

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

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

(наименование кафедры полностью)

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

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему Разработка технологических решений по повышению
эффективности процесса дегидрирования изобутана

Студент

С.А. Цыбуцынин

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Е.П. Загорская

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Консультанты

В.В. Петрова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой к.п.н., доцент М.В. Кравцова

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

(личная подпись)

«___» _____ 2019г.

Тольятти 2019

АННОТАЦИЯ

Работа изложена на 46 страницах, содержит 13 таблиц, 3 рисунка, список литературы включает в себя 26 источников.

Объектом дипломной работы была процесс дегидрирования изобутана.

Цель работы – снижение расхода катализатора и выбросов в атмосферу.

В основной части изучен процесс дегидрирования изобутана, рассчитан материальный баланс при выработке в 130000 тонн в год.

Изучены характеристики используемых катализаторов и характеристика выдаваемого продукта изобутан–изобутиленовой фракции.

В разделе по разработке улучшения методов очистки контактного и дымового газа проведен расчет эффективности предлагаемых циклонов и улучшение крепления внутри аппарата.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1 Общие сведения о компании	5
1.1 Сведения о «СИБУР Тольятти».....	7
2 Описание процесса получения изобутан – изобутиленовой фракции	9
2.1 Расчет материального баланса.....	16
3 Характеристика сырья и продукта при процессе	18
3.1 Характеристика катализатора	18
3.2 Характеристика изобутана – изобутиленовой фракции	25
4 Предлагаемые изменения в строение аппаратов	27
4.1 Расчет эффективности циклонов в Р–5 и Р–14	31
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	37
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	38
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	41

ВВЕДЕНИЕ

Объектом исследования в данной работе является процесс дегидрирования изобутана.

Целью исследования в настоящей работе является уменьшение удельного расхода катализатора на реакторном блоке №2, а так же снижение выбросов пылевидного катализатора в атмосферу с газами регенерации и понижению загрязнению катализатором промышленной воды, за счет установки новых циклонов.

Для достижения поставленной цели необходимо выполнить ряд задач:

1. Проанализировать характеристику производимой продукции и используемого катализатора.
2. Проанализировать процесс дегидрирования изобутана.
3. Рассмотреть влияние установки новых циклонов и влияние их на очистку контактного и дымовых газов.
4. Сделать выводы о проделанной работе.

Актуальность – в настоящее время экологический аспект очень важен для современных предприятий. Данная работа направлена на снижение воздействия на окружающую среду, предотвращая ее загрязнение выбросами катализаторной пыли в атмосферу, загрязнение промышленной воды с последующим вывозом ее на шламохранилище, а так же минимизацию использования энергоресурсов, снижение затрат на приобретение (закупку) и генерацию энергоресурсов.

1 Общие сведения о компании

«СИБУР Холдинг» – крупная нефтехимическая организация в России. Отличительная черта организации состоит в том, что нефтехимическая компания, главным образом, поддерживает сырьём своего изготовления, получаемого на базе второстепенных товаров добычи углеводородов, покупаемых у нефтегазовых фирм.

СИБУР считается крупнейшим переработчиком попутного нефтяного газа в Российской Федерации, каждый год предотвращая попадание в атмосферу наиболее 70 млн. тонн CO₂ и 7 млн. тонн загрязняющих элементов.

СИБУР производит и реализует нефтехимическую продукцию на отечественном и международном рынках в двух сегментах:

- Олефины, полиолефины (полиэтилен, полипропилен, БОПП и другие);
- Пластики, эластомеры и промежуточные продукты (синтетические каучуки, пенополистирол, ПЭТ и другие).

Производственные площадки СИБУРа располагаются свыше чем в 20 регионах Российской Федерации. Организация реализует продукцию покупателям в автомобилестроении, строительстве, топливно–энергетическом комплексе, изготовление продуктов ежедневного спроса, химической и других отраслях в 80 государствах мира. Число работников данной группы является порядка 26 000 человек.

Долгосрочная политика формирования СИБУРа ориентирована на поддержку устойчивого и стабильного увеличения, а кроме того в помощь переходу Российской Федерации от сырьевой к перерабатывающей модели экономики. Политика включает последующие ключевые тенденции:

- Увеличение изготовления нынешних материалов с целью выявления возможности внутреннего спроса и повышения вывозной возможности российской нефтехимии;

- Удовлетворение возрастающего внутреннего спроса на базовую нефтехимию и продукты дальнейшей переработки, в том числе за счёт импортозамещения;
- Усиление долговременного допуска к сырью. Увеличение долговременного партнерства с ключевыми отечественными нефтегазовыми фирмами. Средневзвешенный период долговременных договоров на поставку ПНГ и жидких углеводородов является 17 лет;
- Увеличение клиентоориентированности;
- Увеличение операционной производительности;
- Инвестиции в технологии и высококлассное обучение с целью предоставления безопасности работников и регионов деятельности организации, а кроме того сокращение влияния на окружающую среду;
- Цифровизация. В 4 квартале 2017 года в СИБУРе было заявлено о начале информатизации, что даст возможность увеличить результативность работы, при помощи модернизации организационных и производственных бизнес-процессов, которые используют новейшие достижения четвертой промышленной революции.

Трансформация проводится согласно трём тенденциям:

- Продвинутая аналитика (использование большого объема информации в целях принятия решения);
- Цифровизация процессов (облегчение работы на основе применения приложений, мобильных приборов);
- Индустрия 4.0 (введение в производственные движения роботов, гаджетов).

Уровень технологического оснащения предприятий СИБУРА считается одним из самых высоких в России. По данным на 2018 год уровень базовой автоматизации близится к 90% [14].

1.1 Сведения о «СИБУР Тольятти»

ООО «СИБУР Тольятти» — одно из крупнейших организаций нефтехимического комплекса Российской Федерации, которое располагается в г. Тольятти, Самарская обл., ул. Новозаводская, д. 8.

«Главная деятельность организации — изготовление искусственных каучуков разных марок. В компании функционирует шесть производств:

производство сополимерных каучуков мощностью 60 тыс. тонн в год;

производство бутилкаучука мощностью 75 тыс. тонн в год;

производство бутадиена мощностью 80 тыс. тонн в год и высокооктановой добавки к бензину мощностью 39,2 тыс. тонн в год;

производство изопрена мощностью 90 тыс. тонн в год;

производство изопреновых каучуков мощностью 82 тыс. тонн в год;

производство изобутилен–изобутановой фракции мощностью 130 тыс. тонн в год и изобутилена мощностью 60 тыс. тонн в год.

На базе производства изопрена функционируют мощности по изготовлению метил–трет–бутилового эфира (высокооктановой элемент к бензину). Мощности производства по МТБЭ составляют 120 тыс. тонн продукции в год» [14].

В корпоративной структуре «СИБУР Тольятти» входит в состав дирекция пластиков, эластомеров, органического синтеза компании СИБУР.

Промышленная инфраструктура производства находится на площади – 280 гектаров. Общая площадь занимаемой территории составляет — 25 000 м². Под санитарное содержание площадь — 345 Га. Площадь зданий находящихся на территории предприятия составляет:

- производственные помещения – 35 573 м²;
- складские помещения – 14 783 м²;
- офисные помещения – 8 572 м².

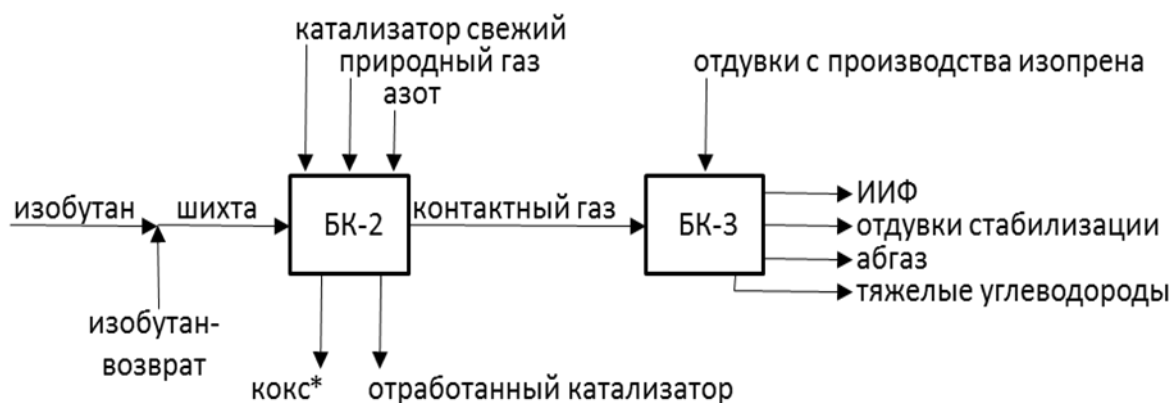
Предприятие работает 365 дней в год. Режим работы с 07–00 до 19–00 часов – дневная смена и с 19–00 до 07–00 часов – ночная смена, у сменного

персонала график работы 2/2. С 07–30 до 17–00 специалисты. 275 дней в году. Электроснабжение – осуществляется от независимых источников питания: ПС «Васильевская» 220/110 кВ, ПС «Левобережная» 220/110 кВ (ОАО «Самараэнерго») и ОАО «Тольяттинская ТЭЦ», (ОАО «Волжская территориальная генерирующая компания»).

