

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение  
высшего образования  
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

(наименование кафедры)

18.03.02 «Энерго-и ресурсосберегающие процессы в химической технологии,  
нефтехимии и биотехнологии»

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль)/специализация)

## БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему Разработка технологии рационального использования нефтяных  
попутных газов с получением нефтепродуктов и тепловой энергии

Студент(ка)

Д.С. Солодков

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Консультанты

В.В. Петрова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

**Допустить к защите**

Заведующий кафедрой

к.п.н., доцент М.В. Кравцова

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

(личная подпись)

«\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ г.

Тольятти 2019

## **АННОТАЦИЯ**

Целью работы является повышение производительности и снижение ресурсопотребления стадии дегазации каучуковой крошки производства изопренового каучука ООО «СИБУР Тольятти»

Пояснительная записка выпускной квалификационной работы содержащая 51 лист, содержит описание процесса получения изопренового каучука и обоснование способа интенсификации процесса дегазации каучуковой крошки

Работа состоит из: введения; описания технологии получения изопренового каучука, технологии сушки, дегазации; расчёта материального баланса дегазации; расчёта теплового баланса дегазации; анализа и расчёта блока дегазации взвеси изопреновой крошки в воде; обоснования выбора технологического решения положенного в основу интенсификации процесса дегазации.

Поставленная в работе цель достигается путем решения следующих задач:

1. Проанализировать технологию дегазации и выявить возможность интенсификации процесса
2. Предложить и обосновать технологическое и конструкторское решение выявленных проблем.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1 Аналитическая часть.....	8
1.1 Общие сведения о предприятии ООО «СИБУР Тольятти»	8
1.2 Общая характеристика производства изопрена, применяемая на ООО «СИБУР Тольятти»	11
1.3 Свойства изопрена и основные методы его получения	11
2 Технологическая часть	17
2.1 Описание технологического процесса дегазации и сушки изопренового каучука	17
2.2 Усреднение полимеризата (схема № 1)	18
2.3 Водная дегазация полимеризата (схема № 2)	23
2.4 Анализ технологических проблем дегазации	32
2.5 Недостатки и рекомендации по их устранению	34
3 Расчетная часть	36
3.1 Описание принципа модернизации дегазатора	36
3.2 Материальный баланс стадии дегазации	37
3.3 Энергетический баланс дегазатора	38
3.4 Конструктивный расчет дегазатора	40
3.4.1 Расчет коэффициента теплопередачи	40
3.4.2 Расчет коэффициента массопередачи	43
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	45
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	46

## ВВЕДЕНИЕ

«Среди материалов, имеющих огромное значение для народного хозяйства страны, важное место занимает каучук. Из него получают резину, которая является единственным в своем роде материалом, обладающим целым комплексом ценных технических свойств. К ним относятся: эластичность в широком диапазоне температур, высокое сопротивление истиранию, малая проницаемость по отношению к газам и воздуху, стойкость к многократным деформациям и др.

Области применения каучука и резины весьма обширны. Ассортимент резиновых технических изделий насчитывает десятки тысяч наименований. Особенно большое значение имеет каучук для современного механизированного транспорта: на производство шин расходуется более половины потребляемого каучука.

Долгое время единственным техническим продуктом, из которого изготавливались материалы и изделия, отличающиеся высокой эластичностью, был натуральный каучук» [1].

Еще в 30-х годах XIX столетия было установлено, что состав натурального каучука отвечает общей формуле  $C_5H_8$ .

На основании исследования термического разложения каучука (Г. Вильяме, 1860 г., Англия) и полимеризации изопрена (А. Бушарда, 1879 г., Франция) была установлена связь между натуральным каучуком и изопреном. Каучук стали рассматривать как полимер изопрена  $(C_5H_8)_n$ ; в дальнейшем усилия исследователей были направлены на создание синтетических полимеров, близких по свойствам к НК.

В 1900 г. И. Л. Кондаков получил каучукоподобную эластичную массу из диметилбутадиена. Во время первой мировой войны в Германии было организовано производство «метилкаучука» полимеризацией диметилбутадиена по способу, основанному на данных работ И. Л. Кондакова.

Особое место в истории синтеза каучука в СССР занимают труды С. В. Лебедева.

В 1910 г. С. В. Лебедев осуществил процесс полимеризации бутадиена под действием света, а позднее К. Гарриес в Германии и Ф. Мэтьюс в Англии показали, что полимеризация бутадиена, изопрена и других диеновых мономеров особенно легко происходит в присутствии металлического натрия.

После этого открытия усилия ученых были направлены на разработку рентабельных способов получения бутадиена.

В результате работ С. В. Лебедева был разработан первый промышленный способ получения бутадиена разложением этилового спирта в присутствии катализатора. Это позволило наладить в СССР начиная с 1932 г. производство синтетического натрий-бутадиенового каучука (СКВ), который долгое время оставался основным видом синтетического каучука (СК) в нашей стране.

В период с 1932 по 1935 г. в СССР были введены в эксплуатацию четыре завода по производству СКВ по методу С. В. Лебедева.

Большую роль в решении проблемы получения СК сыграла разработка эмульсионной полимеризации бутадиена и изопрена (Ф. Гофман, 1912).

Промышленное производство бутадиен-стирольных и бутадиен-нитрильных эмульсионных каучуков (буна S, буна N) началось в Германии в 1938 г., а в США — в 1942 г. В СССР промышленный выпуск бутадиенового латекса был начат в 1938 г. на основе работ Б.А. Догадкина и Б.А. Долгоплюска с сотрудниками.

В 1932 г. в США, а в 1934 г. в СССР началось промышленное производство хлоропренового каучука.

В 1940 г. было сообщено (Р. Томас и В. Спаркс) о получении бутилкаучука.

Синтетические каучуки по комплексу свойств не могли полностью заменить НК, хотя по отдельным показателям и превосходили его. Учитывая

зависимость ценных свойств НК от его регулярной структуры, исследователи ведущих стран начали интенсивное изучение процессов полимеризации с целью получения стереорегулярных синтетических каучуков.

В 1950 г. в СССР была пущена крупная опытная установка по производству стереорегулярного изопренового каучука на литиевом катализаторе (под руководством А.А. Короткова).

Открытие К. Циглером и Дж. Натта катализаторов для стереоспецифической полимеризации позволило создать в крупном масштабе производство стереорегулярных каучуков (полиизопрена, полибутадиена), а также использовалось для разработки новых способов получения СК.

С 1963 г. в СССР начато производство стереорегулярного изопренового каучука марки СКИ-3, близкого по свойствам к НК, и в 1966 г. — стереорегулярного бутадиенового каучука СКД, отличающегося очень ценными техническими свойствами. Работы по созданию СКД велись под руководством академика Б. А. Долгоплюска.

В США производство стереорегулярных каучуков было начато в 1964—1965 гг. В настоящее время США производят в промышленном масштабе все основные типы СК и латексов.

Производство СК в Канаде было начато во время второй мировой войны, а в Англии, Франции, Италии — в 1958 г.

Сейчас СК вырабатывают в социалистических странах: ГДР, Польше, Чехословакии, Румынии, Болгарии и Китае, а также в большинстве капиталистических стран: США, Японии, Англии, ФРГ, Франция и др.

Промышленность СК выпускает большое число различных каучуков, которые в зависимости от свойств и областей применения можно разделить на две группы: каучуки общего назначения и каучуки специального назначения. К первым относятся: ОКБ, стереорегулярные СКИ-3 и СКД, СКС и СКМС (бутадиен-стирольные и бутадиен-метилстирольные). Они используются для производства шин, разнообразных резиновых технических и других изделий.

Если же от изделия требуются маслостойкость, стойкость к воздействию низких и высоких температур, агрессивных сред и т. д., то применяются хлоропреновый, бутадиен-нитрильные, бутилкаучук, этиленпропиленовый, уретановый, силоксановый, фторкаучук, тиоколы и другие каучуки.

В дальнейшем намечается усовершенствование технологии получения каучуков общего назначения полимеризацией в эмульсиях (СКС и СКМС) и в растворах (СКИ-3, СКД), улучшение аппаратного оформления всех стадий процессов получения этих каучуков с одновременным обезвреживанием сточных вод и газов; создание новых типов специальных каучуков и организация их производства; расширение ассортимента каучуков общего назначения; освоение производства термоэластопластов [2].

## 1 Аналитическая часть

### 1.1 Обзор производственных мощностей ООО «СИБУР Тольятти»

«Современное предприятие ООО «СИБУР Тольятти» входит в вертикально-интегрированную структуру ОАО «СИБУР Холдинг» и является одним из крупнейших предприятий нефтехимического комплекса России. Основной продукцией ООО «СИБУР Тольятти» являются синтетические каучуки различных марок. Также предприятие производит углеводородные фракции, продукты органического и неорганического синтеза, мономеры, полимеры, присадки для автомобильных бензинов (метанольную высокооктановую добавку (ДВМ) и метил-трет-бутиловый эфир (МТБЭ))» [3].

Марки синтетических каучуков отображены в таблице 1.1.

Таблица 1.1 - Синтетические каучуки

Наименование каучука	ГОСТ (ТУ)
Бутилкаучук синтетический	ТУ 2294-021-48158319-2001
Каучук синтетический БСК	ТУ 2294-023-48158319-2001
Каучук синтетический СКИ-3С	ТУ 2294-022-48158319-2001
Каучук синтетический бутадиен-метилстирольный марки СКМС-30 АРКМ-15	ТУ 2294-044-48158319-2005
Каучуки синтетические. Отходы	ТУ 2294-035-48158319-2002
Каучук синтетический цис-изопреновый СКИ-3	ГОСТ 14925-79 ТУ 2294-037-48158319-2003
Каучук синтетический высокостирольный марки БСК-1904	ТУ 2294-031-48158319-2002

Кроме синтетических каучуков на предприятии ООО «СИБУР Тольятти» налажено производство химической продукции. Виды химической продукции представлены в таблице 1.2.



Таблица 1.2 - Химическая продукция

Наименование продукта	ГОСТ (ТУ)
Абсорбент А-2 тяжелый	ТУ2411-010-48158319-2000
Бутадиен-1,3	ТУ2411-010-48158319-2000
Добавка высокооктановая «ДВМ»	ТУ 38.103658-88
Изопентан - растворитель	ТУ 0257-003-48158319-2001
Изопрен	ТУ 2411-005-48158319-99
Катализатор КУ-2-23ФПП	ТУ 2174-050-48158319-2008
Катализатор КУ-2ФПП отработанный	ТУ 2174-046-48158319-2006
Катализатор ИМ-2201 отработанный	ТУ 2173-045-48158319-2006
Катализатор никель на кизельгуре отработанный	ТУ 2172-048-48158319-2006
Катализатор КБФ-76У отработанный	ТУ 2173-047-48158319-2006
Коагулом цеха полимеризации бутадиен-альфаметилстирольных каучуков	ТУ 2294-052-48158319-2008
Триизобутилалюминий раствор	ТУ 38.103154-79
Флотореагент-оксаль	ТУ 2452-015-48158319-2000
Фракция бутановая	ТУ 2411-020-48158319-2001
Фракция изопентан-изоамиленовая	ТУ 0272-030-48158319-2002
Фракция метилдигидропирановая	ТУ 2494-019-48158319-2000
Этилалюминийсесквихлорид	ТУ 38.30316-2008

«Основным сырьем для производства СК является продукция предприятий нефтеперерабатывающей промышленности Средней Волги, Башкортостана, Татарстана, Сибирского региона.

