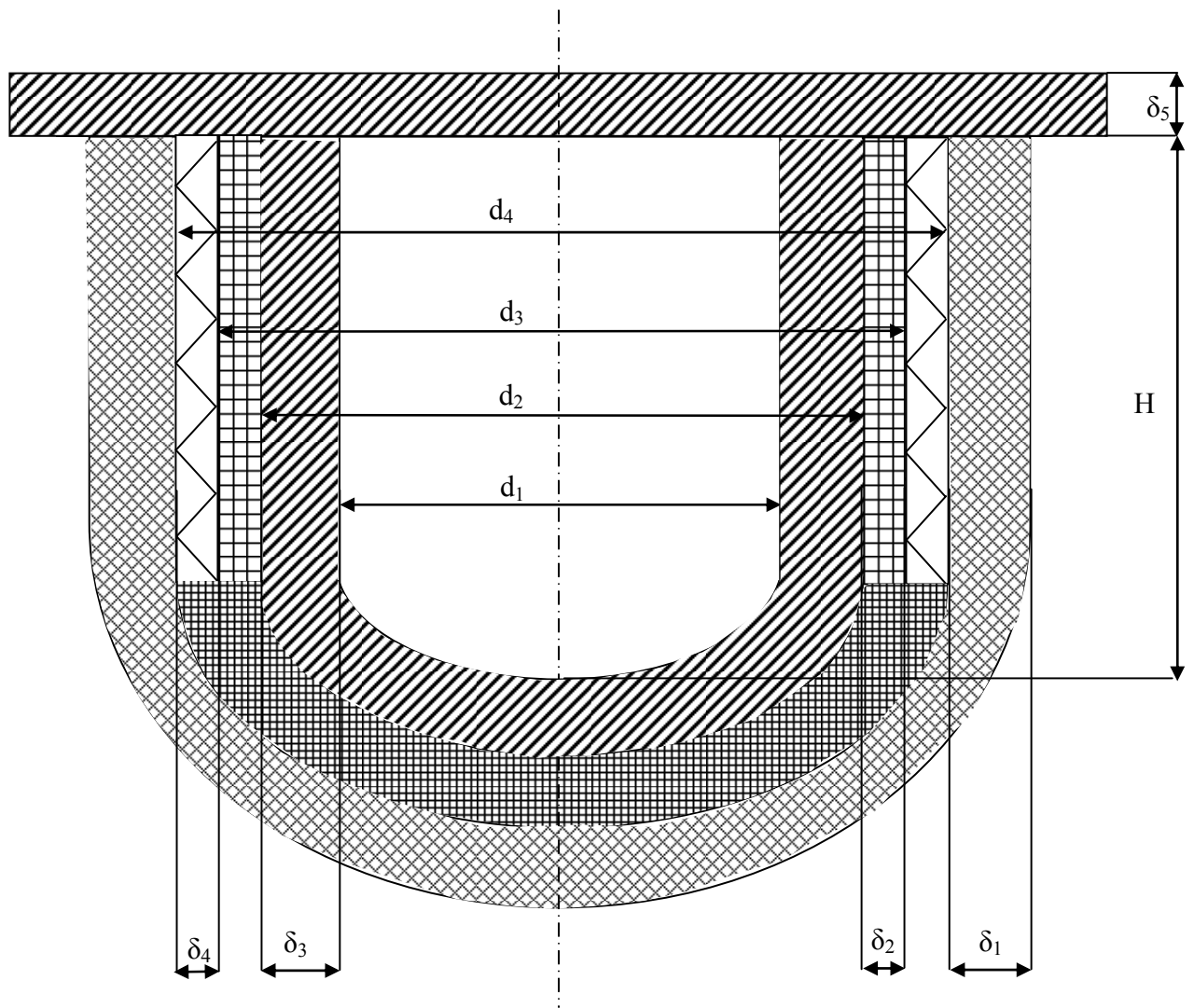


Рисунок - 2.2. Лабораторный реактор

В общем виде физическая модель представляет собой реактор и блок автоматики, включающий в себя АРМ оператора установки, датчики, ПЛК и исполнительные устройства.

Лабораторная установка после загрузки необходимых реагентов и вывода на режим работает полностью в автоматическом режиме, с фиксацией в блок памяти следующих параметров процесса в режиме реального времени:

- 1 Мощность на нагревательный элемент (нихромовая нить)
- 2 Мощность на электродвигателе
- 3 Температура реакционной смеси
- 4 Скорость вращения мешалки

Полученные данные позволяют выделить и проанализировать характерные особенности протекания процесса полимеризации, а именно:

- 1 Влияние примесей
- 2 Влияние концентраций реагентов(инициатора, стабилизатора)
- 3 Влияние температуры
- 4 Влияние вязкости (гель-эффекта)
- 5 Влияние интенсивности перемешивания и т.д.

Полученные результаты дают основания для корректировки имеющихся данных о процессе суспензионной полимеризации метилметакрилата. Также стоит заметить, что данная установка может быть использована не только для изучения процессов полимеризации, но и для других химико-технологических процессов протекающих в реакторе идеального смешения, а также изучение гидродинамики реактора, тепловых режимов работы и др.

## **2.2 Система автоматического управления лабораторной установкой**

Система управления лабораторным реактором состоит из двух контуров. Первый контур обеспечивает стабилизацию заданной температуры реакционной смеси, являющейся одним из важных факторов, влияющих на протекание химической реакции в нужном направлении и с заданной скоростью, второй - стабилизация скорости вращения мешалки.

Первый контур включает в себя датчик – термопару (100-1), исполнительное устройство, в качестве которого используется блок управления током резистивной нагрузки (100-2) и ТЭНы (нихромовая нить).

Во второй контур входит бесконтактный индукционный датчик (700-1), исполнительное устройство – векторный преобразователь частоты (700-2). Функциональная схема автоматизации лабораторной установки представлена на рисунке 2.3.

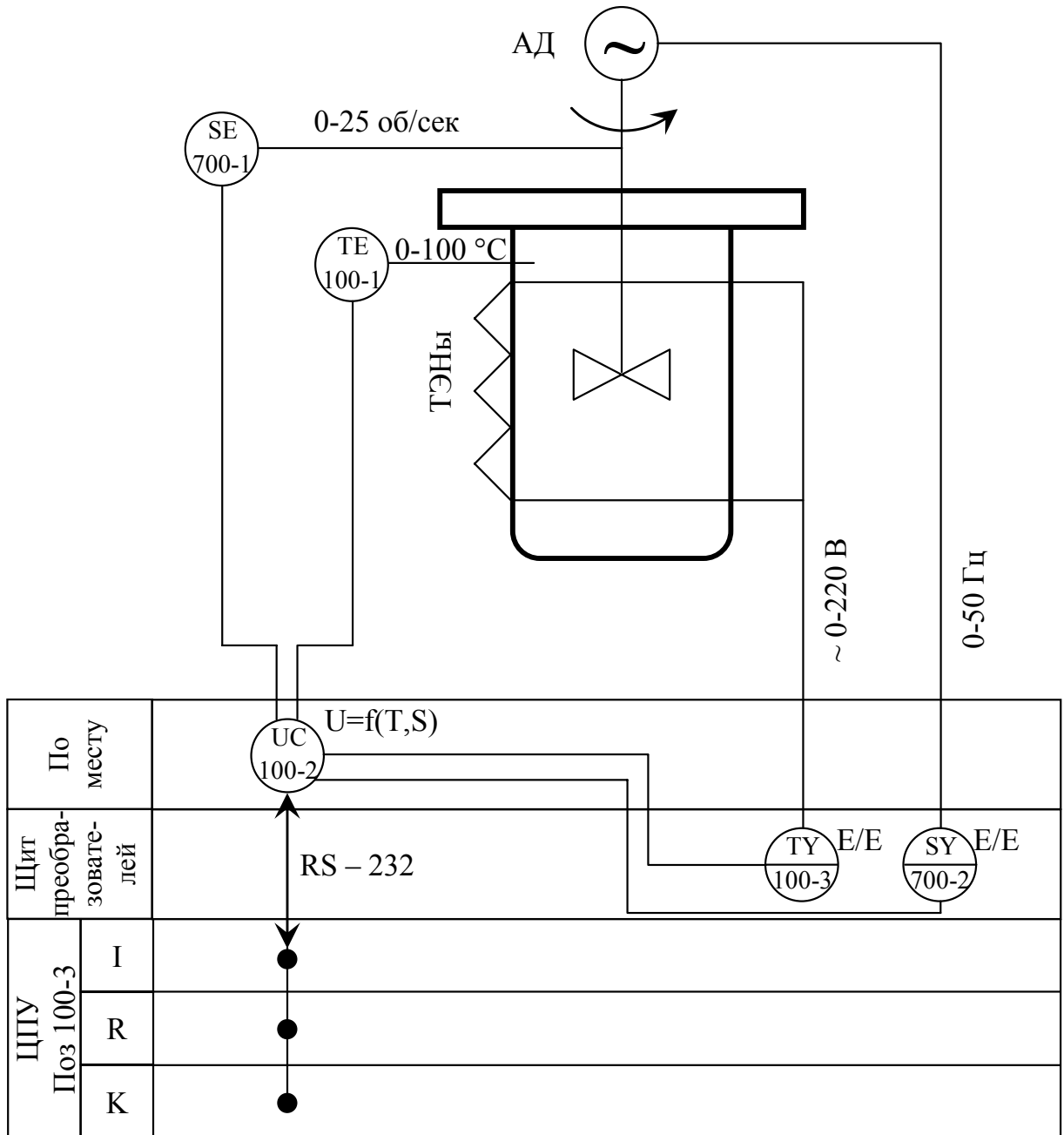


Рисунок - 2.3. Функциональная схема автоматизации лабораторного реактора

### 2.3 Методика проведения экспериментов

На базе разработанной установки проводились исследования процесса суспензионной полимеризации метилметакрилата. Для получения полиметилметакрилата в качестве исходных веществ используются:

1. Метилметакрилат, ГОСТ 20370-74, химическая формула мономера  $CH_2 = C(CH_3)COOCH_3$ . По, внешнему виду бесцветная, прозрачная, однородная жидкость, с характерным эфирным запахом, растворимость в воде 0,023% (по

массе), температура кипения  $101^{\circ}\text{C}$ , плотность  $0,935 \text{ г/см}^3$ . Очистка метилметакрилата от ингибитора производилась 5%-ным раствором щелочи (5-7 раз). Затем метилметакрилат промывают дистиллированной водой до нейтральной среды (5-7 раз). Очищенный метилметакрилат хранится в холодильнике в тщательно изолированном от воздуха виде [78].

2. Пероксид бензоила (БПО) – инициатор полимеризации, ГОСТ 14888-78, химическая формула  $(\text{C}_6\text{H}_5\text{COO})_2$ . По внешнему виду – кристаллы белого цвета, температура кипения  $106-108^{\circ}\text{C}$ , труднорастворимые в воде [79].

3. Поливиниловый спирт (ПВС) – стабилизатор суспензии, ГОСТ 10779-78,  $[-\text{CH}_2 - \text{CH}(\text{OH})-]_m$ . По внешнему виду – порошок белого цвета, хорошо растворим в воде, температура разложения  $230^{\circ}\text{C}$  [80].

4. Дихлорэтан, ГОСТ 1942-86, химическая формула  $\text{ClCH}_2 - \text{CH}_2\text{Cl}$  – растворитель, температура плавления  $-35^{\circ}\text{C}$ ; температура кипения  $83,5-84^{\circ}\text{C}$ , плотность  $1,253 \text{ г/см}^3$ . По внешнему виду прозрачная однородная жидкость с сильным неприятным запахом. Применялся без дополнительной очистки для растворения ПММА на дне, стенках реактора и мешалке в виде смеси с водой в соотношении 1:1 [81].

В работе использовался 1% - ый раствор ПВС в дистиллированной воде. Количество исходных веществ рассчитывается по формуле (2.1):

$$\omega = \frac{m_1}{m_1 + m_2} \quad (2.1)$$

где  $\omega$  – массовая доля;  $m_1$  – масса растворенного вещества, г;  $m_2$  – масса растворителя, г.

На разработанной физической модели проведено исследование процесса суспензионной полимеризации метилметакрилата. Процесс протекает около 3-5 часов, в течении которого температура и скорость вращения мешалки поддерживается постоянным.

В реактор, после продувки азотом, в расчетных количествах загружают чистый метилметакрилат, дистиллированную воду, стабилизатор (1% раствор ПВС в воде), после этого включается система управления. После выхода

установки на рабочий режим (примерно через 1 час) загружается заранее приготовленный раствор инициатора в метилметакрилате и система продувается азотом для создания инертной атмосферы.

В качестве примера приведем описание типичного опыта. С помощью мерных цилиндров отмеряют 70 мл чистого ММА, 114 мл дистиллированной воды, 14 мл 1% раствора ПВС. Вещества загружаются в реактор, включается управление. Величины температуры и скорости вращения мешалки задаются предварительно непосредственно в программе управления (температура 60<sup>0</sup>С, частота вращения мешалки 500 об/мин). Готовится раствор инициатора: на технических весах в химическом стакане взвешивается 2,54 г. БПО. После выхода реактора на заданный температурный режим навеска сыпается в реактор через воронку, а её остатки из стаканчика и воронки смываются 15 мл ММА.

В ходе синтеза архивируются параметры процесса для последующей обработки с использованием прикладных программ.

Полученный в ходе синтеза полиметилметакрилат промывается в сите с размером ячейки 0,04 мм под теплой водой в течении нескольких минут, после чего сушится на фильтровальной бумаге при комнатной температуре в течении суток.

По окончании опыта реактор очищается от налипшего на внутренние стенки, мешалку и датчик полимера. Наиболее крупные налипания удаляются механически с применением различного инструмента, а затем идет химическая очистка. Для этого в реактор заливают дихлорэтан и включается электропривод мешалки на 30-45 минут. После этого чистка окончена, реактор разбирается, сливается дихлорэтан, все части протираются насухо и накрываются плотной материей до следующего эксперимента.

## **2.4 Определение статических характеристик**

Для снятия статической характеристики лабораторного реактора на вход объекта управления подавали ступенчатое входное воздействие с определенным шагом и снимали значение выходной величины по завершению

переходного процесса. Для температуры входное значение изменялось с шагом 0,2 В от 0 до 2,2 В, а по скорости вращения с шагом 2В в диапазоне от 0 до 8 В. Статическая характеристика по температуре представлена на рисунке 2.4, а по частоте на рисунке 2.5.

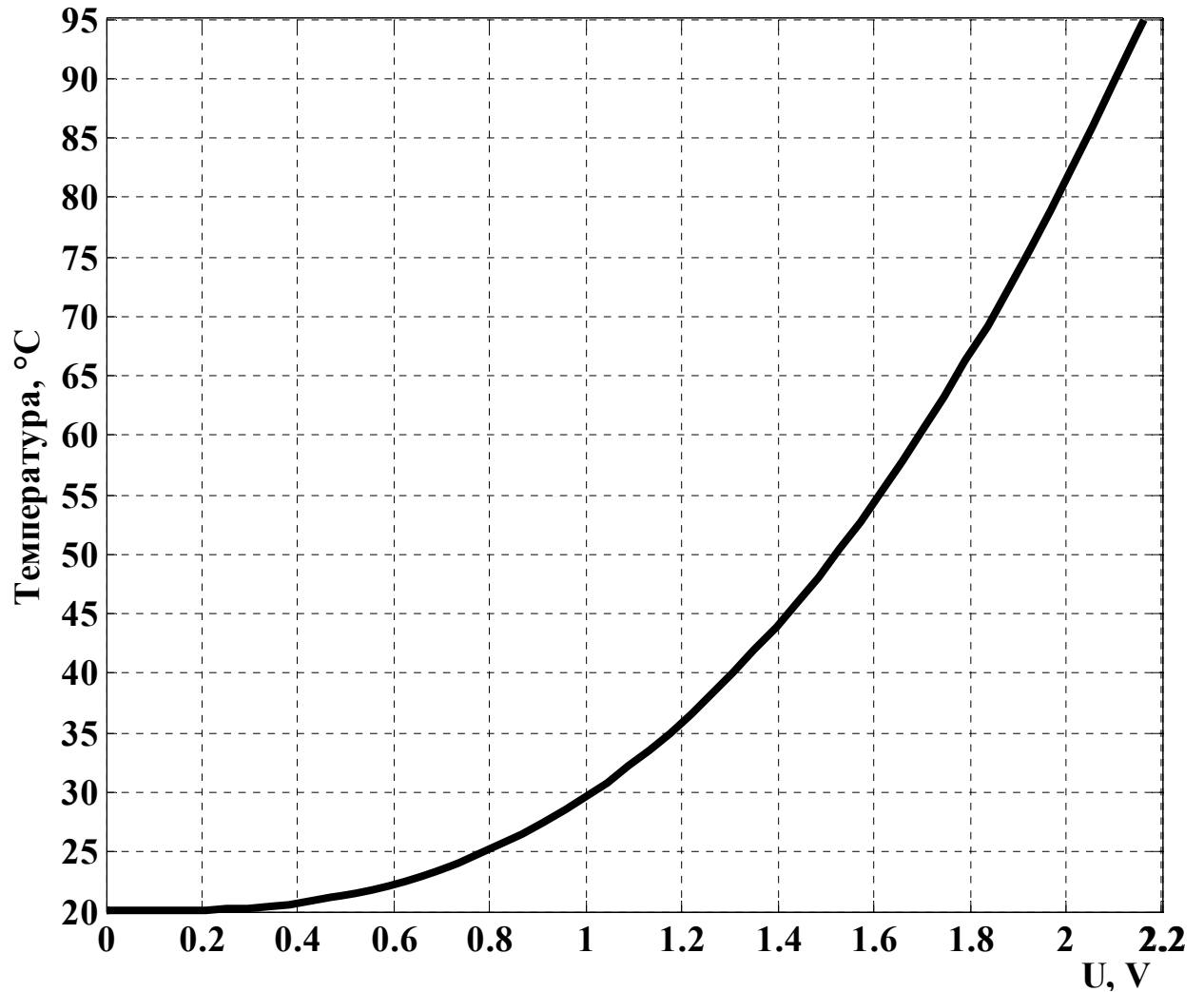


Рисунок - 2.4. Статическая характеристика лабораторного реактора по температуре

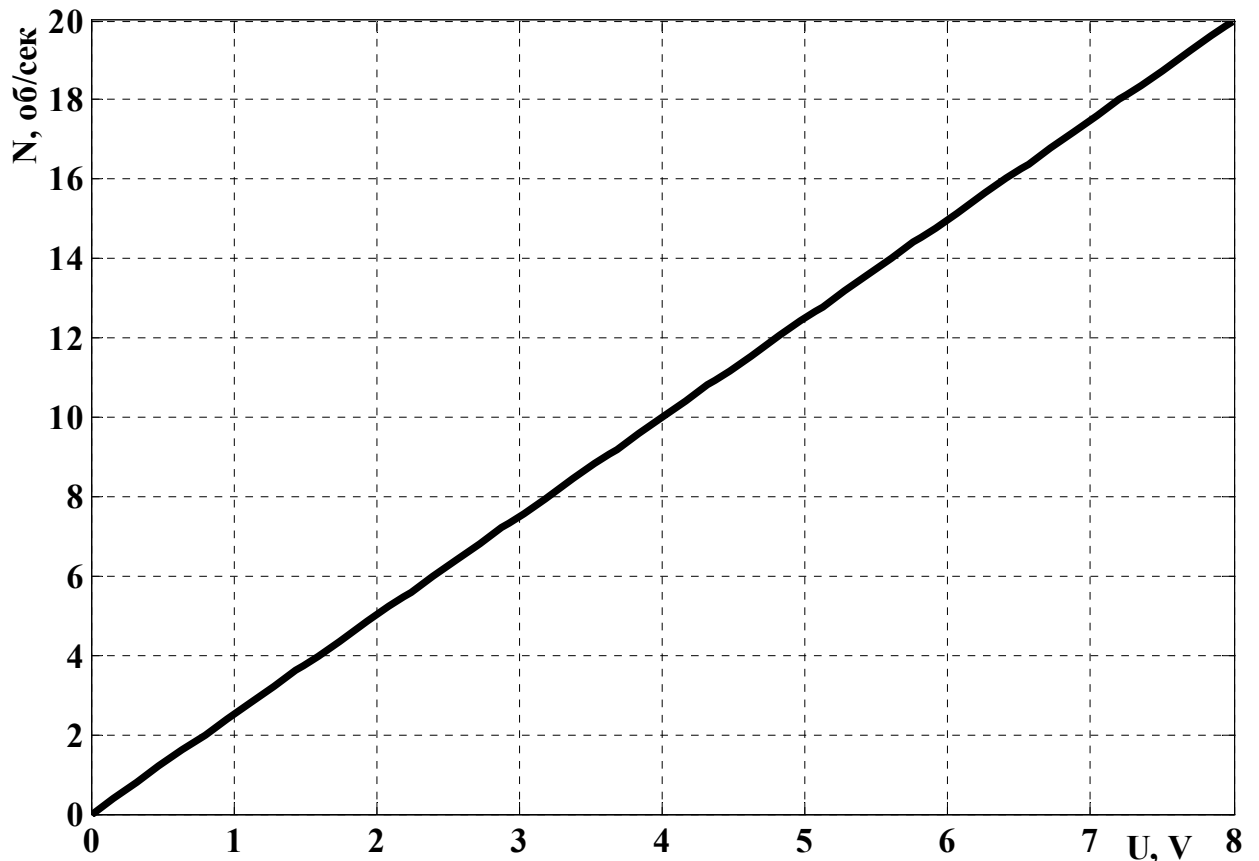


Рисунок - 2.5. Статическая характеристика лабораторного реактора по скорости вращения мешалки

## 2.5 Определение динамических характеристик по каналам управления

### 2.5.1 По каналу управления температурой

Передаточную функцию объекта управления рассчитывали с помощью метода Ормана. Для этого были сняты кривые разгона по каналу сигнал напряжения на входе ТУМ выход температура реакционной смеси, графики кривых разгона представлены на рисунках 2.6, 2.7. На вход системы последовательно подавали ступеньки  $\Delta U_1=0,04$  вольта,  $\Delta U_2=0,2$  вольта. Первый диапазон 2–2,04 вольта, второй 1,2–1,4 вольта.

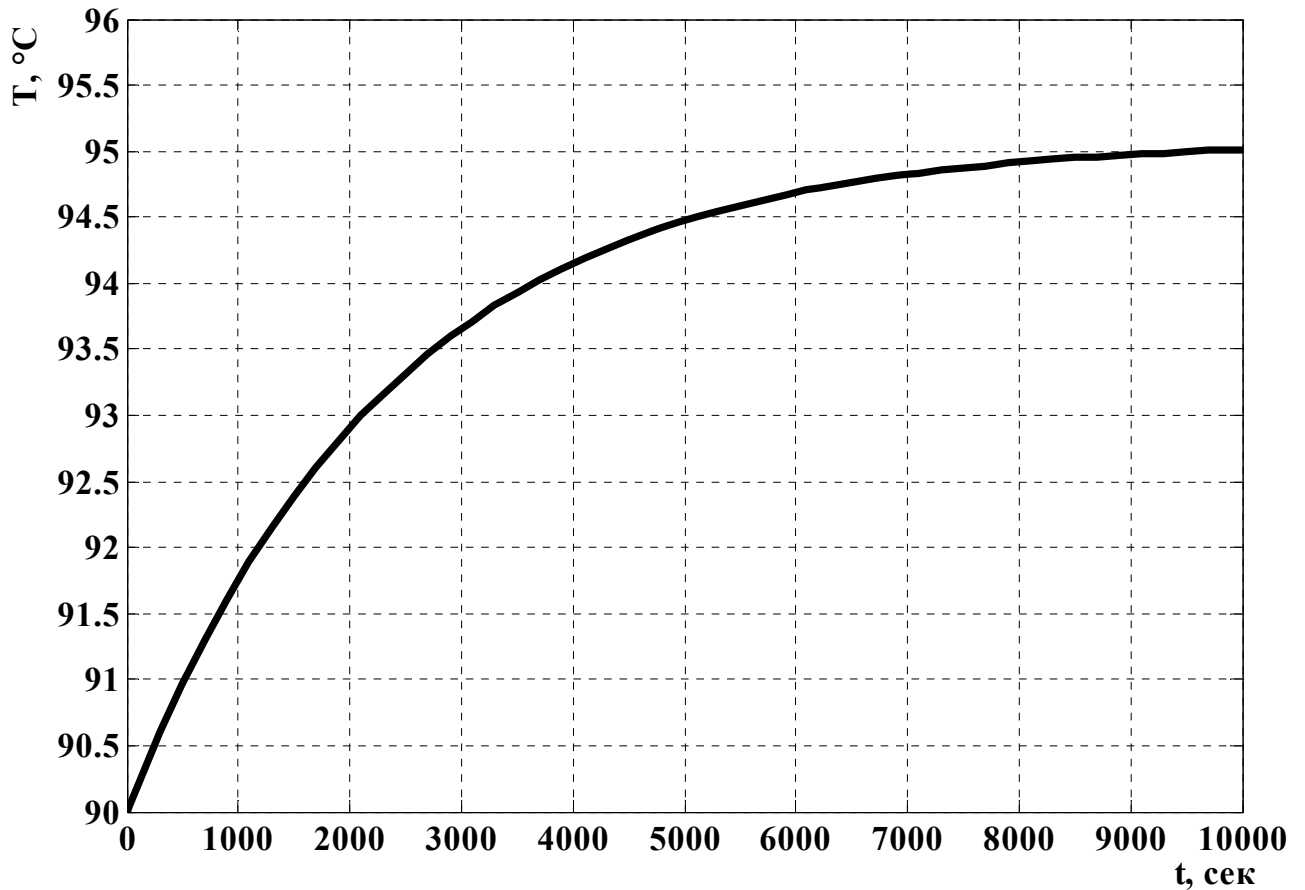


Рисунок - 2.6. Кривая разгона по каналу управления температурой

Рассчитаем  $W_1^1(s) = \frac{k_1^1}{T_1^1 \cdot s + 1} e^{-\tau_1^1 s}$  для первого диапазона, получим:

$$y(0) = 90.1 \quad y(\infty) = 95.0875$$

$$k_1^1 = \frac{\Delta y^1}{\Delta u^1} = \frac{95,0875 - 90,1}{0,04} = 124,68,$$

$$0.33 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 91,745 \quad t_1 = 980, \quad (2.2)$$

$$0.7 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 93,591 \quad t_2 = 2870,$$

$$T = 1.25 \times (t_2 - t_1) = 1.25 \times (2870 - 980) = 2362,5$$

$$\tau = 0.5 \times (3 \times t_1 - t_2) = 0.5(3 \times 980 - 2870) = 35$$

Получим передаточную функцию вида:

$$W_1^1(s) = \frac{124,68}{2362,5 \cdot s + 1} e^{-35s} \quad (2.3)$$



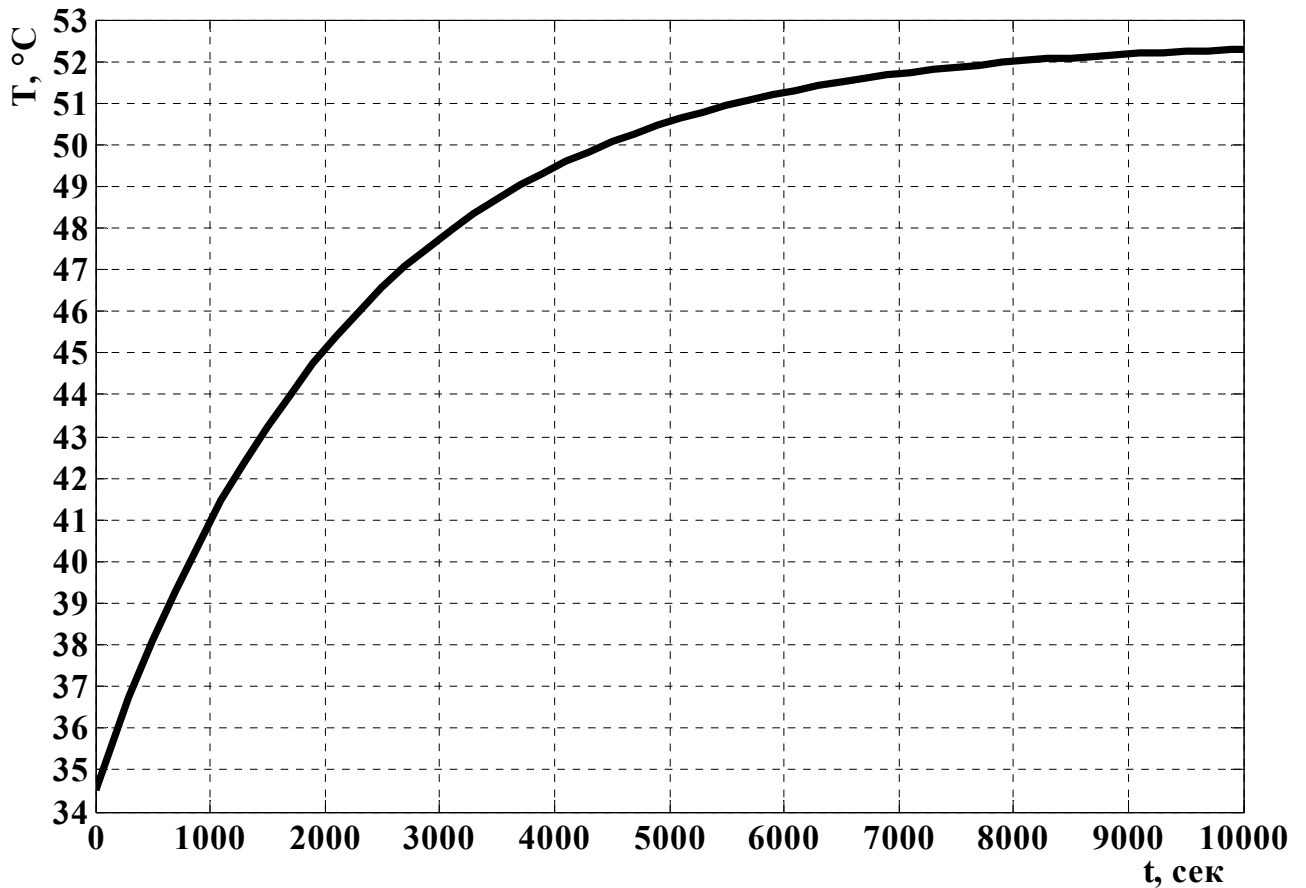


Рисунок - 2.7. Кривая разгона по каналу управления температурой

Рассчитаем  $W_1^2(s) = \frac{k_1^2}{T_1^2 \cdot s + 1} e^{-\tau_1^2 s}$  для второго диапазона, получим:

$$y(0) = 34.5 \quad y(\infty) = 52.5 \quad k_1^1 = \frac{\Delta y^1}{\Delta u^1} = \frac{52.5 - 34.5}{0.2} = 90,$$

$$0.33 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 40.44 \quad t_1 = 980,$$

$$0.7 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 47.1 \quad t_2 = 2870, \quad (2.4)$$

$$T = 1.25 \times (t_2 - t_1) = 1.25 \times (3440 - 1640) = 2250$$

$$\tau = 0.5 \times (3 \times t_1 - t_2) = 0.5(3 \times 1640 - 3440) = 740$$

Получим передаточную функцию вида:

$$W_1^2(s) = \frac{90}{2250 \cdot s + 1} e^{-740 s} \quad (2.5)$$

т.к. параметры передаточных функций различны, то можно сделать вывод, что по данному каналу управления объект имеет нелинейную статическую характеристику, поэтому окончательно для расчета настроек регулятора выбираем передаточную функцию рассчитанную по кривой разгона снятой для рабочей точки

$$W_1^{-1}(s) = \frac{124,68}{2362,5 \cdot s + 1} e^{-35s} \quad (2.6)$$

Рассчитаем настройки ПИ регулятора методом Копеловича, результаты расчетов сведем в таблицы 2.1.

Таблица 2.1

Значения настроек ПИ регулятора, для типовых переходных процессов

Выражение	Тип переходного процесса		
	аперiodический	с 20 %- ым перерегулированием	с минимальной квадратичной интегральной оценкой
$K_p$	$K_p = \frac{0.6}{K_{об} \frac{\tau}{T}}$	$K_p = \frac{0.7}{K_{об} \frac{\tau}{T}}$	$K_p = \frac{1}{K_{об} \frac{\tau}{T}}$
$T_{из}$	$T_{из} = 0,8\tau + 0,5T$	$T_{из} = \tau + 0,3T$	$T_{из} = \tau + 0,35T$
Результаты вычислений			
$K_p, [-]$	0,325	0,379	0,541
$T_{из}, [сек]$	1209	743,75	861,875
$T_u, [сек]$	3723	1963	1592

### 2.5.2 По каналу управления частотой

Передаточную функцию объекта управления рассчитаем с помощью метода Ормана. Для этого были сняты кривые разгона по каналу сигнал напряжения на входе ЧРП выход скорость вращения мешалки, графики кривых разгона представлены на рисунке 2.8. На вход системы последовательно подавали ступеньки  $\Delta U=2$  вольта. Первый диапазон 0–2 вольта, второй 2–4 вольта, третий 4–6 вольт, четвертый 6–8 вольт.

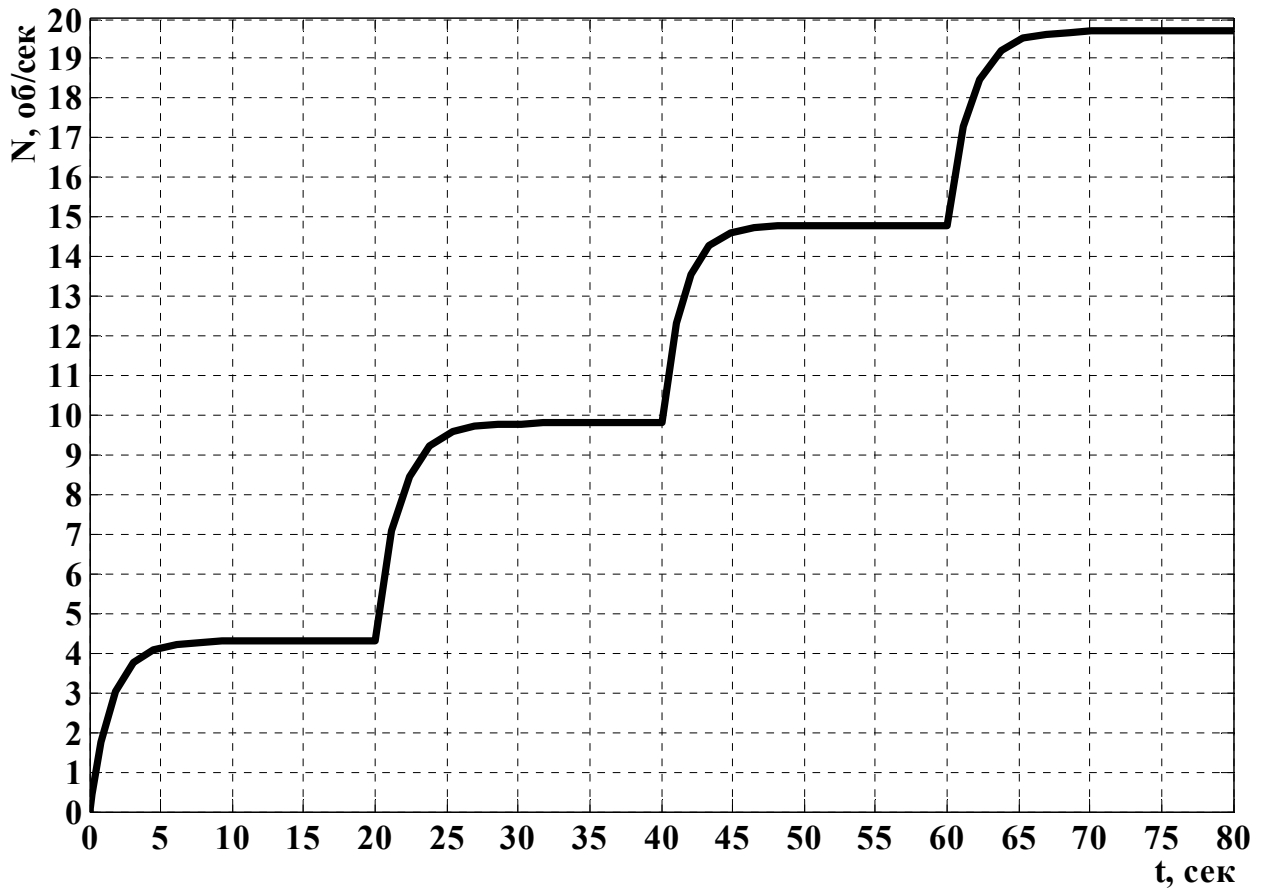


Рисунок - 2.8. Кривая разгона по каналу управления частотой

Рассчитаем  $W_2^1(s) = \frac{k_2^1}{T_2^1 \cdot s + 1} e^{-\tau_2^1 s}$  для первого диапазона, получим:

$$y(0) = 0 \quad y(\infty) = 4.3 \quad k_1^1 = \frac{\Delta y^1}{\Delta u^1} = \frac{4.3 - 0}{2} = 2.15,$$

$$0.33 \times y(\infty) = 1.419 \quad t_1 = 1.25, \quad 0.7 \times y(\infty) = 3.01 \quad t_2 = 2.5,$$

$$T = 1.25 \times (t_2 - t_1) = 1.25 \times (2.5 - 1.25) = 1.5$$

$$\tau = 0.5 \times (3 \times t_1 - t_2) = 0.5(3 \times 1.25 - 2.5) = 0.6$$

Получим:

$$W_2^1(s) = \frac{2.15}{1.5 \cdot s + 1} e^{-0.6s} \quad (2.8)$$

Рассчитаем  $W_2^2(s) = \frac{k_2^2}{T_2^2 \cdot s + 1} e^{-\tau_2^2 s}$  для второго диапазона, получим:

$$y(0) = 4.4 \quad y(\infty) = 9.8 \quad k_1^1 = \frac{\Delta y^1}{\Delta u^1} = \frac{9.8 - 4.4}{2} = 2.7 \quad (2.9)$$

$$0.33 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 6.182 \quad t_1 = 980,$$

$$0.7 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 8.18 \quad t_2 = 2870,$$

$$T = 1.25 \times (t_2 - t_1) = 1.25 \times (2,6 - 1,25) = 1,68$$

$$\tau = 0.5 \times (3 \times t_1 - t_2) = 0.5(3 \times 1,25 - 2,6) = 0,575$$

Получим:

$$W_2^2(s) = \frac{2,7}{1,68 \cdot s + 1} e^{-0,575 s} \quad (2.10)$$

Рассчитаем  $W_2^3(s) = \frac{k_2^3}{T_2^3 \cdot s + 1} e^{-\tau_2^3 s}$  для третьего диапазона, получим:

$$y(0) = 10 \quad y(\infty) = 14.8 \quad k_1^1 = \frac{\Delta y^1}{\Delta u^1} = \frac{14.8 - 10}{2} = 2.4,$$

$$0.33 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 11.584 \quad t_1 = 980,$$

$$0.7 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 13.36 \quad t_2 = 2870$$

$$T = 1.25 \times (t_2 - t_1) = 1.25 \times (3,75 - 2,5) = 1,5$$

$$\tau = 0.5 \times (3 \times t_1 - t_2) = 0.5(3 \times 2,5 - 3,75) = 0,6$$

(2.11)

Получим:

$$W_2^3(s) = \frac{2,4}{1,5 \cdot s + 1} e^{-0,6 s} \quad (2.12)$$

Рассчитаем  $W_2^4(s) = \frac{k_2^4}{T_2^4 \cdot s + 1} e^{-\tau_2^4 s}$  для четвертого диапазона, получим:

$$y(0) = 14.8 \quad y(\infty) = 19.7 \quad k_1^1 = \frac{\Delta y^1}{\Delta u^1} = \frac{19.7 - 14.8}{2} = 2.45,$$

$$0.33 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 16.41 \quad t_1 = 980,$$

$$0.7 \times (y(\infty) - y(0)) + y(0) = 18 \quad t_2 = 2870$$

$$T = 1.25 \times (t_2 - t_1) = 1.25 \times (2,6 - 1,27) = 1,66$$

$$\tau = 0.5 \times (3 \times t_1 - t_2) = 0.5(3 \times 1,27 - 2,6) = 0,6$$

(2.13)

Получим:

$$W_2(s) = \frac{2,45}{1,66 \cdot s + 1} e^{-0,6s} \quad (2.14)$$

Вычислим средние значения параметров  $k_{об}, T, \tau$ :

$$\begin{aligned} k_{об} &= \frac{2.15 + 2.7 + 2.4 + 2.45}{4} = 2.425 \\ T &= \frac{1.5 + 1.55 + 1.5 + 1.5}{4} = 1.5 \\ \tau &= \frac{0.6 + 0.64 + 0.6 + 1}{4} = 0.61 \end{aligned} \quad (2.15)$$

т.к. параметры всех четырех передаточных функций приблизительно одинаковы, то можно сделать вывод, что по данному каналу управления объект имеет линейную статическую характеристику, поэтому окончательно принимаем

$$W_2(s) = \frac{2,4}{1,5 \cdot s + 1} e^{-0,6s} \quad (2.16)$$

Рассчитаем настройки ПИ регулятора методом Копеловича. Результаты расчетов сведем в таблицы 2.2.

Таблица 2.2

Значения настроек ПИ регулятора, для типовых переходных процессов

Выражение	Тип переходного процесса		
	апериодический	с 20 %- ым перерегулированием	с минимальной квадратичной интегральной оценкой
$K_p$	$K_p = \frac{0.6}{K_{об} \frac{\tau}{T}}$	$K_p = \frac{0.7}{K_{об} \frac{\tau}{T}}$	$K_p = \frac{1}{K_{об} \frac{\tau}{T}}$
$T_{из}$	$T_{из} = 0,8\tau + 0,5T$	$T_{из} = \tau + 0,3T$	$T_{из} = \tau + 0,3T$
Результаты вычислений			
$K_p, [-]$	0,625	0,729	1,042
$T_{из}, [сек]$	1,23	1,05	1,05
$T_u, [сек]$	1,968	1,44	1,008

Данные характеристики лабораторного реактора были сняты, когда реактор заполнялся водой для режима синтеза ПММА такое состояние реактора

характерно на начальной стадии процесса до конверсии  $\approx 10\text{--}15\%$  и на конечной стадии процесса при конверсии  $> 85\%$ . В дальнейшем настройки регуляторов были уточнены при проведении синтеза ПММА.

## 2.6 Полученные результаты и их обсуждение

Суспензионная полимеризация MMA, представляет собой сложный предмет для изучения. Причиной этому является жесткий гель - эффект, который начинается уже при 30% степени превращения мономера в полимер. Тепловой поток создаваемый химической реакцией настолько велик, что компенсация его за счет потерь тепла является не полной и часто наблюдается полное выключение нагревателя реактора сопровождающееся ростом температуры реакционной смеси, типичный вид кривой представлен на рисунке (2.9)

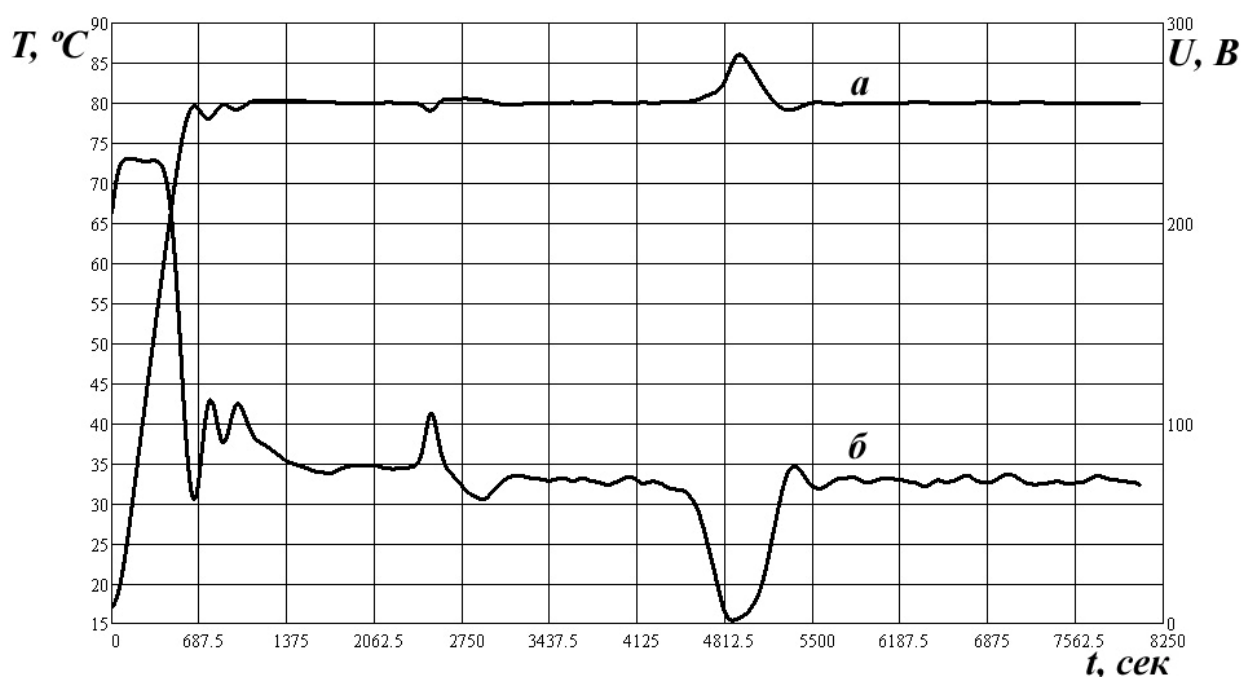


Рисунок - 2.9. График зависимости температуры и напряжения на нагревателе от времени: *a* – кривая температуры; *б* – кривая напряжения.

С целью проверки работоспособности разработанных САУ, правильности расчета настроечных параметров ПИ регуляторов и правомерности использования методики проведения экспериментальных исследований были поставлены опыты на воспроизводимость экспериментов. На рисунке 2.10 приведены графики изменения температуры реакционной смеси и напряжения

подаваемого на ТЭН при 80°C, пики на графиках смещены потому, что в разное время вводили инициатор в реактор.

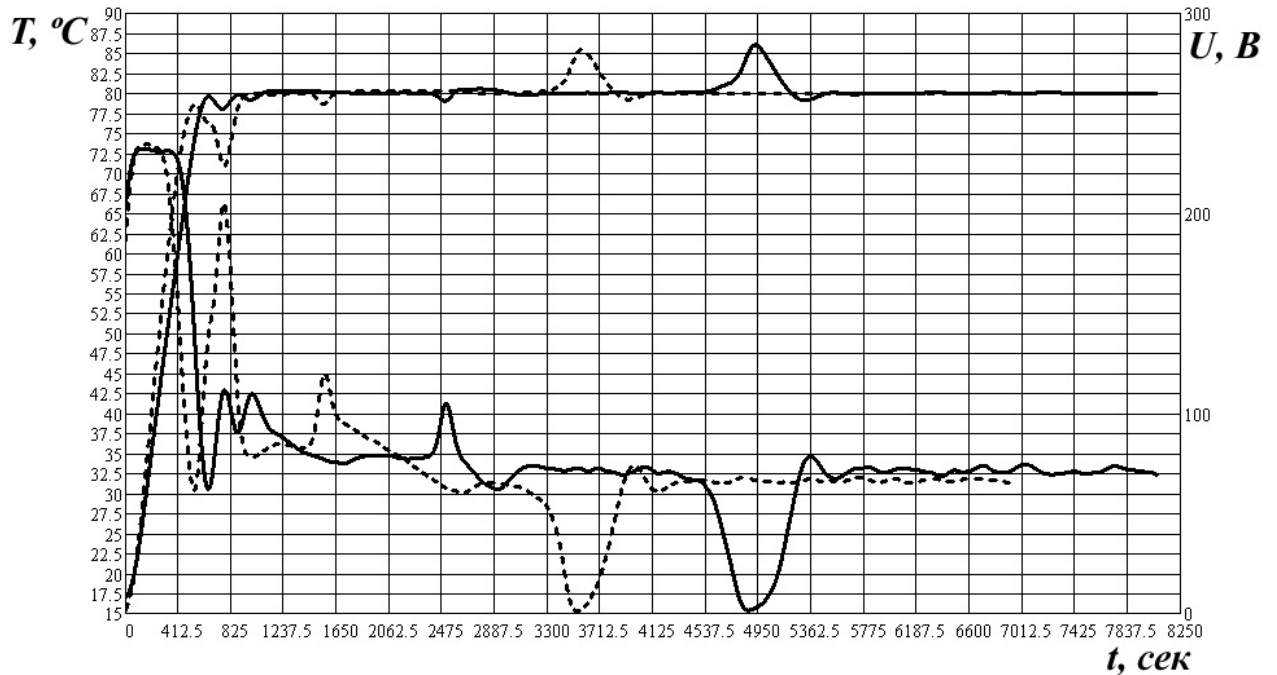


Рисунок - 2.10. График изменения температуры реакционной смеси (верхние кривые) и напряжения на ТЭН (нижние кривые) от времени.

На рисунке 2.11 приведены графики изменения температуры реакционной смеси и напряжения подаваемого на ТЭН при 70 °С, пики на графиках смещены потому, что в разное время вводили инициатор в реактор.

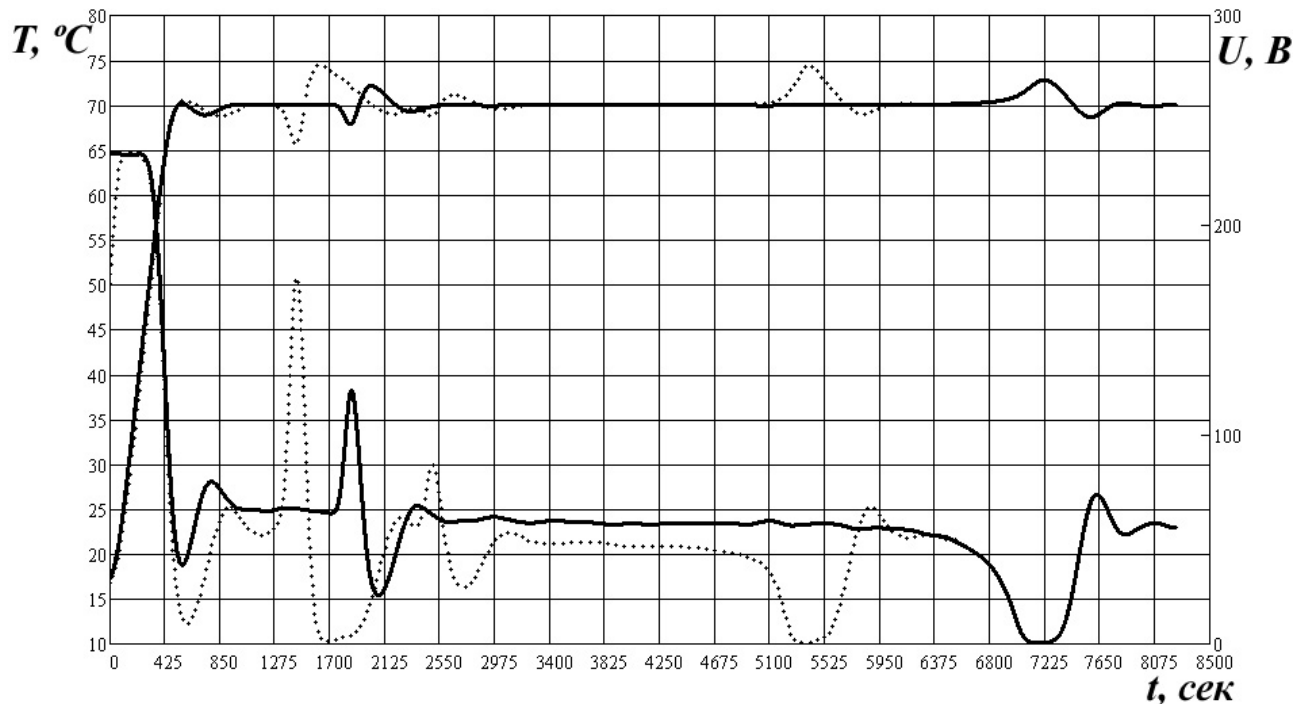


Рисунок - 2.11. График изменения температуры реакционной смеси (верхние кривые) и напряжения на ТЭН (нижние кривые) от времени.

Из приведенных рисунков 2.10, 2.11 видно, что полученные кривые имеют хорошую сходимость, поэтому они являются достоверными.

На основании опытов на воспроизводимость с целью оценки динамических явлений сопровождающих суспензионную полимеризацию ММА мы провели, изучение влияния концентраций инициатора, стабилизатора и температуры процесса полимеризации: на изменения температуры реакционной смеси, напряжения подаваемого на ТЭН и скорости вращения мешалки и частоты подаваемой на электродвигатель с ЧРП.

### 2.6.1 Исследование влияние концентрации инициатора

Инициатор оказывает влияние на скорость реакции и следовательно на связанный с этим тепловой поток который выделяется во время реакции. С целью изучения этого явления поставлено 3 опыта с концентрациями инициатора 0,064; 0,054; 0,043; моль/л, при концентрации стабилизатора: 2,074 моль/л, соотношении Вода : Мономер=144 : 70 мл,  $T=60^{\circ}\text{C}$  и скорости вращения мешалки  $n=500$  об/мин. Результаты этих опытов приведены на рисунке 2.12, 2.13.

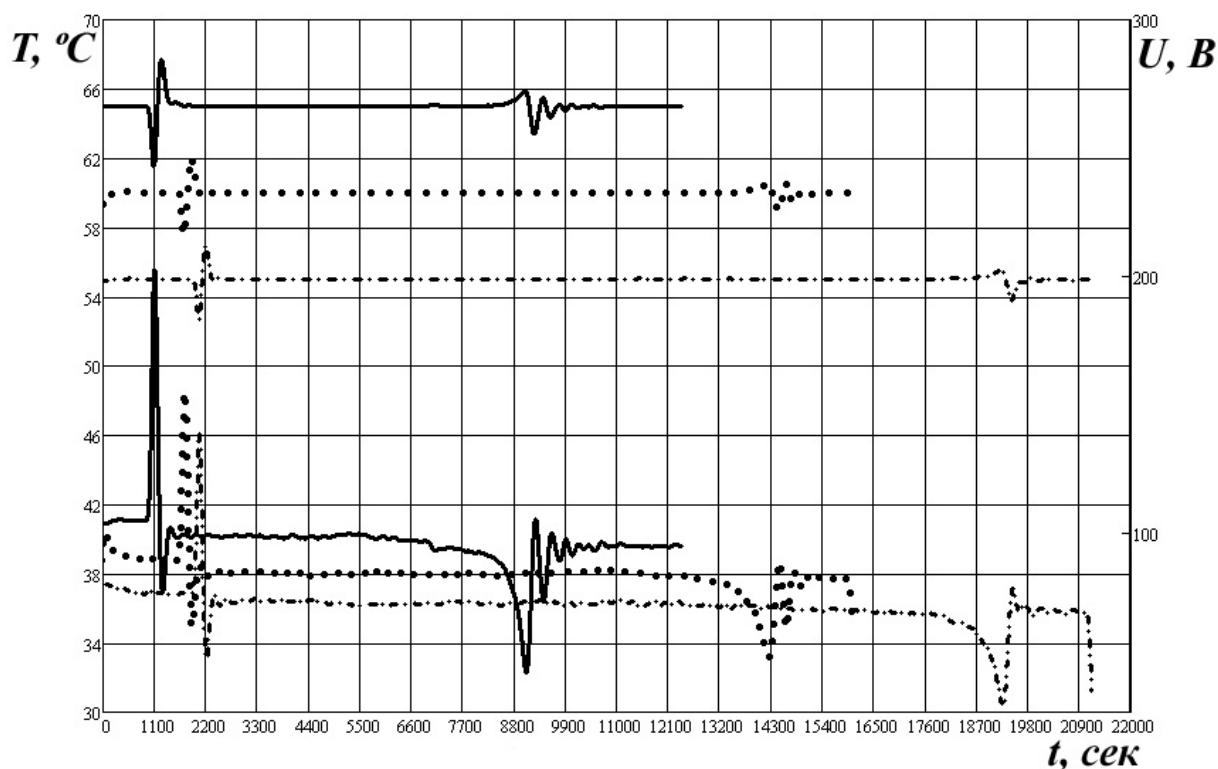


Рисунок - 2.12 График зависимости температуры реакционной смеси и напряжения подаваемого на обмотку реактора для различных концентраций инициатора при одних и тех же условиях. Графики намеренно смещены, что бы наблюдались изменения по ходу



процесса (верхние 3 кривые температура реакционной смеси, нижние 3 кривые напряжение подаваемое на ТЭН).