У предприятия имеется объект хранения и захоронения отходов, находящийся в собственности, владении, пользовании это полигон для захоронения шлама (отработанного катализатора) [14].

2 Описание процесса получения изобутан – изобутиленовой фракции

Для расчета материального баланса представим схему материальных Потокос на рисунке 1.



* В виде дымовых газов с регенератора

Рисунок 1 – Схема материальных потоков производства ИИФ

Установка БК–2 специализирована на получение изобутан–изобутиленовой фракции путем каталитического дегидрирования изобутана. ИИФ используется в изготовлении изопрена, искусственных изопреновых каучуков и в изготовлении бутилкаучука ООО «Сибур Тольятти».

Изобутановая фракция (сырец) и изобутановая фракция (возврат) отдельными потоками и поступают на БК-2. После смешения потоков изобутановая фракция (шихта) поступает в сепаратор.

Жидкий изобутан поступает из сепаратора в испарители, где испаряется за счет водяного пара подаваемого в межтрубное пространство испарителей и возвращается в сепаратор. После отделения пары углеводородов направляются в змеевики закали реактора, где происходит нагрев до температуры 200–300 °С, при этом происходит охлаждение выходящего из «кипящего» слоя реактора контактного газа, предотвращая крекинг целевого продукта.

Из змеевиков заковки, пары углеводородов поступают в трубчатую печь, где происходит перегрев изобутана до температуры 450–570 °С дымовыми газами, образовавшимися в результате сгорания абгаза (природного газа). Абгаз (природный газ), до поступления в печь, проходит сепаратор, где происходит отделение жидкости, и подогрев до температуры 120 °С за счет водяного пара подаваемого в межтрубное пространство, после чего абгаз (природный газ) подается в качестве топлива в вихревые горелки печи.

Имеется возможность подавать пары изобутана в печь помимо змеевиков заковки реактора.

Образовавшийся при сгорании абгаза (природного газа) продукты сгорания омывают радиантный и конвекционный змеевики печи и, перегревая движущийся изобутан по змеевикам, через боров печи и трубу выбрасывается в атмосферу. В радиантную зону печи поступает пар для продувки внутреннего пространства печи, тем самым образуя тягу перед ее розжигом. Инертный газ подается в линию изобутана для удаления кислорода перед пуском.

После печей пары изобутана через распределительное устройство поступают в реактор, где проходя десять секционирующих решеток, контактирует с катализатором, сыпавшимся вниз, создавая «кипящий» слой. Реакция дегидрирования происходит во время контакта с катализатором. Процесс дегидрирования происходит с поглощением тепла, которое подводится с парами сырья из печи, и катализатором, поступающим из регенератора.

Циркуляция катализатора между реактором и регенератором обеспечивается системой перетоков, за счет перепада давления верха и низа аппаратов, а так же подачей газов в перетоки на аэрацию и транспорт. Для равномерного распределения катализатора по сечению аппарата, верхний срез перетока оборудуется отбойником конусного типа.

Контактный газ, пройдя пылеочистку от катализаторной пыли в двухступенчатых циклонах, расположенных в верхней части реактора, попадает в трубное пространство котла–утилизатора, где происходит охлаждение за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла–утилизатора. Катализаторная пыль по мере накопления через стояки циклонов ссыпается на верхнюю решетку реактора.

В трубном пространстве котла–утилизатора оседает катализаторная пыль при прохождении контактного газа, что способствует снижению теплопередачи и вызывает завышение температуры газа на выходе из аппарата. Для пробития трубок котла–утилизатора предусмотрена линия для подачи горячего катализатора, мелкими порциями, из переточных линий в головку котла.

После котла–утилизатора контактный газ попадает на нижний каскад, а в последствие и на верхний каскад скруббера, где происходит орошение водой, для очистки от катализаторной пыли и охлаждения контактного газа до температуры не более 55 °С, после чего поступает на установку компримирования и выделения ИИФ БК–3. Для более эффективной очистки контактного газа от катализаторной пыли и охлаждения, имеется возможность включения в рабочий процесс второго скруббера неэксплуатируемого блок [15–19].

Водяной конденсат из емкости насосом через паросборник, подается в котел–утилизатор, в результате охлаждения контактного газа происходит испарения конденсата с образованием вторичного пара, который используется в технологических нуждах, тем самым происходит процесс рекуперации.

Как сказано выше, скруббер разделен глухой тарелкой на 2 каскада: нижний – с 4–мя тарелками и верхний – с 10–ю тарелками. В нижнем каскаде проходит очистка от катализаторной пыли с помощью циркуляции воды, всасываемой с низа скруббера насосом и подаваемой под глухую тарелку. «В циркулирующей воде по нижнему каскаду скруббера происходит

накопление катализаторного шлама, поэтому часть воды из нижней части скруббера постоянно выводится на осаждение шлама в отстойник. Отстоявшийся шлам выводится на полигон захоронения» [16].

Для дополнительного охлаждения контактного газа в скруббере имеется возможность подачи шламовой воды насосом по нижнему каскаду через холодильник.

В верхнем каскаде скруббера контактный газ охлаждается за счет циркуляции воды, забираемой с глухой тарелки, и через холодильники подается в верхнюю часть скруббера насосом.

Осветленная вода из отстойника самотеком сливается в емкость, откуда насосом направляется в линию всаса насоса.

В целях избежания завышения давления в реакторе на линии контактного газа перед скруббером установлен проточный гидрозатвор и сепаратор гидрозатвора.

При давлении в реакторе больше $0,65 \text{ кгс/см}^2$ газ сквозь гидрозатвор сбрасывается на факел низкого давления [9].

В момент процесса дегидрирования изобутана кроме главной реакции происходят побочные, из числа которых реакция глубокого распада изобутилена до углерода. Углерод (кокс), оседает на поверхностях и в порах катализатора, понижая его активность. С целью возобновления деятельности катализатора проводится его восстановление в регенераторе, куда катализатор поступает по переточной линии из стакана реактора. В стакан реактора подается азот (ингаз) для ликвидации с поверхности частиц катализатора адсорбированных углеводородов. В стриппингующем стакане реактора около транспортной трубы поставлена защитная гильза, в которую подается азот (ингаз) с целью избежания появления кокса на транспортной трубе.

Транспортировка катализатора из реактора в регенератор происходит в результате разницы давления, а так же с помощью азота (ингаза) и воздуха в результате подачи их в разные точки переточных линий.

Катализатор, подаваемый в верхнюю часть регенератора в псевдосжиженном состоянии, стекает по 6 секционированным решеткам против потока воздуха, подаваемого в нижнюю часть регенератора через распределительное устройство.

В регенераторе протекает трудный процесс возобновления активности катализатора. Он состоит из 3 стадий:

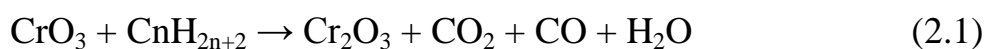
- Выжиг кокса;
- Окисление катализатора;
- Восстановление катализатора.

С помощью воздуха, подаваемого от воздухонагнетателя Вн-15 под распределительную решетку регенератора происходит выжиг кокса, окисление трехвалентного хрома, содержащегося в катализаторе, до шестивалентного, поддержание катализатора в «кипящем» состоянии, а также поддержание горения топлива.

