

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

Институт химии и энергетики
(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»
(наименование)

18.03.01 Химическая технология
(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ
(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Оптимизация технологии дегазации полимеризата синтетического изопренового каучука

Обучающийся

А.Е. Хуртин
(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков
(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

Аннотация

Бакалаврская работа состоит из 64 страниц, содержит 2 рисунка, 11 таблиц, использовано 25 источников литературы.

Объектом исследования является узел дегазации СКИ в производстве синтетического изопренового каучука на предприятии ООО «Тольяттикаучук».

Цель работы - уменьшение затрат электроэнергии путем замены дегазатора 2 ступени, а также увеличение эффективности процесса дегазации СКИ путем изменения конструкции мешалки дегазатора 1 ступени.

В теоретической части была рассмотрена общая характеристика производства СКИ, даны теоретические основы процесса водной дегазации синтетического изопренового каучука, а также произведен патентный поиск.

В технологической части дана характеристика используемого сырья и готовой продукции, описана существующая технологическая схема процесса дегазации СКИ, предложены пути модернизации существующего процесса и внесены изменения в технологическую схему.

В расчетной части были произведены расчеты материального и теплового баланса узла дегазации СКИ, произведен расчет привода мешалки дегазатора 1 ступени, рассчитано количество сэкономленной электроэнергии, сделана проверка вала мешалки дегазатора 1 ступени на прочность и рассчитаны размеры аппарата дегазации 2 ступени.

Работа содержит 4 приложения: существующая технологическая схема узла дегазации СКИ (Приложение А), эскизы дегазаторов 1 и 2 ступени (Приложения Б, В) и измененная технологическая схема узла дегазации СКИ (Приложение Г).

Содержание

Введение.....	4
1 Теоретическая часть.....	6
1.1 Общие сведения о производстве синтетического изопренового каучука	6
1.2 Теоретические основы процесса водной дегазации каучука	8
1.3 Патентный поиск.....	18
2 Технологическая часть	22
2.1 Описание технологической схемы узла дегазации СКИ	22
2.2 Недостатки существующей технологической схемы.....	27
2.3 Выбор путей усовершенствования существующей технологической схемы	28
2.4 Изменения технологической схемы узла дегазации СКИ	28
3 Расчетная часть.....	30
3.1 Расчет материального баланса узла дегазации СКИ.....	30
3.2 Расчет теплового баланса узла дегазации СКИ	44
3.3 Расчет мощности привода мешалки.....	48
3.4 Расчет экономии электроэнергии.....	51
3.5 Расчет вала мешалки на прочность	52
3.6 Расчет дегазатора 2 ступени	54
Заключение	57
Список используемой литературы и используемых источников.....	58
Приложение А	61
Существующая технологическая схема узла дегазации СКИ.....	61
Приложение Б.....	62
Эскиз дегазатора 1 ступени.....	62
Приложение В.....	63
Эскиз дегазатора 2 ступени.....	63
Приложение Г	64
Измененная технологическая схема узла дегазации СКИ.....	64

Введение

Промышленность синтетического каучука является одной из основных отраслей химической и нефтехимической промышленности.

На сегодняшний день на предприятиях по производству синтетического каучука выпускается более 200 марок синтетических каучуков и латексов.

Область применения каучуков очень обширна. Ассортимент изделий, производимых из каучуков, включает десятки тысяч наименований.

Более половины производимого каучука используется для шинной промышленности.

Кроме этого, каучуки и резины применяются сейчас почти для всех отраслей народного хозяйства: производства обуви, кабелей, резинотехнических и других изделий.

Синтетический каучук изопреновый СКИ-3 относится к группе каучуков общего назначения. По своему химическому составу и структуре этот каучук практически идентичен натуральному каучуку.

Вследствие этого СКИ-3 применяется вместо натурального каучука в производстве практически всех изделий из резины как самостоятельно, так и в смеси с другими марками каучуков.

«Выпуск каучука СКИ-3 на предприятии ООО «Тольяттикаучук» был начат в 1968 г. в цехах ИП-5 и ИП-6 из изопрена, получаемого дегидрированием изопентана. В 1993 г. из-за экономических трудностей цеха ИП-5 и ИП-6 были законсервированы» [19].

«На момент останова мощность производства составляла 120000 т/год. В 2001 г. было принято решение начать расконсервацию оборудования и осуществить пуск цехов ИП-5 и ИП-6 с использованием в качестве мономера изопрена (из изопентана) производства ЗАО «НХК» г. Новокуйбышевска» [19].

«В 2008 г. в связи с остановом ЗАО «НХК» в качестве мономера стал использоваться изопрен, получаемый двухстадийным синтезом из изобутилена и формальдегида» [19].

Целью данной работы является оптимизация процесса водной дегазации синтетического изопренового каучука.

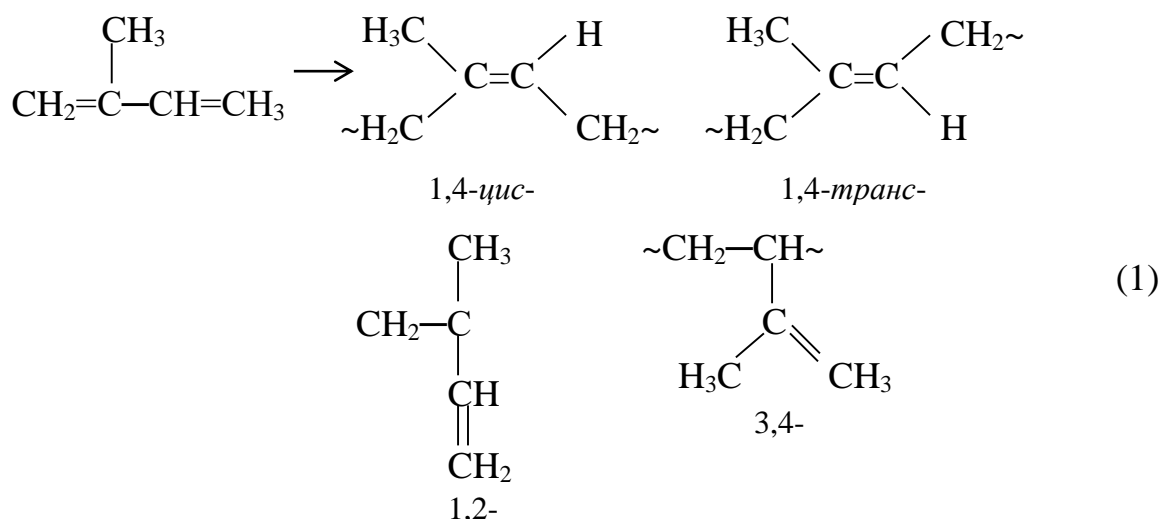
Цель работы достигается путем решения следующих задач:

- изучить теоретические основы процесса водной дегазации каучука и существующие технические решения для его усовершенствования;
- описать существующую технологию водной дегазации СКИ-3 и предложить методы оптимизации;
- произвести расчеты материального и теплового баланса и расчеты проектируемых аппаратов.

1 Теоретическая часть

1.1 Общие сведения о производстве синтетического изопренового каучука

Изопреновый каучук – это продукт, получаемый путем стереоспецифической полимеризации изопрена в растворе изопентана. Свойства получаемого полиизопрена и производимых на его основе резин во многом зависят от его микроструктуры. При полимеризации изопрена могут возникать четыре типа звеньев:



В ходе исследований процессов полимеризации изопрена, проводившихся в нашей стране, в 1949 г. впервые был получен полиизопрен, который содержал около 90% звеньев 1,4- (из которых содержание 1,4-цис-звеньев составляло 70%). Данный результат был получен с использованием в качестве катализатора металлического лития, и этот каучук получил название СКИ-1. Примерно в это же время проводились эксперименты с использованием литийорганических соединений. В результате них в 50-е годы XX в. был получен изопреновый каучук с содержанием 1,4-цис-звеньев 90-92%. Данный тип каучука получил название СКИ-2.

В дальнейшем были изобретены полиизопрены с еще более регулярной микроструктурой (до 98% 1,4-цис-звеньев), при получении которых

используются катализаторы Циглера-Натта, а именно комплексы тетраглорида титана и алкилов алюминия (в частности, триизобутилалюминия (ТИБА)). Данный каучук получил наименование СКИ-3.

Производство синтетического изопренового каучука СКИ-3 на предприятии ООО «Тольяттикаучук» включает следующие основные стадии:

- приготовление изопентан-изопреновой шихты (ИИШ) и её азеотропная осушка;
- охлаждение ИИШ и очистка её от микропримесей и влаги;
- приготовление каталитического комплекса;
- полимеризация изопрена;
- дезактивация катализатора и стабилизация полимеризата;
- отмывка полимеризата от продуктов распада каталитического комплекса;
- усреднение полимеризата;
- водная дегазация полимеризата;
- выделение каучука из пульпы, его сушка и упаковка.

Вспомогательные стадии производства:

- приготовление раствора антиоксиданта;
- приготовление суспензии антиагломератора;
- водно-щелочная отмывка возвратной изопентан-изопреновой фракции (ВИИФ);
- азеотропная осушка ВИИФ, отгонка фракции C_4 и ректификация от толуола и тяжёлых углеводородов.

1.2 Теоретические основы процесса водной дегазации каучука

«Существует два способа проведения дегазации каучука:

- безводная дегазация, при которой нагрев полимеризата происходит через поверхность теплообмена без непосредственного контакта теплоносителя с полимеризатом;

- водная дегазация, при которой подача тепла полимеризату производится смешением его с горячей водой и паром» [1].

Преимущество безводной дегазации заключается в том, что исключение воды из процесса позволяет отказаться от дорогостоящих процессов осушки каучука и возвратных углеводородов и значительно снизить энергозатраты. Однако то оборудование для безводной дегазации, которое существует на сегодняшний день, сложно в эксплуатации и имеет небольшую производительность.

Основным промышленным способом выделения каучуков из растворов является водная дегазация, т.е. отделение растворителей и мономера с помощью горячей воды и пара. Данный метод обладает рядом преимуществ, которые связаны с возможностью осуществления непрерывности процесса, эффективностью удаления растворителя и мономера и хорошей транспортабельностью получаемой водной дисперсии каучука (пульпы).

Дегазацию возможно проводить в одном или нескольких последовательно работающих аппаратах, вследствие чего различают процессы одноступенчатой и многоступенчатой дегазации. При отгонке растворителя и мономера, которые имеют низкие температуры кипения, процесс дегазации до необходимой остаточной концентрации растворителя возможно осуществить в одном аппарате. Если растворитель имеет высокую температуру кипения, то его отгонка производится труднее, следовательно, необходимо использование многоступенчатой схемы дегазации.

«Основной задачей процесса дегазации является наиболее полное удаление растворителя и других летучих продуктов из каучука при

минимальных затратах энергии и сохранении молекулярно-массовых характеристик полимера.

Эффективность процесса дегазации зависит от температуры, давления и гидродинамических условий в аппаратах, времени нахождения каучука в системе дегазации, размеров и пористости частиц каучука и пластозластических свойств эластомера» [3].

«Температура и давление в аппаратах дегазации определяются на основе технико-экономических соображений. При увеличении температуры скорость дегазации повышается, но при температуре выше 100°C процесс должен вестись под давлением. Температура также влияет на качество каучука. Процесс образования крошки каучука сопровождается некоторой деструкцией полимерных цепей с уменьшением молекулярной массы полимера. Эта деструкция является чисто механической и не влияет на свойства каучука. Повышение же температуры может вызвать термическую деструкцию, которая существенно влияет на качество продукта. Поэтому не допускается длительное пребывание крошки каучука в дегазаторе при повышенной температуре» [9].

«Образующиеся при диспергировании частицы крошки каучука должны иметь оптимальный размер и пористость, не быть склонными к слипанию и агломерации. Чем меньше размер получаемой крошки, тем быстрее происходит удаление растворителя (уменьшение диаметра крошки вдвое увеличивает скорость дегазации примерно в 4 раза). Однако получение очень мелких частиц нецелесообразно, так как увеличиваются потери каучука на стадии отделения его от воды. Оптимальным размером крошки считается 5-7 мм» [21].

«Использование крошкообразователей типа «фильера» приводит к образованию слишком крупной крошки каучука (80% частиц имеют диаметр более 10 мм). Значительно лучше диспергирование полимеризата происходит в крошкообразователях инжекторного типа. При установке такого крошкообразователя в верхней части дегазатора или перед ним в него кроме

полимеризата и пара подается также вода, а выходящий из крошкообразователя поток разделяется на парогазовую смесь, которая сразу поступает в паровое пространство дегазатора, и водную суспензию частично дегазированного каучука, стекающего вниз. Существуют крошкообразователи и более сложных конструкций, например, роторного типа» [17].

Аппараты для водной дегазации каучука имеют перемешивающие устройства. Они необходимы для предотвращения всплытия частиц каучука и их слипания. Также для предотвращения слипания и агломерации крошки каучука в воду предварительно добавляют антиагломераторы. В качестве них наиболее эффективны стеараты кальция или магния.

«В многофазной системе «крошка каучука-вода-пары воды и углеводородов» процесс отгонки летучих продуктов характеризуется равновесными концентрациями в парах фаз «твердое тело-пар», «твердое тело-жидкость» и «жидкость-пар». Если при дегазации каучука в паре «жидкость-пар» устанавливается равновесие, то не имеет значения, как определять остаток растворителя в каучуке: по равновесию в паре «твердое тело-жидкость» или в паре «твердое тело-пар». Но если концентрация растворителя в парах над жидкостью не достигает равновесия, то расчет нужно проводить по состоянию равновесия в системе «твердое тело-жидкость» [1].

