

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»
18.03.02 «Энерго - ресурсосберегающие процессы в химической
технологии нефтехимии и биотехнологии»

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: **Разработка энергосберегающего способа регенерации
катализатора разложения диметилдиоксана в изопрен**

Студент(ка)	<u>С.А. Хлынов</u>	<u></u>
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)
Руководитель	<u>В.С. Гончаров</u>	<u></u>
	(И.О. Фамилия)	(личная подпись)

Допустить к защите

Зав. кафедрой «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»	<u>к.п.н., М.В. Кравцова</u>	<u></u>
	(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)	(личная подпись)

« _____ » _____ 20 ____ Г.

Тольятти 2016

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ
заведующая кафедрой «РПиР»

(подпись) М.В. Кравцова
(И.О. Фамилия)
« ____ » _____ 20 ____ г.

ЗАДАНИЕ
на бакалаврскую работу

Студент: Хлынов Сергей Александрович

1. Тема: Разработка энергосберегающей технологии регенерации катализатора разложения диметилдиоксана в изопрен

2. Срок сдачи студентом законченной выпускной квалификационной работы

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе:

3.1 Технологический регламент.

4. Содержание выпускной квалификационной работы:

4.1 Анализ существующего метода получения изопрена

4.2 Разработка повторного использования газов регенерации катализатора

5. Дата выдачи задания 16.03.16г.

Руководитель бакалаврской работы

_____	В.С. Гончаров
(подпись)	(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____	С.А. Хлынов
(подпись)	(И.О. Фамилия)

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования

«Тольяттинский государственный университет»

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующая кафедрой «РПиР»

(подпись) М.В. Кравцова
(И.О. Фамилия)

« ____ » _____ 20 ____ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы**

Студента: Хлынова Сергея Александровича

по теме: Разработка энергосберегающей технологии регенерации катализатора разложения диметилдиоксана в изопрен

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководите ля
Введение	22.02.2016			
Анализ существующего метода получения изопрена	26.02.2016			
Разработка повторного использования газов регенерации катализатора	3.04.2016			
Заключение	3.06.2016			

Руководитель бакалаврской работы

(подпись) В.С. Гончаров
(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

(подпись) С.А. Хлынов
(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Хлынов С.А.

Тема работы: Разработка энергосберегающей технологии регенерации катализатора разложения диметилдиоксана в изопрен

Научный руководитель: Гончаров В.С.

Цель бакалаврской работы - найти способ экономии энергоресурсов при производстве изопрена используя тепло газов регенерации выбрасываемых в атмосферу

Краткие выводы по бакалаврской работе: В технологической части рассмотрена аппаратно-технологическая схема установки, выявлено узкое место, которое требует модернизации, предложена модернизация технологической схемы. Проведены расчеты материальных и тепловых балансов при работе установки производства изопрена ООО «Тольяттикаучук»

Бакалаврская работа состоит из введения, двух глав, заключения, списка использованных источников.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализирована существующая технологическая схема распределения газов регенерации. Во второй главе разработано технологическое решение по повторному использованию тепла газов регенерации установки производства изопрена ООО «Тольяттикаучук»

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, 2-х разделов, заключения, списка литературы из 52 источников. Общий объем работы, без приложений 80 страниц машинописного текста, в том числе таблиц -19, рисунков – 9.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	6
ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩЕГО МЕТОДА ПОЛУЧЕНИЯ ИЗОПРЕНА.....	9
1.1 Существующие методы получения изопрена, выбор метода,..... обоснование выбранного метода.....	9
1.2 Физико-химические свойства принятого метода производства	11
1.3 Свойства продуктов, применяемых на установке, ГОСТ и ТУ....	15
1.4 Описание технологического процесса.....	19
1.5 Аналитический контроль технологического процесса.....	33
ГЛАВА 2. РАЗРАБОТКА ПОВТОРНОГО ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ГАЗОВ РЕГЕНЕРАЦИИ КАТАЛИЗАТОРА.....	38
2.1 Материальный расчет и материальный баланс.....	41
2.2 Выбор оборудования.....	67
2.3 Рекуперация промышленных выбросов.....	71
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	75
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	76

ВВЕДЕНИЕ

Одной из важнейших отраслей промышленности является химическая и нефтехимическая промышленность. Химической отрасли принадлежит ведущее положение в ускорении научно-технического прогресса, повышении эффективности общественного производства. Продукты химической и нефтехимической промышленности используются практически во всех отраслях народного хозяйства: в машиностроении, строительстве, сельском хозяйстве и в быту [8].

Химическая промышленность является бюджетообразующей. Она дает около 30 % доходов в бюджет, около 40% валютных поступлений, в ней задействовано около 12% трудового населения, около 20% основных производственных фондов.

Химическая промышленность активнее, чем другие отрасли внедряет новые технологии и товары, имея 12% инновационных активных предприятий. Химическая промышленность отличается также господством крупнейших корпораций [16].

В процессе освоения российскими химическими и нефтегазовыми компаниями зарубежных рынков расширяется их участие в производственных, транспортных и сбытовых активах в других странах, способствуя повышению экономического, а значит, и политического влияния России. Положение в химической отрасли – один из лучших индикаторов здоровья мировой экономики. Ведь химическая продукция используется повсеместно – от производства пластмассовых расчесок до изготовления самолетов. В свете нынешней нестабильной политической ситуации в мире, проблемы современного состояния химической и нефтехимической промышленности в Российской Федерации, проблемы освоения и наиболее рационального использования новых технологий и природных ресурсов, развития и стабилизации существующих химических предприятий являются наиболее актуальными. Чем позитивнее российские

химические и нефтехимические компании будут выглядеть на фоне крупнейших транснациональных компаний мира, тем больше будет приток инвестиций, ускоряющий процесс развития экономики страны, а, следовательно, усиливающий наше влияние на международную политическую ситуацию и улучшающий уровень жизни нашего населения.

В Самарской области предполагается развитие химического кластера на основе существующего производственного комплекса, действующего на территории области, так как практически все основные производства химической и нефтехимической промышленности области преодолели кризисный период и сегодня показывают хорошую динамику [3].

Мировой опыт свидетельствует: химическая промышленность определяет уровень научно-технического прогресса и поэтому степень химизации является критерием развития экономики любой области. В Самарской области химический комплекс выпускает 12% промышленного производства [8].

Организацией химического и нефтехимического комплекса Самарской области выпускаются, синтетические каучуки, Многие из них экспортируются за рубеж, в частности синтетический каучук, изопрен.

В настоящее время в области производится почти пятая часть российского объема синтетического каучука,

ООО «Тольяттикаучук» [8].

Основной продукцией ООО «Тольяттикаучук» являются синтетические каучуки различных видов: сополимерные, изопреновые и бутилкаучук. 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)) [9].

Изопрен (2-метилбутадиен-1,3)— ненасыщенный углеводород, принадлежащий к диеновому ряду, представляющий собой бесцветную летучую жидкость с характерным запахом. Является мономером

натурального каучука, остаток его молекулы входит во множество других природных соединений — изопреноидов, терпеноидов [4].

Изопрен растворим во многих органических растворителях, например, с этиловым спиртом смешивается в произвольном соотношении. Плохо растворим в воде. При полимеризации образует изопреновые каучуки и гуттаперчи. Изопрен также вступает в различные реакции сополимеризации.

Основное применение в промышленности— синтез изопреновых каучуков, некоторых медицинских препаратов, душистых веществ [27].

Актуальность выбранной работы - найти способ экономии энергоресурсов, при производстве изопрена ООО «Тольяттикаучук» используя тепло газов регенерации выбрасываемых в атмосферу

Цель работы: провести анализ установки разложения диметилдиоксана и найти пути для снижения себестоимости продукции за счет внедрения вторичных энергоресурсов и улучшения технологического процесса, в производстве изопрена.

1. Рассмотреть способы регенерации катализаторов для получения изопрена, представляющие собой выжиг углистых отложений смесью азота с воздухом на различных носителях, пропитанных фосфорной кислотой при температуре (400-600) °С

2. Разработать высокоэффективный способ использования тепла газов регенерации выбрасываемых в атмосферу. В целях снижения себестоимости изопрена, производимого на ООО "Тольяттикаучук"

ГЛАВА 1 АНАЛИЗ СУЩЕСТВУЮЩЕГО МЕТОДА ПРОИЗВОДСТВА ИЗОПРЕНА

1.1 Существующие методы производства, выбор метода, обоснование выбранного метода

Из большого числа способов получения изопрена до стадии промышленной реализации доведены следующие:

- из изобутилена и формальдегида;
- двух стадийное дегидрирование изопрена;
- дегидрирование изо амиленов;
- извлечение изопрена из фракции C_5 пиролиза жидких

нефтепродуктов.

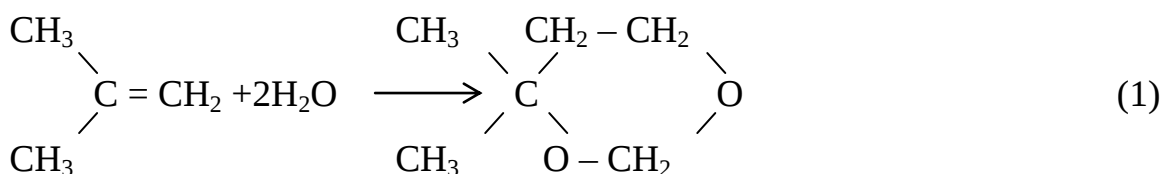
В отечественной промышленности применяются пока только первый, второй и четвертый методы.

Одним из решающих факторов при определении перспективности того или иного метода синтеза изопрена является наличие ресурсов и стоимость используемого сырья [6].

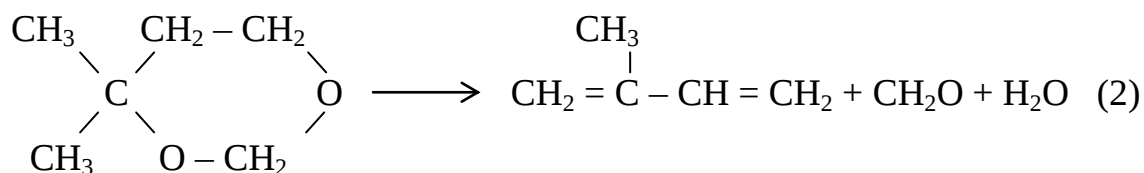
Рассмотрим получение изопрена из изобутилена и формальдегида.

Впервые в мире синтез изопрена из изобутилена и формальдегида в промышленном масштабе был осуществлен в СССР в 1964-1965 гг.

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: [11]



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 [9].

Дегидрирование изоамиленов, выделенных из фракции C_5 переработки нефти. Окислительному дегидрированию изопентана уделяется в последнее время такое же большое внимание, как и окислительному дегидрированию бутана. Много работ посвящено дегидрированию в присутствии йода, при котором достигаются хорошие выходы. Следует однако, заметить, что схема этого процесса осложняется, так как фракция C_5 , выделяемая из контактного газа, содержит йодо-органические продукты, некоторые из них образуют азеотропные смеси с углеводородами C_5 . Для проведения окислительного дегидрирования изопентана без применения галогенов предложены катализаторы из смеси молибдата свинца и вольфрамата алюминия и (или) кольбата [12].

Синтез изопрена из пропилена. Синтез изопрена из пропилена состоит из трех стадий. На первой стадии пропилен димеризуется с образованием 2-метил-1-пентана. На второй стадии происходит изомеризация 2-метил-1-пентана в 2-метил-2-пентан. На третьей стадии происходит деметанизация 2-метил-2-пентана и выделение изопрена. Димеризацию пропилена в промышленности проводят с применением алюминийорганических катализаторов, что позволяет получить требуемый димер селективно с выходом до 45%. 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. К недостаткам метода относятся многостадийность и получение значительных количеств побочных продуктов.

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 в фракции C_5 15-20%.

Изопрен из пиролизной фракции C_5 выделяется двухступенчатой экстрактивной дистилляцией. Достоинством метода является отсутствие в технологической схеме узлов очистки от циклопентадиена и ацетиленовых углеводородов, что обуславливает большую эффективность данного метода выделения изопрена [11].

Доистинством процесса являются высокие выходы продуктов на всех стадиях, наибольшее количество побочных продуктов и высокая чистота получаемого изопрена. Основные недостатки – это технологические трудности, связанные с применением ацетилена и водорода под давлением, в частности взрывоопасность. В связи с этим наблюдается тенденция к замене ацетилена нефтехимическим сырьем, как в большинстве классических процессов [12].

1.2 Физико-химические основы принятого метода производства.

Процесс проводится в присутствии водяного пара, как разбавителя и теплоносителя на кальций-фосфатном катализаторе.

Предусмотрена возможность работы реакторов на катализаторе КФ-83, который представляет собой смешанный гидроксилпатит.

В процессе каталитического разложения ДМД наряду с изопреном образуется ряд побочных продуктов: изобутилен, метилентетрагидропиран,

метилдигидропиран, амилены, окись углерода, циклопентадиен, непредельные спирты, и карбонильные соединения [13].

Отлагающийся на поверхности катализатора кокс снижает его активность, поэтому катализатор периодически подвергается регенерации заключающейся в выжиге кокса паровоздушной смесью [19].

Таким образом, процесс разложения ДМД состоит из двух чередующихся между собой циклов: цикла контактирования и цикла регенерации.

Таблица 1-Нормы технологического режима

№ п/п	Наименование стадий процесса, аппараты, показатели режима	Номер позици и прибор а на схеме	Ед. изм.	Допускаем ые пределы технологич еских параметров	Требуемы й класс точности измерител ьных приборов	Средства, исключающие выход параметров за установленные пределы
1	2	3	4	5	6	7
1	Узел испарения и перегрева шихты					
1.1	Температура ДМД на выходе из аппарата № 69	734	°С	80÷110	1,5	Регистрация
1.2	Соотношение острого пара к сырью в испарителях № 1	803/1,2 801/1,2	массовые части	0,3÷0,5 : 1	1,5	Расчёт
1.3	Давление паров шихты после испарителей № 1	602	кгс/см ²	не более 4,0	1,5	Регистрация
1.4	Давление острого пара на подаче в испарители № 1	806	кгс/см ²	не более 4,0	1,5	Регулирование Регистрация
1.5	Давление греющего пара на подаче в испарители № 1	849	кгс/см ²	5÷12	1,5	Регулирование Регистрация

Продолжение таблицы 1.

1	2	3	4	5	6	7
1.6	Уровень в испарителях (точка отсчёта от днища 0 мм) № 1/I, 1/II № 1/III	507/1,2 507/3	% шкалы прибора (мм) (мм)	не более 80 2000 2400	2,5	Регистрация Регистрация сигнализация
1.7	Уровень в бачках (точка отсчёта от днища 0 мм) № 16/I № 16/II	8049 8050	% шкалы прибора (мм) (мм)	не более 80 800 800	2,5	Регулирование Регистрация
1.8	Температура паров шихты на выходе из аппарата № 2	735	°C	180 ÷ 250	1,5	Регистрация
1.9	Давление пара на вводе в печь № 8/III	881	кгс/см ²	не более 4,0	6 1,5	Регулирование Регистрация
1.10	Разбавление шихты ДМД острым паром на входе в печь 8/III	801, 882	массовые части	1:0,5 ÷ 0,9		Расчёт
1.11	Температура шихты на выходе из печи № 8/III	733/3	°C	300 ÷ 400	2,5	Регистрация Дистанционное управление клапаном на расходе топ. газа
1.12	Уровень в сборнике № 1а (точка отсчёта от днища 0 мм)	508	% шкалы прибора	не более 80 1000	1,5	Регистрация Сигнализация
2	Узел разложения ДМД					
2.1	Температура пара на выходе из печей № 8/I, II, IV	733/1,2 ,3	°C	630 ÷ 720	2,5	Регистрация Дистанционное управление положением клапана на расходе топливного газа

Продолжение таблицы 1.