Деятельность ООО «СИБУР Тольятти» направлена на поддержание конкурентоспособности, обеспечение высокого качества и удовлетворение потребностей партнеров.

На предприятии налажена эффективная система менеджмента, работает многотысячный коллектив высококвалифицированных сотрудников.

Важным фактором, обеспечивающим конкурентоспособность предприятия, является эффективность производства. Общемировая тенденция заключается в обновлении промышленной структуры, более глубокой интеграции и повышении рентабельности. При этом следует считаться с ужесточением требований по обеспечению безопасности химического производства и строгому соответствию отраслевым нормам. В связи с этим возникает необходимость использования современных технологий.

В настоящее время затраты на энергетические ресурсы составляют существенную часть расходов организации. В условиях увеличения тарифов и цен на энергоносители их расточительное и неэффективное использование недопустимо. Создание условий для повышения эффективности использования энергетических ресурсов становится одной из приоритетных задач развития организации.

Основной целью «СИБУР – Холдинга» - является повышение привлекательности ООО «СИБУР Тольятти» на мировом рынке синтетических каучуков, за счет реализации мероприятий по энергосбережению и повышению энергетической эффективности. Данные мероприятия позволят снизить себестоимость продукции и тем самым увеличить рентабельность предприятия» [4].

## **1.2 Общая характеристика производства изопрена, применяемая на ООО «СИБУР Тольятти»**

«Производство изопрена на ООО «СИБУР Тольятти» было введено в эксплуатацию в 1964 году, на заводе по производству изопрена и изопренового каучука цехов группы И» [5].

Первоначальный проект производства, с мощностью 45 000 т/год был выполнен Гипрокаучуком г. Москва на основании задания на проектирование, утвержденного Заместителем Министра химической промышленности Фроловым А.Я. от 18 августа 1956 года.

Получение изопрена запроектировано из изобутилена и формальдегида.

Проект наращивания мощности до 90 000 т/год выполнен Гипрокаучуком г. Москва в 1967 году.

Достигнутая мощность – 78006 т/год.

Технологический процесс получения изопрена из изобутилена и формальдегида разработал ВИИНЕФТЕХИМ г. Ленинград под руководством М.С.Немцова.

## **1.3 Свойства изопрена и основные методы его получения**

Изопрен, один из важнейших мономеров промышленности синтеза каучуков, используется для получения стереорегулярных изопреновых каучуков и термоэластопластов.

Промышленный способ производства изопренового каучука был освоен гораздо позже открытия факта вхождения в состав натурального каучука молекул изопрена в качестве основных мономерных звеньев. Толчком к развитию промышленного синтеза послужило открытие и внедрение катализаторов, позволяющих получить каучук полимерные материалы стереорегулярного строения. До этого изопрен не был продуктом крупнотоннажной химии. Первые крупные производственные комплексы по его получению были построены в 60-е годы 20-го века в Советском Союзе

[6].

Синтез изопрена может быть осуществлен множеством способов. Но промышленное применение ввиду многих причин имеют следующие:

- 1) из изобутилена и формальдегида;
- 2) двухстадийное дегидрирование изопентана и изоамиленов;
- 3) димеризация пропилена;
- 4) извлечение изопрена из фракции  $C_5$  пиролиза жидких нефтепродуктов;
- 5) из ацетилен и ацетона.

Ключевыми критериями для оценки применимости того или иного способа синтеза изопрена являются стоимость исходных сырьевых компонентов и наличие и стоимость энергоресурсов. Поэтому в Российской Федерации нашли применение первый, второй и пятый методы.

- 1) Получение изопрена из изобутилена и формальдегида.

Первенство в освоении данного метода принадлежит Советскому Союзу. Первое промышленное производство было запущено в середине 60-х годов.

«Советскими учеными был разработан достаточно эффективный процесс, пригодный для внедрения в промышленность. Процесс осуществляется в две стадии.

Первая стадия – конденсация изобутилена с формальдегидом в присутствии разбавленной серной кислоты (как катализатора) с образованием 4,4-диметил-1,3-диоксана (ДМД).

Вторая стадия – гетерогенно-каталитическое разложение ДМД в присутствии фосфатного катализатора.

Наряду с основными реакциями на обеих стадиях процесса протекают также различные побочные реакции, в результате чего заметно уменьшается выход ДМД и изопрена. Поэтому проводятся исследовательские и опытные работы с целью снижения выходов побочных продуктов, их рационального использования и уменьшения себестоимости изопрена, получаемого из

изобутилена и формальдегида» [7, 8].

Отсутствие стадии дорогостоящей очистки изопрена делает процесс синтеза изопрена по вышеописанному методу очень привлекательным с технологической точки зрения.

Главным недостатком данного метода является большое число побочных продуктов, многие из которых не находят применения.

2) Получение изопрена дегидрированием изопентана и изоамиленов.

Метод дегидрирования изопентана (метилбутана) представляет большой интерес, поскольку в нашей стране имеются довольно большие ресурсы пентана [9].

Сырье для данного процесса получают либо в виде пентановой фракции, выделяемой из прямогонного бензина, либо же в виде изопентан-изоамиленовой фракции бензина каталитического крекинга.

Процесс получения изопрена двухстадийным дегидрированием изопентана включает следующие основные операции:

- 1) подготовка и очистка сырья;
- 2) дегидрирование изопентана в изоамилены;
- 3) выделение изопентан-изоамиленовой фракции;
- 4) разделение изопентан-изоамиленовой фракции;
- 5) дегидрирование изоамиленов в изопрен;
- 6) разделение изоамилен-изопреновой фракции;
- 7) концентрирование и очистка изопрена-сырца.

При получении изопрена из изопентана методом двухстадийного дегидрирования расход изопентана на 1 т. изопрена-ректификата составляет около (2,0-2,4) т.

Главным достоинством метода получения изопрена двухстадийным дегидрированием изопентана является использование дешевого, доступного сырья [10].

Недостатки данного метода: многостадийность, большой расход сырья и энергоресурсов, сложность очистки изопрена-сырца от нежелательных

примесей. Кроме того, образующийся в качестве побочного продукта пиперилен (около 10% от количества изопрена) не нашел рационального использования [11].

### 3) Синтез изопрена из пропилена.

«Синтез изопрена из пропилена в промышленном масштабе впервые был осуществлен в США в 1962 г. Процесс состоит из трех стадий.

На первой стадии пропилен димеризуется с образованием 2-метил-1-пентена.

На второй стадии происходит изомеризация 2-метил-1-пентена в 2-метил-2-пентен.

На третьей стадии происходит деметанизация 2-метил-2-пентена и выделением изопрена.

Димеризация пропилена в промышленности проводится с применением алюминийорганических катализаторов, что позволяет получить требуемый димер селективно с выходом до 45% [12-15].

В качестве сырья используется пропан-пропиленовая фракция с массовым содержанием пропилена 60-80%. Фракцию подвергают осушке и очистке от ацетиленовых и сернистых соединений, а также от других соединений с активным водородом. Подготовленную фракцию смешивают с циркулирующим трипропилалюминием, компримируют и направляют на димеризацию в двухступенчатую систему трубчатых реакторов. Конверсия пропилена составляет 70-85%, выход димера 97%, причем образуется некоторое количество триммера пропилена.

Изомеризация 2-метил-1-пентена в 2-метил-2-пентен осуществляется в присутствии комплексных катализаторов или катализаторов кислотного типа при температуре 150-200°C. Выход 2-метил-2-пентена составляет 99 % при высокой конверсии. Из полученной термодинамическим путем равновесной реакционной смеси ректификацией выделяют 2-метил-1-пентен, возвращаемый на изомеризацию, и 2-метил-2-пентен, направляемый на деметанизацию» [16-20].

Третья стадия процесса – крекинг, или деметанизация, 2-метил-2-пентена в изопрен – менее эффективна, чем первая и вторая стадии, но наиболее важная и сложная. В качестве катализаторов могут применяться соединения серы – сульфиды или тиоспирты. Из реакционных газов отгоняют легколетучие, метан, диоксид углерода и ректификацией очищают полученный изопрен.

Общий выход изопрена составляет 40-45% от израсходованного пропилена.

Достоинством метода является применение доступного сырья и возможность использования пропан-пропиленовой фракции с 30% содержанием пропилена [21-26].

К недостаткам метода относятся многостадийность и получение значительных количеств побочных продуктов.

4) Выделение изопрена из фракции  $C_5$  пиролиза жидких нефтепродуктов.

«При пиролизе нефтепродуктов выход фракции  $C_5$  колеблется в зависимости от природы сырья и режима пиролиза в пределах 14-18% от выхода этилена при массовом содержании изопрена во фракции  $C_5$  15-20 %.

Разработанные методы разделения углеводородов  $C_5$  позволили организовать промышленное производство изопрена высокой степени чистоты.

Изопрен из пиролизной фракции  $C_5$  выделяется двухступенчатой экстрактивной дистиляцией. В качестве экстрагентов могут применяться те же растворители, что и при выделении бутадиена из фракции  $C_4$ : ДМФА, ацетонитрил, N-метилпирролидон.

Достоинством двухступенчатой экстрактивной дистиляции является отсутствие в технологической схеме узлов очистки от циклопентадиена и ацетиленовых углеводородов, что обуславливает большую эффективность данного метода выделения изопрена» [27-32].

5) Получение изопрена из ацетилена и ацетона.

«Синтез изопрена из ацетилен и ацетона был впервые осуществлен А. Е. Фаворским в 1930 г., но в промышленном масштабе реализован не был. Производство изопрена из ацетилен и ацетона было осуществлено в Италии.

Процесс состоит из трех стадий. На первой стадии производится конденсация ацетилен с ацетоном с образованием диметилэтинилкарбинола.

На второй стадии происходит гидрирование диметилэтинилкарбинола в диметилвинилкарбинол.

На третьей стадии производится дегидратация метилбутенола (диметилвинилкарбинол) с образованием изопрена.

Первая стадия проводится в среде жидкого аммиака, который хорошо растворяет ацетилен и все продукты реакции. Катализатором служит едкое кали или ацетиленид калия, температура процесса 10-40°C, давление 2 МПа.

Вторая стадия – гидрирование метилбутинола в метилбутенол осуществляется при 30-80°C и избыточном давлении 0,5-1,0 МПа на палладиевом катализаторе. Селективность процесса достигает 99,0 % по массе.

Дегидратация метилбутенола осуществляется при атмосферном давлении при 260-300°C в присутствии катализатора оксида алюминия. Селективность процесса (по массе) около 99,8 %, а конверсия 97 %.