Тепла, выделяемого при сгорании кокса, мало для обеспечения нужной температуры катализатора, по этой причине в регенератор подается природный газ. Для сжигания природного газа предназначены 3 газовые форсунки и 3 комбинированные, установленные в нижней части регенератора над распределительной решеткой.

В нижней части регенератора установлен восстановительный стакан, переходящий в переточную линию. В стакане имеется два маточника, в которые подается азот (ингаз) или природный газ.

Регенерированный и окисленный катализатор поступает в восстановительный стакан регенератора, где в результате подачи природного газа совершается восстановление катализатора: переход 6-ти валентного хрома в 3-х валентный по формуле (2.1) [12]:



Десорбция продуктов восстановления из пор катализатора осуществляется азотом (ингазом), подаваемым в нижний маточник восстановительного стакана регенератора.

Катализатор транспортируется из регенератора в реактор по U-образной переточному трубопроводу с помощью подачи в разные точки перетока воздуха, природного газа, азота (ингаза), горячих паров углеводородов [8].

Газы регенерации, образовавшиеся во время сгорания кокса, топлива, после восстановления катализатора очищаются в результате прохождения двух ступеней циклонов, расположенных в верхней части регенератора, где отделяется катализаторная пыль. После очистки газа катализаторная пыль, из циклона при накоплении в стояке циклонов ссыпается в регенератор на верхнюю решетку. После очистки газы регенерации попадают в трубное пространство котла-утилизатора, где происходит охлаждение с помощью испарения водяного конденсата, поступающего в межтрубное пространство котла-утилизатора из емкости насосом через паросборник. Пар из паросборника поступает через регулятор давления в коллектор вторичного пара для рекуперации его на технологические потребности установки.

При передвижении газов регенерации через котел-утилизатор мелкодисперсная катализаторная пыль осаждается на стенах трубок котла, что понижает теплопередачу и может вызвать повышение температуры газа больше нормы. С целью очищения трубок котла от катализаторной пыли существует линия для подачи незначительного количества горячего катализатора из перетока в поток газа регенерации в головку котла-утилизатора.

После газы регенерации попадают в скруббер, где газ охлаждается и очищается от катализаторной пыли. После скруббера газы регенерации сбрасываются в атмосферу.

В целях избежания завышения давления в регенераторе и трубном пространстве котла-утилизатора поставлен проточный гидрозатвор с

водяным столбом 6,5 м. Сброс газов регенерации после гидрозатвора происходят в атмосферу через скруббер.

Скруббер орошается по двум каскадам охлаждающей водой. Циркуляция воды в скруббере по нижнему каскаду производится насосом, доля воды при этом отводится в аппарат, для отстаивания от катализаторного шлама. По верхнему каскаду происходит циркуляция с помощью другого насоса.

Очищенная вода с верхней части отстойников, самотливом стекает в емкость, откуда насосом попадает на всас насоса по верхнему каскаду.

Катализаторный шлам из отстойников регулярно вывозится на полигон захоронения.

Конденсат поступает в емкость из заводской сети и с установки.

Восполнение потерь катализатора в системе производится из бункеров. Два бункера в основном служат для приема и хранения свежего катализатора, а третий бункер – для отработанного.

Новый катализатор поступает в цистернах, производится выгрузка в бункеры пневмотранспортным способом.

Из бункера катализатор транспортируется в регенератор за счет подачи в линию транспорта воздуха от воздухонагнетателя, технического воздуха из заводской магистрали или азота (ингаза).

Углеводороды, стравливаемые предохранительными клапанами из аппаратов, сбрасываются в емкость. В аварийном случае имеется возможность стравливания углеводородов из емкости в атмосферу. Углеводороды, стравливаемые по линии ручного стравливания и предохранительными клапанами, из аппаратов направляются в емкость. Жидкие углеводороды из емкостей подаются насосами соответственно в скруббер. Газообразные углеводороды из емкостей сбрасываются в факельный коллектор высокого давления.

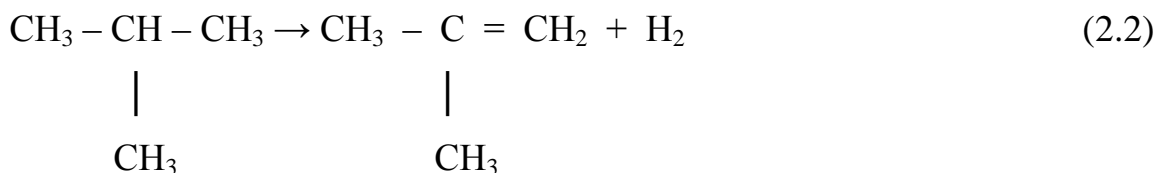
При отклонении технологических параметров в аппаратах (давления, уровня, температуры) от заданных значений и для предотвращения

аварийных ситуаций предусмотрены звуковая, световая сигнализации и автоматические блокировки [15–19].

2.1 Расчет материального баланса

Производительность установки дегидрирования 130000 т/год, 2 работающих параллельно блока по 65000 т. Селективность процесса 83%. Количество рабочих дней 350, потери составляют 1%. Молекулярная масса изобутана ($Mr_{c4} = 58$ г/моль), молекулярная масса изобутилена ($Mr_{ic4} = 56$ г/моль). Ежемесячный расход катализатора 200т.

Основная реакция процесса является реакция (2.2) [12]:



Рассчитаем расход изобутана на 1 тонну продукции по формуле (2.3) [12]:

$$G_{c4} = \frac{Mr_{c4}}{Mr_{ic4}} \cdot 1000, \text{ т} \quad (2.3)$$

где Mr_{c4} – Молекулярная масса изобутана, г/моль;

Mr_{ic4} – молекулярная масса изобутилена, г/моль.

$$G_{c4} = \frac{58}{56} \cdot 1000 = 1,036 \text{ т}$$

Рассчитаем расход изобутана с учетом селективности процесса по формуле (2.4) [12]:

$$G1_{c4} = \frac{G_{c4}}{\varphi} \cdot 100, \text{ т} \quad (2.4)$$

где φ – Селективность процесса.

$$G1_{c4} = \frac{1,036}{83} \cdot 100 = 1,24, \text{ т}$$

Рассчитаем расход с учетом потерь по формуле (2.5) [12]:

$$G2_{c4} = G1_{c4} \cdot 1,01, \text{ т} \quad (2.5)$$

$$G2_{c4} = 1,24 \cdot 1,01 = 1,26 \text{ т}$$

Рассчитаем ежедневную выработку по формуле (2.6) [12]:

$$H_{\text{ежд}} = \frac{H_{\text{год}}}{365}, \text{ т/сут} \quad (2.6)$$

где $H_{\text{год}}$ – Производительность установки дегидрирования, т/год.

$$H_{\text{ежд}} = \frac{130000}{365} = 394 \text{ т/сут}$$

Рассчитаем ежегодный расход катализатора по формуле (2.7) [12]:

$$R_{\text{год}} = R_{\text{ежм}} \cdot 11, \text{ т/год} \quad (2.7)$$

где $R_{\text{ежм}}$ – Ежемесячный расход катализатора, т.

$$R_{\text{год}} = 147 \cdot 11 = 1617 \text{ т/год}$$

Таблица 1 – Материальный баланс дегидрирования

Компонент	Поступает		Выход	
	Кг/час	% масс	Кг/час	% масс
Изобутан	19650,00	100,00		
Контактный газ			16149,90	82,00
Побочные продукты			3348,15	17,00
Потери			196,95	1,0
Итого	19650,00	100,00	19650,00	100,00

3 Характеристика сырья и продукта при процессе

3.1 Характеристика катализатора

Для дегидрирования изобутана применяют микросферический алюмохромовый катализатор. Данный катализатор представляет собой сложную систему, состоящую из активного центра – кислородных соединений хрома и промотора – оксида калия и основанием оксида алюминия.

Микросферические катализаторы производят по двум основным технологиям:

- распыление–сушка катализаторной суспензии;
- пропитка алюмооксидных носителей, активным компонентом.

При распылении и сушки получают не дорогие многокомпонентные системы, но с малой активностью и селективностью, низкой механической прочностью гранул. Впоследствии этого при использовании расход катализатора составляет 20–25 кг/т получившегося олефина. По такой технологии получается катализатор ИМ–2201. Для изготовления катализаторной суспензии применяют определенные компоненты: глинозем, каолин, CrO_3 , KOH , жидкое стекло. После активации высушенного порошка при 660°C в токе дымовых газов получают готовый катализатор.