«Равновесное распределение растворителя между частицами крошки каучука и паром рассчитывается по уравнению Флори-Хаггинса (2)»:

$$\frac{\ln p}{p_0} = \ln(1 - \varphi_1) + \frac{1 + V_2}{V_1\varphi_1 + \chi_1\varphi_1^2} \quad (2)$$

где p_0 и p – давление паров чистого растворителя и растворителя над поверхностью полимера при данной температуре;

V_1 и V_2 – мольные объемы полимера и растворителя;

φ_1 – объемная доля каучука в набухших частицах;

χ_1 – параметр взаимодействия полимер-растворитель.

Мольный объем вещества – это отношение его молекулярной массы к плотности. Он вычисляется по формуле (3):

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{M_2}{\rho_2} : \frac{M_1}{\rho_1} = \frac{\rho_1 M_2}{\rho_2 M_1} \quad (3)$$

где ρ_1 и ρ_2 – плотности полимера и растворителя;

M_1 и M_2 – молекулярные массы полимера и растворителя.

Для всех каучуков $M_1 \gg M_2$, значит, величиной V_2/V_1 можно пренебречь. Следовательно, уравнение равновесия принимает вид (4):

$$\ln \frac{p}{p_0} = \ln(1 - \varphi_1) + \varphi_1 + \varphi_1^2 \chi_1 \quad (4)$$

«Несмотря на то, что параметр χ_1 зависит от φ_1 , при расчетах можно использовать его среднее значение, так как он мало влияет на результат.

Равновесие в системе «твердое тело-жидкость» определяется растворимостью углеводородов в воде, которая обычно является низкой. При производстве синтетического изопренового каучука в качестве растворителей используются изопентан и толуол, растворимость которых в воде при различных температурах представлена в таблице 1» [25].

Таблица 1 – Растворимость изопентана и толуола в воде при различных температурах, % (масс.)

	20°C	40°C	60°C	100°C
Изопентан	0,0047	0,0062	0,0078	-
Толуол	0,0515	0,0608	0,0694	0,0866

«Растворимость изопентана в воде ничтожно мала, поэтому ее влияние на распределение растворителя между каучуком, водой и паром можно не

учитывать. Растворимость толуола на порядок выше, и взаимосвязь между его содержанием в каучуке и в воде можно рассчитать с помощью уравнения (4) и закона Генри (5)» [24]:

$$Y = mx, \quad (5)$$

где Y и x – концентрации растворителя в паровой и водной фазах соответственно;

m – константа Генри.

«Выбирая произвольные значения Y , рассчитывается по закону Генри концентрация растворителя в жидкой фазе x и находится парциальное давление его паров p при данной температуре. Далее по уравнению (4) находится величина φ_1 и через неё – равновесная концентрация растворителя в каучуке Z_p в % масс. по формуле (6)» [23]:

$$Z_p = \rho_2 \frac{1 - \varphi_1}{\rho_1 \varphi_1} \cdot 100 \quad (6)$$

Полученные результаты расчетов позволяют определить зависимость $Z_p = f(x)$, которая описывается в виде полинома (7):

$$Z_p = A + A_1x + A_2x + \dots, \quad (7)$$

Число членов в правой части которого и значения коэффициентов рассчитываются для каждой конкретной условий дегазации.

«По кинетическим закономерностям процесс дегазации каучука делится на две стадии. На первой стадии, проходящей при крошкообразовании, удаление растворителя идет без заметных диффузионных сопротивлений, и его исходная концентрация в каучуке Z_0

уменьшается во много раз. Концентрация растворителя в каучуке выражается в относительных процентах по формуле (8)» [22]:

$$Z_0 = \frac{m_p}{m_k} \cdot 100 \quad (8)$$

где m_p и m_k – масса растворителя и каучука соответственно.

«Достигаемая на первой стадии концентрация растворителя Z_0' является исходной для второй, более медленной, стадии дегазации, которая протекает при значительном диффузионном сопротивлении, и ее длительность определяет общую продолжительность процесса. Диффузия растворителя к поверхности частиц крошки каучука происходит как в жидком виде (в массе полимера), так и в виде паров, образующихся в результате испарения растворителя во внутренних слоях частиц. Сложность механизма диффузии затрудняет аналитическое описание второй стадии дегазации, но в ходе обработки множества экспериментальных данных была выведена формула (9)» [21]:

$$\frac{-dZ}{dt} = KZ^n \quad (9)$$

где K и n – константы, зависящие от природы каучука и растворителя, размера и пористости крошки.

«Показатель n отражает влияние химического строения каучука на его проницаемость при диффузии растворителя. Чем выше его значение, тем большая часть растворителя выходит из частиц крошки по порам в виде паров. Для упрощения интегрирования формулы (9) для 1,4-цис-полиизопрена значение n округляется до 1,0. Таким образом, кинетическое уравнение принимает вид (10)» [22]:

$$\frac{(Z - Z_p)}{(Z'_0 - Z_p)} = \exp(-K\tau) \quad (10)$$

«В математические модели процессов водной дегазации каучука входят уравнения равновесия, кинетики процесса, материального баланса и уравнения связи, которые учитывают изменения параметров процесса.

В модели входят по отдельности уравнения для первой и последующих ступеней дегазации, так как расчеты для первой ступени специфичны. В процессе дегазации СКИ-3 отгоняется бинарная смесь толуола и изопентана. Из-за более высокой летучести изопентана его содержание в крошке каучука оказывается намного меньше, чем содержание толуола. Поэтому, чтобы упростить расчеты, можно рассматривать только отгонку толуола. Парциальное давление его паров в дегазаторе первой ступени рассчитывается по уравнению (11)» [23]:

$$p_1 = \Pi \frac{\frac{Z_0 - Z_k}{100M_T}}{\frac{Z_0 - Z_k}{100M_T} + \frac{c_0}{100M_I} + \frac{q - 2,7}{M_B}} \quad (11)$$

где Π – давление в дегазаторе;

Z_0, Z_k – исходная и конечная концентрации толуола в каучуке;

c_0 – исходная концентрация изопентана;

M_T, M_I, M_B – молекулярные массы толуола, изопентана и воды соответственно;

q – количество подаваемого в систему дегазации водяного пара (кг на кг каучука).

«В дегазаторе первой ступени на подогрев воды, полимеризата и испарение растворителя на 1 кг каучука в среднем расходуется 2,7 кг пара, который при этом конденсируется и уходит в жидкую фазу. Следовательно, для первой ступени количество воды в паровой фазе принимается ($q - 2,7$).

Так как весь изопентан уходит в паровую фазу в дегазаторе первой ступени, то для следующих ступеней дегазации подобное уравнение имеет вид (12)» [25]:

$$p_i = \Pi \frac{\frac{Z_{i-1} - Z_K}{100M_T}}{\frac{Z_{i-1} - Z_K}{100M_T} - \frac{q\psi}{M_B}} \quad (12)$$

где ψ – доля пара, подаваемого на противоток.

«Из общего количества пара, которое подается на дегазацию, часть подается в аппарат первой ступени через крошкообразователь, остальной пар проходит противотоком через дегазаторы.

Уравнение равновесия (4) включается в математическую модель в виде, решенном относительно φ_1 . Это позволяет рассчитать объемную долю каучука в частицах, которые содержат растворитель, для любой ступени дегазации по формуле (13), выведенной на основе уравнения (4)» [17]:

$$\varphi_{1i} = 1 - 0,235 \frac{p_i}{p_0} \quad (13)$$

По значению φ_{1i} для любой ступени дегазации рассчитывается равновесная концентрация растворителя в каучуке по формуле (14):

$$Z_{pi} = \rho_2 \frac{1 - \varphi_{1i}}{\rho_1 \varphi_{1i}} \cdot 100(\%) \quad (14)$$

Уравнения (13) и (14) можно объединить в одно уравнение (15):

$$Z_{pi} = \rho_2 \frac{23,5p_i}{\rho_1(p_0 - 0,235p_i)} \quad (15)$$

«В некоторых случаях в числитель уравнения (14) и (15) вводят поправочный множитель α (для СКИ-3 $\alpha=2,5$).

При расчете концентрации растворителя в каучуке после каждой из ступеней дегазации применяются уравнения кинетики дегазации, получаемые преобразованием выражения (10) с учетом гидродинамики дегазатора» [1].

«Из-за различных плотностей воды и каучука частицы последнего стремятся всплыть, и несмотря на интенсивное перемешивание всегда имеет место неравномерное распределение крошки каучука по высоте дегазатора. Концентрация крошки каучука на выходе из аппарата $c_{\text{вых}}$ отличается от средней концентрации в аппарате $c_{\text{ср}}$ и вычисляется по формуле» [3]:

$$c_{\text{вых}} = K c_{\text{ср}} \quad (16)$$

где K – коэффициент неравномерности, показывающий, во сколько раз время пребывания частиц в реальном аппарате меньше, чем в аппарате идеального смешения.

Для дегазаторов с механическими мешалками K близок к 1, поэтому режим движения частиц в дегазаторе можно считать режимом идеального смешения.

«Однако отдельные частицы находятся в дегазаторе неодинаковое время, т.е. появляется некоторая функция распределения частиц по времени пребывания в аппарате. Это приводит к различным концентрациям растворителя в отдельных частицах каучука, и при преобразовании уравнения (10) нужно эту функцию распределения учитывать. Для СКИ-3 такое преобразование приводит к следующему уравнению (17) для концентрации растворителя после первой ступени дегазации» [7]:

$$Z_1 = Z_{p1} + \frac{Z_0 - Z_{p1}}{1 + K\tau_1} \quad (17)$$

«Также необходимо рассматривать отдельно уравнение для первой ступени дегазации, потому что в нем в качестве исходной берется не концентрация растворителя в полимеризате Z_0 , а величина Z'_0 , которая определяет переход процесса дегазации в диффузионную область, следовательно, разность между Z'_0 и Z_p обычно невелика» [1].

«Для дальнейших ступеней дегазации уравнения для конечной концентрации растворителя записываются в более общем виде (18)» [10]:

$$Z_i = Z_{pi} + \frac{Z_{i-1} - Z_{pi}}{1 + K\tau_i} \quad (18)$$

«Таким образом, математическая модель дегазации изопренового каучука включает в себя уравнения (11) и (12); (13) и (14) или (15), объединяющее два последних уравнения. Расчет процесса проводится методом последовательных приближений, для чего сначала задаются значением конечной концентрации растворителя Z_k и сопоставляют его с полученным значением Z_i после выхода из дегазатора последней ступени» [9].

«За критерий оптимизации при водной дегазации каучука берется конечная концентрация растворителя Z_k , которая зависит от многих факторов: числа ступеней дегазации, расхода пара, его доли, подаваемой противотоком; общего времени пребывания частиц крошки каучука в системе дегазации и его распределения по аппаратам отдельных ступеней. Имеющиеся математические модели позволяют просчитать различные варианты и выбрать оптимальный, т.е. достичь минимального значения Z_k , при наименьших затратах энергии» [8].

1.3 Патентный поиск

Для определения технического уровня и совокупности технических сведений, которые имеют отношение к теме выпускной квалификационной работы, а именно модернизации технологии водной дегазации синтетического изопренового каучука, был проведен патентный поиск глубиной 20 лет.

Данная тема индексируется согласно международной патентной классификации по следующим критериям:

- C08C 2/00 – Обработка растворов каучука;
- C08C 2/06 – Выделение каучука из растворов;
- C08F 6/10 – Удаление летучих веществ, например, мономеров, растворителей.

Данные об изученной в ходе патентного поиска документации представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Патентная документация

Объект исследования	Страна выдачи, вид и номер охранного документа, классификационный индекс	Автор, заявитель (патентообладатель), дата приоритета, дата публикации	Название изобретения и его формула
1	2	3	4
Модернизация процесса водной дегазации синтетического каучука	РФ Патент № 35628 МПК: C08C 2/06 C08F 6/10	Бочкарев В.Г. Дьяконов Г.С. Кузнецов В.А. Казанский государственный технологический университет Открытое акционерное общество "Нижнекамскнефтехим" 11.08.2003 27.01.2004	«Прямоточный аппарат для дегазации полимерной крошки каучука» «Прямоточный аппарат для дегазации полимерной крошки каучука, содержащий корпус, образованный из соосно установленных по его высоте секций, отличающийся тем, что секции имеют плавные переходы с круглого сечения на щелевидное и последовательно повернуты относительно друг друга в окружном направлении по высоте корпуса.» [12]
	РФ Патент № 85894 МПК: C08C 2/00	Елизаров Виктор Иванович Кириллов Данил Алексеевич Елизаров Дмитрий Викторович 13.02.2009 20.08.2009	«Устройство аппарата для дегазации крошки каучука» «Аппарат для дегазации синтетических каучуков, включающий цилиндрический корпус с расположенными на верхней крышке двигателем с редуктором и штуцером выхода паров углеводородов, штуцерами выхода продуктов в днище, ввода крошки каучука и воды на боковой поверхности, в котором соосно установлена двухъярусная лопастная мешалка, отличающийся тем, что вторая нижняя лопастная мешалка кольцевая конусообразная диаметром и шириной лопастей большими по сравнению с верхней стандартной, в днище аппарата установлены отражательные перегородки.» [13]

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4
<p>Модернизация процесса водной дегазации синтетического каучука</p>	<p>РФ Патент № 85895 МПК: C08C 2/06</p>	<p>Елизаров Виктор Иванович Кириллов Данил Алексеевич Елизаров Дмитрий Викторович 13.02.2009 20.08.2009</p>	<p>«Устройство аппарата для дегазации крошки каучука» «Аппарат для дегазации синтетических каучуков, включающий цилиндрический корпус с расположенными на верхней крышке двигателем с редуктором и штуцером выхода паров углеводородов, штуцерами выхода продуктов в днище, ввода крошки каучука и воды на боковой поверхности, в котором соосно установлена двухъярусная лопастная мешалка, отличающийся тем, что вторая нижняя лопастная мешалка по сравнению с верхней стандартной имеет больший диаметр и ширину лопастей, в днище аппарата установлены отражательные перегородки.» [14]</p>
	<p>РФ Патент № 85896 МПК: C08C 2/06 C08F 6/10</p>	<p>Елизаров Виктор Иванович Кириллов Данил Алексеевич Елизаров Дмитрий Викторович 13.02.2009 20.08.2009</p>	<p>«Устройство аппарата для дегазации крошки каучука» «Аппарат для дегазации синтетических каучуков, включающий цилиндрический корпус с расположенными на верхней крышке двигателем с редуктором и штуцером выхода паров углеводородов, штуцерами выхода продуктов в днище, ввода крошки каучука и воды на боковой поверхности, в котором соосно установлена двухъярусная лопастная мешалка, отличающийся тем, что вторая нижняя лопастная мешалка кольцевая конусообразная с вырезами по периметру кольца диаметром и шириной лопастей большими по сравнению с верхней стандартной, в днище аппарата установлены отражательные перегородки.» [15]</p>

В патенте [12] показан прямоточный аппарат для дегазации крошки каучука. Использование данного аппарата в качестве замены противоточного аппарата с мешалкой позволит уменьшить затраты электроэнергии и снизить себестоимость каучука.