Суммарный массовый выход изопрена на затраченное сырье составляет около 80 %.

Достоинствами процесса являются высокие выходы продуктов на всех стадиях, небольшое количество побочных продуктов и высокая чистота получаемого изопрена» [33-37].

Основные недостатки – это технологические трудности, связанные с применением ацетилен и водорода под давлением, в частности взрывоопасность. В связи с этим наблюдается тенденция к замене ацетилен нефтехимическим сырьем, как в большинстве классических процессов.



## **2 Технологическая часть**

### **2.1 Описание технологического процесса дегазации и сушки изопренового каучука**

Получение высокомолекулярного полиизопрена, содержащего не менее 96% цис-1,4 звеньев и обладающего определенным комплексом молекулярных характеристик, осуществляется в растворе изопентана в присутствии каталитической системы на основе триизобутилалюминия и четыреххлористого титана на установки полимеризации изопрена (ИП-5).

Отмытый от продуктов дезактивации каталитического комплекса полимеризат поступает в усреднители установки выделения синтетического каучука (ИП-6) [38].

При некачественной отмывке полимеризата понижается термостойкость каучука, что приводит к неустойчивой работе сушильных машин и повышенному образованию пластиката.

Похожая «картина» наблюдается при плохом расслаивании полимеризата, поступающем на дегазацию, в случае завышения уровня раздела фаз в усреднителях.

Выделение каучука из дезактивированного полимеризата осуществляется отгонкой растворителя водяным паром.

С целью регулирования образования крошки каучука при дегазации в систему вводится антиагломератор – суспензия стеарата кальция. Недостаточная дозировка стеарата кальция приводит к забивке дегазаторов вследствие слипания крошки.

Время пребывания и температура в дегазаторах должны быть достаточными для полного удаления остатков мономера, растворителей и олигомеров.

Сушка каучука проводится с целью удаления из него влаги, остатков растворителей и осуществляется в червячно-отжимных и сушильных агрегатах.

Температура в головке сушильной машины является важнейшим показателем, характеризующим качество сушки каучука.

При низкой температуре возможны проскоки «сырого» каучука и его комкование, при более высокой температуре может образовываться пластикат и повышается температура брикетов каучука на линии формовки [39-43].

## 2.2. Усреднение полимеризата (схема № 1)

Технологическая схема процесса усреднения полимеризата приведена на рисунке 1.

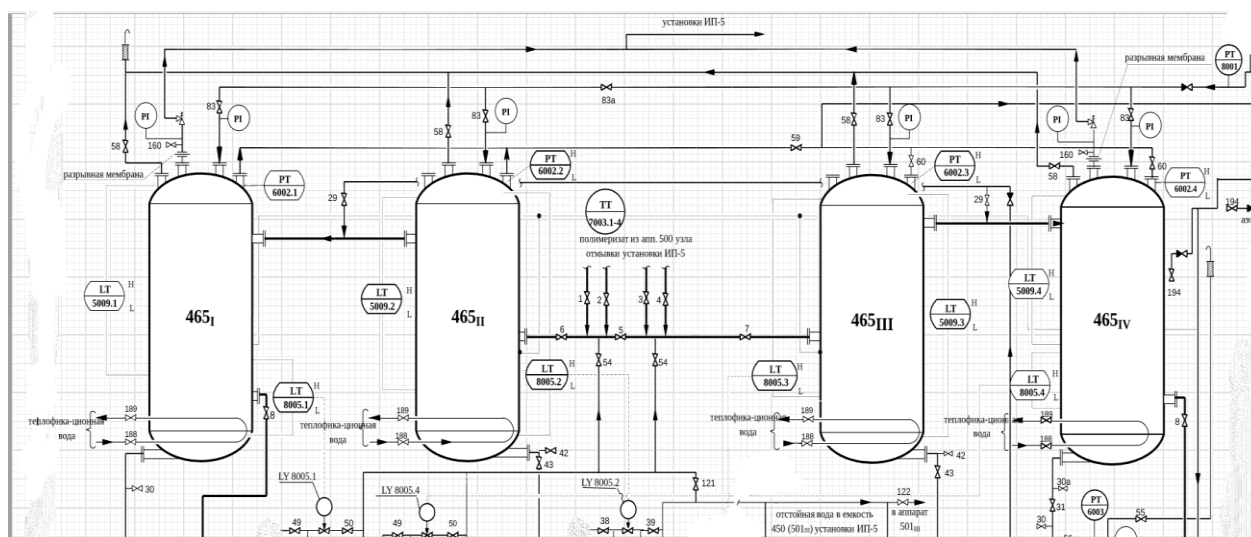


Рисунок 1 - Технологическая схема усреднения

Полимеризат с водой из отстойников 500 узла отмычки полимеризата установки полимеризации изопрена (ИП-5) по трем параллельно работающим трубопроводам поступает в общий коллектор и далее в усреднители 465/II,III, где осуществляется усреднение полимеризата и отделение основной массы воды, уносимой с полимеризатом.

Отмывка полимеризата проводится с целью удаления продуктов дезактивации каталитического комплекса, наличие которых в каучуке оказывает большое влияние на процессы старения каучука.

Завышение уровня в усреднителях 465/II,III до 95% по шкале прибора поз.5009/II,III сигнализируется.

Верхний слой полимеризата из аппаратов 465/II и 465/III по переливной трубе поступает в усреднители 465/I и 465/IV, где производится дополнительное отделение воды, после чего полимеризат насосами 466 направляется на дегазацию в крошкообразователи 117г.

Завышение (занижение) уровня в усреднителях 465/I,IV до 70% (40%) по шкале прибора поз.5009/I,IV сигнализируется.

Предусмотрена возможность приема и переработки полимеризата 2-х различных марок каучука одновременно, для этого на коллекторе приема полимеризата в усреднители 465/II, III и на коллекторах всаса и нагнетания насосов 466, подающих полимеризат на дегазацию, установлена арматура, позволяющая разделить систему усреднения на две системы.

Отстоявшаяся вода из усреднителей 465/II,III насосами 153 выводится в емкость 450 или смеситель 501/III отделения полимеризации установки полимеризации изопрена (ИП-5).

Уровни раздела фаз в усреднителях 465/II,III выдерживаются регуляторами поз.8005/II,III, регулирующие клапаны установлены на линиях нагнетания насосов 153.

Завышение (занижение) уровня раздела фаз в усреднителях 465/II,III до 80% (30%) по шкале прибора поз.8005/II,III сигнализируется.

Отстоявшаяся вода из усреднителей 465/I,IV насосами 154 подается в коллектор приема полимеризата и далее в усреднители 465/II,III.

Предусмотрена возможность подачи отстоявшейся воды насосом 154 из усреднителей 465/I,IV в емкость 450 или аппарат 501/III установки полимеризации изопрена (ИП-5).

Уровни раздела фаз в усреднителях 465/I,IV выдерживаются регуляторами поз.8005/I,IV, регулирующие клапаны установлены на линиях нагнетания насосов 154.

Завышение (занижение) уровня раздела фаз в усреднителях 465/I,IV до

50% (10%) по шкале приборов поз. 8005/I,IV сигнализируется.

Давление в системе усреднения выдерживается в пределах  $0,2 \div 0,6$  кгс/см<sup>2</sup> регулятором давления поз. 8001, регулирующий клапан которого установлен на линии подачи азота в аппараты 465/I-IV [44].

Завышение (занижение) давления в усреднителях до 0,6 кгс/см<sup>2</sup> (0,2 кгс/см<sup>2</sup>) сигнализируется.

Пары углеводородов и азот из усреднителей 465/I-IV поступают на узел конденсации в два последовательно соединенных конденсатора 150 и 119/II, охлаждаемых оборотной и захоложенной водой соответственно.

Оборотная вода поступает из теплотехнического цеха (ТТЦ), захоложенная вода из отделения ИП-3 установки ИП-3-4.

Предусмотрена возможность использования оборотной воды вместо захоложенной, для чего смонтирована перемычка между коллекторами ввода и вывода оборотной и захоложенной воды в отделении дегазации.

Углеводородный конденсат (преимущественно изопентан) из аппаратов 150, 119/II собирается в емкости 145а, откуда насосом 146/II(I) по уровню в емкости 145а откачивается в емкость 125 установки полимеризации изопрена (ИП-5).

Уровень в емкости 145а выдерживается регулятором поз. 8018, регулирующий клапан которого установлен на нагнетательной линии насоса 146/II.

Завышение (занижение) уровня в емкости 145а до 80% (30%) по шкале прибора поз.8018 сигнализируется.

Для стабилизации работы насоса 146/II предусмотрена линия циркуляции углеводородов от насоса 146/II в емкость 145а.

Давление в системе конденсации выдерживается регулятором поз. 8006, регулирующий клапан которого установлен на линии отдувок из конденсатора 119/II в атмосферу.

Завышение давления отдувок до 0,7 кгс/см<sup>2</sup> сигнализируется.

Для защиты усреднителей 465/I,IV от завывшения давления на них

установлены предохранительные клапаны (ППК) с мембранными предохранительными устройствами (МПУ) перед клапанами.

Сброс от предохранительных клапанов направляется в емкость 110 установки полимеризации изопрена (ИП-5).

Контроль целостности МПУ осуществляется с помощью манометра, установленного между МПУ и ППК.

Для защиты емкости 145а от завышения давления на ней установлен предохранительный клапан, сброс от которого производится в емкость 148.

Полимеризат из усреднителей 465/I,IV насосами 466/I-VI подается в нагнетательный коллектор, откуда в заданном количестве через регуляторы расхода поз. 8011/I,III,IV подается на системы дегазации.

Регулирующие клапаны установлены на линиях подачи полимеризата в крошкообразователи 117г систем дегазации.

Снижение расхода полимеризата до 20 т/час сигнализируется.

Регулирование давления в коллекторе нагнетания насосов 466/I-VI осуществляется регуляторами поз. 8008 или 8010 (или одновременно обоими регуляторами при выпуске каучуков разных марок), регулирующие клапаны которых установлены на линиях перепуска полимеризата из коллектора нагнетания во всасывающий коллектор насосов 466 [45].

Занижение давления в коллекторе до 1,5 кгс/см<sup>2</sup> сигнализируется.

Для охлаждения и создания необходимого затвора между торцевыми уплотнениями насосов 466 предусмотрена циркуляция индустриального масла по схеме:

- емкость 466е → насос 466д → маслохолодильник 468 (или минуя его) → торцевые уплотнения насосов 466 → емкость 466е.

Индустриальное масло заливается в емкость 466е через воронку.

Давление в системе уплотнения насосов выдерживается регулятором поз. 8319 в пределах 1,2÷3,0 кгс/см<sup>2</sup>, регулирующий клапан которого установлен на линии сброса масла из циркуляционного контура в емкость 466е.

Для охлаждения масла, подаваемого в гидромуфты насосов 466 и на торцевые уплотнения насосов 466, в маслохолодильники насосов 466 и маслохолодильника 468 подается обратная (захлажденная) вода.

Освобождение насосов 466 и трубопроводов подачи полимеризата в крошкообразователи 117г производится в заглубленную емкость 726.