Катализатор ИМ–2201 имеет следующие характеристики:

- насыпная масса 1,0–1,4 г/см³;
- удельная поверхность 30–60 м²/г;
- механическая прочность не менее 72%;
- фракционный состав: фракции менее 71 мкм–не более 40% мас.

Химический состав:

- Al_2O_3 – 72,5 – 74,0% мас;
- SiO_2 – 9,5 – 10,5% мас;
- Cr_2O_3 – 13–14,3% мас;
- K_2O – 2,8 – 3,3% мас;

- Fe_2O_3 , CaO , MgO – 1,2% мас;
- доля Cr^{6+} в пересчете на CrO_3 , не менее 0,8 – 1,8% мас [24].

Основа катализатора ИМ–2201 – оксид алюминия, который в этом примере является техническим глиноземом, производимый путем температурной обработкой $\text{Al}(\text{OH})_3$ при 1150 – 1200 °С [20].

Так как большая часть катализатора представляет собой глинозем, он определяет его прочность, фракционный состав и другие характеристики. Четвертую часть катализатора составляет каолин. Практически весь оксид алюминия, а также весь оксид кремния вносится в катализатор с глиноземом и каолином.

«Наиболее перспективным методом получения микросферических алюмохромовых катализаторов является пропитка носителя растворами активного компонента, промотора и модификаторов, что позволяет получать активный и прочный катализатор, при эксплуатации снизить его расход на единицу получаемого олефина, выбросы в атмосферу катализаторной пыли, содержащей канцерогенные соединения шестивалентного хрома. По данной технологии получают катализаторы СПС, С–212, АОК, КДМ» [25].

В технологии приготовления катализаторов СПС и С–212 применяется тугоплавкий носитель – высокотемпературный оксид алюминия. В технологии приготовления микросферического катализатора КДМ используются наноструктурированные продукты центробежной термической активации (ЦТА) гиббсита. В качестве носителя используют кислородсодержащие соединения алюминия, состоящие из наноструктурированных частиц размером 2–5 нм, характеризующихся разупорядоченной дефектной слоистой структурой, близкой к структуре байерита.

Микросферический алюмохромовый катализатор представляет собой бифункциональную каталитическую систему, участвующую в реакциях как окислительно – восстановительного (целевая реакция дегидрирования

парафинов), так и кислотного катализа (побочные процессы крекинга и коксообразования).

Алюмохромовый катализатор в окисленном состоянии содержит соединения Cr^{3+} и Cr^{6+} . Наличие хрома в степени окисления 3+ и 6+ зависит от строения носителя, общего наличия хрома и условий температурной обработки катализатора.

Свойства катализатора зависят от характеристик матрицы носителя, активный ионов и их взаимодействия с превращающимися молекулами. Так, активность в реакции отщепления водорода зависит от расположения и степени валентности соединений хрома на поверхности катализатора. На состояние активного атома влияет количество хрома, щелочного промотора, природа и содержание вещества, способствующего улучшению структуры, величина удельной поверхности катализатора, которая определяется характеристиками дисперсной системы алюмооксидной матрицы. От размеров внутренних полостей, природы и числа гидроксильных групп носителя зависит закрепление и равномерное распределение активного компонента. Кроме того, носитель обеспечивает рабочую поверхность катализатора, а также адсорбцию молекул реагентов к активному компоненту и отвод продуктов реакции. Поэтому удельная поверхность носителя должна составлять не менее $50 \text{ м}^2/\text{г}$, а удельный объем пор – не менее $0,15 \text{ см}^3/\text{г}$.

Выход целевого продукта определяется состоянием активной части катализатора и его поверхности, так как кислотные центры оксида алюминия образуют побочные процессы крекинга и образования кокса по карбониево – ионному механизму. В связи с этим для обеспечения высокого выхода по разложенному сырью в реакции дегидрирования он должен обладать малой концентрацией сильных кислотных центров. Так же, для уменьшения поверхностной кислотности алюмохромового катализатора в его состав вводят промотор – вещество улучшающее его свойства, который частично подавляет нежелательные процессы в связи с кислотными центрами.

Катализатор дегидрирования должен обладать стабильностью к

высоким температурам, которая определяется прочностью пористой структуры и оптимальной кристаллической решетки оксида алюминия, а также нанесенными атомами хрома. Оксид алюминия как носитель должен иметь высокую температуру фазового перехода в α – Al_2O_3 . При условиях высокой температуры процесса (550–560 °С в реакторе и 650 °С в регенераторе с возможными локальными перегревами гранул до более высоких температур при выжиге кокса 1100 °С) в гранулах катализатора могут протекать процессы спекания носителя с уменьшением удельной поверхности, в следствии чего образуется дезактивированная фаза α – Cr_2O_3 . Также в процессе эксплуатации происходит образование и накопление фазы α – $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Cr}_2\text{O}_3$, представляющей собой прочный композит, образующийся за счет уменьшения атомных радиусов хрома и алюминия – 0,064 и 0,057 нм соответственно. В данном случае хром встраивается в кристаллическую структуру окиси алюминия и не участвует в реакции дегидрирования углеводородов, а также в окислительно – восстановительных процессах, необходимых для выдерживания каталитической активности. Образование неактивной фазы в реакции дегидрирования парафинов α – Cr_2O_3 и твердого композита α – $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Cr}_2\text{O}_3$ является основной проблемой необратимой дезактивации катализатора.

Свойства катализатора в Приложении А.

Характерным свойством алюмохромовых катализаторов является их чувствительность к отравляющему действию воды. Для каждой температуры дегидрирования существует оптимальное содержание влаги на катализаторе, при котором достигается его максимальная активность. Однако при недостаточном содержании влаги активность катализатора также может снижаться.

Таблица 2 – Оптимальное содержание воды в промышленном алюмохромовом катализаторе (ИМ–2201), при котором достигается его максимальная активность

Температура дегидрирования, оС	Содержание воды в катализаторе	
	мг/г	% масс
550	2,2	0,22
570	3,0	0,30
590	3,4	0,34

Чем выше температура дегидрирования, тем катализатор менее чувствителен к отравляющему действию воды.

Кислородсодержащие соединения (спирты, эфиры, карбонильные соединения), присутствующие в сырье, снижают активность процесса. Содержание кислородсодержащих соединений не должно превышать 0,05 %мас. в расчете на кислород. Сернистые соединения, присутствующие в сырье, являются ядом для катализатора. Содержание сернистых соединений в углеводородном сырье не должно превышать 0,005 % мас.

Катализаторы поступают на предприятие согласно сертификату качества или ТУ.

Согласно показателям качества, возможные виды брака катализаторов:

- по фракционному составу;
- по механической прочности.

Использование катализатора с низкой механической прочностью приведет к быстрому истиранию его в процессе дегидрирования и повышенному уносу катализатора из системы. При этом возрастет расход катализатора на 1 т продукции [21].

Таблица 3 – Катализатор дегидрирования низших парафиновых углеводородов «КДМ–М»

Наименование показателя	Норма
Внешний вид	Порошок с частицами сферической формы, цвет от серо–зеленого до желто–зеленого
Насыпная плотность, г/см ³ , не более	1,45
Фракционный состав: Массовая доля фракции, %	
1 Менее 40 мкм, не более	20
2 40–125 мкм, не менее	70
3 Более 125 мкм, не более	10
Механическая прочность на истирание, %, не менее:	90
Удельная поверхность, м ² /г	80±40
Каталитическая активность:	
1 выход непредельных углеводородов C ₄ на пропущенный изобутан, %, не менее	50
2 выход непредельных углеводородов C ₄ на разложенный изобутан, %, не менее	88
Массовая доля хрома (VI) в пересчете на оксид хрома (VI), %, не более	3,8

Эксплуатация катализаторов с фракционным составом, не отвечающим техническим условиям, приведет к нарушению «кипящего» слоя катализатора в реакторах дегидрирования и понижению активности процесса [24].