В патентах [13], [14] и [15] показаны различные конструкции перемешивающих устройств, внедрение которых может повысить эффективность процесса дегазации путем достижения более равномерного распределения крошки каучука в объеме аппарата. При этом, патент [15] является более предпочтительным вследствие того, что для изготовления мешалки данной конструкции требуется меньше металла, а значит уменьшается нагрузка на подшипники и уплотнения.

Патентный поиск показал, что существующие технические решения касаются улучшения эффективности процесса дегазации СКИ, а также уменьшения потребления электроэнергии.

Вывод:

- даны общие сведения о производстве синтетического изопренового каучука, перечислены стадии процесса получения СКИ-3 на предприятии ООО «Тольяттикаучук»;

- описаны теоретические основы процесса водной дегазации синтетического изопренового каучука с целью нахождения направлений, по которым можно усовершенствовать существующий технологический процесс;

- проведен патентный поиск, который показал интерес к разработке различных конструкций аппаратов для проведения процесса водной дегазации синтетического каучука с целью повышения эффективности процесса и уменьшения затрат энергии.

2 Технологическая часть

2.1 Описание технологической схемы узла дегазации СКИ

Существующая технологическая схема узла дегазации СКИ представлена в приложении А.

Отмытый полимеризат из аппаратов Е-500 блока полимеризации изопрена поступает самотеком по трем параллельным трубопроводам в усреднители Е-1/2,3, где он отделяется от воды с растворенными в ней продуктами распада каталитического комплекса. Уровень в усреднителях Е-1/2,3 выдерживается не более 95 %. Уровень раздела фаз между полимеризатом и водой выдерживается в пределах 30 ÷ 80 % клапаном на линии нагнетания Н-2/1,2. Отстойная вода из усреднителей Е-1/2,3 насосами Н-2/1,2 подается в аппарат Е-450 блока полимеризации изопрена. Полимеризат из усреднителей Е-1/2,3 самотеком по переливным трубам поступает в усреднители Е-1/1,4, где происходит дополнительный отстой воды. Уровень в них выдерживается в пределах 40 ÷ 70 %. Уровень раздела фаз между полимеризатом и водой выдерживается в пределах 10 ÷ 50 % клапаном на линии нагнетания Н-3/1,2. Отстойная вода из усреднителей Е-1/1,4 насосами Н-3/1,2 в коллектор подачи полимеризата в усреднители Е-1/2,3. Давление в усреднителях Е-1/1-4 выдерживается в пределах 0,02 ÷ 0,06 МПа клапаном на линии подачи азота в Е-1/1-4.

Усреднители Е-1/1,4 снабжены ППК, сброс с которых производится в аппарат Е-110 блока полимеризации изопрена. Также перед ППК установлены мембранные предохранительные устройства.

Углеводородные газы из усреднителей Е-1/1-4 поступают в межтрубное пространство конденсатора Т-4а, где они конденсируются с помощью оборотной воды, подаваемой в трубное пространство. Несконденсированные углеводородные газы поступают в межтрубное пространство конденсатора Т-5а, в трубное пространство которого подается

захолаженная вода (в зимнее время – оборотная вода). Углеводородный конденсат из конденсаторов Т-4а и Т-5а поступает в емкость Е-6а. Несконденсировавшиеся инертные газы из конденсатора Т-5а стравливаются в атмосферу. Давление на линии отдувок выдерживается клапаном не более 0,07 МПа.

Углеводородный конденсат из емкости Е-6а откачивается центробежными насосами Н-7/1,2 в емкость Е-125 узла воднощелочной отмывки. Уровень в емкости Е-6а выдерживается клапаном на линии нагнетания насоса Н-7/2 в пределах 30 ÷ 80 %.

Насосы Н-7/1,2 снабжены двойным торцевым уплотнением. Для создания гидравлического затвора в торцевых уплотнениях из бачка Е-7а/1,2 подается затворная жидкость (масло турбинное ТП-22С). Бачок снабжен внутренним змеевиком, через который проходит оборотная вода, охлаждающая затворную жидкость.

Для обеспечения безопасной работы насосы Н-7/1,2 снабжены блокировками. Автоматический останов Н-7/1,2 происходит при:

- отсутствию уровня на линии нагнетания насоса;
- нагреве 1-го или 2-го подшипников до 80°С;
- снижении давления в линии нагнетания до 0,2 МПа;
- уровне затворной жидкости в бачке Е-7а выше верхнего или ниже нижнего штуцера;
- давлению затворной жидкости в бачке выше 0,1 МПа.

Полимеризат из усреднителей Е-1/1,4 винтовым насосом Н-8 подается в крошкообразователь А-9г, куда также подается пар 20 ати, под действием которого образуется крошка каучука диаметром 10 ÷ 15 мм. Давление на линии нагнетания насоса Н-8 выдерживается перепускным клапаном не менее 0,15 МПа.

Одной из конструктивных частей насоса Н-8 является гидромуфта, передающая крутящий момент от электродвигателя к ведущему валу насоса. Для ее работы используется промышленное масло И-20А. Масло в

гидромуфте постоянно охлаждается за счет подачи его маслонасосом Н-8а в маслохолодильник насоса Н-8. Для обеспечения безопасной работы насос Н-8 снабжен блокировками. Он останавливается при:

- нагреве масла в гидромуфте до 70°C;
- отсутствии давления на маслонасосе Н-8а;
- останове электродвигателя маслонасоса Н-8а.

Для создания затвора между торцевыми уплотнениями Н-8 из емкости Е-8е шестеренчатым насосом Н-8д/1,2 через маслохолодильник Т-8б подается индустриальное масло, далее оно возвращается обратно в Е-8е. Давление в системе торцевых уплотнений выдерживается в пределах 0,12 ÷ 0,3 МПа клапаном на трубопроводе обратного масла.

При подготовке насоса Н-8 к ремонту полимеризат из него передавливается азотом в заглубленную емкость Е-8в. При достижении уровня в Е-8в около 80 % полимеризат передавливается азотом в переливные трубы между парами усреднителей Е-1/1-2 и Е-1/3-4.

Образованная крошка каучука уносится циркуляционной водой, подаваемой из емкости Е-10в центробежными насосами Н-10г/1,2, из крошкообразователя А-9г в дегазатор 1-й ступени А-9. Дегазатор первой ступени снабжен лопастной мешалкой, вращающейся против часовой стрелки. Температура в аппарате А-9 выдерживается клапаном на линии подачи пара 20 ати в крошкообразователь А-9г в пределах 96 ÷ 110 °С. При уменьшении температуры в А-9 до 90°C срабатывает блокировка: закрывается электрозадвижка на подаче полимеризата в крошкообразователь А-9, останавливаются насосы Н-11 и закрывается электрозадвижка на подаче пульпы из А-9а в А-700. Расход циркуляционной воды регулируется клапаном.

Уровень в дегазаторе А-9 выдерживается клапаном на подаче пульпы в А-9а. При снижении уровня до 25% срабатывает блокировка: закрывается электрозадвижка на подаче полимеризата в крошкообразователь А-9г,

останавливаются насосы Н-11, закрываются отсекающий клапан на подаче пара 20 атм в крошкообразователь А-9г и клапан на подаче пульпы в дегазатор А-9а.

Для дополнительного поддержания температуры и дополнительного перемешивания пульпы в барботер, расположенный в кубе дегазатора А-9, также подается пар 5 атм, расход которого регулируется клапаном.

Во избежание слипания крошки каучука в дегазаторе во всасывающую линию насосов Н-10г/1,2 через фильтра А-13/1-4 подается суспензия антиагломератора (стеарата кальция) с массовой концентрацией $3,5 \div 5,0$ % и рН в пределах $10,5 \div 12,0$. Подача стеарата кальция должна быть такой, чтобы содержание стеариновой кислоты в каучуке составляло $0,6 \div 1,4$ % масс. Расход суспензии антиагломератора регулируется клапаном.

Давление в дегазаторе А-9 не должно превышать 0,2 МПа. При давлении 0,22 МПа срабатывает блокировка: закрывается электрозадвижка на подаче полимеризата в крошкообразователь А-9г.

Парогазовая смесь из аппарата А-9, проходя через фильтры А-12/1,2 поступает в конденсаторы Т-122/1,2 узла воднощелочной отмывки.

Пульпа из дегазатора А-9 подается центробежными насосами Н-11/1-3 в дегазатор 2 ступени А-9а, где происходит удаление из крошки каучука остатков углеводов. Дегазатор А-9а снабжен лопастной мешалкой, вращающейся по часовой стрелке. Температура в аппарате А-9а выдерживается в пределах $96 \div 105^{\circ}\text{C}$ подачей пара 5 атм в барботер, находящийся в кубе дегазатора. При уменьшении температуры в А-9а до 90°C срабатывает блокировка: закрывается электрозадвижка на подаче полимеризата в крошкообразователь А-9г, останавливаются насосы Н-11а и закрывается электрозадвижка на подаче пульпы из А-9а в А-700. Расход пара 5 атм регулируется клапаном.

Уровень в дегазаторе А-9а выдерживается в пределах $40 \div 70$ % клапаном на подаче пульпы из А-9а в А-700. При снижении уровня в А-9а до 25% срабатывает блокировка: закрывается электрозадвижка на подаче

полимеризата в крошкообразователь А-9г, останавливаются насосы Н-11а и закрывается электрозадвижка на подаче пульпы из А-9а в А-700.

Давление в дегазаторе А-9а не должно превышать 0,05 МПа.

Парогазовая смесь из аппарата А-9а через фильтр А-12а поступает в межтрубное пространство конденсатора Т-4, где она конденсируется за счет подачи оборотной воды в трубное пространство. Несконденсированные углеводородные газы поступают в межтрубное пространство конденсатора Т-5, в трубное пространство которого подается захоложенная вода (в зимнее время – оборотная вода). Конденсат из теплообменников Т-4 и Т-5 стекает в емкость Е-6. Несконденсированные инертные газы стравливаются в атмосферу. Давление на линии отдувок регулируется клапаном.

Углеводородный конденсат из емкости Е-6 откачивается центробежными насосами Н-7/1,2 в емкость Е-125 узла воднощелочной отмывки. Уровень в емкости Е-9 выдерживается клапаном на линии нагнетания насоса Н-7/1 в пределах $30 \div 80$ %.

Полностью дегазированная пульпа из дегазатора А-9а с концентрацией крошки каучука $2,5 \div 4,5$ % масс. подается центробежными насосами Н-11а/1-3 в концентратор А-700 узла выделения СКИ. Вода из концентратора А-700 через переливной карман по переливным трубам самотеком возвращается в емкость Е-10в.

Уровень в емкости Е-10в выдерживается в пределах $30 \div 60$ %. Излишки циркуляционной воды откачиваются из емкости Е-10в центробежным насосом Н-14 через циклоны А-15/1,2 и крошкоулавливатель Е-16 в ХЗК.

рН циркуляционной воды должен выдерживаться в пределах $7,5 \div 9,5$. Заданный рН поддерживается подачей раствора КОН с концентрацией до 15% масс. из емкости Е-17 насосами Н-18/1,2 в переливной трубопровод концентратора А-700. Щелочь в емкость Е-17 подается из емкости Е-204/1,2 отделения приготовления антиагломератора.

Аппараты А-9, А-9а и емкости Е-6 и Е-6а снабжены ППК, сброс с которых направляется в емкость Е-19. Перед ППК аппаратов А-9 и А-9а размещены мембранные предохранительные устройства. При достижении уровня в Е-19 30% автоматически включается электродвигатель центробежного насоса Н-19а/1,2 и открывается электрозадвижка на подаче конденсата в Е-125 узла воднощелочной отмывки.

Сточные воды с наружной установки стекают в заглубленную емкость Е-20. По мере ее наполнения до 80% она передавливается азотом через гидрозатвор А-21 в ХЗК.

2.2 Недостатки существующей технологической схемы

Аппарат дегазации 1-й ступени представляет собой аппарат с перемешивающим устройством, выполненным в виде трехъярусной мешалки, на каждом ярусе которой установлено четыре лопасти. Лопасти повернуты на острый угол относительно плоскости вращения.