1	2	3	4	5	6	7
2.2	Суммарное разбавление ДМД водяным паром в реакторе № 3	-	массовые части	1:1,8÷2,2	-	Расчёт
2.3	Температура в реакторе № 3 при контактировании (над слоем)	732	°С	270÷390	2,5	Регистрация Дистанционное управление положением шибера на линии перегретого пара
2.4	Давление в реакторе № 3 при контактировании	670	кгс/см ²	не более 4,0	2,0	Регистрация
2.5	Температура в реакторе № 3 при регенерации (под слоем)	732	°С	450±50	2,5	Регистрация Дистанционное управление положением клапана на подаче острого пара
2.6	Давление в реакторе № 3 при регенерации	670	кгс/см ²	не более 1,5	1,5	Регистрация
2.7	Подача ортофосфорной кислоты на подпитку катализатора в реактор № 3	-	г/т катализатора в час	100÷200	-	Расчёт
2.8	Высокотемпературная пассивация, стабилизация катализатора: - температура - продолжительность	732	°С час	480±5 до 5	2,5	Регистрация
2.9	Давление топливного газа на вводе в печи № 8/I-IV	504	кгс/см ²	1,5÷5,0	1,5	Регулирование Регистрация

Продолжение таблицы 1.

1	2	3	4	5	6	7
5	Струйный аппарат № 73					
5.1	Температура смеси рабочего и инжектируемого потока	734	°С	150÷200	1,5	Регистрация
5.2	Количество рабочего потока	8021	т/час	5÷10	1,5	Регулирование Регистрация
5.3	Количество инжектируемого потока	8022	т/час	8÷12	1,5	Регистрация
6	Приготовление раствора хлористого кальция					
6.1	Уровень в ёмкости № 4 (точка отсчёта от днища 0 мм)	915	% шкалы прибора а (мм)	не более 80 1452	2,5	Регистрация

1.3 Свойства продуктов, применяемых на производстве ГОСТ и ТУ

Диметилдиоксан-ректификат

- | | |
|------------------------------------|----------------|
| 1. Массовая доля тяжелого остатка | не более 0,3 % |
| 2. Массовая доля метилаля + МТБЭ | не более 0,1 |
| 3. Массовая доля воды | не более 0,3 % |
| 4. Массовая доля метанола | отс. |
| 5. Массовая доля триметилкарбинола | не более 7,0 |

Диметилдиоксан-возврат

- | | |
|-------------------------------------|----------------|
| 1. Массовая доля метилдигидропирана | 4,5 – 6,5 % |
| 2. Массовая доля тяжелого остатка | не более 0,25% |
| 3. Массовая доля воды | не более 0,5 |

Кислота ортофосфорная, термическая, ГОСТ 10678-76 марка «А» изменениями №1-6. [39].

- | | |
|----------------|---------------------------------------|
| 1. Внешний вид | бесцветная жидкость прозрачная в слое |
|----------------|---------------------------------------|

15-20 мм

2. Плотность в г/см ³ при 20 °С	не менее 1,53 %
3. Массовая доля ортофосфорной кислоты	не менее 73 %
4. Массовая доля хлоридов	не более 0,005 %
5. Массовая доля сульфатов	не более 0,01 %
6. Массовая доля железа	не более 0,005 %
7. Массовая доля мышьяка	не более 0,0001 %
8. Массовая доля восстанавливающих веществ в пересчете на Н ₃ РО ₄	не более 0,01 %
9. Массовая доля нитратов	не более 0,0003 %
10. Массовая доля тяжелых металлов сероводородной группы (Р _в)	не более 0,0005 %
11. Наличие метафосфорной кислоты	выдерживает испытание
12. Массовая доля взвешенных частиц	выдерживает испытание
13. Наличие железного фосфора	выдерживает испытание

Катализатор КБФ-76У ТУ 38.103427-86 с изменениями 1,2,3,4

1. Внешний вид	червячки белого цвета
2. Химический состав катализатора высушенного при 110-120°С:	
- молярное соотношение СаО:Р ₂ О ₅	2,7-2,9
- массовая доля хлора	1,0 %
3. Насыпная плотность катализатора	0,62 ± 0,06 г/см ³
4. Удельная плотность	80 ± 20 м ² /г
5. Коэффициент прочности катализатора, не менее:	
Средний	0,80 кг/мм
Минимальный	0,29 кг/мм
6. Диаметр экструдатов	2,8 ± 0,5 мм

7. Каталитические свойства:

Выход изопрена в молярных процентах, не менее:

- | | |
|--------------------------------------|----|
| - на пропущенный ДМД (активность) | 75 |
| - на разложенный ДМД (селективность) | 83 |

Катализатор КФ-83 (регламент производства кальций-фосфатных катализаторов различных модификаций)

- | | |
|---|-----------------------------------|
| 1. Внешний вид | червячки
розового цвета |
| 2. Насыпная плотность катализатора | $0,65 \pm 0,06 \text{ г/см}^3$ |
| 3. Химический состав катализатора высушенного при $110-120^\circ\text{C}$: | |
| - молярное соотношение $(\text{CaO} + \text{MnO}) : \text{P}_2\text{O}_5$ | 2,7-2,9 |
| - массовая доля хлора | 1,0 % |
| - массовая доля марганца | $0,30 \pm 0,10 \%$ |
| 4. Удельная поверхность | $100 \pm 20 \text{ м}^2/\text{г}$ |
| 5. Коэффициент прочности, не менее: | |
| - средний | 0,8 кг/мм |
| - минимальный | 0,29 кг/мм |
| 6. Диаметр экструдатов | 2,8 0,5 мм |
| 7. Каталитические свойства: | |
| на пропущенный ДМД (активность) | 75 |
| на разложенный ДМД (селективность) | 83 |

Форконттакт – оксид алюминия активный ГОСТ 8136-85 марки АОА1

- | | |
|-----------------------|--|
| 1. Внешний вид и цвет | гранулы цилиндрической формы белого цвета без трещин, допускается кремовый оттенок.[39]. |
| 2. Размеры гранул: | |
| - диаметр | $5,0 \pm 1,0 \text{ мм}$ |
| - длинна, не более | 18 мм |

3. Насыпная плотность	450-550 г/дм ³
4. Удельная поверхность, не менее	200 м ² /г
5. Прочность при истирании, не менее	65,0 %
6. Массовая доля потерь при прокаливании, не более	5,0 %
7. Массовая доля железа, не более	0,05 %
8. Массовая доля натрия, не более	0,03 %
9. Массовая доля пыли и мелочи размером 2,0-0,5 мм	0,05 %

Форконттакт – оксид алюминия активный ТУ 38.101190-88 с

изменениями № 1,2

1. Массовые доли примесей, не более:	
- железа	0,14 %
-натрия (в пересчете на оксид натрия)	0,10 %
- серы (в пересчете на SO ₃)	1,5 %
2. Насыпная плотность, не более	0,8 г/см ³
3. Коэффициент прочности, не менее:	
- средний	1,0 кг/мм
- минимальный	0,5 кг/мм
4. Диаметр экструдатов	4,5 ± 0,5 мм
5. Массовая доля частиц менее 1 мм, не более	0,3 %
6. Массовая доля потерь при прокаливании при 850°С	5,0 %
7. Удельная поверхность, не менее	190 м ² /г
8. Общий объем пор, не менее	0,65 см ³ /г
9. Статистическая активность по адсорбции водяного пара из воздуха при 20-25°С, г воды на 100 г	
- при относительной влажности 10 %	3,0
- при относительной влажности 60 %	9,0
Газ горючий природный (топливный газ) ГОСТ 5542-87	
1. Теплота сгорания низшая, МДж/м ³ (ккал/м ³), при 20 °С 101,325 кПа, не менее	31,8 (7600)

2.	Область значений числа Воббе (высшего), МДж/м ³ (ккал /м ³)	41,2÷54,5 (9850÷13000)
3.	Допустимое отклонение числа Воббе от номинального значения, %, не более	±5
4.	Массовая концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0,02
5.	Массовая концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0,036
6.	Объёмная доля кислорода, %, не более	1,0
7.	Интенсивность запаха газа при объёмной доле 1 % в воздухе, балл, не менее	3,0
8.	Масса механических примесей в 1г/м ³ , не более	0,001
Паровой конденсат (проектн.)		
1.	Жесткость общая, мкг-экв/дм ³ , не более	5,0
2.	Содержание соединений железа, мкг/дм ³ , не более	70
3.	Содержание, кремниевой кислоты, мкг/дм ³ , не более	120
4.	Содержание нефтепродуктов, мг/кг, не более	0,5
5.	Окисляемость, мгО ₂ /дм ³ , не более	0,5
6.	Величина рН	8,5÷9,5
7.	УЭП (Удельная электрическая проводимость), мк. См/см ² , не более	8,0
12 Пар 13 ати (проектн.)		
1.	Давление, ати, не ниже	9,0
2.	Температура, °С, не менее	255

1.4 Описание технологического процесса

Процесс получения изопрена осуществляется термokatалитическим разложением диметилдиоксана (ДМД). Наиболее эффективными катализаторами разложения ДМД являются кальций фосфатные:

- КБФ-76у
- КФ-83 (промотированный марганцем)

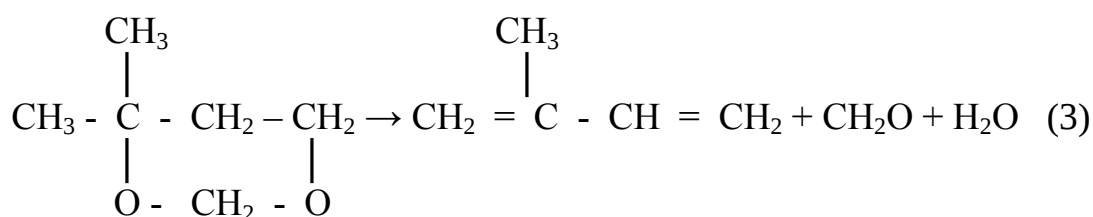
Разложение ДМД (реакция эндотермическая) осуществляется в токе водяного пара при температуре $270 \div 390^\circ\text{C}$ и давлении в реакторе не более $4,0 \text{ кгс/см}^2$.

Процесс разложения диметилдиоксана состоит из следующих стадий:

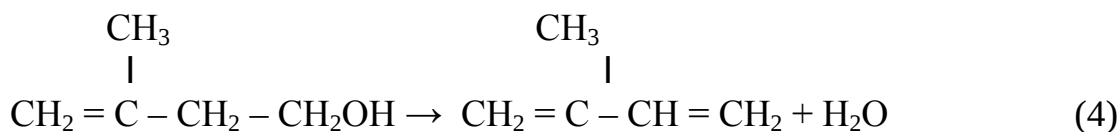
- испарение диметилдиоксана,
- перегрев шихты диметилдиоксана,
- разложение шихты диметилдиоксана.

Основные реакции процесса каталитического разложения ДМД

- разложения 4,4 – диметилдиоксана – 1,3 с образованием изопрена:

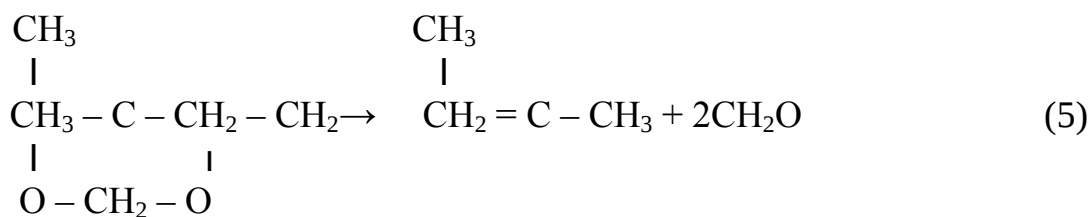


- дегидратация непредельного спирта с получением изопрена:



Побочные реакции в процессе каталитического разложения ДМД:

- разложение ДМД на исходные продукты синтеза – изобутилен и формальдегид;



- разложение ДМД с образованием непредельных спиртов, метилдигидропиран (МДГП), метилентетрагидропиран (МТГП), изомерные пентены (амилены), карбонильные соединения, цикlopентадиен (ЦПД), окись углерода [39].

Процесс разложения диметилдиоксана (ДМД) состоит из следующих стадий:

- испарение диметилдиоксана,

- перегрев шихты диметилдиоксана,
- разложение шихты диметилдиоксана.

Испарение диметилдиоксана (ДМД). ДМД - ректификат и ДМД-возврат из отделения И-7 подаются в отделение И-8 по отдельным трубопроводам, которые перед входом в трубное пространство теплообменника № 69 объединяются в один поток.

Расход ДМД-ректификата в теплообменник № 69 регистрируется прибором «ROTAMASS» поз.500а и дополнительно контролируется расходомером поз.500.

Расход ДМД-возврата регистрируется прибором поз. 500/1.

Конденсат из межтрубного пространства испарителей № 1 через конденсационные бачки № 16/I,II подается в межтрубное пространство теплообменника № 69 на подогрев сырья ДМД до температуры 80÷110°С. Из теплообменника № 69 конденсат поступает в емкость № 30 (либо в емкость № 211) отделения И-9.

Температура ДМД до и после теплообменника № 69 регистрируется прибором Базис 21.2ЦР поз.734.

Уровень в конденсационных бачках выдерживается регуляторами уровня поз. 8049, 8050, клапаны которых установлены на линиях выхода конденсата соответственно из бачков № 16/I,II.

ДМД из теплообменника № 69 поступает в трубное пространство испарителей № 1, где происходит его испарение в токе острого пара, подающегося в нижнюю крышку испарителя.

Имеется возможность подачи ДМД в испаритель № 1 помимо теплообменника № 69.

Расход ДМД в испаритель №1/I,II выдерживается регулятором расхода поз. 801/1,2,3, клапан установлен на линии подачи ДМД соответственно в испаритель № 1/I или № 1/II.III/

Расход ДМД в испаритель № 1/III выдерживается регулятором расхода поз. 801/1 или поз. 801/2, если в ремонте находится соответственно испаритель № 1/I или № 1/II.

Обогрев испарителей производится подачей «греющего пара» в межтрубное пространство. Давление пара, не более 12 кгс/см^2 выдерживается регулятором давления поз. 849, клапан которого установлен на линии пара $P=13 \text{ кгс/см}^2$.

Расход пара подаваемого в межтрубное пространство испарителей регистрируется прибором поз. 849а.

При снижении расхода ДМД $< 4,0 \text{ т/час}$ в испаритель № 1/I,II предусмотрена сигнализация (световая и звуковая) поз. 902.

Уровень в испарителях №1/I,II,III регистрируется прибором поз. 507/1,2,3 [39].

Температура после испарителей №1/I,II,III измеряется и регистрируется прибором поз.734.