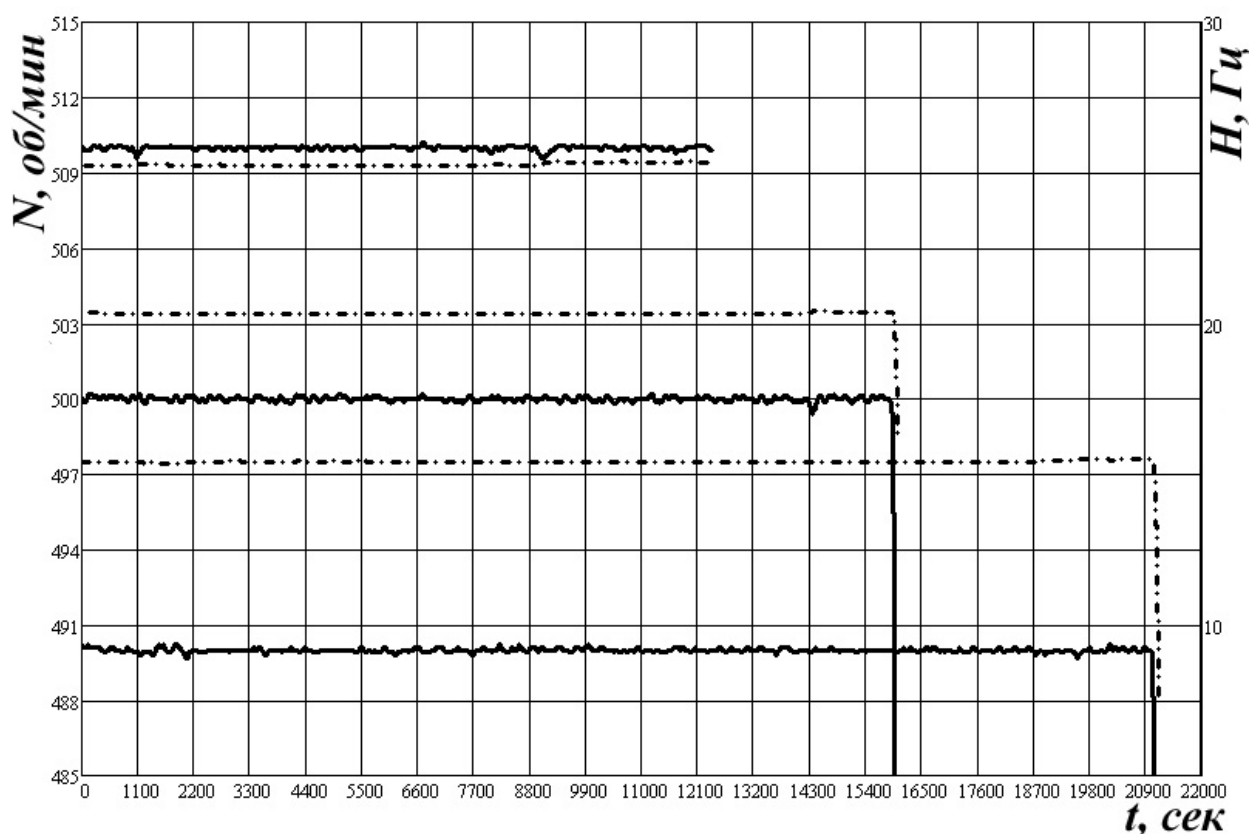


Рисунок - 2.13 График зависимости скорости вращения мешалки и частоты подаваемой с ЧРП для различных концентраций инициатора при одних и тех же условиях. Графики намеренно смещены, что бы наблюдались изменения по ходу процесса (сплошная линия — скорость вращения мешалки, штрихпунктирная частота подаваемая с ЧРП).

В результате проведенного исследования выявлено, что с увеличением концентрации инициатора уменьшается время протекания процесса суспензионной полимеризации MMA, также видно, что в момент проявления геля — эффекта температура в реакторе не поддерживается постоянной. Явно выраженные пики по температуре реакционной смеси и напряжения на обмотке реактора в период времени с 1100 до 2200 сек. Это наблюдение интересно с той точки зрения, что она демонстрирует сложности изучения подобного процесса.

MMA очень слабо проявляет липкую стадию процесса на рисунке 2.13 показано изменение управляющей частоты подаваемой с ЧРП на электропривод мешалки, частота здесь является мощностью на валу мешалки. Из рисунка 2.13 видно, что в общем липкая стадия проявляется частота в этот период возрастает, однако это изменение плохо выражено. Практически из этого

следует то, что при полимеризации ММА сворачивание дисперсии вряд ли будет иметь место. Действительно, во всем массиве наших собственных опытов коагуляция дисперсии не наблюдалась.

### 2.6.2 Исследование влияние концентрации стабилизатора

Влияние концентрации стабилизатора в водной фазе исследовалось при условиях концентрации инициатора 0,043 моль/л; соотношении В : М=123 : 70;  $T=60^{\circ}\text{C}$ ;  $n=500$  об/мин. Изменяется концентрация стабилизатора 2,074; 1,804; 1,526 моль/л. Результаты этих опытов приведены на рисунке 2.14, 2.15.

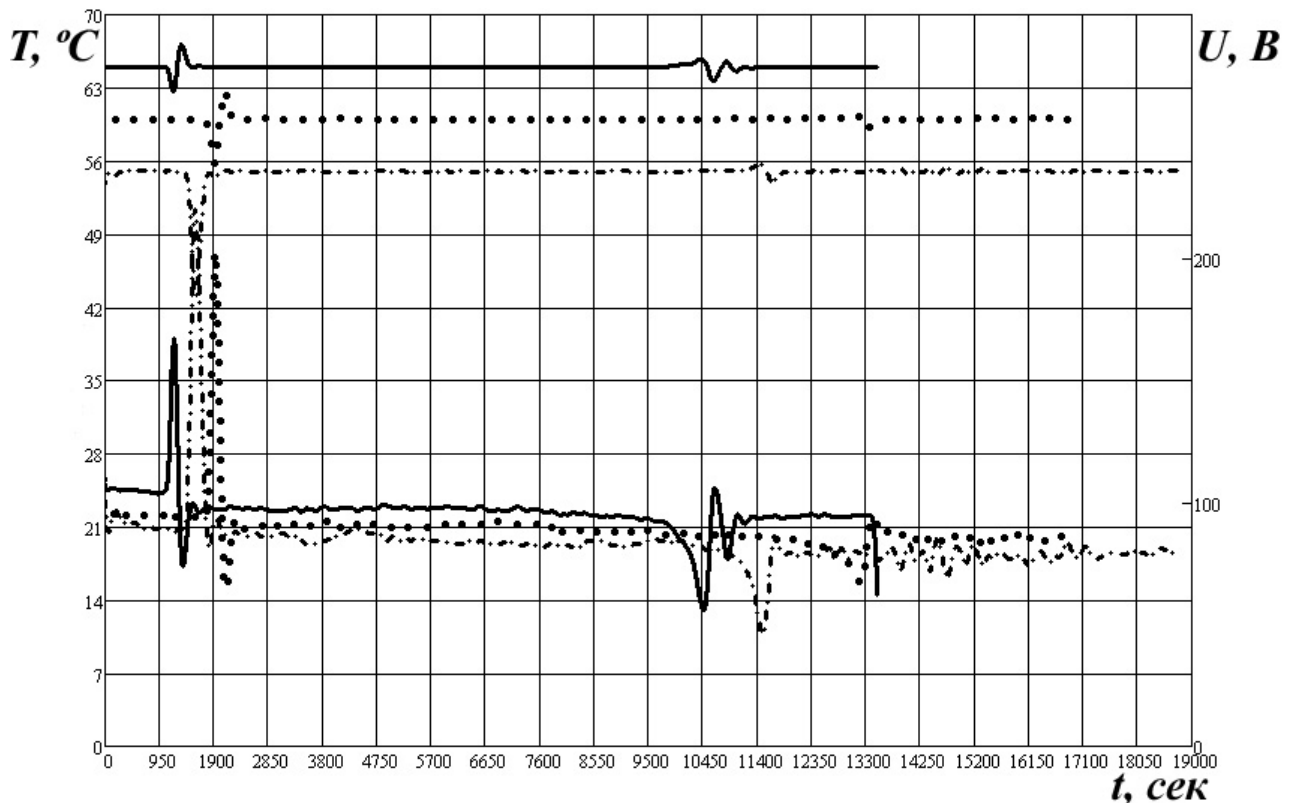


Рисунок - 2.14. График зависимости температуры реакционной смеси и напряжения подаваемого на обмотку реактора для различных концентраций стабилизатора при одних и тех же условиях. Графики намеренно смещены, что бы наблюдались изменения по ходу процесса (верхние 3 кривые температура реакционной смеси, нижние 3 кривые напряжение подаваемое на ТЭН)

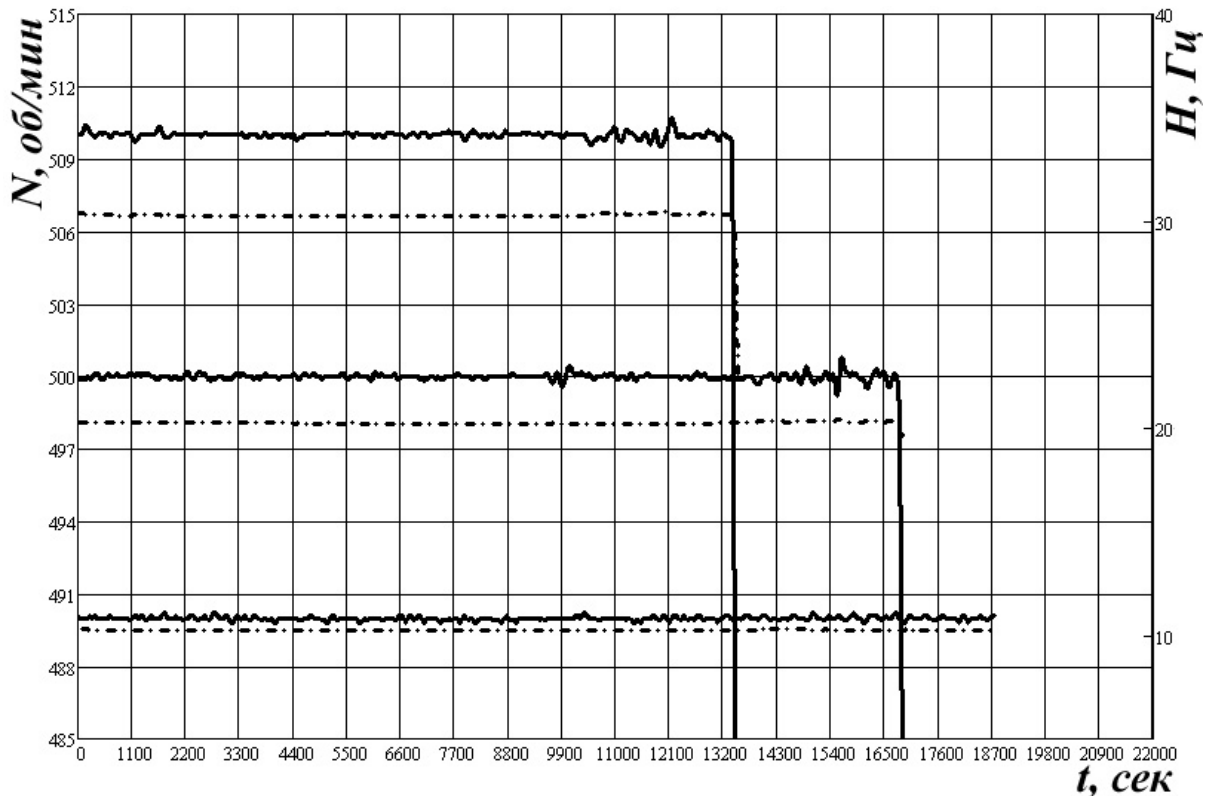


Рисунок - 2.15. График зависимости скорости вращения мешалки и частоты подаваемой с ЧРП для различных концентраций стабилизатора при одних и тех же условиях. Графики намеренно смещены, что бы наблюдались изменения по ходу процесса (сплошная линия скорость вращения мешалки, штрих пунктирная частота подаваемая с ЧРП).

Из Рисунок 2.14 следует, что как и ожидалось время достижения минимума напряжения нагрева, практически не зависит от концентрации стабилизатора и не оказывает влияние на время проявления гель-эффекта. Однако при высокой концентрации стабилизатора в районе 2 г/л вообще не наблюдается динамических изменений кривых это видно из рис 2.14 (вверху), которая показывает, что температура внутри реактора при таких концентрациях стабилизатора практически сохраняется одинаковой.

Мощность на валу электропривода так же сохранятся постоянной рис 2.15, хотя при меньших концентрациях стабилизатора 1,2 – 2,8 г/л наблюдается увеличение мощности на валу электропривода для поддержания постоянным число оборотов мешалки.

Следует отметить, что применения большого количества концентрации стабилизатора сопровождается сильным пенообразованием и заметным налипанием полимера по границе жидкости и на валу мешалки и самой

мешалке. Уменьшение концентрации стабилизатора до 1,2 моль/г приводит к устранению этих явлений.

### 2.6.3 Исследование влияние температуры процесса полимеризации

Влияние температуры в неизменных параметрах концентраций инициатора 0,043 моль/л; стабилизатора 1,526 моль/л; соотношения В : М=123 : 70 и оборотов мешалки  $n=500$  об/мин. Температура различна 60; 70; 80<sup>0</sup>С: Результаты представлены на рисунках 2.16, 2.17.

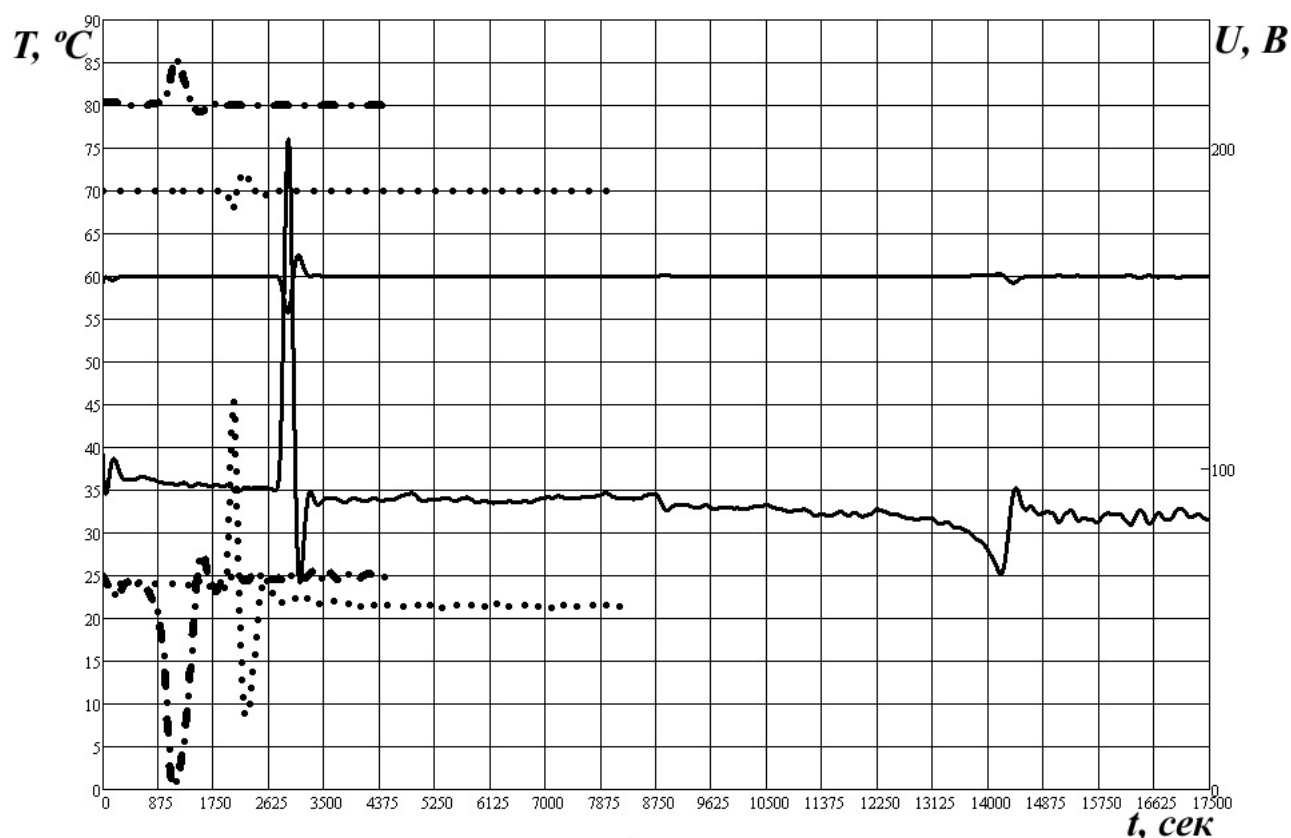


Рисунок - 2.16. График зависимости температуры реакционной смеси и напряжения подаваемого на обмотку реактора для различных температур реакционной смеси при одних и тех же условиях (верхние 3 кривые температура реакционной смеси, нижние 3 кривые напряжение подаваемое на ТЭН).

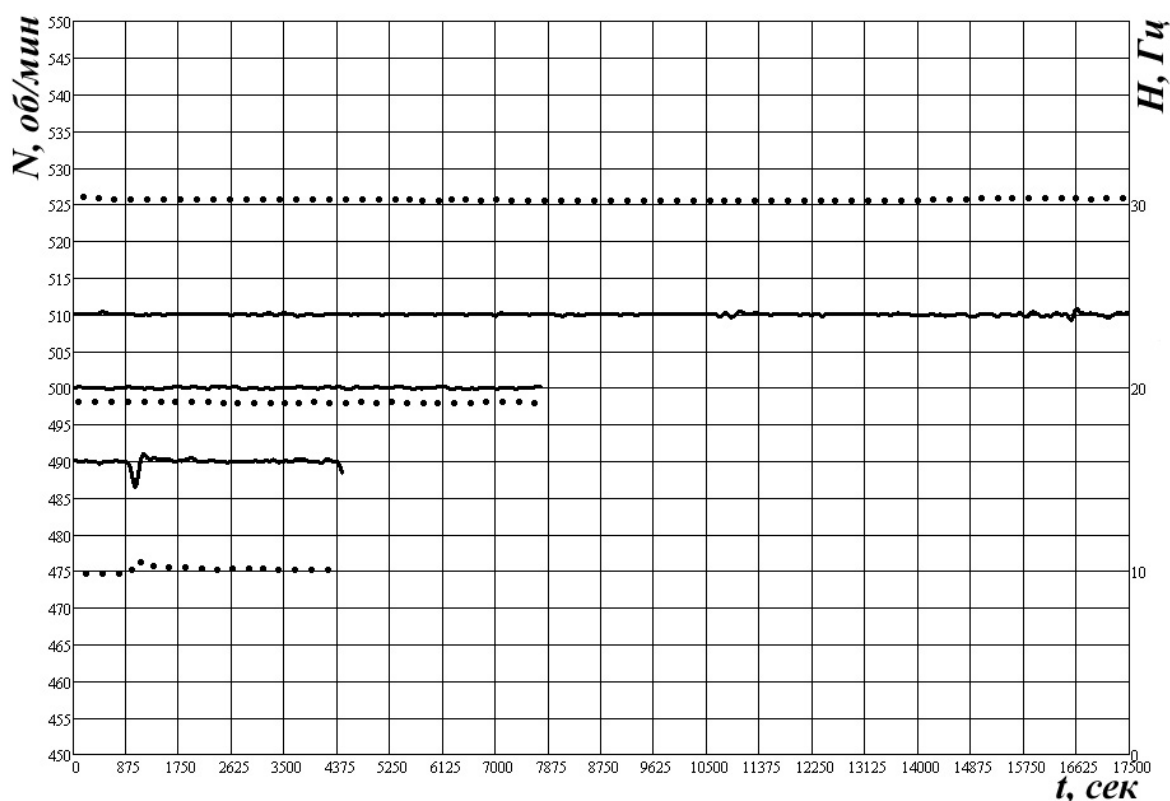


Рисунок - 2.17. График зависимости скорости вращения мешалки и частоты подаваемой с ЧРП для различных температур реакционной смеси при одних и тех же условиях. Графики намеренно смещены, что бы наблюдались изменения по ходу процесса (сплошная линия скорость вращения мешалки, штрихпунктирная частота подаваемая с ЧРП).

Из рисунка 2.16 видно, что с изменением температуры процесса уменьшается время реакции, но и выделяется большое количество тепла за счет химического превращения веществ, что показывают кривые напряжения, которое особенно выражено в момент гель - эффекта.

Из рисунка 2.17 видно, что кривая изменения скорости вращения мешалки и частоты подаваемой с ЧРП в течении всего процесса остаются постоянными, то можно сделать вывод, что температура процесса не оказывает влияние на вязкость реакционной смеси в период липкой стадии.

### Выводы по второй главе

1. Обосновано применение физической модели в виде лабораторного реактора, для исследования процесса радикальной полимеризации ММА. Описана методика проведения экспериментов на физической модели.

2. Сняты статические характеристики по каналам управления реактором. Показано, что по каналу управления температурой она имеет явно выраженный нелинейный вид.

3. Проведено исследование концентрации инициатора, которое показывает, что с увеличением концентрации инициатора уменьшается время процесса и увеличивается влияние гель-эффекта на температуру процесса, и не оказывает существенного влияния на липкую стадию процесса, что говорит об отсутствии сворачиваемости дисперсии в монолитный блок.

4. Проведено исследование концентрации стабилизатора, которое показывает, что концентрация стабилизатора не оказывает существенного влияния на процесс суспензионной полимеризации ММА, за исключением больших концентраций, которое приводит к сильному пенообразованию и налипанию полимера к мешалке реактора.

5. Проведено исследование температуры процесса, показано, что с увеличением температуры процесс протекает быстрее, более выраженным становится проявление гель-эффекта, что приводит к резкому увеличению температуры реакционной смеси. Температура процесса не оказывает существенного влияния на липкую стадию процесса.

6. Показано, что отсутствуют заметные влияния концентрации инициатора, стабилизатора и температуры процесса на липкую стадию процесса, которая возникает в момент гель-эффекта, что обусловлено тем, что большая скорость реакции в период гель-эффекта не позволяет заметно развиваться коалесценции полимерно-мономерных частиц.

7. На основании проведенных исследований необходимо разработать адекватную модель процесса суспензионной полимеризации ММА, для синтеза системы управления температурным режимом с целью подавления влияния жесткого гель – эффекта на процесс полимеризации.

### **3 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РЕАКТОРА СУСПЕНЗИОННОЙ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ ММА**

#### **3.1 Кинетическая модель суспензионной полимеризации ММА**

В общей массе, полимеризационные процессы являются экзотермическими реакциями с высоко нелинейными зависимостями, что приводит к возникновению различных проблем при создании системы автоматического управления реактором полимеризатором периодического действия. [31].

Одной из первых задач при проектировании является знание о проходящих в реакторе реакциях и их механизме, при которых образуется желаемый продукт и наличие побочных процессов, ведущих к образованию ненужных вредных соединений, либо ведущих к нецелевому перерасходованию исходных компонентов. Поведение такого рода систем описывается с помощью кинетики [42, 47, 50].

Существенная особенность процессов полимеризации состоит в том, что совокупность составляющих их явлений носит детерминированно-стахостическую природу, проявляющуюся в наложении стохастических особенностей гидродинамической обстановки в аппарате на процессы массо-, теплопереноса и химического превращения [59].

Немаловажным фактором протекания процесса является количество теплоты выделяемое в ходе синтеза. Температурный режим в реакторе необходимо поддерживать в строгом соответствии с кинетикой, для достижения оптимального количества и качества желаемого продукта и минимизации побочных явлений.

Для осуществления реакции молекулы мономера и исходных реагентов должны встретиться, для чего необходимо постоянное перемешивание реакционной смеси [43]. На эффективность перемешивания влияет вязкость и растворимость компонентов, в свою очередь зависящих от температуры процесса.

В связи с этим были проведены исследования процесса суспензионной полимеризации ММА на лабораторном реакторе [30], при различных

температурах процесса и рецептуре загрузки для целей получения адекватной кинетической математической модели в исследуемом диапазоне температур.

При построении математических моделей процесса полимеризации ММА применялся блочный принцип, т.е. модель строилась из отдельных логически законченных блоков, каждый из которых отражает ту или иную сторону протекания процесса [31].

Для лабораторного реактора были выделены следующие блоки: модуль кинетики и энергетический модуль.

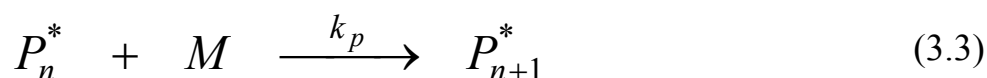
Модуль кинетики включает в себя кинетическую схему процесса радикальной полимеризации ММА, которую можно разбить на несколько основных элементарных стадий [44, 45, 48, 49].

1. Инициирование, т. е. процесс образования активных центров, на которых вырастает макромолекула. Она описывается следующей кинетической схемой (3.1, 3.2):



где  $I$  – инициатор;  $R^*$  – первичный радикал;  $M$  – мономер;  $P_1^*$  – макрорадикал с первым мономерным остатком;  $k_d$ ,  $k_i$ , – константы скоростей распада инициатора и скорости зарождения цепи соответственно.

2. Стадия роста цепи. В ходе этой стадии молекулы мономера последовательно присоединяются к активным центрам, превращаясь в связанные друг с другом мономерные звенья полимера. Уравнение роста цепи (3.3) имеет вид:

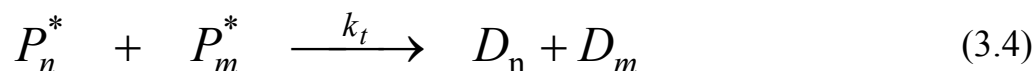


где  $P_n^*$  – макрорадикал с  $n$  мономерными остатками;  $P_{n+1}^*$  – макрорадикал с  $(n+1)$  мономерными остатками;  $k_p$  – константа скорости роста цепи.

3. Обрыв цепи, при котором растущий активный реакционный центр макромолекулы может утратить свою активность. Образующийся при этом



продукт, не способный самопроизвольно продолжать свой рост, называют «мертвым» полимером. Уравнение обрыва цепи (3.4) имеет вид:



где  $P_m^*$  – макрорадикал с  $m$  мономерными остатками;  $D_n$  – «мертвый» полимер с  $n$  мономерными остатками,  $D_m$  – «мертвый» полимер с  $m$  мономерными остатками;  $k_t$  – константа скорости обрыва цепи диспропорционированием.

Разработка кинетической модели процесса полимеризации ММА должна преодолеть некоторые трудности, наиболее важные из которых большое число молекулярных классов, большое число нелинейных уравнений, структурные изменения системы при увеличении вязкости.

Для получения модели с конечным числом уравнений, которые могут быть решены относительно легко предлагается использовать момент производной функции или моменты молекулярно массового распределения.

Кинетика реакции существенно зависит от вязкости, особенно в гомогенных полимеризационных системах. Наиболее чувствительна к увеличению вязкости константа скорости завершения реакции, сильно зависящая от диффузии макрорадикалов. Рассматривая уменьшение константы скорости реакции завершения при изменении конверсии можно наблюдать автоускорение реакции с увеличением степени полимеризации известное как гель-эффект.

Модели, описывающие этот феномен представляют собой эмпирические корреляции констант скорости при различных параметрах системы или основаны на молекулярной теории диффузии. Даже более современные подходы включают в себя эмпирические параметры, делающие модели более маневренными и применимыми к экспериментальным данным.

Разложение инициатора описывается уравнениями:

$$\frac{dI}{dt} = -k_d I \quad (3.5)$$

Или

$$I = I_0 e^{-k_d I} \quad (3.6)$$

где  $I_0$  – начальная концентрация инициатора.

Из уравнений (3.2) и (3.3) уравнение материального баланса концентрации мономера примет вид:

$$\frac{dM}{dt} = -k_i MR^* - k_p M \sum_{n=1}^{\infty} P_n^* \quad (3.7)$$

Уравнение конверсии концентрации радикалов имеет вид

$$\frac{dR^*}{dt} = 2fk_d I - k_i MR^* \quad (3.8)$$

$$\frac{dP_1^*}{dt} = k_i MR^* - k_p MP_1^* - k_t P_1^* \sum_{n=1}^{\infty} P_n^* \quad (3.9)$$

$$\frac{dP_n^*}{dt} = k_p MP_{n-1}^* - k_p MP_n^* - k_t P_n^* \sum_{n=1}^{\infty} P_n^* \quad (3.10)$$

Предположим что начальные радикалы находятся в квази устойчивом состоянии

$$\frac{dR^*}{dt} = 0 \quad v_m = k_i R^* M = 2fk_d I \quad (3.11)$$

где:  $v_m$  - константа иницирования

Определим генеративную функцию  $H(s, t)$  живых полимерных цепей

$$H(s, t) = \sum_{n=1}^{\infty} s^n P_n^* \quad (3.12)$$

$s$  – формальный параметр

Для  $s=1$

$$H(1, t) = \sum_{n=1}^{\infty} P_n^* \quad (3.13)$$

которое отражает полную концентрацию радикалов.

Уравнение 3.10 в котором  $n=1..∞$  умноженное на  $s^n$  необходимо для получения производной по времени момента генеративной функции:

$$\frac{\partial H(s, t)}{\partial t} = 2fk_d I s - k_p M (1 - s) H(s, t) - k_t H(s, t) H(1, t) \quad (3.14)$$

Общая концентрация радикалов  $H(1,t)$  может быть получены из уравнения 3.14

$$\frac{dH(1,t)}{dt} = 2fk_dI - k_tH^2(1,t) \quad (3.15)$$

Концентрация мономеров получена из:

$$\frac{dM}{dt} = -2fk_dI - k_pMH(1,t) \quad (3.16)$$

В модели пренебрегается снижением эффективности инициатора ( $f$ ) и изменением объема во время процесса, но учитывается изменением констант скорости завершения и развития реакции в результате гель-эффекта

$$k_t = k_{t0} \frac{C}{C + \Theta_t k_{t0} H(1,t)} \quad (3.17)$$

$$k_p = k_{p0} \frac{C}{C + \Theta_p k_{p0} H(1,t)} \quad (3.18)$$

Где параметр  $C$  коррелирован в зависимости от конверсии мономера  $x$ :

$$\log C = \frac{1-x}{A+B(1-x)} \quad (3.19)$$

Характеристика времени миграции для завершения,  $\Theta_t$ , и развития  $\Theta_p$  описывается:

$$\Theta_t = \frac{\Theta_t^0}{I_0} \exp[E_{\Theta_t}/(RT)] \quad (3.20)$$

$$\Theta_p = \Theta_p^0 \exp[E_{\Theta_p}/(RT)] \quad (3.21)$$

$$A = C_1 - C_2(T - T_{gp})^2 \quad (3.22)$$

$$DP_n^{inst} = \frac{1}{1-q} \quad (3.23)$$

где:  $A$ ,  $B$ ,  $C$ ,  $C_1$ ,  $C_2$  – члены уравнений диффузии и  $T_{gp}$  – температура стеклования полимера.

Мгновенная числовая и гравиметрическая степень полимеризации рассчитывается следующим образом

$$DP_n^{inst} = \frac{1+q}{1-q} \quad (3.24)$$

где  $q$  – отражает вероятность развития, рассчитывается:

$$q = \frac{k_p M}{k_p M + k_t H(1,t)} \quad (3.25)$$

Совокупная степень полимеризации может быть посчитана следующими интегралами

$$DP_n^{cum} = \frac{x}{\int_0^x \frac{dx}{DP_n^{inst}}} \quad (3.26)$$

$$DP_n^{cum} = \frac{1}{x} \int_0^x DP_w^{inst} dx \quad (3.27)$$

Моменты молекулярно массового распределения макрорадикалов определяются:

$$\lambda_k = \left[ \left( s \frac{\partial}{\partial s} \right)^k H(s,t) \right]_{s=1} = \sum_{n=1}^{\infty} n^k P_n^* \quad (3.28)$$

Из уравнений 3.5 и 3.16 путем дифференцирования уравнения 3.28 по времени и заменой  $H(1, t)$  на  $\lambda_0$  из уравнений 3.13 и 3.28 получена математическая модель кинетической схемы 3.1 – 3.4 в моментах в виде системы дифференциальных уравнений 3.29, которые описывают конверсию инициатора перекись бензоила (БПО) ( $I$ ), мономера ( $M$ ) и нулевой момент живой полимерной цепи ( $\lambda_0$ ):

$$\begin{cases} \frac{dI}{dt} = -k_d I \\ \frac{dM}{dt} = -2fk_d I - k_p M \lambda_0 \\ \frac{d\lambda_0}{dt} = 2fk_d I - k_t \lambda_0^2 \end{cases} \quad (3.29)$$

где  $k_d = 1.2 \times 10^{13} \exp\left[\frac{-1.2 \times 10^5}{RT}\right]$  - константа скорости инициирования,  $\text{сек}^{-1}$ ,

$f = 0.6$  - эффективность инициатора,  $k_t = k_t^0 \frac{C}{C + \Theta_t k_t^0 \lambda_0}$  - константа скорости

обрыва цепи при наличии гелевого эффекта,  $\text{м}^3/(\text{моль} \times \text{сек})$ ,

$k_t^0 = 9.8 \times 10^4 \exp\left[\frac{-2.937 \times 10^3}{RT}\right]$  - константа скорости обрыва цепи при

отсутствии гелевого эффекта,  $\text{м}^3/(\text{моль} \times \text{сек})$ ,  $\Theta_t = \frac{2.8883 \times 10^{-18}}{I_0} \exp\left[\frac{1.48924 \times 10^5}{RT}\right]$

- характеристическое время миграции,  $\text{сек}$ ,  $k_p = k_p^0 \frac{C}{C + \Theta_p k_p^0 \lambda_0}$  - константа

скорости реакции роста цепи при наличии гелевого эффекта,  $\text{м}^3/(\text{моль} \times \text{сек})$ ,

$k_p^0 = 4.917 \times 10^2 \exp\left[\frac{-1.822 \times 10^4}{RT}\right]$  - константа скорости роста цепи при

отсутствии гелевого эффекта,  $\text{м}^3/(\text{моль} \times \text{сек})$ ,

$\Theta_p = 3.99822 \times 10^{-12} \exp\left[\frac{1.02451 \times 10^5}{RT}\right]$  - характеристическое время миграции,

$\text{сек}$ ,  $\log(C) = \frac{1-x}{A + 0.03(1-x)}$  - константа,  $A = 0.15998 - 7.812 \times 10^{-5}(T - T_{gp})$  -

константа,  $x = \frac{M_0 - M}{M_0}$  конверсия мономера,  $M_0$  - начальная концентрация

мономера,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ,  $M$  - текущая концентрация мономера,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ,  $T_{gp} = 387$  -

температура стеклования,  $\text{К}$ .

С помощью кинетической модели (3.29) при трех различных температурах, 60, 70, 80 °C были получены кривые степени конверсии мономера от времени (Рисунок 3.1).

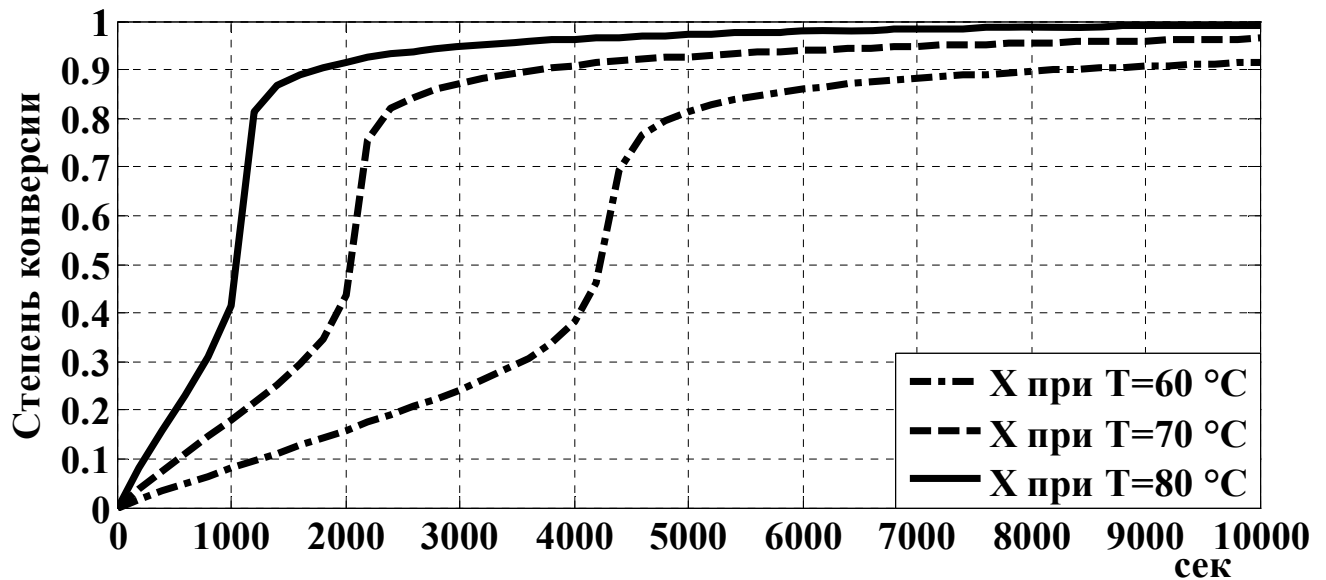


Рисунок - 3.1. Зависимости конверсий мономера  $x$  от времени  $t$  при разных температурах процесс, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

На Рисунок 3.1 видно, что характер кривых имеет явно не линейный вид, поэтому любой из параметров системы, который зависит от конверсии по времени, будет меняться также нелинейно. Также Рисунок 3.1 показывает, что температура существенно влияет на время начала и окончания процесса полимеризации: чем выше температура, тем быстрее заканчивается процесс.

### 3.2 Тепловой баланс лабораторного реактора суспензионной полимеризации ММА

Тепловой баланс реактора представлен в виде дифференциального уравнения 3.30 связывающего приход и расход тепла процесса имеет следующий вид [87, 94]:

$$V(t)\rho(t)C_p(t)\frac{dT_{xp}(t)}{dt} = (-\Delta H_p)k_p\lambda_0MV(t) + K_{cm}S_{cm}[T_{nn}(t) - T_{xp}(t)] - K_{кр}S_{кр}[T_{xp}(t) - T_{окр}] \quad (3.30)$$

$$T_{nn}(t) = \frac{U^2}{RKS} \left[ K_p(T_{зд} - T_{xp}(t)) + \frac{1}{T_u} \int (T_{зд} - T_{xp}(t))dt \right] + T_{нач} \quad (3.31)$$

где  $V(t)$  – объём реакционной смеси, м<sup>3</sup>;  $\rho(t)$  – плотность реакционной смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $C_p(t)$  – удельная теплоёмкость реакционной смеси, Дж/(кг·К);  $T_{xp}(t)$  – температура реакционной смеси, К;  $T_{nn}(t)$  – температура нихромовой нити, К;

$T_{окр}$  – температура окружающей среды, К;  $T_{зд}$  – заданная температура процесса полимеризации, К;  $T_{нач}$  – начальная температура нихромовой нити, К;  $t$  – время, с;  $K_{ст}$ ,  $K_{кр}$  – коэффициент теплопередачи стенки и крышки реактора соответственно ( $K_{ст} = 28.892$ ,  $K_{кр} = 52$ ), Вт/(м<sup>2</sup>К);  $S_{ст}$ ,  $S_{кр}$  – площадь поверхности теплопередачи стенки и крышки реактора соответственно ( $S_{ст} = 0.0176$ ;  $S_{кр} = 0.0111$ ), м<sup>2</sup>;  $\Delta H$  – постоянная величина энтальпии процесса ( $\Delta H = 58.19$  кДж/моль);  $R$  – электрическое сопротивление нихромовой нити, Ом;  $K_p$ ,  $T_u$  – коэффициент усиления и время интегрирования ПИ регулятора соответственно.

Объём реакционной смеси 3.32 имеет вид:

$$V(t) = V_{пмч}(t) + V_{вода} \quad (3.32)$$

$$V_{пмч}(t) = V_{мма}(t) + V_{пмма}(t) \quad (3.33)$$

или

$$V_{пмч}(t) = V_{мма}^0 (1 + \varepsilon \cdot x_m(t)) \quad (3.34)$$

где  $V_{пмч}(t)$  – объём полимерно-мономерных частиц (ПМЧ), м<sup>3</sup>;  $V_{вода}$  – объём воды (принимается постоянным), м<sup>3</sup>;  $V_{мма}^0$  – начальный объём метилметакрилата, м<sup>3</sup>,  $\varepsilon$  – коэффициент изменения объема в ходе реакции полимеризации:  $\varepsilon = \frac{\rho_{мма}}{\rho_{пмма}} - 1$ .

С учетом уравнения 3.34 объём реакционной смеси примет вид

$$V(t) = V_{мма}^0 (1 + \varepsilon \cdot x_m(t)) + V_{вода} \quad (3.35)$$

На рисунке 3.2 представлена зависимость объёма реакционной смеси от времени протекания процесса, из которого видно, что изменение объёма происходит по нелинейной зависимости, которая определяется видом кривой степени конверсии мономера.

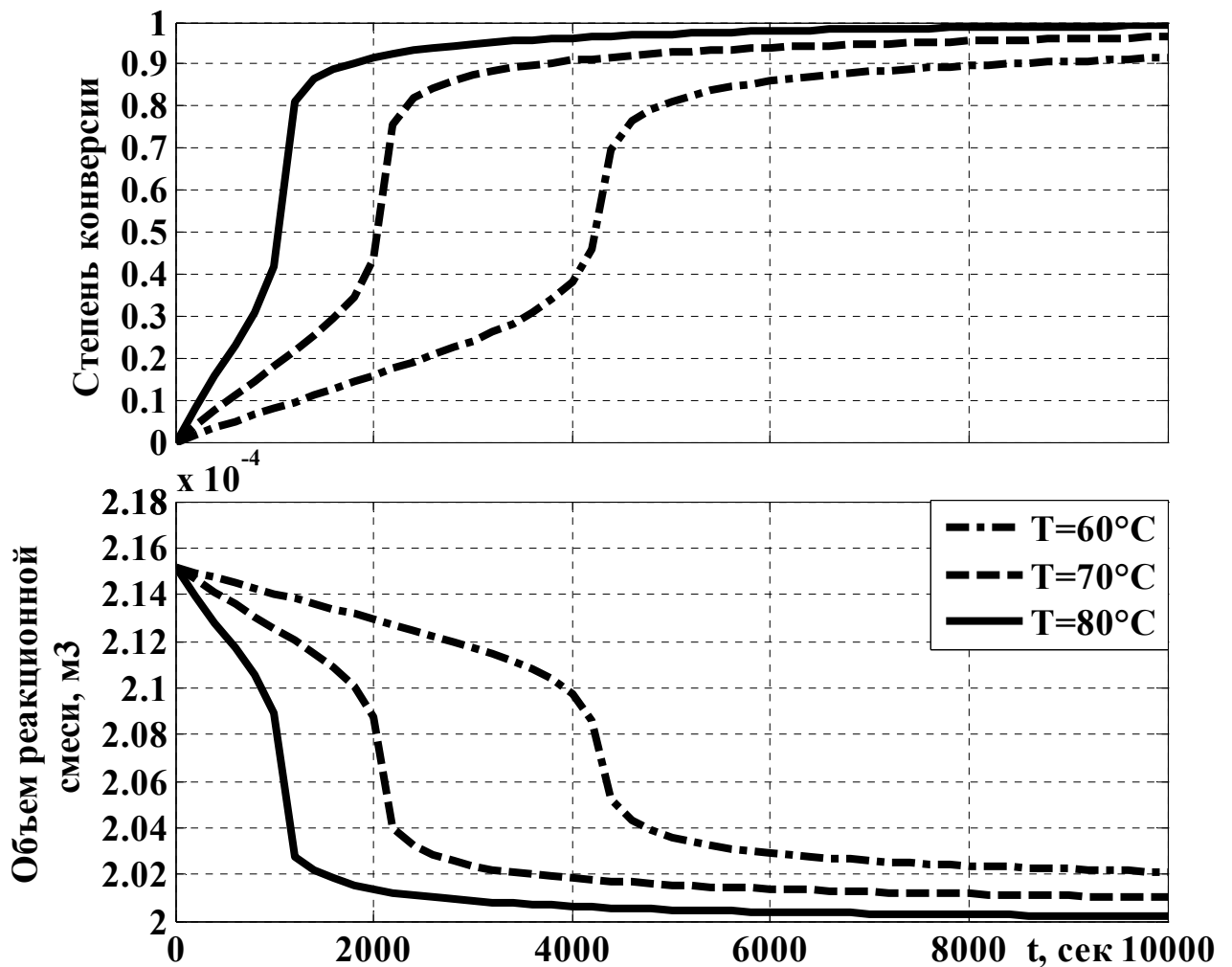


Рисунок - 3.2. Графики изменения степени конверсии мономера, объема реакционной смеси от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

Плотность реакционной смеси (3.36) имеет вид:

$$\rho(t) = \frac{\rho_{mma} \cdot V_{mma}(t) + \rho_{пmma} \cdot V_{пmma}(t) + \rho_{вода} \cdot V_{вода}}{V(t)} \quad (3.36)$$

где  $\rho_{mma}$  – плотность метилметакрилата, кг/м<sup>3</sup>; в зависимости от температуры, К.[14]

$$\rho_{mma} = 966.5 - 1.1(T - 273.15) \quad (3.37)$$

$V_{mma}(t)$  – текущий объём метилметакрилата, м<sup>3</sup>:

$$V_{mma}(t) = V_{mma}^0 (1 - x(t)) \quad (3.38)$$

$\rho_{пmma}$  – плотность полиметилметакрилата, кг/м<sup>3</sup>; в зависимости от температуры, К.[77]

$$\rho_{пmma} = \rho_{mma} [1.1946 + 0.000916(T - 273.15)] \quad (3.39)$$

$V_{пmma}(t)$  – текущий объём полиметилметакрилата, м<sup>3</sup>:



$$V_{\text{нмма}}(t) = V_{\text{мма}}^0 \cdot x_m(t)(\varepsilon + 1) \quad (3.40)$$

$\rho_{\text{вода}}$  – плотность воды, кг/м<sup>3</sup>; в зависимости от температуры, К.[82]

$$\rho_{\text{вода}} = \frac{995.7}{0.984 + 0.000483(T - 273.15)} \quad (3.41)$$

Таким образом, плотность реакционной смеси (3.36) с учётом (3.35), (3.38) и (3.40) примет вид (3.42):

$$\rho(t) = \frac{V_{\text{мма}}^0 [\rho_{\text{мма}}(1 - x_m(t)) + \rho_{\text{нмма}} \cdot x_m(t)(1 + \varepsilon)] + \rho_{\text{вода}} \cdot V_{\text{вода}}}{V_{\text{мма}}^0 (1 - \varepsilon \cdot x_m(t)) + V_{\text{вода}}} \quad (3.42)$$

На рисунке 3.3 представлена зависимость плотности реакционной смеси от времени протекания процесса, из которого видно, что изменение плотности происходит по нелинейной зависимости, которая определяется видом кривой степени конверсии мономера.

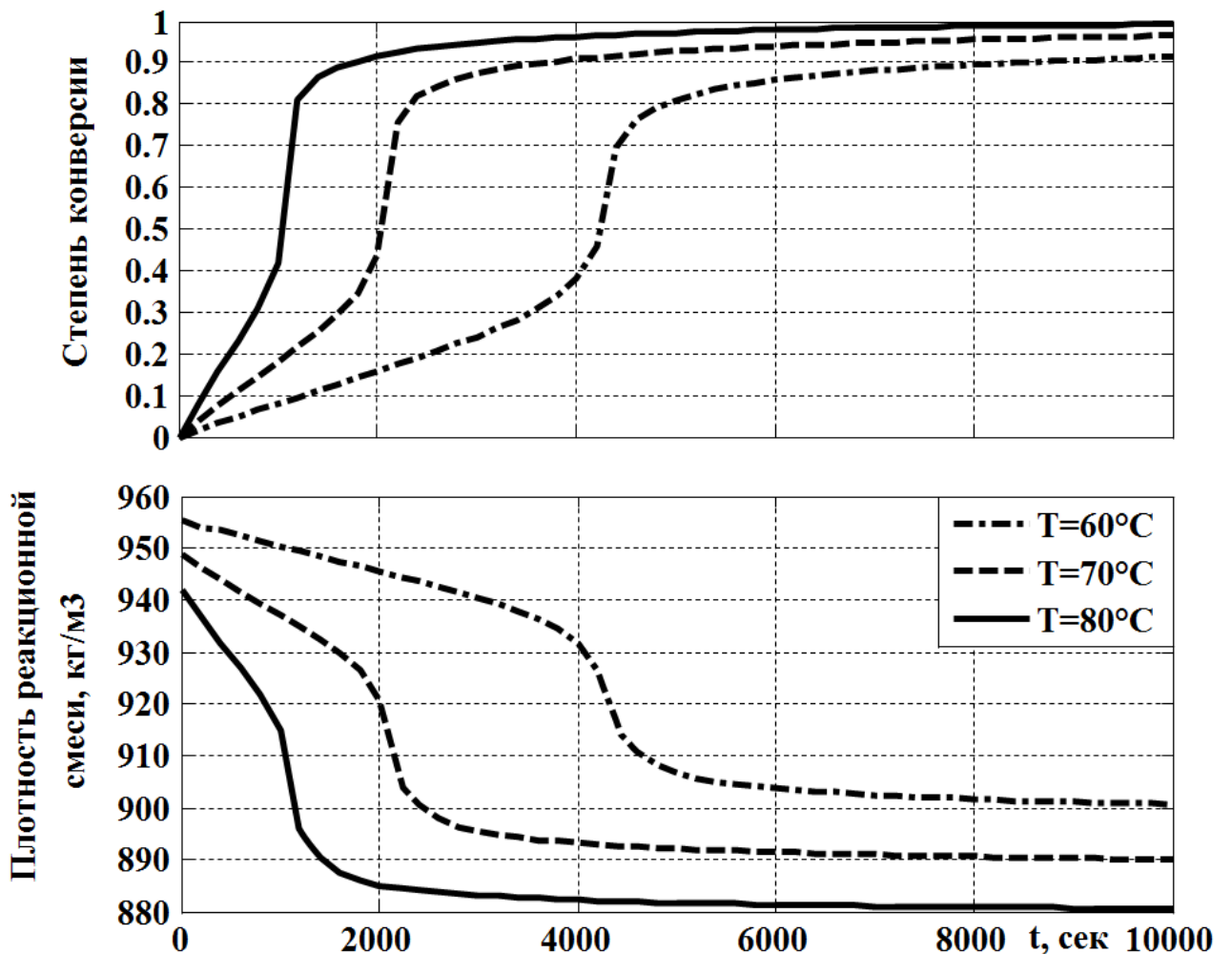


Рисунок - 3.3. Графики изменения степени конверсии мономера, плотности реакционной смеси от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

Теплоёмкость реакционной смеси описывается соотношением (3.43):

$$Cp(t) = \frac{Cp_{mma} \cdot M_{mma}(t) + Cp_{пмма} \cdot M_{пмма}(t) + Cp_{вода}(t) \cdot M_{вода}}{M_{mma}(t) + M_{пмма}(t) + M_{вода}} \quad (3.43)$$

$$Cp_{вода}(t) = 4194 - 1.15(T - 273) + 0.015(T - 273)^2 \quad (3.44)$$

где  $Cp_{mma} = 2100$ ,  $Cp_{пмма} = 1700$ , – теплоёмкости метилметакрилата, полиметилметакрилата соответственно, Дж/(кг·К);  $Cp_{вода}$  – зависимость теплоемкости воды от температуры, Дж/(кг·К);  $M_{mma}(t)$ ,  $M_{пмма}(t)$  – масса метилметакрилата и полиметилметакрилата соответственно, кг.

$$M_{mma}(t) = V_{mma}(t) \cdot \rho_{mma} \quad (3.45)$$

$M_{mma}(t)$  – масса полиметилметакрилата, кг,

$$M_{пмма}(t) = V_{пмма}(t) \cdot \rho_{пмма} \quad (3.46)$$

$M_{вода}$  – масса воды, кг,

$$M_{вода} = V_{вода} \cdot \rho_{вода} \quad (3.47)$$

Таким образом, теплоемкость реакционной смеси (3.43) с учетом соотношений (3.44-3.47) примет вид (3.48):

$$Cp(t) = \frac{Cp_{mma} \cdot V_{mma}(t) \cdot \rho_{mma} + Cp_{пмма} \cdot V_{пмма}(t) \cdot \rho_{пмма}}{V_{mma}(t) \cdot \rho_{mma} + V_{пмма}(t) \cdot \rho_{пмма} + V_{вода}(t) \cdot \rho_{вода}} + \frac{Cp_{вода}(t) \cdot V_{вода}(t) \cdot \rho_{вода}}{V_{mma}(t) \cdot \rho_{mma} + V_{пмма}(t) \cdot \rho_{пмма} + V_{вода}(t) \cdot \rho_{вода}} \quad (3.48)$$

На рисунке 3.4 представлена зависимость теплоемкости реакционной смеси от времени протекания процесса, из которого видно, что изменение теплоемкости происходит по нелинейной зависимости, которая определяется видом кривой степени конверсии мономера.

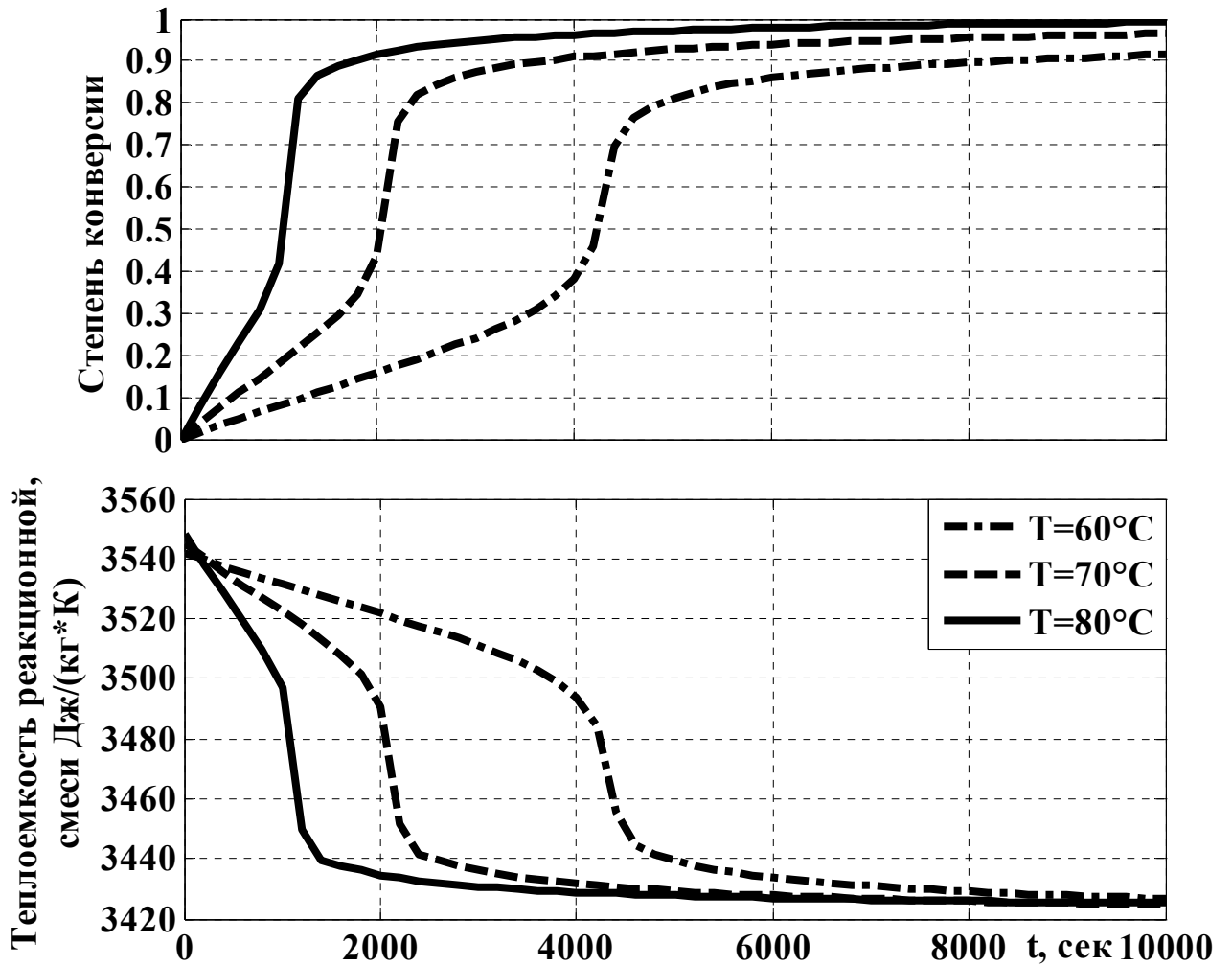


Рисунок - 3.4. Графики изменения степени конверсии мономера, теплоемкости реакционной смеси от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

Адекватность полученной математической модели в виде системы уравнений (3.29), (3.30) и (3.31) проверяли путем наложения графиков изменения температуры реакционной массы и напряжения подаваемого на нихромовую нить полученных в результате проведения экспериментов на лабораторном реакторе с данными, полученными при моделировании процесса радикальной полимеризации ММА при различных температурах. Результаты сравнения показаны на рисунках 3.5 – 3.7 при температуре процесса 60, 70 и 80°C соответственно.