Недостатком мешалки данной конструкции является то, что она не позволяет достичь равномерного распределения крошки каучука по объему аппарата, что ухудшает процесс удаления растворителя из каучука. Дело в том, что крошка каучука имеет более низкую плотность по сравнению с водой, вследствие чего она стремится всплыть на поверхность жидкой фазы, а при увеличении числа оборотов мешалки крошка концентрируется вокруг вала. Геометрия лопастей существующей мешалки не позволяет поддерживать крошку каучука во взвешенном состоянии.

Кроме того, используемая аппаратура для дегазации СКИ потребляет значительное количество электроэнергии, что увеличивает затраты на процесс и, следовательно, увеличивает себестоимость каучука.

2.3 Выбор путей усовершенствования существующей технологической схемы

В дегазаторе первой ступени предлагается изменить конструкцию перемешивающего устройства на более совершенную.

«Перемешивающее устройство состоит из двухъярусной лопастной мешалки. Верхняя четырехлопастная мешалка имеет наклон лопастей, составляющий острый угол от 20 до 70 градусов. Ширина лопастей 10% от диаметра аппарата, диаметр мешалки не более $5/9$ от диаметра аппарата. Нижняя кольцевая лопастная мешалка имеет вырезы по периметру кольца для создания интенсивного осевого движения. Наклон лопастей составляет острый угол от 20 до 70 градусов. Диаметр нижней мешалки на $1/4$ больше диаметра верхней. Ширина лопастей нижней мешалки составляет $3/2$ от ширины лопастей верхней» [15].

Противоточный дегазатор второй ступени, представляющий собой аппарат с мешалкой, предлагается заменить на прямоточный аппарат.

Данный аппарат представляет собой трубчатый аппарат диффузорно-конфузорной конструкции. В конфузорной части происходит ускорение потока, а в диффузорной – замедление. В результате пульсаций скорости потока и давления в аппарате происходит интенсификация тепломассообменных процессов в аппарате и, как следствие, ускоряется удаление растворителя из крошки каучука.

2.4 Изменения технологической схемы узла дегазации СКИ

Измененная технологическая схема узла дегазации СКИ представлена в приложении Б.

Пульпа из дегазатора А-9 подается центробежными насосами Н-11/1-3 в нижнюю часть прямоточного дегазатора 2 ступени А-9а, куда также

подается пар 5 ати. В дегазаторе происходит удаление из крошки каучука остатков углеводородов.

Из верхней части дегазатора А-9а полностью дегазированная пульпа и парогазовая смесь поступают в верхнюю часть циклонного сепаратора А-9б, где происходит отделение парогазовой смеси от пульпы каучука.

Парогазовая смесь из сепаратора А-9б через фильтр А-12а поступает в межтрубное пространство конденсатора Т-4, где она конденсируется за счет подачи оборотной воды в трубное пространство. Несконденсированные углеводородные газы поступают в межтрубное пространство конденсатора Т-5, в трубное пространство которого подается захоложенная вода (в зимнее время – оборотная вода). Конденсат из теплообменников Т-4 и Т-5 стекает в емкость Е-6. Несконденсированные инертные газы стравливаются в атмосферу. Давление на линии отдувок регулируется клапаном.

Углеводородный конденсат из емкости Е-6 откачивается центробежными насосами Н-7/1,2 в емкость Е-125 узла воднощелочной отмывки. Уровень в емкости Е-9 выдерживается клапаном на линии нагнетания насоса Н-7/1 в пределах $30 \div 80$ %.

Пульпа каучука из нижней части сепаратора А-9б с концентрацией крошки каучука $2,5 \div 4,5$ % масс. поступает в концентратор А-700 узла выделения СКИ. Вода из концентратора А-700 через переливной карман по переливным трубам самотеком возвращается в емкость Е-10в.

3 Расчетная часть

3.1 Расчет материального баланса узла дегазации СКИ

Уравнение материального баланса узла дегазации СКИ (19):

$$G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = G_5 + G_6, \quad (19)$$

где G_1 – приход полимеризата;

G_2 – приход пара 20 ати;

G_3 – приход циркуляционной воды;

G_4 – приход пара 5 ати;

G_5 – расход парогазовой смеси;

G_6 – расход пульпы крошки каучука.

Схема материальных потоков узла дегазации представлена на рисунке

1.

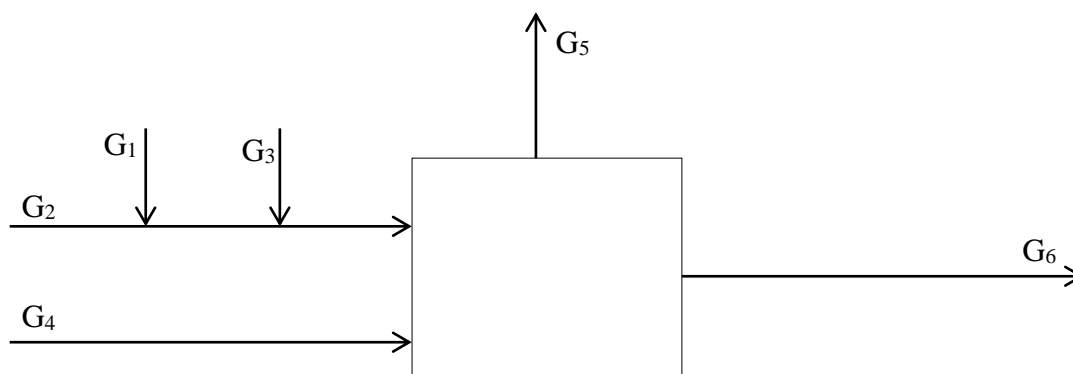


Рисунок 1 – Схема материальных потоков узла дегазации

Производительность по СКИ-3 – 50000 т/год.

Время работы оборудования (с учетом капитального ремонта 30 дней)
– 8040 часов.

Температура полимера $t_{\text{полимер}} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ К}$.

Температура циркуляционной воды $t_{\text{цирк.вода}} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ К}$.

Температура процесса дегазации $t_{\text{дегазация}} = 100^{\circ}\text{C} = 373,15 \text{ K}$.

Давление в дегазаторе $p_{\text{дег-ия}} = 0,1 \text{ МПа} = 100000 \text{ Па}$.

Часовая производительность по СКИ-3 (кг/ч) (20):

$$G_{\text{ч}} = G_{\text{Г}} \cdot 1000 / t_{\text{эф}}, \quad (20)$$

где $G_{\text{Г}}$ – годовая производительность по СКИ-3, т/год;

$t_{\text{эф}}$ – время работы оборудования, ч.

$$G_{\text{ч}} = 50000 \cdot 1000 / 8040 = 6218,91 \text{ кг/ч.}$$

Конверсия изопрена – 85%.

Расход изопрена с изопентан-изопреновой шихтой с учетом конверсии изопрена 85% (21):

$$G_{\text{и-прен(ИИШ)}} = G_{\text{ч}} / 0,85 \quad (21)$$

$$G_{\text{и-прен(ИИШ)}} = 6218,91 / 0,85 = 7316,36 \text{ кг/ч}$$

Расход непрореагировавшего изопрена (22):

$$G_{\text{и-прен(непрор)}} = G_{\text{и-прен(ИИШ)}} - G_{\text{ч}}, \quad (22)$$

$$G_{\text{и-прен(непрор)}} = 7316,36 - 6218,91 = 1097,45 \text{ кг/ч}$$

Состав изопентан-изопреновой шихты, подаваемой на полимеризацию, представлен в таблице 3.

Таблица 3 – Состав изопентан-изопреновой шихты, подаваемой на полимеризацию

Вещество	Концентрация вещества в ИИШ, $\omega_{\text{(ИИШ)}}$, % масс.
Изопентан	65,35
Изопентены	18,43

Изопрен	16,22
---------	-------

Расход изопентан-изопреновой шихты, подаваемой на полимеризацию (23):

$$G_{\text{ИИШ}} = G_{\text{и-прен(ИИШ)}} \cdot 100 / \omega_{\text{и-прен(ИИШ)}}, \quad (23)$$

$$G_{\text{ИИШ}} = 7316,36 / 0,162 = 45107,03 \text{ кг/ч}$$

Расход изопентана с изопентан-изопреновой шихтой (24):

$$G_{\text{и-пентан(ИИШ)}} = G_{\text{ИИШ}} \cdot \omega_{\text{и-пентан(ИИШ)}} / 100, \quad (24)$$

$$G_{\text{и-пентан(ИИШ)}} = 45107,03 \cdot 65,35 / 100 = 29477,44 \text{ кг/ч}$$

Расход изопентенов с изопентан-изопреновой шихтой (25):

$$G_{\text{и-пентены(ИИШ)}} = G_{\text{ИИШ}} \cdot \omega_{\text{и-пентены(ИИШ)}} / 100, \quad (25)$$

$$G_{\text{и-пентены(ИИШ)}} = 45107,03 \cdot 18,43 / 100 = 8313,23 \text{ кг/ч}$$

Расход каталитического комплекса на полимеризацию (26):

$$G_{\text{к.к.}} = G_{\text{и-прен(ИИШ)}} \cdot x_{\text{к.к.}} / 100, \quad (26)$$

где $x_{\text{к.к.}}$ – дозировка каталитического комплекса в пересчете на изопрен, 0,3 % масс.

$$G_{\text{к.к.}} = 7316,36 \cdot 0,3 / 100 = 21,95 \text{ кг/ч}$$

Объем раствора каталитического комплекса, подаваемого на полимеризацию (27):

$$V_{\text{р-ра к.к.}} = G_{\text{к.к.}} / c_{\text{к.к.}} \quad (27)$$

где $c_{к.к.}$ – концентрация каталитического комплекса в растворе толуола, 115 кг/м^3 .

$$V_{\text{р-ра к.к.}} = 21,95/115 = 0,191 \text{ м}^3$$

Расход раствора каталитического комплекса на полимеризацию (28):

$$G_{\text{р-ра к.к.}} = V_{\text{р-ра к.к.}} \cdot \rho_{\text{р-ра к.к.}}, \quad (28)$$

где $\rho_{\text{р-ра к.к.}}$ – плотность раствора каталитического комплекса, кг/м^3 .

Плотность раствора каталитического комплекса примем равной плотности толуола. Каталитический комплекс приходит на полимеризацию с температурой $t = -15^\circ\text{C}$. Тогда плотность каталитического комплекса $\rho_{\text{р-ра к.к.}} = 899,3 \text{ кг/м}^3$.

$$G_{\text{р-ра к.к.}} = 0,191 \cdot 899,3 = 171,77 \text{ кг/ч}$$

Расход толуола с раствором каталитического комплекса (29):

$$G_{\text{толуол(к.к.)}} = G_{\text{р-ра к.к.}} - G_{\text{к.к.}} \quad (29)$$

$$G_{\text{толуол(к.к.)}} = 171,77 - 21,95 = 149,82 \text{ кг/ч}$$

Расход антиоксиданта в полимеризате (30):

$$G_{\text{а/о}} = G_{\text{и-прен(ИИШ)}} \cdot x_{\text{а/о}}/100, \quad (30)$$

где $x_{\text{а/о}}$ – дозировка антиоксиданта С-789 в пересчете на изопрен, 0,3% масс.

$$G_{\text{а/о}} = 7316,36 \cdot 0,3/100 = 21,95 \text{ кг/ч}$$

Расход раствора антиоксиданта до разбавления в изопентан-изопреновой фракции (31):

$$G_{\text{р-ра а/о до р-ния}} = G_{\text{а/о}} \cdot 100 / c_{\text{а/о до р-ния}}, \quad (31)$$

Где $c_{\text{а/о до р-ния}}$ – концентрация антиоксиданта С-789 в растворе толуола до разбавления в изопентан-изопреновой фракции, 45% масс.

$$G_{\text{р-ра а/о до р-ния}} = 21,95 \cdot 100 / 45 = 48,78 \text{ кг/ч}$$

Расход толуола с антиоксидантом (32):

$$G_{\text{толуол(а/о)}} = G_{\text{р-ра а/о до р-ния}} - G_{\text{а/о}} \quad (32)$$

$$G_{\text{толуол(а/о)}} = 48,78 - 21,95 = 26,83 \text{ кг/ч}$$

Расход раствора антиоксиданта после разбавления в изопентан-изопреновой фракции (33):

$$G_{\text{р-ра а/о после р-ния}} = G_{\text{а/о}} \cdot 100 / c_{\text{а/о после р-ния}}, \quad (33)$$

Где $c_{\text{а/о после р-ния}}$ – концентрация антиоксиданта С-789 после разбавления в изопентан-изопреновой фракции, 10% масс.

$$G_{\text{р-ра а/о после р-ния}} = 21,95 \cdot 100 / 10 = 219,5 \text{ кг/ч}$$

Расход изопентан-изопреновой фракции на разбавление антиоксиданта (34):

$$G_{\text{ИИФ}} = G_{\text{р-ра а/о после р-ния}} - G_{\text{р-ра а/о до р-ния}} \quad (34)$$

$$G_{\text{ИИФ}} = 219,5 - 48,78 = 170,72 \text{ кг/ч}$$

Состав изопентан-изопреновой фракции, подаваемой на разбавление антиоксиданта, дан в таблице 4.

