

# ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

Факультет: Химическая технология органических соединений и топлива  
Кафедра: Органическая химия и технология основного органического синтеза

Специальность: Технология основного органического синтеза

«УТВЕРЖДАЮ»  
Зав. кафедрой «ТООС»  
\_\_\_\_\_ Кадиров Х.И.  
«\_\_\_» \_\_\_\_\_ 2017 г.

## ЗАДАНИЕ

по выпускной работе студента

**Абдурасулов Дилшод Бахтиёр угли**

*(фамилия, имя, отчество)*

1. Тема проекта (работы): **Технология получения винилхлорида комбинированным методом. Мощность производства 13320 кг/ч. утверждена приказом по институту от «19» 05. 2017 г. за № 196**

2. Срок сдачи студентом законченного проекта **25.06. 2017 г.**

3. Исходные данные к проекту (работе) \_\_\_\_\_

4. Содержание расчетно-пояснительной записки (перечень подлежащих разработке вопросов) \_\_\_\_\_

5. Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей) \_\_\_\_\_

6. Дата выдачи задания \_\_\_\_\_

Руководитель \_\_\_\_\_

*(подпись)*

Задание принял к исполнению \_\_\_\_\_

*(подпись)*

## СОДЕРЖАНИЕ

Реферат	4
Введение	5
Технико-экономическое обоснование производства	8
Характеристика скрью, полупродуктов и готового продукта	10
Технологическая часть	13
Механизм и катализаторы окислительного дегидрирования метанола	29
Материальный расчет	44
Экология	51
Гражданская оборона	
Автоматизация технологического процесса	55
Перечень	59
Показателей, рассчитываемых в экономической части выпускных квалификационных работ	59
Заключение	59
Используемая литература	74

## РЕФЕРАТ

Дипломная работа состоит из 65 страниц компьютерного текста и включает \_\_\_ рисунка, \_\_\_ таблиц, \_\_\_ источников.

Этилен, кислород, хлор, оксихлорирование, винилхлорид, катализ, реактор, механический расчет, материальный и тепловой расчет, автоматика, экология

Объектом исследования является процесс оксихлорирование этилена с получением винилхлорида.

Цель работы – изучение процесса оксихлорирование, разбор технологии получения винилхлорида. Установление оптимальных параметров производства. Изучение свойств основных и вторичных реагентов используемых в синтезе винилхлорида.

Методы исследования: физико-химические, технологические.

Результаты работы: Исследованы литературные данные процесса оксихлорирования, производства винилхлорида. Выбрана технология производства, определены оптимальные параметры производства, приведены материальные, механические и тепловые расчеты реактора с мощностью 13320 кг/ч.

Область применения – химическая, химическая технология, текстильная промышленность, полимерная промышленность.

## **ВВЕДЕНИЕ**

Одна из основных задач, стоящих перед экономикой страны, мобилизация вторичных ресурсов, их более полное и всестороннее использование. Эту задачу нужно рассматривать как составную часть глобальной проблемы охраны окружающей среды, т.к. почти 90 % сырья, возобновляемого ежегодно и извлекаемого из недр планеты, идёт в отходы, загрязняющих биосферу. Именно поэтому наше внимание было направлено на поиски путей комплексного использования природных богатств и малоотходной или лучше безотходной технологии с обязательным рациональным использованием вторичного сырья.

Само собой разумеется, что без обеспечения конкурентной экономики, в конечном итоге без строительства конкурентоспособной страны, без реализации целевых задач, предусмотренных в принятой нами Концепции дальнейшего углубления демократических реформ и формирования гражданского общества в стране, нельзя серьезно говорить о главной нашей стратегии на современном этапе мы поставили перед собой задачу выхода нашей экономики в среднесрочной перспективе на уровень развитых демократических стран этом. Необходимость постановки этой задачи обуславливается также углублением кризисных ситуаций, сокращением мирового спроса и, соответственно, возрастающей с каждым годом конкуренцией на мировых рынках сырья, материалов и особенно готовой продукции.