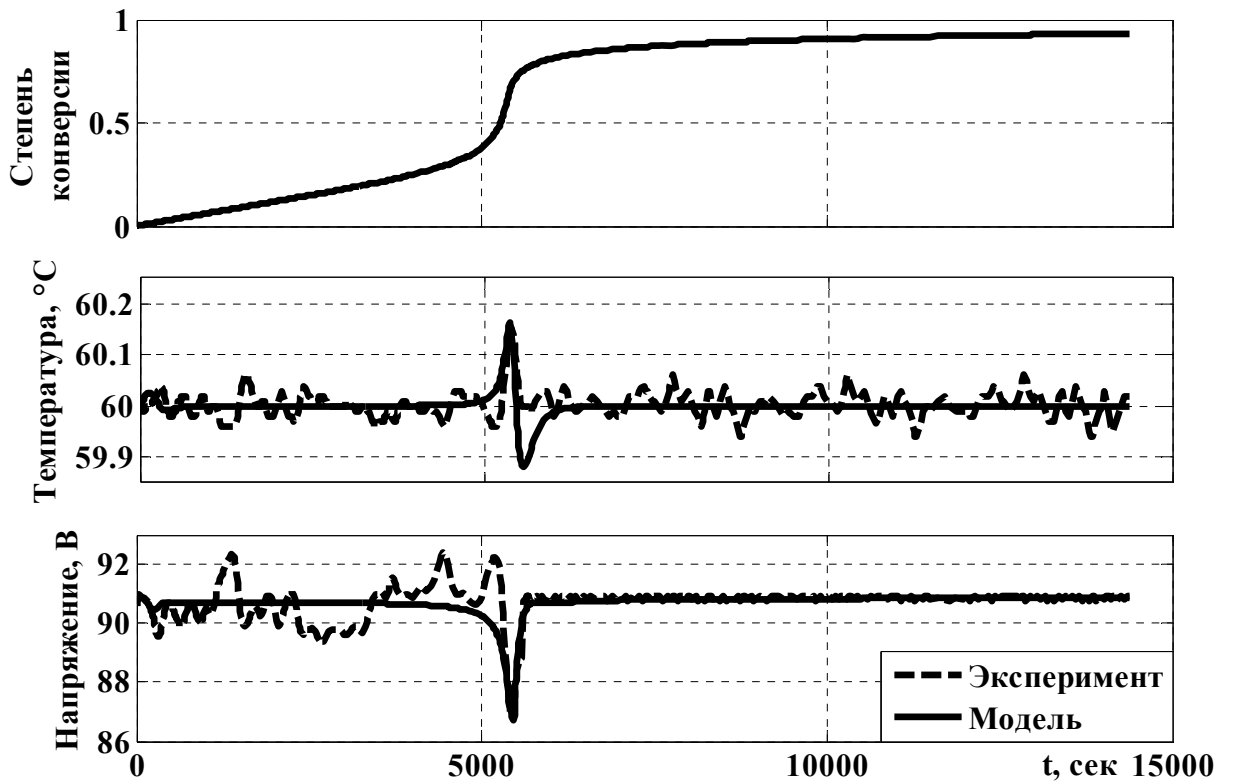


Рисунок - 3.5. Графики изменения конверсии полимера, температуры реакционной массы, и напряжения подаваемого на нихромовую нить, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

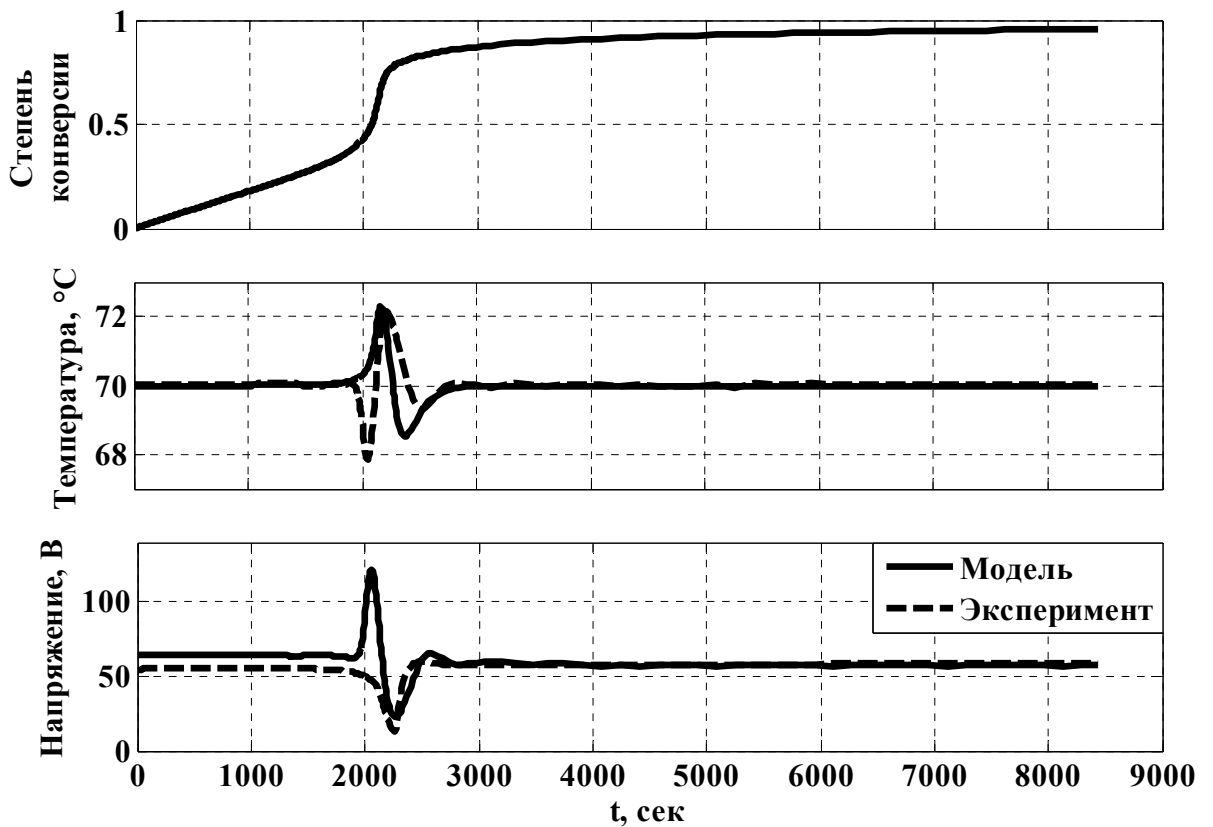


Рисунок - 3.6. Графики изменения конверсии полимера, температуры реакционной массы, и напряжения подаваемого на нихромовую нить, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

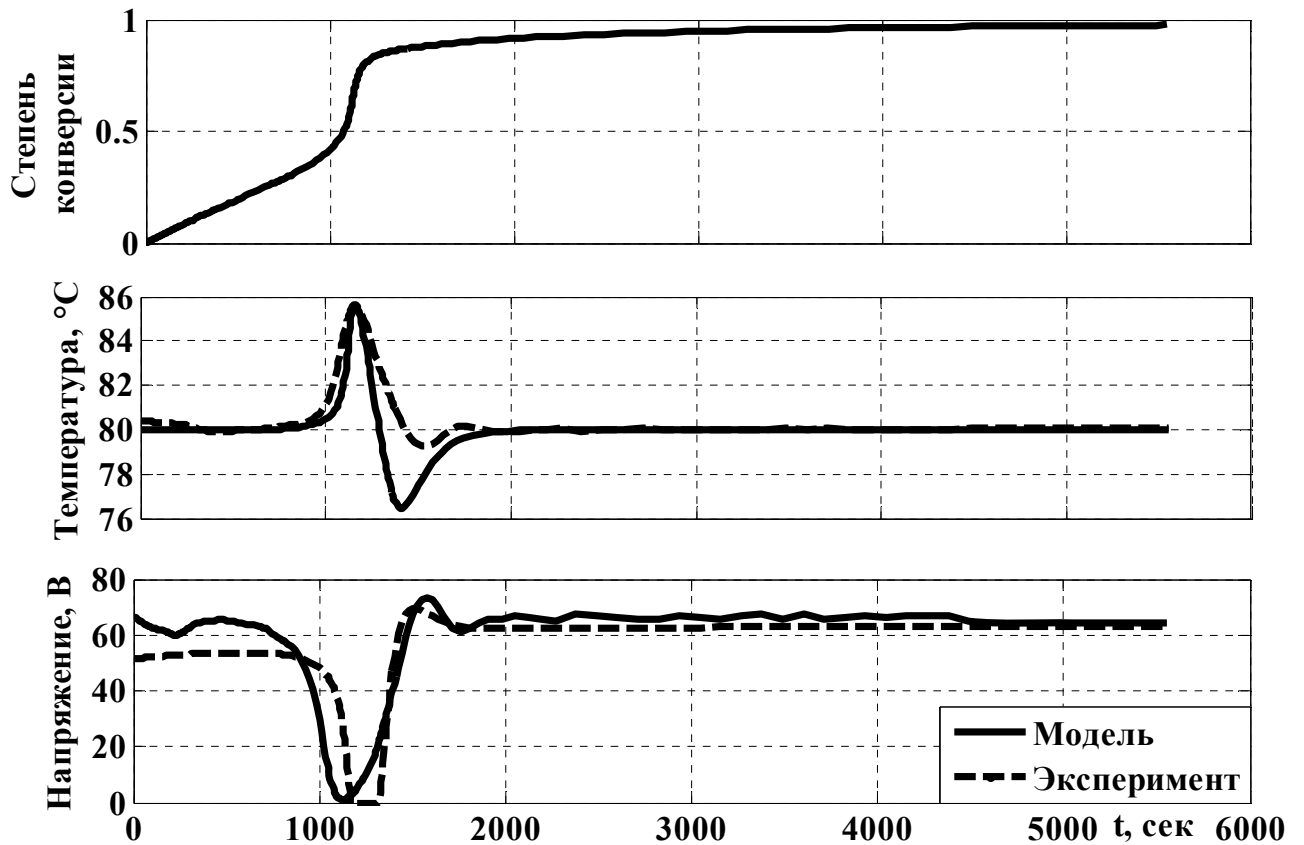


Рисунок - 3.7. Графики изменения конверсии полимера, температуры реакционной массы, и напряжения подаваемого на нихромовую нить, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

Адекватность математической модели при различных температурах проверяли по критерию Фишера (3.49). Математическая модель адекватно описывает экспериментальные данные если расчетное значение критерия Фишера  $F$  меньше табличного  $F_T$ , при заданном уровне значимости  $\alpha$  и степенях свободы  $n_1$  и  $n_2$ .

$$F = \frac{\sigma_{\text{ЭКС}}^2}{\sigma_{\text{МОД}}^2} \quad (3.49)$$

где  $\sigma_{\text{ЭКС}}^2$  – дисперсия относительно среднего рассчитанная по экспериментальным данным,  $\sigma_{\text{МОД}}^2$  – дисперсия относительно среднего рассчитанная по данным полученным по модели.

Результаты расчета критерия Фишера сведем в таблицу 3.1.

Результаты расчета критерия Фишера при уровне значимости  $\alpha=0,9$

	Температура процесса полимеризации, °С		
	60	70	80
$\sigma_{\text{ЭКС}}^2$	0,0006912	0,1189	0,9036
$n_1$	14377	8431	5551
$\sigma_{\text{МОД}}^2$	0,0006789	0,1171	0,9302
$n_2$	14377	8431	5551
F	1,018	1,015	0,9714
$F_T$	1,021	1,028	1,035

### 3.3 Анализ параметров объекта управления

На основании полученной математической модели (3.29 - 3.31) были получены параметры объекта управления. Из уравнения (3.30) были получены аналитические зависимости постоянной времени объекта управления (3.50) и коэффициента усиления (3.51) [86, 88].

$$T_{об} = \frac{V(t)\rho(t)C_p(t)}{K_{см}S_{см}}, [сек] \quad (3.50)$$

$$K_{об} = \frac{(-\Delta H_p)k_p\lambda_0MV(t) + K_{см}S_{см}T_{нн} + K_{кр}S_{кр}T_{окр}}{T_{нн}(K_{см}S_{см} + K_{кр}S_{кр})}, [-] \quad (3.51)$$

На основании полученных зависимостей (3.50 – 3.51) проанализировано изменение параметров объекта управления реактора – полимеризатора, которое представлено на рисунках 3.8. 3.9

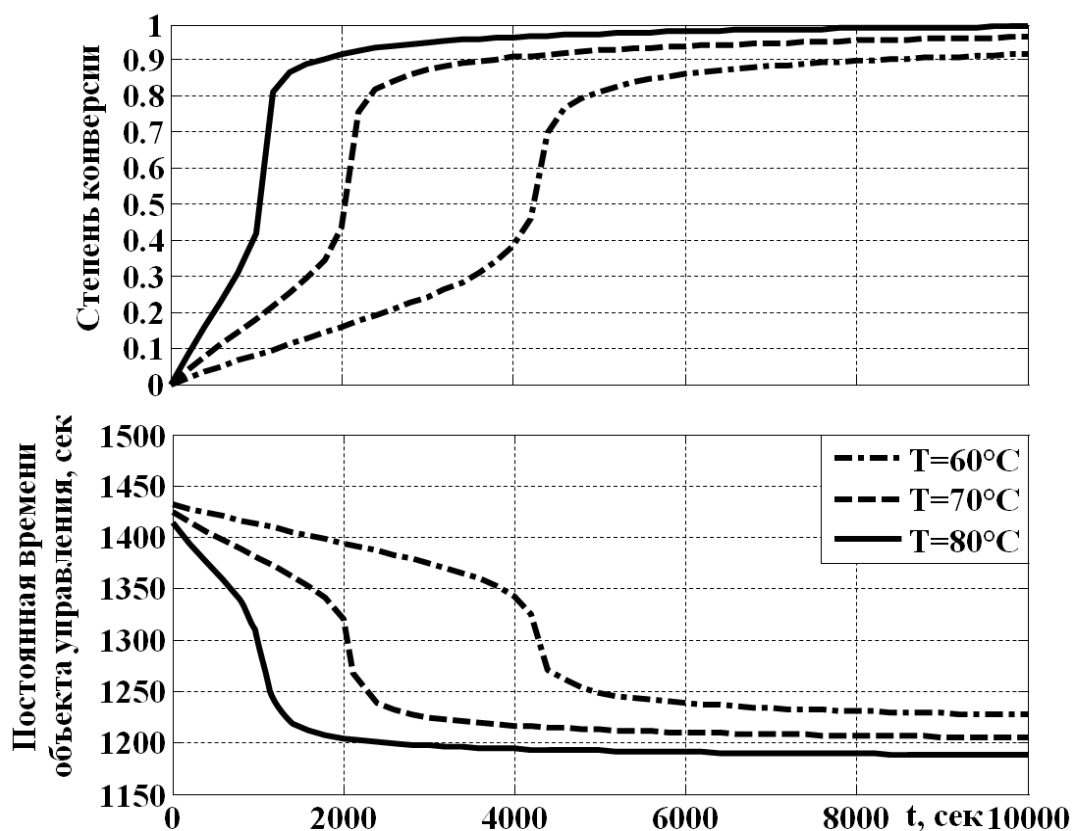


Рисунок - 3.8. Графики изменения степени конверсии мономера и постоянной времени объекта управления от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

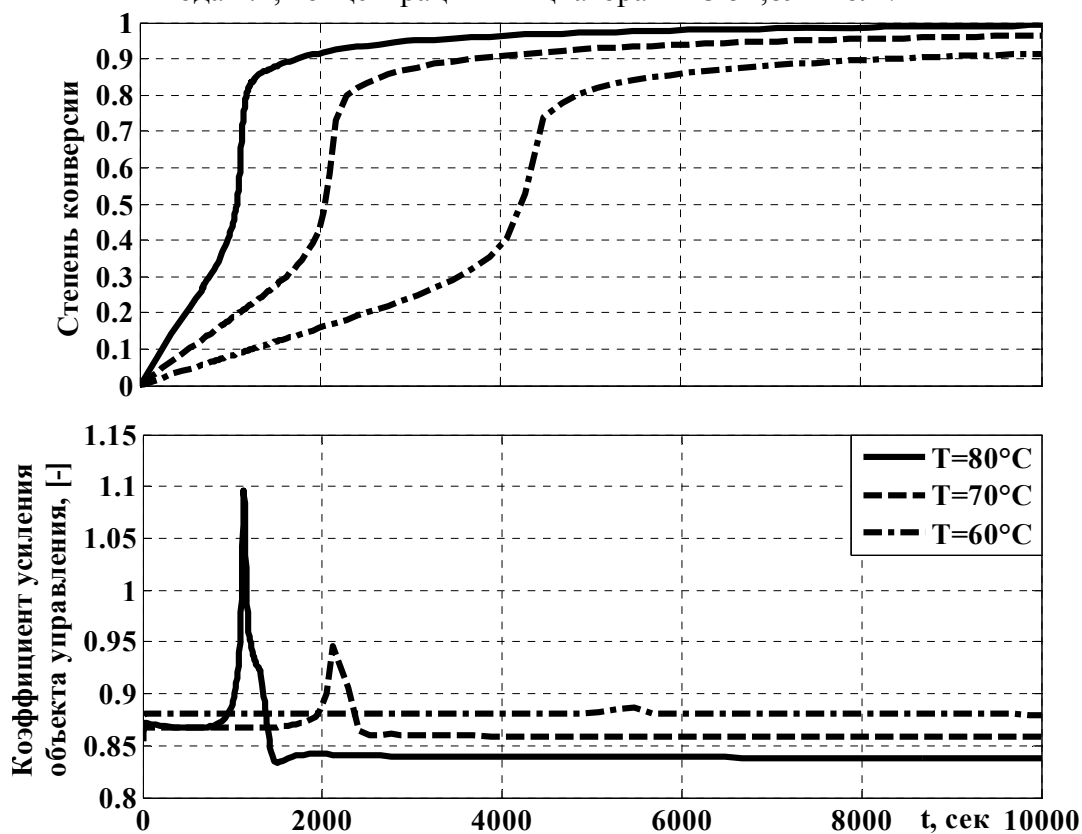


Рисунок - 3.9. Графики изменения степени конверсии мономера и коэффициента усиления объекта от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м<sup>3</sup>

Из рисунков 3.8 и 3.9 видно, что изменение параметров объекта управления определяется видом кривой степени конверсии полимера.

В момент резкого увеличения степени конверсии полимера (примерно с 40% до 80%) за счет действия гелевого эффекта, резко увеличивается коэффициент передачи и становится в 1,3 раза больше, чем при конверсии от 0% до 40% и от 80% до 100%, что влечет за собой резкое изменение характеристик системы управления, что может вывести реактор из устойчивого состояния. Постоянная времени объекта управления в течении всего процесса уменьшается и изменяется на 16%, что также оказывает параметрическое возмущающее воздействие на систему управления.

В связи с таким изменением параметров объекта управления для оптимального управления температурным режимом реактора необходимо разработать адаптивную систему управления, которая будет корректировать настройки регулятора в течение всего процесса, что позволит проводить процесс полимеризации при более высоких температурах и уменьшит время его протекания.

### **Выводы по третьей главе**

1. Получена адекватная кинетическая модель суспензионной полимеризации MMA на основе экспериментальных данных, полученных на лабораторном реакторе процесса полимеризации MMA. Данная модель показывает, что процесс полимеризации сопровождается жестким гелевым эффектом, что затрудняет разработку систем управления данным процессом.

2. Разработана адекватная математическая модель лабораторного реактора суспензионной полимеризации MMA. На основании данной модели показано изменение физических свойств реакционной смеси, характер изменения которых всецело определяется видом кривой конверсии полимера и температурой процесса. Впервые было учтено при моделировании изменение плотности реакционной смеси не только от конверсии полимера, но и от температуры реакционной смеси (3.12, 3.14, 3.16).



3. Показано что изменение параметров объекта управления определяется видом кривой степени конверсии полимера. Рассчитаны диапазоны изменения постоянной времени и коэффициента усиления объекта управления для различных моментов процесса полимеризации ММА.

4. Обоснована необходимость разработки адаптивной системы управления реактором – полимеризатором ММА

## 4 РАЗРАБОТКА НЕЧЕТКИХ СИСТЕМ УПРАВЛЕНИЯ РЕАКТОРОМ-ПОЛИМЕРИЗАТОРОМ ММА

### 4.1 Основные требования к синтезу нечетких систем управления

В третьей главе было показано, как меняются параметры объекта управления реактора полимеризатора ММА, а именно коэффициент усиления и постоянная времени объекта управления по каналу управления температурой реакционной смеси, которые изменяются в момент проявления гелевого эффекта рис 3.8 и 3.9 (коэффициент усиления увеличивается, а постоянная времени плавно уменьшается), что вносит сильное параметрическое возмущающее воздействие со стороны объекта на систему управления. На основании этих данных проведено имитационное моделирование поведения системы автоматического управления реактором полимеризатором ММА на трех характерных участках: первый соответствует начальному моменту времени (возмущения прилагались в моменты времени 500, 1000 и 1500 сек соответственно при температуре процесса равной 80, 70 и 60°C), второй – моменту времени возникновения гелевого эффекта с максимальным значением коэффициента усиления объекта управления (возмущения на этом участке прилагались в моменты времени 1126, 2110 и 4275 сек соответственно при температуре процесса равной 80, 70 и 60°C), третий – концу процесса полимеризации, на этом участке возмущения прилагались в моменты времени 2000, 3000 и 6000 сек соответственно при температуре процесса равной 80, 70 и 60°C. Данные о параметрах объекта управления с передаточной функцией  $W(s) = \frac{k \times \exp(-\tau s)}{Ts + 1}$  представлены в таблице 4.1.

Время транспортного запаздывания на основании результатов экспериментов принимали равным 5% от значения постоянной времени объекта управления.

Параметры объекта управления

№ участка	Температура процесса полимеризации, °С								
	80			70			60		
	k, [-]	T, [сек]	τ, [сек]	k, [-]	T, [сек]	τ, [сек]	k, [-]	T, [сек]	τ, [сек]
1	0,87	1415	71	0,87	1423	71	0,88	1432	72
2	1,1	1217	61	0,95	1250	63	0,89	1263	63
3	0,83	1188	59	0,85	1205	60	0,88	1227	61

Для каждого участка были рассчитаны оптимальные настройки ПИ регулятора с передаточной функцией  $W(s) = K_p + \frac{1}{T_I s}$  представленные в таблице 4.2.

Таблица 4.2

Оптимальные настройки ПИ регулятора

№ участка	Температура процесса полимеризации, °С					
	80		70		60	
	Kp, [-]	Ti, [сек]	Kp, [-]	Ti, [сек]	Kp, [-]	Ti, [сек]
1	4,02	175,86	4,02	176,86	3,98	180,02
2	3,18	191,24	3,68	169,64	3,93	160,58
3	4,22	140,86	4,12	146,32	3,98	154,25

Однако, с учетом рис 3.8 и 3.9, на которых представлено графики изменения постоянной времени и коэффициента усиления объекта управления реактора-полимеризатора в течении процесса полимеризации, для оптимального управления температурой процесса полимеризации, настройки ПИ регулятора должны изменяться как показано на рис 4.1-4.3.

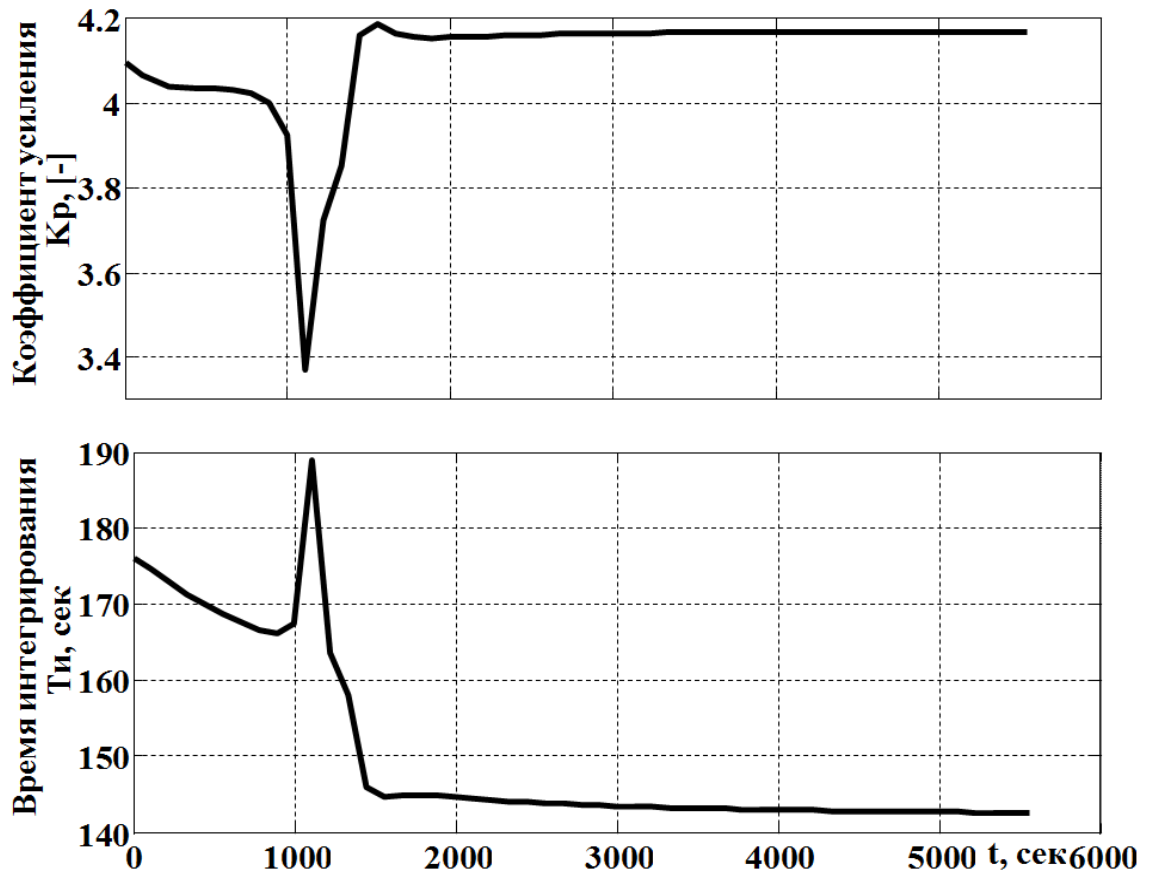


Рисунок - 4.1. График изменения настроек ПИ регулятора при температуре процесса 80°C

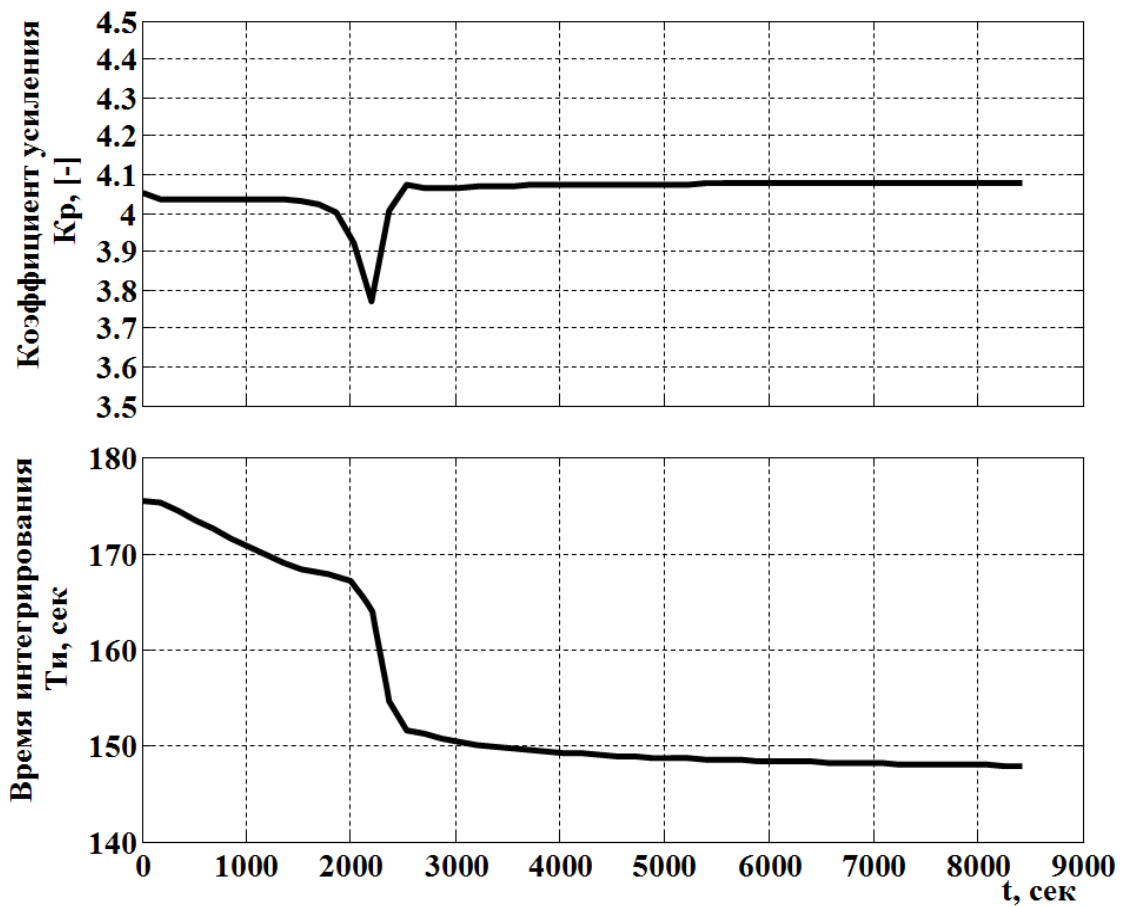


Рисунок - 4.2. График изменения настроек ПИ регулятора при температуре процесса 70°C

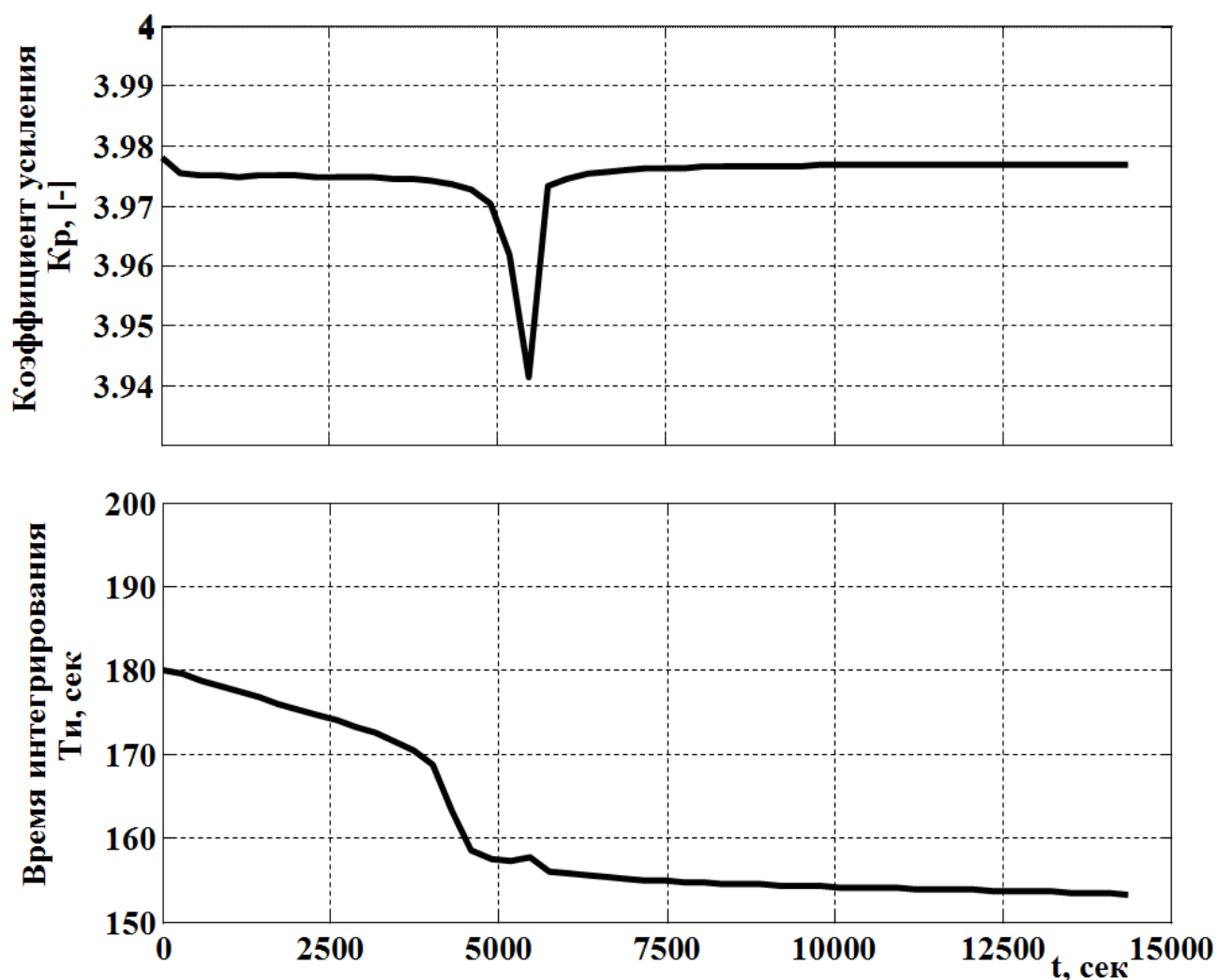


Рисунок - 4.3. График изменения настроек ПИ регулятора при температуре процесса  $60^{\circ}\text{C}$

Из графиков на рисунках 4.1-4.3 видно, что в течение процесса полимеризации коэффициент усиления должен непрерывно изменяться в диапазоне от 3,4 до 4,18, а время интегрирования в диапазоне от 142 до 189 сек. в зависимости от температуры и стадии процесса.

Результаты моделирования работы одноконтурной САУ по данным таблиц 4.1 и 4.2 представлены на Рисунок 4.4 – 4.6.

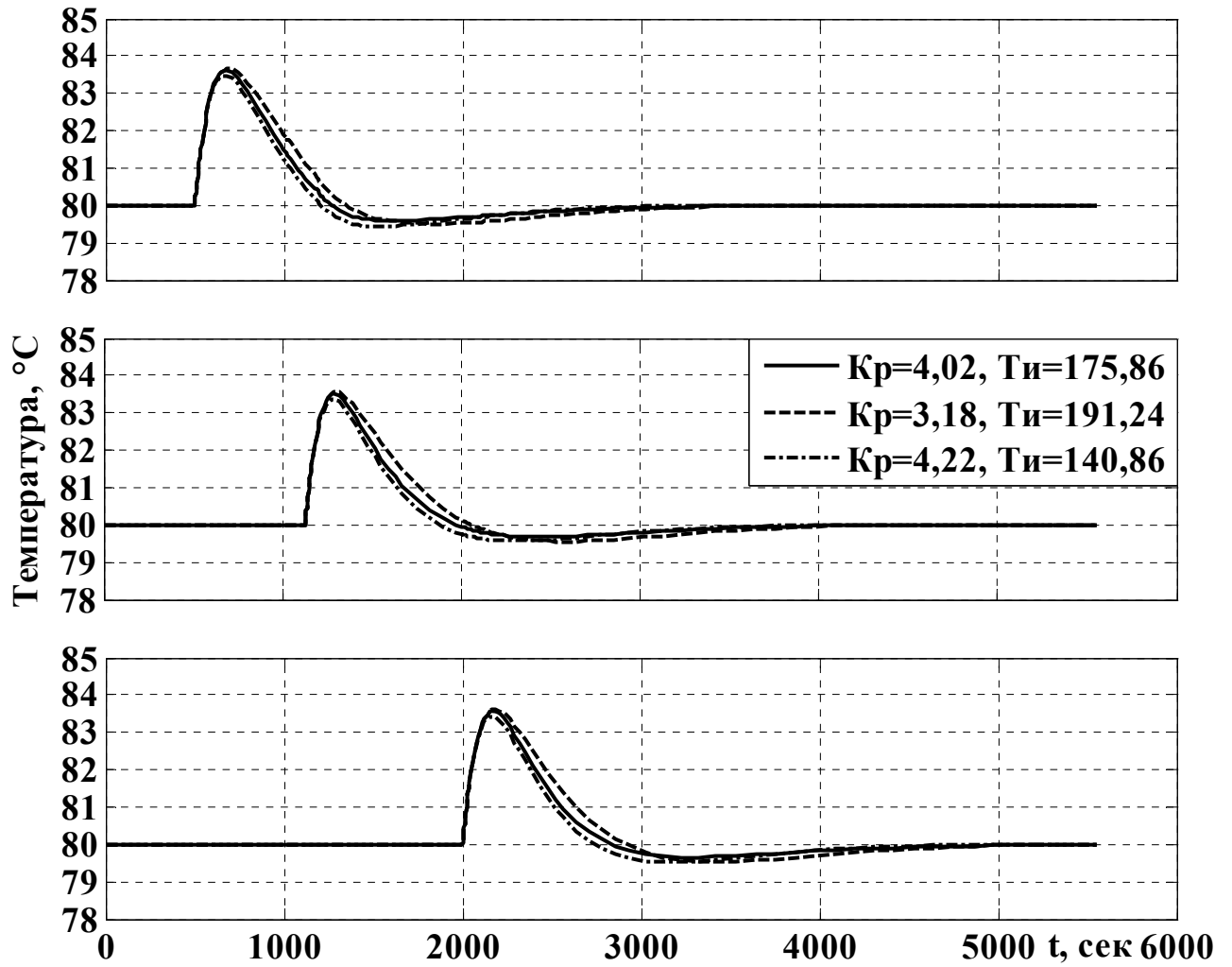


Рисунок - 4.4. Графики переходных процессов по температуре процесса полимеризации ( $T=80^{\circ}\text{C}$ ) для трех участков при различных настройках ПИ регулятора.

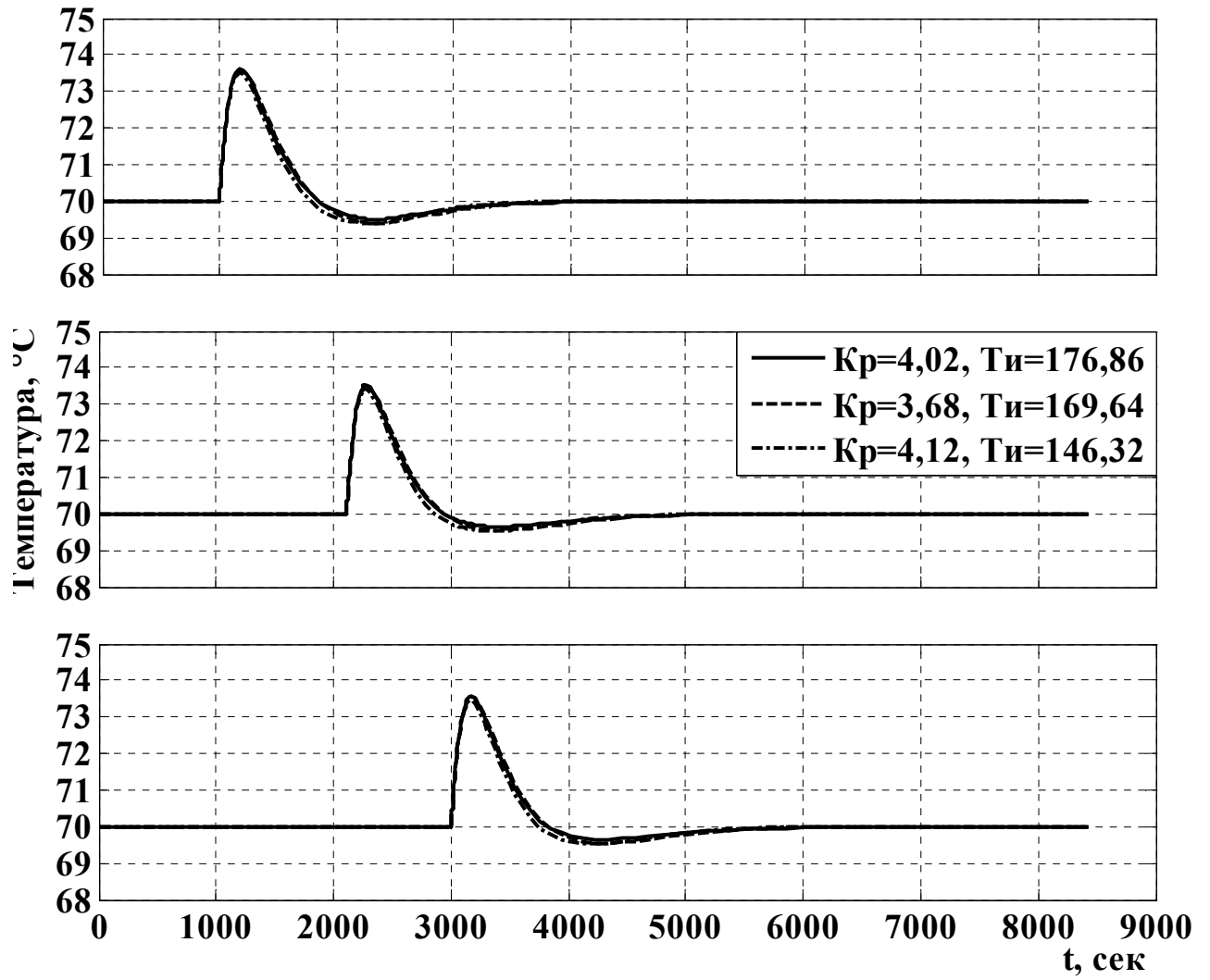


Рисунок - 4.5. Графики переходных процессов по температуре процесса полимеризации ( $T=70^{\circ}\text{C}$ ) для трех участков при различных настройках ПИ регулятора.

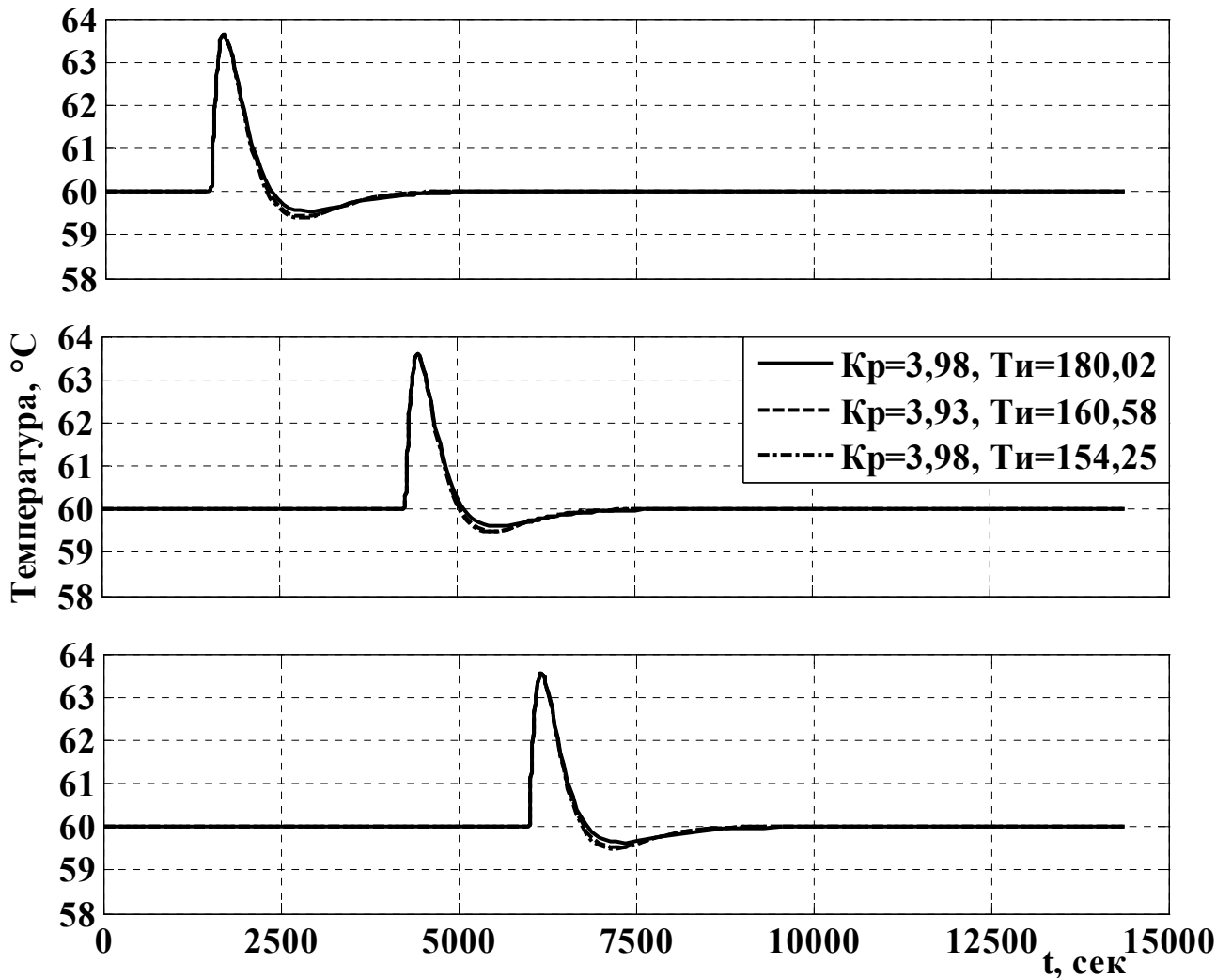


Рисунок - 4.6. Графики переходных процессов по температуре процесса полимеризации ( $T=60^{\circ}\text{C}$ ) для трех участков при различных настройках ПИ регулятора.

В результате имитационного моделирования получили следующие результаты: оптимальные настройки ПИ регулятора для объекта с передаточной функцией  $W1(s)$ , обеспечивают примерно одинаковое качество регулирования и для объекта с передаточной функцией  $W2(s)$  и  $W3(s)$ , такая же ситуация наблюдается и для настроек ПИ регулятора для объектов с передаточной функцией  $W1(s)$  и  $W3(s)$ . Однако из-за резкого роста температуры процесса полимеризации, компенсацию которой не обеспечивает классическая система управления с ПИ регулятором, может происходить перегрев реакционной массы, что в худшем случае может вывести реактор из устойчивого состояния, а в лучшем к ухудшению качества готового продукта, поэтому в этих условиях высокую эффективность показывают fuzzy системы управления, которые за



счет выбора их параметров могут стать нелинейными и наилучшим образом приспособленными для управления нелинейными промышленными объектами.

С целью улучшения качества регулирования температуры процесса полимеризации были разработаны три вида fuzzy систем управления и проведено исследование их работы.

#### 4.2 Нечеткая систем управления с fuzzy ПИ регулятором

Структурная схема одноконтурной нечеткой системы автоматического управления с fuzzy ПИ регулятора представлена на рис 4.7.

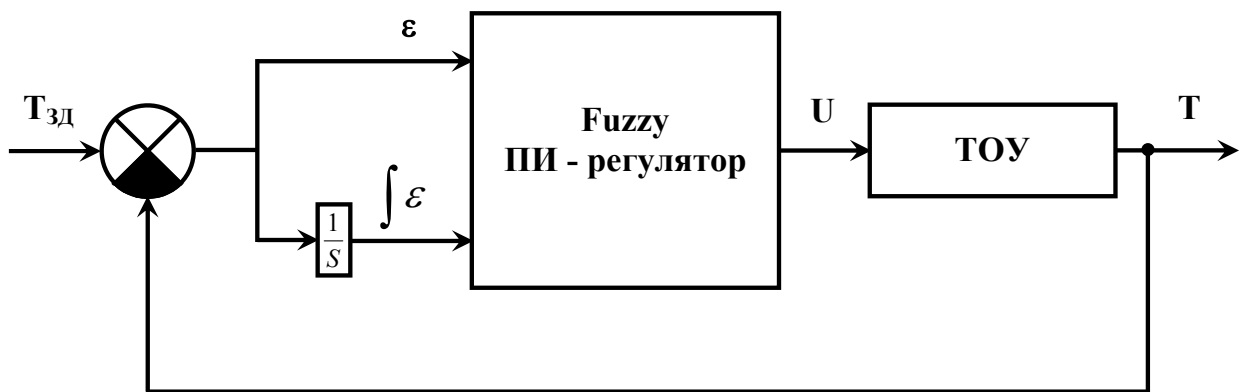


Рисунок - 4.17. Одноконтурная САУ с fuzzy ПИ регулятором

Fuzzy ПИ регулятор выполнен по типу Мамдани с двумя входами (ошибкой регулирования  $\varepsilon = K1$  и интегралом от ошибки регулирования  $\int \varepsilon = K2$ ), и одним выходом U. Внутренняя структура fuzzy ПИ регулятором представлена на рис 4.8

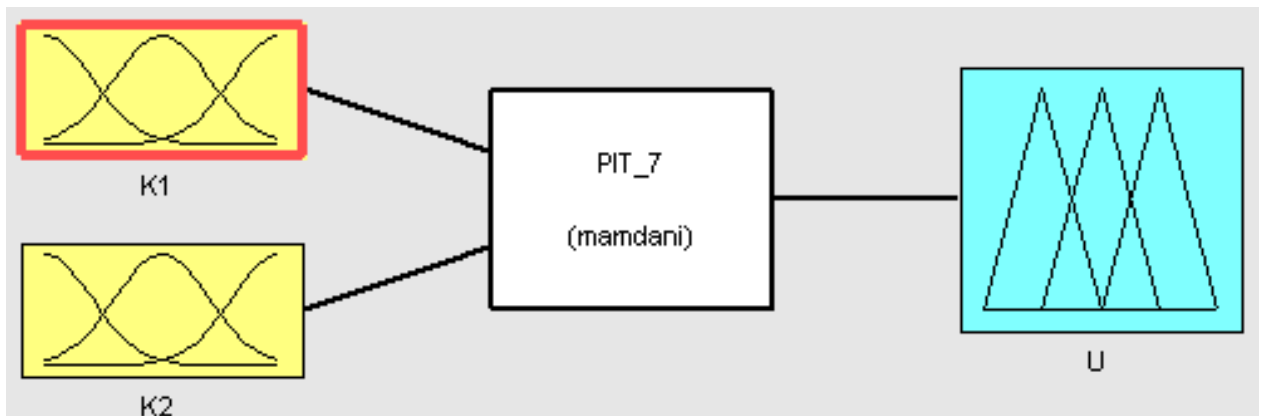


Рисунок - 4.8. Внутренняя структура fuzzy ПИ регулятора

При описании термов входных и выходных переменных использовали треугольные и гауссовы функции принадлежности, расположенные равномерно

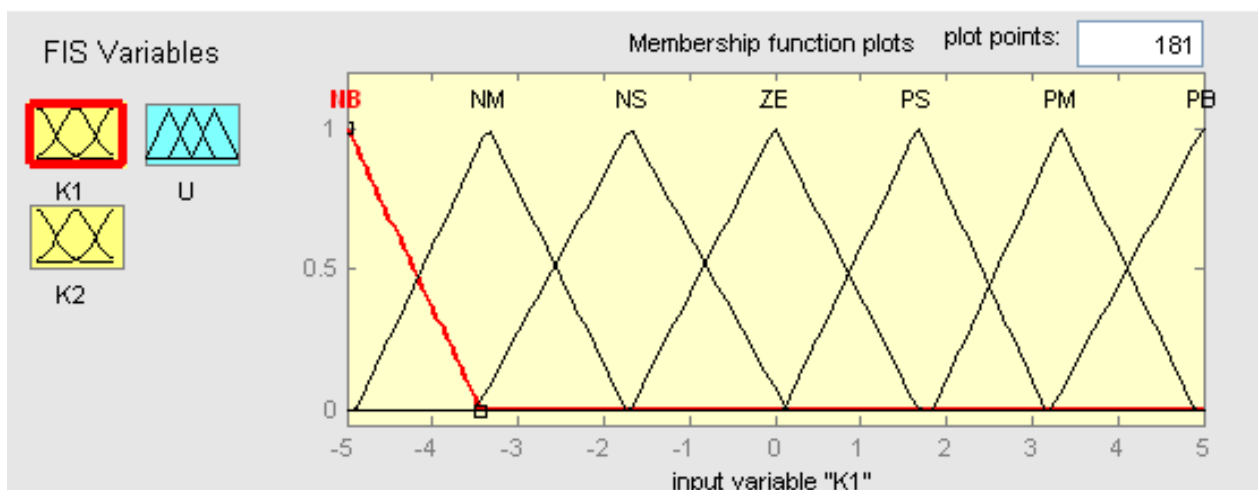
во всем диапазоне изменения входных и выходного сигнала в количестве семи термов (NB, NM, NS, ZE, PS, PM, PB), а метод дефазификации centroid. Для выходного сигнала  $U$  функции принадлежности были выбраны не пересекающимися, что повышает точность регулирования.

Методика синтеза fuzzy ПИ регулятора заключается в следующем:

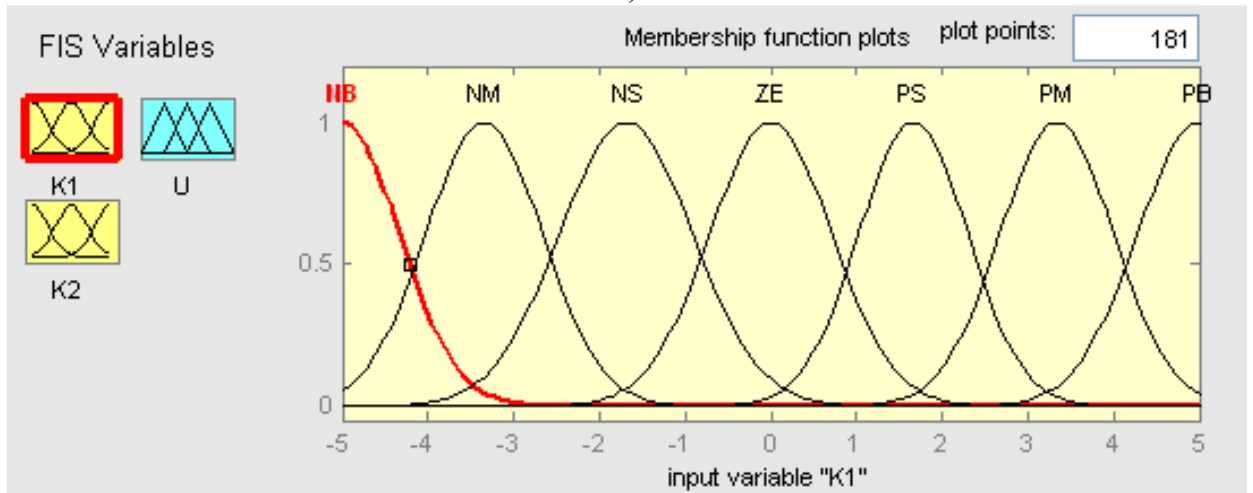
1. На основе моделирования системы с классическим ПИ регулятором, для температуры процесса полимеризации равной  $80^{\circ}\text{C}$ , так как при этой температуре наблюдается максимальное динамическое отклонение от заданного значения, определяли диапазоны изменения ошибки регулирования  $\varepsilon = K1$ , интеграла от ошибки регулирования  $\int \varepsilon = K2$  и выходного сигнала  $U$ .
2. Для входа  $K1$  принимали диапазон изменения ошибки регулирования  $[-\varepsilon_{MAX} \div +\varepsilon_{MAX}]$ , что соответствует изменению пропорциональной части fuzzy ПИ регулятора.
3. Для входа  $K2$  принимали диапазон изменения выходного сигнала  $[-U_{MAX} \div +U_{MAX}]$ , что соответствует изменению интегральной части fuzzy ПИ регулятора.
4. Выходное значение  $U$  fuzzy ПИ регулятора брали в диапазоне  $[0 \div +U_{MAX}]$ .