Таблица 4 – Состав изопентан-изопреновой фракции, подаваемой на разбавление антиоксиданта

Вещество	Концентрация вещества в ИИФ, $\omega_{(a/o)}$, % масс.
Изопентан	74,68
Изопентены	21,07
Изопрен	4,25

Расход изопентана с раствором антиоксиданта (35):

$$G_{\text{и-пентан}(a/o)} = G_{\text{ИИФ}} \cdot \omega_{\text{и-пентан}(a/o)} / 100 \quad (35)$$

$$G_{\text{и-пентан}(a/o)} = 170,72 \cdot 74,68 / 100 = 127,49 \text{ кг/ч}$$

Расход изопрена с раствором антиоксиданта (36):

$$G_{\text{и-прен}(a/o)} = G_{\text{ИИФ}} \cdot \omega_{\text{и-прен}(a/o)} / 100 \quad (36)$$

$$G_{\text{и-прен}(a/o)} = 170,72 \cdot 4,25 / 100 = 7,26 \text{ кг/ч}$$

Расход изопентенов с раствором антиоксиданта (37):

$$G_{\text{и-пентены}(a/o)} = G_{\text{ИИФ}} \cdot \omega_{\text{и-пентены}(a/o)} / 100, \quad (37)$$

$$G_{\text{и-пентены}(a/o)} = 170,72 \cdot 21,07 / 100 = 35,97 \text{ кг/ч}$$

Общий расход изопрена с полимеризатом (38):

$$G_{\text{и-прен(полимер)}} = G_{\text{и-прен(непрор)}} + G_{\text{и-прен}(a/o)} \quad (38)$$

$$G_{\text{и-прен(полимер)}} = 1097,45 + 7,26 = 1104,71 \text{ кг/ч}$$

Общий расход изопентана с полимеризатом (39):

$$G_{\text{и-пентан(полимер)}} = G_{\text{и-пентан(ИИШ)}} + G_{\text{и-пентан(а/о)}} \quad (39)$$

$$G_{\text{и-пентан(полимер)}} = 29477,44 + 127,49 = 29604,93 \text{ кг/ч}$$

Общий расход изопентенов с полимеризатом (40):

$$G_{\text{и-пентены(полимер)}} = G_{\text{и-пентены(ИИШ)}} + G_{\text{и-пентены(а/о)}} \quad (40)$$

$$G_{\text{и-пентены(полимер)}} = 8313,23 + 35,97 = 8349,20 \text{ кг/ч}$$

Общий расход толуола с полимеризатом (41):

$$G_{\text{толуол(полимер)}} = G_{\text{толуол(к.к.)}} + G_{\text{толуол(а/о)}} \quad (41)$$

$$G_{\text{толуол(полимер)}} = 149,82 + 26,83 = 176,65 \text{ кг/ч}$$

Расход полимеризата на дегазацию (42):

$$G_1 = G_{\text{ч}} + G_{\text{и-прен(полимер)}} + G_{\text{и-пентан(полимер)}} + G_{\text{и-пентены(полимер)}} + \\ + G_{\text{толуол(полимер)}} \quad (42)$$

$$G_1 = 6218,91 + 1104,91 + 29604,93 + 8349,20 + 176,65 = 45454,60 \text{ кг/ч}$$

Расход циркуляционной воды на дегазацию, без учета антиагломератора (43):

$$G_{\text{цирк.вода}} = G_{\text{ч}} \cdot 100/\omega_{\text{СКИ}} \quad (43)$$

где $\omega_{\text{СКИ}}$ – концентрация крошки каучука в пульпе, 3,8% масс.

$$G_{\text{цирк.вода}} = 6218,91 \cdot 100/3,8 = 163655,53 \text{ кг/ч}$$

Расход стеарата кальция с циркуляционной водой (44):

$$G_{\text{Ст.Са}} = G_{\text{ч}} \cdot x_{\text{Ст.Са}} / 100, \quad (44)$$

где $x_{\text{Ст.Са}}$ – дозировка стеарата кальция в пересчете на каучук, 1,0% масс. [5].

$$G_{\text{Ст.Са}} = 6218,91 \cdot 1,0 / 100 = 62,19 \text{ кг/ч}$$

Расход циркуляционной воды на дегазацию вместе с антиагломератором (45):

$$G_{\text{з}} = G_{\text{цирк.вода}} + G_{\text{Ст.Са}} \quad (45)$$

$$G_{\text{з}} = 163655,63 + 62,19 = 163717,82 \text{ кг/ч}$$

Теоретическое количество теплоты пара, необходимое для процесса дегазации (46):

$$Q_{\text{пар(теор)}} = Q_{\text{СКИ(нагрев)}} + Q_{\text{у/в(нагрев)}} + Q_{\text{цирк.вода(нагрев)}}, \quad (46)$$

где $Q_{\text{СКИ(нагрев)}}$ – количество теплоты, необходимое для нагрева каучука, кДж/ч,

$Q_{\text{у/в(нагрев)}}$ – количество теплоты, необходимое для нагрева и испарения углеводородов, кДж/ч,

$Q_{\text{цирк.вода(нагрев)}}$ – количество теплоты, необходимое для нагрева циркуляционной воды, кДж/ч.

Количество теплоты, необходимое для нагрева каучука (47):

$$Q_{\text{СКИ(нагрев)}} = G_{\text{ч}} c_{\text{СКИ}} (t_{\text{дегазация}} - t_{\text{полимер}}), \quad (47)$$

где $c_{\text{СКИ}}$ – удельная теплоемкость СКИ-3, 1,97 кДж/кг·К.

$$Q_{\text{СКИ(нагрев)}} = 6218,91 \cdot 1,97 \cdot (373,15 - 303,15) = 857587,689 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, необходимое для нагрева и испарения углеводородов (48):

$$Q_{\text{у/в(нагрев)}} = Q_{\text{и-пентан(нагрев)}} + Q_{\text{и-пентены(нагрев)}} + Q_{\text{и-прен(нагрев)}} + Q_{\text{толуол(нагрев)}}, \quad (48)$$

где $Q_{\text{и-пентан(нагрев)}}$, $Q_{\text{и-пентены(нагрев)}}$, $Q_{\text{и-прен(нагрев)}}$, $Q_{\text{толуол(нагрев)}}$ – количество теплоты, необходимое для нагрева и испарения изопентана, изопентенов, изопрена и толуола соответственно (49), кДж/ч:

$$Q_{\text{нагрев}} = G_{\text{у/в(полимер)}} c_{\text{ср}} (t_{\text{дегазация}} - t_{\text{полимер}}) + G_{\text{у/в(полимер)}} r, \quad (49)$$

где $G_{\text{у/в(полимер)}}$ – расход углеводорода с полимеризатом, кг/ч

$c_{\text{ср}}$ – удельная теплоемкость вещества, кДж/кг·К.

r – теплота парообразования вещества, кДж/кг.

Удельные теплоемкости углеводородов берем при средней температуре, вычисляемой по формуле (50):

$$t_{\text{ср}} = (t_{\text{дегазация}} + t_{\text{полимер}})/2 \quad (50)$$

$$t_{\text{ср}} = (100 + 30)/2 = 65^\circ\text{C} = 338,15 \text{ К.}$$

Удельные теплоемкости веществ (51):

$$c = c_p/M, \quad (51)$$

где c_p – молярная теплоемкость вещества, кДж/кмоль·К.

Молярная теплоемкость вещества (52) [4]:

$$c_p = A_0 + A_1 \left(\frac{T}{1000}\right) + A_2 \left(\frac{T}{1000}\right)^2 + A_3 \left(\frac{T}{1000}\right)^3 + A_{-2} \left(\frac{T}{1000}\right)^{-2}, \quad (52)$$

где $A_0, A_1, A_2, A_3, A_{-2}$ – коэффициенты,

T – температура, К.

Пример расчета удельной теплоемкости для изопентана при 303,15 К:

$$\begin{aligned} c_p &= -49,7 + 651,2 \cdot \left(\frac{303,15}{1000}\right) + (-455,1) \cdot \left(\frac{303,15}{1000}\right)^2 + 133,5 \cdot \left(\frac{303,15}{1000}\right)^3 \\ &+ 1,00 \cdot \left(\frac{303,15}{1000}\right)^{-2} = 120,428 \text{ кДж/кмоль} \cdot \text{К} \\ c &= 120,428/72,15 = 1,669 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К} \end{aligned}$$

Данные о расчете удельной теплоемкости веществ и теплотах парообразования даны в таблицах 5 и 6.

Таблица 5 – Данные для расчета молярной теплоемкости веществ

Вещество	A_0	A_1	A_2	A_3	A_{-2}
i-C ₅ H ₁₂	-49,7	651,2	-455,1	133,5	1,00
i-C ₅ H ₁₀	-29,9	514,4	-328,1	87,8	0,74
i-C ₅ H ₈	11,7	420,1	-300,1	90,4	-0,70
C ₇ H ₈	-77,3	722,0	-545,9	165,4	0,88

Таблица 6 – Молярные и удельные теплоемкости веществ и их теплоты парообразования

Вещество	M, кг/кмоль	c_p , кДж/кмоль·К			c , кДж/кг·К			r , кДж/кг
		303,15 К	338,15 К	373,15 К	303,15 К	338,15 К	373,15 К	
i-C ₅ H ₁₂	72,15	120,428	132,372	144,045	1,669	1,835	1,996	342,16
i-C ₅ H ₁₀	70,13	106,386	116,394	126,24	1,517	1,66	1,8	375,86
i-C ₅ H ₈	68,12	106,376	116,815	126,344	1,562	1,715	1,855	377,06
C ₇ H ₈	92,14	105,59	118,514	131,016	1,146	1,286	1,422	364,064

$$\begin{aligned} Q_{\text{и-пентан(нагрев)}} &= 29604,93 \cdot 1,835 \cdot (373,15 - 303,15) + 29604,93 \times \\ &\times 342,16 = 13932376,107 \text{ кДж/ч} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{и-пентены(нагрев)}} = 8349,20 \cdot 1,66 \cdot (373,15 - 303,15) + 8349,20 \cdot 375,86 =$$

$$= 4108307,352 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{и-прен(нагрев)}} = 1104,71 \cdot 1,715 \cdot (373,15 - 303,15) + 1104,71 \cdot 377,06 =$$

$$= 549162,388 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{толуол(нагрев)}} = 176,65 \cdot 1,286 \cdot (373,15 - 303,15) + 176,65 \cdot 364,064 =$$

$$= 80213,939 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{у/в(нагрев)}} = 13932376,107 + 4108307,352 + 549162,388 + 80213,939 =$$

$$= 18670059,786 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, необходимое для нагрева циркуляционной воды (53):

$$Q_{\text{цирк.вода(нагрев)}} = G_{\text{цирк.вода}} c_{\text{вода}} (t_{\text{дегазация}} - t_{\text{цирк.вода}}) \quad (53)$$

Данные об удельной теплоемкости воды при различных температурах даны в таблице 7.

Таблица 7 – Удельная теплоемкость воды при различных температурах

Температура, °С	Удельная теплоемкость, кДж/кг·К
90	4,2048
95	4,21
100	4,2156

$$Q_{\text{цирк.вода(нагрев)}} = 163655,53 \cdot 4,21 \cdot (373,15 - 363,15) =$$

$$= 6889897,813 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{пар(теор)}} = 857587,689 + 18670059,786 + 6889897,813 =$$

$$= 26417545,288 \text{ кДж/ч}$$

Расход пара, конденсирующегося при передаче теплоты (54):

$$G_{\text{пар(конд.)}} = \frac{Q_{\text{пар}}}{x_{\text{пар}20}(i''_{\text{пар}20} - c_{\text{конд-т}}t_{\text{дегазация}}) + (1 - x_{\text{пар}20})(i''_{\text{пар}5} - c_{\text{конд-т}}t_{\text{дегазация}})}, \quad (54)$$

где $x_{\text{пар}20}$ – доля пара, подаваемого в крошкообразователь, 0,7,

$i''_{\text{пар}20}$, $i''_{\text{пар}5}$ – удельные энтальпии пара 20 ати и пара 5 ати соответственно, кДж/кг,

$c_{\text{конд-т}}$ – удельная теплоемкость образующегося парового конденсата, 4,2156 кДж/кг·К.

Данные об удельных энтальпиях пара даны в таблице 8 [18].

Таблица 8 - Удельные энтальпии пара 20 ати и 5 ати.

Давление пара, ати	Удельная энтальпия, кДж/кг
20	2797,4
5	2748,5

$$G_{\text{пар(конд.)}} = \frac{26417545,288}{0,7 \cdot (2797,4 - 4,2156 \cdot 100) + (1 - 0,7)(2748,5 - 4,2156 \cdot 100)} = 11188,328 \text{ кг/ч}$$

Расход пара, необходимого для отгонки углеводородов в виде азеотропной смеси углеводород – пар (55):

$$G_{\text{пар(а.с.)}} = G_{\text{у/в}} \frac{p_{\text{п}} M_{\text{п}}}{p_{\text{у/в}} M_{\text{у/в}} \varphi}, \quad (55)$$

где $G_{\text{у/в}}$ – расход углеводорода с полимеризатом, кг/ч,

$p_{\text{п}}$, $p_{\text{у/в}}$ – парциальные давления водяного пара и паров углеводородов соответственно, МПа,

$M_{\text{п}}$, $M_{\text{у/в}}$ – молярные массы водяного пара и углеводорода соответственно, кг/кмоль,

φ – коэффициент насыщения, примем равным 0,7.