При завышении уровня в сепараторе №1а более 80% шкалы прибора поз.508 предусмотрена звуковая и световая сигнализация поз. 902.

По мере накопления тяжелых углеводородов в испарителях № 1/I,II,III предусмотрена возможность их вывода из нижней части испарителя в емкость № 304 отделения И-9.

Перегрев шихты диметилдиоксана (ДМД). Перегрев шихты ДМД осуществляется в теплообменниках № 2/I,II,III,IV и печи № 8/III.

Шихта ДМД с температурой $130 \div 180 \text{ }^{\circ}\text{C}$ из испарителя №1 подается в трубное пространство перегревателя №2, где перегревается до температуры $180 \div 250 \text{ }^{\circ}\text{C}$, за счет утилизации тепла газов регенерации, поступающих из реактора дожига №9 в межтрубное пространство. Более высокая температура в аппаратах приводит к усиленному коксообразованию и забивке аппаратов [21].

Температура шихты диметилдиоксана (ДМД) на выходе из перегревателя № 2 и газов регенерации до и после перегревателя №2, регистрируется прибором Базис 21.2ЦР поз. 735.

Газы регенерации в перегреватель №2 поступают из общего коллектора газов регенерации, через реактор №9/II. Имеется возможность подачи газов помимо реактора № 9/II.

Дальнейший перегрев шихты ДМД до температуры 300÷400°С производится в печи № 8/III. Шихта ДМД в печь № 8/III поступает двумя потоками (левая и правая сторона). В каждом потоке шихта ДМД распределяется в подсводовый змеевик и в два конвекционных змеевика (всего 6 вводов шихты ДМД в печь).

Радиантная часть печи (левая и правая сторона) № 8/III условно разделена на три зоны [18]:

- пройдя подсводовый змеевик (Ø150 мм) шихта ДМД поступает в змеевики средней зоны радиантной части печи № 8/III;
- пройдя конвекционные змеевики шихта ДМД поступает в змеевики крайних зон радиантной части печи;

Шихта ДМД после радиантной части печи направляется в коллектор шихты, и далее в реактор № 3 на разложение. Давление в коллекторе шихты большой группы реакторов регистрируется прибором поз. 670а. А давление в коллекторе шихты реакторов малой группы регистрируется прибором поз. 670б [21].

Шихта, перегреваемая в правой стороне печи, поступает в коллектор шихты малой группы реакторов. А шихта, перегреваемая в левой стороне печи, поступает в коллектор шихты большой группы реакторов.

Имеется возможность объединить потоки шихты ДМД до и после печи № 8/III, для чего открывается арматура №301 и 338 соответственно.

Имеется возможность работы помимо печи № 8/III.

Перед подачей в печь № 8/III шихта разбавляется острым паром. Расход острого пара выдерживается регулятором расхода поз. 882/1,2,

клапан установлен на линии подачи острого пара в линию шихты ДМД (малая и большая группа реакторов).

Давление острого пара, подаваемого на разбавление, выдерживается регулятором давления поз. 881 на линии пара $P=13$ кгс/см² [21].

Температура шихты ДМД, перегретой в печи № 8/III, выдерживается дистанционным управлением положения клапана поз. 812/3, 813/3, установленным на линии подачи топливного газа в печь (левая и правая сторона) и регистрируется прибором БАЗИС 21.2ЦР поз. 733/3.

При снижении давления топливного газа $\leq 1,5$ кгс/м² срабатывает световая и звуковая сигнализация в операторной поз. 902.

При снижении давления топливного газа $\leq 1,0$ кгс/м² срабатывает сигнализация и блокировка поз.902, пневмоотсекатель поз.8043 автоматически закрывается и прекращается подача топливного газа в печь № 8/III.

Дымовые газы, образующиеся при сжигании топливного газа, отводятся шестью газоходами с поворотными шиберными заслонками (по одному газоходу с каждой секции печи) в общий боров и через дымовую трубу выбрасываются в атмосферу. Разряжение создается за счет разности веса горячих дымовых газов и веса воздуха на отметке 50 метров дымовой трубы. Разрежение в топочном пространстве печи № 8/III замеряется в дымовой трубе и регистрируется прибором поз. 682, установленным в операторной на щите.

Температура дымовых газов на выходе из печи № 8/III регистрируется прибором БАЗИС 21.2ЦР поз.733/3.

Для защиты от попадания горючих газов внутрь печи №8/III при загазованности, предусмотрена вокруг печи паровая завеса. Подача пара на паровую завесу осуществляется дистанционным открытием задвижки №10 со щита управления в операторной [21].

Разложение шихты диметилдиоксана. Разложение диметилдиоксана осуществляется в реакторах секционного типа на кальций-фосфатном

катализаторе, который загружается на секции реакторов в количестве $8,5 \div 12$ тонн. Можно произвести сразу полную загрузку катализатора (~ 12 т) или с последующей догрузкой до 12 т (неполную $\sim 8,5$ т).

Догрузка свежего катализатора производится после пробега $400 \div 800$ часов, в зависимости от показателей работы реактора. В этом случае реактор останавливается на ревизию катализатора, которая включает следующие операции [21].

- разравнивание катализаторного слоя по секциям реактора,
- дозагрузка свежего катализатора по секциям реактора.

Перед пуском реактора в работу после загрузки свежего катализатора проводится термическая его стабилизация в течение 4-5 часов при температуре $480 \pm 5^\circ\text{C}$ с подпиткой раствором фосфорной кислоты.

Стабилизация – структурная разработка катализатора, включающая в себя:

- уменьшение удельной поверхности с $80 \text{ м}^2/\text{г}$ до $25\text{-}30 \text{ м}^2/\text{г}$, за счет термического спекания наиболее мелких пор (чем больше мелких пор, тем больше коксоемкость катализатора);
- увеличение количества кислых солей с 1% до 7-12 %.

По окончании пробега катализатора, в зависимости от результатов анализа масляного слоя контактного газа, катализатор выгружается из реактора и загружается свежий.

Процесс разложения ДМД состоит из двух чередующихся циклов: цикла контактирования и цикла регенерации.

Цикл контактирования. Шихта ДМД из печи 8/III с температурой $300 \div 400^\circ\text{C}$ подается в верхнюю часть реактора №3 на первую секцию.

Разложение ДМД осуществляется в токе пара при температуре $270 \div 390^\circ\text{C}$ и давлении в реакторе не более $3,0 \text{ кгс/см}^2$. Количество пара (принимается весь пар, подаваемый с шихтой ДМД и на полки реакторов), необходимое для разложения диметилдиоксана, выдерживается в соотношении $1,8 \div 2,2 : 1$ (по массе) [7].

Тепло необходимое для реакции разложения ДМД в изопрен (реакция эндотермическая), обеспечивается подачей перегретого пара из пароперегревательных печей № 8/I,II,IV через шиберные заслонки поз.805, 807, 808, 809, 810, 811, установленные на линиях подачи перегретого пара в секции реактора.

Давление пара подаваемого на печи, не более 3 кгс/см², выдерживается регулятором давления поз.804, клапан установлен на общем коллекторе пара на печи.

Для поддержания активности катализатора в общий поток перегретого пара в каждый реактор через парожидкостную форсунку постоянно подается раствор фосфорной кислоты с концентрацией $2,0 \pm 0,2\%$, дозировочным насосом № 31/I,II из емкости №30/I,II.

Контактный газ, образовавшийся в результате разложения ДМД, из реакторов № 3 поступает в общецеховой коллектор контактного газа и далее двумя потоками направляется в отделение И-9 установки И-9. Давление в коллекторе контактного газа регистрируется прибором поз.6091.

На контактировании могут работать два реактора по следующей схеме:

- шихта из испарителя № 1/I поступает в теплообменник № 2/I,II, затем в змеевики печи 8/III (правая сторона) и далее в коллектор шихты реакторов малой группы (реактор № 3/III, 3/V),

- шихта из испарителя № 1/III поступает в теплообменники № 2/IV, IVa, затем в змеевики печи № 8/III (левая сторона) и далее в коллектор реакторов большой группы реакторов (реактор № 3/VI, 3/VII),

- шихта из испарителя № 1/II может поступать как по схеме работы испарителя № 1/I (при останове испарителя № 1/I на ремонт), так и по схеме работы испарителя № 1/III (при останове испарителя № 1/III на ремонт).

Реактор № 3/V может работать как на малой группе реакторов, так и на большой группе.

При необходимости имеется возможность:

- работа с одним испарителем №1, для чего, открыв шунтовые задвижки № 144, 200 на испарителях объединяют оба потока шихты из испарителей;

- работа одним реактором, для чего, открыв задвижку №338 на коллекторе шихты в районе электрозадвижек № 1/IV и 1/V, объединяют оба коллектора шихты (реакторов большой и малой группы);

- работа помимо аппарата № 2, для чего, после задвижки на линии входа шихты в левую и правую сторону печи № 8/III имеется шунтовая линия, для перераспределения шихты с одного потока на другой.

- работы трех реакторов, в режиме 4 часа контактирование и 2-2,5 часа регенерация.

Цикл регенерации. В процессе контактного разложения ДМД за счет протекания вторичных реакций, в основном за счет взаимодействия изопрена с формальдегидом, катализатор покрывается «коксом» - углерод и высокомолекулярные соединения, что приводит к снижению активности поверхности катализатора (блокированию активных центров).

Для восстановления активности катализатора, периодически, через каждые 2-4 часа контактирования проводится цикл регенерации.

Регенерация катализатора заключается в выжиге отложившегося кокса при температуре 450 ± 50 и давлении не более $2,0 \text{ кгс/см}^2$ в токе паровоздушной смеси. Под действием кислорода воздуха происходит окисление отложившегося на поверхности катализатора кокса до воды, окиси и двуокиси углерода, благодаря чему катализатор вновь восстанавливает первоначальную активность [21].

При более высоких температурах происходят необратимые структурные изменения в катализаторе с потерей его активности

Воздух на регенерацию подается воздухометателем № 20/I,II из общего коллектора через электрозадвижки №4, №8. Расход воздуха в реактор регистрируется прибором поз.818.

Перед подачей воздуха реактор в течение 10÷15 минут продувается паром.

Температура в период регенерации (под слоем катализатора) выдерживается дистанционным управлением положения клапана поз. 818,820,821, установленным на подаче воздуха на первую, третью, и пятую секции реактора №3 соответственно [20].

Окислительная регенерация катализатора сопровождается выделением большого количества тепла и, чтобы избежать подъема температуры в слое выше допустимого, регенерацию начинают с минимальной подачи воздуха. Для снижения температуры в слое катализатора на 3, 4, 5 секции реактора через клапаны поз. 853, 854, 855 (дистанционное управление) подаётся острый пар.

Расход острого пара в реактор регистрируется прибором поз. 873.

По мере выгорания кокса (определяется по снижению температуры под слоем катализатора) для более полного выжига кокса, расход воздуха увеличивается и температура паровоздушной смеси поднимается до 400 ÷ 470⁰С.

По завершению регенерации катализатора в реакторе (окончание процесса горения кокса), которое определяется по снижению перепада температур по слоям катализатора и содержанию СО₂ в газах регенерации (определяется периодически), реактор ставится на продувку острым паром и понижение температуры в следующем порядке:

- прекращается подача воздуха, закрыв клапаны поз. 818,820,821;
- прекращается подача перегретого пара, закрыв шиберную заслонку поз.862;
- открываются клапаны поз.873, 853, 854, 855 на подаче острого пара;

Снижение температуры по слоям катализатора до 350÷380⁰С в течение 10÷20 минут производится с целью исключения образования легкой фракции и большого количества кокса при подаче шихты ДМД на катализатор с высокой температурой.

Давление верха в реакторе регистрируется прибором поз.670/1.

Давление в нижней части реактора регистрируется прибором поз.670/2 [20].

Температура над слоем и под слоем катализатора в реакторе №3 регистрируется многоканальным прибором поз.732 «СЕНСОРИКА».

Для защиты аппаратов № 1,2,3 от завышения давления установлены ППК (пружинно-предохранительный клапан), на линии выхода шихты ДМД из испарителя № 1. Сброс от ППК производится в сепаратор №1а, откуда углеводородный конденсат самотеком поступает в емкость № 33 и по мере накопления передавливается азотом (ин. газом) по линии освобождения в испаритель № 1 или в емкость № 304 отделения И-9.

Описание порядка переключения электрозадвижек. Переключение реактора с контактирования на регенерацию и наоборот производится при помощи электрозадвижек. Управление электрозадвижками происходит при помощи кнопок, расположенных на щите в операторной, с индикацией положений «открыто», «закрыто» [19].

Переключение реактора с контактирования на регенерацию производится в следующей последовательности:

- закрыть электрозадвижку № 1 на линии подачи шихты ДМД,
- прикрыть шибер на линии подачи перегретого пара поз. 862,
- подать острый пар в коллектор перегретого пара, открыв клапан на клапанной сборке поз. 873,
- продуть реактор паром через электрозадвижку № 2 в линию контактного газа в отделение И-9 в течение 5÷10 минут,
- закрыть электрозадвижку № 2 на линии контактного газа,
- открыть электрозадвижку № 3 на линии газов регенерации,
- продуть реактор паром в течение 5 минут в коллектор газов регенерации,

- закрыть электрозадвижку № 9 на линии стравливания воздуха на воздушку и открыть электрозадвижки № 4 и № 8 на линии подачи воздуха на регенерацию.

Переключение реактора с регенерации на контактирование производится в обратной последовательности:

- закрыть электрозадвижки № 4 и № 8 на линии подачи воздуха на регенерацию и открыть электрозадвижку №9 на линии стравливания воздуха на воздушку,

- продуть реактор паром в течение 10÷15 минут в коллектор газов регенерации, для освобождения от воздуха,

- прекратить подачу острого пара в коллектор перегретого пара, закрыв РК поз. 873,

- открыть шибер Д=500 мм поз.862 на линии подачи перегретого пара,

- закрыть электрозадвижку № 3 на линии газов регенерации,

- открыть электрозадвижку № 2 на линии контактного газа,

- открыть электрозадвижку № 1 на линии сырья (паров шихты ДМД).

Для предотвращения пропуска ДМД, контактного газа через неплотности закрытых электрозадвижек №2 и №3, в крышки электрозадвижек подведены линии пара с запорными вентилями.

Дожиг газов регенерации. Обезвреживание газов регенерации путем глубокого окисления органических примесей (ДМД, смолы, формальдегид и др.), оксида углерода до диоксида углерода и воды происходит в реакторах дожига № 9/I,II на катализаторе ИКТ-12-8 при температуре не менее 350°C.

Образовавшиеся в процессе регенерации катализатора газы из реакторов поступают в общий коллектор газов регенерации, откуда подаются в верхнюю часть реактора № 9/I,II на слой форконтакта (оксид алюминия) и далее на слой медно-хромового катализатора (ИКТ-12-8). Причем в реактор № 9/I подается ~ 20% от общего количества газов регенерации, а в реактор № 9/II ~ 80% [23].

Форконттакт (пред. контакт) предназначен для поглощения фосфорной кислоты и тяжелых углеводов (смолистых соединений), присутствующих в газах регенерации в первоначальный период регенерации (5-10 минут).

Для глубокого окисления примесей необходим кислород, поэтому в реактор дожига № 9/I,II подается воздух.