В нашем случае  $K1 = [-5 \div +5]$ ,  $K2 = [-100 \div +100]$ ,  $U = [0 \div +100]$ .

Распределение функций принадлежности входных и выходной переменной представлено на рисунках 4.9 - 4.11



a)

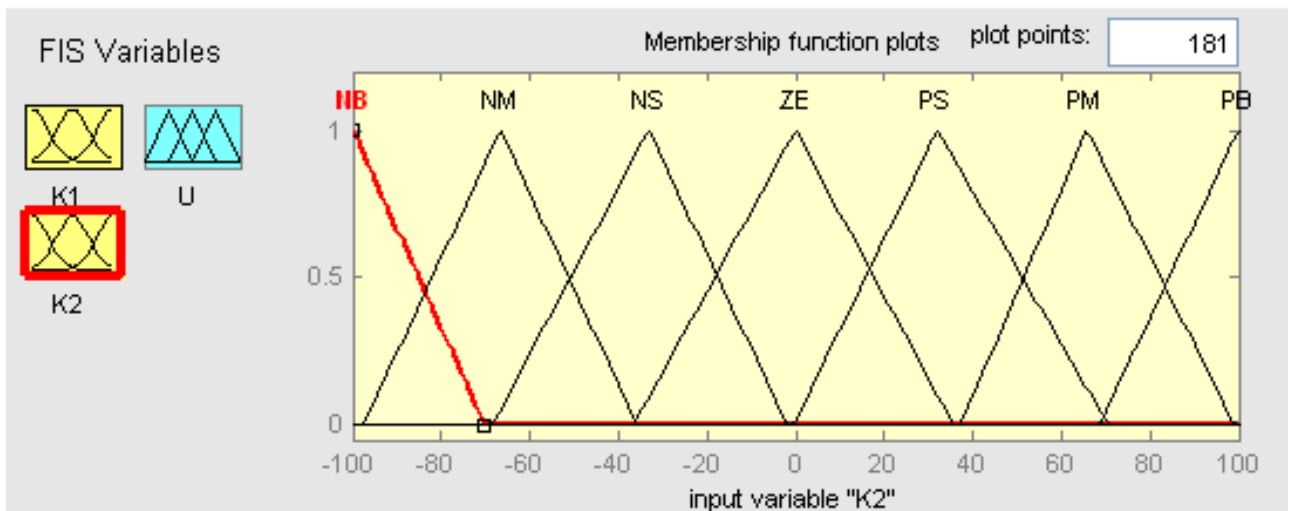


б)

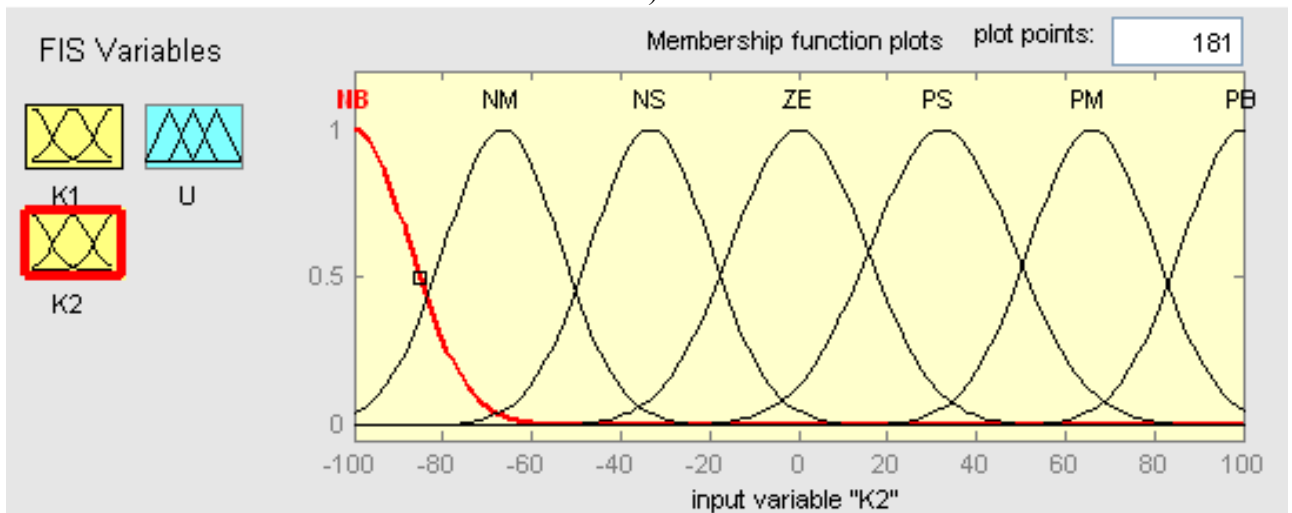
Рисунок - 4.9. Функции принадлежности лингвистической переменной K1

а) для случая с треугольными функциями принадлежности

б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности



а)

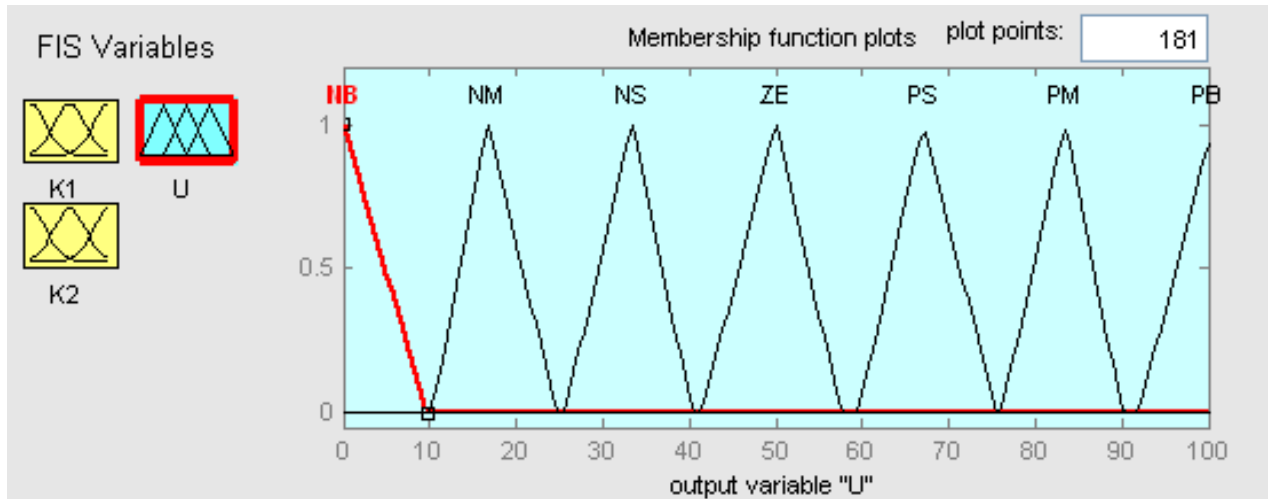


б)

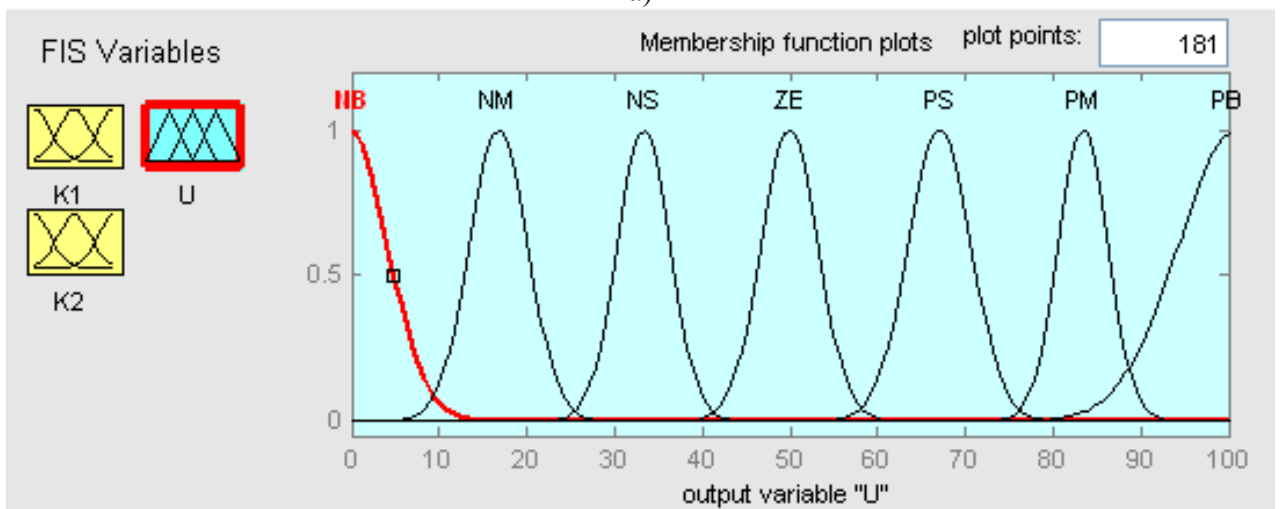
Рисунок - 4.10. Функции принадлежности лингвистической переменной K2

а) для случая с треугольными функциями принадлежности

б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности



а)



б)

Рисунок - 4.11. Функции принадлежности лингвистической переменной U  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Лингвистические правила для fuzzy ПИ регулятора приведены в таблице 4.3.

Таблица 4.3

Лингвистические правила для такого ПИ fuzzy-регулятора

K2 \ K1	NB	NM	NS	ZE	PS	PM	PB
NB	NB	NB	NB	NB	NM	NS	ZE
NM	NB	NB	NB	NM	NS	ZE	PS
NS	NB	NB	NM	NS	ZE	PS	PM
ZE	NB	NM	NS	ZE	PS	PM	PB
PS	NM	NS	ZE	PS	PM	PB	PB
PM	NS	ZE	PS	PM	PB	PB	PB
PB	ZE	PS	PM	PB	PB	PB	PB

Правила формируются по типу: ЕСЛИ ... И ..., ТО..., на пример:

1. *if (K1 is NB) and (K2 is NB) then (U is NB)*
2. *if (K1 is NB) and (K2 is NM) then (U is NB)*
3. *if (K1 is NB) and (K2 is NS) then (U is NB)*
4. *if (K1 is NB) and (K2 is ZE) then (U is NB)*
5. *if (K1 is NB) and (K2 is PS) then (U is NM)*

Фрагмент базы лингвистических правил работы fuzzy ПИ регулятора представлен на Рисунок 4.12.

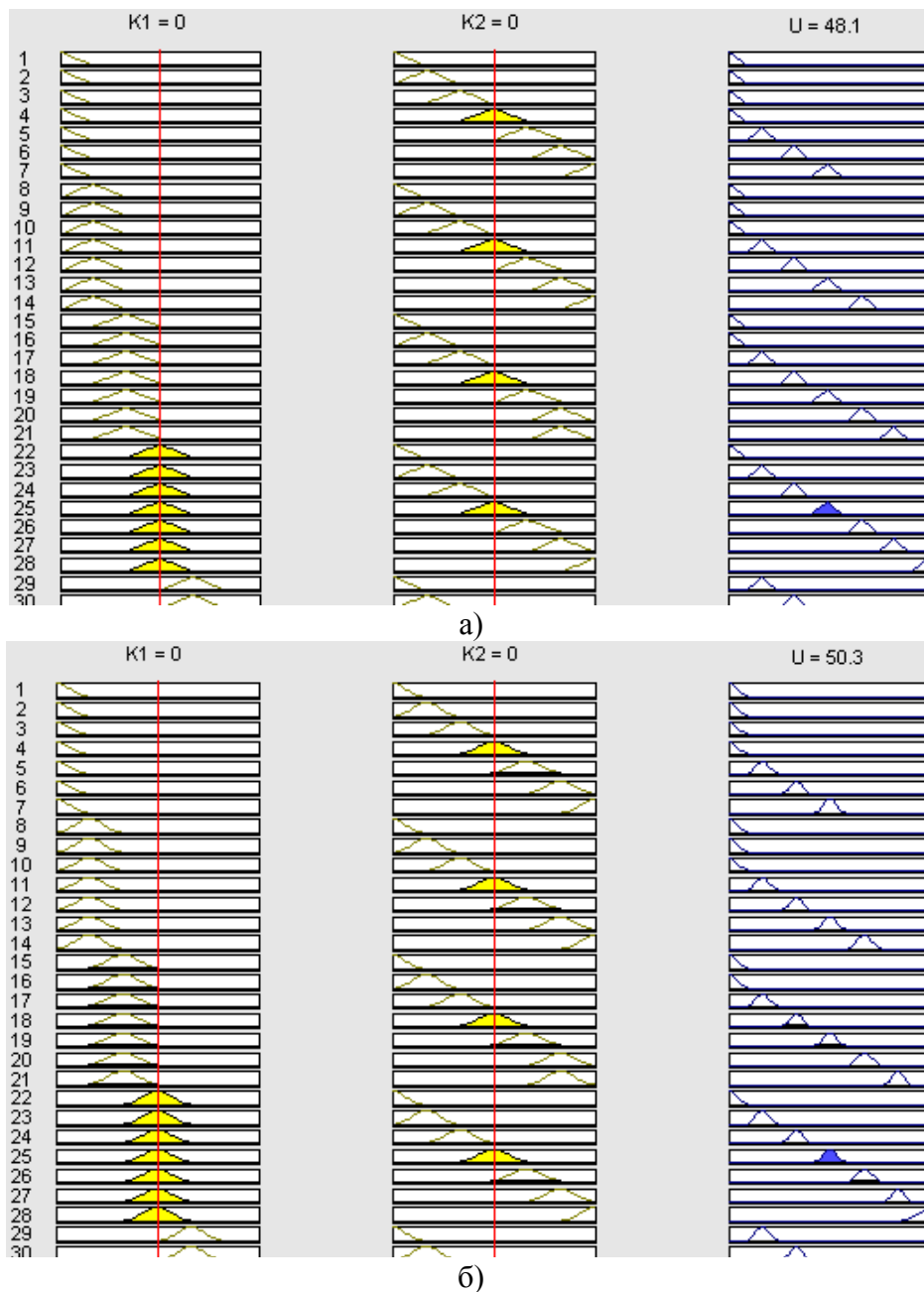


Рисунок - 4.12. База правил fuzzy ПИ регулятора  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Поверхность «входы – выход» fuzzy ПИ регулятора представлена на рис 4.13

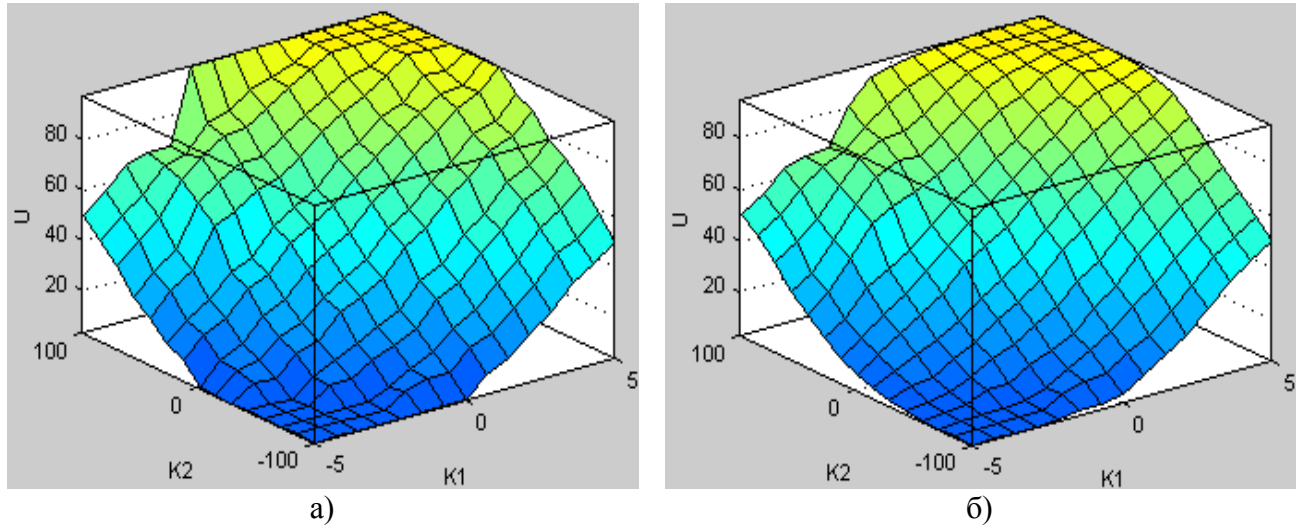


Рисунок - 4.13. Поверхность «входы – выход» fuzzy ПИ регулятора  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Результаты работы данной системы представлены на Рисунок 4.14 при 60°C, рис 4.15 при 70°C и на рис 4.16 при 80°C, на графиках представлен только fuzzy ПИ регулятор с лингвистическими термами описанными треугольными функциями принадлежности.

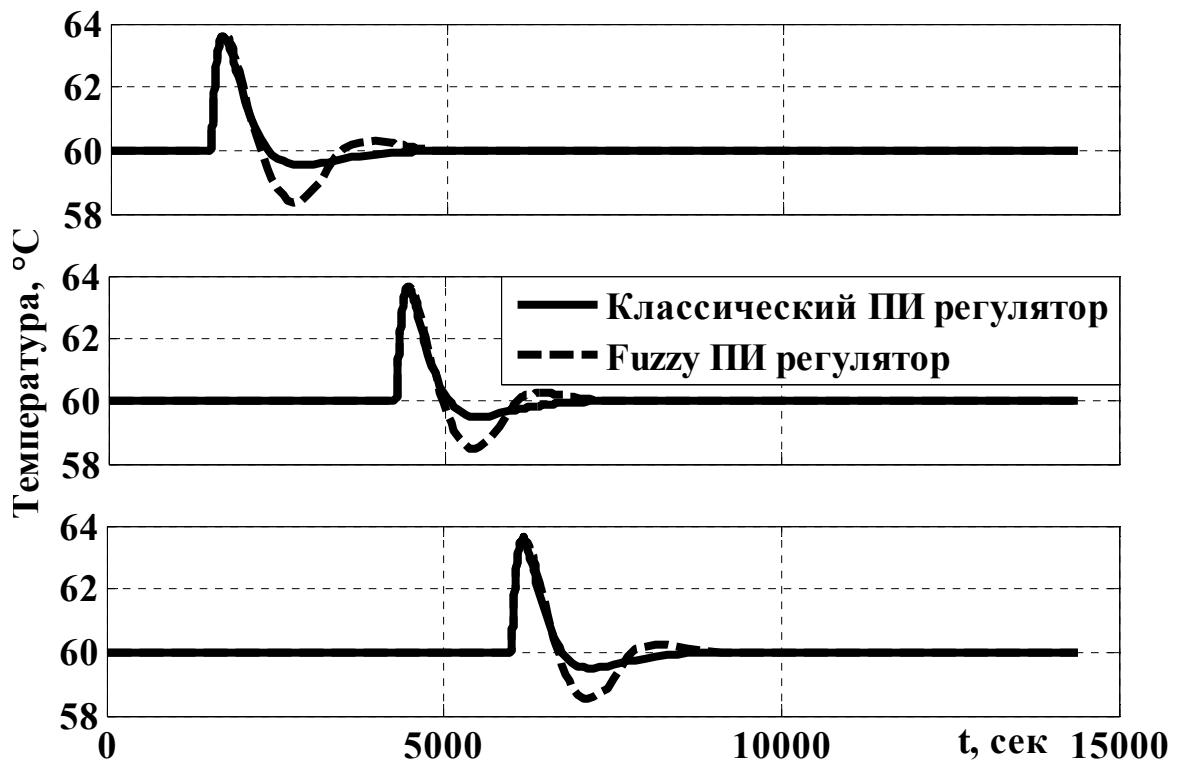


Рисунок - 4.14 График изменения температуры процесса полимеризации

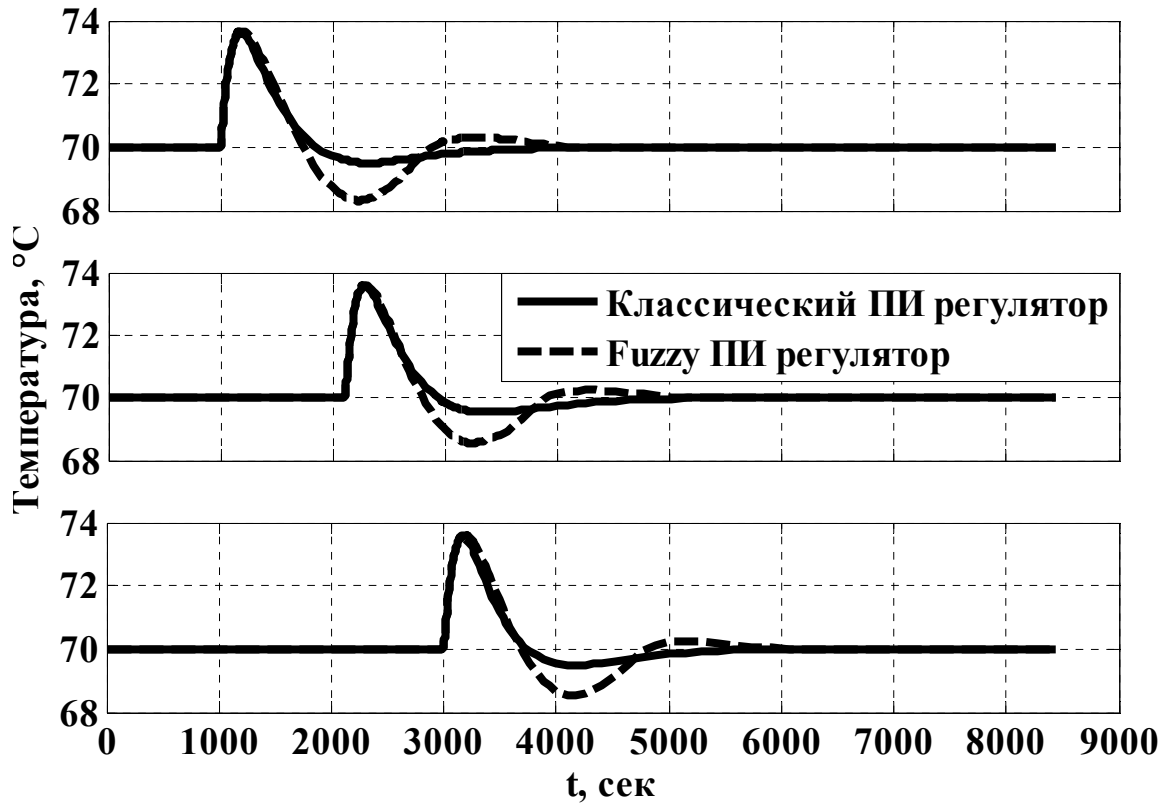


Рисунок - 4.15 График изменения температуры процесса полимеризации

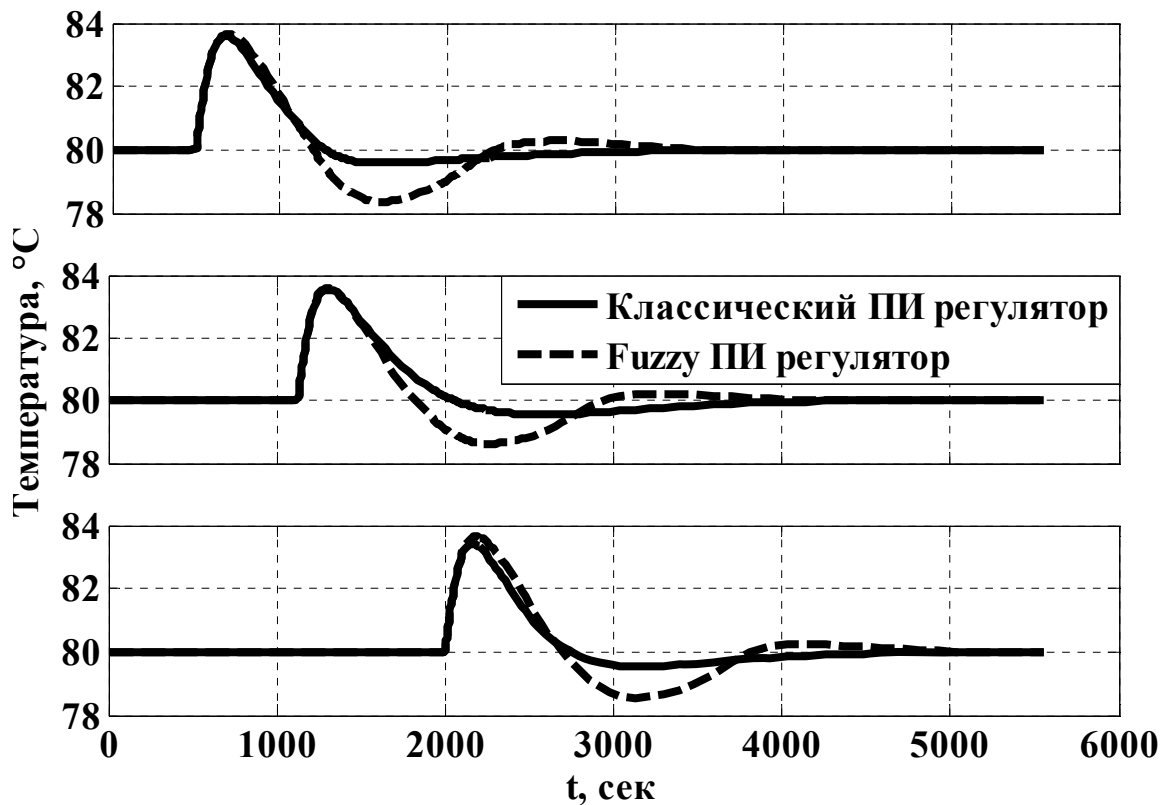


Рисунок - 4.16 График изменения температуры процесса полимеризации

С целью оценки качества работы систем управления рассчитывали интегральный квадратичный критерий качества (ИККК) переходных процессов по формуле (4.1)

$$\text{ИККК} = \int_0^{\infty} [T_{3Д} - T]^2 dt \quad (4.1)$$

Результаты расчета ИККК для классической системы управления и системы с fuzzy ПИ регулятором представлены в таблице 4.3.

Таблица 4.4

Результаты расчета ИККК

Температура процесса, °С	Вид функции принадлежности						Классическая система		
	треугольная			гаусса			1	2	3
	1	2	3	1	2	3			
участок	участок	участок	участок	участок	участок	участок	участок	участок	
60	6104	5459	5281	6108	5478	5318	<b>4278</b>	<b>3910</b>	<b>3766</b>
70	6096	5182	5344	6075	5220	5365	<b>4222</b>	<b>4000</b>	<b>3684</b>
80	5905	5012	5360	5890	5058	5384	<b>4095</b>	<b>4348</b>	<b>3430</b>

Из таблицы 4.4 видно, что применение системы управления с fuzzy ПИ регулятором не дает улучшения качества работы системы управления.

#### 4.3 Нечеткая систем управления с гибридным ПИ регулятором

Структурная схема одноконтурной нечеткой системы автоматического управления с гибридным ПИ регулятором, который состоит из fuzzy П-регулятора и классического И регулятора, представлена на рис 4.17.

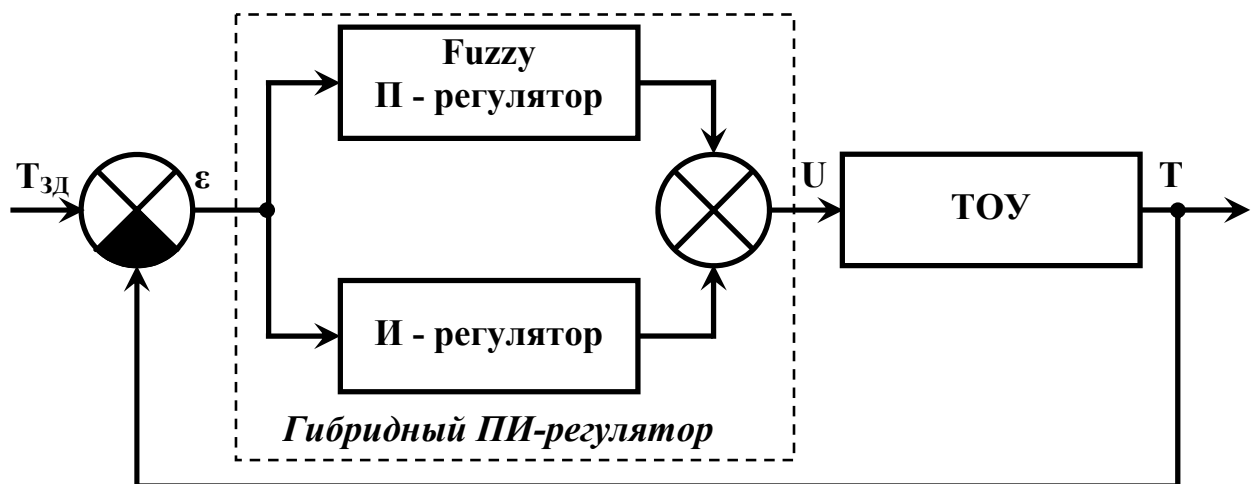


Рисунок - 4.17. Одноконтурная САУ с гибридным ПИ регулятором

Fuzzy П регулятор имеет преимущество перед линейным регулятором, так как он обеспечивает переменное усиление на разных этапах переходного процесса и в общем реализует, нелинейный закон управления. Постоянную



времени интегрирования принимали равную как у классического ПИ регулятора.

Рассмотрим алгоритм работы fuzzy П регулятора который содержит три или семь продукционных правил.

Fuzzy П регулятор 3 правила

1. Если  $\varepsilon=O$ , то  $U=O$ ,
2. Если  $\varepsilon=N$ , то  $U=N$ ,
3. Если  $\varepsilon=P$ , то  $U=P$ .

где «O», «P», «N» – лингвистические метки «отрицательное», «положительное», «нулевое».

Fuzzy П регулятор 7 правил

1. Если  $\varepsilon=OB$ , то  $U=OB$ ,
2. Если  $\varepsilon=OS$ , то  $U=OS$ ,
3. Если  $\varepsilon=OM$ , то  $U=OM$ ,
4. Если  $\varepsilon=N$ , то  $U=N$ ,
5. Если  $\varepsilon=PM$ , то  $U=PN$ ,
6. Если  $\varepsilon=PS$ , то  $U=PS$ ,
7. Если  $\varepsilon=PB$ , то  $U=PB$ .

где «OB», «OS», «OM», «N», «PM», «PS» и «PB» – лингвистические метки «отрицательное большое», «отрицательное среднее», «отрицательное малое», «нулевое», «положительное малое», «положительное среднее», «положительное большое»

Базы лингвистических правил работы fuzzy П регулятора представлена на Рисунок 4.18. и 4.19.

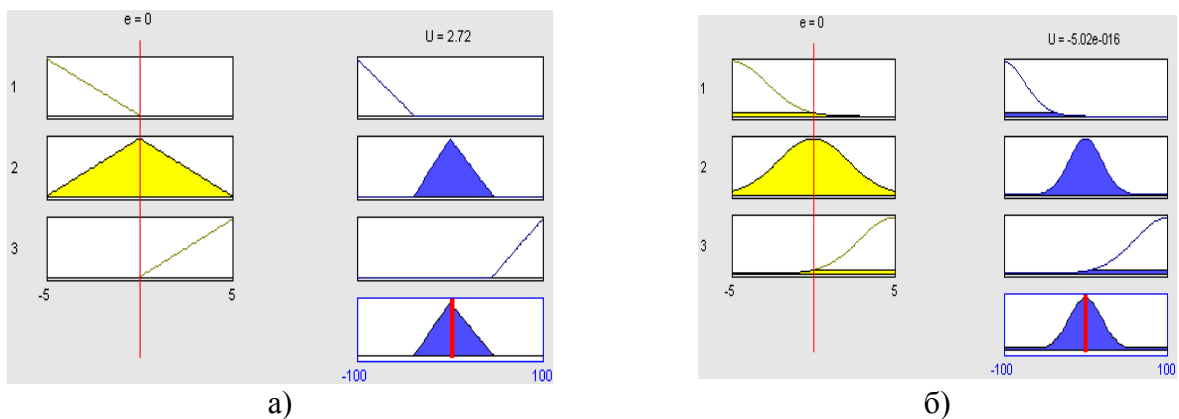


Рисунок - 4.18. База правил fuzzy П регулятора (3 правила)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

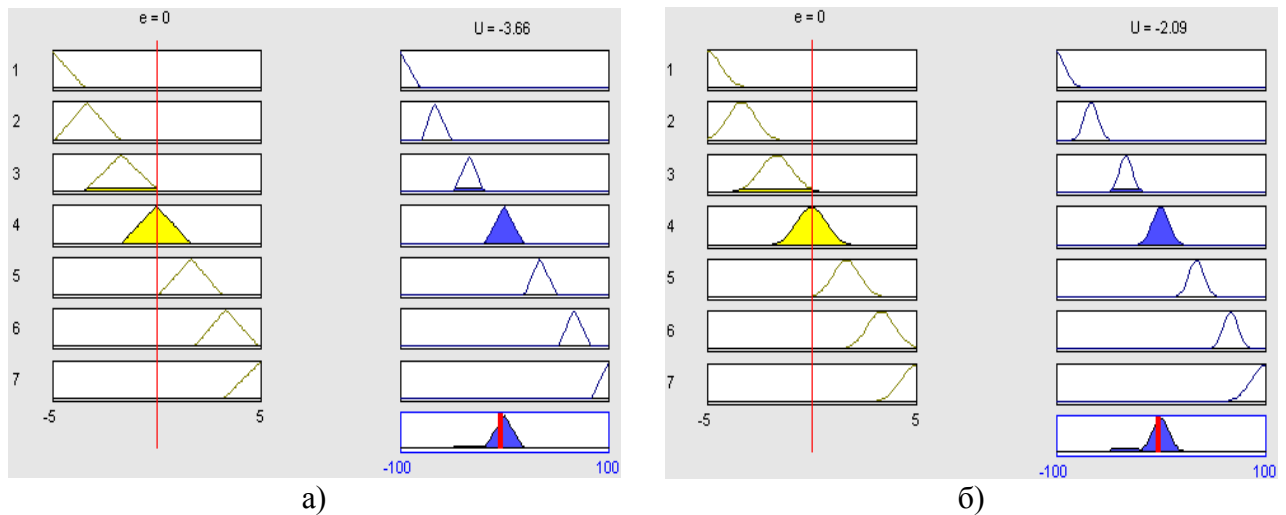
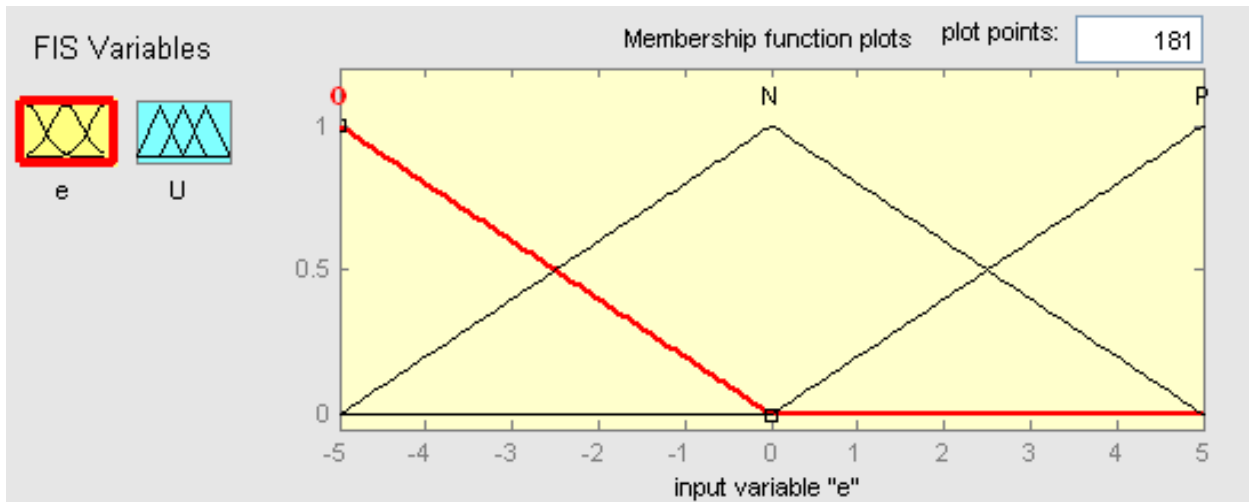


Рисунок - 4.19. База правил fuzzy П регулятора (7 правил)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

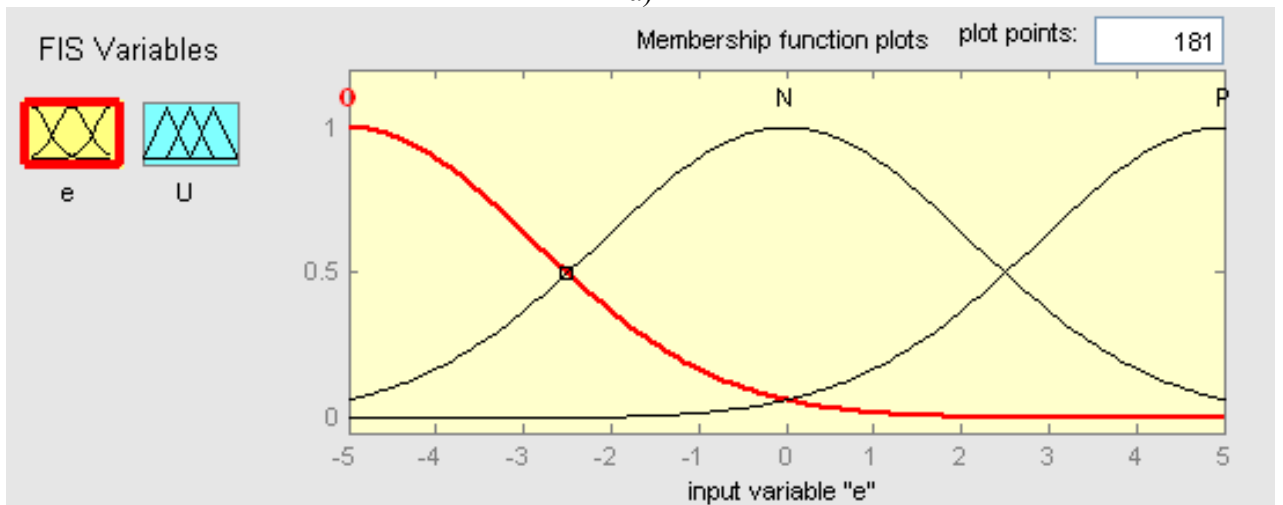
Настройку fuzzy П регулятора проводили следующим образом определяли диапазон изменение ошибки регулирования  $\varepsilon = [-\varepsilon_{MAX} \div +\varepsilon_{MAX}]$  и управляющего воздействия  $U = [-U_{MAX} \div +U_{MAX}]$  в классической системы управления при температуре процесса  $80^{\circ}\text{C}$ . В нашем случае  $\varepsilon = [-5 \div +5]$ ,  $U = [-100 \div +100]$ .

Выходные термы fuzzy П регулятора расположены равномерно по базовой шкале, поэтому каждому управляющему правилу соответствует свой коэффициент усиления.

В качестве функций принадлежности использовались треугольная и гаусса форма для входных и выходных переменных, распределение которых для трех и семи правил показаны на Рисунок 4.20 - 4.23, а метод дефазификации centroid.

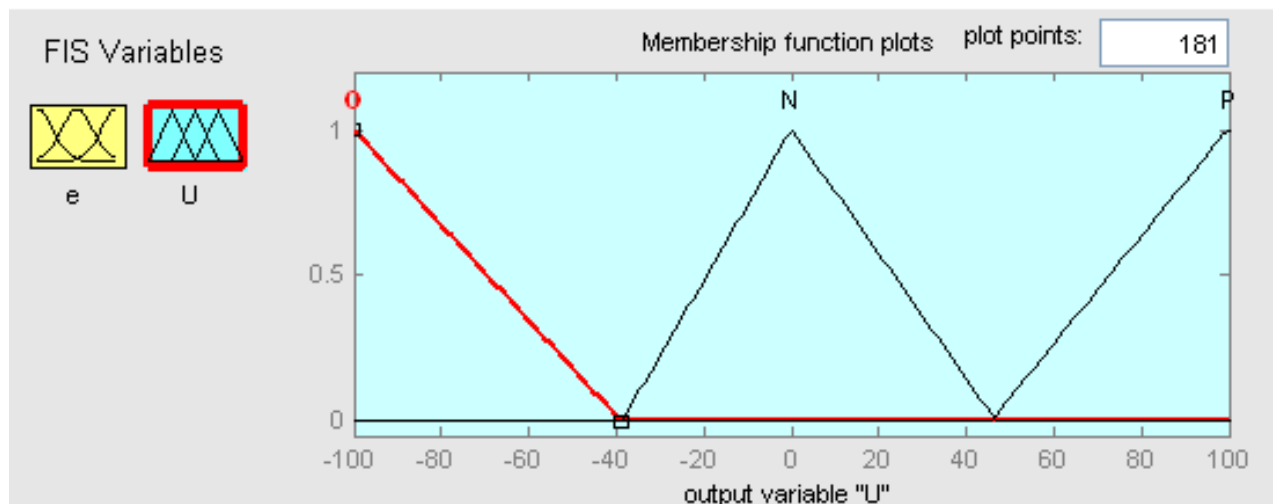


a)

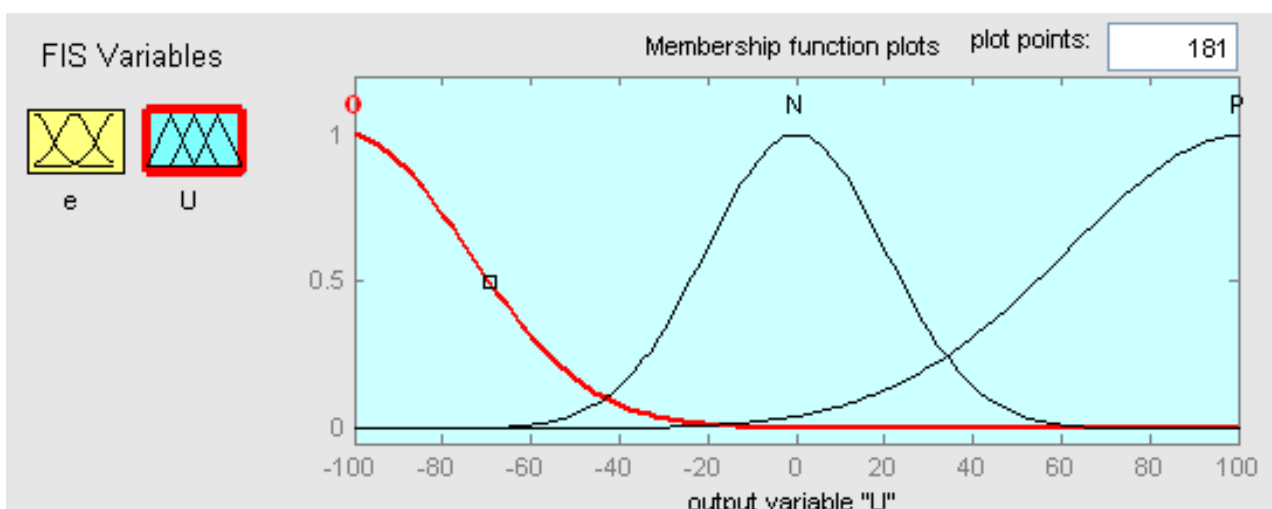


б)

Рисунок - 4.20. Функции принадлежности лингвистической переменной  $\varepsilon$  (3 правила)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

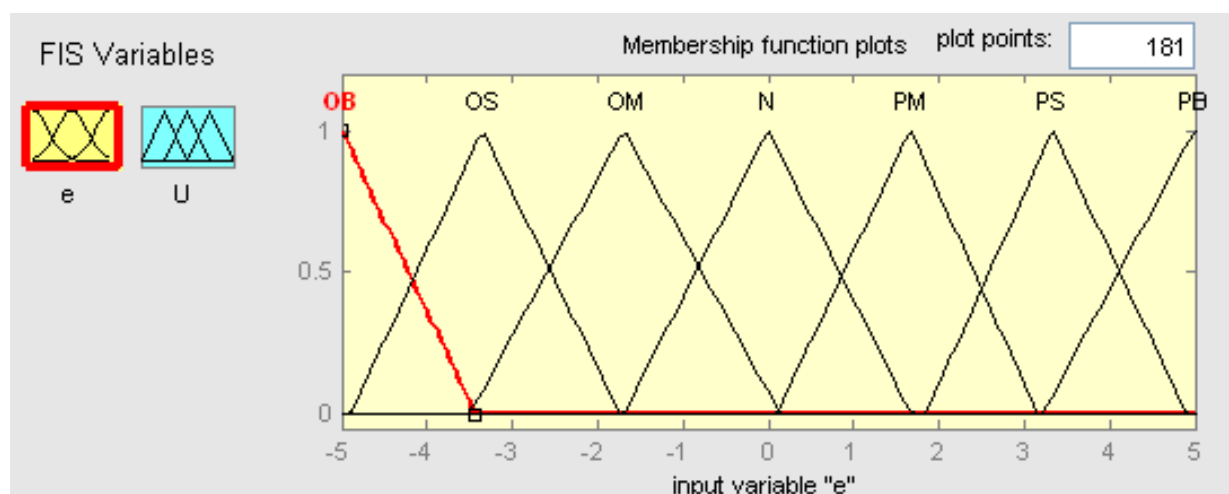


a)

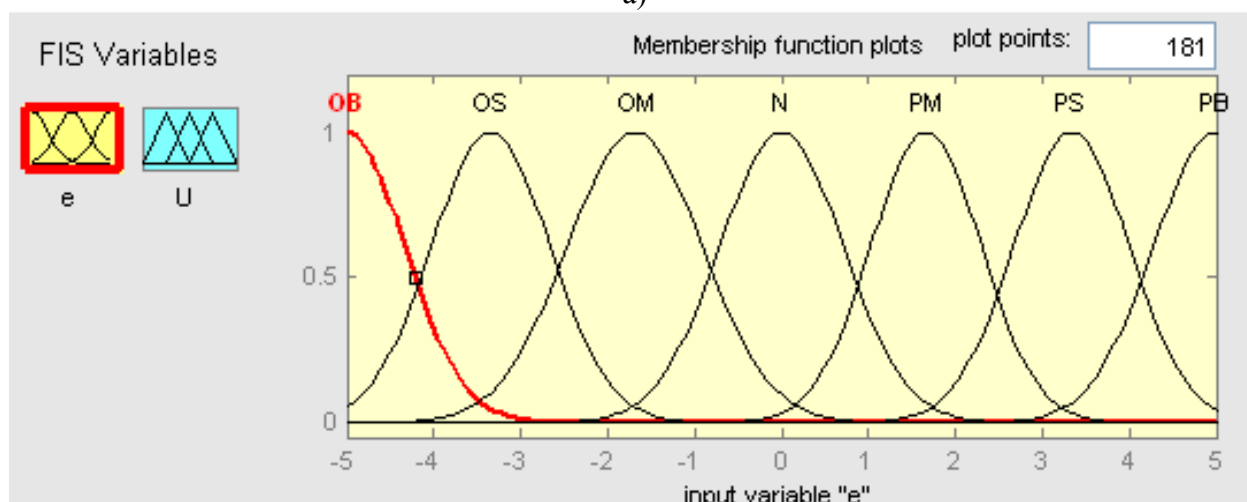


б)

Рисунок - 4.21. Функции принадлежности лингвистической переменной U (3 правила)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

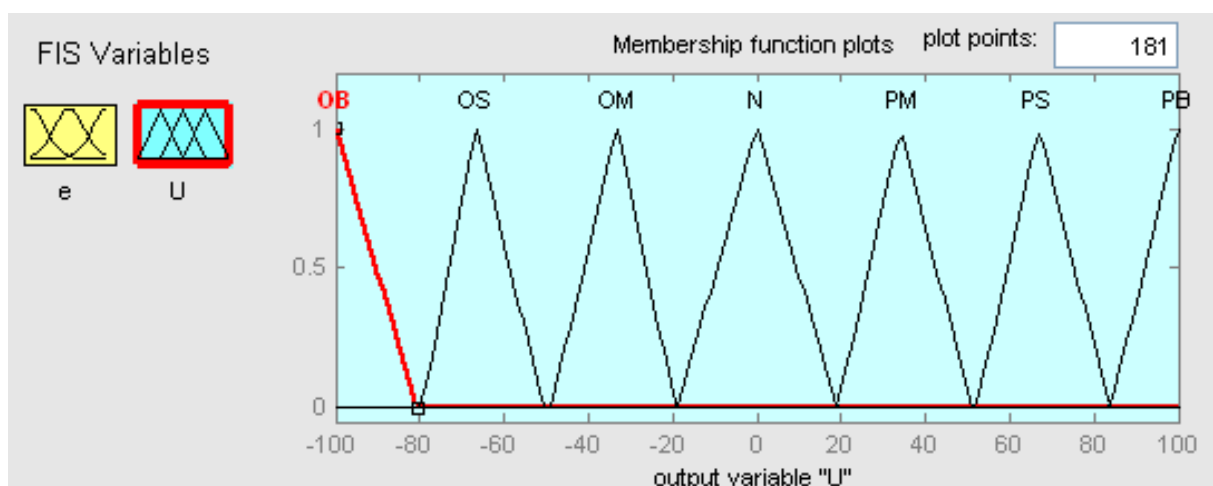


а)

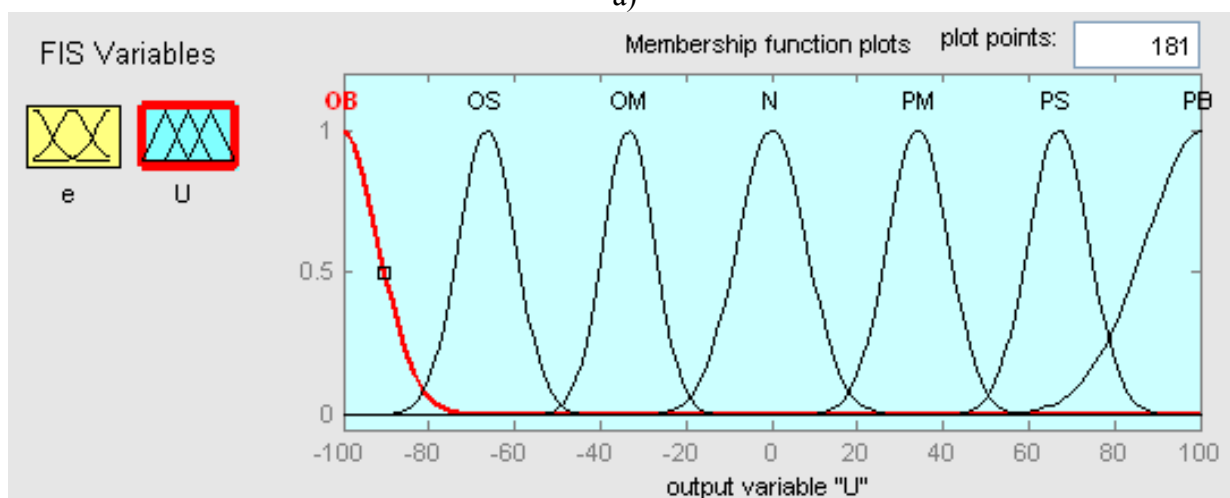


б)

Рисунок - 4.22. Функции принадлежности лингвистической переменной e (7 правил)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности



a)



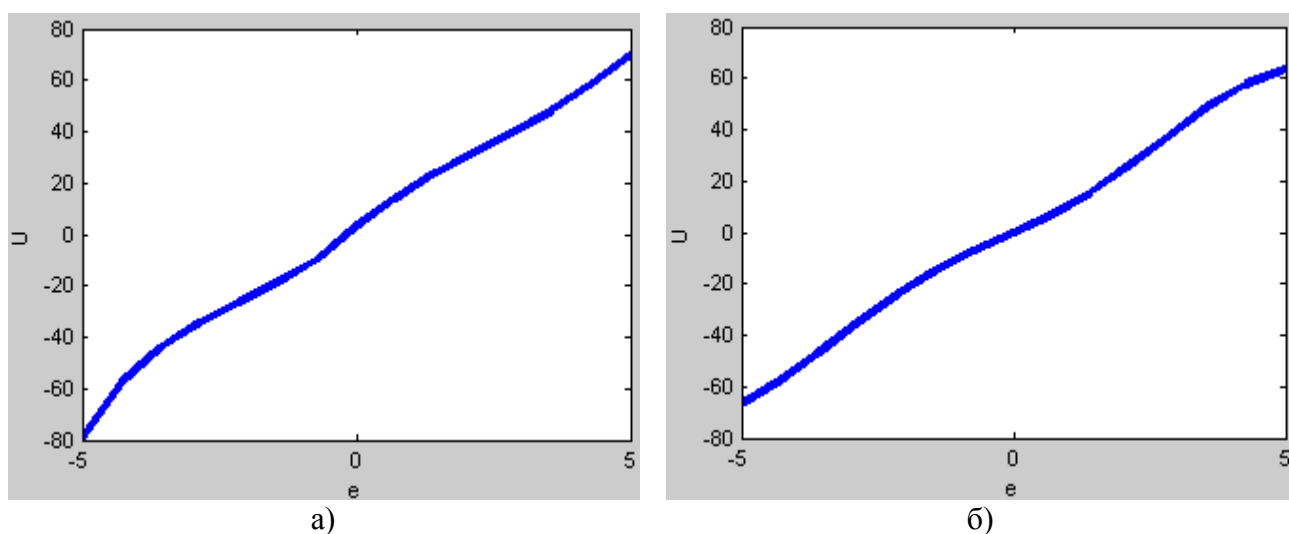
б)

Рисунок - 4.23. Функции принадлежности лингвистической переменной U (7 правил)

а) для случая с треугольными функциями принадлежности

б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Поверхность «вход – выход» fuzzy П регулятора для случая с тремя правилами представлена на рис 4.24, а для семи правил на Рисунок 4.25.



а)

б)

Рисунок - 4.24. Поверхность «вход – выход» fuzzy П регулятора (3 правила)

а) для случая с треугольными функциями принадлежности

б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

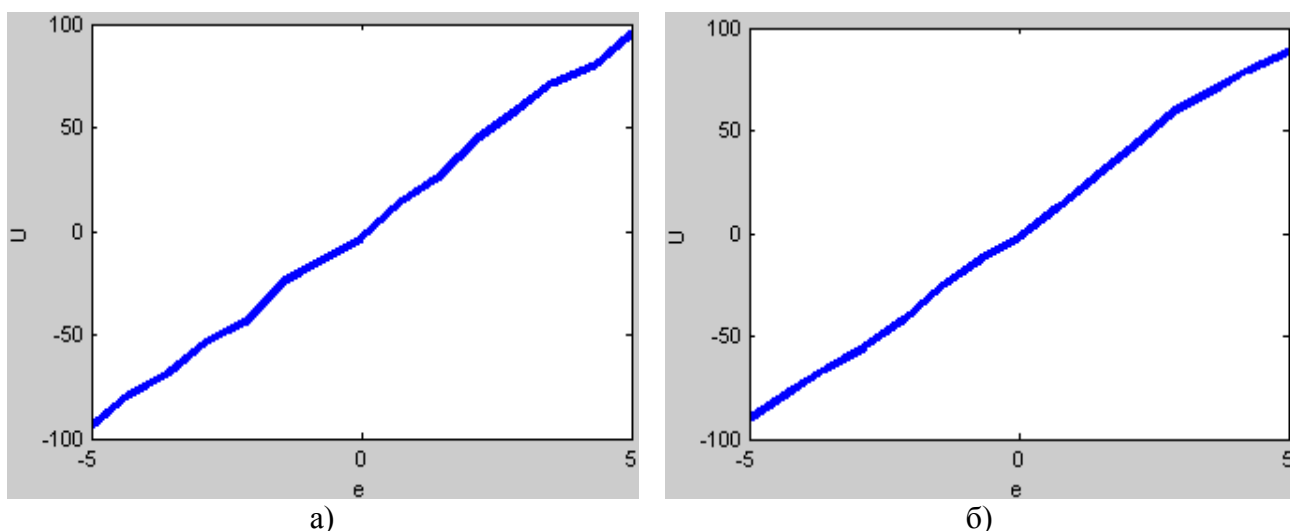


Рисунок - 4.25. Поверхность «вход – выход» fuzzy П регулятора (7 правил)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Результаты работы системы управления с гибридным регулятором, которая включает три правила, представлены на Рисунок 4.26–4.28, а семь правил - на Рисунок 4.29–4.31, на графиках представлен гибридный регулятор у которого лингвистические термы описываются треугольными функциями принадлежности.