Таблица 4 – Катализатор дегидрирования ИМ–2201

Наименование показателя	Норма для марок			
	ИМ–2201	ИМ–2201М	ИМ–2201С	ИМ–2201П
Внешний вид	Порошок серо–зеленого цвета			Порошок темно– зеленого цвета
Насыпная плотность, г/см ³	1,0–1,4			
Фракционный состав: Массовая доля фракции, %				
1 Менее 71 мкм, не более	40	35	40	30
2 Более 500 мкм, не более			–	2
Механическая прочность на истирание, %, не менее:	72	73	72	73
Удельная поверхность, м ² /г	30–60	30–60	30–60	100–140
Каталитическая активность:				
1 Выход непредельных углеводородов С ₄ на пропущенный н–бутан, %, не менее	39	41	39	41
2 Выход непредельных углеводородов С ₄ на разложенный н–бутан, %, не менее	80	81	80	80
Массовая доля хрома (VI) в пересчете на оксид хрома (VI), %, не более	0,8–1,8	1–3,5	1–3,5	4,0

3.2 Характеристика изобутана – изобутиленовой фракции

Фракция изобутан–изобутиленовая представляет собой смесь легких углеводородов C_3 , изобутана, нормального бутана, изобутилена, нормальных бутиленов.

Товарная ИИФ является промежуточным продуктом при получении изобутилена. Выпускается высшего и первого сортов. Применяется в качестве сырья для полиизобутилена, изооктана, каучуков общего и специального назначения, МТБЭ и для других нужд народного хозяйства.

По физико–химическим показателям фракция изобутан–изобутиленовая должна соответствовать требованиям и нормам ТУ 38.30333–92, указанным в таблице [7].

Таблица 5 – Физика – химические показатели изобутан – изобутиленовой фракции [7]

Наименование показателя	Норма по сортам	
	высший	первый
Компонентный состав, % масс:		
легколетучие углеводороды до C_3 включительно, не более	0,5	3,0
изобутилен, не менее	47,0	40,0
н–бутилены, не более	1,0	4,0
бутадиен–1,3, не более	0,1	0,3
углеводороды C_5 и выше, не более	отс	0,3
Массовая доля свободной воды, %	отс	отс
Массовая доля общей серы, %, не более	0,007	0,007

Качество ИИФ может быть нарушено по следующим показателям:

- пониженное содержание изобутилена;
- повышенное содержание легких углеводородов;
- повышенное содержание тяжелых углеводородов.

Снижение наличия изобутилена в ИИФ непосредственно влияет на содержания изобутилена в контактном газе получаемого в процесса дегидрирования.

Уменьшение наличия изобутилена в контактном газе вероятно при:

- увеличение нагрузки по использованию сырью выше оптимальной нормы;
- понижение селективности процесса дегидрирования (понижение активности катализатора, понижение температуры процесса и др.).

Промежуточный продукт в производстве ИИФ – контактный газ процесса дегидрирования [8].

Таблица 6 – Состав контактного газа [8]

Наименование компонентов	Норма, %мас.	Содержание, %мас.
CO ₂	Не более 13,0	0,6–0,9
CO		1,0–1,8
Водород		1,1–1,5
Метан		0,6–1,1
Углеводороды C ₂ (этан, этилен)		0,2–0,3
Углеводороды C ₃ (пропан, пропилен)		1,9–3,0
Изобутан		48–51
н–бутан		0,6–0,9
изобутилен	Не менее 36,0	38–42
н–бутилены		0,4–0,6
бутадиен		0,04–0,07
кокс		1,0–2,0

4 Предлагаемые изменения в строение аппаратов

В настоящее время в реакторе Р-5 и регенераторе Р-14 реакторного блока № 2 дегидрирования изобутана АО "Тольяттисинтез" эксплуатируются двухступенчатые циклоны ЦН-15 диаметром 800 мм (по шесть групп в каждом аппарате), оборудованные пылевозвратными стояками из трубы 159×8 мм. Их недостатками являются низкая эффективность пылеулавливания (примерно 96%), что обуславливает высокие потери катализатора, и отсутствие эрозионностойкой футеровки внутренней поверхности, что приводит к быстрому износу циклонов и влечет необходимость их частого капитального ремонта и замены. Низкая износоустойчивость циклонов ограничивает продолжительность межремонтного пробега блока дегидрирования изобутана [17].

Таблица 7 – Технологические предпосылки

Наименование технологической предпосылки	Единица измерения	Величина
Цена катализатора ИМ-2201	руб/т	131 650,0
Объем производства изобутилена в ИИФ на 2018 год в РБ-2	т/год	65 000
Срок полезного использования циклонов	год.	10,0
Ожидаемый срок службы оборудования	лет	12
До проекта		
Удельная норма расхода ИМ-2201	кг/т	22
После проекта		
Удельная норма расхода ИМ-2201	кг/т	16

В 2014 году новые футерованные циклоны, были внедрены на реакторном блоке № 1 дегидрирования изобутана АО "Тольяттисинтез". В результате потери катализатора с контактным и дымовым газом (0,15 г/сек) сократились примерно в 2,5 раза, выброс катализатора в атмосферу после скруббера С-17 уменьшился до 0,06 г/сек. Снижение наличия катализатора в

воде, что приводит к снижению объема шлама, тем самым увеличивается пробег насосного и теплообменного оборудования на установке. Увеличение срока эксплуатации шламохранилища, за счет снижения шламовой воды. В результате снижения расходной нормы потребления катализатора на тонну продукции, получаем экономический эффект смотри в Приложениях Б,В,Г. За счет уменьшения количества катализатора в контактном газе, уменьшается забивка межтрубного пространства в теплообменном оборудовании в смежном цеху БК-3, тем самым увеличивая пробег оборудования, в результате чего увеличивается общая выработка производства. Со стороны логистики, уменьшается транспортировка свежего катализатора на предприятие, его закупка. После трехлетней эксплуатации циклоны находятся в хорошем состоянии и не требуют проведения ремонтных работ.

На основании положительного опыта работы высокоэффективных циклонов с футеровочным покрытием на реакторном блоке № 1 предлагаю внедрить подобные циклоны на реакторный блок № 2. При этом в технический проект системы пылеулавливания реактора и регенератора, реализованный на блоке № 1, целесообразно внести ряд изменений с учетом полученного опыта монтажа и эксплуатации циклонов, а именно: исключить футеровочное покрытие наружной поверхности пылевозвратных стояков и их горизонтальных связей, укоротить пылевозвратные стояки циклонов, усилить сварные швы приварки панцирной сетки, предусмотреть замену газосборной камеры (а не нижней ее части), модифицировать конструкцию затворных клапанов циклонов, уточнить конструкцию сварных швов и др.

Разрабатываемые двухступенчатые высокоэффективные циклоны относятся к спиральному типу, характеризуются отношением длины к диаметру корпуса, равным 4,6, снабжаются эрозионностойким футеровочным покрытием внутренней поверхности толщиной 25 мм.

Циклоны реактора Р-5 эксплуатируются в среде углеводородного газа, содержащего твердые частицы катализатора в количестве 5–10 кг/м³, при температуре 450–510 °С и давлении 0,40–0,65 кгс/см² (изб.).

Циклоны регенератора Р–14 эксплуатируются в среде дымового газа, содержащего твердые частицы катализатора в количестве 5–10 кг/м³, при температуре 644–650 °С и давлении 0,40–0,65 кгс/см² (изб.).

В реакторе Р–5 предусматривается установить две группы двухступенчатых циклонов диаметром 1200 мм (по футеровке), в регенераторе Р–14 – то же диаметром 1300 мм (по футеровке).

Для крепления циклонов устанавливается новая газосборная камера, состоящая из цилиндрической обечайки внутренним диаметром 2800 мм и укрепленной на ней конической обечайки со сферическим днищем.