Расход воздуха выдерживается регулятором поз.8058, 8059, клапан которого установлен на линии подачи воздуха в реактор № 9/I и № 9/II соответственно.

Имеется возможность подачи перегретого пара в линию газов регенерации на входе в аппарат № 9/ I,II для поддержания температуры газов регенерации не менее 350°C.

Температура в аппаратах №9/ I,II регистрируется на приборе БАЗИС - 21 поз.733/4.

После аппарата № 9/I газы регенерации поступают на эжектор дымовых газов печи № 8/IV для создания разрежения в топочной камере печи [12].

После аппарата № 9/II газы регенерации поступают:

- в теплообменники № 2 для подогрева шихты ДМД;
- на эжектор дымовых газов печи № 8/I, 8/II, для создания разрежения в топочной камере печей [41];

Давление в коллекторе газов регенерации выдерживается регулятором давления поз.879, шиберная заслонка установлены на сбросе газов регенерации после реактора дожига № 9/ II на воздушку (свечу), и регулятором давления поз. 880, шиберная заслонка установлена на общем коллекторе газов регенерации.

Имеется возможность управления процессом разложения ДМД с использованием АСУТП. ЭВМ выполняет информационную и управляющую задачи. Информационная – сбор и обработка текущих значений параметров, а также положения электроздвижек в любой момент времени.

Согласно заданной программе ЭВМ ежеминутно проводит расчет пара по секциям реактора, величины конверсии сырья и расчет коэффициента разбавления сырья паром.

Вся информация представляется на экран монитора визуально в виде схематичного изображения реактора, где собрана вся текущая и расчетная информация по этому реактору [46].

Информация по расходу ДМД в течение процесса представлена в виде отдельной таблицы, здесь же фиксируется время пробега катализатора. Управляющая часть равномерно по линейному закону уменьшает расход ДМД в течение цикла контактирования. Начальное и конечное значение расхода.

1.5 Аналитический контроль технологического процесса

Таблица 2 контроль технологического процесса

№ п/п	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки средства измерения)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, государственный или отраслевой стандарт)	Норма	Частота контроля	Кто контролирует
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Приём сырья: диметилдиоксан - ректификат + диметилдиоксан-возврат	Из трубопровода перед входом в испаритель № 1	Углеводородный состав Массовая доля: - тяжелого остатка, % не более - воды, % не более - метилаля + МТБЭ+ «Х», % не более - метанола, % - триметилкарбинола, % не более - удельный вес, г/см ³ - Показатель pH, ед. pH	Хроматографический, МИ-358-12-НТЦ -//- -//- -//- -//- -//- Ареометрический, МИ-463-11-НТЦ Потенциометрический, № 207	Не нормируется 0,3 0,5 0,1 Не нормируется 7,0 Не нормируется Не нормируется	3 раза в сутки	ЛП И, СКИ
2	Высококипящие побочные продукты (ВПП)	Из линии подачи ВПП в реактор № 63/І,ІІ	Состав, % масс.:	Хроматографический, № 837	Не нормируется	По требованию	НТЦ

Продолжение таблицы 2.

1	2	3	4	5	6	7	8
3	Контактный газ разложения ВПП	Из аппаратов № 63	Состав, % масс.; - изобутилена - изопрена - формальдегида Конверсия ВПП Конверсия МДГП Конверсия МТГП	Хроматографический, № 837 Расчетный, № 837 Расчетный, № 837 Расчетный, № 837	Не нормируется	По требова нию	НТЦ
4	Масляный слой контактного газа (начало или середина цикла контактирования)	Из аппаратов № 3	Углеродородный состав, % масс. Массовая доля: - изопрена, % не менее - ДМД + непредель- ного спирта 130 °С, % не более - воды, %	Хроматографический, № 364	Не нормируется 50,0 29,0 Не нормируется	1 раз в сутки	ЛП И, СКИ
5	Масляный слой контактного газа (конец цикла контактирования)	Из аппаратов № 3	Состав, % масс:	Хроматографический, № 364	Не нормируется	1 раз в сутки	ЛП И, СКИ

Продолжение таблицы 2.

1	2	3	4	5	6	7	8
6	Контактный газ разложения ДМД	Из аппаратов № 3	Состав, % масс.; Выход изопрена на пропущенный ДМД (ВП) Выход изопрена на разложенный ДМД (ВР) Конверсия ДМД	Хроматографический, № 825 Расчетный, № 825 Расчетный, № 825 Расчетный, № 825	Не нормируется	По требованию	НТЦ
7	Газы регенерации из коллектора после контактных аппаратов № 3, № 63	Из коллектора газов регенерации	Углекислый газ, % об.	МИ-186-10-НТЦ (прибор ОРСА),	Не более 1,0	1 раз в смену	Аппаратчик отделения И-8
8	Газы регенерации после установки дожига	Из трубопровода газов регенерации после аппарата № 9/I	Углерода оксид, г/сек	Хроматографический, п. «Перечня» утв. 25.01.98.	Не более 8,487г/сек	1 раз в квартал	Санитарно-экологическое контроля (СЭК-1)
		Из трубопровода газов регенерации после аппарата № 9/II	Углерода оксид	Хроматографический, п. «Перечня» утв. 25.01.98.	Не более 21,237 г/сек	1 раз в квартал	Санитарно-экологическое контроля (СЭК-1)

Продолжение таблицы 2.

1	2	3	4	5	6	7	8
9	Дымовые газы	Из дымовых труб печей № 8/I, № 8/II, № 8/IV	Углерода оксид, г/сек Азота диоксид, г/сек Азота оксид, г/сек	Хроматографический, Фотоколориметрический, п. «Перечня» утв. 25.01.98	1,624 г/сек 0,522 г/сек 0,085 г/сек	1 раз в квартал	Санитарно-экологическое контроля (СЭК-1)
		Из дымовой трубы печи № 8/III	Углерода оксид, г/сек Азота диоксид, г/сек Азота оксид, г/сек	Хроматографический, Фотоколориметрический, п. «Перечня» утв. 25.01.98	4,873 г/сек 1,567 г/сек 0,255 г/сек	1 раз в квартал	Санитарно-экологическое контроля (СЭК-1)
10	Топливный газ	Из коллектора на вводе в отделение	Состав: Метан Азот C ₂ C ₃ C ₄ Масса 1 литра газа, г	Хроматографический, МИ-247-11-НТЦ -//- -//- -//- Расчетный, МИ-247-11-НТЦ	Не нормируется	По требованию	ЛП И, СКИ

Продолжение таблицы 2.

1	2	3	4	5	6	7	8
11	Масло турбинное Тп-22	Из маслобака № 7 воздухоподогревателя Э-200-31	1 Вязкость кинематическая, мм²/с, при 40 °С 2 Температура вспышки, определяемая в открытом тигле, °С, не ниже 3 Содержание механических примесей, % масс. 4 Содержание воды, % масс.	ГОСТ 33-2000 ГОСТ 433387 ГОСТ 6370-83 ГОСТ 2477-65	28,8÷35,2 186 Отсутствие Отсутствие	По требованию По требованию	ЛП И, СКИ ЛП И, СКИ
12	Паровой конденсат	Из линии конденсата после теплообменника № 69	Окисляемость, мгО₂/дм³ Содержание соединений железа, мкг/дм³	Титриметрический, № 107 Фотоколориметрический, МИ-104-10-НТЦ	Не более 0,5 Не более 70	По требованию	ЛП И, СКИ

ГЛАВА 2 РАЗРАБОТКА ПОВТОРНОГО ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ГАЗОВ РЕГЕНЕРАЦИИ КАТАЛИЗАТОРА

Известны различные способы регенерации катализаторов для получения изопрена, представляющие собой выжиг углистых отложений смесью азота с воздухом на различных носителях, пропитанных фосфорной кислотой при температуре (400-600) °С, или путем повторного нанесения фосфорной кислоты на катализатор и его прокаливание при температуре (750-1050) °С (Патент 1092902 США, 1966, Патент 343314 Япония, 1974).

Недостатком указанных способов является значительный расход фосфорной кислоты, необходимость ведения процесса регенерации при очень высокой температуре [23].

Способ регенерации катализатора используемый на установке И-8 ООО "Тольяттикаучук", также не лишен недостатков, одним из которых является значительный расход водяного пара и природного газа.

Предлагаемый способ заключается в регенерации катализатора для получения изопрена из 4,4-диметил-1,3-диоксана путем выжига кокса и смол при температуре (450-500) °С паровоздушной смесью, в состав которой входит повторное использование газов регенерации, выходящих из реактора. Подача в реактор осуществляется с трубопровода высокого давления газов регенерации [7].

Основным условием возможности проведения регенерации катализатора данным способом является достаточное содержание кислорода, а также необходимый теплосъем позволяющий не допускать завышения температуры в слое катализатора более 550 °С, что может привести к необратимым структурным изменениям в катализаторе с потерей его активности [34].

Переключение реактора с режима контактирования на режим регенерации остается прежним за исключением следующего дополнения:

- после выполнения всех действий и переключив реактор на режим контактирования, добавляется пуск рецикла газов регенерации.

Переключение реактора с режима регенерации на режим контактирования остается прежним за исключением следующего дополнения:

– первым действием необходимо закрыть электродвижку №12 на входе газов регенерации в реактор и открыть электродвижку №11 объединив коллектора

Высокого и низкого давления, а затем выполнять прежние действия по переключению реактора с режима регенерации на режим контактирования.

Технологическая схема предлагаемого способа регенерации катализатора представлена на рисунке №1

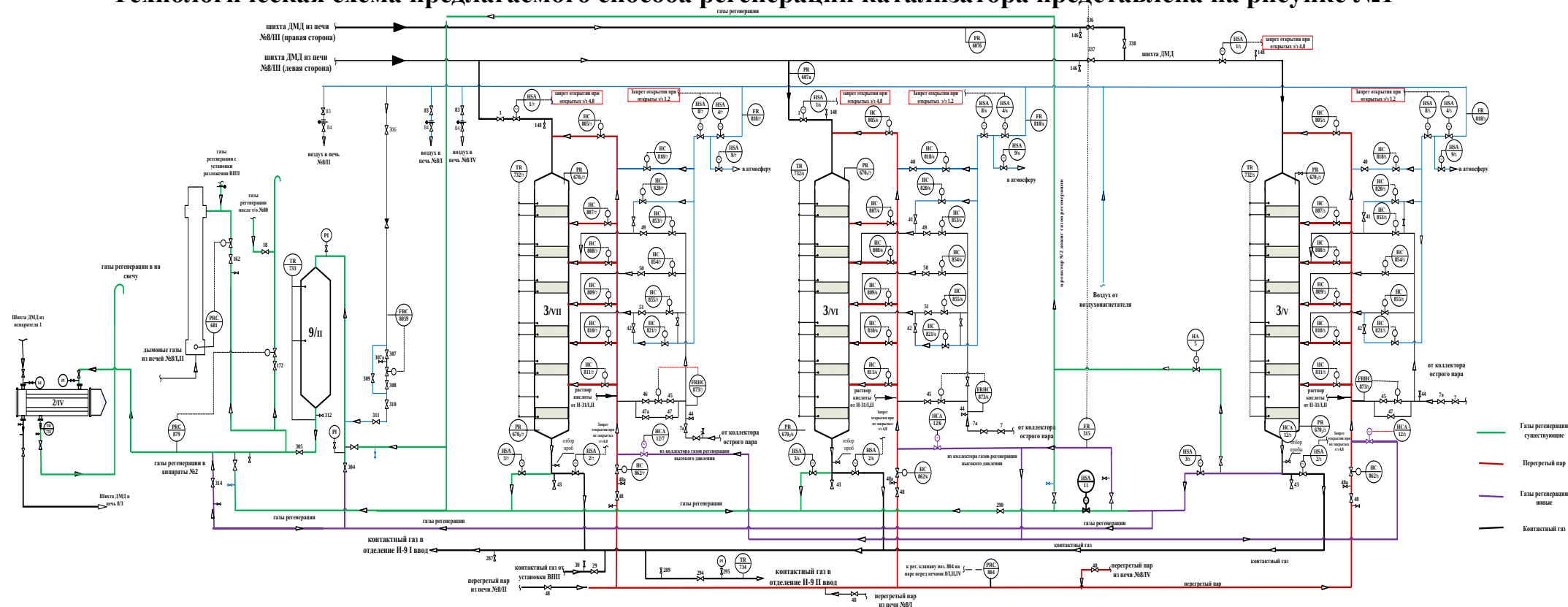


Рисунок 1 -Технологическая схема предлагаемого способа регенерации с повторным использованием газов регенерации

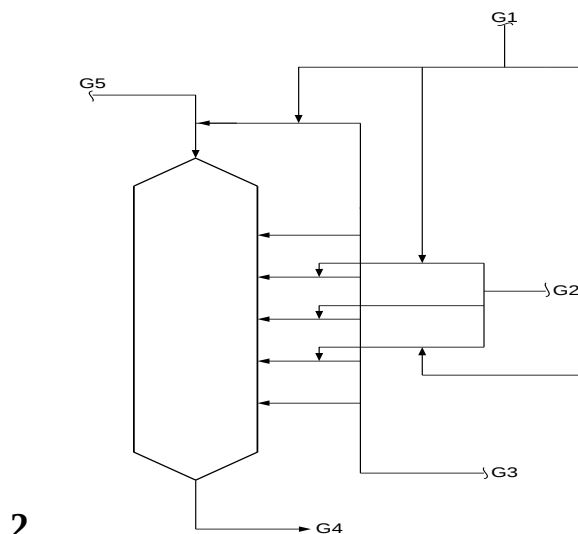
.Часть газов регенерации, выходящих из реактора необходимо вернуть в процесс, для этого был трубопровод высокого и низкого давления газов регенерации и установка электродвигателей на потоке газов регенерации в реактора разложения диметилдиоксана [12].

Для работоспособности выбранного способа необходимо установить электродвигатель №11 на рабочем потоке между контуром высокого и низкого давления трубопровода газов регенерации для того чтобы была возможность регулировать подачу газов регенерации в реактор № 3 с пульта управления, и отсекающие электродвигатели №12 во время переключения реактора на режим контактирования, что отображено выше на рисунке 1.

2.1 Материальный тепловой балансы

Вторая стадия промышленного процесса производства изопрена из изобутилена и формальдегида заключается в разложении диметилдиоксана на кальцийфосфатном катализаторе КБФ-76. Каждые (2-3) часа катализатор подвергают регенерации путем выжигания отложившегося кокса паровоздушной смесью при температуре (450-500) °С. Под действием кислорода воздуха происходит окисление отложившегося на поверхности катализатора кокса до воды, окиси и двуокиси углерода, благодаря чему катализатор вновь восстанавливает активность [7].

**Материальный баланс регенерации катализатора в реакторе
разложения ДМД представлен на рисунке**



**Рисунок 2 - Схема материальных потоков регенерации
катализатора**

Пояснительные данные к рисунку 2:

G_1 - количество воздуха подаваемое в реактор за один час;

G_2 – количество острого пара подаваемое в реактор за один час;

G_3 – количество перегретого пара подаваемое в реактор за один час;

G_4 – количество газов регенерации уходящее из реактора за один час;

G_5 - количество отложившегося кокса на катализаторе за один час контактирования.