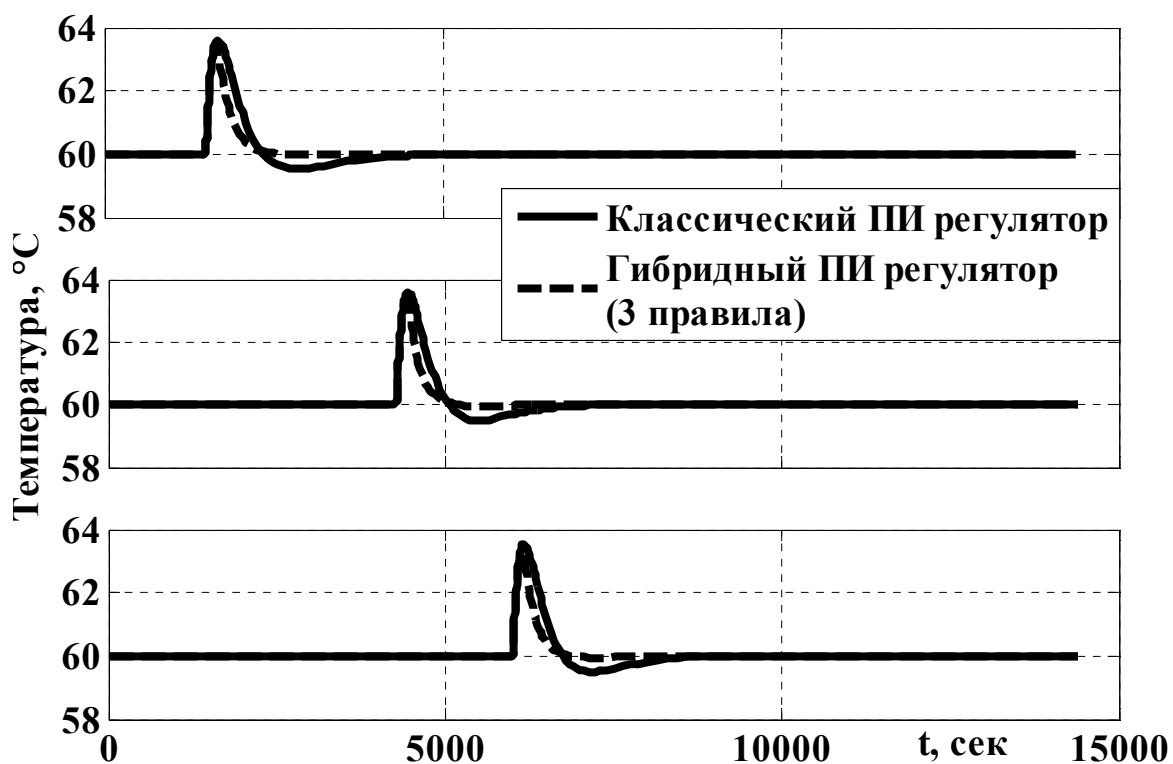


Рисунок - 4.26. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

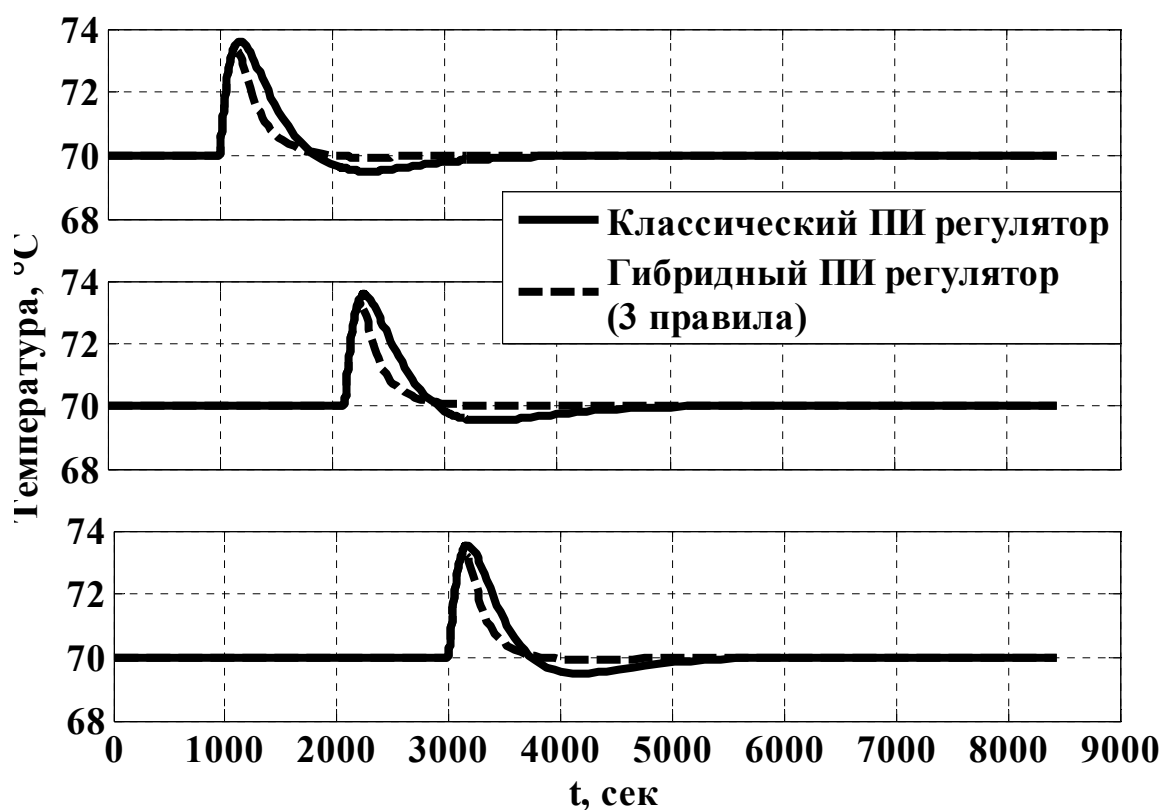


Рисунок - 4.27. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

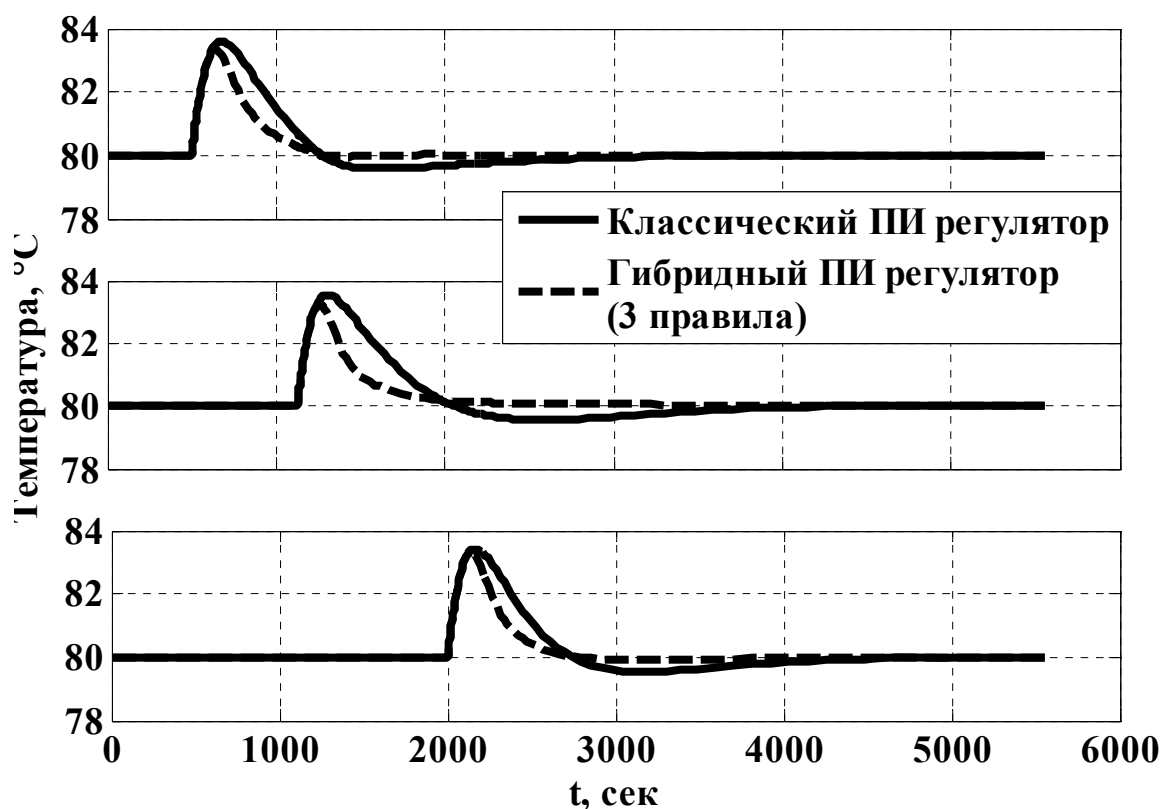


Рисунок - 4.28. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

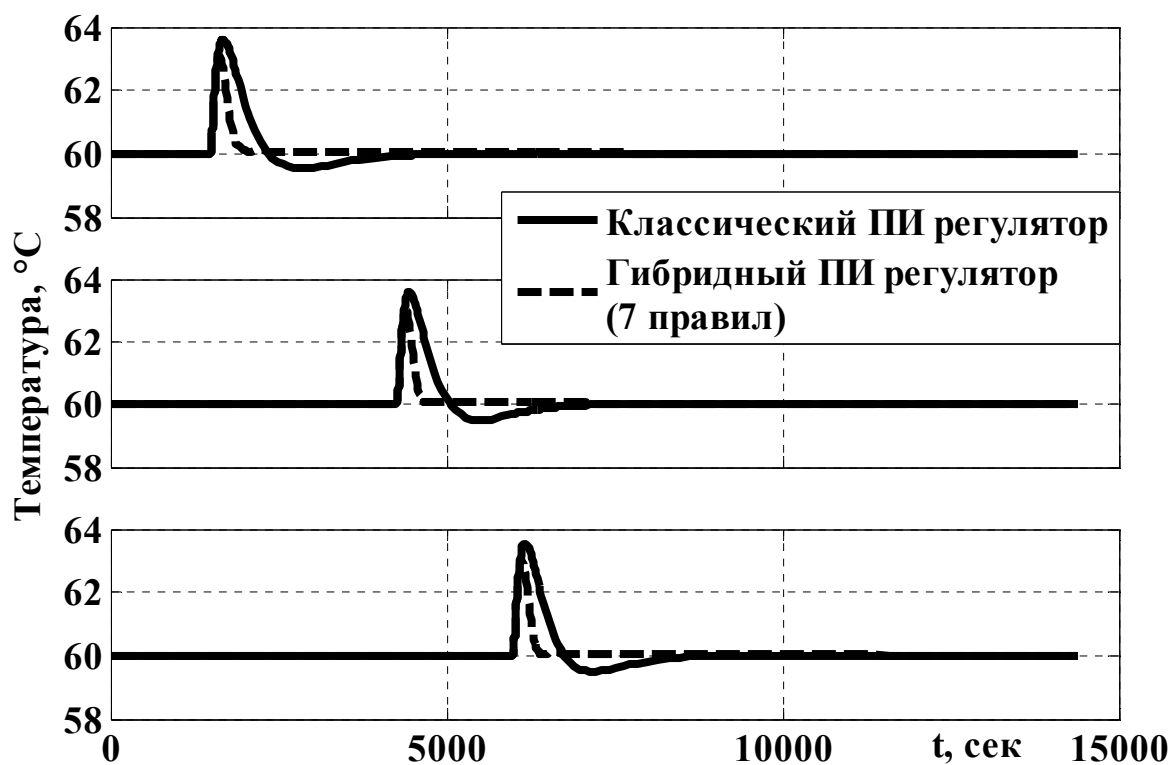


Рисунок - 4.29. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

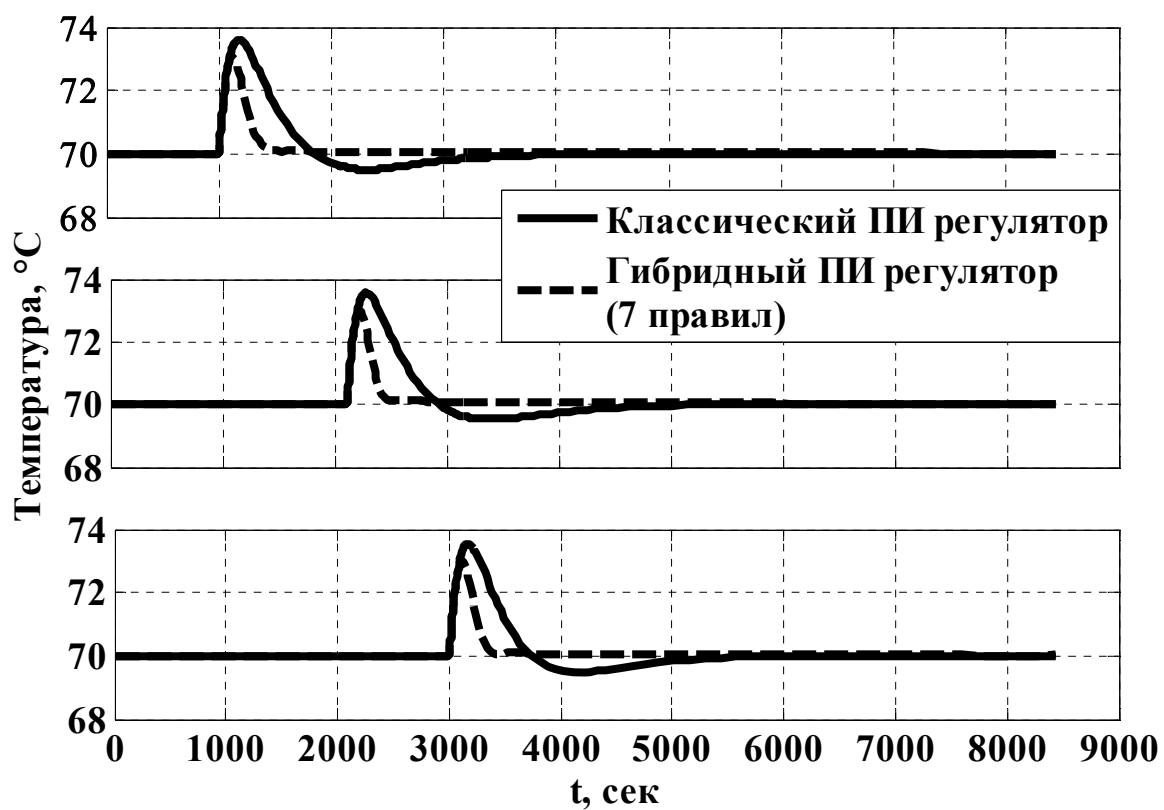


Рисунок - 4.30. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)



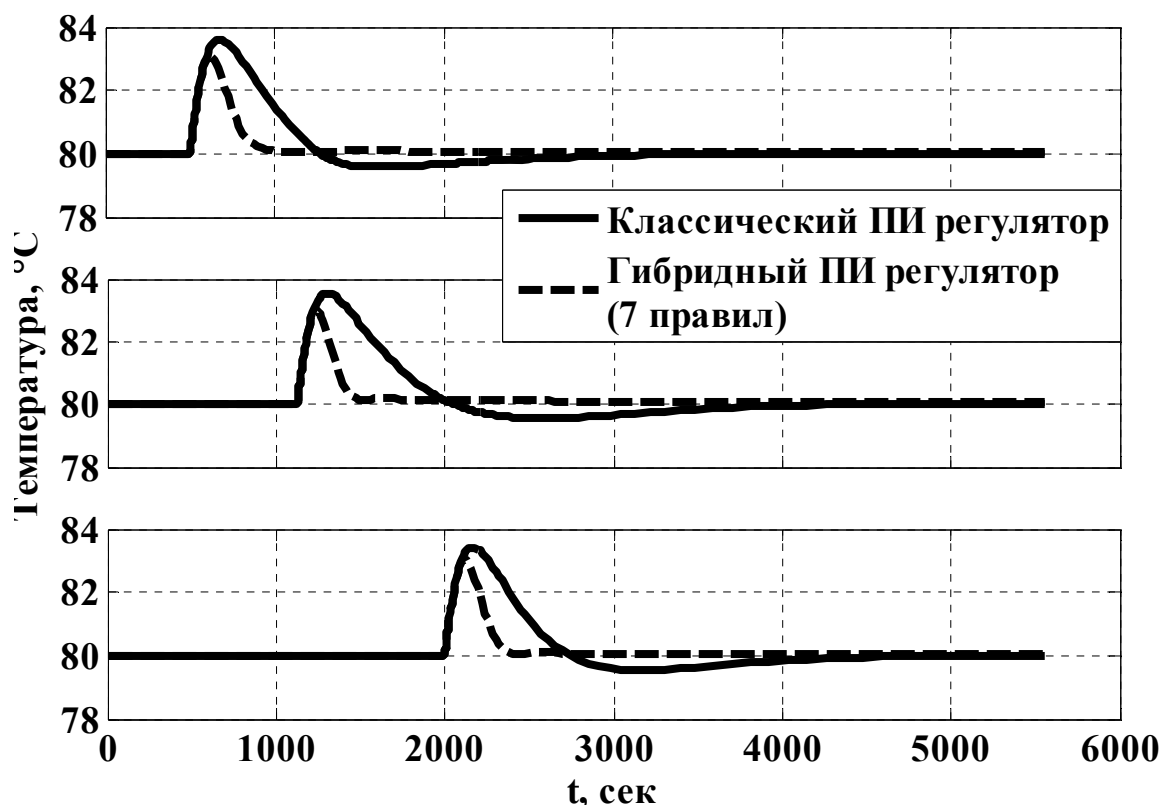


Рисунок - 4.31. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

Результаты расчета ИККК для классической системы управления и системы с гибридным регулятором представлены в таблице 4.5.

Таблица 4.5

#### Результаты расчета ИККК

Температура процесса, °C	Вид функции принадлежности												Классическая система		
	треугольная						гаусса								
	Количество правил 3			Количество правил 7			Количество правил 3			Количество правил 7					
	1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3			
учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	учас ток	
60	245	222	216	<b>150</b>	<b>136</b>	<b>132</b>	234	211	205	153	139	135	427	391	376
	6	4	2	<b>3</b>	<b>8</b>	<b>4</b>	2	9	9	8	5	1	8	0	6
70	244	212	217	<b>149</b>	<b>123</b>	<b>133</b>	233	203	207	153	131	135	422	400	368
	5	7	8	<b>4</b>	<b>8</b>	<b>3</b>	2	0	3	4	9	9	2	0	4
80	240	209	218	<b>147</b>	<b>124</b>	<b>133</b>	229	201	207	151	129	136	409	434	343
	9	6	3	<b>6</b>	<b>2</b>	<b>9</b>	6	2	9	3	5	6	5	8	0

Использование системы с гибридным регулятором для управления температурой процесса полимеризации ММА наиболее оправдано по сравнению с системой с fuzzy ПИ регулятором, что видно из таблиц 4.4 и 4.5. Лучшее качество регулирования показал гибридный регулятор с базой знаний из 7

правил, термы которой описываются треугольными функциями принадлежности.

#### 4.4 Нечеткая систем управления с fuzzy коррекцией коэффициента усиления ПИ регулятора

В качестве исходной информации для оптимизации параметров классического ПИ регулятора служит характер переходного процесса в замкнутой системе регулирования. Вмешательство в процессы регулирования должно выполняться только изменением параметров регулятора всегда, так чтобы не ухудшать характеристики замкнутой системы. Блок коррекции должен анализировать характер переходного процесса в системе в режиме нормальной эксплуатации.

Воздействие на настройки ПИ регулятора осуществляется только при появлении динамического отклонения регулируемой переменной от заданного значения.

Структурная схема одноконтурной нечеткой системы автоматического управления с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора представлена на рис 4.32.

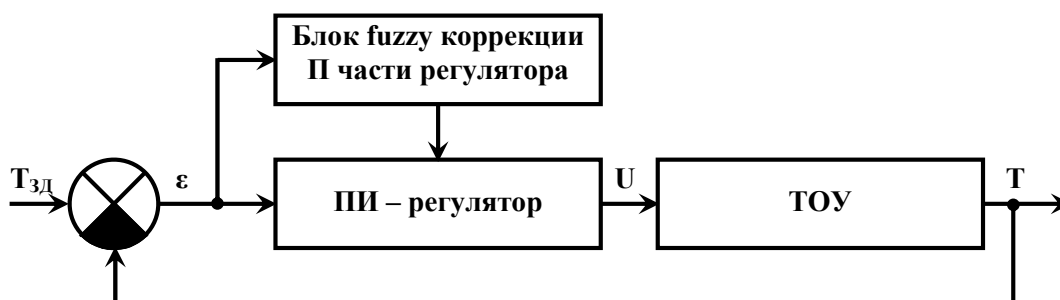


Рисунок - 4.32. Одноконтурная САУ с fuzzy коррекцией П части регулятора

Настройка алгоритма fuzzy коррекции осуществляется следующим образом:

1. Для входа принимаем диапазон изменения ошибки регулирования  $[-\varepsilon_{MAX} \div +\varepsilon_{MAX}]$  в режиме работы системы без коррекции. В нашем случае диапазон составил  $\varepsilon = [-5 \div +5]$ .
2. Для выходного сигнала принимали диапазон изменения настройки П части ПИ регулятора  $[K_P^1 \div K_P^2]$ , где  $K_P^1$  – соответствует значению

коэффициента усиления ПИ регулятора при котором систем вводится в режим нормальной эксплуатации, а  $K_p^2$  – соответствует значению коэффициента усиления ПИ регулятора при котором система находится на границе устойчивости рассчитанного для объекта управления без учета влияния гель-эффекта, в нашем случае диапазон изменения имеет вид  $K_p = [5 \div 50]$ .

На основании данного fuzzy алгоритма составлена база правил, которая определяется следующим образом:

Fuzzy коррекция 3 правила

1. Если  $\varepsilon=O$ , то  $k=K3$ ,
2. Если  $\varepsilon=N$ , то  $k=K1$ ,
3. Если  $\varepsilon=P$ , то  $k=K2$ .

где «O», «P», «N» – лингвистические метки «отрицательное», «положительное», «нулевое», K1 соответствует значению  $K_p^1$ , K3 соответствует значению  $K_p^2$ .

Fuzzy коррекция 7 правил

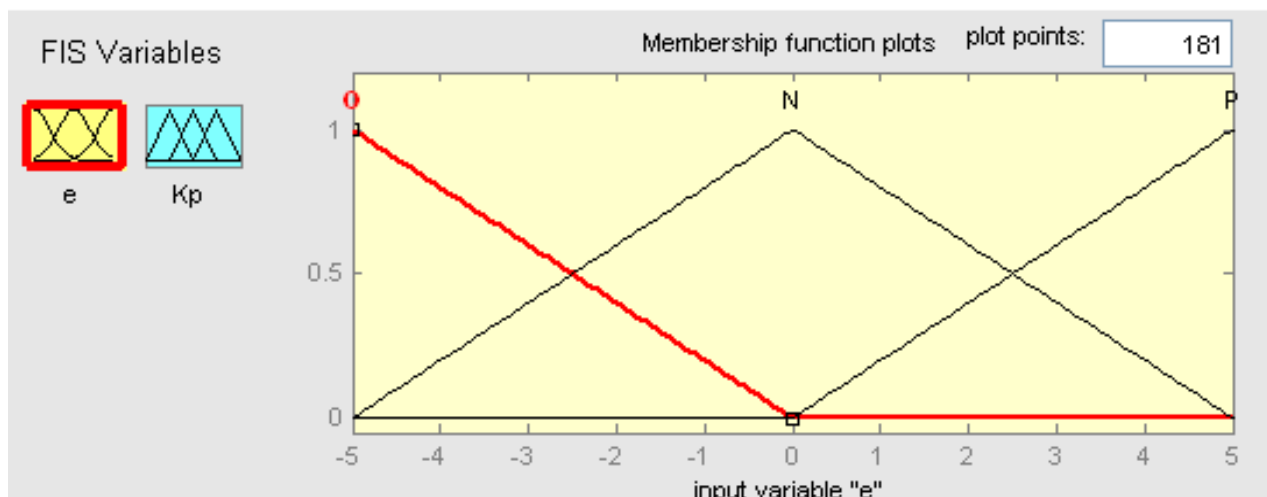
1. Если  $\varepsilon=OB$ , то  $k=K7$ ,
2. Если  $\varepsilon=OS$ , то  $k=K5$ ,
3. Если  $\varepsilon=OM$ , то  $k=K3$ ,
4. Если  $\varepsilon=N$ , то  $k=K1$ ,
5. Если  $\varepsilon=PM$ , то  $k=K2$ ,
6. Если  $\varepsilon=PS$ , то  $k=K4$ ,
7. Если  $\varepsilon=PB$ , то  $k=K6$ .

где «OB», «OS», «OM», «N», «PM», «PS» и «PB» – лингвистические метки «отрицательное большое», «отрицательное среднее», «отрицательное малое», «нулевое», «положительное малое», «положительное среднее», «положительное большое», K1 соответствует значению  $K_p^1$ , K7 соответствует значению  $K_p^2$ .

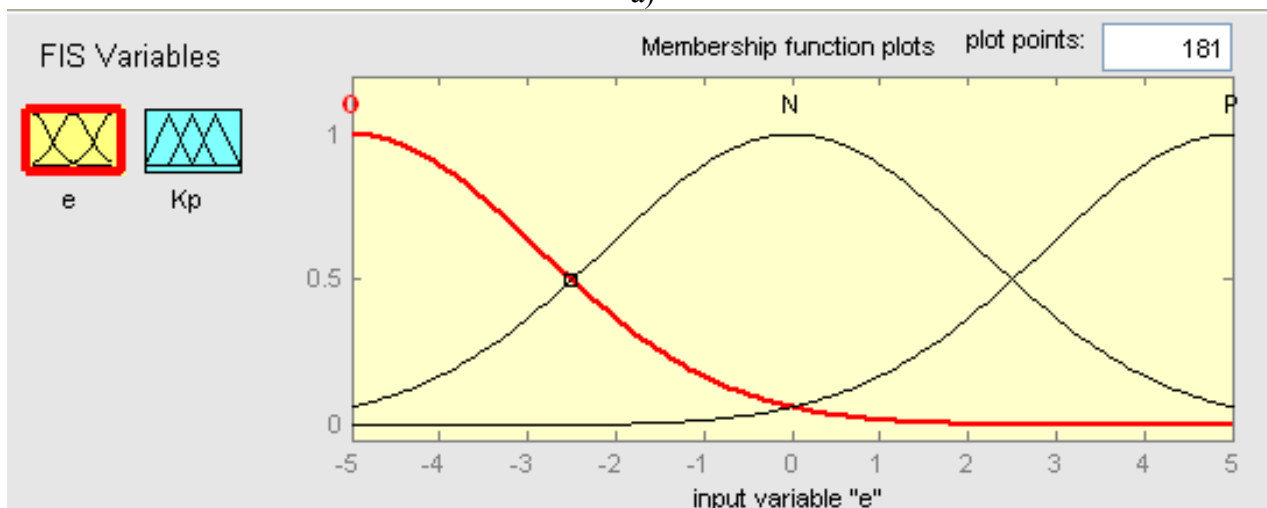
При увеличении количества продукционных правил улучшается точность коррекции П части ПИ регулятора.

При описании термов входного и выходного сигнала блока fuzzy коррекции П части ПИ регулятора использовали треугольные и гауссовы функции принадлежности расположенные равномерно во всем диапазоне изменения входного и выходного сигнала в количестве трех (O, N, P) или семи (OB, OS, OM, N, PN, PS, PB) термов, а метод дефазификации centroid.

Вид функций принадлежности для входа и выхода блока fuzzy коррекции для трех и семи термов показаны на Рисунок 4.33-4.36

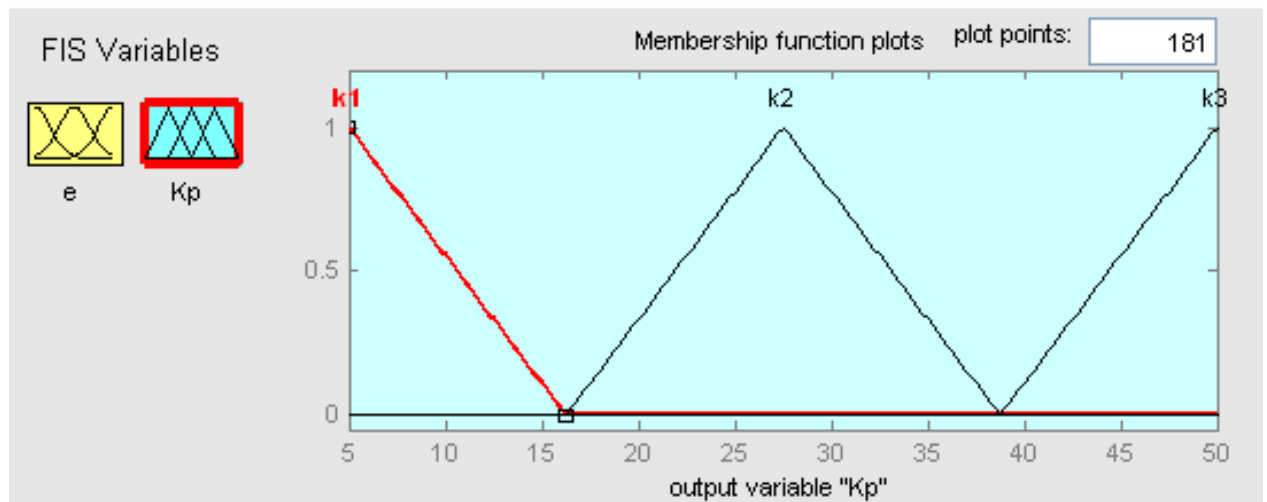


а)

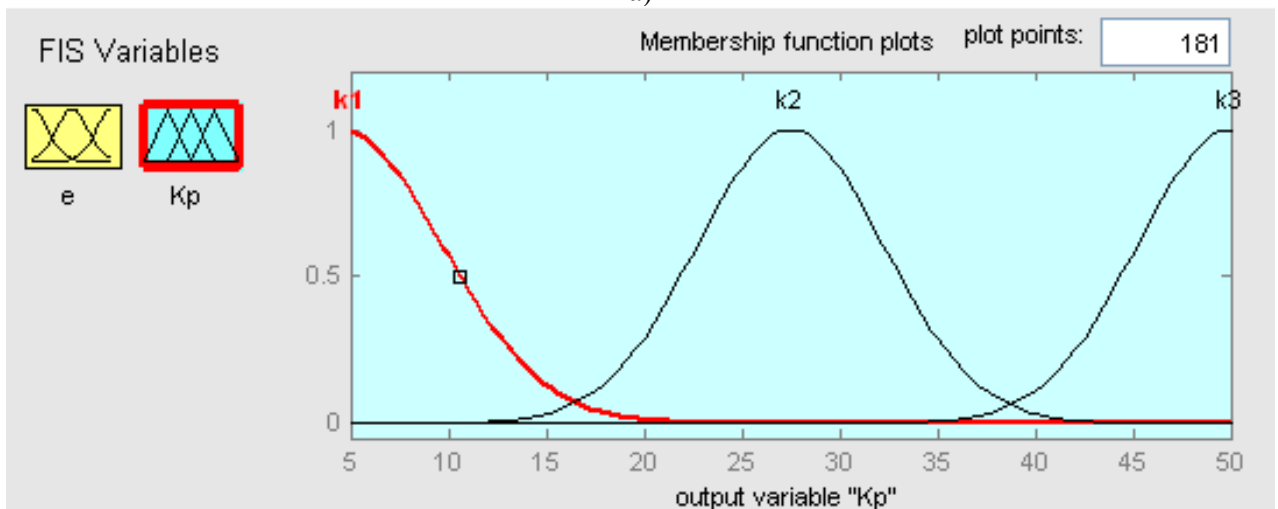


б)

Рисунок - 4.33. Функции принадлежности лингвистической переменной  $\varepsilon$  (3 правила)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

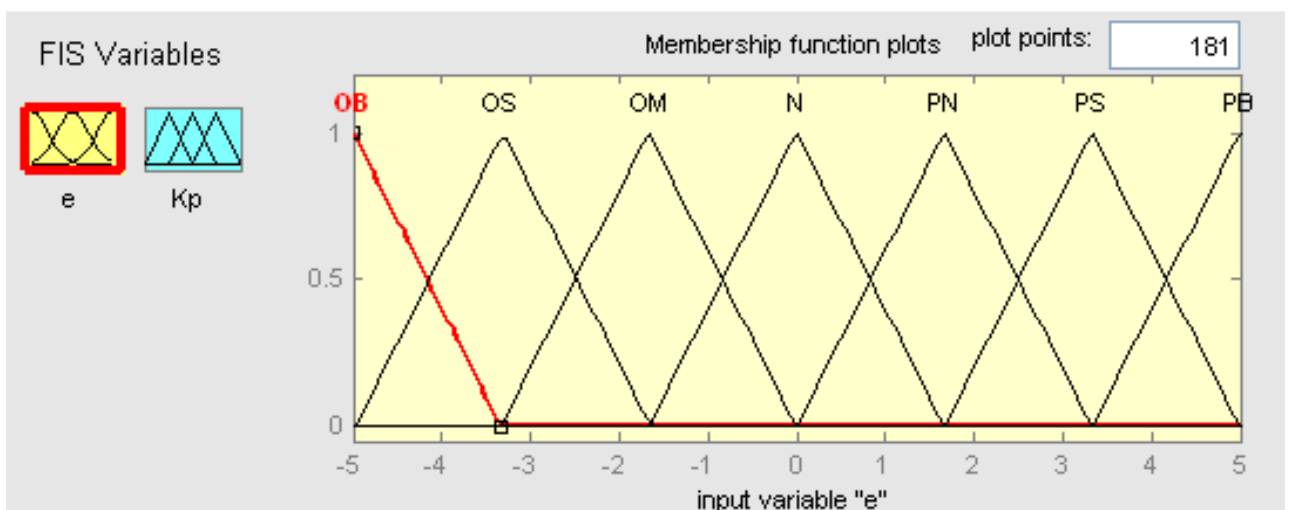


а)

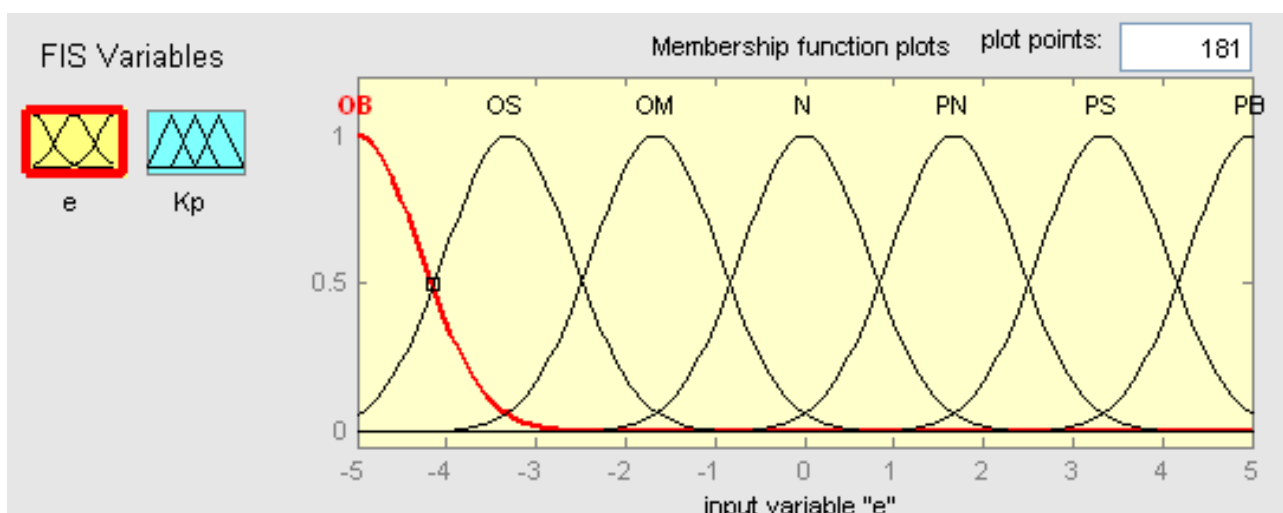


б)

Рисунок - 4.34. Функции принадлежности лингвистической переменной Kp (3 правила)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

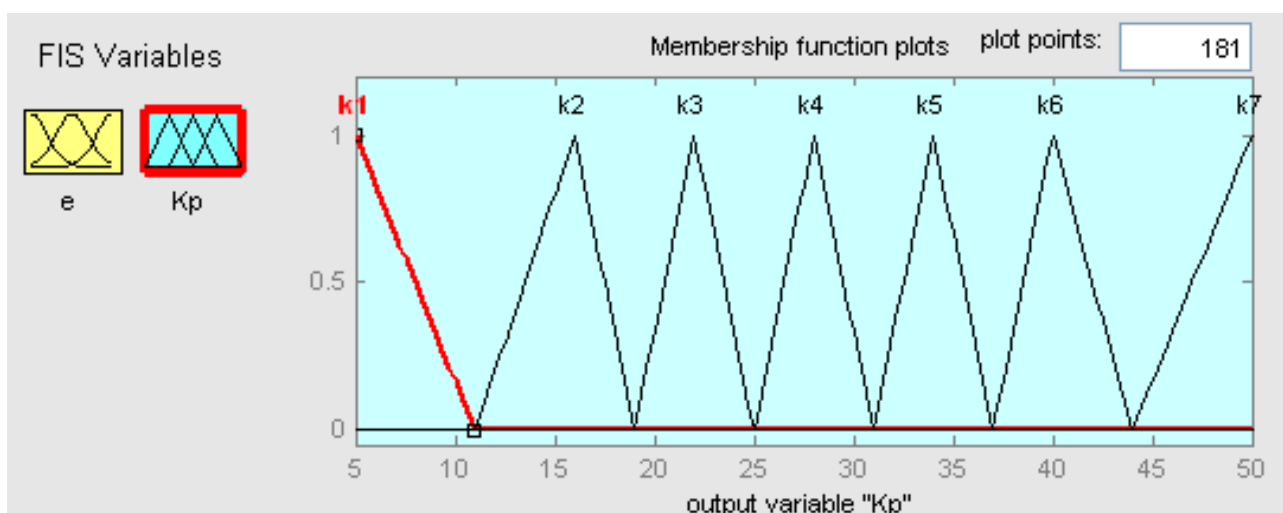


а)

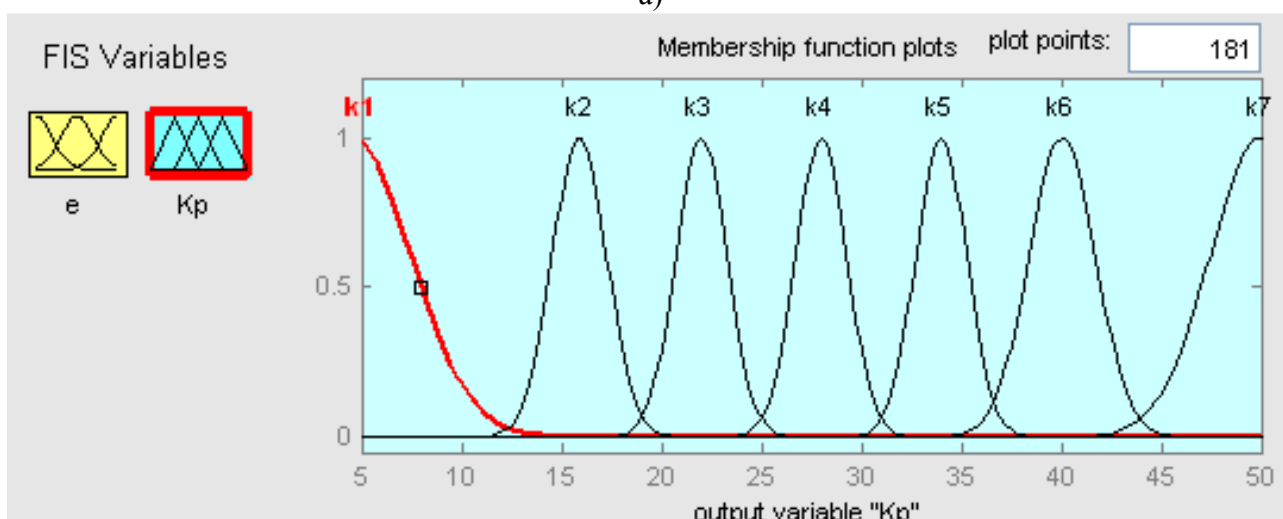


б)

Рисунок - 4.35. Функции принадлежности лингвистической переменной  $\varepsilon$  (7 правил)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности



а)



б)

Рисунок - 4.36. Функции принадлежности лингвистической переменной  $K_p$  (7 правил)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Базы лингвистических правил работы fuzzy коррекции П части ПИ регулятора представлена на Рисунок 4.37. и 4.38

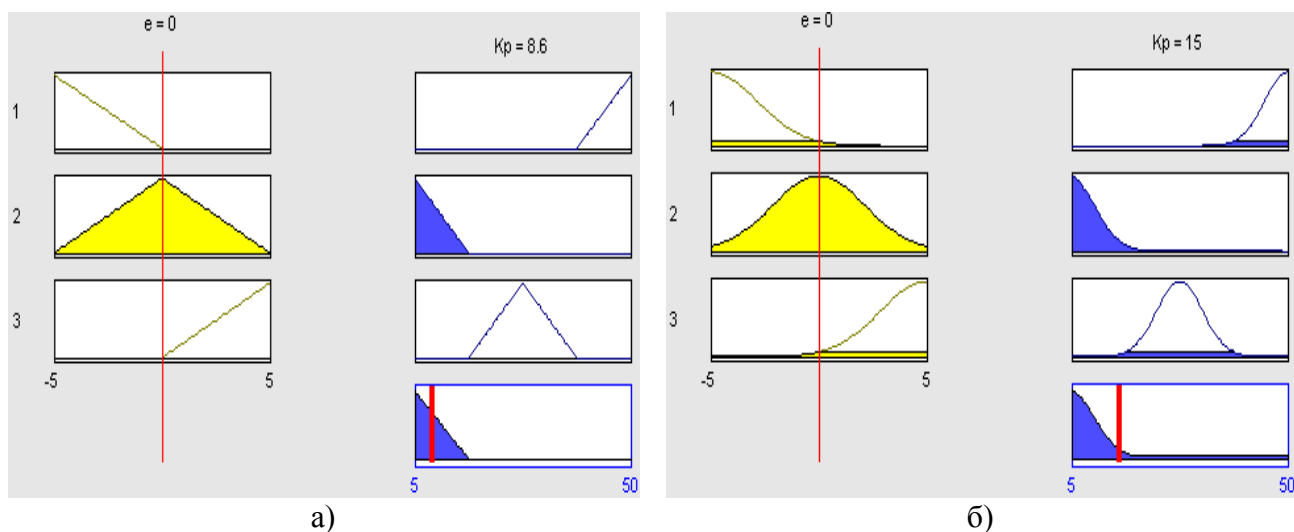


Рисунок - 4.37. База правил fuzzy коррекции П части ПИ регулятора (3 правила)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

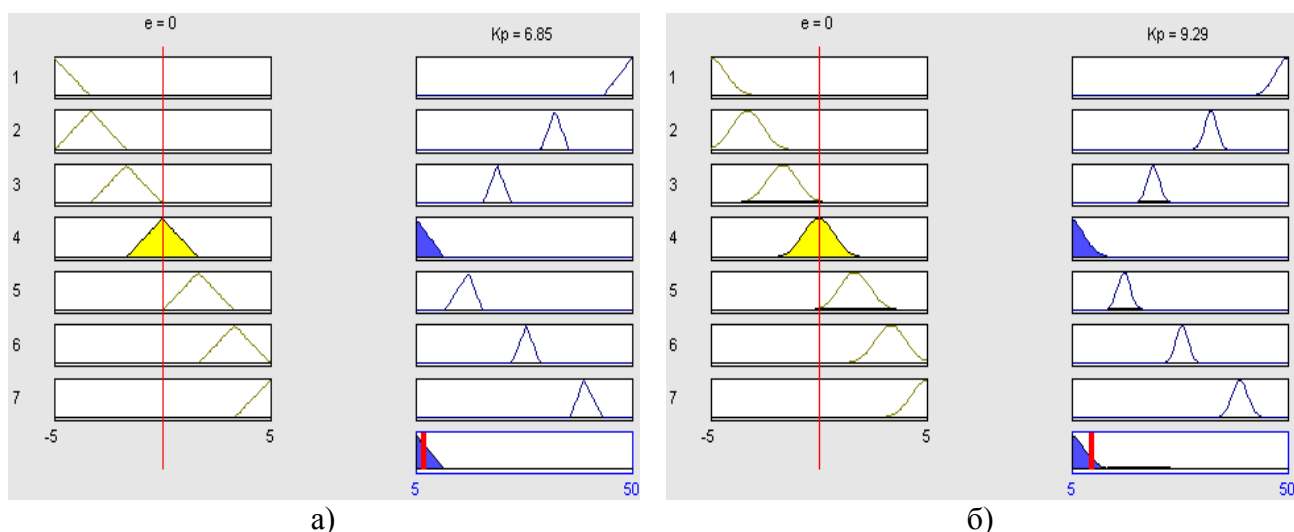


Рисунок - 4.38. База правил fuzzy коррекции П части ПИ регулятора (7 правил)  
 а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Поверхность «вход – выход» fuzzy коррекции П части ПИ регулятора для случая с тремя правилами представлена на рис 4.39, а для семи правил на Рисунок 4.40.

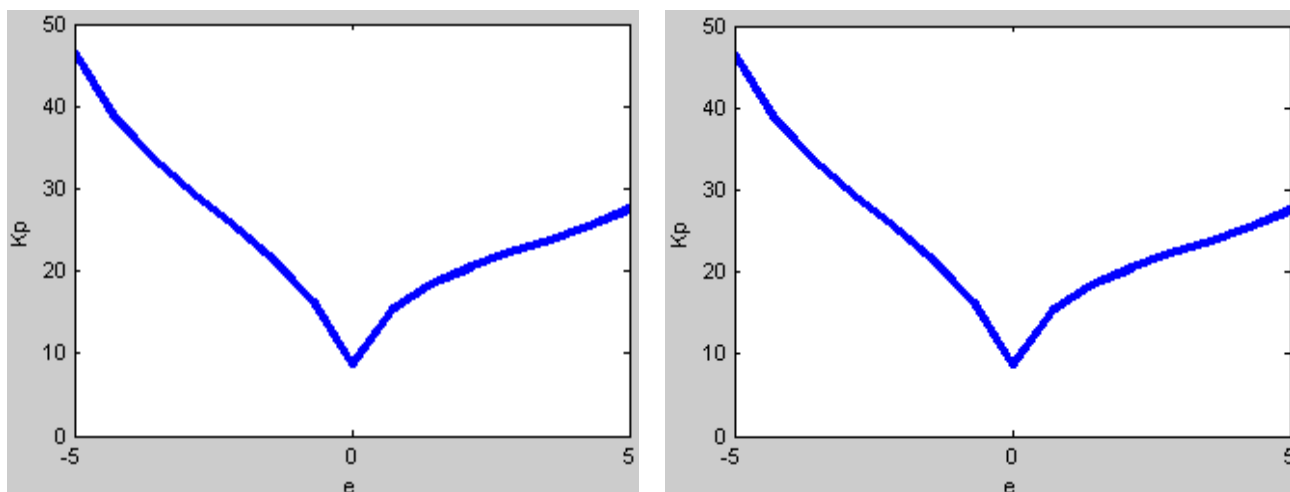


Рисунок - 4.39. Поверхность «вход – выход» fuzzy коррекции П части ПИ регулятора (3 правила)

- а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

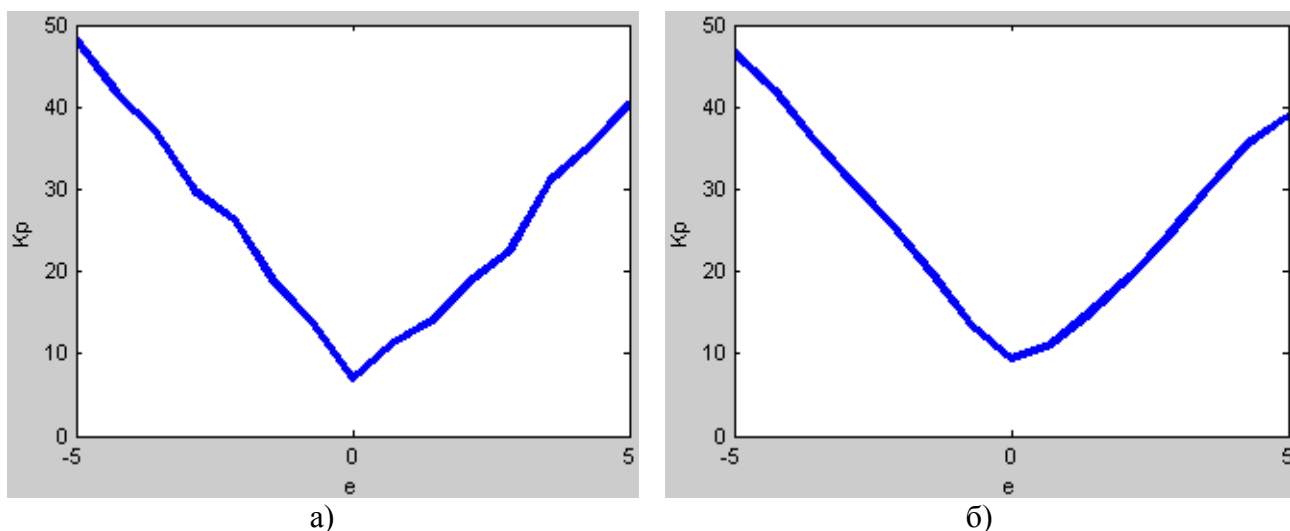


Рисунок - 4.40. Поверхность «вход – выход» fuzzy коррекции П части ПИ регулятора (7 правил)

- а) для случая с треугольными функциями принадлежности  
 б) для случая с гауссовыми функциями принадлежности

Результаты работы данной системы, которая включает три правила, представлены на Рисунок 4.41–4.43, а семь правил - на Рисунок 4.44–4.46, на графиках показан блок коррекции с термами, которые описываются треугольными функциями принадлежности.