Завышение уровня в емкости 726 до 80% по шкале прибора поз. 5010 сигнализируется [46].

Освобождение емкости 726 от продукта осуществляется путем выдавливания азотом в линии перелива полимеризата из усреднителей 465/II в 465/I или из 465/III в 465/IV.

С целью предотвращения замораживания водного слоя в нижней части усреднителей 465/I-IV предусмотрен обогрев их днищ теплофикационной водой через наружные змеевики.

Трубопроводы подачи полимеризата и воды снабжены спутниками для обогрева в зимнее время теплофикационной водой.

Для обеспечения безаварийной работы насосы 466 снабжены блокировками, обеспечивающими остановку электродвигателя насоса 466:

- при завышении температуры масла в гидромуфте насоса до 70°C;
- при снижении давления масла в гидромуфте насоса до 0,1 кгс/см<sup>2</sup>;
- при остановке электродвигателя маслонасоса.

Для контроля за состоянием воздушной среды в насосном помещении установлены сигнализаторы дозрывных концентраций поз. 9011/I-VI, сблокированные с аварийной вытяжной вентиляцией [47-50].

### **2.3. Водная дегазация полимеризата (схема № 2)**

Технологическая схема дегазации приведена на рисунке 2.

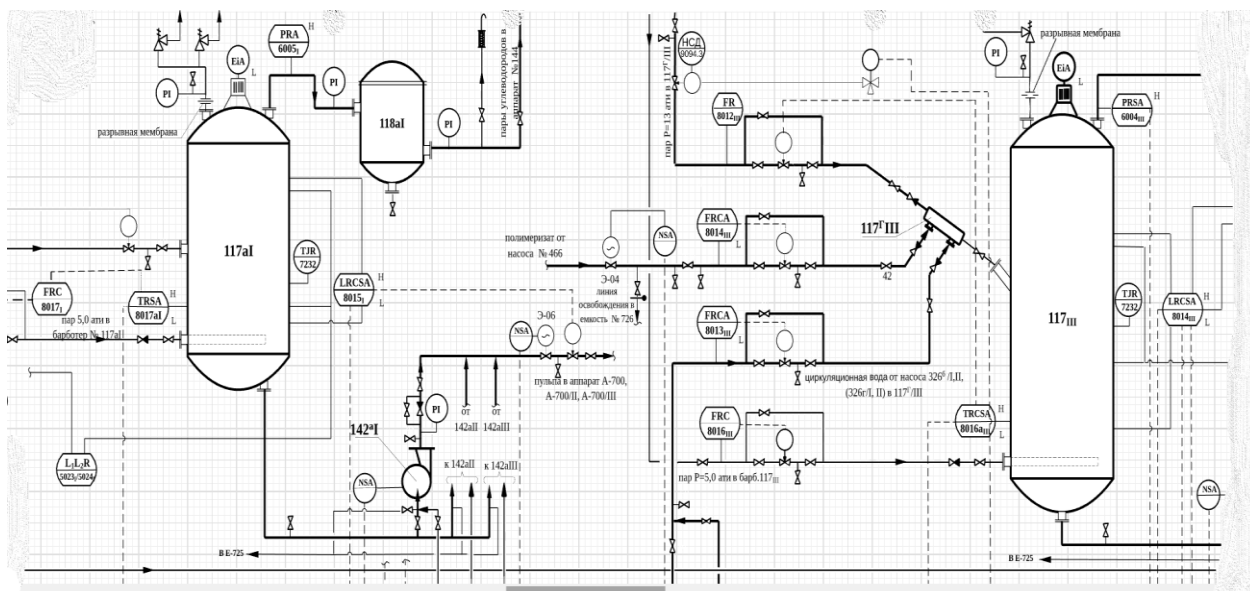


Рисунок 2 – Технологическая схема дегазации

Дегазация полимеризата производится в 3-х параллельно работающих системах в две стадии в аппаратах 117/I,III,IV и 117a/I,III,IV.

Каждый из дегазаторов 117/I,III,IV снабжен крошкообразователем: 117/I - 117Г/I; 117/III - 117Г/III; 117/IV - 117Г/IV.

Полимеризат из усреднителей 465/I и 465/IV любой группой насосов 466 подается в соответствующий крошкообразователь 117Г, куда также подается:

- пар давлением  $20 \text{ кгс/см}^2$  для получения крошки каучука и испарения основного количества растворителя - изопентана, а также изопрена, не вступившего в реакцию полимеризации
- циркуляционная вода из емкости 326а (326в) насосом 326б (326г) для транспортировки крошки каучука из крошкообразователя в дегазатор.

Давление пара выдерживается регулятором поз. 8003 в пределах  $15 \div 20 \text{ кгс/см}^2$ , клапан установлен на линии ввода пара  $20 \text{ кгс/см}^2$  на установку.

Снижение давления пара на вводе в отделение дегазации до  $15 \text{ кгс/см}^2$  сигнализируется.

Расход полимеризата выдерживается регулятором поз. 8011, клапан установлен на линии полимеризата в крошкообразователь 117Г.

Снижение расхода полимеризата до  $20 \text{ т/час}$  сигнализируется.

Расход циркуляционной воды выдерживается регулятором расхода поз. 8013 в пределах:

- $100 \div 300 \text{ м}^3/\text{час}$  (для I, IV систем дегазации);
- $100 \div 120 \text{ м}^3/\text{час}$  (для III системы дегазации).

Снижение расхода воды до  $60 \text{ м}^3/\text{час}$  на систему дегазации сигнализируется.

Для предотвращения обратного хода из крошкообразователя 117г на линиях пара, циркуляционной воды и полимеризата установлены обратные клапаны [51].

Для предотвращения слипания образующейся при дегазации крошки каучука в циркуляционную воду вводится антиагломератор - стеарат кальция, водная суспензия которого непрерывно, в расчетном количестве, подается насосом 210 из отделения приготовления антиагломератора во всасывающую линию насосов 326б (326г).

Расход суспензии выдерживается регулятором расхода поз. 8020 (301). Регулирующий клапан установлен на линии подачи антиагломератора во всасывающую линию насосов 326б (326г).

Снижение расхода антиагломератора до  $0,5 \text{ т/час}$  сигнализируется.

На линиях приема антиагломератора в отделение дегазации установлены фильтры 467.

Образующаяся газожидкостная смесь из крошкообразователя 117г поступает в дегазатор 117- I ступени.

Ввод пульпы в дегазаторы 117 из крошкообразователей 117г предусматривается под слой жидкости.

Температура в кубе дегазаторов 117 выдерживается в пределах  $96 \div 110^\circ\text{C}$  регулятором поз. 8016а, клапан которого установлен на линии подачи пара  $20 \text{ кгс/см}^2$  в крошкообразователь 117г.

При снижении температуры до  $95^\circ\text{C}$  срабатывает предупредительная сигнализация.



При снижении температуры до 90°C срабатывает блокировка - закрывается электрозадвижка на линии подачи полимеризата в крошкообразователь 117г, закрывается электрозадвижка на линии нагнетания насосов 142а, останавливаются электродвигатели насосов 142.

Для дополнительного поддержания температуры в дегазаторе 117 предусмотрена подача пара через встроенный внутри аппарата барботер. Расход пара выдерживается регулятором поз. 8016.

Давление пара, подаваемого в барботеры, выдерживается регулятором поз. 8002 не более 5 кгс/см<sup>2</sup>. Регулирующий клапан установлен на вводе пара 8 кгс/см<sup>2</sup> в отделение дегазации. Завышение давления пара более 5 кгс/см<sup>2</sup> сигнализируется.

Дегазаторы 117/I,III,IV, 117а/I,III,IV оборудованы лопастными мешалками с верхним приводом. Лопасти закреплены на валах в три яруса.

Уровень жидкости в кубе дегазаторов 117 выдерживается в пределах 40÷70% по шкале прибора регулятором поз. 8014, клапан которого установлен на нагнетательной линии насосов 142.

Завышение (занижение) уровня в дегазаторе 117 до 75% (35%) по шкале прибора сигнализируется.

При снижении уровня в дегазаторе 117 до 25% по шкале прибора (1575 мм над штуцером отбора пульпы) срабатывает блокировка:

- закрывается электрозадвижка на линии подачи полимеризата в крошкообразователь 117г;
- останавливаются электродвигатели насосов 142;
- срабатывают 3-х ходовые ЭПК;
- стравливается в атмосферу воздух из пневмоприводов регулирующих клапанов, установленных на линии нагнетания насосов 142 и на линии подачи пара 20 кгс/см<sup>2</sup> в крошкообразователь 117г;
- регулирующие клапаны поз.8014 и поз.8016а соответственно закрываются.

Частично дегазированная крошка каучука в потоке циркуляционной

воды из нижней части дегазаторов 117/I,III,IV - I ступени насосами 142 подается на II ступень дегазации в дегазаторы 117a/I,III,IV для окончательного выделения углеводородов из крошки каучука.

Температура в дегазаторах второй ступени выдерживается в пределах  $96\div 105^{\circ}\text{C}$  за счет подачи пара давлением не более  $5,0 \text{ кгс/см}^2$  в куб дегазатора 117a/I,III,IV через встроенный барботер.

Расход пара в барботер выдерживается регулятором расхода поз. 8017.

Предусмотрено регулирование расхода пара в барботер дегазатора 117a/I,III,IV с коррекцией по температуре (поз. 8017a).

При снижении температуры в дегазаторе 117a/I,III,IV до  $95^{\circ}\text{C}$  предусмотрена предупредительная сигнализация.

При снижении температуры до  $90^{\circ}\text{C}$  предусмотрена блокировка - закрывается электрозадвижка на линии подачи полимеризата в крошкообразователь 117г, закрывается электрозадвижка на линии нагнетания насосов 142a, останавливаются электродвигатели насосов 142a.

Уровень жидкости в дегазаторе 117a выдерживается в пределах  $40\div 70\%$  по шкале прибора регулятором поз. 8015, клапан которого установлен на нагнетательной линии насоса 142a.

Завышение (занижение) уровня в дегазаторе 117a/I,III,IV до  $75\%$  ( $35\%$ ) по шкале прибора сигнализируется.

При снижении уровня до  $25\%$  по шкале прибора (1000 мм над штуцером отбора пульпы) предусмотрена блокировка - закрывается электрозадвижка на линии нагнетания насосов 142a. Останавливаются насосы 142a. Закрывается электрозадвижка на линии подачи полимеризата в крошкообразователь 117г. Для дополнительного контроля за уровнем и температурой в дегазаторах 117, 117a установлены дублирующие приборы поз. 5023, 5024, 7232.

Окончательно дегазированная крошка каучука из нижней части дегазаторов 117a/I,III,IV насосом 142a подается в соответствующие концентраторы А-700, А-700/II, А-700/III установок ЛК-8/I,II, ЛК-4/III.

Циркуляционная вода после отстоя крошки каучука в концентраторах А-700 (А-700/II, А-700/III) самотеком поступает в емкости 326а (326в), откуда насосами 326б (326г) непрерывно подаётся в крошкообразователь 117г.