Опыт многих развитых и доминирующих сегодня в мировой экономике стран однозначно доказывает, что достижение конкурентоспособности и выход на мировые рынки могут быть обеспечены в первую очередь за счет последовательного реформирования, углубления структурных преобразований и диверсификации экономики, обеспечения опережающего развития новых высокотехнологичных предприятий и производств, ускорения процессов модернизации и технического обновления действующих мощностей. В соответствии с принятой Программой

первоочередных мер по расширению объемов производства и освоению выпуска новых видов конкурентоспособной продукции предусматривается в 2012 – 2016 годах реализация более 270 инвестиционных проектов расчетной стоимостью 6,2 миллиарда долларов, а также отраслевых программ модернизации, технического и технологического перевооружения производства.

В текущем 2014 году предусматривается реализация проектов, имеющих исключительно важное значение для дальнейшей диверсификации нашей экономики, в том числе начало строительства Устюртского газохимического комплекса на базе месторождения Сургиль, во-вторых Дехканабадского завода калийных удобрений и Кунградского содового завода, завода по производству синтетического жидкого топлива, двух парогазовых установок на Талимарджанской ТЭС, нового энергоблока на Ангренской ТЭС, организация производства автомобильных шин и транспортной ленты, а также проекты по расширению мощностей и углублению всей технологической цепочки на текстильных предприятиях. Все возрастающую роль в осуществлении процессов модернизации, технического и технологического перевооружения предприятий Фонда реконструкции и развития Республики Узбекистан, капитал которого в настоящее время превысил 9 миллиардов долларов. В 2014 году за счет средств Фонда предусматривается обеспечить софинансирование 29 стратегических инвестиционных проектов в ведущих отраслях промышленности и производственной инфраструктуры в объеме более 758 миллионов долларов, что на 38,2 процента больше, чем в прошлом году. Кабинету Министров необходимо взять под особый контроль реализацию стратегически важных инвестиционных проектов, обеспечить тщательную проработку проектно-сметной документации, своевременное проведение конкурсных торгов, заключение контрактов на поставку оборудования и выполнение строительно-монтажных работ в соответствии с установленными сроками.

Поливинилхлорид (ПВХ) является одним из самых универсальных термопластиков с более широким спектром применения, чем все другие пластмассы. Не удивительно, что его везде используют и положительно относятся к нему. Ведь ПВХ универсальный, устойчивый, гигиеничный, безопасный и выгодный по цене материал, который имеет существенные преимущества над другими материалами.

## Технико-экономическое обоснование производства

Материнская компания «VinTec», фирма «Vinnolit» является крупнейшим в Европе производителем ДХЭ, ВХМ и ПВХ, который ежегодно выпускает 650000 т ПВХ и 630000 т ВХМ, а имеет еще производства необходимого для этого сырья, т. е. хлора. Компания постоянно совершенствует и отрабатывает собственные технологии.

На сегодняшний день немецкая компания «Uhde», штат которой насчитывает около 4 300 высококвалифицированных специалистов, располагающая международной сетью филиалов и дочерних компаний, успешно завершила более 2 000 проектов по всему миру.

Компания «Uhde» получила признание на международном уровне благодаря успешному воплощению принципа **Инжиниринг с идеями**, предлагая своим заказчикам экономически выгодные и высокотехнологичные решения. Профессиональные «ноу-хау», комплексный подход, инжиниринг высочайшего качества, а также безупречная пунктуальность компании – все это позволяет отвечать постоянно возрастающим экологическим и экономическим требованиям, предъявляемым к процессам и прикладным технологиям в химической и нефтехимической промышленности.

Материнская компания «VinTec», фирма «Vinnolit» является крупнейшим в Европе производителем ДХЭ, ВХМ и ПВХ, который ежегодно выпускает 650000 т ПВХ и 630000 т ВХМ, а имеет еще производства необходимого для этого сырья, т. е. хлора. Компания постоянно совершенствует и отрабатывает собственные технологии.

«Vinnolit Kunststoff GmbH» был образован в 1993 году как совместное предприятие с равным участием «Hoechst AG» и «Wacker Chemie GmbH». Новая компания применяет опыт обеих компаний-учредителей, которые вот почти уже 60 лет работают в области производства винилхлорида. В 2000 году компания «Advent International» приобрела компанию «Vinnolit». Она

является одной из крупнейших и наиболее опытных частных инвестиционных фирм мира.