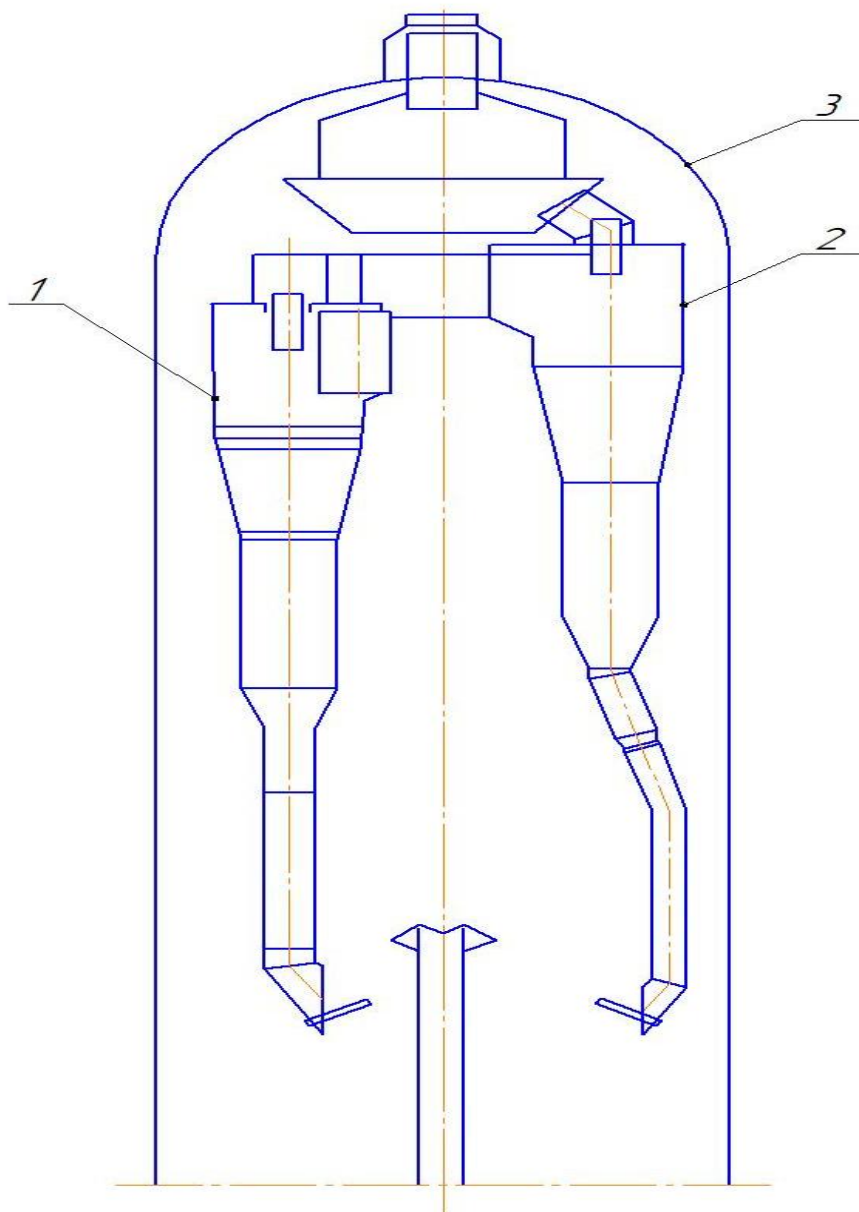
Центры циклонов располагаются на осевой окружности 2700 мм, за исключением циклонов II ступени реактора Р–5, которые располагаются на осевой окружности 2800 мм, и крепятся к цилиндрической обечайке газосборной камеры при помощи подвесных тяг (по две на каждый циклон). Циклоны II ступени привариваются газовыводным патрубком к конической обечайке газосборной камеры через воротник. При этом диаметр отверстия в конической обечайке выполняется на 40–50 мм больше, чем наружный диаметр газовыводного патрубка, что облегчает монтаж циклонов [3].

Циклоны оборудуются пылевозвратными стояками, выполненными из трубы 377×12 мм на I ступени и трубы 273×12 мм на II ступени. По сравнению с существующими циклонами размер пылевозвратных стояков вновь устанавливаемых увеличивается, что обусловлено сокращением их числа. При этом вероятность забивки пылевозвратных стояков циклонов отложениями катализатора и кокса заметно снижается.

В реакторе Р–5 пылевозвратный стояк циклонов II ступени отклоняется от вертикали на 15° и проходит в периферийной зоне, минуя закалочный змеевик, что позволяет в основном сохранить конструкцию последнего. Для размещения пылевозвратного стояка циклонов I ступени центральные секции змеевика следует переместить в сторону периферийных секций так, чтобы расстояние между ними составляло 50 мм.

На конце пылевозвратных стояков устанавливаются усовершенствованные затворные клапаны, способные выдержать циклические нагрузки при повышенной температуре. Затворные клапаны погружаются в псевдооживленный слой катализатора для предупреждения эрозионного износа затворной плиты и кромок выводного отверстия.

Схематичное расположение циклонов на рисунке 2.



1 – первая ступень циклона; 2 – вторая ступень циклона; 3 – корпус реактора

Рисунок 2 – Реактор Р-5

Для придания устойчивости циклонной системе предусматриваются три яруса горизонтальных связей между циклонами, выполненных из трубы 108×10 мм: один – между корпусами циклонов, второй – между бункерами циклонов, третий – между пылевозвратными стояками. На циклонах I ступени под входными патрубками крепятся по два кронштейна для установки временных обслуживающих площадок.

Внутренняя поверхность циклонов футеруется эрозионностойким бетоном высокой плотности (2800–3000 кг/м³) толщиной 25 мм, наносимым на панцирную сетку.

Циклоны реактора должны эксплуатироваться при температуре не выше 510 °С, поскольку при более высокой температуре может начаться образование кокса в порах эрозионностойкого бетона, способствующего разрушению футеровочного покрытия [2–4].

4.1 Расчет эффективности циклонов в Р–5 и Р–14

Характеристика технологического газа в таблице 8.

Таблица 8 – Характеристика технологического газа

Наименование показателей	Значение
Расход газа в реакторе Р–5, V_5	10,8 м ³ /с
Расход газа в реакторе Р–14, V_{14}	11,7 м ³ /с
Плотность газа Р–5, ρ_5	0,9 кг/м ³
Плотность газа Р–14, ρ_{14}	0,45 кг/м ³
Температура газа, Т	490 С
Вязкость газа, динам, μ	0,0000508 па·с
Скорость газа Р–5, U_5	5 м/с
Скорость газа Р–14, U_{14}	5,3 м/с
Количество циклонов, N	2 шт
Стандартный диаметр циклона, D_T	1,2 м
d_{50T}	8,5

Продолжение таблицы 8

Наименование показателей	Значение
Коэффициент гидравлического противодействий циклона, причисленный к скорости в абсолютном разрезе агрегата, Z_0	450
Среднее рабочее квадратичное отклонение в функции распределения частиц по размерам, r_T	0,09
Плотность пыли по таблице, $\rho_{чТ}$	300 кг/м ³
Вязкость по таблице, μ_T	0,000022 па*с
Расход газа по таблице, V_T	3,5 м ³ /с
Плотность пыли, $\rho_ч$	700 кг/м ³
Средний размер частицы, d_m	100 мкм
Среднее квадратичное отклонение в функции распределения частиц по размерам, $r_ч$	0,308

Расчет эффективности циклонов в Р-5.

Рассчитаем необходимую площадь циклона по формуле (4.1) [1]:

$$F = V_5 / U_5, \text{ м}^2 \quad (4.1)$$

где V_0 – расход газа;

U_5 – скорость газа.

$$F = 10,8 / 5 = 2,16 \text{ м}^2$$

Рассчитаем диаметр циклона по формуле (4.2) [1]:

$$D = (F / (K \cdot N))^{0,5}, \text{ м} \quad (4.2)$$

где N – количество циклонов;

K – коэффициент гидравлических сопротивлений.

$$D=(2,16/(0,785\cdot 2))^{0,5}=1,173 \text{ м}$$

Рассчитаем действительную скорость газа по формуле (4.3) [1]:

$$V=V_5/(K\cdot N\cdot D^2), \text{ м/с} \quad (4.3)$$

$$V=10,8/(0,785\cdot 2\cdot 1,173^2)=5 \text{ м/с}$$

Рассчитаем потери давления по формуле (4.4) [1]:

$$P=Z_0\cdot(\rho_5\cdot V^2)/2, \text{ ПА} \quad (4.4)$$

где Z_0 – Коэффициент гидравлического противодействий циклона, причисленный к скорости в абсолютном разрезе агрегата;

ρ_5 – плотность газа Р–5.

$$P=450\cdot(0,9\cdot 5^2)/2= 5064 \text{ ПА}$$

Рассчитаем значение d_{50} при рабочих условиях по формуле (4.5) [1]:

$$d_{50}=d_{50T}\cdot(D\cdot\rho_{чT}\cdot\mu_T\cdot V_T/(D_T\cdot\rho_{ч}\cdot\mu\cdot V))^{0,5}, \quad (4.5)$$

где $\rho_{чT}$ – плотность пыли по таблице;

μ_T – вязкость по таблице;