Часть воды из коллектора поступает в емкость 716 установки переработки каучука, не соответствующего требованиям нормативной документации.

Для обеспечения безаварийной работы насосы 326б, 326г оснащены блокировками:

- при падении давления в общем коллекторе линии нагнетания насосов 326б/I,II (326г/I,II) до  $3,0 \text{ кгс/см}^2$  поз.6008 (поз.6008/II) закрывается электрозадвижка на линии нагнетания неисправного насоса, включается электродвигатель резервного насоса,

- при наборе давления в линии нагнетания резервного насоса 326б до  $4,5 \text{ кгс/см}^2$  поз. 6050/I,II, насоса 326г до  $4,2 \text{ кгс/см}^2$  поз. 6050/III,IV открывается электрозадвижка на линии нагнетания резервного насоса, останавливается электродвигатель неисправного насоса.

Для обеспечения требуемого расхода циркуляционной воды при заполнении и пуске на циркуляцию резервной системы дегазации, концентраторов А-700, А-700/II, А-700/III, а также при промывке насосов 142, 142а, линий подачи пульпы параллельно к насосам 326б имеется возможность включить в работу насос 731. Так как насос 731 не включен в систему АВР насосов 326б/I,II, то работа его допускается временно, до набора режимных уровней и вывода системы дегазации на горячую циркуляцию или до окончания промывки насосов 142, 142а.

Для исключения накопления стеарата кальция в резервном концентраторе при циркуляции резервной системы дегазации в зимний период смонтированы перемычки на линиях подачи пульпы с каждой системы дегазации, минуя концентраторы в линии возврата циркуляционной воды в емкости № 326а, 326в.

Избыток циркуляционной воды с крошкой каучука из емкости 326а (326в) насосом 327 (327/II) подается в последовательно соединенные циклоны 328/I,II (328/III,IV) для улавливания крошки каучука перед сбросом воды в химзагрязненную канализацию. За счёт закручивания потока и центробежной силы, возникающей в циклоне, крошка каучука собирается в центре у оси циклона и подаётся во всасывающую линию насосов 326б (326г).

Очищенная вода из циклона 328/II (328/IV) через крошкоулавливатель 730, или минуя его, подаётся в гидрозатвор 729/II и далее в химзагрязнённую канализацию.

Уровень в емкости 326а (326в) выдерживается регулятором поз. 8023 (поз.8032/II), регулирующий клапан установлен на линии сброса избытка воды из циклона 328/II (328/IV) в ХЗК

Завышение (занижение) уровня в емкости 326а до 80% (50%) в емкости 326в до 62% (30%) по шкале прибора сигнализируется

При снижении уровня в емкости 326а до 20% по шкале прибора срабатывает блокировка - останавливается электродвигатель насоса 731, запрет пуска электродвигателя насоса 731.

Для исключения переполнения емкости 326а (326в) в случае аварийной остановки насосов 326б (326г) или увеличения поступления воды из концентраторов при нарушении циркуляции предусмотрена линия перелива из емкости 326а (326в) через крошкоулавливатель 730, или минуя его, в химзагрязнённую канализацию. Сбрасываемая вода охлаждается до температуры не более 40°C за счет разбавления ее обратной водой.

Заполнение системы водой перед пуском, а также восполнение потерь производится умягченной водой через емкости 326а (326в).

Подогрев циркуляционной воды перед пуском установки дегазации осуществляется паром с давлением не более 5,0 кгс/см<sup>2</sup>, подаваемым в барботер емкости 326а (326в). Подача пара в барботер производится через съемный участок трубопровода, который по окончании подогрева воды

снимается с установкой заглушек у запорной арматуры.

На процессы дегазации и сушки каучука оказывает большое влияние рН циркуляционной воды. Контроль за рН циркуляционной воды производится непрерывно с помощью рН-метров, установленных на трубопроводах циркуляции воды с нагнетания на всас насоса 326б/І,ІІ (326г/І,ІІ) и на линиях возврата циркуляционной воды из концентратора А-700 (А-700/ІІ, А-700/ІІІ) в емкость 326а (326в).

Выдерживание рН циркуляционной воды в заданных пределах  $7,5 \div 9,5$  обеспечивается подачей раствора щелочи в емкость 326а, 326в, на всас насоса 326б/І,ІІ, 326г/І,ІІ и в концентраторы А-700, А-700/ІІ, А-700/ІІІ, в емкость 716.

Концентрированный раствор щелочи (NaOH или KOH) из отделения ИП-20-30 принимается в емкость 718, куда также предусмотрен прием умягченной воды для приготовления раствора щелочи с концентрацией не более 15% масс.

Схемой предусмотрена возможность приема концентрированного раствора щелочи в емкость 718 из емкости 204 отделения приготовления суспензии антиагломератора.

После приема щелочи в емкость 718 линия подачи продувается воздухом из отделения ИП-20-30 в емкость 204 или воздухом от емкости 718 в емкость 204.

Завышение уровня в емкости 718 до 80% по шкале прибора поз. 9037 сигнализируется.

Раствор щелочи из емкости 718 через фильтр 718а насосом 719 подается в концентраторы А-700, А-700/ІІ, А-700/ІІІ для регулирования рН циркуляционной воды через клапан-регулятор поз.8320/І, 8320/ІІ, 8326, которые установлены на линиях подачи раствора щелочи в концентраторы А-700, А-700/ІІ, А-700/ІІІ.

Предусмотрена подача разбавленного раствора щелочи в емкость 716 установки переработки каучука, несоответствующего требованиям

нормативной документации.

Для перемешивания раствора щелочи и стабилизации работы насоса 719 предусмотрена линия циркуляции в емкость 718.

Для промывки линий насосов 719 предусмотрена подача умягченной воды через фильтр 718а во всасывающую линию насосов 719.

Пары углеводородов и воды из дегазаторов 117 через фильтры 118 (по 2 фильтра после каждого дегазатора 117, установленные последовательно), где отделяется унесенная газовым потоком крошка каучука, по двум параллельным трубопроводам поступают на систему конденсации установки полимеризации изопрена ИП-5.

Завышение давления в дегазаторах 117 поз. 604/I-IV до  $2,0 \text{ кгс/см}^2$  сигнализируется, при завышении давления до  $2,2 \text{ кгс/см}^2$  предусмотрена блокировка - закрывается электрозадвижка на линии подачи полимеризата в крошкообразователь 117г.

Пары углеводородов и воды из дегазаторов 117а - II ступени дегазации проходят через фильтр 118а, где отделяется унесенная газовым потоком крошка каучука, поступают на конденсацию в конденсатор 144, охлаждаемый обратной водой, поступающей из коллектора обратной воды.

Завышение давления в дегазаторах 117а поз. 6008/I-IV до  $0,5 \text{ кгс/см}^2$  сигнализируется.

Углеводородный конденсат из конденсатора 144 стекает в емкость 145, а несконденсированные пары поступают в конденсатор 119/I, охлаждаемый захлажденной водой, поступающей из отделения ИП-3 установки ИП-3-4.

Предусмотрена возможность подачи в аппарат 119/I обратной воды, для чего смонтирована перемычка между коллекторами обратной и захлажденной воды в отделении дегазации.

Конденсат из конденсатора 119/I стекает в емкость 145, откуда насосом 146/I подается в емкость 125 установки полимеризации изопрена ИП-5.

Предусмотрена линия циркуляции от насоса 146/I в емкость 145, а также возможность включения насоса 146/II для подачи конденсата из емкости 145 в емкость 125.

Уровень в емкости 145 выдерживается регулятором поз. 8019, клапан которого установлен на линии углеводородов от насоса 146/I на установку полимеризации изопрена ИП-5.

Завышение (занижение) уровня в емкости 145 до 80 % (30 %) по шкале прибора сигнализируется.

Несконденсированные инерты из конденсатора 119/I стравливаются в атмосферу. Давление в системе конденсации выдерживается регулятором давления поз. 8024. Воздушка оборудована огнепреградителем.

По мере забивки сетки фильтров 118, 118а, что определяется по увеличению перепада давления до и после фильтра 118, 118а, система дегазации останавливается на замену сетки.

Для защиты аппаратов 117 и 117а от завышения давления на них установлены предохранительные клапаны с защитными мембранами перед ними. Сброс от предохранительных клапанов направляется в емкость 148.

Контроль за состоянием мембран осуществляется по манометрам, установленным между МПУ и ППК.

Для защиты от завышения давления на емкости 145 установлен предохранительный клапан, сброс от которого также направлен в емкость 148.

Углеводороды из емкости 148 откачиваются насосом 148а в емкость 125 установки полимеризации изопрена ИП-5.

При уровне в емкости 148 - 10% по шкале прибора поз. 5013 срабатывает предварительная сигнализация, а при уровне 30% по шкале прибора автоматически включаются электродвигатели насосов 148а.

В воздушку емкости 148 подается азот.

Для сбора атмосферных осадков с площадок наружной установки отделения дегазации, а также для сбора стоков при подготовке оборудования

к ремонту предусмотрена заглубленная емкость 725. Завышение уровня в емкости 725 до 80% по шкале прибора поз. 5016 сигнализируется.

По мере заполнения емкости 725 стоки передавливаются азотом в химзагрязненную канализацию, при этом ХПК в стоках не должно превышать 1000 мгО<sub>2</sub>/л.

Время и продолжительность передавливания согласовывается с отделом охраны природы.

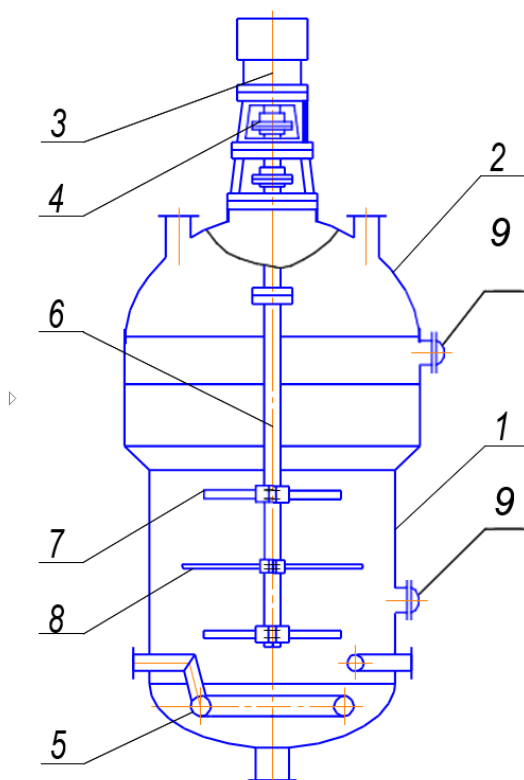
На выводах из отделения дегазации в химзагрязненную и ливневую канализацию установлены гидрозатворы 729/II и 728.

Для исключения замерзания продуктов в трубопроводах, аппаратах предусмотрен обогрев их теплофикационной водой, подаваемой в спутники и змеевики за исключением трубопроводов и насосов емкости 326в, на которых предусмотрен электрообогрев [52].