С 1964 года лицензиар выдал лицензии на производство более 8,8 млн. т ДХЭ, ок. 5 млн. т ВХМ и 1,8 млн. т ПВХ-С.

Лицензиар и «Uhde» успешно сотрудничают уже более 40 лет, причем «Uhde» является эксклюзивным партнером компании «Vinnolit», предоставляющим услуги по базовому инжинирингу для технологий производства ДХЭ, ВХМ и ПВХ.

## ХАРАКТЕРИСТИКА СЫРЬЯ, ПОЛУПРОДУКТОВ И ГОТОВОГО ПРОДУКТА

Этилен (этен) - органическое химическое соединение, описываемое формулой  $C_2H_4$ . Является простейшим алкеном (олефином), изологом этана. При нормальных условиях - бесцветный горючий газ плотностью 1,178 кг/м<sup>3</sup> (легче воздуха) со слабым запахом. Частично растворим в воде (25,6 мл в 100 мл воды при 0 °С), этаноле (359 мл в тех же условиях). Хорошо растворяется в диэтиловом эфире и углеводородах. Содержит двойную связь и поэтому относится к ненасыщенным или непредельным углеводородам. Играет чрезвычайно важную роль в промышленности, а также является фитогормоном. Этилен - самое производимое органическое соединение в мире; общее мировое производство этилена в 2008 году составило 113 миллионов тонн и продолжает расти на 2-3 % в год. Этилен обладает наркотическим действием. Класс опасности - четвёртый.

Этилен стали широко применять в качестве мономера перед Второй мировой войной в связи с необходимостью получения высококачественного изоляционного материала, способного заменить поливинилхлорид. После разработки метода полимеризации этилена под высоким давлением и изучения диэлектрических свойств получаемого полиэтилена началось его производство сначала в Великобритании, а позднее и в других странах.

Основным промышленным методом получения этилена является пиролиз жидких дистиллятов нефти или низших насыщенных углеводородов. Реакция проводится в трубчатых печах при + 800-950 °С и давлении 0,3 МПа. При использовании в качестве сырья прямогонного бензина выход этилена составляет примерно 30 %. Одновременно с этиленом образуется также значительное количество жидких углеводородов, в том числе и ароматических. При пиролизе газойля выход этилена составляет примерно 15-25 %. Наибольший выход этилена - до 50 % - достигается при использовании в качестве сырья насыщенных углеводородов: этана, пропана и бутана. Их пиролиз проводят в присутствии водяного пара.

Винилхлорид (хлористый винил, хлорвинил, хлорэтилен, хлорэтен, этиленхлорид) — органическое вещество; бесцветный газ со слабым сладковатым запахом, имеющий формулу  $C_2H_3Cl$  и представляющий собой простейшее хлорпроизводное этилена. Вещество является чрезвычайно огне- и взрывоопасным, выделяя при горении токсичные вещества. Винилхлорид — сильный яд, оказывающий на человека канцерогенное, мутагенное и тератогенное действие.

Промышленное производство винилхлорида входит в первую десятку производства крупнейших многотоннажных продуктов основного органического синтеза; при этом почти весь производимый объём используется для дальнейшего синтеза поливинилхлорида (ПВХ), мономером которого и является винилхлорид.

Впервые винилхлорид был получен профессором химии Гиссенского университета Юстусом Либихом в 30-х годах XIX века действием на дихлорэтан спиртового раствора гидроксида калия.

Ученик Либиха французский химик Анри Виктор Реньо в 1835 году подтвердил открытие Либиха, впервые опубликовав об этом статью в издании *Annales de chimie et de physique*. Он же впервые обнаружил, что под действием света вещество превращается в белый порошок. Однако приоритет изобретения поливинилхлорида признают за немецким химиком Эугеном Бауманном, который в 1872 году открыл и описал процесс фотополимеризации винилхлорида.

Первое упоминание соединения «винилхлорид» было сделано немецким химиком Кольбе в 1854 году.

В 1912 году немецкий химик Фриц Клатте (нем. Fritz Klatte) получил винилхлорид по реакции ацетилен с хлороводородом.