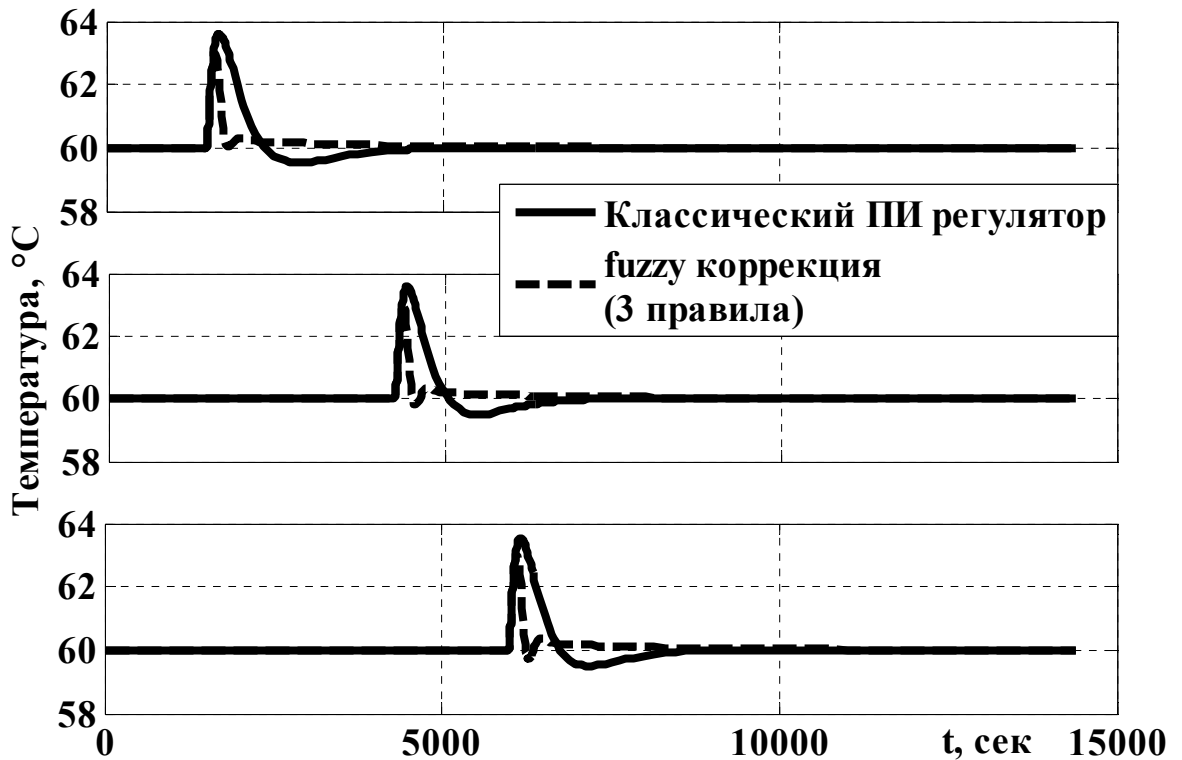


Рисунок - 4.41. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

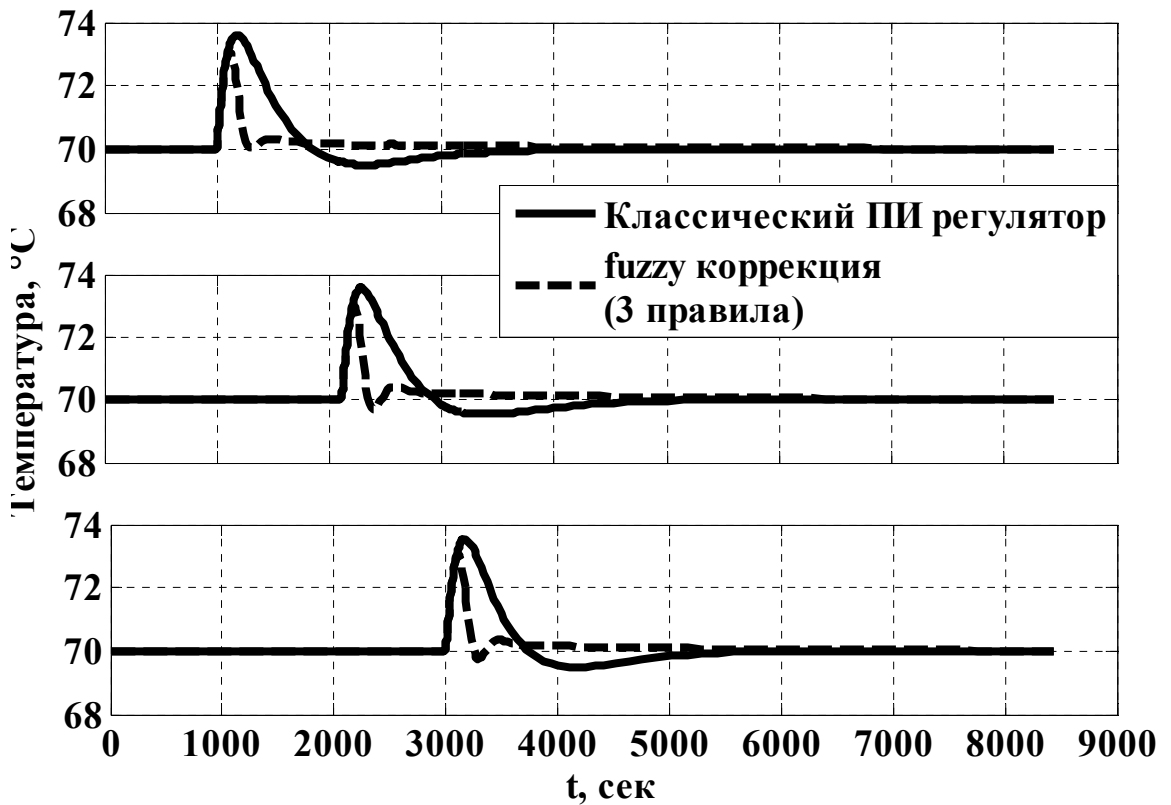


Рисунок - 4.42. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

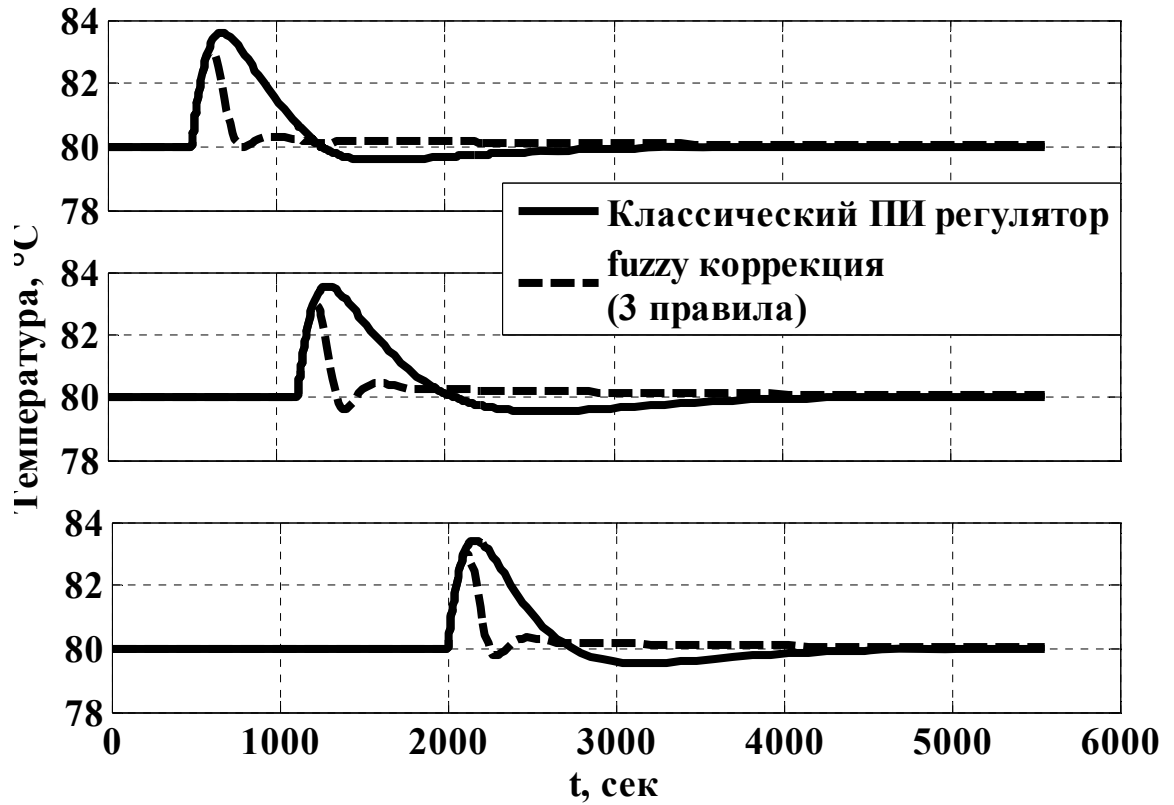


Рисунок - 4.43. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

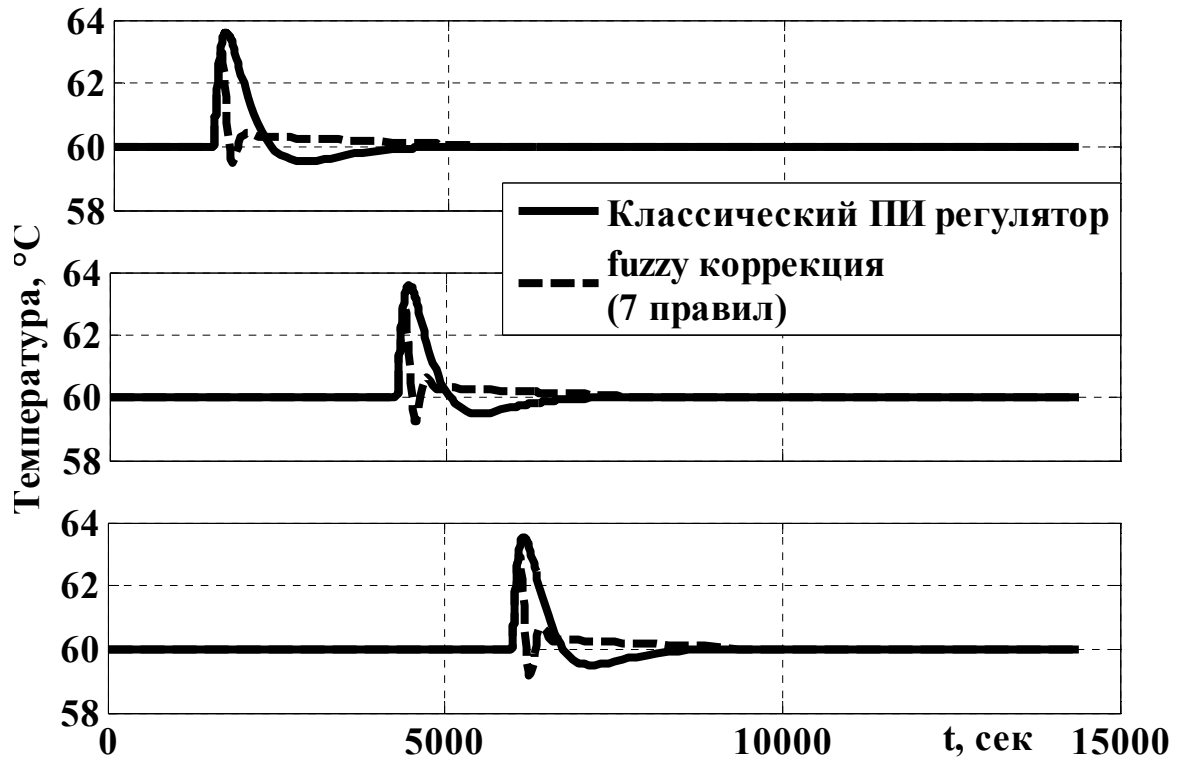


Рисунок - 4.44. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

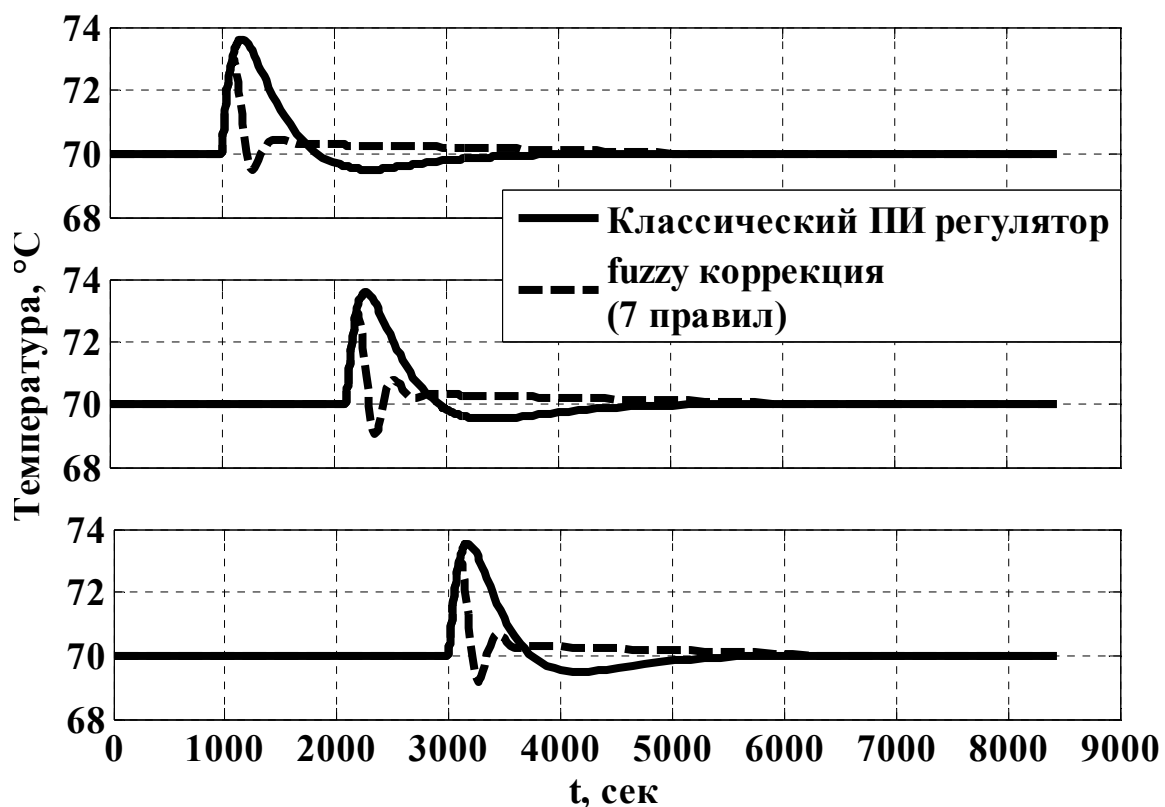


Рисунок - 4.45. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

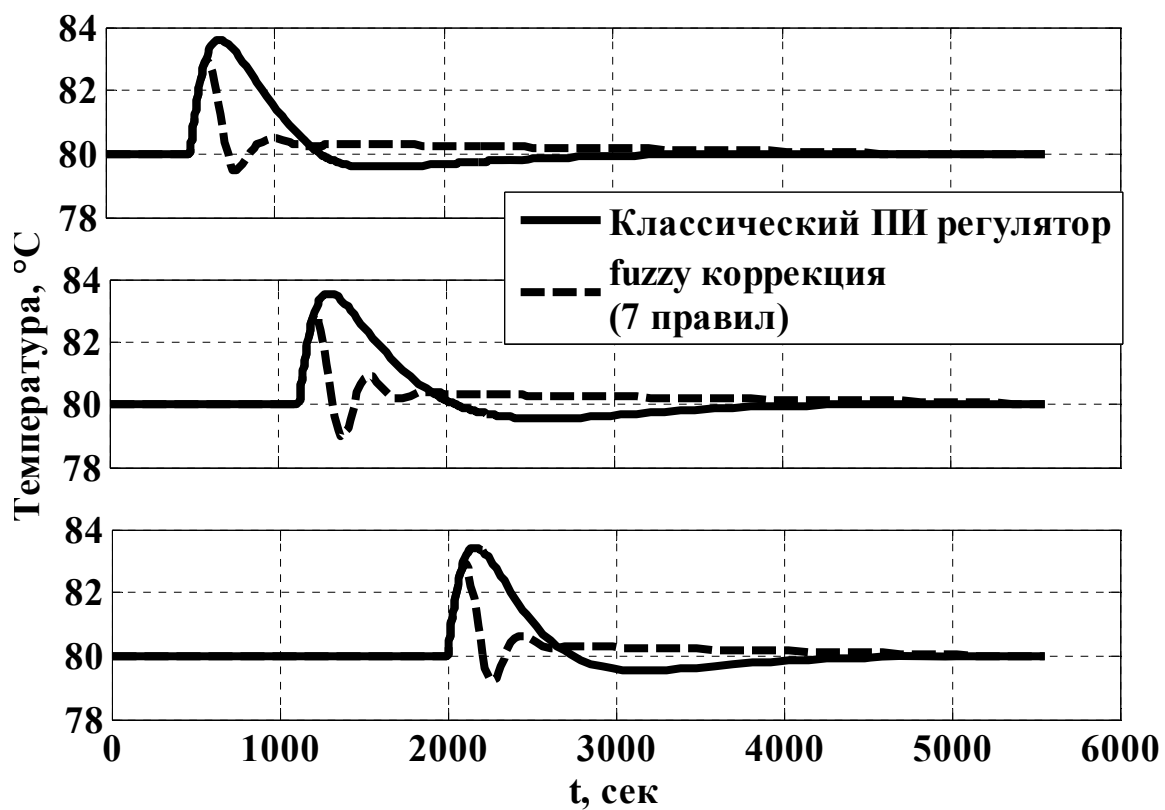


Рисунок - 4.46. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

Результаты расчета ИККК для классической системы управления и системы с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора представлены в таблице 4.6.

## Результаты расчета ИККК

Температура процесса, °С	Вид функции принадлежности												Классическая система		
	треугольная						гаусса								
	Количество правил 3			Количество правил 7			Количество правил 3			Количество правил 7					
	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток
60	121 1	112 8	109 8	<b>107</b> 7	<b>104</b> 8	<b>103</b> 4	117 7	110 8	108 2	370 1	332 2	321 5	427 8	391 0	376 6
70	121 0	110 5	109 7	<b>107</b> 8	<b>106</b> 7	<b>102</b> 5	117 6	107 8	108 1	367 9	316 3	324 2	422 2	400 0	368 4
80	120 5	112 1	110 1	<b>108</b> 0	<b>110</b> 6	<b>102</b> 4	116 9	108 1	108 4	360 5	309 7	324 5	409 5	434 8	343 0

Использование блока fuzzy коррекции позволяет значительно улучшить качество переходного процесса по сравнению с классической системой, с гибридным и fuzzy ПИ регулятором, что видно из таблицы 4.6.

На основании имитационного моделирования разработанных систем управления и оценки их качества регулирования по критерию ИККК система с fuzzy коррекцией, которая включает в себя на базу знаний из 7 правил, а лингвистические переменные описывались треугольными функциями принадлежности, показала наилучший результат.

С целью экспериментального подтверждения работоспособности данной системы управления она была реализована в SCADA системе CoDeSys на языке Techno ST и проверена ее работоспособность на лабораторном реакторе. Лабораторный эксперимент однозначно доказал работоспособность данной системы управления, что видно из графиков на Рисунки 4.47 и 4.48. Эксперименты проводились при температуре процесса полимеризации  $T=70^{\circ}\text{C}$ , при различных концентрациях инициатора и соотношении  $M:B=1:2$ .

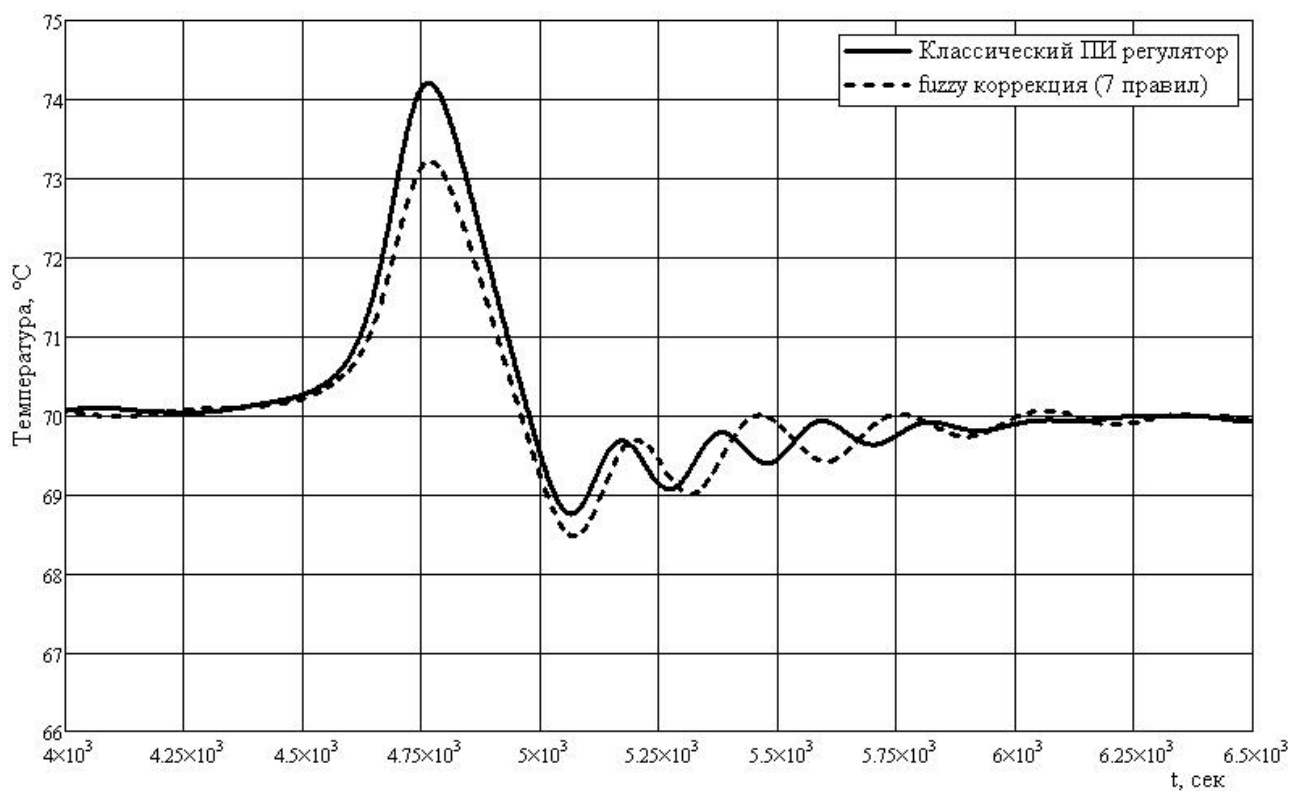


Рисунок - 4.47. График изменения температуры процесса полимеризации (концентрация инициатора БПО 51,892 моль/м³)

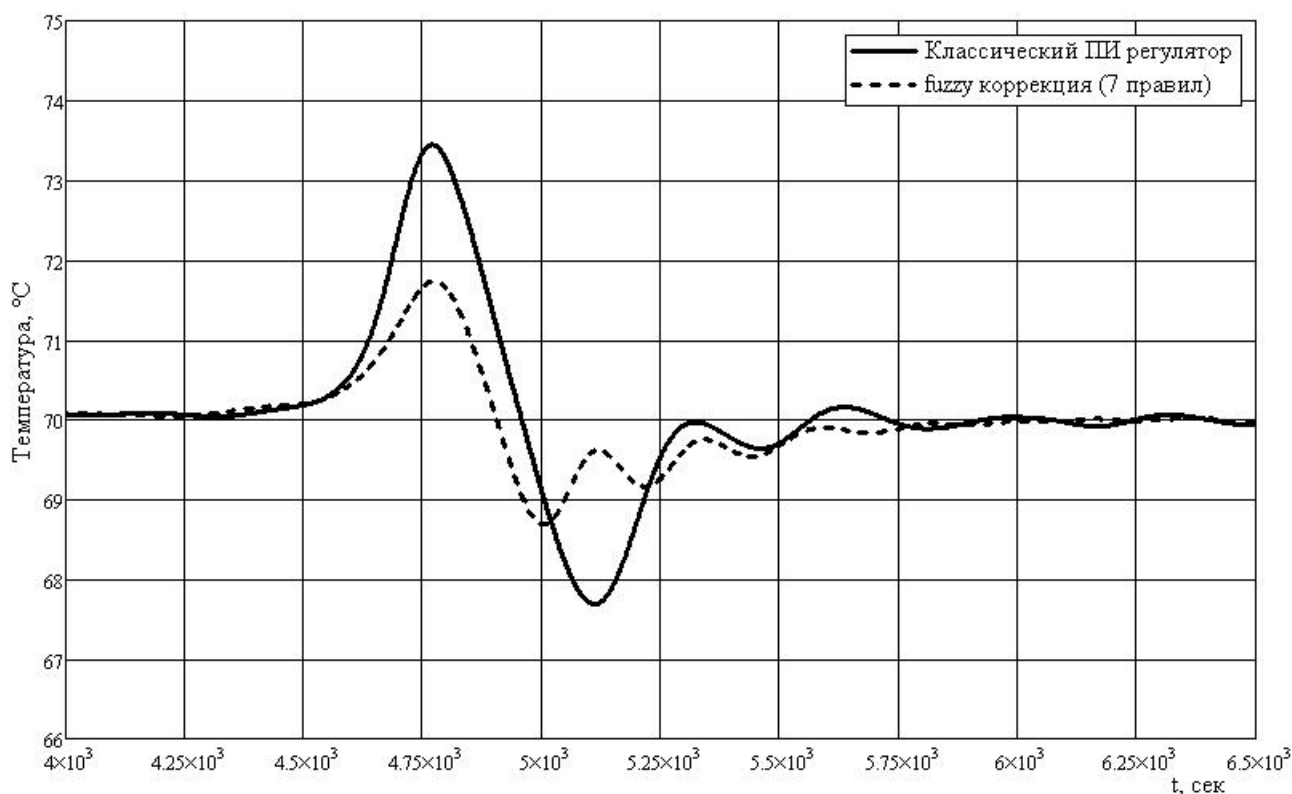


Рисунок - 4.48. График изменения температуры процесса полимеризации (концентрация инициатора БПО 25,946 моль/м³)

#### 4.5 Моделирование и анализ нечеткой системы управления промышленным реактором синтеза ПММА

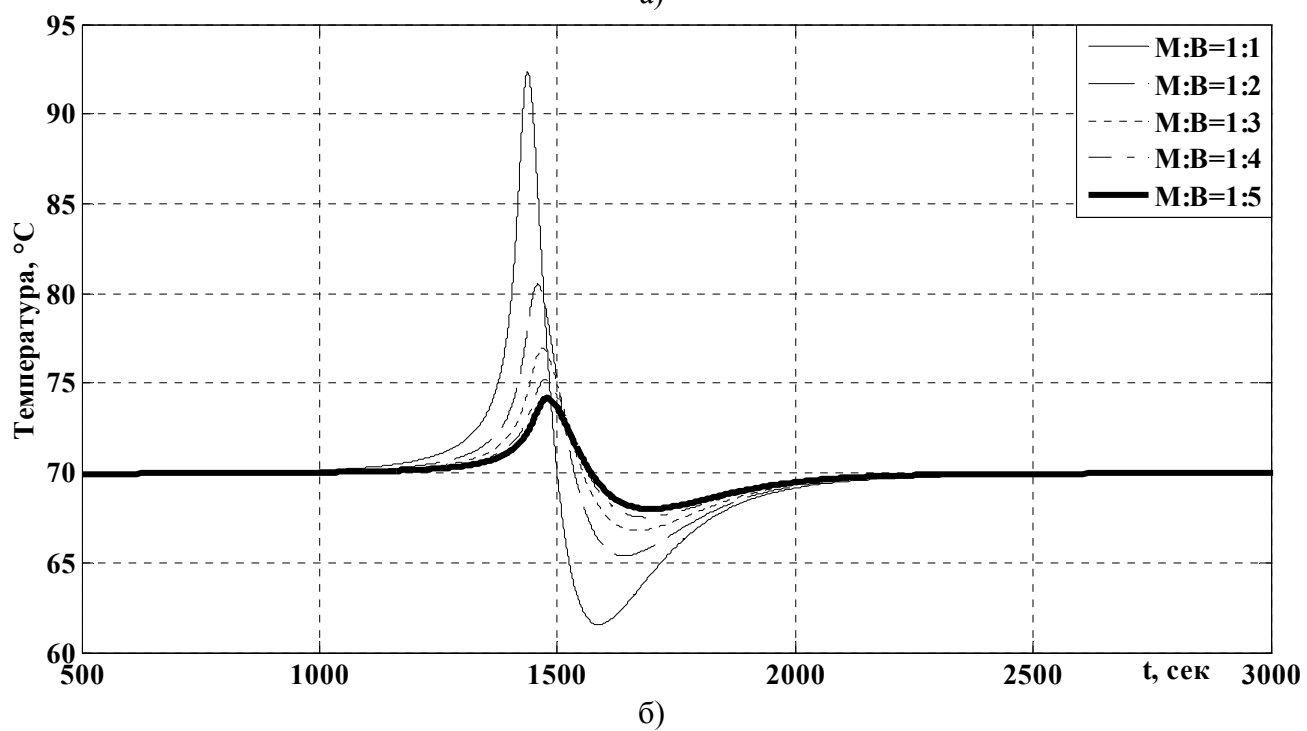
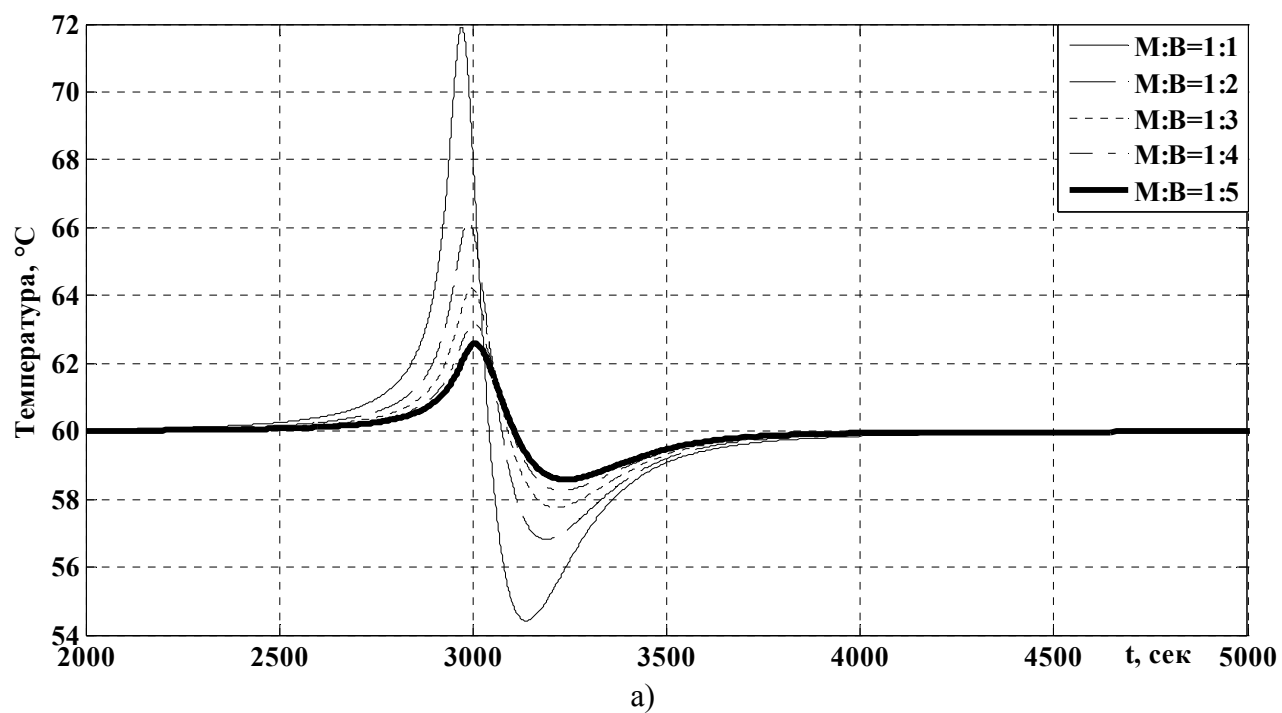
Тепловой баланс промышленного реактора представлен в виде дифференциального уравнения 4.2 связывающего приход и расход тепла процесса имеет следующий вид:

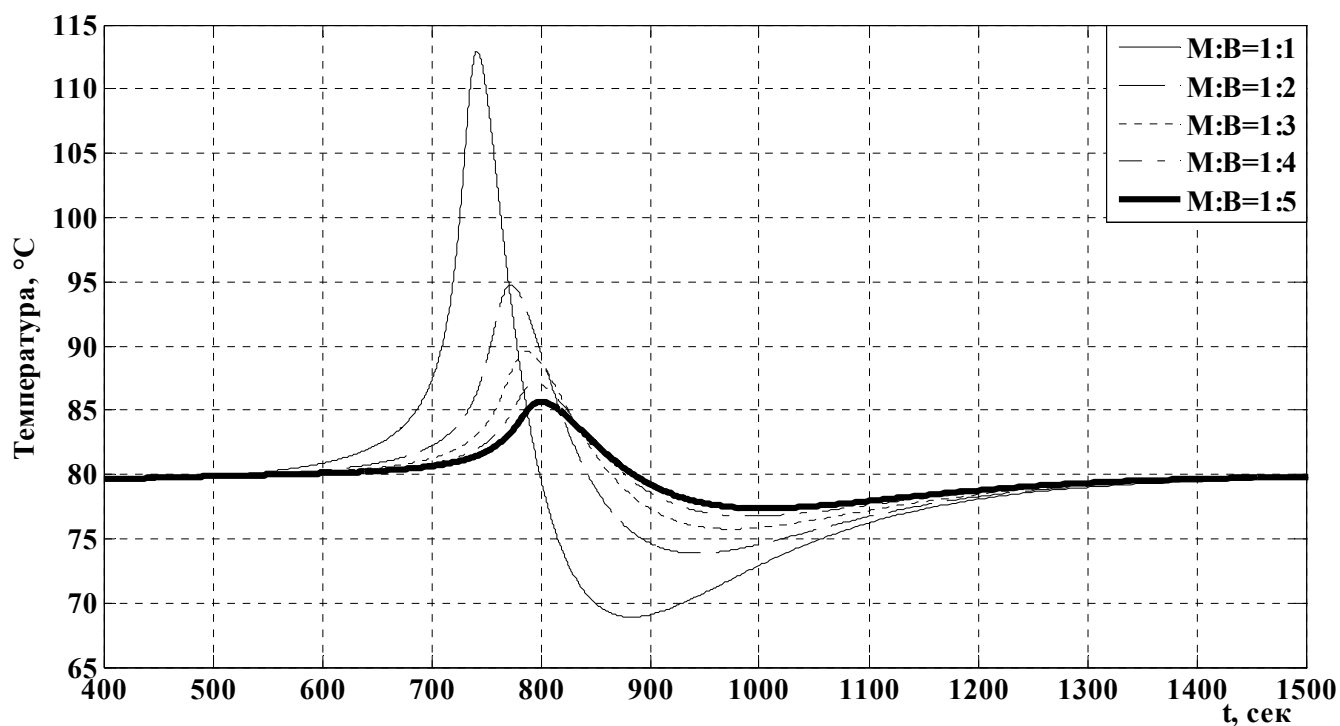
$$V(t)\rho(t)C_p(t)\frac{dT_{xp}(t)}{dt} = (-\Delta H_p)k_p\lambda_0MV(t) - K_{cm}S_{cm}[T_{xp}(t) - T_{xl}(t)] - K_{кр}S_{кр}[T_{xp}(t) - T_{окр}] \quad (4.2)$$

где  $V(t)$  – объём реакционной смеси, м<sup>3</sup>;  $\rho(t)$  – плотность реакционной смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $C_p(t)$  – удельная теплоёмкость реакционной смеси, Дж/(кг·К);  $T_{xp}(t)$  – температура реакционной смеси, К;  $T_{xl}(t)$  – температура хладагента, К;  $T_{окр}$  – температура окружающей среды, К;  $t$  – время, с;  $K_{cm}$ ,  $K_{кр}$  – коэффициент теплопередачи стенки и крышки реактора соответственно ( $K_{cm} = 117.403$ ,  $K_{кр} = 10.581$ ), Вт/(м<sup>2</sup>К);  $S_{cm}$ ,  $S_{кр}$  – площадь поверхности теплопередачи стенки и крышки реактора соответственно ( $S_{cm} = 30.1$ ;  $S_{кр} = 1.3$ ), м<sup>2</sup>;  $\Delta H$  – постоянная величина энтальпии процесса ( $\Delta H = 58.19$  кДж/моль).

Зависимости изменения объёма  $V(t)$ , плотности  $\rho(t)$  и теплоемкости  $C_p(t)$  реакционной смеси описываются зависимостями приведенными в третьей главе.

На основании этой модели промоделированы режимы протекания процесса полимеризации при различных соотношениях мономер : вода (М:В) в диапазоне от 1:1 до 1:5 при температуре процесса от 60 до 80 °С, результаты моделирования представлены на рисунке 4.49.





в)

Рисунок - 4.49. График изменения температуры процесса полимеризации при различном соотношении М:В (а – 60°C, б – 70°C, в – 80°C)

Из приведенных графиков видно, что с увеличением водной фазы в соотношении М:В, значительно уменьшается влияние гелевого эффекта на температуру процесса полимеризации, однако вместе с этим и уменьшается выход готового продукта.

На основании уравнения теплового баланса 4.1 проанализировано изменение параметров объекта управления промышленного реактора – полимеризатора, которое представлено на рисунках 4.50, 4.51



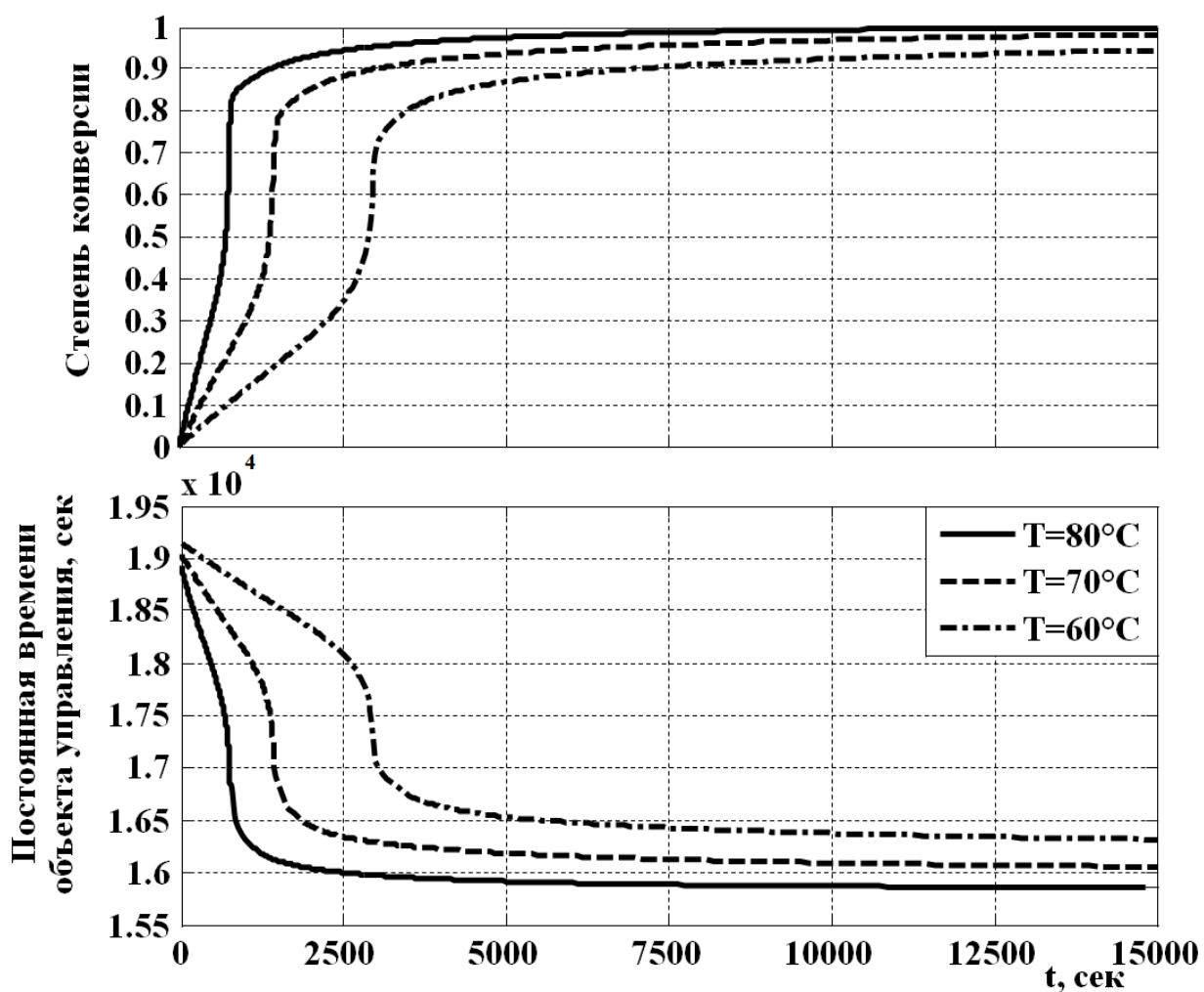


Рисунок - 4.50. Графики изменения степени конверсии мономера и постоянной времени объекта управления от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 149,87 моль/м<sup>3</sup>

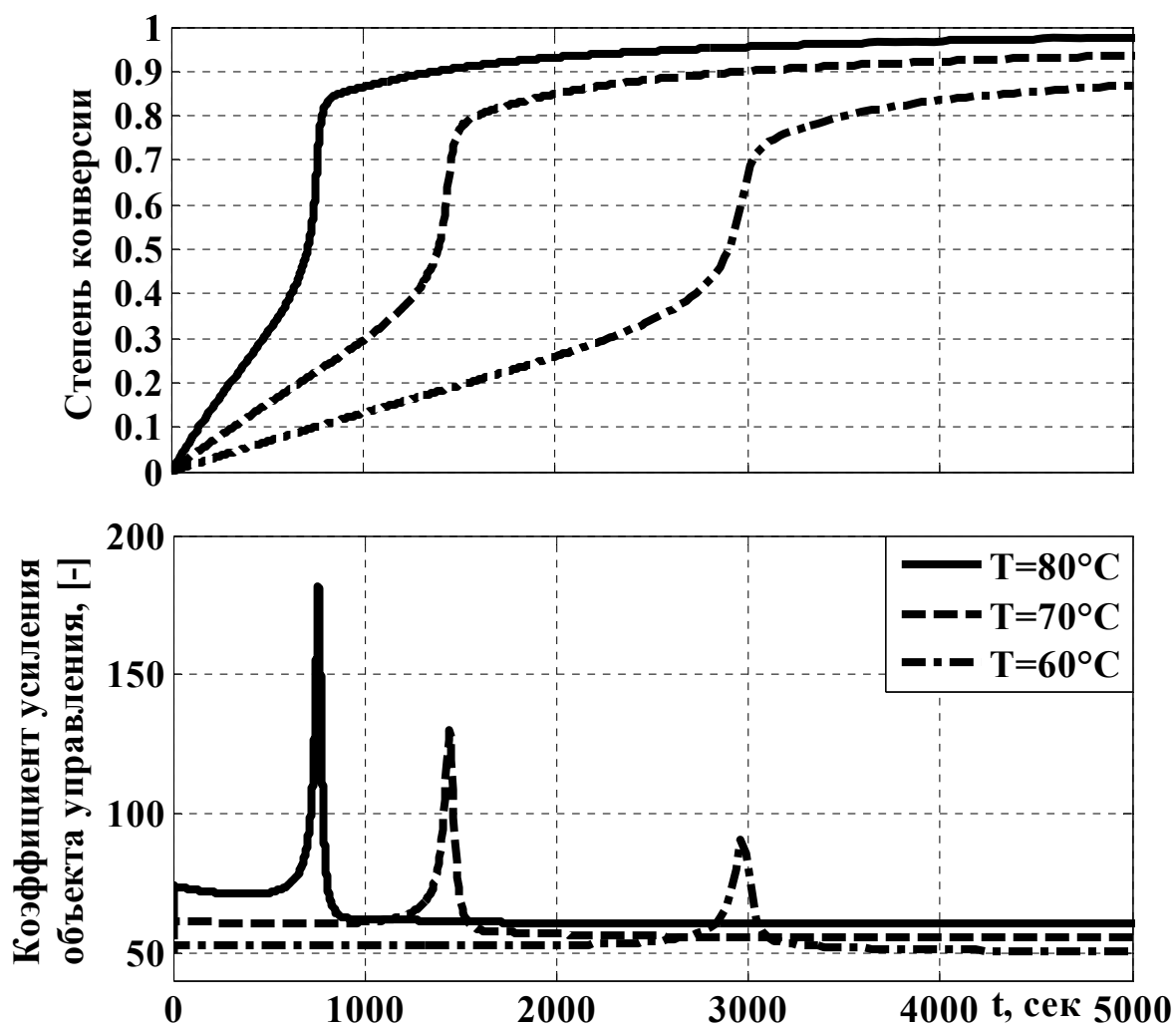


Рисунок - 4.51. Графики изменения степени конверсии мономера, коэффициента усиления объекта от времени при разных температурах процесса, соотношение мономер-вода 1:2, концентрация инициатора БПО 149,87 моль/м<sup>3</sup>

Из рисунков 4.50, 4.51 видно, что изменение параметров объекта управления промышленного реактора идентично изменению параметров объекта управления лабораторного реактора.

В связи с этим для компенсации отрицательного влияния гель-эффекта на температуру процесса полимеризации для промышленного реактора проведем имитационное моделирование работы системы с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора, так как она показала наилучшие результаты работы для лабораторного реактора.

Результаты работы данной системы, которая включает три правила, представлены на Рисунок 4.52 – 4.54, а семь правил - на Рисунок 4.55 – 4.57, на

графиках представлена систем с коррекцией лингвистические термы которой описаны гауссовскими функциями принадлежности.

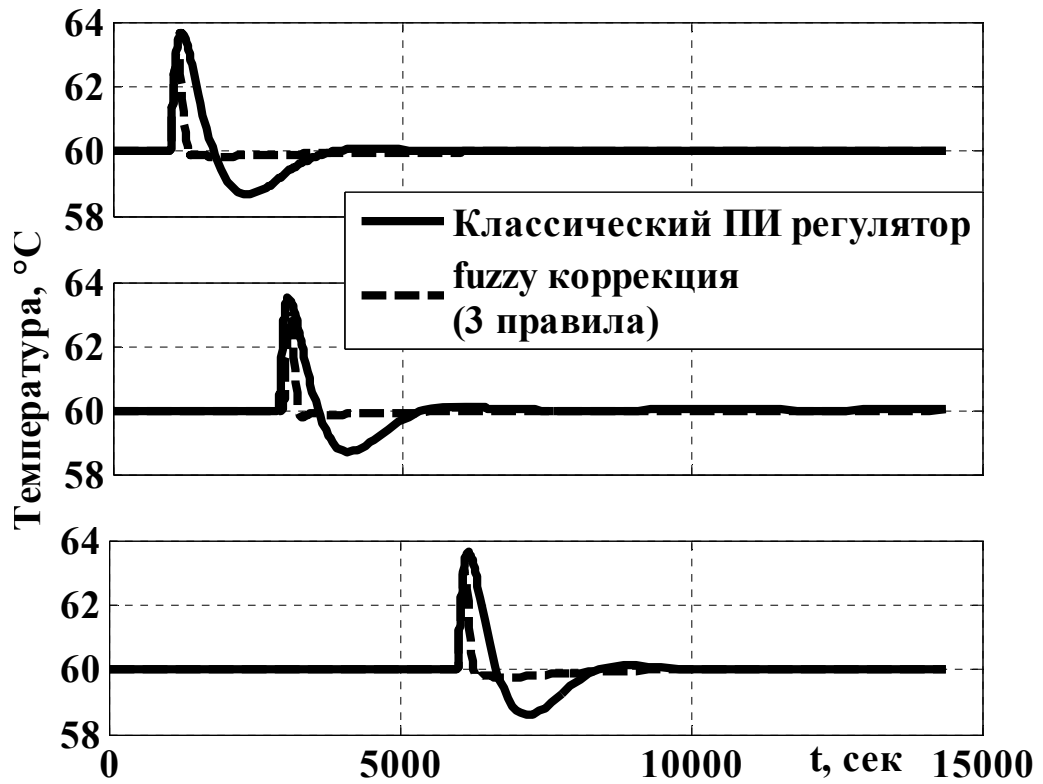


Рисунок - 4.52. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

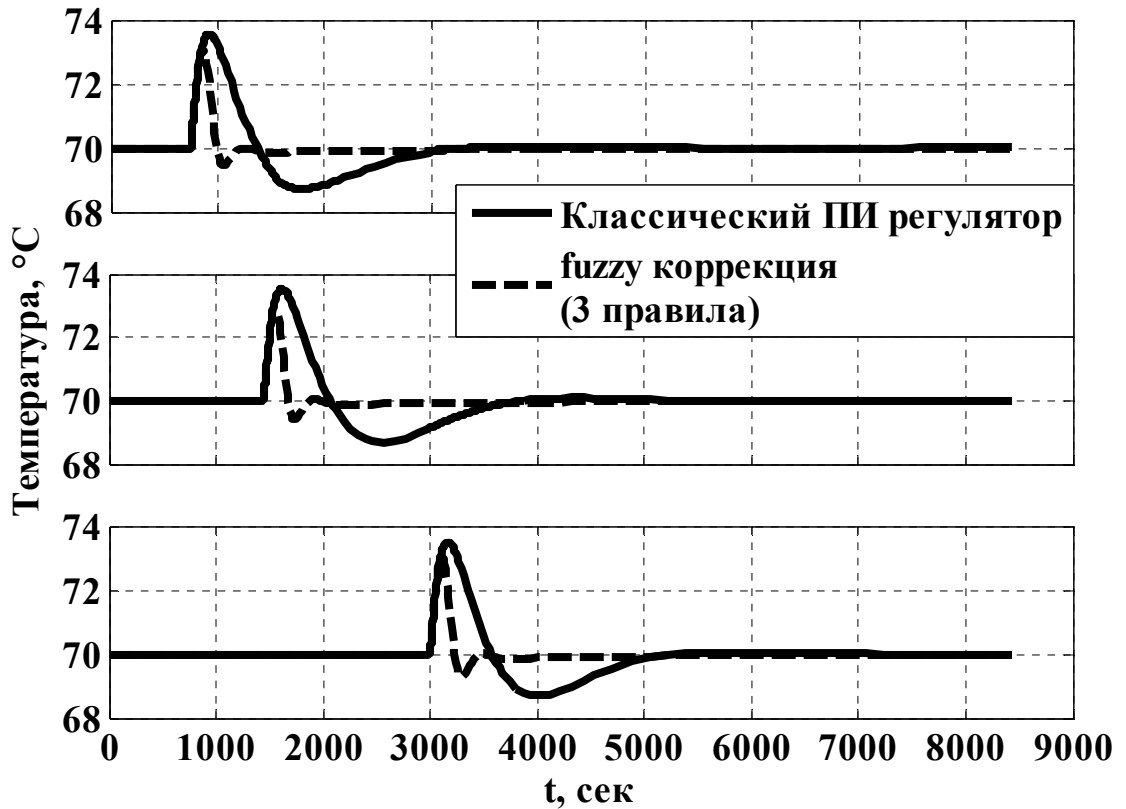


Рисунок - 4.53. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

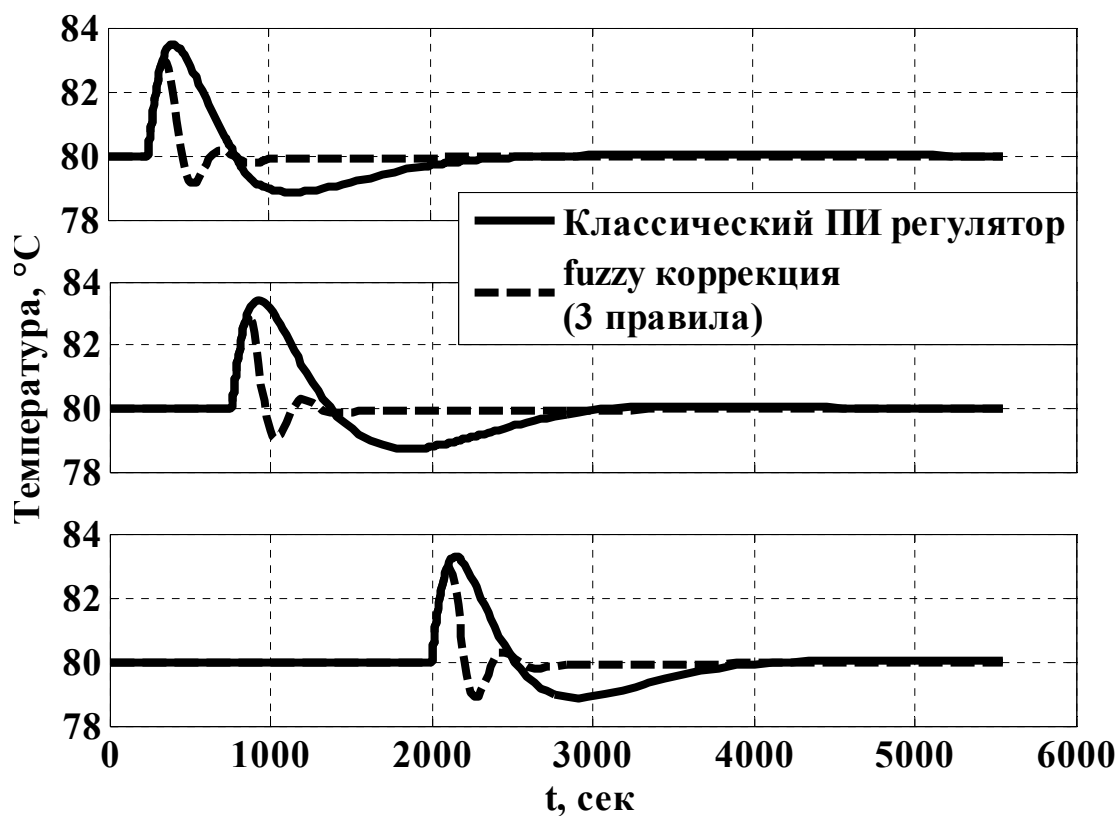


Рисунок - 4.54. График изменения температуры процесса полимеризации (3 правила)

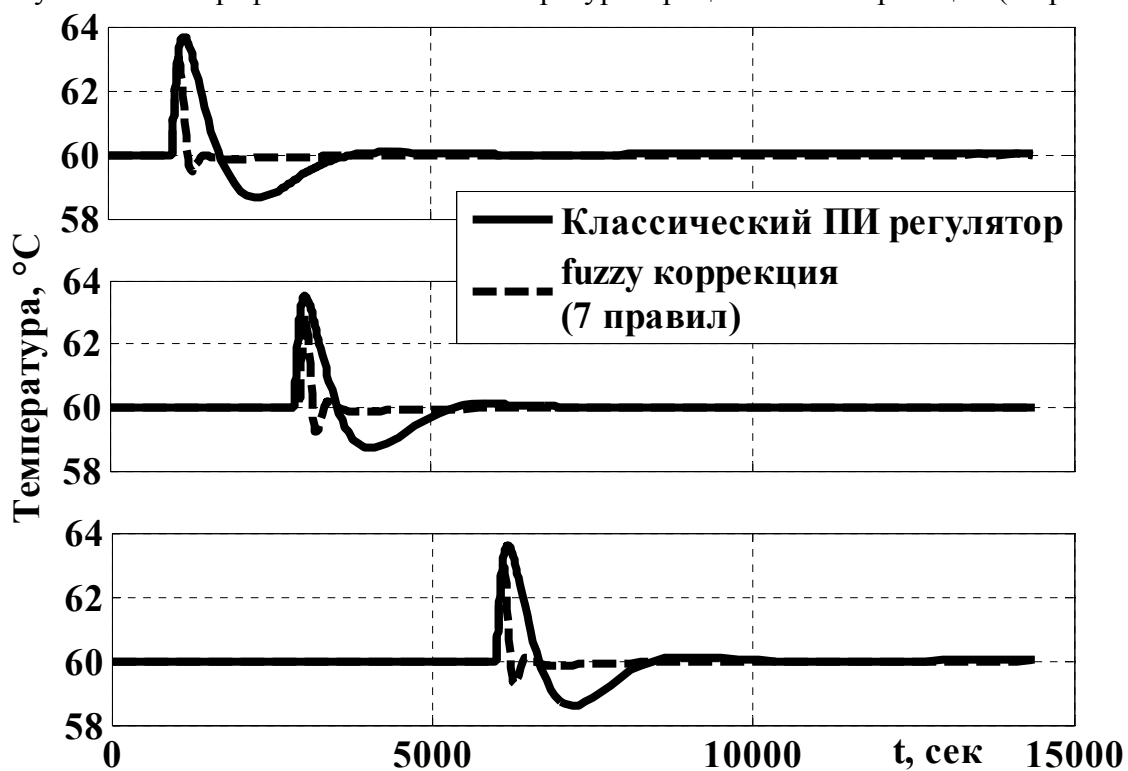


Рисунок - 4.55. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

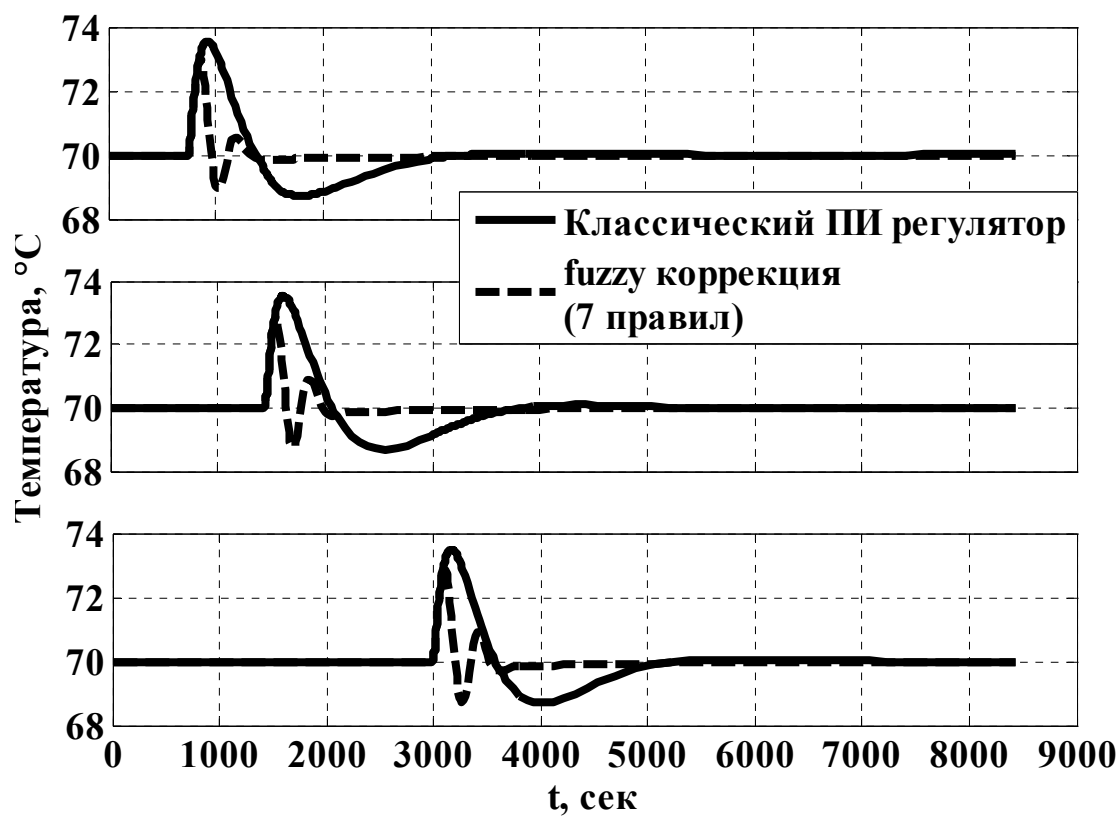


Рисунок - 4.56. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

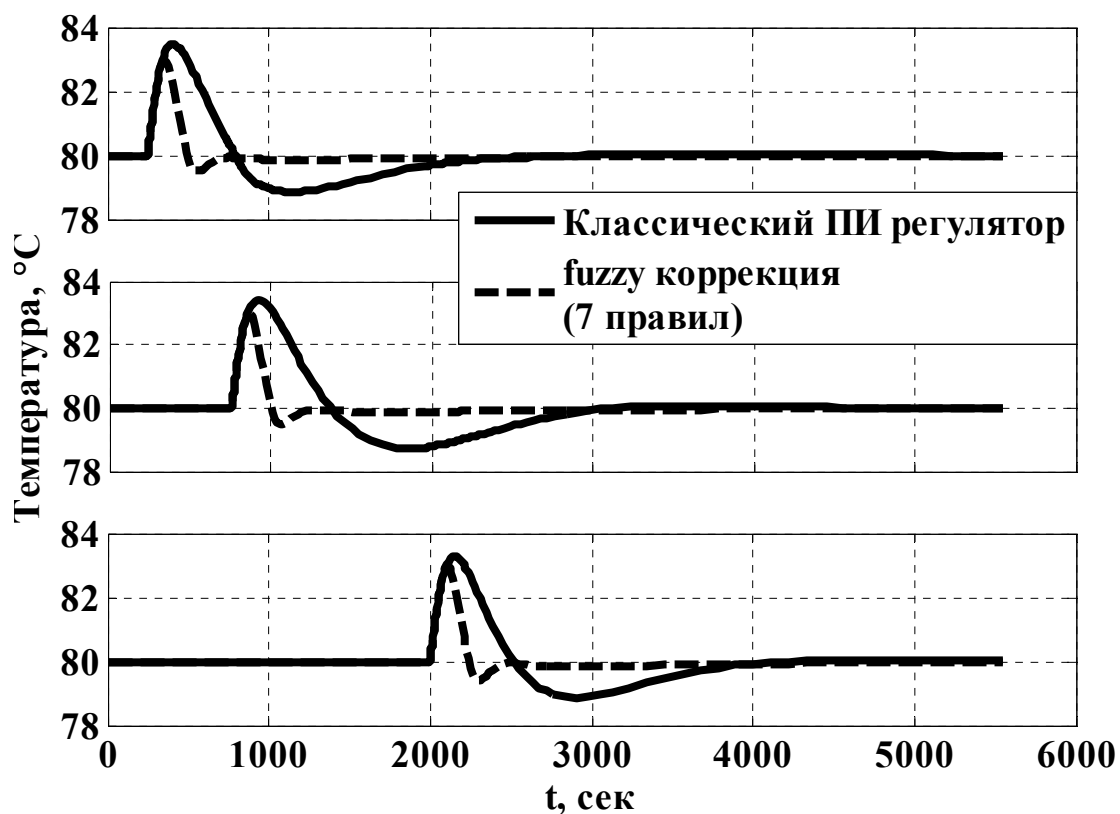


Рисунок - 4.57. График изменения температуры процесса полимеризации (7 правил)

Результаты расчета ИККК для классической системы управления и системы с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора для промышленного реактора представлены в таблице 4.7.