## **2.4 Анализ технологических проблемы дегазации**

При поступлении смеси полимеризата и крошки каучука в кубовую часть дегазатора (рисунок 3) незаполимеризовавшиеся мономеры и растворитель при температуре от 90 до 110°C испаряются из измельченного полимеризата, образуя крошку каучука, которая под действием разности плотности, всплывает в верхнюю часть сепарационной зоны дегазатора. Содержащийся в циркуляционной воде антиагломерат адсорбируется на поверхности крошки каучука, образуя тонкую пленку, что предотвращает слипание крошки.





1 – корпус; 2 – полусферическая крышка; 3 – мотор- редуктор; 4 – муфта упругая; 5 – барботер для подачи пара; 6 – вал мешалки; 7 – лопастная мешалка; 8 – дисковая мешалка; 9 – люк Ду 600

Рисунок 3 – Схема модернизированного дегазатора изопренового каучука

Для обеспечения равномерного распределения полимеризата и крошки каучука в объеме аппарата, в дегазаторе установлены две четырехлопастные разборные мешалки 7 на консольном валу 6, вращающемся с частотой 64об/мин от мотора- редуктора 3 марки МР-2-1600, расположенного на верхней полусферической крышке 2 сепарационной зоны дегазатора.

Как показывает опыт эксплуатации [52], указанные четырехлопастные мешалки не обеспечивают равномерность распределения концентрации частиц каучука по высоте дегазатора. Поскольку плотность каучука меньше плотности воды, крошки каучука стремятся всплыть, поэтому при недостаточном перемешивании концентрация частиц крошки каучука в верхней части водного слоя будет выше, чем в нижних частях. [53-57]

Неравномерность концентрации частиц каучука по высоте дегазатора влияет на функцию распределения частиц по времени пребывания в

аппарате. Так при слишком большой концентрации твердых частиц в верхней зоне сепарации возможно их слипание, образование крупных кусков – глыб, что приводит к внеплановым остановкам работы оборудования узла дегазации. При выборе типа мешалки также необходимо учесть затрачиваемую мощность на перемешивание суспензии, которая зависит от скорости вращения и типа перемешивающего устройства. Установка дополнительной турбинной или лопастной мешалки требует значительного увеличения мощности привода в связи с резким увеличением сопротивления со стороны водной суспензии с частицами крошки каучука.

## **2.5 Недостатки и рекомендации по их устранению**

Одним из недостатков действующего дегазатора (рисунок 3), как отмечалось выше, является неравномерность распределения водяного пара по сечению аппарата, подаваемого барботером 5 в кубовую часть дегазатора. При перемешивании действующими лопастными мешалками подаваемый снизу пар, как более легкая дисперсная фаза, концентрируется вдоль оси мешалки, что отрицательно сказывается на поверхности, времени контакта и равномерном распределении дисперсной паровой (газовой) фазы в рабочем объеме дегазатора, и в конечном итоге, – на качестве выпускаемого каучука.

В связи с вышеизложенным, предлагается установить между действующими лопастными мешалками 7 дополнительную дисковую мешалку 8, которая обеспечивает перераспределение поднимающегося пара, создавая незначительные радиальные потоки в суспензии, тем самым, предотвращая слипание всплывающей крошки каучука [58,59].

Дисковую мешалку будет разъемной, состоящей из двух симметричных половинок, стягивая болтами на консольном валу, используя для монтажа действующие люки с условным диаметром 600 мм в корпусе дегазатора. Потери мощности на перемешивание дисковой мешалкой незначительны и не требуют увеличения мощности и частоты вращения установленного на

дегазаторе мотора- редуктора. Капитальные затраты на изготовление и монтаж дисковой мешалки минимальны, и быстро окупятся в результате сокращения времени простоев аппарата на внеплановые остановки по удалению образующихся глыб крошки каучука, а также за счет улучшения качества выпускаемой продукции в результате обеспечения однородной структуры образующейся в дегазаторе крошки каучука.

### **3 Расчетная часть**

#### **3.1 Описание принципа модернизации дегазатора**

Дегазатор представляет из себя аппарат комбинированного типа, сочетающий признаки идеального смешения и идеального вытеснения. Нижняя часть снабжена перемешивающим устройством и барботером для подачи пара. И соответственно в нижней зоне создаются условия для проведения процесса по принципам идеального смешения. При движении взвеси вверх по аппарату процесс дегазации идет менее интенсивно в режиме близком к идеальному вытеснению. Вал дегазатора не оказывает существенного перемешивающего воздействия. Помимо низкой интенсивности процесса дегазации это создает предпосылки к снижению качества получаемого конечного продукта – каучуковой крошки. Эти негативные аспекты обусловлены конструкцией самого дегазатора. Соответственно, для решения технологических проблем необходимо оптимизировать конструкцию аппарата.

Как было описано выше предполагается добавить дисковую мешалку в верхней части дегазатора. Введение этого изменения конструкции позволит решить технологические проблемы, а также снизить потребление энергоресурсов. Так как повышение интенсивности перемешивания приведет к улучшению гидродинамических показателей процесса и, соответственно, повысит коэффициенты тепло- и массопередачи. При интенсификации теплообмена можно добиться снижения расхода пара для проведения процесса. Увеличение коэффициента массопередачи позволит исключить вторую ступень дегазации, то есть появится возможность осуществить этот процесс в рамках одного аппарата.

Для доказательства этих утверждений приведены следующие расчеты.

### 3.2 Материальный баланс стадии дегазации

Материальный баланс любого процесса основывается на законе сохранения вещества. Применительно к данному процессу можно записать следующее уравнение:

$$G_1 = G_2 + G_3, \quad (1)$$

где  $G_1$ -поток, входящий на стадию дегазации, кг/ч

$G_2$ -поток взвеси дегазированной каучуковой крошки в воде, кг/ч

$G_3$ -поток продуктов дегазации, кг/ч

Таблица 3.1 - Сводные данные материального баланса стадии дегазации

Наименование компонента	Вход, кг/ч	Выход, кг/ч	
		Взвесь каучуковой крошки	Продукты дегазации
Изопрен	1002	1000,8	1,2
Изопентан	1,5	0	1,5
Олигомеры	3	0	3
Толуол	4	0	4
Каталитический комплекс	0,75	0,75	0
Калиевая щелочь	0,9	0,9	0
Стабилизатор	2,3	2,3	0
Умягченная вода	2000	2000	0
Стеариновая кислота	18,81	18,81	0
Хлористый кальций	5,1	5,1	0
Влага	3,5	3,5	0
Итого	3040,66	3030,96	9,7

Приведенный материальный баланс процесса дегазации соответствует проектным значениям. То есть для того чтобы осуществить процесс в одну стадию необходимо повысить скорость процесса передачи для достижения соответствующих значений потока продуктов дегазации в одном аппарате.

### 3.3 Энергетический баланс дегазатора

Энергетический баланс процесса дегазации, основывается на законе сохранения энергии и выглядит следующим образом [60]:

$$\Sigma Q_{\text{ф.вх}} + Q_{\text{руб}} = \Sigma Q_{\text{ф д.крошки}} + \Sigma Q_{\text{ф прод.дегаз.}} \quad (2)$$

где  $\Sigma Q_{\text{ф.вх}}$ -суммарный поток физического тепла сырья на входе в дегазатор, кВт

$Q_{\text{руб}}$ -поток тепла передаваемого через рубашку, кВт

$\Sigma Q_{\text{ф д.крошки}}$ -физическое тепло дегазированной крошки, кВт

$\Sigma Q_{\text{ф прод.дегаз.}}$ -физическое тепло продуктов дегазации, кВт

Используя данные материального баланса, найдем физическое тепло потока поступающего в дегазатор

$$\Sigma Q_{\text{ф.вх}} = G_{1\text{вх}} c_1 t_1 + G_{2\text{вх}} c_2 t_2 + \dots + G_n c_n t_n \quad (3)$$

$$\Sigma Q_{\text{ф.вх}} = 1002 \times 2 \times 368 + 1,5 \times 2,09 \times 368 + 3 \times 2,1 \times 378 + 4 \times 1,13 \times 368 + 0,75 \times 0,95 \times 368 + 0,9 \times 1,2 \times 368 + 2,3 \times 1,6 \times 368 + 2000 \times 4,2 \times 368 + 18,81 \times 1,7 \times 368 + 5,1 \times 0,81 \times 368 + 3,5 \times 4,2 \times 368 = 3854288 \text{ кВт}$$

Используя данные материального баланса найдем физическое тепло потока дегазированной крошки, покидающего дегазатор

$$\Sigma Q_{\text{ф д.крошки}} = G_{\text{д.к.1}} c_1 t_1 + G_{\text{д.к.2}} c_2 t_2 + \dots + G_{\text{д.к.n}} c_n t_n \quad (4)$$

$$\Sigma Q_{\text{ф д.крошки}} = 1000,8 \times 2 \times 378 + 0,75 \times 0,95 \times 378 + 0,9 \times 1,2 \times 378 + 2,3 \times 1,6 \times 378 + 2000 \times 4,2 \times 378 + 18,81 \times 1,7 \times 378 + 5,1 \times 0,81 \times 378 + 3,5 \times 4,2 \times 378 = 3952172 \text{ кВт}$$

Используя данные материального баланса найдем физическое тепло потока продуктов дегазации, покидающего дегазатор

$$\Sigma Q_{\text{ф прод.дегаз.}} = G_{1\text{п.д.}} c_1 t_1 + G_{2\text{п.д.}} c_2 t_2 + \dots + G_{\text{п.д.n}} c_n t_n \quad (5)$$

$$\Sigma Q_{\text{ф прод.дегаз.}} = 1,2 \times 2 \times 378 + 1,5 \times 2,09 \times 378 + 3 \times 2,1 \times 378 + 4 \times 1,13 \times 378 = 6182 \text{ кВт}$$

На основании этих данных найдем тепло, необходимое для проведения процесса дегазации. То есть то тепло которое необходимо подвести через рубашку при помощи конденсации пара.

$$Q_{\text{руб}} = 3952172 + 6182 - 3854288 = 104066 \text{ кВт}$$

Таблица 3.2 - Сводные данные энергетического баланса

Вход		Выход	
Наименование потока	Количество тепла, кВт	Наименование потока	Количество тепла, кВт
Физическое тепло взвеси каучуковая крошка-вода	3854288	Физическое тепло дегазированной крошки	39 52172
Тепло пара передаваемое через теплообменные устройства	104066	Физическое тепло продуктов дегазации	61 82
Итого	3958354	Итого	39 58354

Исходя из данных теплового баланса можно рассчитать требуемое количество пара для проведения процесса:

$$G_{\text{пара}} = \frac{Q_{\text{руб}}}{r_{\text{пара}}}, \quad (6)$$

где  $Q_{\text{руб}}$ -тепло отданное конденсирующимся паром в рубашке

$r_{\text{пара}}$ -теплота конденсации пара при условиях проведения процесса

$G_{\text{пара}}$ -расход пара

$r_{\text{пара}}=2180\text{кДж/кг}$  при давлении пара  $5 \cdot 10^5\text{Па}$  и температуре  $153^\circ\text{C}$

$$G_{\text{пара}} = \frac{104066}{2180}=47,8\text{кг/с}$$

### 3.4 Конструктивный расчет дегазатора

#### 3.4.1 Расчет коэффициента теплопередачи

Для подвода тепла к взвеси каучуковой крошки в дегазаторе используется паровая рубашка. Плотность каучуковой крошки, находящейся в жидкости поступающей в дегазатор, существенно не отличается от воды.