При давлении 0,1 МПа в азеотропной смеси «толуол – вода» парциальное давление паров толуола $p_{\text{толуол}} = 0,0433$ МПа, а парциальное

давление водяного пара $p_n = 0,0567$ МПа. Для систем «изопентан – вода», «изопентены – вода» и «изопрен – вода» давление углеводородов примем равным $0,096$ МПа, а водяного пара $0,004$ МПа.

$$G_{\text{пар(а.с.(и-пентан))}} = 29604,93 \cdot \frac{0,004 \cdot 18}{0,096 \cdot 72 \cdot 0,7} = 440,55 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{пар(а.с.(и-пентены))}} = 8349,20 \cdot \frac{0,004 \cdot 18}{0,096 \cdot 70 \cdot 0,7} = 127,794 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{пар(а.с.(и-прен))}} = 1104,71 \cdot \frac{0,004 \cdot 18}{0,096 \cdot 68 \cdot 0,7} = 17,406 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{пар(а.с.(толуол))}} = 176,65 \cdot \frac{0,0567 \cdot 18}{0,0433 \cdot 92 \cdot 0,7} = 64,654 \text{ кг/ч}$$

Общий теоретический расход пара (56):

$$G_{\text{пар(теор)}} = G_{\text{пар(конд.)}} + G_{\text{пар(а.с.(и-пентан))}} + G_{\text{пар(а.с.(и-пентены))}} + G_{\text{пар(а.с.(и-прен))}} + G_{\text{пар(а.с.(толуол))}} \quad (56)$$

$$G_{\text{пар(теор)}} = 11188,328 + 440,55 + 127,794 + 17,406 + 64,654 = 11838,732 \text{ кг/ч}$$

Реальный расход пара примем в 2 раза выше теоретического.

Общий реальный расход пара (57):

$$G_{\text{пар}} = 2G_{\text{пар(теор)}} \quad (57)$$

$$G_{\text{пар}} = 2 \cdot 11838,732 = 23677,464 \text{ кг/ч}$$

Расход пара 20 ати (58):

$$G_2 = G_{\text{пар}} x_{\text{пар}20} \quad (58)$$

$$G_2 = 23677,464 \cdot 0,7 = 16574,2248 \text{ кг/ч}$$

Расход пара 5 ати (59):

$$G_4 = G_{\text{пар}} - G_2 \quad (59)$$

$$G_4 = 23677,464 - 16574,2248 = 7103,2392 \text{ кг/ч}$$

Расход парогазовой смеси (60):

$$G_5 = G_1 - G_{\text{ч}} - G_{\text{а/о}} + G_{\text{пар(пгс)}}, \quad (60)$$

где $G_{\text{пар(пгс)}}$ – водяной пар, уходящий с парогазовой смесью.

Водяной пар, уходящий с парогазовой смесью (61):

$$G_{\text{пар(пгс)}} = G_{\text{пар}} - G_{\text{пар(конд.)}} \quad (61)$$

$$G_{\text{пар(пгс)}} = 23677,464 - 11188,328 = 12489,136 \text{ кг/ч}$$

$$G_5 = 45454,60 - 6218,91 - 21,95 + 12489,136 = 51702,876 \text{ кг/ч}$$

Расход пульпы крошки каучука (62):

$$G_6 = G_3 + G_{\text{ч}} + m_{\text{а/о}} + G_{\text{пар(конд.)}} \quad (62)$$

$$G_6 = 163717,82 + 6218,91 + 21,95 + 11188,328 = 181147,008 \text{ кг/ч}$$

Данные о материальном балансе даны в таблице 9.

Таблица 9 – Материальный баланс процесса дегазации

Приход		Расход	
Статья прихода	G, кг/ч	Статья расхода	G, кг/ч
Полимеризат	45454,60	Парогазовая смесь	51702,876
Пар 20 ати	16574,2248		
Циркуляционная вода	163717,82	Пульпа крошки каучука	181147,008
Пар 5 ати	7103,2392		
Итого	232849,884	Итого	232849,884

Вывод: Расчет материального баланса узла дегазации СКИ показывает, что внедряемые изменения технологической схемы не оказывают существенного влияния на расход сырья, вспомогательных материалов и

энергоресурсов. Измененная технологическая схема узла дегазации СКИ представлена в приложении Г.

3.2 Расчет теплового баланса узла дегазации СКИ

Уравнение теплового баланса узла дегазации СКИ (63):

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_5 + Q_6 + Q_7, \quad (63)$$

где Q_1 – тепло, приходящее с полимеризатом;

Q_2 – тепло, приходящее с паром 20 ати;

Q_3 – тепло, приходящее с циркуляционной водой;

Q_4 – тепло, приходящее с паром 5 ати;

Q_5 – тепло, уходящее с парогазовой смесью;

Q_6 – тепло, уходящее с пульпой крошки каучука;

Q_7 – потери тепла в окружающую среду.

Схема тепловых потоков процесса дегазации представлена на рисунке

2.

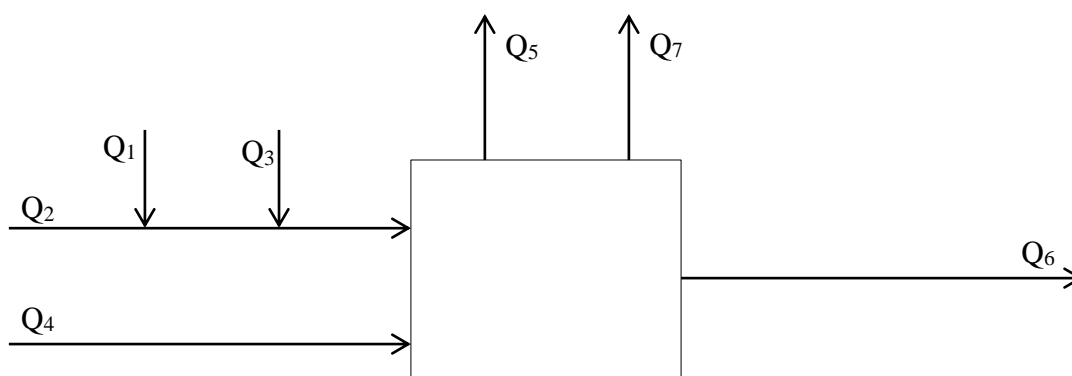


Рисунок 2 – Схема тепловых потоков процесса дегазации

Количество теплоты отдельных веществ (64):

$$Q = Gct, \quad (64)$$

где G – расход вещества, кг/ч,

c – удельная теплоемкость вещества, кДж/кг·К,

t – температура потока, °С.

Количество теплоты, приходящее с полимеризатом (65):

$$Q_1 = Q_{\text{СКИ(полимер)}} + \Sigma Q_{\text{у/в(полимер)}}, \quad (65)$$

где $Q_{\text{СКИ(полимер)}}$ – количество теплоты, приходящее с каучуком,

$Q_{\text{у/в(полимер)}}$ – количество теплоты, приходящее с углеводородами.

$$Q_{\text{СКИ(полимер)}} = 6218,91 \cdot 1,97 \cdot 30 = 367537,581 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{и-пентан(полимер)}} = 29604,93 \cdot 1,669 \cdot 30 = 1482318,8451 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{и-пентены(полимер)}} = 8349,20 \cdot 1,517 \cdot 30 = 379972,092 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{и-прен(полимер)}} = 1104,71 \cdot 1,562 \cdot 30 = 51766,7106 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{толуол(полимер)}} = 176,65 \cdot 1,146 \cdot 30 = 6073,227 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_1 = 367537,581 + 1482318,8451 + 379972,092 + 51766,7106 + \\ + 6073,227 = 2287668,4557 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, приходящее с паром (66):

$$Q_{\text{пар(приход)}} = Gi'' \quad (66)$$

$$Q_2 = 16574,2248 \cdot 2797,4 = 46364736,45552 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_4 = 7103,2392 \cdot 2748,5 = 19523252,9412 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, приходящее с циркуляционной водой (64):

$$Q_3 = 163655,63 \cdot 4,2048 \cdot 90 = 61932527,37216 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, уходящее с пульпой крошки каучука (67):

$$Q_6 = Q_{\text{СКИ(пульпа)}} + Q_{\text{цирк.вода(пульпа)}} + Q_{\text{конд-т}}, \quad (67)$$

где $Q_{\text{СКИ(пульпа)}}$, $Q_{\text{цирк.вода(пульпа)}}$, $Q_{\text{конд-т}}$ – количество теплоты, уходящее с каучуком, циркуляционной водой и паровым конденсатом соответственно.

Количество теплоты, уходящее с каучуком (68):

$$Q_{\text{СКИ(пульпа)}} = Q_{\text{СКИ(полимер)}} + Q_{\text{СКИ(нагрев)}} \quad (68)$$

$$Q_{\text{СКИ(пульпа)}} = 367537,581 + 857587,689 = 1225125,27 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, уходящее с циркуляционной водой (69):

$$Q_{\text{цирк.вода(пульпа)}} = Q_3 + Q_{\text{цирк.вода(нагрев)}} \quad (69)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{цирк.вода(пульпа)}} &= 61932527,37216 + 6889897,813 = \\ &= 68822425,18516 \text{ кДж/ч} \end{aligned}$$

Количество теплоты, уходящее с паровым конденсатом (70):

$$Q_{\text{конд-т}} = G_{\text{пар(конд.)}} ct \quad (70)$$

$$Q_{\text{конд-т}} = 11188,328 \cdot 4,2156 \cdot 100 = 4716551,55168 \text{ кДж/ч}$$

$$\begin{aligned} Q_6 &= 1225125,27 + 68822425,18516 + 4716551,55168 = \\ &= 74764102,00684 \text{ кДж/ч} \end{aligned}$$

Потери тепла примем равными 5%.

Потери тепла в окружающую среду (71):

$$Q_7 = 0,05(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4) \quad (71)$$

$$\begin{aligned} Q_7 &= 0,05 \cdot (2287668,4557 + 46364736,45552 + 61932527,37216 + \\ &+ 19523252,9412) = 6505409,261229 \text{ кДж/ч} \end{aligned}$$

Количество теплоты, уходящее с парогазовой смесью (72):

$$Q_5 = \Sigma Q_{у/в(пгс)} + Q_{пар(пгс)} - Q_7, \quad (72)$$

где $Q_{у/в(пгс)}$ – количество теплоты, уходящее с испарившимися углеводородами;

$Q_{пар(пгс)}$ – количество теплоты, уходящее с несконденсированным паром.

Количество теплоты, уходящее с испарившимися углеводородами (73):

$$Q_{у/в(пгс)} = \Sigma Q_{у/в(полимер)} + Q_{у/в(нагрев)} \quad (73)$$

$$Q_{у/в(пгс)} = 1482318,8451 + 379972,092 + 51766,7106 + 6073,227 + \\ + 18670059,786 = 20590190,6607 \text{ кДж/ч}$$

Количество теплоты, уходящее с несконденсированным паром (74):

$$Q_{пар(пгс)} = Q_2 + Q_4 - Q_{пар(конд.)} - Q_{конд-т} \quad (74)$$

$$Q_{пар(пгс)} = 46364736,45552 + 19523252,9412 - 26417545,288 - \\ - 4716551,55168 = 34753892,55704 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_5 = 20590190,6607 + 34753892,55704 - 6505409,261229 = \\ = 48838673,956511 \text{ кДж/ч}$$

Данные о тепловом балансе даны в таблице 10.

Таблица 10 – Тепловой баланс процесса дегазации

Приход		Расход	
Статья прихода	Q, кДж/ч	Статья расхода	Q, кДж/ч
Полимеризат	2287668,4557	Парогазовая смесь	48838673,956511
Пар 20 ати	46364736,45552	Пульпа крошки каучука	74764102,00684
Циркуляционная вода	61932527,37216	Потери	6505409,261229
Пар 5 ати	19523252,9412		
Итого	130108185,22458	Итого	130108185,22458

Вывод: Расчет теплового баланса узла дегазации СКИ показывает, что внедряемые изменения технологической схемы не оказывают существенного влияния на расход тепловой энергии.

3.3 Расчет мощности привода мешалки

Мощность привода мешалки рассчитывается по формуле (75):

$$N = \frac{(k_{\Pi} k_H \Sigma k_i N_{\Pi} + N_{y\Pi})}{\eta}, \quad (75)$$

где k_{Π} – коэффициент, учитывающий наличие или отсутствие отражательных перегородок в аппарате; 1 для аппарата с перегородками;

k_H – коэффициент высоты уровня жидкости в аппарате;

k_i – коэффициент, учитывающий наличие в аппарате внутренних устройств, 1,2 для аппарата с барботером;

N_{Π} – мощность, затрачиваемая на перемешивание жидкости, Вт;

$N_{y\Pi}$ – мощность, затрачиваемая на преодоление трения уплотнения вала мешалки, Вт;

η – коэффициент полезного действия привода мешалки; 0,9.

Коэффициент высоты уровня жидкости (76):

$$k_H = (H_{ж}/D)^{0,5}, \quad (76)$$

где $H_{ж}$ – высота уровня жидкости в аппарате, м;

D – диаметр аппарата, 4 м.

Высоту уровня жидкости в аппарате примем 50% от высоты аппарата, тогда она будет рассчитана по формуле (77):

$$H_{ж} = 0,5H, \quad (77)$$

где H – высота аппарата, 18,2 м.

$$H_{\text{ж}} = 0,5 \cdot 18,2 = 9,1 \text{ м}$$

$$k_H = (9,1/4)0,5 = 1,508$$

Мощность, затрачиваемая на перемешивание жидкости (78):

$$N_{\Pi} = K_N \rho n^3 d_M^5, \quad (78)$$

где K_N – критерий мощности, зависящий от типа мешалки и центробежного критерия Рейнольдса;

ρ – плотность среды, 958,4 кг/м³;

n – число оборотов мешалки, 0,83 об/с;

d_M – диаметр мешалки, м.

Центробежный критерий Рейнольдса (79) [16]:

$$Re_{\text{Ц}} = \frac{\rho n d_M^2}{\mu}, \quad (79)$$

где μ – динамическая вязкость среды, $2,838 \cdot 10^{-4}$ Па·с.