Таблица 4.7

## Результаты расчета ИККК

Температура процесса, °C	Вид функции принадлежности												Классическая система		
	треугольная						гаусса								
	Количество правил 3			Количество правил 7			Количество правил 3			Количество правил 7					
	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток	1 учас ток	2 учас ток	3 учас ток
60	126 7	103 1	117 2	105 2	877, 3	100 0	124 7	102 3	115 9	<b>103</b> 7	<b>863</b> , 9	<b>985</b> , 3	575 9	476 5	526 4
70	107 4	957, 3	104 0	989, 5	950, 4	103 0	106 9	956, 7	103 7	<b>978</b> , 5	<b>945</b> , 8	<b>103</b> 1	454 4	456 4	417 2
80	<b>997</b> , 7	<b>903</b> , 8	<b>993</b> , 4	105 8	105 2	104 4	986, 5	906, 3	100 5	104 6	103 7	103 0	371 5	428 2	316 2

Использование блока fuzzy коррекции позволяет значительно улучшить качество переходного процесса по сравнению с классической системой, что видно из таблицы 4.7.

Из таблицы 4.7 следует, что для улучшения качества переходного процесса необходимо использовать блок fuzzy коррекции П части ПИ регулятора с базой знаний из 7 правил, лингвистические термы которой описываются функций принадлежности гаусса.

### Выводы по четвертой главе

1. Показано, что классический ПИ регулятор не обеспечивает необходимого качества переходных процессов, в связи с этим предложены три вида fuzzy систем управления температурой процесса полимеризации.

2. Разработаны алгоритмы управления температурой процесса радикальной полимеризации ММА с нечеткими регуляторами. Показано, что имеет место уменьшение влияния гель-эффекта на температуру процесса полимеризации при их использовании.

3. Предложена структура гибридного ПИ регулятора и методика настройки его параметров.

4. Предложена методика коррекции настроек ПИ регулятора с использованием нечеткой логики в зависимости от изменения ошибки регулирования.

5. Проведен анализ работоспособности предложенных методик на разработанных моделях при различных температурах процесса полимеризации.

6. На основании имитационного моделирования разработанных систем управления и оценки их качества регулирования по критерию ИККК система с fuzzy коррекцией, которая включает в себя базу знаний из 7 правил, а лингвистические переменные описывались треугольными функциями принадлежности, показала наилучший результат

7. Эксперимент на лабораторном реакторе однозначно доказал работоспособность системы управления fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора.

8. Для промышленного реактора показано, что с увеличением водной фазы в соотношении М:В, значительно уменьшается влияние гель-эффекта на температуру процесса полимеризации, однако вместе с этим и уменьшается выход готового продукта.

9. Показано, что изменение параметров объекта управления промышленного реактора идентично изменению параметров объекта управления лабораторного реактора.

10 Показана работоспособность системы автоматического регулирования с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора в зависимости от изменения ошибки регулирования для компенсации отрицательного влияния гель-эффекта на температуру процесса полимеризации для промышленного реактора при соотношении М:В=1:2.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. В результате проведенного литературного анализа процесса суспензионной полимеризации метилметакрилата выявлены основные особенности протекания процесса, описано влияние рецептурных и технологических факторов и гель-эффекта на процесс суспензионной полимеризации ММА.

2. Проанализированы кинетические схемы радикальной полимеризации ММА и кинетические модели, их описывающие. Показано, что общая кинетическая схема описывается различными моделями и каждая модель дает различные сведения о протекании процесса.

3. Обосновано применение физической модели в виде лабораторного реактора для исследования процесса радикальной полимеризации ММА. Описана методика проведения экспериментов на физической модели.

4. Получены статические и динамические характеристики лабораторного реактора по каналам управления. Показано, что по каналу управления температурой они имеют явно выраженный нелинейный вид.

5. На лабораторной установке с целью получения адекватной кинетической модели процесса проведены исследования влияния концентрации инициатора, стабилизатора и температуры протекания процесса суспензионной полимеризации ММА.

В результате данного исследования получены следующие результаты:

- при увеличении концентрации инициатора уменьшается время процесса и увеличивается влияние гель-эффекта на температуру процесса;
- концентрация стабилизатора не оказывает существенного влияния на процесс суспензионной полимеризации ММА, за исключением больших концентраций, которые приводят к сильному пенообразованию и налипанию полимера к мешалке реактора;



- с увеличением температуры процесс протекает быстрее, более выраженным становится проявление гелевого эффекта, что приводит к резкому увеличению температуры реакционной смеси;
- показано, что отсутствуют заметные влияния концентрации инициатора, стабилизатора и температуры процесса на липкую стадию процесса, которая возникает в момент гелевого эффекта, что обусловлено тем, что большая скорость реакции в период гелевого эффекта не позволяет заметно развиваться коалесценции полимерно-мономерных частиц.

6. На основании экспериментальных данных, полученных на лабораторной установке, разработана адекватная кинетическая модель суспензионной полимеризации ММА. Данная модель показывает, что процесс полимеризации сопровождается жестким гелевым эффектом, что затрудняет разработку систем управления данным процессом

7. С учетом кинетической модели разработана адекватная математическая модель лабораторного реактора суспензионной полимеризации ММА. На основании данной модели показано изменение физических свойств реакционной смеси, характер изменения которых всецело определяется видом кривой конверсии полимера и температурой процесса. Впервые было учтено при моделировании изменение плотности реакционной смеси не только от конверсии полимера, но и от температуры реакционной смеси.

8. На основании полученной математической модели лабораторного реактора – полимеризатора показано изменение параметров объекта управления (постоянной времени и коэффициента усиления) в течение протекания процесса, которое зависит от вида кривой степени конверсии.

9. Показано, что классический ПИ регулятор не обеспечивает необходимого качества переходных процессов, в связи с этим предложены три вида fuzzy систем управления температурой процесса полимеризации.

10. Разработаны алгоритмы управления температурой процесса радикальной полимеризации ММА с нечеткими регуляторами. Показано, что

имеет место уменьшение влияния гель-эффекта на температуру процесса полимеризации при их использовании.

11. Предложена структура гибридного ПИ регулятора и методика настройки его параметров.

12. Предложена методика коррекции настроек ПИ регулятора с использованием нечеткой логики в зависимости от изменения ошибки регулирования.

13. Проведен анализ работоспособности предложенных методик на разработанных моделях при различных температурах процесса полимеризации.

14. На основании имитационного моделирования разработанных систем управления и оценки их качества регулирования по критерию ИККК система с fuzzy коррекцией, которая включает в себя базу знаний из 7 правил, а лингвистические переменные описывались треугольными функциями принадлежности, показала наилучший результат

15. Эксперимент на лабораторном реакторе однозначно доказал работоспособность системы управления fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора.

16. Для промышленного реактора показано, что с увеличением водной фазы в соотношении М:В, значительно уменьшается влияние гель-эффекта на температуру процесса полимеризации, однако вместе с этим и уменьшается выход готового продукта.

17. Показано, что изменение параметров объекта управления промышленного реактора идентично изменению параметров объекта управления лабораторного реактора.

18. Показана работоспособность системы автоматического регулирования с fuzzy коррекцией П части ПИ регулятора в зависимости от изменения ошибки регулирования для компенсации отрицательного влияния гель-эффекта на температуру процесса полимеризации для промышленного реактора при соотношении М:В=1:2.

**СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ**

1. Усачева Т.С. Общая химическая технология полимеров. Часть 1. Основы технологии синтеза полимеризационных полимеров [Текст]/Т.С. Усачева// ГОУ ВПО ИГХТУ: Иваново, 2006. - 60 с
2. Усачева Т.С. Общая химическая технология полимеров. Часть 2. Основы технологии синтеза полимеризационных полимеров [Текст]/Т.С. Усачева// Текст лекций. ГОУ ВПО ИГХТУ: Иваново, 2006. - 60 с
3. Усачева Т.С., Козлов В.А. Общая химическая технология полимеров [Текст]/Т.С. Усачева, В.А. Козлов// Учебное пособие. Иваново, ИГХТУ, 2012. - 238 с.
4. Коршак В.В. Технология пластических масс [Текст]/В.В. Коршак// 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1985. - 560 с.
5. Брацыхин Е. А., Шульгина Э. С. Технология пластических масс [Текст]/Е.А. Брацыхин, Э.С. Шульгина// Учебное пособие для техникумов. - 3-е изд., перераб. и доп. - Л.: Химия, 1982. - 328 с.
6. Ровкина Н.М., Ляпков А.А.. Технологические расчеты в процессах синтеза полимеров [Текст]/Н.М. Ровкина, А.А. Ляпков// – Томск: ТПУ, 2004. - 167 с.
7. Коршак В.В. Методы высокомолекулярной органической химии [Текст]/В.В.Коршак// Том 1. Общие методы синтеза высокомолекулярных соединений. –М.: АН СССР, 1953. - 668 с.
8. Шур А.М. Высокомолекулярные соединения [Текст]/А.М. Шур// М.: Высшая школа, 1981. – 657 с.
9. Практическое руководство по физикохимии волокнообразующих полимеров [Текст]/ Геллер Б.Э., Геллер А.А., Чиртулов В.Г.//: Учебное пособие для вузов: 2-е изд.- М.: Химия, 1996.- 432с.
10. Кондратенко Г. В., Кондратенко Ю. П., Мухортова К. В Синтез нечетких регуляторов на основе объектно-ориентированных технологий [Текст]/ Г.В. Кондратенко, Ю.П. Кондратенко, К.В. Мухортова// Оптимальное

- управление объектами и системами ААЭКС, №1(15), 2005 URL: <http://www.aeecs.org/kondratenko-g-v-kondratenko-yu-p-muhortova-k-v-sintez-nechetkih-regulyatorov-na-osnove-obektno-orientirovannih-tehnologii.html> (дата обращения: 09.11.2014)
11. Софиев А.Э., Янкина И.А. Применение математического моделирования для построения алгоритмов пуска и противоаварийной защиты химических реакторов [Текст]/ А.Э. Софиев, И.А. Янкина// Вестник ТГТУ, № 1, 2011. – С. 17– 23.
  12. Silvia Curteanu, Victor Bulacovschi, Catalin Lisa / Free radical polymerization of methyl methacrylate: modeling and simulation by moment generating function [Текст]/S. Curteanu, V. Bulacovschi, L. Catalin // Iranian Polymer Journal Vol. 7 Number 4 (1998) P.225-233
  13. Silvia Curteanu, Florin Leon, Dan Galea / Alternatives for Multiobjective Optimization of a Polymerization Process [Текст]/ S. Curteanu.F/ Leon, D. Galea //Journal of Applied Polymer Science, Vol. 100, P. 3680–3695 (2006)
  14. Fangbin Zhou, Santosh K. Guptam, Ajay K. Ray / Modeling of the sheet-molding process for poly(methylmethacrylate) [Текст]/F. Zhou, Santosh K, Ajay K. Ray // Journal of Applied Polymer Science, Vol. 81, P. 1951–1971 (2001)
  15. Polymer synthesis: Theory and practice. Fundamentals, Methods, Experiments [Текст] D. Braun, H. Cherdron, M. Rehahn, H. Ritter, B. Voit. Fourth Edition. Springer, 2004. -385 p.
  16. Odian G. Principles of polymerization [Текст]/ G.Odian// Fourth edition, City University of New York, 2004, - 812p.
  17. Gokel G.W., Korzeniowski S.H. Macrocyclic Polyether Syntheses [Текст] / G.W. Gokel, S.H. Korzeniowski//Berlin-Heidelberg-New York: Springer-Verlag ,1982. -410 p.
  18. Graeme Moad, David H. Solomon, The Chemistry of Radical Polymerization [Текст]/M. Graeme, H.S. David// Second Edition, Elsevier Science, 2005. - 665 p.

19. M. Doi, S. F. Edwards, The Theory of Polymer Dynamics [Текст]/M. Doi, S. F. Edwards // Clarendon Press, Oxford, UK, 1986. - 400 p.
20. Akay M. Introduction to Polymer Science and Technology [Текст]/M. Akay // MA & Ventus Publishing ApS, 2012, - 269.
21. Альбом технологических схем: по курсу Общая химическая технология полимеров [Текст]/Никифоров В.А, Панкратов Е.А., Лагусева Е.И.// - Тверь, ТГТУ, 2003. - 36 с.
22. Е.И.Веремей, В.В.Еремеев. Введение в задачи управления на основе предсказаний [Текст]/ Е.И.Веремей, В.В.Еремеев// Оптимальные и робастные системы управления URL: <http://matlab.exponenta.ru/modelpredict/book1/0.php> (дата обращения 09.11.2014)
23. John R. Richards, John P. Congalidis, Measurement and control of polymerization reactors [Текст]/John R. R., John P. C.//ScienceDirect, USA, Computers and Chemical Engineering 30, 2006, p. 1447-1463.
24. Masoud Abbaszadeh, Nonlinear Multiple Model Predictive Control of Solution Polymerization of Methyl Methacrylate [Текст]/M. Abbaszadeh //Intellegent control and automation. 2011, 2 , p. 226-232.
25. Masoud Soroush and Costas Kravaris, Nonlinear Control of a batch Polymerization Reactor [Текст]/ Masoud S. Costas K.// an experimental study, AIChE Journal, vol. 38, No 9, 1992, p. 1429-1448.
26. Generalized Predictive Control of Batch Polymerization Reactor [Текст]/R. Khaniki, M.B. Menhaj, H. Eliasi// World Academy of Science, Engineering and Technology 36, 2007. p. 72-77.
27. Иванчев С. С. Радикальная полимеризация [Текст]/ С.С. Иванчев// - Л.: Химия, 1985. - 280 с.
28. Гумеров Ас. М. Математическое моделирование химико-технологических процессов: учебное пособие [Текст]/ Ас. М. Гумеров, Н.Н; Валеев, Аз. М. Гумеров, В.М. Емельянов// Казань: Изд-во Казан, гос. технол. ун-та, 2006. -216 с.

- 29.Самойлов Н.А. Моделирование в химической технологии и расчет реакторов [Текст]/Н.А. Самойлов// Учеб. пособие. - Уфа: ООО «Монография», 2005.- 224 с.
- 30.Вент Д.П., Сафин М.А., Лопатин А.Г., Савельянов В.П. Пилотная установка для изучения сложных реакционных систем [Текст]/Д.П. Вент , М.А. Сафин , А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов // Вестник Международной академии системных исследований. Информатика. Экология, Экономика. Т. 13. Ч. I. - М.: МАСИ, 2011.- С. 114-115.
- 31.Системный анализ процессов химической технологии. Процессы полимеризации [Текст]/ Кафаров В.В., Дорохов Н.И., Дранишников Л.В.// - М.: Наука, 1991. – 350 с.
- 32.Проскуряков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности [Текст]/ В.А. Проскуряков, Л.И. Шмидт // – Л.: Химия, 1977. – 463 с.
- 33.Практическое руководство по синтезу и исследованию свойств полимеров [Текст]/ Браун Д., Шердрон Г., Керн В.//, Пер. с нем. Под ред. докт. хим. наук В. П. Зубова. - М., Химия, 1976. – 256 с.
- 34.Полимерные материалы: учебное пособие для студ. хим.-технол. вузов и фак. [Текст]/ Г. П. Григорьев, Г. Я. Ляндзберг, А. Г. Сирота.// – М.: Высшая школа, 1966. – 260 с.
- 35.Татевосьян Г. О., Кузнецова И. Б. Технология синтетических смол, пластических масс и изделия из них [Текст]/ Г.О. Татевосьян, И.Б. унецова// Учеб. пособие для проф.-техн. училищ. - М., «Высш. школа», 1967. - 412 с
- 36.Марек О., Томка М. Акриловые полимеры [Текст]/О. Марек, М. Томка// Пер. с чешск. Под ред. Г. А. Носаева, М. -Л.: Химия, 1966. - 318 с.
- 37.Лосев И.П., Тростянская Е.Б. Химия синтетических полимеров [Текст]/И.П. Лосев, Е.Б. Тростянская// 3-е изд. – М.: Химия, 1971. - 617 с.
- 38.Берлент У., Хофман А. Привитые и блок-сополимеры [Текст]/У. Берлент, А. Хофман // Пер. с англ. М.: Мир, 1963. - 230 с.

39. Денисов Е.Т. Кинетика гомогенных химических реакций [Текст]/Е.Т. Денисов// –М.: Высшая школа, 1978. – 367 с.
40. Общая химическая технология органических веществ [Текст]/Зыков Д.Д., Деревицкая В.А., Тростянская Е.Б. и др.//, -М.: Химия, 1966. - 608 с.
41. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Вент Д.П., Савельянов В.П. Сравнение кинетических моделей процесса радикальной полимеризации метилметакрилата [Текст]/ К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, Д.П. Вент, В.П. Савельянов// Известия ТулГУ. Технические науки. 2014. Выпуск 2. с. 78-83
42. Гормонов И.В. Синтетический каучук [Текст]/И.В. Гормонов// Химия, 1983. - 560 с.
43. Ал. Ал. Берлин, Э. В. Прут Химические реакторы [Текст]/ Ал. Ал. Берлин, Э. В. Прут//Химия и химии № 2, 2012 URL: [http://chemistrychemists.com/N2\\_2012/S2/ChemistryAndChemists\\_2\\_2012-S2.html](http://chemistrychemists.com/N2_2012/S2/ChemistryAndChemists_2_2012-S2.html)(дата обращения: 09.11.2014)
44. Багдасарьян Х.С. Теория радикальной полимеризации [Текст]/Х.С. Багдасарьян// –М.: Наука.1966.-300 с.
45. Королев Г.В., Марченко А.П. Радикальная полимеризация в режиме "живых" цепей [Текст]/Г.В. Королев, А.П. Марченко// Успехи химии. 2000. Т. 69, № 5. - С.447 - 475.
46. Байзенбергер Дж.А., Себастиан Д.Х. Инженерные проблемы синтеза полимеров [Текст]/Байзенбергер Дж.А., Себастиан Д.Х.// Пер. с англ. - М.: Химия, 1988. - 688 с.
47. Кинетика полимеризационных процессов [Текст]/Берлин А.А., Вольфсон С.А., Ениколопян Н.С.// -М.: Химия, 1978. -320с
48. Кучанов С.И. Методы кинетических расчетов в химии полимеров [Текст]/С.И. Кучанов// -М.: Химия. 1978. -368 с.
49. Оудиан Дж. Основы химии полимеров [Текст]/Д. Оудиан// Пер. с англ. Под ред. В. В. Коршака. -М.: Мир, 1974. - 614 с.

50. Подвальный С.А. Моделирование промышленных процессов полимеризации [Текст]/С.А. Подвальный// -М.: Химия, 1979. - 255 с
51. Николаев А.Ф. Технология пластических масс [Текст]/А.Ф.Николаев// – Л.: Химия, 1977. - 368 с.
52. Тагер, А.А. Физико-химия полимеров [Текст]/А.А. Тагер// 4-е изд. - М. : Научный мир, 2007. – 574 с.
53. Основы технологии переработки пластмасс [Текст]/Власов С.В., Кандырин Л.Б., Кулезнев В.Н. и др.// 2-е изд., испр. и доп. - Учебник для ВУЗов, М.: Химия, 2004. - 601 с.
54. Берлин Ал. Ал., Вольфсон С.А. Кинетический метод в синтезе полимеров [Текст]/А.А. Берлин, С.А. Вольфсон//– М.: Химия, 1973. - 344 с.
55. Кочнова З.А. Химия и физика высокомолекулярных соединений [Текст]/З.А. Кочнова// Учебное пособие. - М.: РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2008. - 200 с.
56. Березина Е.М., Волкова Г.И., Манжай В.Н., Кучевская А.С. Химические реакции полимеров [Текст]/Е.М. Березина, Г.И. Волкова, В.Н. Манжай, А.С. Кучевская// Учебно-методическое пособие. – Т.: Томский государственный университет, 2010. - 160 с.
57. Полимеры [Текст]/В.Р. Говарикер, Н. В. Висванатхан, Дж. Шридхар// пер. с англ. М.Б Лачинов и др.; под. ред. В.А. Кабанова; АН СССР. -М.: Наука, 1990. - 396 с
58. Панченков Г. М., Лебедев В. П. Химическая кинетика и катализ [Текст]/Г.М. Панченков, В.П. Лебедев// –М.: Химия, 1985. - 590 с.
59. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств [Текст]/В.В. Кафаров, М.Б. Глебов// Учеб. пособие для вузов. - М.: Высшая школа, 1991. - 400 с.
60. Марек О., Томка М. Акриловые полимеры [Текст]/О. Марек, М. Томка// Пер. с чешск. Под ред. Г. А. Носаева, М. -Л., Химия, 1966. - 318 с.



61. Сайт Полимеризация // Большая Советская энциклопедия. 3-е изд., 1969–1978. URL <http://thesaurus.rusnano.com/wiki/article1535> (дата обращения: 09.11.2012)
62. Физическая и коллоидная химия [Текст]/Д. П. Добычин, Л. И. Каданер, В. В. Серпинский и др.// - М.: Просвещение, 1986. - 463 с.
63. Сутягин В.М., Ляпков А.А. Общая химическая технология полимеров [Текст]/В.М. Сутягин, А.А. Ляпков// Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2010. – 208 с.
64. Николаев А.Ф. Синтетические полимеры и пластические массы на их основе [Текст]/А.Ф. Николаев// – Л.: Химия, 1964. - 779 с.
65. Воробьев В.А., Андрианов Р.А. Технология полимеров [Текст]/В.А. Воробьев, Р.А. Андрианов// Учебник для вузов. - 2-е изд., перераб. - М.: Высшая школа, 1980. - 303 с.
66. Стрепихеев А.А., Деревицкая В.А. Основы химии высокомолекулярных соединений [Текст]/А.А. Стрепихеев, В.А. Деревицкая// -М., Химия, 1976. - 437 с.
67. Modeling and Predictive Control Using Fuzzy Logic: Application for a Polymerization System [Текст]/Nardson M. N. Lima, Lamia Zuñiga Liñan, Rubens Maciel Filho, and Maria R. Wolf Maciel// AIChE Journal, April 2008, vol. 56, No. 4, p. 965-978.
68. Hiroshi Kashiwagi and Yun Li Nonparametric Nonlinear Model Predictive Control [Текст]/К. Hiroshi, Y. Li// Korean J. Chem. Eng., 21(2), p. 329-337.
69. Control of polystyrene batch reactors using neural network based model predictive control (NNMPC): An experimental investigation [Текст] /М. AnwarHosen, M. Hussain, Farouq S.// Control Engineering Practice 19, 2011, p. 454–467.
70. Laszlo Dobos, Janos Abonyi, Application of non-linear dynamic optimization in advanced process control of product grade transitions of polymerization processes [Текст]/L. Dobos, L. Abonyi// 20th European Symposium on

- Computer Aided Process Engineering – ESCAPE20, Elsevier 2010. p. 559-564.
71. Application of model predictive control to batch polymerization reactor [Текст]/N.M. Ghasem, M.A. Hussain, S.A. Sata// Universitas Scientiarum Pontificia Universidad Javerina, Bogota, Columbia 2006, p. 49-58.
72. Control of a solution copolymerization reactor using multi-model predictive control [Текст]/Leyla Ozkan, Mayuresh V. Kothare, Christos Georgakis// Chemical Engineering Science 58 (2003) p. 1207 – 1221.
73. Emad Ali, Khalid Al-humaizi, Advanced control algorithms for a chemical polymerization process [Текст]/E. Ali, A. Khalid// ICGST, p. 34-52.
74. Mohhammad Shahrokhi, Mohhamd Ali-Fanaei Nonlinear temperature control of a batch suspension polymerization reactor [Текст]/M. Shahrokhi. M. Ali-Fanaei // Polymer Engineering & Science Vol. 42, Issue 6, June 2002, p. 1296–1308.
75. Costas Kravaris, Chang-Bock Chung Nonlinear State Feedback Synthesis by Global Input /Output Linearization [Текст]/C. Kravaris, C. Chung// AIChE Journal, April 1987 Vol. 33, No. 4, p. 592-603.
76. Masoud Soroush, Costas Kravaris MPC Formulation of GLC [Текст]/M. Soroush, C. Kravaris// AIChE Journal Volume 42, Issue 8, August 1996, p. 2377–2381.
77. Jian-Yi Wu, Guo-Rong Shan Kinetic and molecular weight control for methyl methacrylate semi-batch polymerization. I. Modelling [Текст]/J Yi Wu, G. Shan// Wiley InterScience, Journal of Applied Polymer Science, Volume 100, Issue 4, 15 May 2006, p. 2838–2846.
78. ГОСТ 20370-74. Эфир метиловый метакриловой кислоты. Технические условия. [Текст] 19.12.1974 Госстандарт СССР
79. ГОСТ 14888-78. Бензоила перекись техническая. Технические условия. [Текст] 15.08.1978 Госстандарт СССР
80. ГОСТ 10779-78. Спирт поливиниловый. Технические условия. [Текст] 15.08.1978 Госстандарт СССР

- 81.ГОСТ 1942-86. 1,2-Дихлорэтан технический. Технические условия. [Текст] 01.07.1987 Госстандарт СССР
- 82.Сайт инженерные расчеты он-лайн. URL: <http://www.highexpert.ru/content/liquids/water.html> (дата обращения: 09.11.2012)
- 83.Сайт: Полимеры в строительстве // Основные характеристики полиметилметакрилата и области его применения URL <http://www.polybuild.ru/polymethylmethacrylate.shtml> (дата обращения: 19.11.2014)
- 84.Органическое стекло // Википедия. [2014—2014]. Дата обновления: 22.10.2014. URL: <http://ru.wikipedia.org/?oldid=66369087> (дата обращения: 22.11.2014)
- 85.Б.И. Коновалов Теория автоматического управления [Текст]/Б.И. Коновалов // Учебное пособие. - Томск: Томский межвузовский центр дистанционного образования, 2000. - 99 с.
- 86.Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Савельянов В.П., Вент Д.П. Об изменении параметров лабораторного реактора синтеза полиметилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов, Д.П. Вент// XXIX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Тезисы докладов. Часть 2 / ФГБОУ ВПО РХТУ им. Д.И. Менделеева, Новомосковский институт (филиал), Новомосковск, 2013. с.114
- 87.Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Вент Д.П., Савельянов В.П. Математическая модель лабораторного реактора радикальной полимеризации метилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов, Д.П. Вент// Известия ТулГУ. Технические науки. 2014. Выпуск 2. 84-91 с.
- 88.Вент Д.П., Лопатин А.Г., Лопатин К.Г., Лопатина С.В. Динамические особенности лабораторного реактора радикальной полимеризации метилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, С.В. Лопатина, Д.П. Вент// Вестник Международной Академии Системных

- Исследований. Информатика, Экология, Экономика. Т. 16 Ч. I/ МАСИ, 2014, С. 55-58.
89. Вент Д.П., Лопатин А.Г., Лопатин К.Г., Лопатина С.В. Сравнительный анализ кинетических моделей суспензионной полимеризации метилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, С.В. Лопатина, Д.П. Вент// Вестник Международной Академии Системных Исследований. Информатика, Экология, Экономика. Т. 16 Ч. I/ МАСИ, 2014, С. 59-63.
90. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Вент Д.П. Метод интеллектуального управления для синтеза полиметилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, Д.П. Вент// Тез. докл. XIV научно-технич. конф. молодых ученых, аспирантов, студентов. Новомосковск: НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2012. 86 с.
91. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Вент Д. П. Общая кинетическая схема процесса синтеза полиметилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, Д.П. Вент// Тез. докл. XIV научно-технич. конф. молодых ученых, аспирантов, студентов. Новомосковск: НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2012. 86-87 с.
92. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Савельянов В.П. О динамической роли гелевого эффекта в суспензионной полимеризации [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов, // Тез. докл. XV научно-технич. конф. молодых ученых, аспирантов, студентов. Новомосковск: НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2013. 115 с.
93. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Савельянов В.П., Вент Д.П. Кинетическая модель синтеза полиметилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов, Д.П. Вент// XXIX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Тезисы докладов. Часть 2 / ФГБОУ ВПО РХТУ им. Д.И. Менделеева, Новомосковский институт (филиал), Новомосковск, 2013. с. 112

94. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Савельянов В.П., Вент Д.П. Тепловой баланс лабораторного реактора синтеза полиметилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов, Д.П. Вент//. XXIX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Тезисы докладов. Часть 2 / ФГБОУ ВПО РХТУ им. Д.И. Менделеева, Новомосковский институт (филиал), Новомосковск, 2013. с. 113
95. До Мань Хунг. Информационная система контроля и управления технологическими процессами первичной переработки нефти по показателям качества продукции [Текст]: диссертация кандидата технических наук/ До Мань Хунг: 05.13.01, Москва, 2013. – 182 с.
96. Пешко Михаил Сергеевич. Адаптивная система управления параметрами микроклимата процессов производства и хранения пищевых продуктов: [Текст]: диссертация кандидата технических наук/ М.С. Пешко: 05.13.06, - Москва, 2015.- 200 с.
97. Абдулхаков Айдар Рашитович. Методы и алгоритмы редукции нечетких правил в базах знаний интеллектуальных систем [Текст]: диссертация кандидата технических наук/ А.Р. Абдулхаков: 05.13.18, - Казань, 2015.- 140 с.
98. Самигулина Зарина Ильдусовна. Разработка интеллектуальной системы управления сложными объектами [Текст]: диссертация на соискание ученой степени доктора философии/ З.И. Самигулина: 6D070200,- Алматы, 2014. – 194 с.
99. Масютина Г.В., Лубенцов В.Ф. Структурно-параметрический синтез адаптивной системы управления на основе нечеткой логики [Текст]/Г.В. Масютина, В.Ф. Лубенцов// Известия Южного федерального университета. [Текст] Технические науки № 5 / том 106 / 2010. - с. 165-170
100. Мишта П. В., Бызов П. Г., Васильева Е. В. Нечеткая логика современный путь развития теории управления [Текст]/П.В. Мишта, П.Г.

- Бызов// Известия Волгоградского Государственного технического университета, № 3 / том 1 / 2010. – с. 139-142
101. Методы робастного, нейро-нечеткого и адаптивного управления [Текст] Учебник / Под. ред. Н.Д. Егупова; изд. 2-ое, стереотипное. – М.: Изд-во МГТУ им. Н. Э. Баумана, 2002. – 744 с.
102. Лопатин К.Г., Лопатин А.Г., Савельянов В.П., Вент Д.П. Об изменении параметров лабораторного реактора синтеза полиметилметакрилата [Текст]/К.Г. Лопатин, А.Г. Лопатин, В.П. Савельянов, Д.П. Вент// ХХІХ научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Тезисы докладов. Часть 2 / ФГБОУ ВПО РХТУ им. Д.И. Менделеева, Новомосковский институт (филиал), Новомосковск, 2013. с.114
103. Андриевская Н.В., Резников А.С., Черанев А.А. Особенности применения нейро-нечетких моделей для задач синтеза систем автоматического управления [Текст]/Н.В. Андриевская, А.С. Резников, А.А. Черанев// фундаментальные исследования № 11, 2014, Технические науки с. 1445-1449
104. Кудинов Ю.И., Дорохов И.Н., Пащенко Ф.Ф. Нечеткие регуляторы и системы управления [Текст]/ Ю.И. Кудинов, И.Н. Дорохов, Ф.Ф. Пащенко// Control science № 3, 2014, 14 с.
105. Карavaев М.В., Применение нечеткой логики в имитационной системе автономного адаптивного управления [Текст]/М.В. Карavaев// Труды института системного программирования РАН том 3 2002 г. с.121-137
106. Усков А. А., Киселев Е. В. Теория нечетких супервизорных систем управления [Текст]/А.А. Усков, Е.В. Киселев// Монография. – Смоленск: Смоленский филиал АНО ВПО ЦС РФ "Российский университет кооперации", 2013. – 161 с.

107. Прикладные нечеткие системы: Пер. с япон./ К. Асаи, Д. Ватада, С. Иваи и др.; [Текст]/Т. Тэрано, К. Асаи, М. Сугэно// -М.: Мир, 1993. - 368 с.
108. Алиев Р.А., Церковный А.З., Мамедова Г.А. Управление производством при нечеткой исходной информации [Текст]/Р.А. Алиев, А.З. Церковный, Г.А. Мамедова// М.: Энергоатомиздат, 1991.-250 с.
109. Усков А. А., Кузьмин А. В. Интеллектуальные технологии управления [Текст]/А.А. Усков, А.В. Кузьмин// Искусственные нейронные сети и нечеткая логика. – М.: Горячая Линия – Телеком, 2004. -143 с.
110. Ульянов С.В. Нечеткие модели интеллектуальных систем управления: теоретические и прикладные аспекты (обзор) [Текст]/ С.В. Ульянов // Изв. АН. Техническая кибернетика. 1991. № 3. с. 3-28.
111. Захаров В.И., Ульянов С.В. Нечеткие модели интеллектуальных промышленных регуляторов и систем управления [Текст]/В.И. Захаров, С.В. Ульянов// I. Научно-организационные, технико-экономические и прикладные системы // Изв. АН. Техническая кибернетика. 1992. № 5. с. 171-196.
112. Захаров В.И., Ульянов С.В. Нечеткие модели интеллектуальных промышленных регуляторов и систем управления [Текст]/В.И. Захаров, С.В. Ульянов// II. Эволюция и принципы построения // Изв. АН. Техническая кибернетика. 1993. № 4. с. 171-196.
113. Захаров В.И., Ульянов С.В. Нечеткие модели интеллектуальных промышленных регуляторов и систем управления [Текст]/В.И. Захаров, С.В. Ульянов// III. Методология проектирования // Изв. АН. Техническая кибернетика. 1993. № 5. с. 197-216.
114. Захаров В.И., Ульянов С.В. Нечеткие модели интеллектуальных промышленных регуляторов и систем управления [Текст]/В.И. Захаров, С.В. Ульянов// IV. Имитационное моделирование // Изв. АН. Техническая кибернетика. 1994. № 5. с. 168-210.

115. Нечеткие множества в моделях управления и искусственного интеллекта [Текст]/Д.А. Поспелова// М.: Наука, 1986.- 312 с.
116. Интеллектуальные системы автоматического управления [Текст]/И.М.Макаров, В.М.Лохин// М.: Физматлит, 2001. -196 с.
117. Усков А.А., Круглов В.В. Интеллектуальные системы управления на основе методов нечеткой логики [Текст]/А.А. Усков, В.В. Круглов// Смоленск: Смоленская городская типография, 2003. – 177 с.
118. И.М. Макаров, В.М. Лохин, С.В. Манько, М.П. Романов Отделение информационных технологий и вычислит, систем [Текст]/ И.М. Макаров, В.М. Лохин, С.В. Манько, М.П. Романов // РАН. - М. : Наука, 2006. - 333 с.
119. Лукас В.А. Теория управления техническими системами [Текст]/В.А. Лукас// Екатеринбург: УГГГА, 2002. -675 с.
120. Batyrshin I. Generalized parametric conjunction operations in fuzzy modeling// Fuzzy control. Theory and practice./ [Текст] Ed. by R. Hampel, M. Wagenknecht, N. Chaker. – Heilderberg, N.Y. 2000, p. 88-97
121. Бобко В.Д., Золотухин Ю.Н., Нестеров А.А. О нечеткой динамической коррекции параметров ПИД-регулятора [Текст]/В.Д. Бобко, Ю.Н. Золотухин, А.А. Нестеров// Автометрия. 1998. № 1. с. 50-55.
122. В.Д. Бобко, Ю.Н. Золотухин, А.А. Нестеров. Оптимальная траектория как основа построения базы знаний нечеткого логического контроллера [Текст]/ В.Д. Бобко, Ю.Н. Золотухин, А.А. Нестеров//«РОИ-98. Распределенная обработка информации. Труды 6 Международного семинара». Новосибирск, Сибирское отделение РАН, 1998. С. 290-294.
123. Лопатин А.Г., Вент Д.П., Лопатин К.Г, Лопатина С.В. Разработка системы управления с гибридным регулятором [Текст]/А.Г. Лопатин, Д.П. Вент, К.Г. Лопатин, С.В. Лопатина// XXX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Тезисы докладов. Часть 2 / ФГБОУ ВПО РХТУ им.



Д.И. Менделеева, Новомосковский институт (филиал), Новомосковск, 2015. с.144.

124. Лопатин А.Г., Вент Д.П., Лопатин К.Г, Лопатина С.В. Разработка нечеткой адаптивной системы управления [Текст]/А.Г. Лопатин, Д.П. Вент, К.Г. Лопатин, С.В. Лопатина// XXX научная конференция профессорско-преподавательского состава и сотрудников НИ РХТУ им. Д.И. Менделеева. Тезисы докладов. Часть 2 / ФГБОУ ВПО РХТУ им. Д.И. Менделеева, Новомосковский институт (филиал), Новомосковск, 2015. с.145.

## ПРИЛОЖЕНИЕ А. Программная реализация кинетической модели суспензионной полимеризации MMA

Моделирование кинетической модели радикальной полимеризации MMA описанной в главе 3 осуществлялось в пакете прикладных программ MATLAB, в среде визуального моделирования Simulink. Общий вид кинетической модели представлен на рисунке 1А.

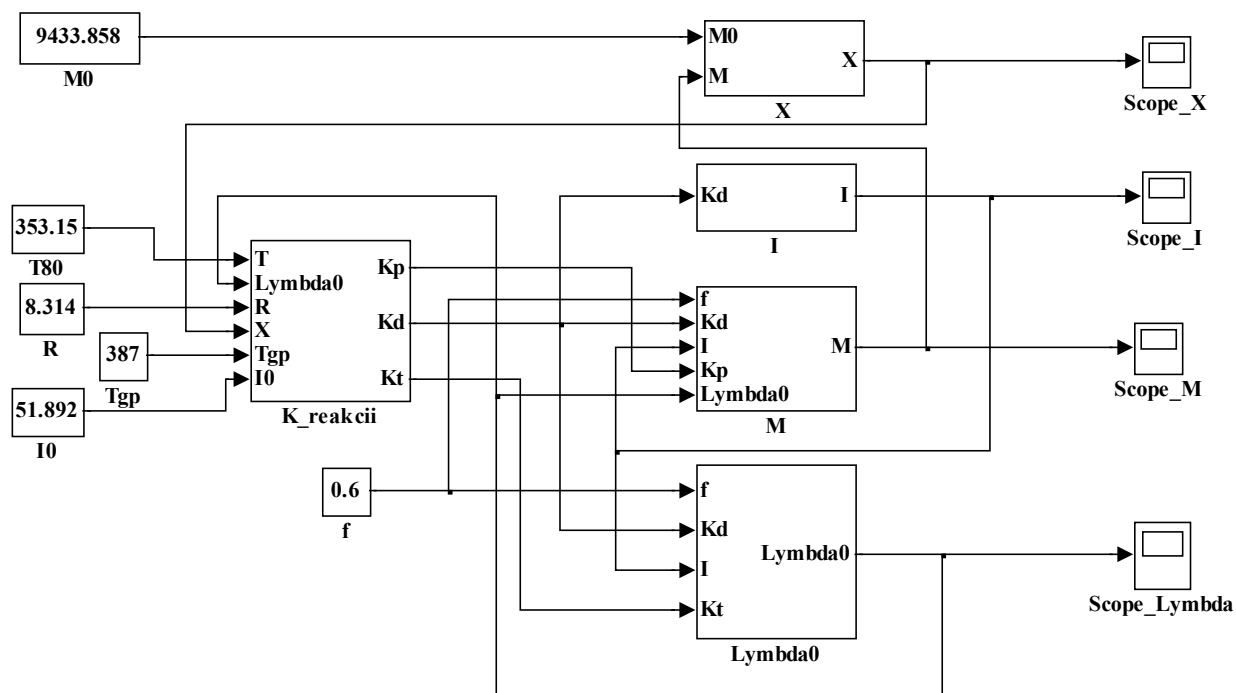


Рисунок – 1А Общий вид кинетической модели процесса в среде Simulink

Данная кинетическая модель включает в себя следующие блоки:

M0 – константа, начальная концентрация мономера ( $9433,858 \text{ моль/м}^3$ );

T80 – константа, задание температуры в градусах Кельвина ( $353,15 \text{ К}$ );

R – константа, универсальная газовая постоянная ( $8,314 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К}$ );

Tgp – константа, температура стеклования полимера в градусах Кельвина ( $387 \text{ К}$ );

I0 – константа, начальная концентрации инициатора ( $51,892 \text{ моль/м}^3$ );

f – константа, эффективность инициатора ( $0,6$ );

Scope\_X – функция графического изображения входных значений, конверсии мономера;

Score\_I – функция графического изображения входных значений, концентрация инициатора;

Score\_M – функция графического изображения входных значений, концентрации мономера;

Score\_Lambda – функция графического изображения входных значений, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

Рассмотрим более подробно реализацию уравнений и их составляющих, входящих в кинетическую модель. На рисунке 2А представлена реализация блока X – конверсии мономера

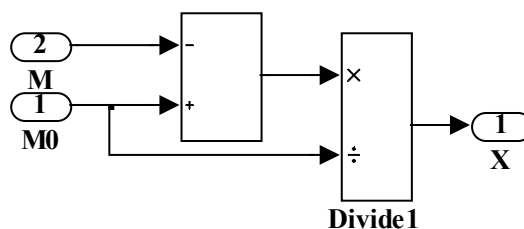


Рисунок – 2А Конверсия мономера

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

M – входная переменная, концентрация мономера;

M0 – входная переменная, начальная концентрация мономера;

X – выходная переменная, конверсия мономера;

Divide1 - функция деления входных значений.

На рисунке 3А представлена реализация блока I – изменение концентрации инициатора

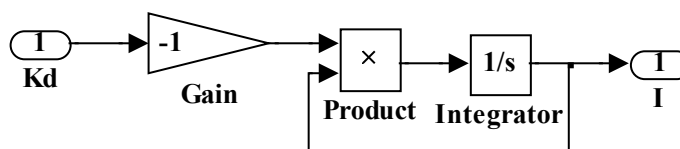


Рисунок – 3А Концентрация инициатора

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Kd – входная переменная. коэффициент скорости реакции инициирования;

Gain – функция увеличения входного значения в заданное количество раз (-1);

Product – функция умножения входных значений;

Integrator – функция интегрирования входного значения;

I – выходная переменная, текущая концентрация инициатора.

На рисунке 4А представлена реализация блока М – изменение концентрации мономера

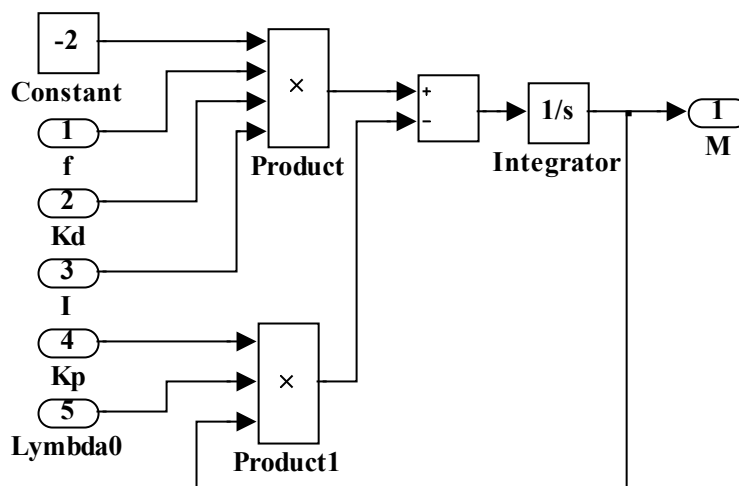


Рисунок – 4А Концентрация мономера

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant – константа (-2);

f – входная переменная, коэффициент эффективности инициатора;

Kd - входная переменная, коэффициент скорости реакции инициирования;

I – входная переменная, концентрация инициатора;

Kp – входная переменная, коэффициент скорости реакции роста цепи;

Lymbda0 – входная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

Product, Product1 – функция умножения входных значений;

Integrator – функция интегрирования входного значения;

M – выходная переменная, текущая концентрация мономера.

На рисунке 5А представлена реализация блока Lymbda0 – нулевого момента живой полимерной цепи  $\lambda_0$ .

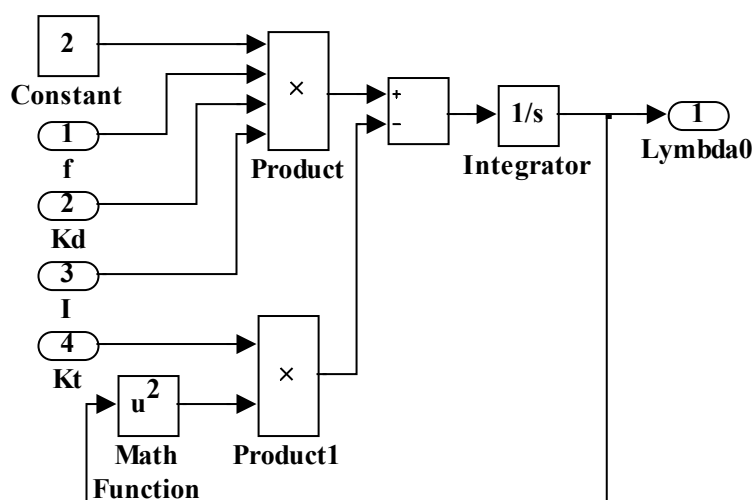


Рисунок - 5А Реализация нулевого момента живой полимерной цепи  $\lambda_0$

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant – константа (2);

f – входная переменная, коэффициент эффективности инициатора;

Kd - входная переменная, коэффициент скорости реакции инициирования;

I – входная переменная, концентрация инициатора;

Kt – входная переменная, коэффициент скорости реакции завершения;

Product, Product1 – функция умножения входных значений;

Math Function – математическая функция (возведение в квадрат);

Integrator – функция интегрирования входного значения;

Lymbda0 – выходная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ .

На рисунке 6А представлена реализация блока констант скоростей элементарных химических реакций.

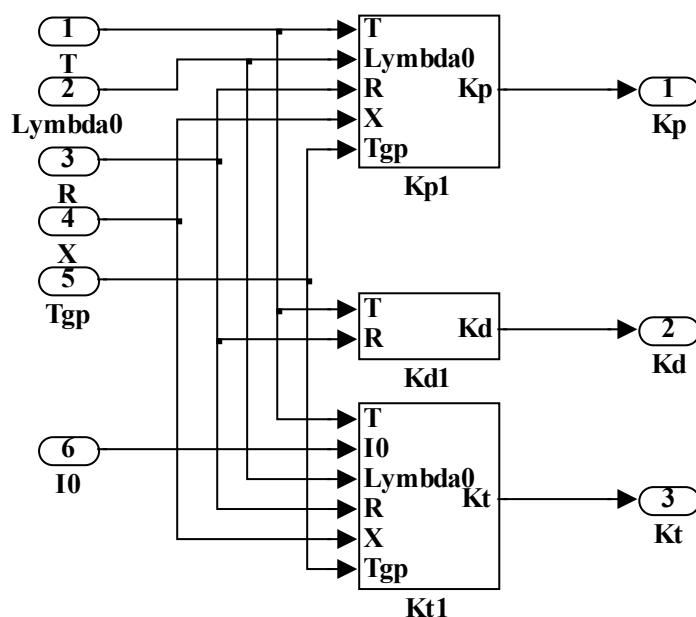


Рисунок – 6А Реализация блока констант скоростей химических реакций

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$T$  – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

$Lymbda0$  – входная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ .

$R$  – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

$X$  – входная переменная, конверсия мономера;

$Tgp$  – входная переменная, температура стеклования полимера в градусах Кельвина;

$I0$  – входная переменная, начальная концентрации инициатора;

$Kd$  – выходная переменная, коэффициент скорости реакции инициирования;

$Kt$  – выходная переменная, коэффициент скорости реакции завершения;

$Kp$  – выходная переменная, коэффициент скорости реакции роста цепи;

Блок констант включает в себя подсистемы для расчета константы скорости распространения при наличии гелевого эффекта  $k_p$  рисунок 7А, константы скорости инициирования  $k_d$  рисунок 12А и константу скорости обрыва цепи при наличии гелевого эффекта  $k_t$  рисунок 13А.

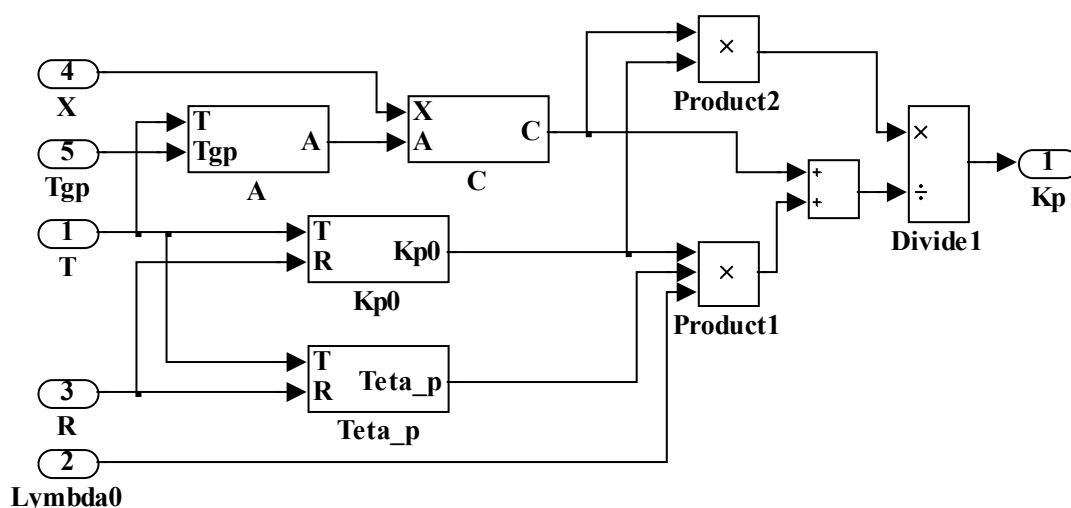


Рисунок – 7А Реализация константы  $k_p$

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

X – входная переменная, конверсия мономера;

Tgp – входная переменная, температура стеклования полимера в градусах Кельвина;

T – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

Lambda0 – входная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

A, C – подсистемы для расчета коэффициентов A и C;

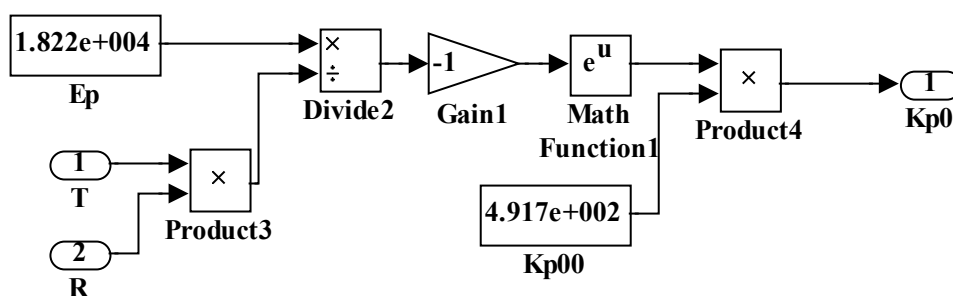
Kp0, Teta\_p – подсистемы для расчета значений Kp0 и Teta\_p;

Product, Product1 – функция умножения входных значений;

Divide1 - функция деления входных значений;

Kp – выходная переменная, коэффициент скорости реакции роста цепи;

Блок  $k_p$  в свою очередь включает в себя следующие блоки: константу скорости распространения при отсутствии гелевого эффекта  $k_p^0$  рисунок 8, характеристического времени миграции  $\Theta_p$  рисунок 9 и блоки констант A и C соответственно рисунки 10А, 11А.

Рисунок – 8А Реализация константы  $k_p^0$ 

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

T – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

$E_p$  – константа, энергия активации реакции роста цепи ( $1,822 \cdot 10^4$  Дж/моль);

Product3, Product4 – функция умножения входных значений;

Divide2 – функция деления входных значений;

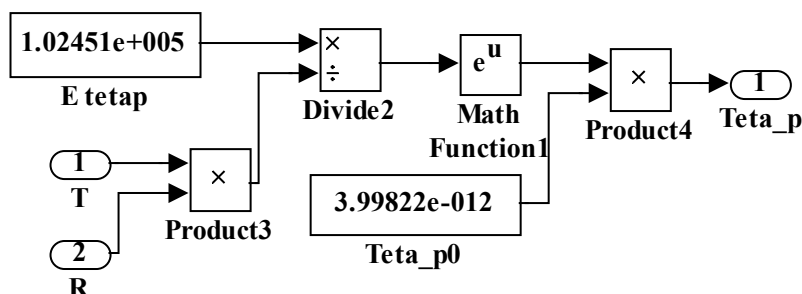
Gain – функция увеличения входного значения в заданное количество раз (-1);

Math Function1 – математическая функция (возведение e в степень, равную входному значению блока);

$K_{p00}$  – константа, частотный фактор для константы скорости реакции роста цепи;

$K_p0$  – выходная переменная, константа скорости реакции роста цепи при отсутствии гель эффекта.

На рисунке 9А представлен блок реализации характеристического времени миграции  $\Theta_p$

Рисунок – 9А Реализация характеристического времени миграции  $\Theta_p$ 

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

T – входная переменная, задания температуры в градусах Кельвина;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;



$E_{etap}$  – константа, энергия активации для характеристического времени миграции ( $1,02451 \cdot 10^5$  Дж/моль)

Product3, Product4 – функция умножения входных значений;

Divide2 – функция деления входных значений;

Math Function1 – математическая функция (возведение  $e$  в степень, равную входному значению блока);

$Teta_{p0}$  – константа, предэкспоненциальный фактор для характеристического времени миграции ( $3,99822 \cdot 10^{-12}$  сек)

$Teta_p$  – выходная переменная, характеристическое время миграции.

На рисунке 10А представлен блок реализации коэффициента А

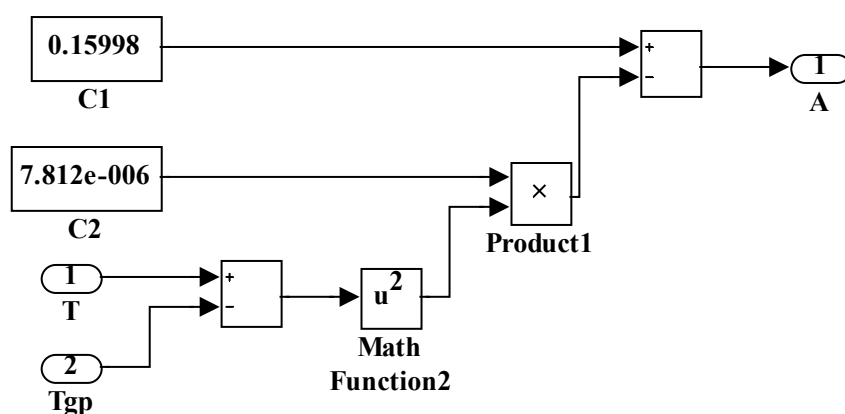


Рисунок – 10А Блок расчета коэффициента А

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$T$  – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

$T_{gp}$  – входная переменная, температура стеклования полимера в градусах Кельвина;

$C1$  – констант (0,15998);

$C2$  – константа ( $7,812 \cdot 10^{-6}$ );

Product1 – функция умножения входных значений;

Math Function2 – математическая функция (возведение в квадрат);

$A$  – выходная переменная, коэффициент А.