Уравнение материального баланса регенерации катализатора:

$$G_4 = G_1 + G_2 + G_3 + G_5 \quad (3.1)$$

Исходные данные о компонентах поступающих в реактор во время регенерации катализатора:

G_1 - 3640 (кг/ч) - расход горячего воздуха;

G_2 - 10000 (кг/ч) - расход острого пара;

G_3 - 3400 (кг/ч) - расход перегретого пара;

Опыт промышленной эксплуатации кальцийфосфатных катализаторов может достигать 2-4 % масс в зависимости от пробега катализатора, режимов эксплуатации и состава сырья. Количество отложившегося кокса

на катализаторе было найдено империческим методом, результаты исследований приведены в таблице 4.

Таблица 4 - Цикл регенерации катализатора на реакторе № 3/7 от 22.10.15г. (пробег катализатора 464 часа; нагрузка 15 т/час; загрузка катализатора 10,3 т.)

<i>№ n/n</i>	<i>Время отбора</i>	<i>Подача воздуха, м³/час</i>	<i>Подача пар, т/час</i>	<i>Содержание в газах регенерации, % об</i>		
				<i>O₂</i>	<i>CO</i>	<i>CO₂</i>
	11-05	1376				
1	11-10	1376	7,71	6,95	2,24	13,3
2	11-20	1376	10,96	1,13	3,46	15
3	11-35	1376	9,8	3,21	3,12	14
4	11-50	1120	10,58	5,84	2,7	12
5	12-05	1280	9,40	7,06	2,53	11,6
6	12-20	960	7,96	8,67	2,31	10
7	12-35	640	6,08	7,09	2,4	10,3
8	12-50	1920	18,90	9,66	2,03	9,8
9	13-05	2400	23,08	16,87	1,04	4,2
10	13-15	2720	9,75	19,06	0,7	2,6
11	13-21	2720	1,85	18,9	0,8	2,6
Количество кокса отложившегося на катализаторе G ₅ - 202,3 кг						

Определим количество кокса сжигаемого за один час регенерации:

$G_5 = 200/2,5=80$ (кг/ч) - количество сжигаемого кокса за один час регенерации [36].

Из уравнения (3.1) определим количество газов регенерации [31]:

$$G_4 = 3640 + 10000 + 3400 + 80;$$

G_4 - 17120 (кг/ч) - количество уходящих из реактора газов регенерации.

Материальный баланс регенерации катализатора в реакторе разложения диметилдиоксана представлен в таблице 5.

Таблица 5 - Материальный баланс регенерации катализатора

<i>Приход</i>		<i>Расход</i>	
<i>Компоненты</i>	<i>кг/ч</i>	<i>Компоненты</i>	<i>кг/ч</i>
Воздух	3640	Газы	17120
Острый пар	10000	регенерации	
Перегретый пар	3400		
Кокс	80		
Всего	17120	Всего	17120

Тепловой баланс регенерации катализатора в реакторе разложения ДМД представлен на рисунке 3.

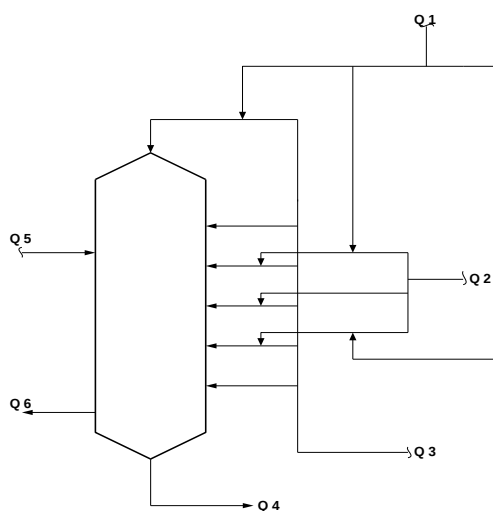


Рисунок 3. - Схема тепловых потоков регенерации катализатора

Пояснительные данные к рисунку 3.

Q_1 - количество тепла поступившее с воздухом;

Q_2 - количество тепла поступившее с острым паром;

Q_3 - количество тепла поступившее с перегретым паром;

Q_4 - количество тепла ушедшее с газами регенерации;

Q_5 - количество тепла выделившееся при сгорании кокса;

Q_6 - количество тепла расходуемое на нагрев катализатора.

Уравнение теплового баланса:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_5 = Q_4 + Q_6 \quad (3.2)$$

Исходные данные о компонентах:

Температура воздуха - 100°C;

Температура острого пара - 250°C;

Температура перегретого пара - 660°C;

Количество загруженного катализатора - 10300 кг;

Температура катализатора в начале регенерации - 400 °C;

Температура катализатора в конце регенерации - 500 °C;

Количественный состав кокса - по лабораторным данным, представленным "ТПО"СК" в отчете № 423 от 12.04.1982г. по теме "Усовершенствование технологических процессов производства диеновых углеводородов, как мономеров для получения синтетических каучуков", кокс содержит ~91 % C (углерода) и ~9 % H₂ (водорода).

Найдем количество тепла, выделившееся при сгорании кокса по формуле [49]:

$$Q_5 = q * G, \quad (3.3)$$

где G - количество кокса сжигаемое за один час регенерации катализатора;
q-теплотворная способность кокса, которая находится по формуле:

$$q = q_c * g_c + q_{H_2} * g_{H_2}, \quad (3.4)$$

где q и g - теплотворная способность и массовая доля углерода и водорода соответственно.

Из уравнения (3.4) найдем теплотворную способность кокса:

$$q = \frac{94000 * 0,91}{12} + \frac{115600 * 0,09}{2};$$

$$q = 12330 \text{ ккал/кг.}$$

Из уравнения (3.3) найдем количество тепла, выделившееся за один час сжигания кокса:

$$Q_5 = 12330 * 80;$$

$$Q_5 = 986400 \text{ ккал/час.}$$

Другие компоненты теплового баланса регенерации катализатора в реакторе разложения диметилдиоксана, а также компоненты процесса перегрева шихты диметилдиоксана, находятся по формуле:

$$Q = G * c_p * t, \quad (3.5)$$

где G - расход компонента теплового баланса; c_p - удельная теплоемкость компонента (табличные значения); t - температура компонента в градусах Цельсия.

Из уравнения (3.5) найдем количество тепла поступившее в реактор с воздухом:

$$Q_1 = 3640 \cdot 0,243 \cdot 100;$$

$$Q_1 = 88452 \text{ ккал/час.}$$

Из уравнения (3.5) найдем количество тепла поступившее в реактор с острым паром:

$$Q_2 = 10000 \cdot 0,477 \cdot 250;$$

$$Q_2 = 1192500 \text{ ккал/час.}$$

Из уравнения (3.5) найдем количество тепла поступившее в реактор с перегретым паром:

$$Q_3 = 3400 \cdot 0,537 \cdot 660;$$

$$Q_3 = 1205028 \text{ ккал/час.}$$

Определим количество тепла расходуемое на нагрев катализатора по формуле:

$$Q = G_{\text{к-р}} \cdot c_{p(\text{к-р})} \cdot (t_{\text{к}}^{\text{к}} - t_{\text{к}}^{\text{н}}), \quad (3.6)$$

где $G_{\text{к-р}}$ - количество загруженного катализатора $[\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2]$; $c_{p(\text{к-р})}$ - удельная теплоемкость катализатора $[\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2] = 0,246 \text{ (ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C)}$; $t_{\text{к}}^{\text{к}}$ - конечная температура катализатора; $t_{\text{к}}^{\text{н}}$ - начальная температура катализатора.

$$Q = 10300 \cdot 0,246 \cdot (500 - 400);$$

$$Q = 253380 \text{ ккал/2,5 часа.}$$

$Q = 253380 \text{ (ккал)}$ - количество тепла затрачиваемое на разогрев катализатора за весь цикл регенерации (2,5 часа), отсюда следует что за один час регенерации катализатора количество затраченного тепла определяется по формуле:

$$Q_6 = Q / 2,5;$$

$$Q_6 = 101352 \text{ ккал/час.}$$

Из уравнения (3.2) определим количество тепла уходящее с газами регенерации:

$$Q_4 = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_5 - Q_6,$$

$$Q_4 = 88452 + 1192500 + 1205028 + 986400 - 101352;$$

$Q_4 \sim 3371028$ (ккал/час) - количество тепла содержащиеся в уходящих газах регенерации, из реактора разложения диметилдиоксана, за один час.

Тепловой баланс регенерации катализатора представлен в таблице 6.

Таблица 6 - Тепловой баланс регенерации катализатора в реакторе разложения диметилдиоксана

Приход		Расход	
Компонент	Ккал/час	Компонент	Ккал/час
С воздуха (Q_1)	88452	С газами регенерации (Q_4)	3371028
С острым паром (Q_2)	1192500	На нагрев катализатора (Q_6)	101352
С перегретым паром (Q_3)	1205028		
При сгорании кокса (Q_5)	986400		
Итого	3472380	Итого	3472380

Образующиеся во время регенерации катализатора газы содержат диметилдиоксан и продукты его разложения. Данные анализа газов регенерации после реактора разложения диметилдиоксана представлены в таблицах 7 и 8 [7].

Таблица 7 - Результаты анализа газовой и жидкой фаз газов регенерации в реакторе разложения диметилдиоксиана

Пробег катализатора, час	250			
Время периода регенерации	$10^{30} - 12^{40}$			
Время отбора проб	$10^{20} - 10^{30}$	$11^{15} - 11^{55}$	$11^{35} - 11^{45}$	$12^{20} - 12^{30}$
ХПК конденсата, мгО ₂ /л	2611	1100	790	420
Состав газов регенерации, % об.:				
Н ₂	0,12	0,46	0,15	0,05
О ₂	0,21	0,48	0,71	16,2
N ₂	90,39	79,90	79,2	78,97
СО	2,95	3,61	3,02	0,67
СО ₂	5,30	13,90	16,8	4,1
СН ₄	0,71	1,26	0,09	0,01
С ₄	0,03	0,02	-	-
Итого:	100,0	100,0	100,0	100,0

Таблица 8 - Состав конденсата газов регенерации от процесса разложения диметилдиоксиана

<i>Наименование компонентов</i>	<i>Содержание компонента в конденсате, % масс.</i>
ХПК конденсата, мгО ₂ /л	2611
Триметилкарбинол	0,006
Диметилвинилкарбинол	0,002
Метилдигидропиран	0,003
Диметилдиоксан	0,007
Изобутенилкарбинол	0,002
Формальдегид	0,06
Фосфорная кислота	0,0001

Для того чтобы органические примеси в составе газов регенерации не попадали в атмосферу и не загрязняли её, предусмотрена технология обезвреживания газов регенерации в реакторе дожига на катализаторе ИКТ-12-8 [29].

Материальный баланс регенерации катализатора в реакторе дожига газов регенерации представлен на рисунке 4.

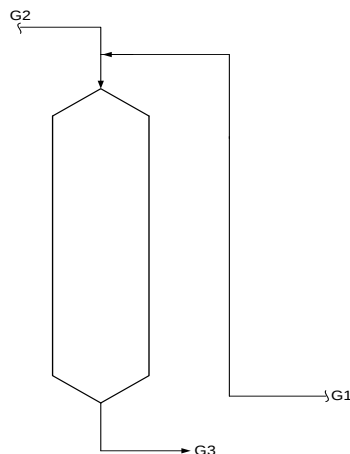


Рисунок 4 - Схема материальных потоков дожига газов регенерации

Пояснительные данные к рисунку 4:

G_1 - количество воздуха подаваемое в реактор за один час;

G_2 – количество газов регенерации подаваемое в реактор за один час;

G_3 – количество уходящих газов из реактора дожига.

Уравнение материального баланса дожига газов регенерации:

$$G_3 = G_1 + G_2 \quad (3.7)$$

Исходные данные о компонентах подаваемых в реактор во время дожига газов регенерации:

G_1 - 1610 (кг/ч) - расход горячего воздуха;

G_2 - 17120 (кг/ч) - расход газов регенерации;

G_3 - 18730 (кг/ч) – количество уходящих газов из реактора дожига.

Материальный баланс процесса дожига газов регенерации в реакторе № 9 представлен в таблице 9.

Таблица 9 - Материальный баланс дожига газов регенерации

Приход		Расход	
Компоненты	кг/ч	Компоненты	кг/ч
Воздух	1610	Уходящие газы из	18730
Газы регенерации	17120	реактора дожига	
Всего	18730	Всего	18730

Тепловой баланс дожига газов регенерации представлен на рисунке 5.

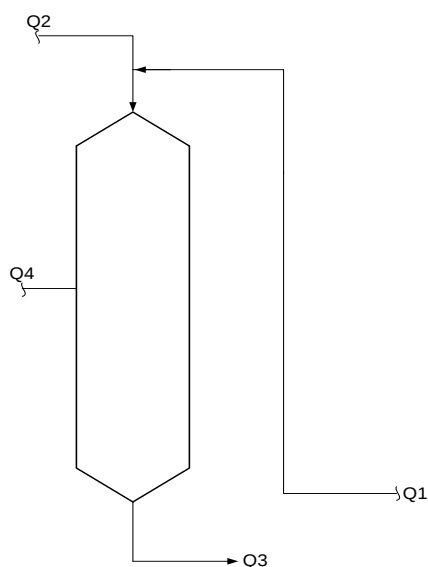


Рисунок 5 - Схема тепловых потоков дожига газов регенерации

Пояснительные данные к рисунку 5:

Q_1 - количество тепла поступившее с воздухом;

Q_2 – количество тепла поступившее с газами регенерации;

Q_3 – количество тепла ушедшее с газами из реактора дожига;

Q_4 – количество тепла выделившееся при реакции окисления.

Уравнение теплового баланса газов регенерации в реакторе № 9:

$$Q_1 + Q_2 + Q_4 = Q_3 \quad (3.8)$$

Исходные данные о компонентах:

Температура воздуха - 100 °С;

Температура газов регенерации - 450 °С;

Количество тепла, поступившее с газами регенерации - 3219000 ккал/час.

Количество тепла, выделившееся при сгорании органических примесей и угарного газа в процессе дожиги газов регенерации возьмем из отчета № 65-88 "Разработка технологии обезвреживания газов регенерации катализаторов расщепления 4,4-диметил-1,3-диоксана на ТПО "Синтезкаучук": Q_4 - 266000 ккал/час.

Из уравнения (3.5) определим количество тепла поступающее в реактор дожиги с воздухом:

$$Q_1 = 1610 \cdot 0,243 \cdot 100;$$

$$Q_1 = 39123 \text{ ккал/час.}$$

По уравнению теплового баланса (3.8) определим количество тепла, ушедшее с газами из реактора дожиги:

$$Q_3 = 39123 + 3219000 + 266000;$$

$$Q_3 = 3524123 \text{ ккал/час.}$$

В таблице 10 представлен тепловой баланс дожиги газов регенерации в реакторе № 9.

Таблица 10 - Тепловой баланс дожиги газов регенерации

<i>Приход</i>		<i>Расход</i>	
<i>Компонент</i>	<i>Ккал/час</i>	<i>Компонент</i>	<i>Ккал/час</i>
Q_1 (с воздухом)	39123	Q_3 (с газами регенерации на выходе из реактора № 9)	3524123
Q_2 (с газами регенерации)	3219000		
Q_4 (при окислении)	266000		
Итого	3524123	Итого	3524123

Результата анализа газов регенерации после реактора дожиги, а также физико-химические основы процесса представлены в таблице 11 и 12 соответственно.