Диаметр верхней мешалки d_{M1} примем 1,6 м [2; 6], тогда диаметр нижней будет равен (80):

$$d_{M2} = (5/4)d_{M1} \quad (80)$$

$$d_{M2} = (5/4) \cdot 1,6 = 2 \text{ м}$$

$$Re_{\text{Ц}1} = \frac{958,4 \cdot 0,83 \cdot 1,6^2}{2,838 \cdot 10^{-4}} = 7175505,004$$

При данном значении $Re_{\text{Ц}}$ критерий мощности для четырехлопастной мешалки при наличии перегородок равен 0,6.

$$N_{\Pi1} = 0,6 \cdot 958,4 \cdot 0,83^3 \cdot 1,6^5 = 3447,722 \text{ Вт}$$

$$Re_{ц2} = \frac{958,4 \cdot 0,83 \cdot 2^2}{2,838 \cdot 10^{-4}} = 11211726,568$$

При данном значении $Re_{ц}$ критерий мощности для четырехлопастной мешалки при наличии перегородок равен 0,6.

$$N_{П1} = 0,6 \cdot 958,4 \cdot 0,83^3 \cdot 2^5 = 10521,613 \text{ Вт}$$

Для уплотнения вала выберем сальниковую набивку. Тогда мощность, затрачиваемая на преодоление трения уплотнения вала мешалки, будет вычисляться по формуле (81):

$$N_{уП} = 4d_{в}^2 n \delta_{н} p_{дег-ия} \exp\left(\frac{0,2h_{н}}{\delta_{н}} - 1\right) f_{тр}, \quad (81)$$

где $d_{в}$ – диаметр вала, 0,09 м;

$\delta_{н}$ – толщина сальниковой набивки, м;

$h_{н}$ – высота сальниковой набивки, м;

$f_{тр}$ – коэффициент трения, 0,1.

Толщина сальниковой набивки (82):

$$\delta_{н} = (4/5)10^{-2}d_{в}^{0,5} \quad (82)$$

$$\delta_{н} = \left(\frac{4}{5}\right)10^{-2} \cdot 0,09^{0,5} = 0,024 \text{ м}$$

Высота сальниковой набивки (83):

$$h_{н} = \left(\frac{4}{10}\right)\delta_{н} \quad (83)$$

$$h_{н} = \left(\frac{4}{10}\right) \cdot 0,024 = 0,0096 \text{ м}$$

$$N_{уП} = 4 \cdot 0,09^2 \cdot 0,83 \cdot 0,024 \cdot 100000 \cdot \exp\left(\frac{0,2 \cdot 0,0096}{0,024} - 1\right) \cdot 0,1 = 2,572 \text{ Вт}$$

$$N_{1ст(н)} = \frac{1 \cdot 1,508 \cdot (1,2 \cdot 3447,722 + 1,2 \cdot 10521,613) + 2,572}{0,9} =$$

$$= 28090,534 \text{ Вт}$$

Подбираем по ОСТ-26-01-1225-75 привод типа 1, исполнение 2, мощностью 30 кВт [11].

3.4 Расчет экономии электроэнергии

Мощность привода существующей мешалки дегазатора 1 ступени $N_{1ст(с)}$ – 55 кВт. Мощность привода мешалки существующего дегазатора 2 ступени $N_{2ст}$ – 30 кВт. Мощность насосов Н-11 составляет 55 кВт, при этом в работе находится 1 насос. Мощность выводимых из схемы насосов Н-11а $N_{Н-11а}$ составляет 55 кВт, при этом в работе находится 2 насоса.

Часовое потребление электроэнергии (84):

$$W_{ч} = Nt, \quad (84)$$

где t – время работы оборудования, 1 ч.

$$W_{ч(1ст(с))} = 55 \cdot 1 = 55 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

$$W_{ч(2ст(с))} = 30 \cdot 1 = 30 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

$$W_{ч(1ст(н))} = 30 \cdot 1 = 30 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

$$W_{ч(Н-11)} = 55 \cdot 1 = 55 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

$$W_{ч(Н-11а)} = 55 \cdot 1 = 55 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Данные о потреблении электроэнергии оборудованием существующей и измененной технологических схем даны в таблице 11.

Таблица 11 – Потребление электроэнергии оборудованием существующей и измененной технологических схем

Существующая технологическая схема			Измененная технологическая схема		
Оборудование	Количество	Часовое потребление электроэнергии, кВт·ч	Оборудование	Количество	Часовое потребление электроэнергии, кВт·ч
Дегазатор ступени 1	1	55	Дегазатор ступени 1	1	30
Дегазатор ступени 2	1	30	Насос Н-11	1	55
Насос Н-11	1	55			
Насос Н-11а	2	55			
Итого		250	Итого		85

Часовая экономия электроэнергии (85):

$$\Delta W_{\text{ч}} = W_{\text{ч}(1\text{ст}(с))} + W_{\text{ч}(2\text{ст}(с))} + 2W_{\text{ч}(Н-11а)} - W_{\text{ч}(1\text{ст}(н))} \quad (85)$$

$$\Delta W_{\text{ч}} = 55 + 30 + 2 \cdot 55 - 30 = 165 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Годовая экономия электроэнергии (86):

$$\Delta W_2 = \Delta W_{\text{ч}} \cdot t_{\text{эф}}, \quad (86)$$

$$\Delta W_2 = 165 \cdot 8040 = 1326600 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Таким образом, при внедрении нововведений технологической схемы будет сэкономлено 1326600 кВт·ч электроэнергии в год.

3.5 Расчет вала мешалки на прочность

Расчетный максимальный крутящий момент с учетом пусковых нагрузок (87):

$$T_{\text{кр.мах}} = K_{\text{д}} \frac{N}{\omega}, \quad (87)$$

где K_d – коэффициент динамичности нагрузки; 1,2 для аппарата с перегородками;

ω – угловая скорость вала мешалки, рад/с.

Угловая скорость вала мешалки (88):

$$\omega = \frac{\pi n}{30}, \quad (88)$$
$$\omega = \frac{3,14 \cdot 50}{30} = 5,23 \text{ рад/с}$$
$$T_{кр.max} = 1,2 \cdot \frac{30000}{5,23} = 6883,365 \text{ Н} \cdot \text{м}$$

Полярный момент сопротивления сечения вала в опасном сечении (89):

$$W_p = \frac{\pi d_1^3}{16}, \quad (89)$$

где d_1 – диаметр участка вала под ступицу, 0,09 м.

$$W_p = \frac{3,14 \cdot 0,09^3}{16} = 1,4306625 \cdot 10^{-4} \text{ м}$$

В качестве материала вала выберем сталь марки 12X18H10T. Нормативное допускаемое напряжение σ^* для вала, изготовленного из данной марки стали, при температуре стенки вала 100°C составляет 118 МПа.

Условие прочности вала на кручение (90):

$$\tau_{кр} = \frac{T_{кр.max}}{W_p} \leq [\tau]_{кр}, \quad (90)$$

где $\tau_{кр}$ – максимальные напряжения в сечении вала, Па;

$[\tau]_{кр} = 0,5[\sigma]_{кр}$ – допускаемые напряжения на кручение, Па.

$$[\tau]_{кр} = 0,5 \cdot 118 \cdot 10^6 = 59 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$\tau_{кр} = \frac{6883,365}{1,4306625 \cdot 10^{-4}} = 48,113 \cdot 10^6 \text{Па} < 59 \cdot 10^6 \text{Па}$$

Таким образом, вал мешалки дегазатора 1 ступени имеет достаточную прочность.

3.6 Расчет дегазатора 2 ступени

Характерное время турбулентного микросмешения (91):

$$t_{micro} = 17,3 \cdot \left(\frac{v d_k}{f_E f_k^3 u_0^3} \right)^{0,5}, \quad (91)$$

где v – кинематический коэффициент вязкости, $2,95 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$;

d_k – диаметр конфузора, м;

f_E, f_k – коэффициенты, зависящие от соотношения геометрических размеров аппарата d_d/d_k и L/d_d ;

u_0 – скорость движения среды в аппарате, $\text{м}^3/\text{с}$.

Оптимальными соотношениями размеров аппарата примем:

- отношение диаметра диффузора к диаметру конфузора $d_d/d_k = 2$;

- отношение длины секции к диаметру конфузора $L/d_d = 1,7$.

Диаметр диффузора примем $d_d = 0,15 \text{ м}$.

Длина секции (92):

$$L = 1,7 d_d \quad (92)$$

$$L = 1,7 \cdot 0,15 = 0,255 \text{ м}$$

Диаметр конфузора (93):

$$d_k = d_d/2 \quad (93)$$

$$d_k = 0,15/2 = 0,075 \text{ м}$$

Коэффициент f_E (94):

$$\begin{aligned}
 f_E = & -0,22076 + 0,36188 \left(\frac{d_D}{d_K}\right) - 0,18572 \left(\frac{d_D}{d_K}\right)^2 + 0,031143 \left(\frac{d_D}{d_K}\right)^3 + \\
 & + 0,048586 \left(\frac{L}{d_D}\right) - 0,00791709 \left(\frac{d_D}{d_K}\right) \left(\frac{L}{d_D}\right) - 0,0030844 \left(\frac{L}{d_D}\right) \left(\frac{d_D}{d_K}\right)^2 - \\
 & - 0,0153991 \left(\frac{L}{d_D}\right)^2 + 0,00515547 \left(\frac{d_D}{d_K}\right) \left(\frac{L}{d_D}\right)^2 \\
 f_E = & -0,22076 + 0,36188 \cdot 2 - 0,18572 \cdot 2^2 + 0,031143 \cdot 2^3 + \\
 & + 0,048568 \cdot 1,7 - 0,00791709 \cdot 2 \cdot 1,7 - 0,0030844 \cdot 1,7 \cdot 2^2 - \\
 & - 0,0153991 \cdot 1,7^2 + 0,00515547 \cdot 2 \cdot 1,7^2 = 0,029263
 \end{aligned} \quad (94)$$

Коэффициент f_k (95):

$$\begin{aligned}
 f_k = & -0,118686 + 0,0194203 \left(\frac{L}{d_D}\right) - 0,0139844 \left(\frac{L}{d_D}\right)^2 + 0,00138267 \left(\frac{L}{d_D}\right)^3 + \\
 & + 0,125025 \left(\frac{d_D}{d_K}\right) + 0,0329399 \left(\frac{d_D}{d_K}\right) \left(\frac{L}{d_D}\right) - 0,0021000543 \left(\frac{d_D}{d_K}\right) \left(\frac{L}{d_D}\right)^2 - \\
 & - 0,03546555 \left(\frac{d_D}{d_K}\right)^2 - 0,00514523 \left(\frac{d_D}{d_K}\right)^2 \left(\frac{L}{d_D}\right) \\
 f_k = & -0,118686 + 0,0194203 \cdot 1,7 - 0,0139844 \cdot 1,7^2 + 0,00138267 \cdot 1,7^3 + \\
 & + 0,125025 \cdot 2 + 0,0329399 \cdot 2 \cdot 1,7 - 0,0021000543 \cdot 2 \cdot 1,7^2 - \\
 & - 0,03546555 \cdot 2^2 - 0,00514523 \cdot 2^2 \cdot 1,7 = 0,053764
 \end{aligned} \quad (95)$$

Скорость движения среды в аппарате (96):

$$u_0 = \frac{4 \cdot G_c}{3,14 \cdot d_i^2}, \quad (96)$$

где G_c – объемный расход, м³/с;

d_i – внутренний диаметр, 0,075 м.

Объемный расход (97):

$$G_c = \frac{G_6}{3600\rho} \quad (97)$$

$$G_c = \frac{181147,008}{3600 \cdot 958,4} = 0,0525 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$u_0 = \frac{4 \cdot 0,0525}{3,14 \cdot 0,075^2} = 11,89 \text{ м/с}$$

$$t_{micro} = 17,3 \cdot \left(\frac{2,95 \cdot 10^{-7} \cdot 0,075}{0,029263 \cdot 0,053764^3 \cdot 11,89^3} \right)^{0,5} = 0,0294 \text{ с}$$

Каждая из секций диффузор-конфузорного аппарата вносит дополнительный вклад в турбулизацию пульпы крошки каучука. Значительное изменение параметров турбулентности наблюдается в первых четырех секциях аппарата, в последующих происходит их стабилизация. Для интенсификации перемешивания пульпы крошки каучука целесообразно использовать аппарат с числом диффузор-конфузорных секций от четырех до семи [20]. Примем число диффузор-конфузорных секций $n_{д-к} = 4$. Тогда расчетная длина аппарата будет вычислена по формуле (98):

$$L_p = Ln_{д-к} \quad (98)$$

$$L_p = 0,255 \cdot 4 = 1,02 \text{ м}$$

Примем длину аппарата $L_{2ст.} = 1,2 \text{ м}$.

Заключение

В выпускной квалификационной работе была предложена оптимизация процесса водной дегазации синтетического изопренового каучука на предприятии ООО«Тольяттикаучук».

В теоретической части были описаны общие сведения о производстве каучука СКИ-3 на предприятии ООО«Тольяттикаучук», даны теоретические основы процесса водной дегазации синтетического каучука, а также проведен патентный поиск по теме ВКР.

В технологической части были представлены характеристики сырья и готовой продукции, описана существующая технологическая схема процесса водной дегазации СКИ-3, а также подобраны способы усовершенствования существующей технологической схемы.

Была изменена конструкция перемешивающего устройства дегазатора 1-й ступени. Она представляет собой двухъярусную мешалку. Верхний ярус представляет собой четырехлопастную мешалку с диаметром 1,6 м. Нижний ярус – это кольцевая лопастная мешалка с вырезами по периметру кольца для создания интенсивного осевого движения. Диаметр нижней мешалки – 2 м. Данная конструкция позволяет повысить эффективность процесса дегазации.