Соответственно для расчета коэффициента теплоотдачи мы можем использовать следующее уравнение [60]:

$$\frac{\alpha D}{\lambda} = 0,46 \frac{n d^2 \gamma_m}{\eta_m}^{0,66} \left(\frac{\nu_m}{a_c}\right)^{0,33} \left(\frac{\eta_m}{\eta_{cs}}\right)^{0,14}, \quad (7)$$

где  $\alpha$ -коэффициент теплоотдачи от взвеси каучуковой крошки в воде  
стенке аппарата

$\lambda$ -теплопроводность каучуковой материала стенки

$\nu$ -коэффициент кинематической вязкости взвеси

$\eta_m$ -коэффициент динамической вязкости взвеси

$\eta_{cs}$ -коэффициент динамической вязкости чистой жидкости

$\gamma_m$ -плотность взвеси, кг/м<sup>3</sup>

$d$ - диаметр мешалки, м

$D$ -диаметр аппарата, м

$$a_c = \frac{\lambda_c}{c_c \gamma_c}, \quad (8)$$

где  $\lambda_c$ - теплопроводность чистой жидкости

$c_c$ - теплоемкость чистой жидкости

$\gamma_c$ -плотность чистой жидкости

$$\eta_m = \eta_c \left( 1 + 2,5\Phi_S + 10,05\Phi_S^2 + 0,00273e^{16,6\Phi_S} \right), \quad (9)$$

где  $\Phi_S$ - объемная доля крошки во взвеси

Плотность взвеси определяется по формуле:

$$\gamma_m = \Phi_S \gamma_S + (1 - \Phi_S) \gamma_c \quad (10)$$

Удельная теплоемкость взвеси определяется по формуле:

$$c_m \gamma_m = \Phi_S c_S \gamma_S + (1 - \Phi_S) c_c \gamma_c \quad (11)$$

Коэффициент теплоотдачи для аппаратов с гладкими цилиндрическими рубашками, в случае обогрева конденсирующимся паром, вычисляется по формуле [60]:

$$\alpha_T = 0,943 * \frac{\lambda_K^3 \rho_K \rho_K - \rho_{\Pi} g r_K}{\mu_K H_T t_K - t_{CT}}^{0,25}, \quad (12)$$

где  $\alpha_T$ -коэффициент теплоотдачи

$r_K$ -удельная теплота конденсации пара, Дж/кг



$\lambda_k$  -коэффициент теплопроводности конденсата при температуре конденсации

$\rho_k$ -плотность конденсата при температуре конденсации, кг/м<sup>3</sup>

$\mu_k$ -динамическая вязкость при температуре конденсации, Па\*с

$H_T$ -высота рубашки, м

$\rho_p$ -плотность пара, кг/м<sup>3</sup>

$t_k$ -температура конденсации пара, С

$t_{ст}$ -температура стенки аппарата, С

Коэффициент теплопередачи между конденсирующимся в рубашке паром и взвесью каучуковой крошки можно найти по формуле:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (13)$$

где  $\alpha_1$ -коэффициент теплоотдачи от взвеси каучуковой крошки стенке аппарата, Вт/(м\*К)

$\alpha_2$ -коэффициент теплоотдачи от взвеси каучуковой крошки стенке аппарата, Вт/(м\*К)

$\lambda$ -коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/(м\*К)

$\delta$ -толщина стенки

Используя эти закономерности, можно рассчитать коэффициенты теплопередачи в разных зонах дегазатора. Так как аппарат высокий то наблюдается неравенство коэффициентов теплопередачи от взвеси каучуковой крошки к стенке аппарата в нижней части(где находится мешалка) и в верхней части(где мешалки нет).

$$\alpha_c = 0,683 / (4200 \times 1) = 0,000162$$

По данным регламента производства:

$$\Phi_S = 0,35$$

$$\eta_m = \eta_c \cdot 1 + 2,5 \times \Phi_S + 10,05 * \Phi_S^2 + 0,00273 e^{16,6 * 0,35}, \quad (14)$$

где  $\eta_m = 0,00000185 \times (1 + 0,875 + 1,23 + 0,719) = 0,0000071$

$$\gamma_m = 0,35 \times 0,8 + 1 - 0,25 \times 1 = 1,03$$

$$c_m \gamma_m = 0,5 \times 2 \times 0,8 + 1 - 0,35 \times 4,2 \times 1 = 3,95$$

Тогда представим дегазатор в виде двух стоящим друг над другом аппаратов и рассчитаем коэффициенты теплопередачи в каждом из них. Для нижнего аппарата

$$\alpha_1 = 0,46 \frac{10 \times 1^2 \times 1,03}{0,0000017}^{0,66} \left( \frac{0,00007}{1,2} \right)^{0,33} \left( \frac{0,000017}{0,000011} \right)^{0,14} \frac{46,5}{1,2} = 283$$

$$\alpha_2 = 0,943 * \frac{1,46^3 \times 1,05 \times 1,05 - 0,9 \times 9,8 \times 385000}{0,00153 \times 2 \times (105 - 90)}^{0,25} = 5813$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{283} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{5813}} = 255$$

Для верхнего аппарата:

$$\alpha_1 = 0,46 \frac{10 \times 0,1^2 \gamma_m}{0,0000017}^{0,66} \left( \frac{0,00007}{1,2} \right)^{0,33} \left( \frac{0,000017}{0,000011} \right)^{0,14} \frac{46,5}{1,2} = 58$$

$$\alpha_2 = 0,943 * \frac{1,46^3 \times 1,05 \times 1,05 - 0,9 \times 9,8 \times 385000}{0,00153 \times 2 \times (105 - 90)}^{0,25} = 5813$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{58} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5813}} = 56$$

Данные расчетов показывают, что верхняя часть дегазатора работает менее эффективно. Коэффициенты теплопередачи различаются в 4,55 раза. Создаются предпосылки для установки дополнительной мешалки в верхней части аппарата, для смягчения этого явления. При использовании данного приема сократиться потребления пара, так как процесс передачи тепла будет идти более полно.

### 3.4.2 Расчет коэффициента массопередачи

Процесс массопередачи от каучуковой крошки к воде зависит от интенсивности перемешивания по всей высоте дегазатора. В рассматриваемом случае интенсивность перемешивания по высоте аппарата меняется. Соответственно меняется и количество мономеров, выделяемых из каучуковой крошки. Установка дополнительной мешалки позволит

увеличить скорость процесса массопередачи в аппарате в целом. Рассчитаем средние коэффициенты массопередачи для дегазатора

Для нахождения коэффициента массопередачи при использовании пропелерных мешалок можно применять уравнение Хиксона-Боума [60]:

$$\frac{k_c D}{D_A} = 0,00428 \frac{nd^2 \gamma_c}{\eta_c}^1 \left( \frac{\eta_c}{\gamma_c D_A} \right)^{0,5} \quad (15)$$

Коэффициент массопередачи при использовании дисковой мешалки можно найти по уравнению Баркера-Трейбала [60]

$$\frac{k_c D}{D_A} = 0,052 \frac{nd^2 \gamma_c}{\eta_c}^{0,833} \frac{\eta_c}{\gamma_c D_A}^{0,5} \quad (16)$$

Дегазатор можно представить в виде двух расположенный друг над другом аппаратов. Рассчитаем коэффициенты массопередачи для дегазатора без дополнительной мешалки [60]

Для нижней части аппарата:

$$k_c = 0,00428 \frac{10 \times 1^2 \times 1,03}{0,0000071}^1 \left( \frac{0,0000071}{1,03 \times 0,000015} \right)^{0,5} \frac{0,000015}{1,2} = 0,0081 \frac{\text{кг}}{\text{м} \times \text{с}^2}$$

Для верхней части аппарата:

$$k_c = 0,00428 \frac{10 \times 0,1^2 \times 1,03}{0,0000071}^1 \left( \frac{0,0000071}{1,03 \times 0,00003} \right)^{0,5} \frac{0,00003}{1,2} = 0,00213 \frac{\text{кг}}{\text{м} \times \text{с}^2}$$

Рассчитаем коэффициенты массопередачи для дегазатора с дополнительной дисковой мешалкой

Для нижней части аппарата:

$$\begin{aligned} k_c &= 0,00428 \frac{10 \times 1^2 \times 1,03}{0,0000071}^1 \left( \frac{0,0000071}{1,03 \times 0,000015} \right)^{0,5} \frac{0,000015}{1,2} \\ &= 0,0081 \frac{\text{кг}}{\text{м} \times \text{с}^2} \end{aligned}$$

Для верхней части аппарата:

$$\begin{aligned} k_c &= 0,052 \frac{10 \times 1^2 \times 1,03}{0,0000071}^{0,833} \frac{0,0000071}{1,03 \times 0,00003}^{0,5} \frac{0,00003}{1,2} \\ &= 0,0075 \frac{\text{кг}}{\text{м} \times \text{с}^2} \end{aligned}$$

Результаты расчета показывают, что для верхней части коэффициент массопередачи больше в 3,52 раза. Это говорит о том, что пропорциональное количество непрореагировавшего олигомера перейдет из крошки в водную фазу и далее будет удалено. Столь значительный эффект позволяет не использовать дегазатор второй ступени.