Таблица 11 - Результаты анализа газов регенерации после реактора

Режим дожига		Глубина дожига примесей					
Темпера- тура, °С	Содержание кислорода в газовой смеси, % об.	ХПК конденсата, мгО ₂ /л		Глубина дожига органики, %	Содержание СО в газовой смеси, % об.		Глубина дожига СО, %
		До дожига	После дожига		До дожига	После дожига	
450	12,0	2611	40	98,5	3,2	0,03	99,06

Таблица 12 - Физико-химические основы процесса дожига газов регенерации

Стадия процесса	Стехиометрические уравнения основных и побочных реакций	Термодинамическая характеристика реакции
Каталитический дожиг газов регенерации	$\text{C}_4\text{H}_8 + 6\text{O}_2 \longrightarrow 4\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$ $\text{C}_5\text{H}_8 + 7\text{O}_2 \longrightarrow 5\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$ $\text{CH}_2\text{O} + \text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O} + 8\text{O}_2 \longrightarrow 6\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$ $2\text{CO} + \text{O}_2 \longrightarrow 2\text{CO}_2$ $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH} + 6\text{O}_2 \longrightarrow 4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$	Реакция экзотермическая, необратимая, протекает при температуре (350-550) °С. Теплота сгорания веществ:
	$\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O} + 7\text{O}_2 \longrightarrow 5\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$	СО - 67,2 ккал/моль CH₂O - 134,1 ккал/моль C₄H₈ - 645,43 ккал/моль C₅H₈ - 761,61 ккал/моль

Характеристика технологического процесса дожига газов регенерации представлена в таблице 13:

Таблица 13 - Состав газов регенерации до и после реактора № 9

<i>Компонент</i>	<i>Содержание (%) до реактора</i>	<i>Содержание (%) после реактора</i>
H ₂ O	84,91	85,01
O ₂	1,60	1,15
N ₂	10,38	10,38
CO	0,33	сл.
CO ₂	2,48	3,26
Органика	0,12	сл.
H ₃ PO ₄	0,0002	сл.

После реактора № 9 обезвреженные газы регенерации распределяются следующим образом:

- частично поступают в теплообменник №2 для перегрева шихты диметилдиоксана;
- частично поступают на дымовую трубу для увеличения тяги дымовых газов из топочных камер печей;
- оставшаяся часть газов регенерации выбрасываются в атмосферу.

Распределение газов регенерации по установке разложения диметилдиоксана представлено на рисунке 6.

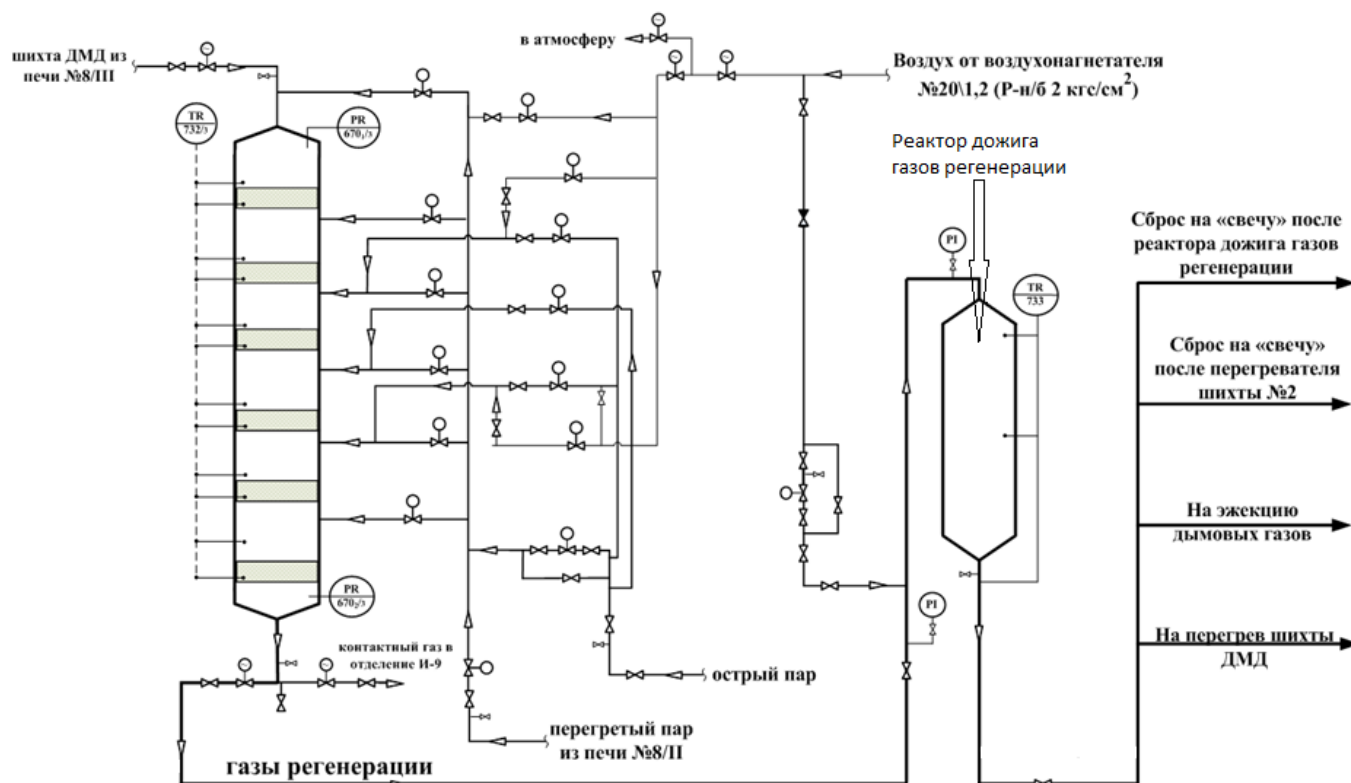


Рисунок 6 - Распределение тепловой энергии газов регенерации на установке И-8

Количество тепловой энергии выбрасываемой в атмосферу определим через уравнение теплового баланса распределения газов регенерации после реактора дожига.

$$Q_{\text{избыток}} = Q_{\text{р-р № 9}} - Q_{\text{т/о № 2}} - Q_{\text{э}}, \quad (3.9)$$

где $Q_{\text{избыток}}$ - количество тепла выбрасываемых в атмосферу; $Q_{\text{р-р № 9}}$ - количество тепла выходящее из реактора № 9; $Q_{\text{т/о № 2}}$ - количество тепла расходуемое на перегрев шихты диметилдиоксана в теплообменнике № 2; $Q_{\text{э}}$ - количество тепла затрачиваемое на эжекцию дымовых газов.

Для расчета уравнения теплового баланса (3.9) необходимо составить и рассчитать аналогичное уравнения материального баланса распределения газов регенерации после реактора дожига.

$$G_{\text{избыток}} = G_{\text{р-р № 9}} - G_{\text{т/о № 2}} - G_{\text{э}}, \quad (3.10)$$

где $G_{\text{избыток}}$ - количество газов регенерации выбрасываемых в атмосферу; $G_{\text{р-р № 9}}$ - количество газов регенерации выходящих из реактора № 9; $G_{\text{т/о № 2}}$ - количество газов регенерации расходуемых на перегрев шихты диметилдиоксана в теплообменнике № 2; G_3 - количество газов регенерации затрачиваемых на эжекцию дымовых газов. Схема материальных потоков теплообменника № 2 представлена на рисунке 7.

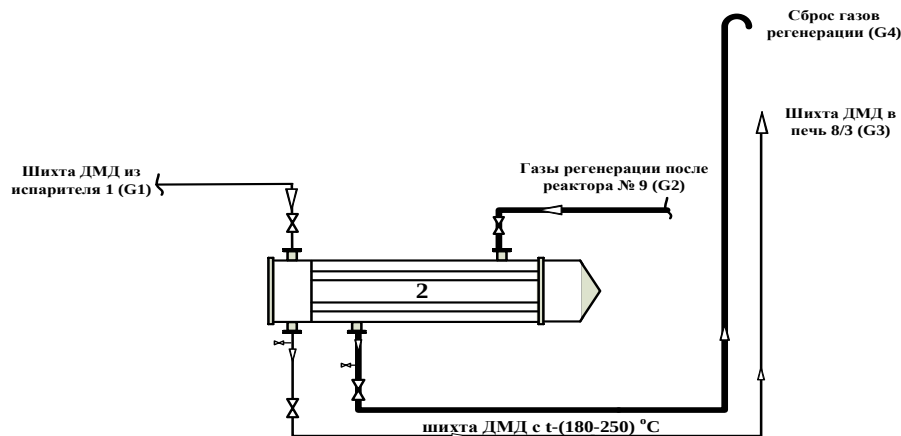


Рисунок 7 - Схема материальных потоков теплообменника № 2

Пояснительные данные к рисунку 7:

G_1 - количество шихты диметилдиоксана поступающей в теплообменник № 2 за один час;

G_2 - количество газов регенерации поступающих в теплообменник № 2 за один час;

G_3 - количество шихты диметилдиоксана выходящей из теплообменника № 2 за один час;

G_4 - количество газов регенерации выходящих из теплообменника № 2 за один час.

Уравнение материального баланса перегрева шихты диметилдиоксана за счет утилизации тепла газов регенерации:

$$G_1 + G_2 = G_3 + G_4 \quad (3.11)$$

Исходные данные о компонентах подаваемых в перегреватель № 2:

G_1 - расход шихты диметилдиоксана составляе 15000 (кг/ч диметилдиоксан) + 7500 (кг/ч водяной пар) = 22500 (кг/ч);

$G_3 = 22500$ (кг/ч) – количество шихты диметилдиоксана выходящей из теплообменника № 2;

Температура шихты диметилдиоксана на входе в аппарат - $150\text{ }^{\circ}\text{C}$;

Температура шихты диметилдиоксана на выходе из аппарата - $200\text{ }^{\circ}\text{C}$;

Температура газов регенерации после теплообменника № 2 - $220\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Количество газов регенерации поступающих в теплообменник №2 и следовательно выходящих из теплообменника, найдем с помощью уравнения теплового баланса:

$$Q_{2,4} = G_{2,4} * (I_{1н} - I_{1к}) = G_{1,3} * (I_{2к} - I_{2н}), \quad (3.12)$$

где $G_{2,4}$ - расход газов регенерации в аппарат; $I_{1н}$ - энтальпия газов регенерации на входе в аппарат; $I_{1к}$ - энтальпия газов регенерации на выходе из аппарата; $G_{2,4}$ - расход шихты диметилдиоксана в аппарат; $I_{2к}$ - энтальпия шихты демитилдиоксана на выходе из аппарата; $I_{2н}$ - энтальпия шихты диметилдиоксана на входе в аппарат.

Так как теплообмен протекает без изменения агрегатного состояния теплоносителей, то энтальпии последних определяются по следующим формулам:

$$\begin{aligned} I_{1н} &= c_{1н} * t_{1н}; & I_{1к} &= c_{1к} * t_{1к}; \\ I_{2к} &= c_{2к} * t_{2к}; & I_{2н} &= c_{2н} * t_{2н}, \end{aligned} \quad (3.13)$$

где $c_{1н}$ и $c_{1к}$ - средние удельные теплоемкости газов регенерации в пределах изменения температур от 0 до $t_{1н}$ (на входе в аппарат) и $t_{1к}$ (на выходе из аппарата) соответственно; $c_{2н}$ и $c_{2к}$ - средние удельные теплоемкости шихты диметилдиоксана в пределах 0 - $t_{2н}$ и 0 - $t_{2к}$ соответственно. Но в первом приближении вместо средних удельных теплоемкостей в выражения энтальпий могут быть подставлены истинные удельные теплоемкости, отвечающие среднеарифметической температуре, например $t/2$, при изменении температуры от 0 до t .

По формулам (3.12), (3.13) определим количество тепла, необходимое для перегрева шихты диметилдиоксана от $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ до $200\text{ }^{\circ}\text{C}$:

$$Q_{2,4} = 22500 * (c_{2к} * t_{2к} - c_{2н} * t_{2н}),$$

где c_{2k} - удельная теплоемкость шихты диметилдиоксана при температуре $t=200/2=100$ °C; $c_{2н}$ - удельная теплоемкость шихты диметилдиоксана при температуре $t=150/2=75$ °C.

Удельную теплоемкость шихты диметилдиоксана определим как средневзвешенное значение по формуле:

$$c_{\text{смеси}} = c_1 * X_1 + c_2 * X_2 + \dots + c_n * X_n, \quad (3.14)$$

где c_1, c_2, c_n - удельные теплоемкости компонентов смеси; X_1, X_2, X_n - процентное содержание компонентов в смеси.

Удельная теплоемкость водяного пара при 100 °C и 75 °C равна 0,501 ккал/кг*°C;

Удельная теплоемкость диметилдиоксана при температуре 100 °C равна 0,379 ккал/кг*°C;

Удельная теплоемкость диметилдиоксана при температуре 75 °C равна 0,357 ккал/кг*°C.

Процентное содержание компонентов в двух составной смеси можно определить по формуле:

$$Q_{\text{общ}}/100 \% = Q_x/X, \quad (3.15)$$

где $Q_{\text{общ}}$ - количество смеси (кг/ч); Q_x - количество компонента X_1 (кг/ч); X_1 - искомое значение процентного содержания одного из компонентов (%).

По формуле (3.14) определим процентное содержание диметилдиоксана в шихте:

$$22500/100 \% = 15000/X;$$

$$X = 67 \%.$$

Шихта диметилдиоксана состоит из:

- 67 % диметилдиоксана;
- 33 % водяного пара.

По формуле (3.14) определим значения удельных теплоемкостей шихты диметилдиоксана c_{2k} и $c_{2н}$ при 100 °C и 75 °C соответственно:

$$c_{2k} = 0,379 * 0,67 + 0,501 * 0,33;$$

$$c_{2k}=0,419 \text{ ккал/кг}^{\circ}\text{C};$$

$$c_{2н}=0,357*0,67+0,501*0,33;$$

$$c_{2н}=0,404 \text{ ккал/кг}^{\circ}\text{C}.$$

По формулам (3.12) и (3.13) определим количество тепла газов регенерации, необходимое для перегрева шихты диметилдиоксана от 150 °C до 200 °C:

$$Q_{2,4}=22500*(0,419*200-0,404*150);$$

$$Q_{2,4}=522000 \text{ ккал/ч}.$$

Исходя от количества тепла переданного газами регенерации для перегрева шихты диметилдиоксана в теплообменнике № 2, можно определить их расход по уравнению (3.12):

$$G_{2,4}=Q_{2,4}/(c_{1н}*t_{1н}-c_{1к}*t_{1к}),$$

где $c_{1н}$ и $c_{1к}$ определяются аналогично по формулам (3.14) и (3.15).

Исходные данные о компонентах газов регенерации после реактора 9:

Температура газов регенерации после теплообменника № 2 - 210 °C;

Температура газов регенерации на входе в теплообменник № 2 определим по формуле (3.5) и данным из материального и теплового балансов реактора дожигания газов регенерации:

$$t=Q/G*c,$$

где Q - количества тепла на выходе из реактора № 9; G - расход газов регенерации на выходе из реактора № 9; c - удельная теплоемкость газов регенерации на выходе из реактора № 9.