Противоточный дегазатор второй ступени, представляющий собой аппарат с мешалкой, заменен на прямоточный аппарат диффузорно-конфузорной конструкции. Эскиз дегазатора второй ступени представлен в Приложении В.

В расчетной части был составлен материальный и тепловой баланс установки дегазации, рассчитаны мощность привода мешалки дегазатора 1-й ступени, количество сэкономленной электроэнергии, произведен расчет на прочность вала мешалки дегазатора 1-й ступени и рассчитаны размеры дегазатора 2-й ступени. В результате расчетов определено, что при внедрении данных изменений технологической схемы экономия электроэнергии составит 1326600 кВт·ч в год.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Аверко-Антонович Л.А., Аверко-Антонович Ю.О., Давлетбаева И.М. и др. Химия и технология синтетического каучука. М.: Химия, КолосС. 357 с.
2. АТК 24.201.17-90 Мешалки. Типы, параметры, конструкция, основные размеры и технические требования.
3. Башкатов Т.В., Жигалин Я.Л. Технология синтетических каучуков: Учебник для техникумов. Л.: Химия, 1987. 360 с.
4. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: 1972. 720 с.
5. ГОСТ 14925-79 Каучук синтетический цис-изопреновый. Технические условия.
6. ГОСТ 20680-2002 Аппараты с механическими перемешивающими устройствами. Общие технические условия.
7. Доманский И.В., Исаков В.П., Островский Г.М. и др. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи. Л.: Машиностроение, 1982. 384 с.
8. Ермаков В.И., Шеин В.С., Рейхсфельд В.О. Инженерные методы расчета процессов получения и переработки эластомеров. Л.: Химия, 1982. 334 с.
9. Кирпичников П.А., Береснев В.В., Попова Л.М. Альбом технологических схем основных производств промышленности синтетического каучука. Л.: Химия, 1986. 224 с.
10. Огородников С.К. Справочник нефтехимика. Т.1. Л.: Химия, 1978. 496 с.
11. ОСТ 26-01-1225-75 Приводы вертикальные для аппаратов с перемешивающими устройствами. Типы, параметры, конструкции и основные размеры.
12. Патент № 35628 Российская Федерация, МПК С08С 2/06, С08F 6/10. Прямоточный аппарат для дегазации полимерной крошки каучука / Бочкарев

В.Г., Дьяконов Г.С., Кузнецов В.А. и др.; заявитель и патентообладатель: Казанский государственный технологический университет, Открытое акционерное общество «Нижекамскнефтехим» - № 2003124540/20; заявл. 11.08.2003, опубл. 27.01.2004.

13. Патент № 85894 Российская Федерация, МПК C08C 2/00. Устройство аппарата для дегазации крошки каучука. / Елизаров В.И., Кириллов Д.А, Елизаров Д.В. - № 2009105046/22, заявл. 13.02.2009, опубл. 20.08.2009.

14. Патент № 85895 Российская Федерация, МПК C08C 2/06. Устройство аппарата для дегазации крошки каучука. / Елизаров В.И., Кириллов Д.А, Елизаров Д.В. - № 2009105049/22, заявл. 13.02.2009, опубл. 20.08.2009.

15. Патент № 85896 Российская Федерация, МПК C08C 2/06, C08F 6/10. Устройство аппарата для дегазации крошки каучука. / Елизаров В.И., Кириллов Д.А, Елизаров Д.В. - № 2009105050/22, заявл. 13.02.2009, опубл. 20.08.2009.

16. РД 26-01-90-85 Механические перемешивающие устройства. Методы расчета.

17. Рейхсфельд В.О., Шеин В.С., Ермаков В.И. Реакционная аппаратура и машины заводов основного органического синтеза и синтетического каучука. 2-е изд. Л: Химия, 1985. 264 с.

18. Ривкин С.Л., Александров А.А. Термодинамические свойства воды и водяного пара. М.: Энергоатомиздат, 1984, 80 с.

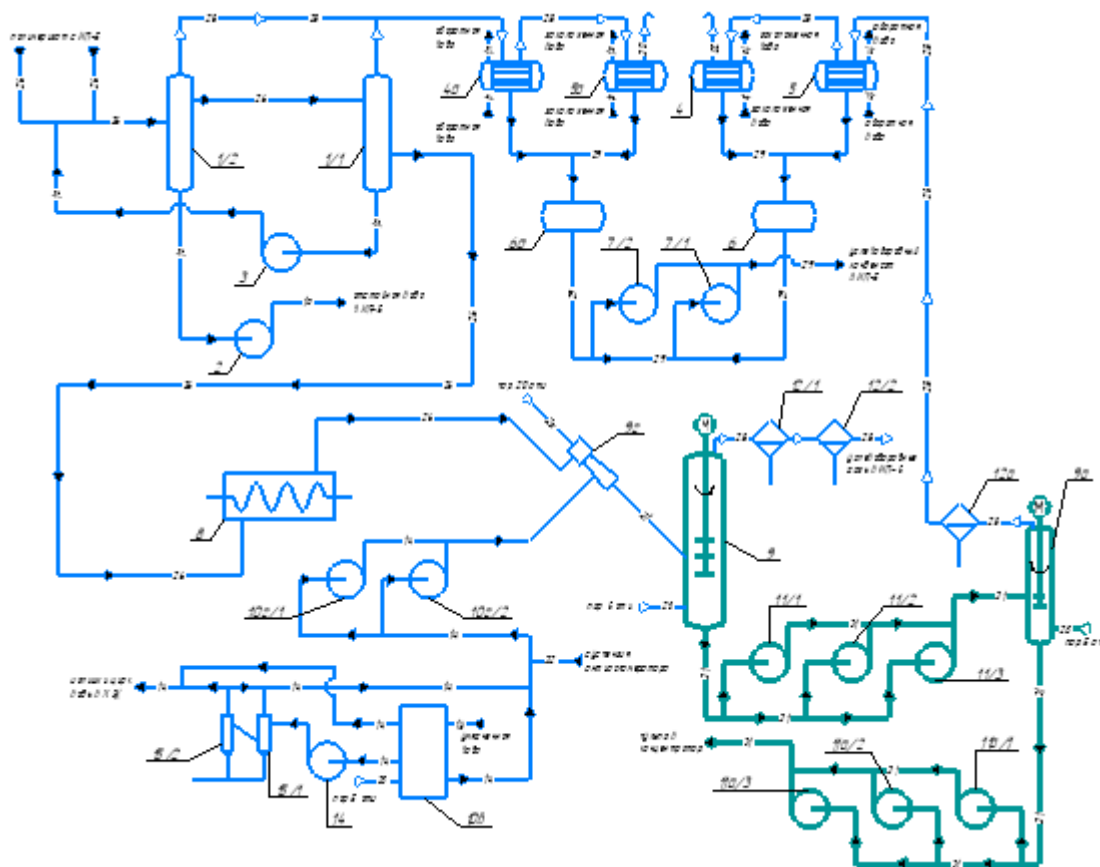
19. ТР-ИП-6-21-16. «Технологический регламент установки выделения СКИ». Тольятти, 2021.

20. Урманчиев С.Ф., Мингалеев В.З., Морозов Ю.В. и др. Оптимизация числа диффузор-конфузорных секций в турбулентном реакторе применительно к синтезу полимеров // Известия высших учебных заведений. Химия и химическая технология – 2012. – Т.55 – № 7 – С. 90-92.

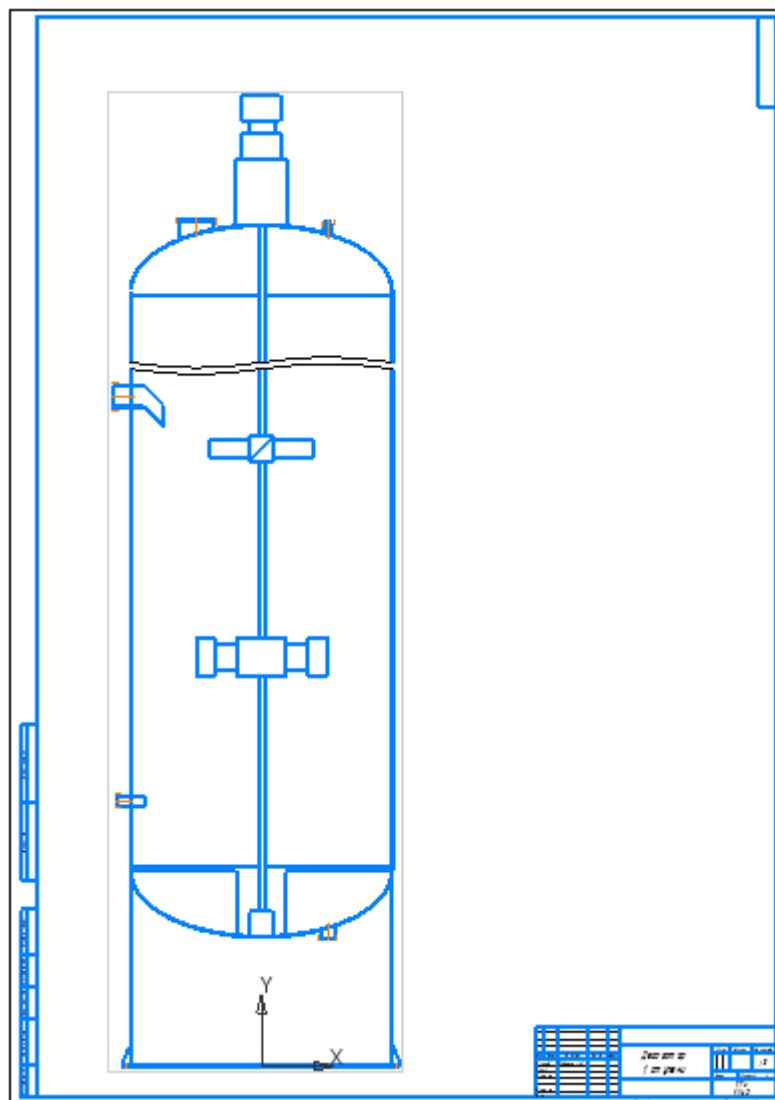
21. Franta I. Elastomers and rubber compounding materials. Elsevier, 1989, 607 p.
22. Lide D. R. CRC Handbook of chemistry and physics. CRC Press, 2021, 1624 p.
23. Miles D. C., Briston J. H. Polymer technology. Chemical publishing company, 1975, 444 p.
24. Morton M. Rubber technology. Springer Science & Business Media, 1999, 638 p.
25. Whelan A, Lee K. S. Developments in rubber technology. V.2. Springer Science & Business Media, 1981, 275 p.

Приложение А

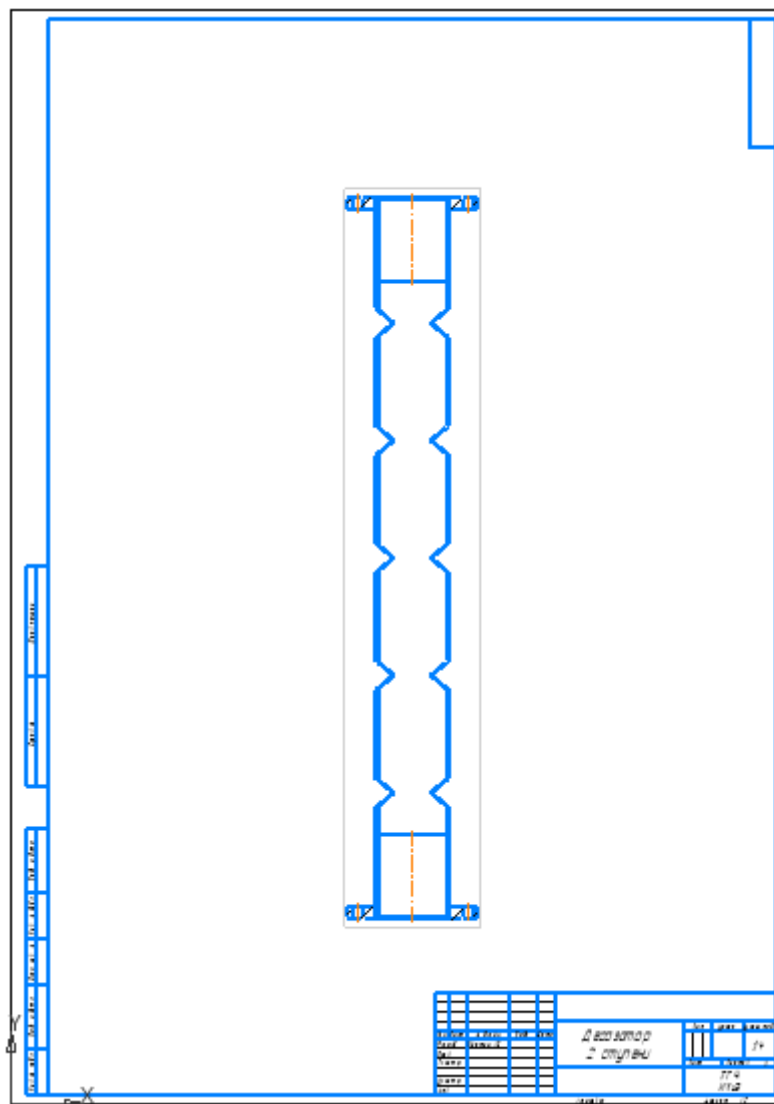
Существующая технологическая схема узла дегазации СКИ



Приложение Б
Эскиз дегазатора 1 ступени



Приложение В
Эскиз дегазатора 2 ступени



Приложение Г

Измененная технологическая схема узла дегазации СКИ