V_T – расход газа по таблице;

D_T – стандартный диаметр циклона;

$\rho_{ч}$ – плотность пыли;

μ – Вязкость газа.

$$d_{50}=8,5\cdot(1,173\cdot 300\cdot 0,000022\cdot 3,5/(1,2\cdot 700\cdot 0,0000508\cdot 5))^{0,5}= 3,03$$

Рассчитаем параметр x (4.6) [1]:

$$x=\log(d_m/d_{50})/(\log^2(r_r)+\log^2(r_{ч})), \quad (4.6)$$

где d_m – Средний размер частицы;

r_r – Среднее рабочее квадратичное отклонение в функции распределения частиц по размерам;

r_q – Среднее квадратичное отклонение в функции распределения частиц по размерам.

$$x = \log(100/3,03) / (\log^2(0,09) + \log^2(0,308)) = 1,12$$

Рассчитаем эффективность первого уровня циклона по формуле (4.7)

[1]:

$$H_1 = 0,5 \cdot (1 + \Phi(x)) \quad (4.7)$$

$$H_1 = 0,5 \cdot (1 + 0,88) = 0,94$$

Аналогичный расчет второго уровня циклонов, эффективность двухуровневого циклона считается по формуле

Рассчитаем эффективность циклонов E по формуле (4.8) [1]:

$$E_5 = 1 - (1 - H_1) \cdot (1 - H_2), \quad (4.8)$$

$$E_5 = 1 - (1 - 0,94) \cdot (1 - 0,94) = 0,997 = 99,7\%$$

Расчет эффективности циклонов Р–14.

Рассчитаем необходимую площадь циклона по формуле (4.9) [1]:

$$F = V_{14} / 5,3, \text{ м}^2 \quad (4.9)$$

$$F = 11,7 / 5,3 = 2,21 \text{ м}^2$$

Рассчитаем диаметр циклона по формуле (4.10) [1]:

$$D = (F / (0,785 \cdot N))^{0,5}, \text{ м} \quad (4.10)$$

$$D=(2,21/(0,785\cdot 2))^{0,5}=1,18 \text{ м}$$

Рассчитаем действительную скорость газа по формуле (4.11) [1]:

$$V=V_{14}/(K\cdot N\cdot D^2), \text{ м/с} \quad (4.11)$$

$$V=11,7/(0,785\cdot 2\cdot 1,18^2)=5,4 \text{ м/с}$$

Рассчитаем потери давления по формуле (4.12) [1]:

$$P=Z_0\cdot(p_{14}\cdot V^2)/2, \text{ ПА} \quad (4.12)$$

$$P=450\cdot(0,45\cdot 5^2)/2=5969 \text{ ПА}$$

Рассчитаем значение d_{50} при рабочих условиях по формуле (4.13) [1]:

$$d_{50}=d_{50T}\cdot(D\cdot\rho_{чТ}\cdot\mu_T\cdot V_T/(D_T\cdot\rho_{ч}\cdot\mu\cdot V))^{0,5} \quad (4.13)$$

$$d_{50}=8,5\cdot(1,18\cdot 300\cdot 0,000022\cdot 3,5/(1,2\cdot 700\cdot 0,0000508\cdot 5,3))^{0,5}=2,92$$

Рассчитаем параметр x по формуле (4.14) [1]:

$$x=\log(d_m/d_{50})/(\log^2(r_r)+\log^2(r_ч)) \quad (4.14)$$

$$x=\log(100/2,92)/(\log^2(0,09)+\log^2(0,308))=1,13$$

Рассчитаем эффективность первого уровня циклона по формуле (4.15) [1]:

$$H_2=0,5\cdot(1+\Phi(x)) \quad (4.15)$$

$$H_2=0,5\cdot(1+0,87)=0,935$$

Аналогичный расчет второго уровня циклонов, эффективность двухуровневого циклона считается по формуле.

Рассчитаем эффективность циклонов E по формуле (4.16) [1]:

$$E_{14}=1-(1-H_1)\cdot(1-H_2) \quad (4.16)$$

$$E_{14}=1-(1-0,935)\cdot(1-0,935)=0,996=99,6\%$$

Таким образом, в данном подразделе, была рассчитана эффективность предлагаемых двухступенчатых циклонов для реактора Р-5 (99,7%) и регенератора Р-14 (99,6%).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В данной работе изучена технология получения изобутан–изобутиленовой фракции, характеристики используемых катализаторов. Также изучены свойства получаемой продукции.

Выполнен расчет материального баланса процесса дегидрирования на 130000 тонн выработки изобутилена в год.

На основании расчетов по эффективности циклонов, можно убедиться в снижении потерь катализатора, благодаря повышению эффективности пылеулавливания циклонов, увеличению срока службы циклонов, благодаря применению эрозионностойкого покрытия их внутренней поверхности и комплекса конструктивных решений по повышению надежности их конструкции, в увеличение межремонтного пробега блока дегидрирования изобутана, благодаря повышению надежности эксплуатации систем пылеулавливания реактора Р–5 и регенератора Р–14, повышению пробега холодильного оборудования на установках БК–2 и БК–3, в снижение выбросов в атмосферу и загрязнения промышленной воды, увеличение срока эксплуатации шламохранилища.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Ветошкин, А. Г. Инженерная защита окружающей среды от вредных выбросов: учеб. пособие / А. Г. Ветошкин. – М. : Инфра–Инженерия, 2016. – 416 с.
2. Ветошкин, А. Г. Основы инженерной защиты окружающей среды: учеб. пособие / А. Г. Ветошкин. – М. : Инфра–Инженерия, 2016. – 455 с.
3. Ветошкин, А. Г. Инженерная защита атмосферы от вредных выбросов: учеб. пособие / А. Г. Ветошкин. – М. : Инфра–Инженерия, 2016. – 316 с.
4. Волкова, А. А. Выбор и расчет средств по пылегазоочистке воздуха: учебное пособие для вузов / А. А. Волков, Е. В. Шашмурина. – М. : Инфра–Инженерия, 2015. – 309 с.
5. Дытнерский, Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию: Учебное пособие для вузов / Ю. И. Дытнерский, Г. С. Борисов, В. А. Брыков. – М. : Альянс, 2015. – 496 с.
6. Дытнерский, Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: В двух томах / Ю. И. Дытнерский. – М. : Альянс, 2015. – 368 с.
7. Кирпичников, П. А. Альбом технологических схем производств промышленности синтетического каучука: Учебное пособие для вузов / П. А. Кирпичников, В. В. Береснев, Л. М. Попова. – Л. : Химия, 2015. – 224 с.
8. Криворот, А. С. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности / А. С. Криворот. – М. : Машиностроение, 2016. – 376 с.
9. Левенец, Т. В. Основы химических производств: учебное пособие / Т. В. Левенец, А. В. Горбунов, Т. А. Ткачев. – ОГУ, 2015. – 122 с.
10. Ликумович, А. Г. Технология мономеров для синтетических каучуков общего назначения: Учебное пособие / А. Г. Ликумович, Р. А. Ахмедьянова, Г. Р. Котельникова. – ЦОА Профессия, 2016. – 224 с.

11. Литвинов, О. Б. Основы технологии синтеза каучуков/ О. Б. Литвинов. – 3-е изд. – М. :Химия, 2017. – 528 с.
12. Обливин, А. Н. Процессы и аппараты химической технологии: учебник/ А. Н. Обливин, Н. С. Прокофьев, А. И. Киприанов. – М. : Издательский дом «ЛАНЬ», 2015. – 655с.
13. Дворецкий, С. И. Основы проектирования химических производств: учебник / С. И. Дворецкий, Д. С. Дворецкий, Г. С. Кормильцин, А. А. Пахомов. – М. : Издательский дом «Спектр», 2014. – 356 с.
14. Костин, А. А. Сибур–Химпром: книга/ А. А. Костин, R. Sohn. – М. : Книга по требованию, 2016. – 120 с.
15. Постоянный технологический регламент производства изобутан–изобутиленовой фракции. ТР–БК–2,3–32–13.Производственная инструкция ПИ–БК–2–08–13 «По обслуживанию отделения очистки контактного газа от катализаторной пыли, охлаждения и санитарной очистки дымового газа из установки БК–2» ООО «Тольяттикаучук», Тольятти, 2015. – 120 с.
16. Производственная инструкция ПИ–БК–2–10–12 «По обслуживанию реакторного блока установки БК–2» ООО «Тольяттикаучук», Тольятти, 2015. –117 с.
17. Производственная инструкция ПИ–БК–2–13–12 «По подготовке оборудования к ремонту установки БК–2» ООО «Тольяттикаучук», Тольятти, 2015. – 35 с.
18. Производственная инструкция ПИ–БК–2–14–13 «По приему оборудования установки БК–2 из ремонта» ООО «Тольяттикаучук», Тольятти, 2015. –10 с.
19. Шервин, М. Б. Химические продукты из метанола. Нефть, газ и нефтехимия за рубежом/ М. Б. Шервин. – 3-е изд. 2018. – с. 97–100
20. Гильманов, Х. Х. Оптимизация технологии носителей для производства промышленных микросферических алюмохромовых катализаторов дегидрирования парафинов/ Х. Х. Гильманов, О. Н. Нестеров, А. А. Ламберов, Г. Э. Бекмухамедов, А. Н. Катаев, С. Р. Егорова. – 3-е изд.