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

В работе рассмотрена общая характеристика производства изопренового каучука, произведен анализ технологической схемы отделения дегазации и сушки полимерной крошки. Предложено техническое решение обеспечивающей интенсификацию процесса дегазации каучуковой крошки. Приведены расчеты материального и энергетического баланса процесса, выполнены необходимые конструктивные расчеты. Результаты расчетов показывают, что модернизация дегазатора при помощи установки дополнительной дисковой мешалки позволяет значительно интенсифицировать процесс дегазации в аппарате первой ступени, что влечет за собой снижение потребления пара на процесс в целом и исключает необходимость проведения процесса в две стадии.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Соколова, М. Д. Поверхностная модификация резин уплотнительного назначения/М. Д. Соколова, С. Н. Попов, М. Л. Давыдова, А. А. Дьяконов, Н. В. Шадрин//Наука и образование. -2015. -№ 4. -С. 73-77.
2. Кошелев, Ф. Ф. Общая технология резины/Ф. Ф. Кошелев, А. Е. Корнев, А. М. Буканов. -4-е изд., пер. и доп. -М.: Химия, 1978. -528 с.
3. Каучук и резина. Наука и технология. Монография. Пер. с англ.: Научное издание/. -Долгопрудный: Интеллект: 2011. -768 с.
4. Khalaf, A. I. High Performance Oil Resistant Rubber/A. I. Khalaf, Abbas Yehia, M. N. Ismail, S. H. El-Sabbagh//KGK rubberpoint. -2013. -№ 66 (9). -pp. 28-32.
5. Чайкун, А. М. Особенности морозостойких резин на основе различных каучуков/А. М. Чайкун, О. А. Елисеев, И. С. Наумов, М. А. Венедиктова//Труды ВИАМ. -2013. -№ 12.
6. Андреева, А. А. Особенности старения и защита резин, эксплуатирующихся в физических агрессивных жидких средах и в вакууме Обзорная информация/А. И. Андреева, Л. И. Сергунова, А. А. Донцов. -М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1988. -№ 6. -80 с.
7. Уплотнения и уплотнительная техника. Справочник/. -М.: Машиностроение: 1986. -463 с.
8. Большой справочник резинщика. Часть 1. Каучуки и ингредиенты/. -М.: ООО «Издательский центр «Техинформ» МАИ», 2012. - 744 с.
9. Курлянд, С. К. Морозостойкость эластомеров/С. К. Курлянд, М. Ф. Бухина -М.: Химия, 1989. -176 с.
10. ГОСТ 270-84 Метод определения упругопрочностных свойств при растяжении. -введ. 01.01.78. -М.: ИПК Издательство стандартов, 2003. - 11с.

11. ГОСТ 9.029-74 Единая система защиты от коррозии и старения. Резины. Методы испытаний на стойкость к старению под действием статической деформации сжатия -введ. 01.01.76. -М.: Государственный комитет СССР по стандартам, 1981. -7 с.
12. ГОСТ 9.030-74 Единая система защиты от коррозии и старения. Резины. Методы испытаний на стойкость в ненапряженном состоянии к воздействию жидких агрессивных сред -введ. 30.06.75. -М.: Стандартиформ, 2008. -11 с.
13. Мирошников, Ю. П. Закономерности смешения и формирования фазовой структуры в гетерогенных полимерных смесях: автореф. дис. ... докт. хим. наук. -М., 1996. -45 с.
14. Петрова, Н. Н. Исследование влияния низких температур и углеводородных сред на свойства резин на основе пропиленоксидного и бутадиеннитрильного каучуков/Н. Н. Петрова, А. Ф. Попова, Е. С. Федотова//Каучук и резина. -2002. -№ 3. -С. 6-10.
15. Monakov, Yu.B., Sigaeva, N.N., Urazbaev, V.N. Active site or polymerization: multiplicity: stereospecific and kinetic heterogeneity. Ed. by Zaikov G.E. Leiden. The Netherlands: Koninklijke Brill NV, 2005. 397 p.;
16. Mingaleev, V.Z., Zakharov, V.P., Ionova, I.A. , Musin, A.A., Urmancheev, S.F., Berlin, Yu.B. Monakov A.A., Polym. Sci., 50 (B), 11, pp. 351-355 (2008).
17. Mingaleev, V.P. Zakharov, I.A. Ionova, A.V. Zakharova, Yu.B. Monakov, V.Z. Polym. Sci., 53 (B), 7, pp. 375-384 (2011);
18. Mingaleev, V.P. Zakharov, Yu.B. Monakov, A.A. Rus. J. App. Chem., 80, 7, pp. 1130-1134 (2007);
19. Yanborisov, S.I., Spivak, V.M., Yanborisov, Yu. B., Monakov, Dokl. Chem., 432, 1, pp. 148-150 (2010);
20. Янборисов, Э.В., Янборисов, С.Н., Спивак, А.С., Зиганшина, Н.В., Улитин, В.М.. Вестник Казанского технол. ун-та. 17, 4, 155-158 (2014);

21. Набиев, К.А., Терещенко, Н.В., Улитин, Р.Р.. Вестник Казанского технол. ун-та. 16, 22, с. 143-147 (2013);
22. J. Tu, G.H. Yeoh, C. Liu. Computational Fluid Dynamics: A Practical Approach. Butterworth-Heinemann, 2007. 392 p.;
23. Steinborn, D. Fundamentals of organometallic catalysis. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2012. 359 p.;
24. Jakes, J. Collection of Czechoslovak Chemical Communications, 58, 10, pp. 2349-2361 (1993);
25. Biesenberger, D.H. Sebastian, J.A. Principles of polymerization engineering. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1983. 744 p.;
26. Miller, F.P., Vandome, A.F., McBrewster, J. Bernoulli's Principle. Alphascript Publishing, 2010. 64 p.;
27. Pletcher, J.C., Tannehill, D., Anderson R.H.. Computational fluid mechanics and heat transfer. CRC Press, 2013. 741 p.;
28. Finlayson, B.A.. Introduction to chemical engineering computing. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2006. 505 p.;
29. Lynn, E.H. Huff, S. AIChE Journal, 17, 2, 475-481 (1971). 41p.
30. Кузьминский, А. С. Окисление каучуков и резин/ Кузьминский, А.С., Лежнев, Н. Н., Зуев, Ю. С.. -М.: Госхимиздат. -1957. -280 с.
31. Пиотровский, К. Б. Старение и стабилизация синтетических каучуков и вулканизатов/К. Б. Пиотровский, З. Н. Тарасова. -М.: Химия, 1972. -54 с.
32. Догадкин, Б. А. Химия эластомеров/Б. А. Догадкин, А. А. Донцов, В. А. Шершнеv. -М.: Химия, 1981. -376 с.
33. Шутилин, Ю. Ф. Справочное пособие по свойствам и применению эластомеров/Ю. Ф. Шутилин. -Воронеж: Воронеж. гос. технол. акад., 2003. - 871 с.
34. Будтов, В.П., Зотиков, Э.Г., Пономарева, Е.Л., Гандельсман М.И.//Высокомолек. соед. А. 1975. Т. 27. № 5. С. 1094.



35. Елфимов, В.В., Борейко, Н.П. Базовые принципы промышленного производства цис-1,4-полиизопрена высокой степени однородности с применением низкотемпературной каталитической системы  $\text{TiCl}_4\text{-Al}(\text{i-C}_4\text{H}_9)_3$  электронодонор-толуол//Каучук и резина. 2013. № 4. С. 14.
36. Елфимов, В.В., Елфимов, П.В., Марков, А.В. Критические размеры реакторов для проведения экзотермических химических процессов//Изв. Санкт-Петербургского гос. технол. ин-та (техн. ун-та). 2014. № 27. С. 59.
38. Елфимов, В.В. Оптимальные режимы полимеризации изопрена в массе//Каучук и Резина. 2016. № 2. С. pp 54-57.
39. Lewis, H. L., Brown, T. L. Association of Alkylolithium Compounds in Hydrocarbon Media. Alkylolithium-Base Interactions//J. Am. Chem. Soc.-1970.-V. 92.-pp. 4664-4670.
40. Worsfold, D.J., Bywater, S. Anionic polymerization of isoprene//Canadian Journal of Chemistry.-1964.-V.42.-pp. 2884-2892.
41. Chang, C.C., Halasa, A.F., Miller, J.W. The reaction engineering of the anionic polymerization of isoprene//J. Appl. Polym. Sci.-1993.-V. 47, N. 9.-pp. 1589-1599.
42. Монаков, Ю.Б., Толстиков, А.Г. Каталитическая полимеризация 1,3 диенов. М.: Наука, 1990.
43. Захаров, В.П., Берлин, А.А., Монаков, Ю.Б., Дебердеев, Р.Я. Физико-химические основы протекания быстрых жидкофазных процессов. М.: Наука, 2008. С. 123
44. Минскер, К.С., Захаров, В.П., Берлин, Ал.Ал.//Теоретические основы химической технологии. 2001. Т. 35. № 2. С. 172-177.
45. Захаров, В.П., Минскер, К.С., Садыков, И.В., Берлин, Ал.Ал., Монаков, Ю.Б. Нетрадиционный способ получения однородных высокодисперсных суспензий//Журнал прикладной химии. 2003. Т. 76. № 8. С. 1302-1305.

44. Франк-Каменецкий, Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике. М.: Наука, 1977. 502 с.
45. Долгопоск, Б.А., Тинякова, Е.И. Металлоорганический катализ в процессах полимеризации. М.: Наука, 1975. С. 101
46. Чирков, Н.М., Матковский, П.Е., Дьячковский, Ф.С. Полимеризация на комплексных металлоорганических катализаторах. М.: Химия, 1976.
47. Уразбаев, В. Н., Сабиров, З. М., Монаков, Ю. Б. Активные центры при ионно-координационной полимеризации диенов: какие и сколько их. Квантово-химические исследования//Панорама современной химии России: сборник. М.: Химия, 2003. С. 302-327.
49. Гречановский, В. А., Андрианов, Л. Г., Агibalова, Л. В., Эстрин, А. С., Поддубный, И. Я. Молекулярный состав «живых систем», образующихся при полимеризации изопрена под влиянием коллоидно-дисперсного катализатора//Высокомолек. соед. А. 1970. Т. 22. С. 2114-2115.
50. Кафаров, В.В., Ветохин, В.Н., Тихомиров, С.Г. Моделирование кинетики процесса полимеризации полиизопренового каучука//Доклады АН. 1979. Т.305. № 6. С.1425-1429.
51. Mittal, V. Miniemulsion Polymerization Technology. Salem, Massachusetts, US: Scrivener Publishing LLC., 2010. 311p
52. Roovers, J. E. L., Bywater, S. The reaction of tert-butyllithium with styrene and isoprene. A comparison of chain initiation with the isomers of butyllithium//Macromolecules.-1975.-V. 8, N.3.-pp.251-254.
53. Особенности кинетики окисления пленок карбоцепных каучуков/Ю. Ф. Шутилин, С. С. Барабин, О. С. Корнеева, О. В. Карманова, С. А. Привольнев, А. В. Шестоपालв//Каучук и резина. -2007. -№ 4. -С. 42-43.
54. Бартенев, Г. М. Прочность и механизм разрушения полимеров/Г. М. Бартенев. -М.: Химия, 1984. -280 с.
55. Моисеев, В. В. Синтетические каучуки и материалы для их производства. Каталог-справочник/В. В. Моисеев, Ю. В. Перина. -М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1990. -36 с.

56. Гринберг, А. А. Замедлители вулканизации/А. А. Гринберг, Л. К. Золотаревская. -М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1970. -46 с.
57. Синтетический каучук/Под ред. И. В. Гармонова. -Л.: Химия, 1976. -751 с.
58. Ермаков, Ю.И. Определение числа активных центров и константы скорости роста при каталитической полимеризации -олефинов/Ю.И. Ермаков, В.А. Захаров//Успехи химии. -1972 -Т. 41 -№3. -С.377-409.
59. Чирков, Л.М. Полимеризация на комплексных металлоорганических катализаторах/Л.М. Чирков, П.Е. Матковский, Ф.С. Дьячковский. -М.: Химия, 1976. -С. 153.
60. Стренк, Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. Польша 1971. Пер. с польск. Под ред. Щупляка И.А. -Л.: Химия, 1975-С. 384.