Удельную теплоемкость на выходе из реактора № 9 определим как средневзвешенное значение по формулам (3.12) и (3.13):

$$18730/100 \text{ \%}=17120/X,$$

где X-количество газов регенерации из реактора разложения диметилдиоксана.

$$X=91 \text{ \%}.$$

Газы регенерации после реактора № 9 состоят из:

- 91 % газов регенерации из реактора разложения диметилдиоксана;

- 9 % воздух входящий в реактор № 9 для окисления органических соединений и окиси углерода в газах регенерации.

Удельная теплоемкость воздуха равна 0,243 ккал/кг*°C;

Удельная теплоемкость острого пара равна 0,477 ккал/кг*°C;

Удельная теплоемкость перегретого пара равна 0,537 ккал/кг*°C.

Удельная теплоемкость газов регенерации найдем по формулам (3.14) и (3.15):

$$17120/100 \% = 3640/X_1;$$

$$17120/100 \% = 10000/X_2;$$

$$17120/100 \% = 3400/X_3.$$

где X_1 -расход воздуха в реактор разложения диметилдиоксана; X_2 -расход острого пара в реактор разложения диметилдиоксана; X_3 -расход перегретого пара в реактор разложения диметилдиоксана.

$$X_1 = 21 \%;$$

$$X_2 = 58 \%;$$

$$X_3 = 20 \%.$$

Газы регенерации после реактора разложения диметилдиоксана состоят из :

- 21 % воздух;

- 58 % острый пар;

- 20 % перегретый пар;

- 1 % разложившийся кокс на CO_2 , CO и пар.

Определим удельную теплоемкость газов регенерации после реактора разложения диметилдиоксана.

Теплоемкость разложившегося кокса на газовые составляющие принимаем равной теплоемкости воздуха.

$$c = 0,243 * 22 \% + 0,477 * 58 \% + 0,537 * 20 \%;$$

$$c = 0,437 \text{ ккал/кг*}^\circ\text{C}.$$

Определим удельную теплоемкость газов регенерации после реактора № 9.

$$c=0,437*91 \% + 0,243*9 \%;$$

$$c=0,42.$$

Определим температуру газов регенерации на входе в перегреватель.

$$t=3524123/18730*0,42;$$

$$t=445\text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Используя данные о процентном составе компонентов газов регенерации после реактора разложения диметилдиоксана и реактора дожигания, определим теплоемкость газов регенерации при температуре 220 °С по формуле (3.14).

Исходные данные:

Удельная теплоемкость воздуха (c_v) при температуре 220 °С - 0,246 ккал/кг*°С;

Удельная теплоемкость водяного пара (c_n) при температуре 220 °С - 0,475 ккал/кг*°С.

Определим теплоемкость газов регенерации после реактора разложения диметилдиоксана при температуре 220 °С:

$$c_1=0,246*22 \% + 0,475*78 \%;$$

$$c_1=0,42.$$

Определим теплоемкость газов регенерации после реактора дожигания при температуре 220 °С:

$$c_2=0,42*91 \% + 0,246*9 \%;$$

$$c_2=0,40.$$

Определим расход газов регенерации в теплообменник № 2.

$$G_{2,4}=522000/(0,42*445-0,4*220);$$

$$G_{2,4}=5278\text{ кг/ч}.$$

Количество газов регенерации расходуемое на эжекцию дымовых газов из топочных камер технологических печей определим по формуле:

$$G_3=(c_{д.г.} * G_{д.г.} * (t_{см}-t_{д.г.}))/ (c_{г.р.} * (t_{г.р.}-t_{см})), \quad (3.16)$$

где $c_{д.г.}$ - удельная теплоемкость дымовых газов; $G_{д.г.}$ - количество дымовых газов; $t_{см}$ - температура смеси на выходе из эжектора;

$t_{д.г}$ - температура дымовых газов; $c_{г.р}$ - удельная теплоемкость газов регенерации; $t_{г.р}$ - температура газов регенерации на входе в реактор

Исходные данные для определения количества газов регенерации затрачиваемое на эжекцию дымовых газов (3.16):

$$G_{д.г.} - 5710 \text{ кг/ч};$$

$c_{г.р}$ - 0,42 ккал/кг*°C (данное значение рассчитано выше по формуле (3.14));

$$c_{д.г.} - 0,27 \text{ ккал/кг*°C (табличное значение);}$$

$$t_{см} - 400 \text{ °C};$$

$$t_{д.г} - 350 \text{ °C};$$

$$t_{г.р} - 445 \text{ °C}.$$

$$G_3 = (0,27 * 5710 * (400 - 350)) / (0,42 * (445 - 400));$$

$$G_3 \sim 4080 \text{ кг/ч}.$$

Определим количество газов регенерации сбрасываемое в атмосферу по уравнению (3.10):

$$G_{избыток} = 18730 - 5278 - 4080;$$

$$G_{избыток} = 9372 \text{ кг/ч}.$$

По уравнениям (3.5) и (3.9) определим количество тепла выбрасываемого в атмосферу с газами регенерации.

$$Q_{избыток} = 9372 * 0,42 * 445;$$

$$Q_{избыток} \sim 1750000 \text{ ккал/ч}.$$

На рисунке 8 представлено распределение тепла газов регенерации по установке производства изопрена термическим разложением диметилдиоксана.



Рисунок 8 - Распределение тепла газов регенерации по установке И-8

Полезно используются 37% тепла газов регенерации, остальные 63% выбрасываются в атмосферу. В целях снижения себестоимости изопрена, производимого на ООО "Тольяттикаучук" предлагается разработать метод повторного использования тепла газов регенерации выбрасываемых в атмосферу.

Высокоэффективным методом повторного использования тела газов регенерации является работа реакторов разложения диметилдиоксида с частичным газов регенерации.

Определим количество кислорода необходимое для регенерации катализатора, используя данные материального баланса, представленного в таблице 14:

- расход воздуха 3640 (кг/ч);

- процентное содержание кислорода в воздухе по массе ~ 23,15 %.

Исходя из вышеприведенных данных определим количество кислорода поступающее в реактор для регенерации катализатора по формуле:

$$G_{O_2} = G_{\text{воздух}} * w_{O_2} (\%), \quad (3.17)$$

где G_{O_2} - количество кислорода поступающее в реактор за один час; w (%) - процентное содержание кислорода по массе, содержащееся в воздухе.

$$G_{O_2} = 3640 * 23,15 \%;$$

$$G_{O_2} = 842,7 \text{ (кг/ч)}.$$

Из таблицы 3.10 и материального баланса представленного в таблице 3.6, определим на какое количество необходимо снизить расход воздуха в реактор, если проводить регенерацию с повторным использованием газов регенерации.

Количество кислорода поступающее в реактор с газами регенерации определим по формуле (3.17)

$$G_{O_2 \text{ э}} = 18730 * 1,15 \%;$$

$$G_{O_2 \text{ э}} = 215,4 \text{ (кг/ч)}.$$

Количество кислорода, которое необходимо подводить в реактор дополнительно с помощью воздуходогагнетателя определим как разность между необходимым количеством кислорода и количеством поступающего кислорода с газами регенерации

$$G_{O_2 \text{ п}} = G_{O_2} - G_{O_2 \text{ э}};$$

$$G_{O_2 \text{ п}} = 842,7 - 215,4;$$

$$G_{O_2 \text{ п}} = 627,3 \text{ (кг/ч)}.$$

По формуле (3.17) определим расход воздуха в реактор через воздуходогагнетатель:

$$G = 627,3 / 23,15 \%;$$

$$G = 2710 \text{ (кг/ч)}.$$

По формуле (3.5) определим количество тепла поступающее в реактор с воздухом, если проводить регенерацию по предлагаемому способу:

$$Q_{\text{воздух}} = 2710 \cdot 0,243 \cdot 100;$$

$$Q_{\text{воздух}} = 65853 \text{ (ккал/ч)}$$

Рассчитаем количество тепла газов регенерации, которое пойдет на повторное использование в реактор разложения диметилдиоксана во время регенерации, а также определим теплосъем, который возможно достичь.

Исходные данные для расчета возьмем из таблицы 2.3.

- расход острого пара - 5 т/ч;
- расход газов регенерации - 5 т/ч;
- давление на выходе - 2 кгс/см².

Количество тепла поступающее в реактор с газами регенерации определим по формуле (3.5):

$$Q_p = 5000 \cdot 0,42 \cdot 445;$$

$$Q_p = 934500 \text{ (ккал/ч)}.$$

По формулам (3.14) и (3.15) определим удельную теплоемкость смеси газов регенерации. Так как коэффициент использования газов регенерации равен 1, значит удельная теплоемкость и температура на входе в реактор будет определена как среднее арифметическое значение:

$$q_{\text{см}} = (0,42 + 0,477) / 2;$$

$$q_{\text{см}} = 0,448 \text{ (ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C)}.$$

$$t_{\text{см}} = (445 + 250) / 2;$$

$$t_{\text{см}} = 347 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Количество тепла поступающее в реактор определим по формуле (3.5):

$$Q = 10000 \cdot 0,448 \cdot 347;$$

$$Q = 1554560 \text{ (ккал/ч)}.$$

Из уравнения теплового баланса (3.2), а также зная количество тепла поступающее в реактор с газами регенерации составим тепловой баланс предлагаемого способа регенерации катализатора.

В таблице 14 представлен тепловой баланс регенерации катализатора по предлагаемому способу:

Таблица 14 - Тепловой баланс регенерации катализатора с частичным использованием газов регенерации

<i>Приход</i>		<i>Расход</i>	
<i>Компонент</i>	<i>Ккал/час</i>	<i>Компонент</i>	<i>Ккал/час</i>
С воздухом (Q ₁)	65853	С газами регенерации (Q ₄)	3371028
газы регенерации (Q ₂)	1554560	На нагрев катализатора (Q ₆)	101352
С перегретым паром (Q ₃)	1205028		
При сгорании кокса (Q ₅)	986400		
Итого	3811841	Итого	3472380

Из таблицы 14 определим избыток тепла, который необходимо снять для недопущения завышения температуры катализатора во время регенерации:

$$Q_{\text{избыток}} = 3811841 - 3472380;$$

$$Q_{\text{избыток}} = 339461.$$

Снять избыток тепла возможно двумя способами: либо снизив температуру газов регенерации, либо уменьшив расход перегретого пара в реактор.

Уменьшение расхода перегретого пара является более предпочтительным способом, не требующим дополнительной реконструкции технологической схемы.

По формуле (3.5) определим количество перегретого пара, которое возможно сэкономить:

$$G_{\text{э пар}} = 339461 / (0,537 * 660);$$

$$G_{\text{э пар}} = 958 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс регенерации катализатора с частичным рециклом газов регенерации и оптимизацией перегретого пара представлен в таблице 15

Таблица 15 - Материальный баланс регенерации катализатора по предлагаемому способу

Приход		Расход	
Компоненты	кг/ч	Компоненты	кг/ч
Воздух	2710	Газы регенерации	10152
Газы регенерации	5000		
Перегретый пар	2442		
Кокс	80		
Всего	10152	Всего	10152

Тепловой баланс регенерации катализатора с частичным использованием газов регенерации и оптимизацией перегретого пара представлен в таблице 16

Таблица 16 - Тепловой баланс регенерации катализатора по предлагаемому способу

Приход		Расход	
Компонент	Ккал/час	Компонент	Ккал/час
С воздухом	65853	С газами регенерации	3371028
С перегретым паром	865567	На нагрев катализатора	101352
При сгорании кокса	986400		
Итого	3472380	Итого	3472380

Распределение тепла газов регенерации по установке И-8 ООО "Тольяттикаучук" представлено на рисунке 9:

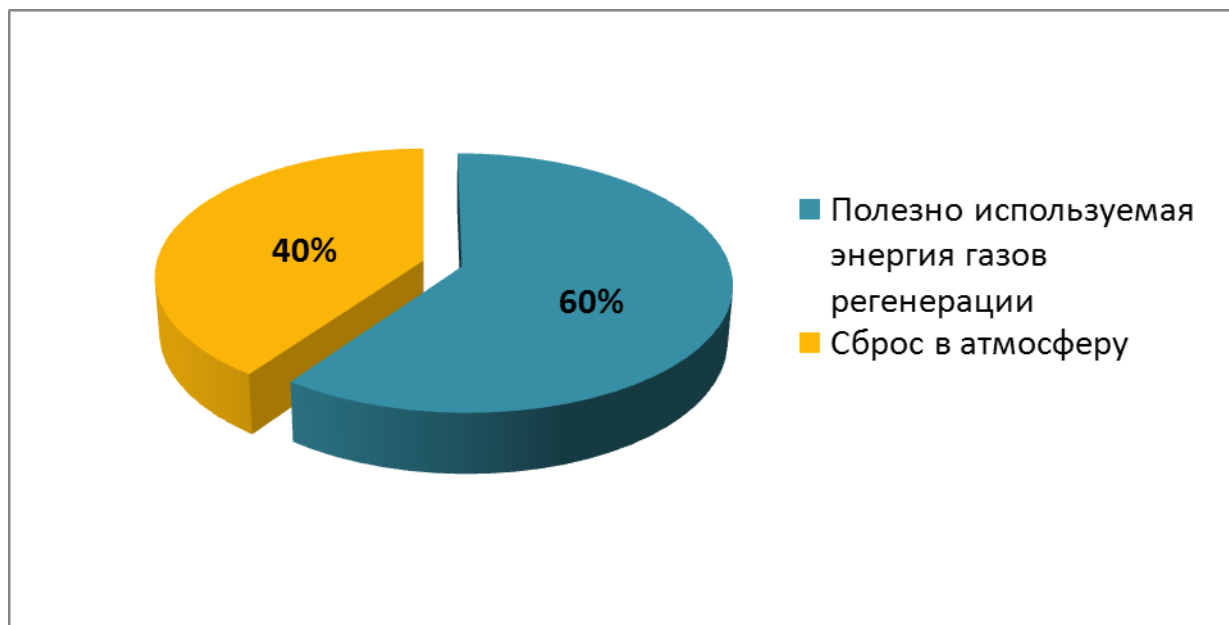


Рисунок 9 - Распределение тепла газов регенерации по установке И-8 после внедрения предлагаемого способа регенерации катализатора

Снижение потребления пара при годовом выпуске изопрена 90 тыс. тонн составит:

$$0,85 \text{ Гкал} * 90000 = 76500 \text{ Гкал.}$$

$$76500 \text{ Гкал} * 900 \text{ руб./ Гкал} = 68,8 \text{ млн. руб.}$$

2.2 Выбор оборудования

Сепаратор № 1а – вертикальный, цилиндрический, предназначен для сепарирования газов, сбрасываемых с предохранительных клапанов.

Диаметр	1400 мм
Объем аппарата	2,5 м ³
Высота	2330 мм
Расчетное давление	6 кгс/см ²
Расчетная температура	150 °С
Материал	ВМст.3
Количество	1 шт.

Теплообменник № 3 – предназначен для перегрева паров шихты ДМД за счет утилизации тепла газов регенерации. Горизонтальный кожухо-

трубный, четырехходовой по трубному пространству, с плавающей головкой.