На рисунке 11А представлен блок реализации коэффициента С

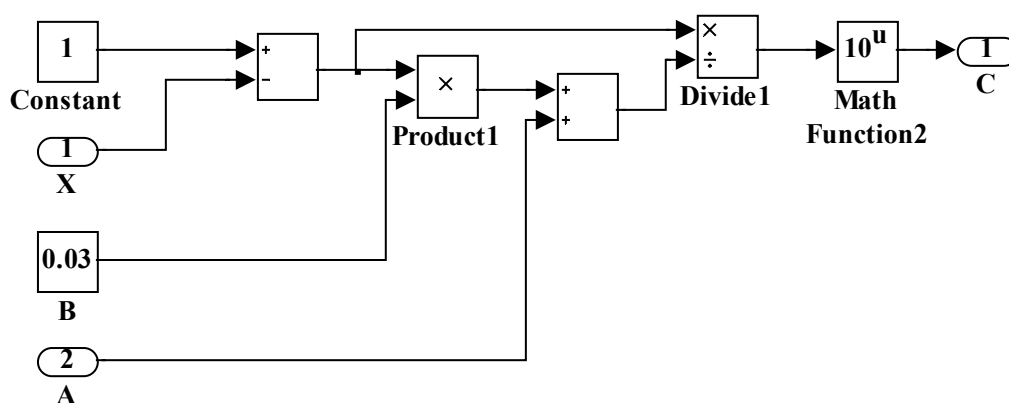


Рисунок – 11А Блок расчета коэффициента С

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant – константа (1);

X – входная переменная, конверсия мономера;

B – константа (0,03);

A – входная переменная, коэффициент A;

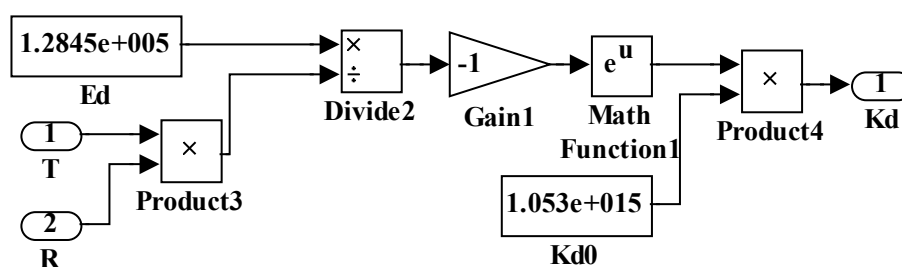
Product1 – функция умножения входных значений;

Math Function2 – математическая функция (возведение 10 в степень, равную входному значению блока);

Divide1 – функция деления входных значений;

C – выходная переменная, коэффициент C.

На рисунке 12А представлен блок реализации константы  $k_d$

Рисунок – 12А Реализация константы  $k_d$ 

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

T – входная переменная, задания температуры в градусах Кельвина;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

Product3, Product4 – функция умножения входных значений;

Divide2 – функция деления входных значений;

Math Function1 – математическая функция (возведение  $e$  в степень, равную входному значению блока);

Gain – функция увеличения входного значения в заданное количество раз (-1);

Ed – константа, энергия активации реакции инициирования ( $1,2845 \cdot 10^5$  Дж/моль);

Kd – выходная переменная, константа скорости реакции инициирования.

На рисунке 13А представлен блок реализации константы  $k_t$ ,

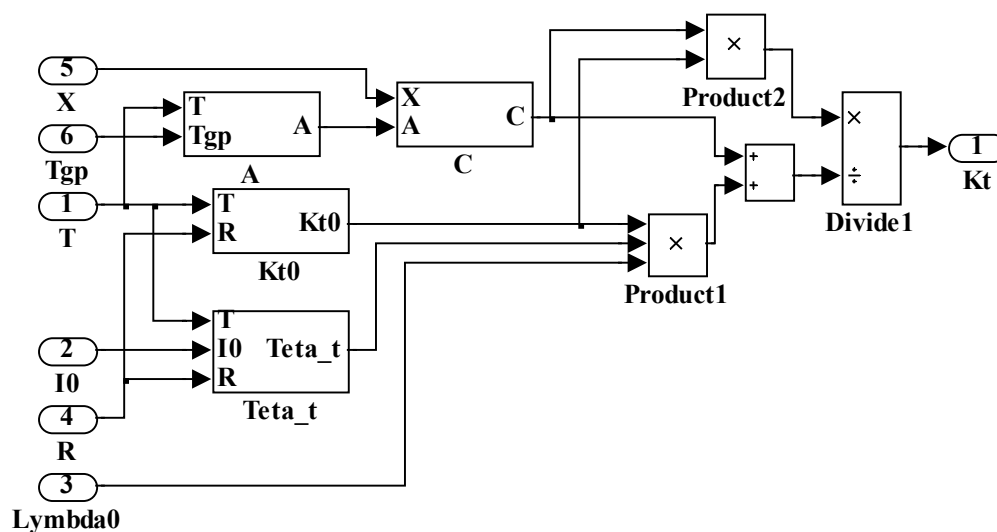


Рисунок – 13А Реализация константы  $k_t$

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

T – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

X – входная переменная, конверсия мономера;

Tgp – входная переменная, температура стеклования полимера в градусах Кельвина;

I0 – входная переменная, начальная концентрация инициатора;

Lymbda0 – входная переменная, нулевой момента живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

Product1, Product2 – функция умножения входных значений;

Divide1 – функция деления входных значений;

A, C, Kt0, Teta\_t – подсистемы, в которых происходит расчет соответствующих переменных;

Kt – выходная переменная, константа скорости реакции завершения.

Блок  $k_i$  в свою очередь включает в себя следующие блоки: константу скорости обрыва цепи при отсутствии геля эффекта  $k_i^0$  рисунок 14А, характеристического времени миграции  $\Theta_i$  рисунок 15 и блоки констант А и С соответственно рисунки 16А, 17А.

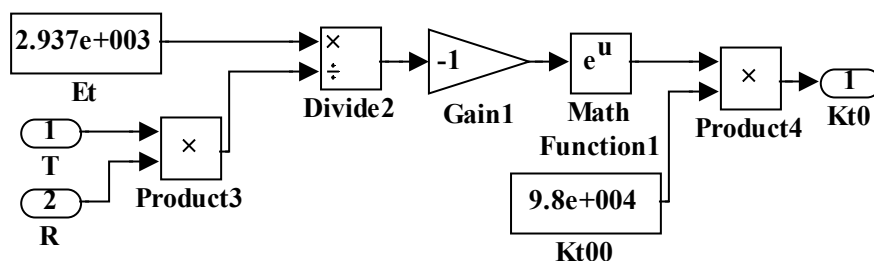


Рисунок – 14А Реализация константы  $k_i^0$

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

T – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

Product3, Product4 – функция умножения входных значений;

Divide2 – функция деления входных значений;

Math Function1 – математическая функция (возведение e в степень, равную входному значению блока);

Gain – функция увеличения входного значения в заданное количество раз (-1);

Et – константа, энергия активации реакции завершения ( $2,937 \cdot 10^3$  Дж/моль);

Kt00 – константа, частотный фактор для константы скорости реакции обрыва цепи при отсутствии геля-эффекта ( $9,8 \cdot 10^4$  сек);

Kt0 – выходная переменная, константа скорости реакции обрыва цепи при отсутствии геля эффекта.

На рисунке 15А представлен блок реализации характеристического времени миграции  $\Theta_i$

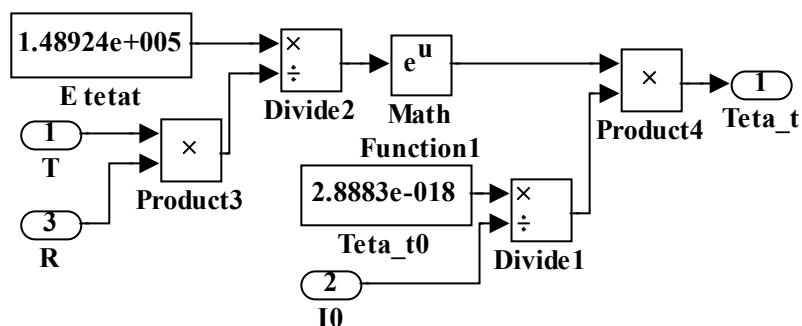


Рисунок – 15А Реализация характеристического времени миграции  $\Theta_t$

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

T – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

R – входная переменная, универсальная газовая постоянная;

I0 – входная переменная, начальная концентрация инициатора;

Product3, Product4 – функция умножения входных значений;

Divide1, Divide2 – функция деления входных значений;

Math Function1 – математическая функция (возведение e в степень, равную входному значению блока);

Etetat – константа, энергия активации для характеристического времени миграции ( $1,48924 \cdot 10^5$  Дж/моль);

Teta\_t0 – константа, предэкспоненциальный фактор для характеристического времени миграции ( $2,8883 \cdot 10^{-18}$  сек);

Teta\_t – выходная переменная, характеристическое время миграции.

## ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Программная реализация математической модели лабораторного реактора - полимеризатора MMA

Моделирование математической модели лабораторного реактора представленной в главе 3 осуществлялось в пакете прикладных программ MATLAB, в среде визуального моделирования Simulink. Общий вид математической модели представлен на рисунке 1Б.

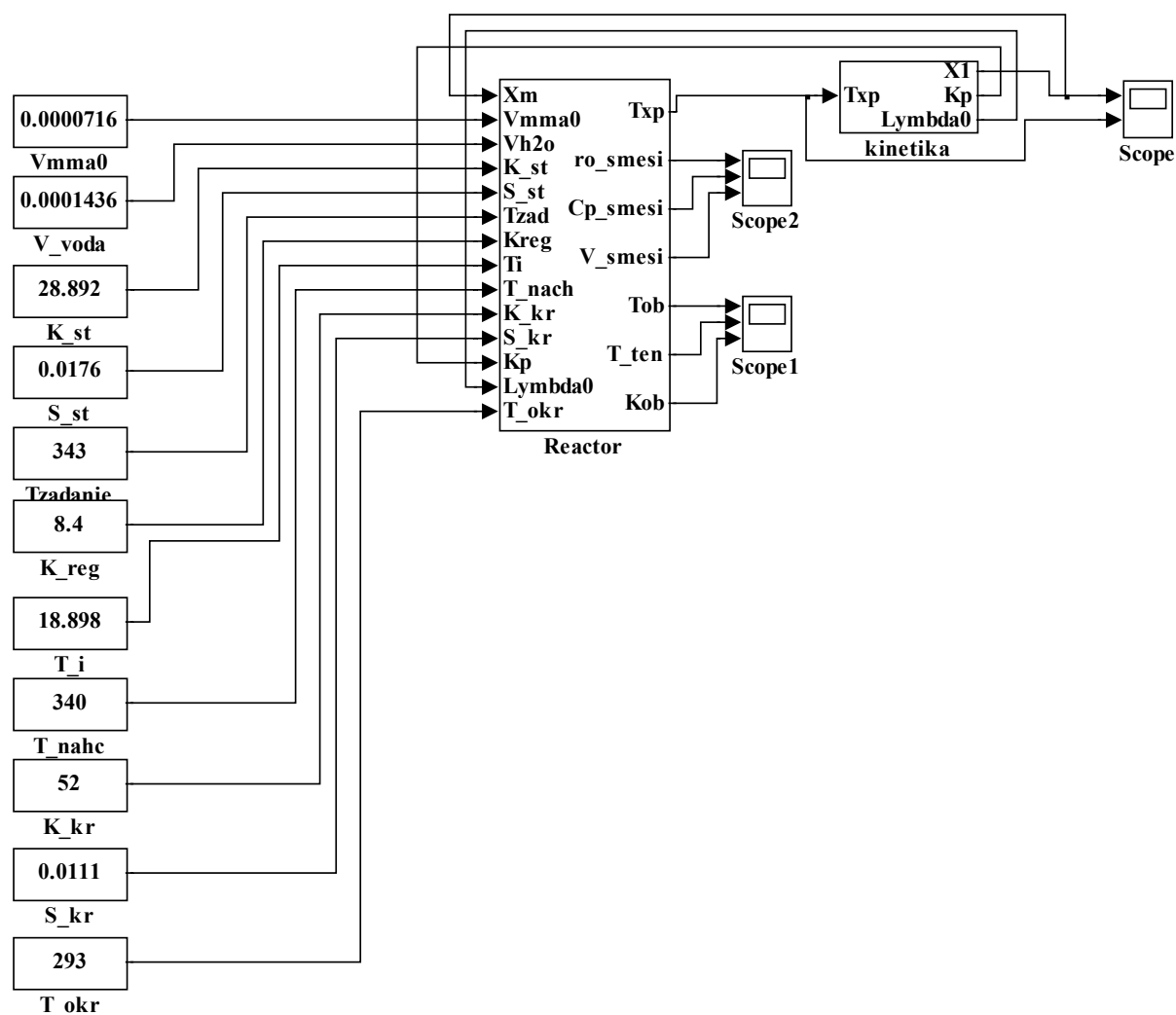


Рисунок – 1Б Математическая модель в среде Simulink.

Данная система включает в себя следующие блоки:

- $V_{mma0}$  – константа, начальный объем MMA ( $0,0000716 \text{ м}^3$ );
- $V_{voda}$  – константа, начальный объем воды ( $0,0001436 \text{ м}^3$ );
- $K_{st}$  – константа, коэффициент теплопередачи стенки ( $28,892 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{К})$ );
- $S_{st}$  – константа, площадь стенки реактора ( $0,0176 \text{ м}^2$ );
- $T_{zadanie}$  – константа, задание температуры в градусах Кельвина ( $343 \text{ К}$ );

$K_{reg}$  – константа, коэффициент усиления регулятора (8,4);  
 $T_i$  – константа, время интегрирования регулятора (18,898 с);  
 $T_{нач}$  – константа, начальная температура реакции (340 К);  
 $K_{kr}$  – константа, коэффициент теплопередачи крышки реактора (52 Вт/(м<sup>2</sup>К));  
 $S_{kr}$  – константа, площадь поверхности крышки (0,0111 м<sup>2</sup>);  
 $T_{окр}$  – константа, температура окружающей среды (293 К);  
 Score, Score1, Score2 – функция графического изображения входных значений.

Рассмотрим более подробно реализацию блоков входящих в математическую модель представленную на рисунке 1Б. Блок kinetika был подробно описан в приложении А и представляет собой программную реализацию кинетической модели процесса синтеза ПММА.

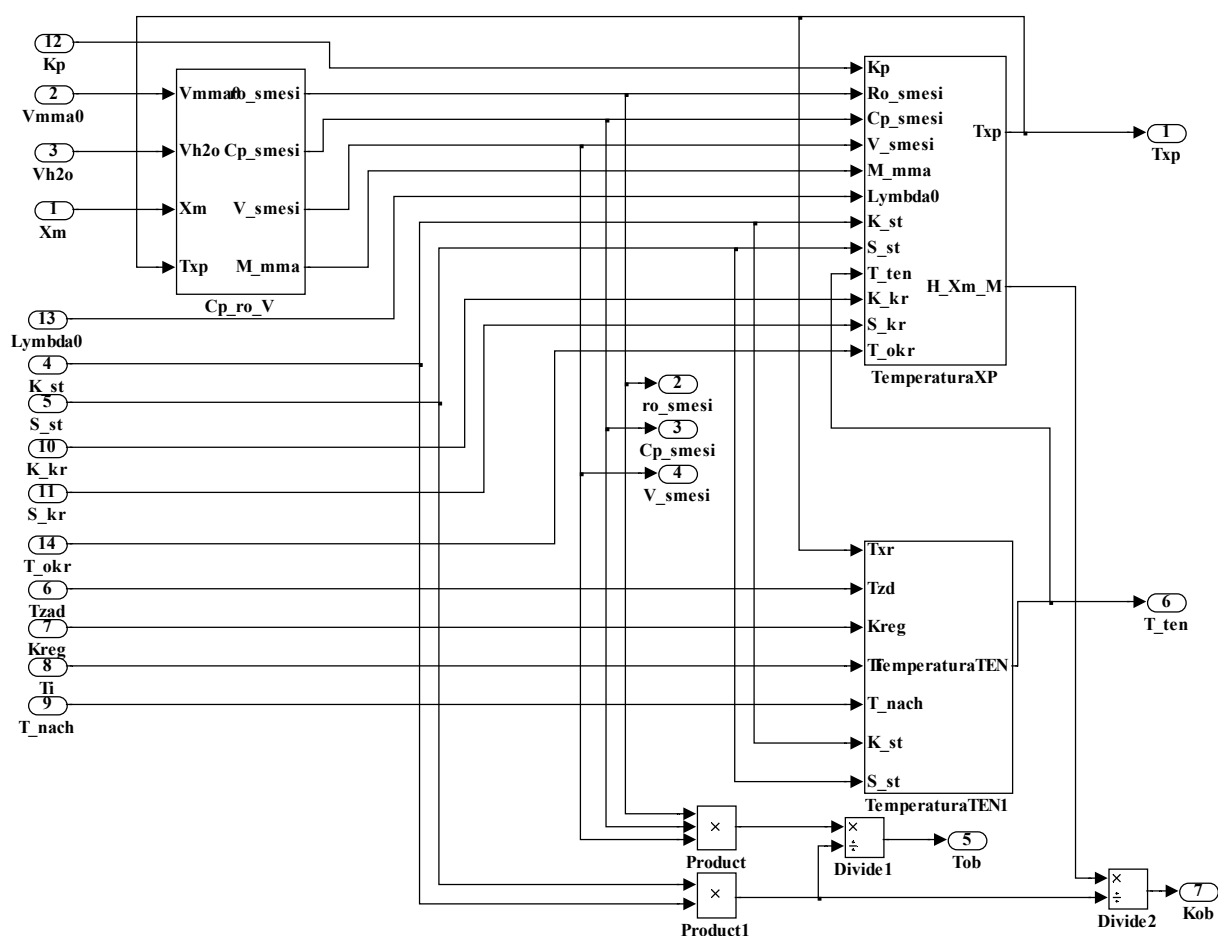


Рисунок – 2Б Блок реактор

Блок реактор, представленный на рисунке 2Б включает в себя следующие основные блоки:

$Cp\_ro\_V$  – подсистема, блок расчета физических параметров реакционной смеси – рисунок 5

TemperaturaXP – подсистема, блок расчета изменения температуры реакционной смеси - рисунок 3Б

TemperatutaTEN – подсистема, блок реализации ПИ регулятора - рисунок 4Б

$Kp$  – входная переменная, коэффициент скорости реакции роста цепи;

$Vmma0$  – входная переменная, начальный объем ММА;

$Vh2o$  - входная переменная, начальным объем воды;

$Xm$  - входная переменная, конверсия мономера;

$Lymbda0$  - входная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

$K\_st$  - входная переменная, коэффициент теплопередачи стенки реактора;

$S\_st$  - входная переменная, площадь стенки реактора;

$K\_kr$  - входная переменная, коэффициент теплопередачи крышки реактора;

$S\_kr$  - входная переменная, площадь крышки реактора;

$T\_okr$  - входная переменная, температура окружающей среды;

$Tzad$  - входная переменная, задание температуры;

$Kreg$  - входная переменная, коэффициент усиления регулятора;

$Ti$  - входная переменная, время интегрирования регулятора;

$T\_nach$  - входная переменная, начальная температура смеси;

$ro\_smesi$  – выходная переменная, плотность реакционной смеси;

$Cp\_smesi$  – выходная переменная, теплоемкость реакционной смеси;

$V\_smesi$  – выходная переменная, объем реакционной смеси;

Product, Product1 – функция произведения входных значений;

Divide1, Divide2 – функция деления входных значений;

$Tob$  – выходная переменная, постоянная времени объекта управления;

$Txp$  – выходная переменная, температура химической реакции;

$T\_ten$  – выходная переменная, температура ТЭНов (нихромовой нити);

$Kob$  – выходная переменная, коэффициент усиления объекта управления.



На рисунке 3Б представлен блок расчета температуры химической реакции

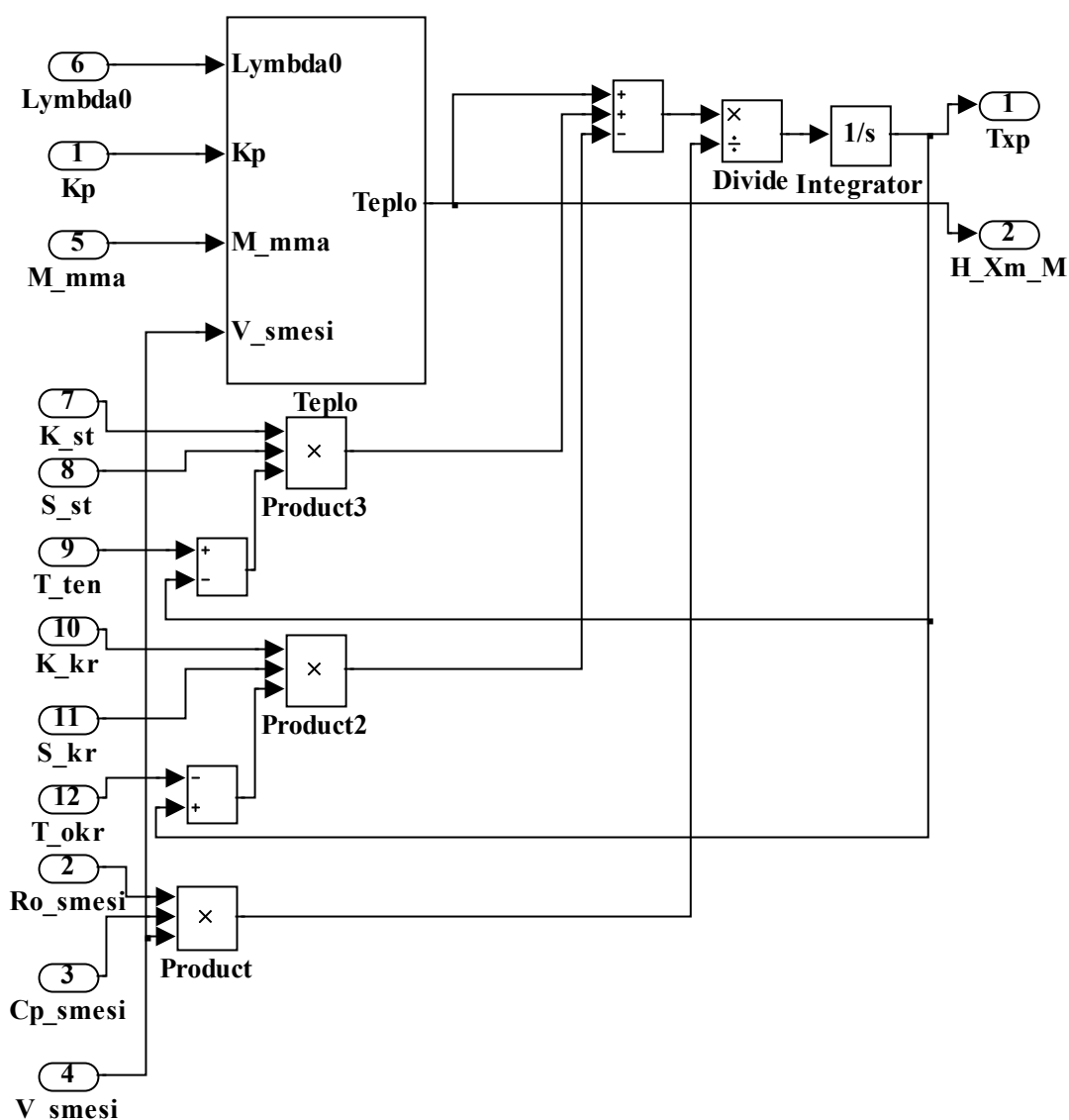


Рисунок – 3Б Блок Температуры химической реакции

Подсистема, представленная на рисунке 3Б включает в себя следующие основные блоки:

$K_p$  – входная переменная, коэффициент скорости реакции роста цепи;

$Lymbda0$  - входная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

$M_{mma}$  – входная переменная, масса MMA;

$K_{st}$  - входная переменная, коэффициент теплопередачи стенки реактора;

$S_{st}$  - входная переменная, площадь стенки реактора;

$K_{kr}$  - входная переменная, коэффициент теплопередачи крышки реактора;

$S_{kr}$  - входная переменная, площадь крышки реактора;

$T_{okr}$  - входная переменная, температура окружающей среды;  
 $Ro\_smesi$  – входная переменная, плотность реакционной смеси;  
 $Cp\_smesi$  – входная переменная, теплоемкость реакционной смеси;  
 $V\_smesi$  – входная переменная, объем реакционной смеси;  
 $Product, Product2, Product3$ – функция произведения входных значений;  
 $Divide$  – функция деления входных значений;  
 $Integrator$  – функция интегрирования входного значения;  
 $Tempo$  – подсистема, тепловой эффект химической реакции;  
 $T_{xp}$  – выходная переменная, температура химической реакции;  
 $H\_Xm\_M$  – выходная переменная, тепловой эффект химической реакции.

На рисунке 4Б представлен блок расчета температуры ТЭНов

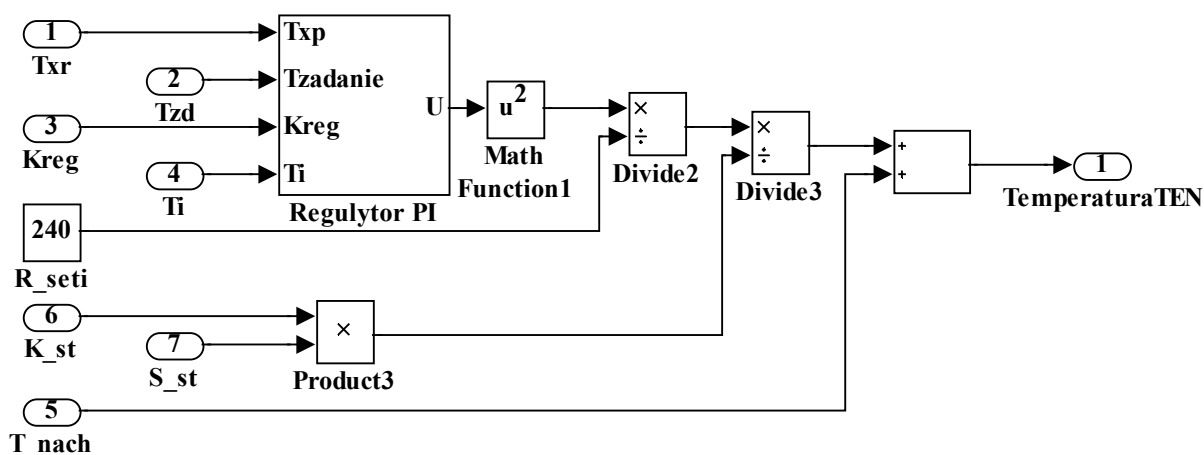


Рисунок – 4Б Блок температуры ТЭНов

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$T_{xr}$  – входная переменная, температура химической реакции;  
 $T_{zd}$  – входная переменная, задание температуры;  
 $K_{reg}$  – входная переменная, коэффициент усиления регулятора;  
 $T_i$  – входная переменная, время интегрирования регулятора;  
 $R_{seti}$  – входная переменная, сопротивление нихромовой нити (240 Ом);  
 $K_{st}$  - входная переменная, коэффициент теплопередачи стенки реактора;  
 $S_{st}$  - входная переменная, площадь стенки реактора;  
 $T_{nach}$  – входная переменная, начальная температура реакционной смеси;  
 $Regulytor PI$  – подсистема, реализующая ПИ-регулятор;

Math Function1 – математическая функция (возведение входного значения в квадрат);

Divide2, Divide3 – функция деления входных значений;

TemperaturaTEN – выходная переменная, температура ТЭНов.

На рисунке 5Б представлен блок расчет физических параметров реакционной среды (плотность, объем, масса, теплоемкость воды, мономера и полимера) в зависимости от температуры реакционной смеси и конверсии полимера

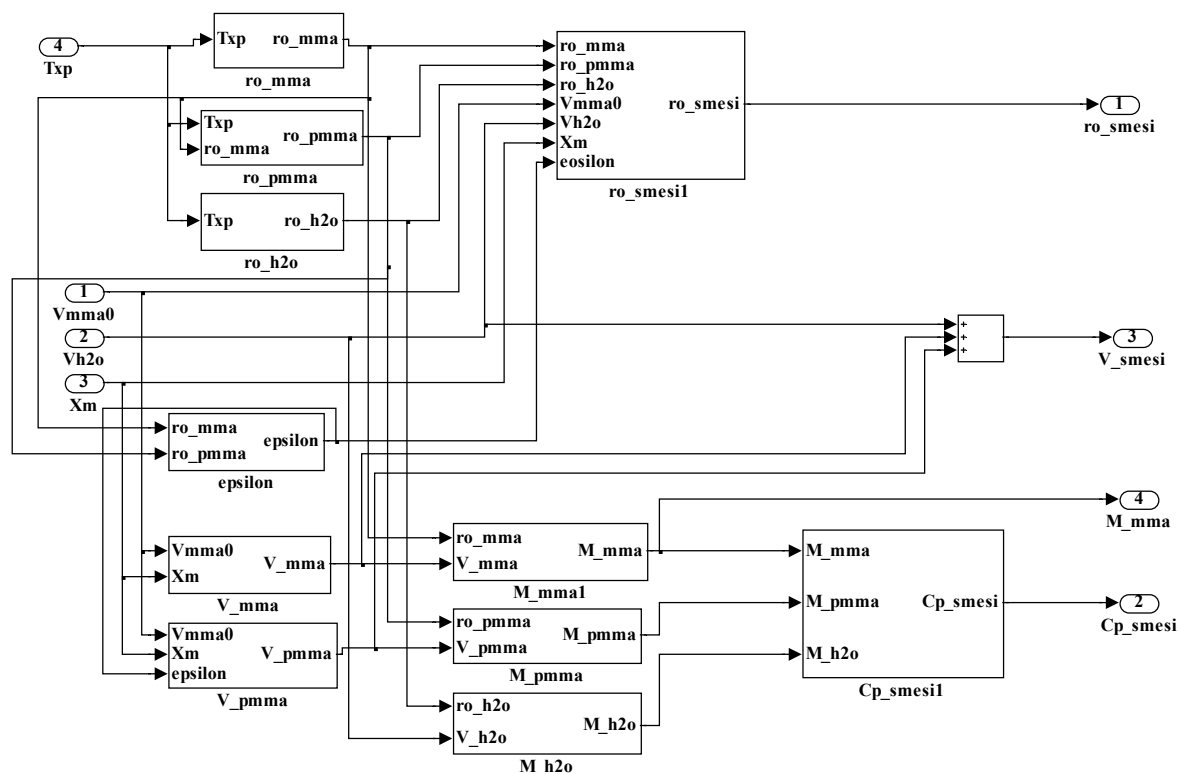


Рисунок – 5Б Блок расчета параметров реакционной среды

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Txp – входная переменная, температура химической реакции;

Vmma0 – входная переменная, начальный объем MMA;

Vh2o – входная переменная, начальный объем воды;

Xm – входная переменная, конверсия мономера;

ro\_smesi1 – подсистема, расчет плотности реакционной смеси;

ro\_pmma – подсистема, расчет плотности ПММА;

ro\_h2o – подсистема, расчет плотности воды;

epsilon – подсистема, расчет коэффициента изменения объема в ходе реакции полимеризации;

$V_{mma}$  – подсистема, расчет объема MMA;

$V_{pmma}$  – подсистема, расчет объема ПММА;

$ro_{smesi1}$  – подсистема, расчет плотности реакционной смеси;

$M_{mma1}$  – подсистема, расчет массы MMA;

$M_{pmma}$  – подсистема, расчет массы ПММА;

$M_{h2o}$  – подсистема, расчет массы воды;

$Cr_{smesi1}$  – подсистема, расчет теплоемкости реакционной смеси;

$ro_{smesi}$  – выходная переменная, теплоемкость реакционной смеси;

$V_{smesi}$  – выходная переменная, объем реакционной смеси;

$M_{mma}$  – выходная переменная, масса MMA;

$Cr_{smesi}$  – выходная переменная, теплоемкость реакционной смеси.

На рисунке 6Б представлен блок расчета плотности MMA в зависимости от температуры реакционной смеси

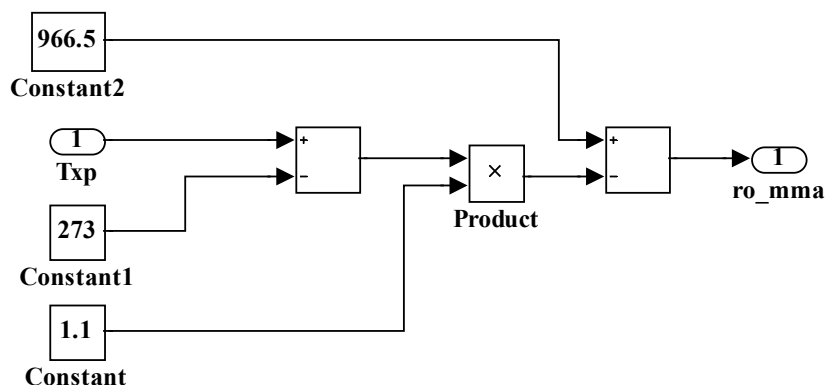


Рисунок – 6Б Блок расчета плотности MMA

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant, Constant1, Constant2 - константы (1,1; 273; 966,5);

$T_{xp}$  – входная переменная, температура химической реакции;

Product – функция произведения входных значений;

$ro_{mma}$  – выходная переменная, плотность MMA.

На рисунке 7Б представлен блок расчета плотности ПММА в зависимости от температуры реакционной смеси

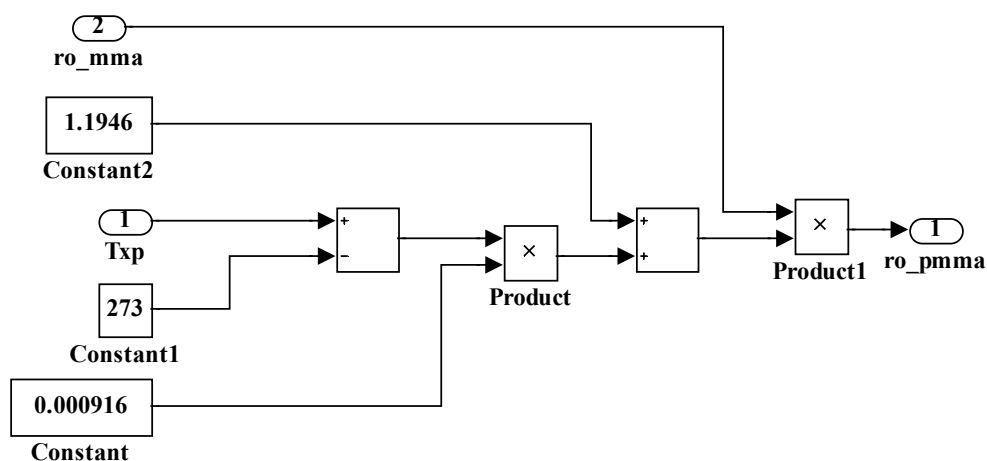


Рисунок – 7Б Блок расчета плотности ПММА

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant, Constant1, Constant2 - константы (0,000916; 273; 1,1946);

T<sub>xp</sub> – входная переменная, температура химической реакции;

ro\_mma – входная переменная, плотность MMA;

Product, Product1 – функция произведения входных значений;

ro\_pmma – выходная переменная, плотность ПММА.

На рисунке 8Б представлен блок расчета плотности воды в зависимости от температуры реакционной смеси

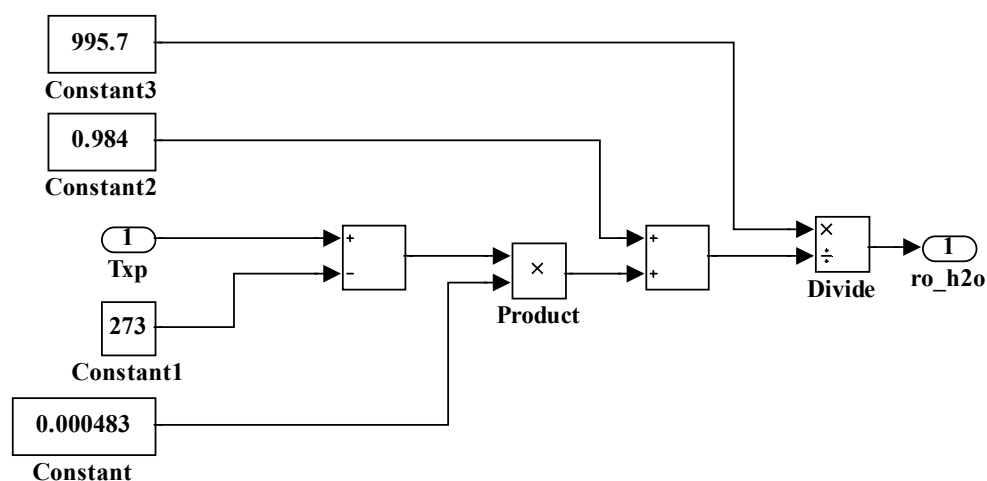


Рисунок – 8Б Блок расчета плотности воды

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant, Constant1, Constant2, Constant3 - константы (0,000483; 273; 0,984; 995,7);

T<sub>xp</sub> – входная переменная, температура химической реакции;

Product – функция произведения входных значений;

Divide – функция деления входных значений;

ro\_h2o – выходная переменная, плотность воды.

На рисунке 9Б представлен блок расчета коэффициента изменения объема в ходе реакции

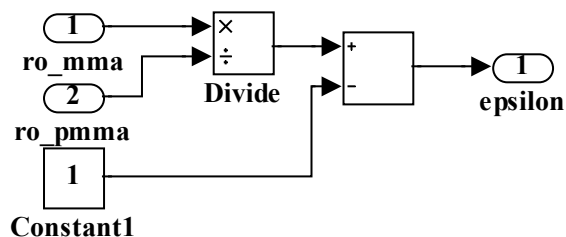


Рисунок – 9Б Блок расчета epsilon

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant1 – константа (1);

ro\_mma – входная переменная, плотность MMA;

ro\_pmma – входная переменная, плотность ПММА;

Divide – функция деления входных значений;

epsilon – выходная переменная, коэффициент изменения объема в ходе реакции полимеризации.

На рисунке 10Б представлен блок расчета объема MMA в зависимости от конверсии X

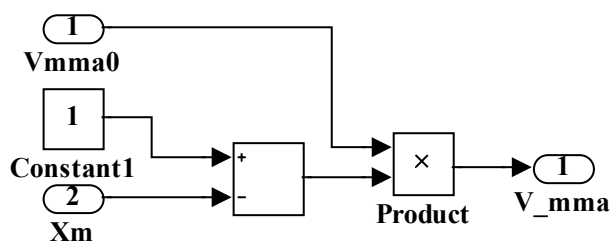


Рисунок – 10Б Блок расчета объёма MMA

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant1 – константа (1);

Vmma0 – входная переменная, начальный объем MMA;

Xm – входная переменная, конверсия мономера;

Product – функция произведения входных значений;

V\_mma – выходная переменная, объем MMA.

На рисунке 11Б представлен блок расчета объема ПММА в зависимости от конверсии X

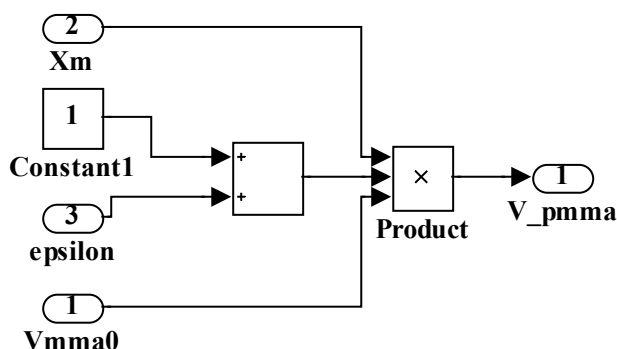


Рисунок – 11Б Блок расчета объема ПММА

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Constant1 – константа (1);

Vmma0 – входная переменная, начальный объем ММА;

Xm – входная переменная, конверсия мономера;

Epsilon – входная переменная, коэффициент изменения объема в ходе реакции полимеризации;

Product – функция произведения входных значений;

V\_pmma – выходная переменная, объем ПММА.

На рисунке 12Б представлен блок расчета массы ММА

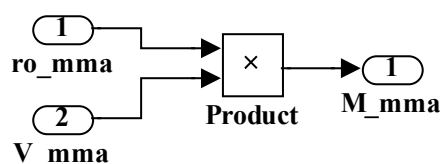


Рисунок – 12Б Блок расчета массы ММА

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

V\_mma – входная переменная, объем ММА;

ro\_mma – входная переменная, плотность ММА;

Product – функция произведения входных значений;

M\_mma – выходная переменная, масса ММА.

На рисунке 13Б представлен блок расчета массы ПММА

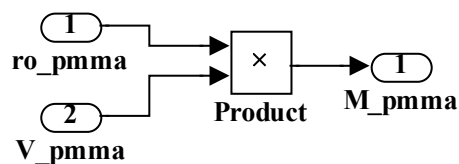


Рисунок – 13Б Блок расчета массы ПММА

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$V_{pmma}$  – входная переменная, объем ПММА;

$\rho_{pmma}$  – входная переменная, плотность ПММА;

Product – функция произведения входных значений;

$M_{pmma}$  – выходная переменная, масса ПММА.

На рисунке 14Б представлен блок расчета массы воды

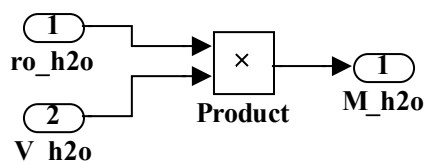


Рисунок – 14Б Блок расчета массы воды

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$\rho_{h2o}$  – входная переменная, плотность воды;

$V_{h2o}$  – входная переменная, объем воды;

Product – функция произведения входных значений;

$M_{h2o}$  – выходная переменная, масса воды.

На рисунке 15Б представлен блок расчета плотности реакционной среды



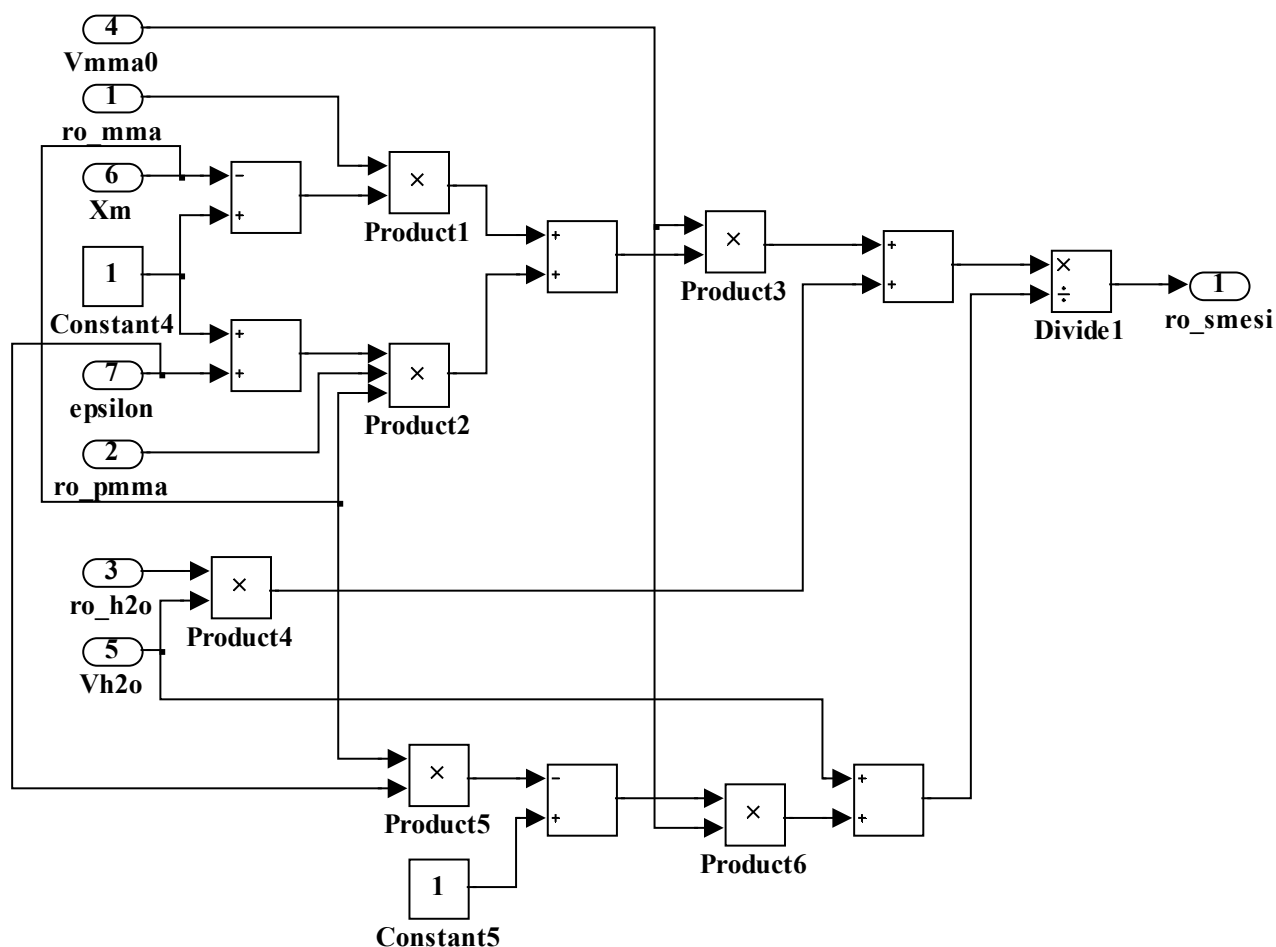


Рисунок – 15Б Блок расчета плотности реакционной смеси

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Vmma0 – входная переменная, начальный объем MMA;

ro\_mma – входная переменная, плотность MMA;

Xm – входная переменная, конверсия мономера;

epsilon – входная переменная, коэффициент изменения объема в ходе реакции полимеризации;

ro\_pmma – входная переменная, плотность ПММА;

ro\_h2o – входная переменная, плотность воды;

Vh2o – входная переменная, объем воды;

Product1, Product2, Product3, Product4, Product5, Product6 – функции произведения входных значений;

Constant4, Constant5 – константы (1; 1);

Divide1 – функция деления входных значений;

ro\_smesi – выходная переменная, плотность реакционной смеси.

На рисунке 16Б представлен блок расчета теплоемкости реакционной среды

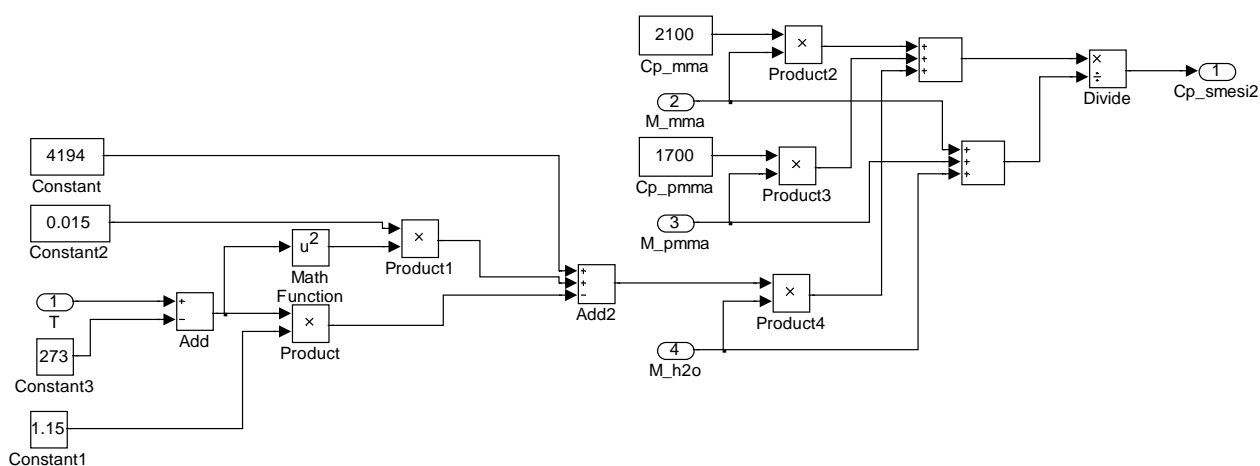


Рисунок – 16Б Блок расчета теплоемкости реакционной смеси

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

Cp\_mma – константа, теплоемкость MMA (2100 Дж/(кг·К));

Cp\_pmma – константа, теплоемкость ПММА (1700 Дж/(кг·К));

Constant, Constant1, Constant2, Constant3 – константы (4194, 1,15, 0,015, 273);

T – входная переменная, температура процесса полимеризации (К);

M\_mma – входная переменная, масса MMA;

M\_pmma – входная переменная, масса ПММА;

M\_h2o – входная переменная, масса воды;

Product1, Product2, Product3, Product4 – функции произведения входных значений;

Divide – функция деления входных значений;

Math Function1 – математическая функция (возведение входного значения блока в квадрат);

Cp\_smesi2 – выходная переменная, теплоемкость смеси.

На рисунке 17Б представлен блок расчета теплового эффекта процесса полимеризации

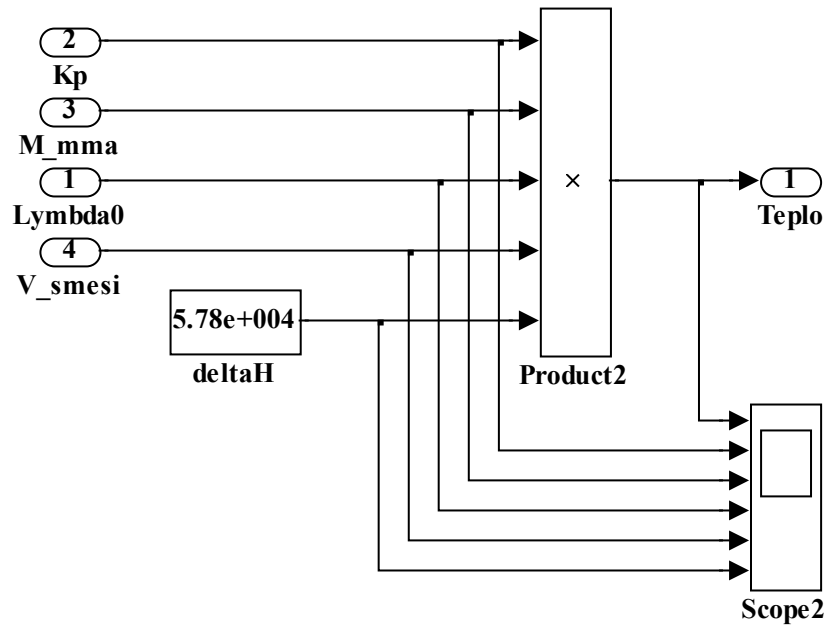


Рисунок – 17Б Расчет теплового эффекта процесса полимеризации

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$K_p$  – входная переменная, константа скорости реакции роста цепи;

$M_{mma}$  – входная переменная, масса MMA;

$Lymbda_0$  – входная переменная, нулевой момент живой полимерной цепи  $\lambda_0$ ;

$V_{smesi}$  – входная переменная, объем реакционной смеси;

$\Delta H$  – константа, величина энтальпии процесса ( $5,78 \cdot 10^4$  Дж/кг)

Product2 – функции произведения входных значений;

Терло – выходная переменная, тепловой эффект реакции полимеризации;

Scope2 – функция графического изображения входных значений.

На рисунке 18Б представлен блок реализации ПИ регулятора

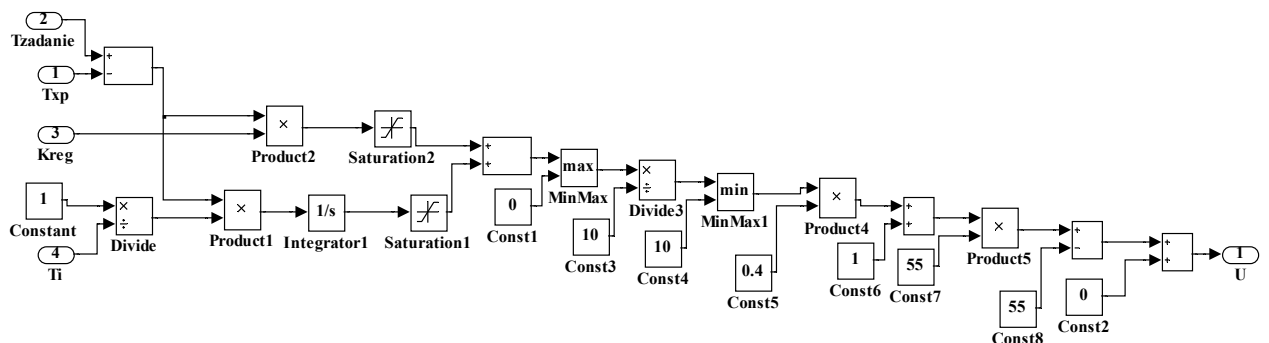


Рисунок – 18Б ПИ регулятор

Данная подсистема включает в себя следующие блоки:

$T_{zadanie}$  – входная переменная, задание температуры в градусах Кельвина;

$T_{xp}$  – входная переменная, температура химической реакции;

$K_{reg}$  – входная переменная, коэффициент усиления регулятора;

$T_i$  – входная переменная, время интегрирования регулятора;

Constant, Const1, Const2, Const3, Const4, Const5, Const6, Const7, Const8 – константы (1, 0, 10, 10, 0.4, 1, 55, 55);

Prduct1, Prooduct2, Prduct4, Product5 – функции произведения входных значений;

Divide, Divide3 – функции деления входных значений;

Integrator1 – функция интегрирования входного значения;

Minmax, Minmax1 – функция выбора минимума или максимума из входных значений;

Saturation1, Saturation2 – функция ограничения входных значений по минимуму и максимуму входного сигнала;

$U$  – выходная переменная, сигнал управления регулятора.

**ПРИЛОЖЕНИЕ В. Акт внедрения лабораторной установки**

"УТВЕРЖДАЮ"

Заместитель директора  
Новомосковского института  
РХТУ им. Д.И. Менделеева  
по учебной и научной работе,  
д.х.н., профессор  
Добрыднев С.В.  
21 октября 2014 г.




**АКТ ВНЕДРЕНИЯ**

Комиссия в составе заведующего кафедрой "Автоматизация производственных процессов" (АПП), профессора, д.т.н. Вента Д.П., заведующего кафедрой "Химическая технология органических веществ и полимерных материалов" (ХТОВ и ПМ), профессора, д.х.н. Лебедева К.С. профессора кафедры ПиППМ д.х.н. Савельянова В.П., доцента кафедры АПП к.т.н. Лопатина А.Г. составила настоящий акт в том, что на кафедрах АПП и ХТОВ и ПМ с октября 2012 года внедрена в учебный процесс "Модернизированная управляемая лабораторная установка для изучения динамических явлений и рецептов загрузки в химических реакторах", созданная аспирантом кафедры АПП Лопатиным К.Г.

На базе данной установки со студентами специальностей 18.03.01 Химическая технология и 15.03.04 Автоматизация технологических процессов и производств по:

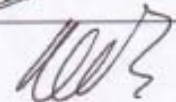
- 1) Изучению современных систем автоматического управления реализованных при базе контроллера фирмы ОВЕН.
- 2) Изучению SCADA систем (программирование контролеров, разработка АРМ оператора).
- 3) Изучению систем автоматического управления температурным режимом и скоростью вращения мешалки реактора полимеризатора.
- 4) Изучению рецептов загрузки реактора полимеризатора.
- 5) Исследование динамических режимов протекания процессов полимеризации.

Зав. кафедрой АПП, проф.



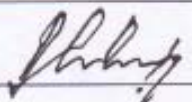
Вент Д.П.

Зав. кафедрой ХТОВ и ПМ, проф.



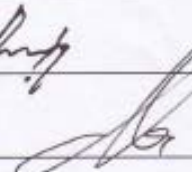
Лебедев К.С.

Проф. кафедры ХТОВ и ПМ



Савельянов В.П.

Доц. кафедры АПП



Лопатин А.Г.