2015. с. 53—61.

21. Буянов, Р. А. Катализаторы и процессы дегидрирования парафиновых и олефиновых углеводородов // Р. А. Буянов, Н. А. Пахомов. – Т.: 42. № 1. –2001. с. 72—85.

22. Biasco, T. Oxidative dehydrogenation of ethane and n-butane on/ T. Biasco, A. Galli, J. M. Lopez Nieto, F. A. Trifiro – Os catalysts. 2014. – p-p 755–762.

23. Sardarly, A. M. Promotion effect and role of antimony in oxidative dehydrogenation of isobutane over alumina supported V–Sb oxide catalysts. Intern. Scientific Conf./ A. M. Sardarly, V. P. Vislovskiy, G. Z. Suleymanov, D. B. Tagiyev. – Karlovy Vary, 2015. – p-p 57–64.

24. Albonetti, S. Key aspects of catalyst design for the selective oxidation of paraffins/ S. Albonetti, F. Cavani, F. Trifiro. – Catal. Rev. – Sci.Eng. 38, 2014. – p-p 413–438.

25. Bhasin, M. M. Dehydrogenation and oxidehydrogenation of paraffins to olefins, Appl./ M. M. Bhasin, J. H. McCain, B. V. Vora, T. Imai, P. R. Pujado – Catal. 2017. – p. 221.

26. Novinski, F. Dehydrogenation activity catalyst / F. Novinski, M. Sopa – Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. chem., 2018. – p. 254.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Сравнение свойств катализаторов ИМ–2201 и пропиточных катализаторов

Таблица А.1 – Сравнение свойств катализаторов ИМ–2201 и пропиточных катализаторов

Катализатор	Свойства	Преимущества	Недостатки
1 ИМ–2201	<p>1 Оксида хрома в составе катализатора – 12–14 %</p> <p>2 Прочность катализатора на истирание – 70–85 %</p> <p>3 Площадь удельной поверхности – 30–60 м²/г</p> <p>4 Насыпная плотность – 1,0–1,4 г/мл</p> <p>5 Фракционный состав: частицы от 20 до 500 мкм, в том числе содержание частиц размером менее 71 мкм 40 %</p> <p>6 Каталитические свойства: ВП (н–бутан) – 41 % ВР (н–бутан) – 82 %</p>	<p>Высокие начальные каталитические показатели (селективность)</p>	<p>1 Низкая прочность частиц катализатора и компонентов между собой</p> <p>2 Низкая стабильность. Унос хрома из системы приводит к быстрому падению каталитических показателей</p> <p>3 Невысокая стабильность шестивалентного хрома, низкая регенеративная способность соединений хрома</p>

Продолжение таблицы А.1

Катализатор	Свойства	Преимущества	Недостатки
2 Пропиточные катализаторы на высоко – температурно м оксиде алюминия АОК, КДМ	<p>1 Оксида хрома на алюмооксидном носителе –15–20 %</p> <p>2 Высокая прочность катализатора к истиранию – 96–99 % .</p> <p>3 Площадь удельной поверхности – $80–120 \text{ м}^2/\text{г}$</p> <p>4 Насыпная плотность – 1,2–1,3 г/мл</p> <p>5 Фракционный состав: частицы от 20 до 300 мкм, в том числе содержание частиц размером менее 71 мкм – 10 %</p> <p>6 Каталитические свойства: ВП (и–бутан) –50 % ВР (н–бутан) – 89 %</p>	<p>1 Высокая прочность на истирание</p> <p>2 Высокие начальные каталитические показатели (активность и селективность)</p> <p>3 Высокая термо–стабильность</p>	<p>1 Низкая прочность частиц катализатора к ударному воздействию, хрупкость частиц приводит к их раскалыванию при эксплуатации и образованию осколков неправильной формы («наждак»)</p> <p>2 Высокая абразивность благодаря острым осколкам катализатора, также благодаря высокой твердости корундосодержащего носителя</p> <p>3 Невысокая стабильность катализатора по хрому.</p> <p>4 Зависимость производства отечественных катализаторов от импортных поставщиков носителя</p>

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Сведения о повышении стоимости катализатора

Таблица Б.1 – Повышение стоимости катализатора ИМ–2201 по годам

Год	Стоимость катализатора ИМ–2201, руб./т.
2017	126 660,3
2018	131 650,0
2019	137 179,4
2020	142 677,2
2021	148 324,3
2022	154 179,7
2023	159 952,1
2024	165 862,5
2025	172 503,9
2026	180 213,2
2027	188 358,4
2028	196 730,2
2029	205 058,3
2030	213 469,4

ПРИЛОЖЕНИЕ В

Сведения об экономии катализатора в денежном выражении

Таблица В.1 – Экономический эффект (в денежном выражении) по годам

Год	Экономия катализатора ИМ–2201, тыс.руб./год
2017	0,00
2018	7 133,83
2019	60 293,54
2020	60 293,54
2021	65 192,01
2022	67 765,59
2023	70 302,70
2024	72 900,44
2025	75 819,50
2026	79 207,93
2027	82 787,91
2028	86 467,54
2029	90 127,91
2030	82 257,36

ПРИЛОЖЕНИЕ Г
Эффект от внедрения проекта

Таблица Г.1 – Эффект от внедрения проекта

Наименование	Ед.изм.	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030
До внедрения проекта															
Расход катализатора ИМ–2201	т/год	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612	1 612
После внедрения проекта															
Расход катализатора ИМ–2201	т/год	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172	1 172
Эффект от внедрения проекта															
Расход катализатора ИМ–2201	т/год	0	–54	–440	–440	–440	–440	–440	–440	–440	–440	–440	–440	–440	–385

ПРИЛОЖЕНИЕ Д

Технологическая схема установки дегидрирования изобутана

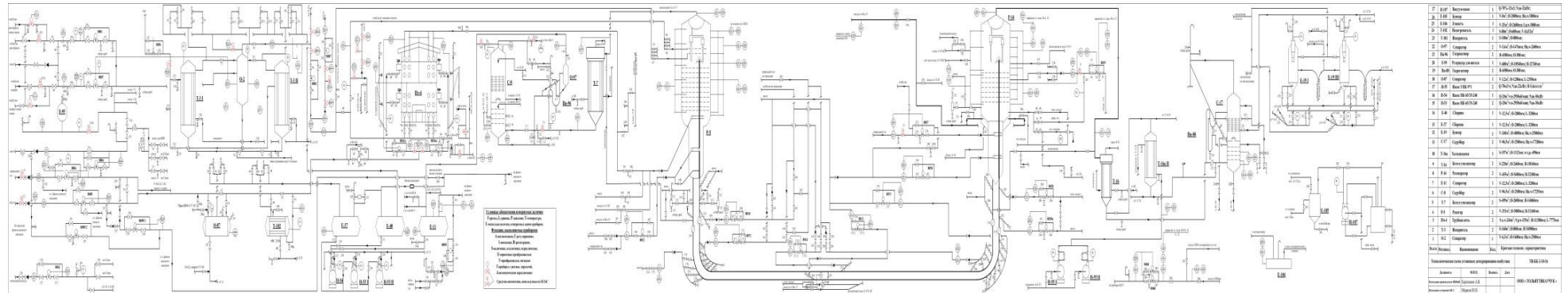


Рисунок Д.1 – Технологическая схема установки дегидрирования изобутана