Поверхность теплообмена	459 м ²
Диаметр аппарата	1200 мм
Высота цилиндрической части	5755 мм
Диаметр трубок	25х2 мм
Количество трубок	977 шт.
Расчетное давление в трубном и межтрубном	6 кгс/см ²

пространствах

Расчетная температура:

в трубном пространстве 200 °С

в межтрубном пространстве 350 °С

Материал:

корпуса 12Х18Н10Т + 16ГС

трубки 08Х18Н10Т

Количество 4 шт.

Емкость № 33 – предназначена для сбора углеводородов.

Объем 3,2 м³

Диаметр 1200 мм

Высота цилиндрической части 2348 мм

Расчетное давление 6 кгс/см²

Расчетная температура 20 °С

Материал сталь углеродистая ВСт3

Количество 1 шт.

Печь № 4 – предназначена для подогрева шихты ДМД, трубчатая, с радиантно-конвекционным змеевиком с вихревыми горелками, двухстороннего облучения радиантного змеевика.

Количество змеевиков – 2 шт.

а) поверхность змеевика:

радиантной части (общ.) – 210 м²

конвекционной части (общ.) – 382 м²

б) количество трубок змеевика:

радиантного – 186 шт.

конвекционного – 96 шт.

в) диаметр трубок змеевика:

радиантного – 57х3,5 мм

конвекционного – 140х10 мм

г) материал трубок змеевика

радиантного – Х23Н18

конвекционного – 12Х18Н10Т

Длина трубок змеевика:

радиантного – 9045 мм

конвекционного – 8000 мм

Размеры топочной части камеры и устройство радиантной камеры:

а) длина – 9045 мм

ширина – 3205 мм

высота – 4400 мм

б) радиантная камера печи разделена на правую и левую половины экраном вертикальной части V-образного змеевика.

Свод радиантной камеры и конвекционная камера экранируется горизонтальной частью V-образного змеевика. Под сводом радиантной камеры печи на якорных подвесках от одной торцевой стенки печи до другой проходят две трубы диаметром 152х8 мм из стали Х23Н18, на которые опирается горизонтальная часть V-образных змеевиков печи. В эти трубы подается шихта диметилдиоксана, они работают, как дополнительные змеевики печи.

Конвекционная камера имеет размеры:

Длина	9045 мм
Ширина	3205 мм
Глубина	1860 мм

Конвекционный змеевик печи № 4 – это два самостоятельных автономных змеевика (правый и левый).

Характеристика одного змеевика: конвекционный змеевик – по восемь рядов по вертикали и шесть рядов по горизонтали из труб диаметром 140 мм, уложенных вдоль печи, опирающихся на четыре трубные решетки. Имеет два ввода с каждой стороны печи. Поток объединяет по три трубы змеевика.

Радиантная часть печи разделена на три зоны.

Производительность печи	70 т/ч
Количество	1 шт.
Теплообменник № 1 – предназначен для подогрева диметилдиоксана.	
Поверхность теплообмена	90 м ²
Диаметр	630 мм
Высота цилиндрической части	5720 мм
Диаметр трубок	25x2 мм
Количество трубок	190 шт.
Расчетное давление:	
в трубном пространстве	12,5 кгс/см ²
в межтрубном пространстве	10,5 кгс/см ²
Расчетная температура:	
в трубном пространстве	200 °С
в межтрубном пространстве	400 °С
Материал:	
корпуса	Ст.20,10X17H13M2T
трубок	12X18H10T
Количество	1 шт.

Насос предназначен для аварийной подачи углеводородного конденсата из емкости № 33 в отделение И-7.

Марка	ХО20/21-Е-СД-У-2
Производительность	20 м ³ /ч

Напор	31 м вод. ст.
Мощность двигателя	5,5 кВт
Число оборотов	2900 в минуту
Исполнение	ВЗГ
Материал	12X18H10T
Количество	1 шт.

Реактор № 9 – предназначен для дожигов газов регенерации.

Вертикальный цилиндрический аппарат.

	№ 9/I	№ 9/II
Диаметр	1200 мм	2600 мм
Высота цилиндрической части	2845 мм	5700 мм
Расчетное давление	0,7 кгс/см ²	3 кгс/см ²
Расчетная температура	500 °С	500 °С
Материал	12X18H10T	X17H13M2T
Количество	1 шт.	1 шт.

2.3 Рекуперация промышленных выбросов

Таблица 18 - Твердые отходы производства

Наименование отходов, характеристика, состав, аппарат или стадия образования	Направление использования, метод очистки или уничтожения	Норма образования отходов, т/год	
		По проекту	На момент составления регламента
1	2	3	4
1. Отработанный катализатор КБФ-76у из реакторов разложения диметилдиоксана № 3/III-VII	Отгружается в ООО НПО «Энергосервис-Эко»	81,00	78,570
2. Отработанный катализатор ИКТ-12-8 из реакторов дожига газов регенерации № 9/I-II	Вывозится на полигон для захоронения ЗАО «Рекультивация»	4,5	-

Таблица 19- Выбросы в атмосферу

Наименование выброса, диаметр и высота выброса	Суммарный объем исходящих газов м ³ /час	Периодичность выброса	Характеристика выброса			
			Температура °С	Состав выброса	ПДК вредных веществ в атмосферном воздухе, мг/м ³	Допустимое количество нормируемых компонентов вредных веществ выбрасываемых в атмосферу, г/сек
1	2	3	4	5	6	7
Дымовая труба (технологическая печь № 8/III) d=1,42 м h=50 м	94000	Постоянно	130	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	0,20 0,4 5,0	1,567349 0,254694 4,873478
Дымовая труба (технологическая печь № 8/I-II) d=0,8 м h=25 м	31290	Постоянно	150	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	0,20 0,4 5,0	0,522450 0,084898 1,624492
Дымовая труба (технологическая печь № 8/IV) d=0,8 м h=25 м 31290		Постоянно	150	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	0,20 0,4 5,0	0,522450 0,084898 1,624492
	94000	Постоянно	130	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	0,20 0,4 5,0	1,567349 0,254694 4,873478
Циклон регенерации 9/I d=0,4 м	31290	Постоянно	150	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	0,20 0,4 5,0	0,522450 0,084898 1,624492

Наименование выброса, диаметр и высота выброса	Суммарный объем исходящих газов м ³ /час	Периодичность выброса	Характеристика выброса			
			Температура °С	Состав выброса	ПДК вредных веществ в атмосферном воздухе, мг/м ³	Допустимое количество нормируемых компонентов вредных веществ выбрасываемых в атмосферу, г/сек
1	2	3	4	5	6	7
h=25 м						
Циклон регенерации 9/II d=0,4 м h=25 м	31290	Постоянно	150	Азота диоксид Азота оксид Углерода оксид	0,20 0,4 5,0	0,522450 0,084898 1,624492
Дымовая труба (технологическая печь № 8/III) d=1,42 м h=50 м	3168	Периодически	250	Углерода оксид	5,0	8,487142
Дымовая труба (технологическая печь № 8/I-II) d=0,8 м h=25 м	6444	Периодически	250	Углерода оксид	5,0	21,237455

Для предотвращения залповых выбросов углеводородов в окружающую среду на установке имеется возможность сброса в сепаратор № 2 и далее в буферную емкость при завышении давления в испарителе № 1.

Для соблюдения установленных норм выбросов вредных веществ в атмосферу не допускать:

а) отклонений технологических параметров от норм и требований технологического регламента и производственных инструкций;

б) нарушения герметичности и исправности оборудования и коммуникаций;

в) неисправности в системах блокировки и сигнализации;

г) попаданий в систему канализации углеводородов и других взрывоопасных продуктов;

д) неисправности предохранительных устройств;

е) нарушений по своевременному осмотру и контролю за состоянием оборудования и коммуникаций.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной бакалаврской работе: проведен литературный обзор процесса производства изопрена;

- проведены исследования технологии регенерации катализатора разложения диметилдиоксана, изучена кинетика выжига кокса, определено количество отложенного кокса за цикл контактирования;

- разработан способ регенерации катализатора с повторным использованием газов регенерации;

- рассчитан материальный и тепловой балансы регенерации катализатора с повторным использованием газов регенерации, проведено сравнение данных расчетов до и после внедрения предлагаемого способа регенерации катализатора;

По полученным данным сделаны следующие выводы:

Предложенное техническое решение позволили снизить потребление энергоресурсов, увеличить себестоимость изопрена и снизить выбросы в атмосферу на производстве изопрена ООО "Тольяттикаучук".

Разработанный в данной работе способ регенерации катализатора подтверждает, что повторное использование тепла газов регенерации выбрасываемых в атмосферу является решением способным снизить потребления пара при годовом выпуске изопрена 90 тыс. тонн составят 68,8 млн. руб. или 76500 Гкал в год что сделает его более экономически выгодным.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Алказов, Т.Г. Глубокое каталитическое окисление органических веществ:/Л. Я. Марголис. - М.: Химия,1985. – 186 с.
2. Арис Р., Анализ процессов в химических реакторах, Изд. "Химия", 1967 г.;
3. Артеменко А.И. Удивительный мир органической химии:/ А.И. Артеменко.- М.: Высшая школа, 2004.
4. Бесков С.Д. Технохимические расчеты:/ С.Д. Бесков. – М.: Высшая школа, 1965. – 519 с.
5. Березин, Б.Д. Курс современной органической химии: /Б.Д. Березин, Д.Б. Березин. – М.: Высшая школа, 2001. – 187 с.
6. Беннет К.О., Майерс Дж. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен. Пер. с англ., Под. ред. Н.И. Гельперина., Недра, 1966 г.;
7. Вэйлас С., Химическая кинетика и расчёты промышленных реакторов., Изд."Химия", 1967 г.;
8. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии:/ Н.И. Гельперин. – М.: Химия,1981. – 812 с.
9. Глинка Н.Л.Общая химия/ Под ред. В.А.Рабиновича. – Л.:Химия,1986.- 706 с.
10. Г.Корн, Т.Корн, "Справочник по математике для научных работников и инженеров. Определения, теоремы, формулы.", М., "Наука" 1984 г.;
11. Густав Дёч, "Руководство к практическому применению преобразований Лапласа и z-преобразования" с приложением таблиц составленных Р.Гершелем, М., "Наука" 1971 г.;
12. Дыкман, А.С. Разработка технологии обезвреживания газов регенерации катализаторов расщипления 4,4-диметил-1,3-диоксана и высококипящих побочных продуктов синтеза изопрена на ТПО

"Синтезкаучук": Отчет № 65-88 О научно-исследовательской работе - Санкт-Петербург: ВНИИНЕФТЕЧИМ, 1988. - 42 с.

13. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. М. "Химия", 1991 г.

14. Иоффе И.И., Письмен Л.М., Инженерная химия гетерогенного катализа, Изд. "Химия", 1965 г.;

15. Кудинова, И.Н. Синтетические каучуки, тенденции и перспективы внутреннего рынка / И.Н. Кудинова // Вестник химической промышленности. - 2010. - №2. – с. 27

16. Корсаков-Богатков С. М., Химические реакторы как объекты математического моделирования, Изд. "Химия", 1967 г.

17. Кафаров В.В., Методы кибернетики в химии и химической технологии, изд. "Химия" 1968 г.;

18. Кафаров В.В. Основы массопередачи. Системы газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость. Высшая школа 1979 г.;

19. Крючков А.П. Общая технология синтетических каучуков. Изд "Химия", 1965г.;

20. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности:/ А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – Л.: Химия, 1974. - 344 с.

21. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии:/ З.И. Яковлева. - М.: Химия, 1971. - 784 с.

22. Любарский Г. Д., «Успехи химии», № 27, № 316, 1958.

23. Литвин О. Б., «Современный промышленный синтез изопрена», ЦНИИТЭНефтехим, 1968.

24. Лащинский, А.А. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры: / А.А. Лащинский, А.Р. Толчинский. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.

25. Марголис Л.Я., Гетерогенное каталитическое окисление углеводородов, Гостоптехиздат, 1962 г.;

26. Маркелова, А.Т. Справочник конструктора-технолога теплоэнергетика: / А.Т. Маркелова. – М.: Энергия, 2003. – 860 с.
27. Мухленов И.П. Общая химическая технология. Т. 1,2. Высшая школа, 1984г.
28. Огородников С. Н., Идлис Г. С., «Производство изопрена», под редакцией доктора химических наук Ю. А. Горина, Ленинград, Химия, 1973-256 с.
29. Основные процессы и аппараты химической технологии: учеб. пособие / Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1991. – 497 с.
30. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / П.Г. Романкова. – М.: Химия, 1970. – 624 с.
31. Предприятие п/я В-8878. Технический проект IV очереди строительства производства синтетических каучуков и мономеров. часть IV -Технологическая. Раздел А - технология производства. Том №13. Книга№1. М. 1970 г.
32. Поникаров, Машины и аппараты химических производств, М. Химия, 1989 г.
33. Перри Дж. Справочник инженера химика. Пер. с англ. Изд. "Химия", 1969 г.
34. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л. "Химия", 1987 г.
35. Протодяконов И.О., Сыщиков Ю.В. Турбулентность в процесса химической технологии. Наука, 1984 г.
36. Под ред. Мищенко К.П., и Равделя А.А. Краткий справочник физико-химических величин. Изд. "Химия", Л., 1972 г.
37. Регламент установки производства изопрена термическим разложением ДМД, 2015г.-254с.
38. Романков П.Г. и др. Массообменные процессы в химической технологии. Системы с твёрдой фазой. Изд. "Химия" 1975 г.

39. Сире, Е.М. Оптимизация технологических режимов и улучшение качества мономеров для получения синтетических каучуков: Отчет № 552 - Тольятти: ТПО "СК", 1986. - 27 с.
40. Сире, Е.М. Интенсификация процесса регенерации кальций-фосфатного катализатора в процессе разложения 4,4-диметилдиоксан-1,3 Отчет № 423 Усовершенствование технологических процессов производства диеновых углеводородов как мономеров для получения синтетических каучуков - Тольятти: ТПО "СК", 1982. - 36 с.
41. Справочник химика. Том I Под ред. Никольского Б.П., Госхимиздат 1963 г.
42. Справочник химика. Том II Под ред. Никольского Б.П., Госхимиздат 1964 г.
43. Справочник химика. Том III Под ред. Никольского Б.П., Госхимиздат 1965г.
44. Справочник химика. Том IV Под ред. Никольского Б.П., Госхимиздат 1966г.
45. Справочник химика. Том V., Под ред. Никольского Б.П., Госхимиздат 1966 г.
46. Справочник химика. Том VI., Под ред. Никольского Б.П., Госхимиздат 1967г.
47. Соу Г. Гидродинамика газофазных систем. Пер. с англ. Мир, 1971 г.
48. Тюрязев И.Я., Ярофеева А.В., "Промышленность синтетического каучука и нефтехимических процессов", Изд. "Химия", 1964 г.
49. Тимонин, А.С. Основы конструирования и расчеты технологического и природоохранного оборудования Справочник. Т.1 – Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2002. – 852 с.
50. Толстопятова А. А., «Кинетика и катализ, научные основы подбора катализаторов», том № 3, Наука, 1966, стр. 36.

51. Фелленберг Г. Загрязнение природной среды. Введение в экологическую химию: Пер. с нем. – М.: Мир, 1997. – 232 с.

52. Фридштейн И. А., «Кинетика и катализ, научные основы подбора и производства катализаторов», том № 2, Новосибирск, 1964,- 267.с.