Компания Greisheim Electron, где работал учёный, запатентовала в Германии этот метод и материал, получавшийся в результате полимеризации, однако не смогла найти ему практическое применение. Только в 1933 году после исследований американского учёного Уолдо Симона (англ. Waldo

Semon) (1926 год) компанией В.Ф. Goodrich был получен патент и разработано первое промышленное производство винилхлорида. К 1939 году началось коммерческое производство винилхлорида с целью выпуска ПВХ для военных нужд.

## ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### Технология производства ВХМ компании «Vinnolit»

Винилхлорид (ВХМ) получается из этилена и хлора и используется в качестве сырья для производства широко распространенного стандартного пластика ПВХ.

Рынок ПВХ (и следовательно ВХМ) продолжает расти вопреки прогнозам 80-х годов о вытеснении ПВХ другими видами пластмасс.

Это объясняется не только свойствами ПВХ и его многочисленными возможностями применения, но и технологическим прогрессом, связанным с ограничением выбросов и образующихся при производстве побочных продуктов. Темпы роста производства ПВХ составляют 4 – 5 % в год. В 2001 году в мире было выпущено около 38 млн. тонн ПВХ. В следующие годы ожидается прирост в размере 4 % в год.

Инжиниринговая компания «Uhde» включила технологию производства ВХМ в свой портфель технологий 40 лет тому назад, и на сегодняшний день она спроектировала и построила установки общей расчетной производительностью около 5 млн. т.

Лицензиаром технологии производства ВХМ выступает компания «VinTec» (технология бывшего концерна «Хёхст»). Высокий сегодняшний уровень технологии был достигнут за счет тесного сотрудничества компаний «Vinnolit» и «Uhde» по усовершенствованию технологии. Технология успешно применяется на установках компании «Vinnolit» в Гендорфе (Бавария) и в Кнапзаке (под Кёльном), которые ежегодно выпускают 630000 т ВХМ, а также на установках в других странах мира.

Основные особенности современной технологии компании «Vinnolit» для производства ВХМ заключаются в следующем:

#### **Высокая надежность работы:**

- надежное управление реакцией
- материалы и оборудование, проверенные временем
- система управления процессом на современном уровне техники

### **Высокая эффективность работы:**

- высокий выход продукции
- оптимизированные условия протекания реакции и оптимизированное управление реакцией
- низкое энергопотребление за счет рекуперации тепла реакции и отходящего газа
- рекуперация побочных хлоросодержащих продуктов и рециркуляция HCl газа
- длительный срок бесперебойной работы
- малое количество обслуживающего персонала
- низкие затраты на техобслуживание

### **Высочайший уровень экологической чистоты:**

- содержание ВХМ в воздухе рабочей зоны составляет  $\leq 1$  ppm ВХМ (средний годовой показатель)
- минимальные выбросы ВХМ
- малое количество сточных вод с содержанием ДХЭ/ВХМ  $\leq 1$  ppm
- использование внутри установки низкокипящих и высококипящих в сочетании с рециркуляцией HCl-содержащего газа и получением пара
- специальные устройства для предотвращения выбросов при остановке производства
- термическое обезвреживание отходящего газа

Ожидаемые расходные коэффициенты сырья и энергосредств на тонну ВХМ	
Этилен (100 %)	460 кг
Хлор (100 %)	585 кг
Кислород (100 %)	139 кг
Пар	125 кг
Электропотребление	120 кВт/ч
Охлаждающая вода	150 м <sup>3</sup>
Горючий газ	2720000 кДж

## Общее описание технологического процесса

Процесс получения мономера винилхлорида (ВХМ) из этилена протекает на трех стадиях.

В первой стадии дихлорэтан (ДХЭ; 1,2 дихлорэтан) получается за счет прямого хлорирования, на второй стадии за счет оксихлорирования. Обе реакции – экзотермические.

ДХЭ, полученный при прямом хлорировании без дополнительной очистки подается непосредственно в пиролизную печь.

ДХЭ, полученный в процессе оксихлорирования до подачи в пиролизную печь проходит через стадию очистки (дистилляцию ДХЭ).

На третьей стадии ДХЭ крекируется в пиролизной печи. Образовавшийся при этом ВХМ, а также HCl и непрореагировавший ДХЭ отделяются на стадии дистилляции ВХ. ВХ временно хранится в резервуаре, в то время как HCl возвращается на стадию оксихлорирования, а непрореагировавший ДХЭ в пиролизную печь.

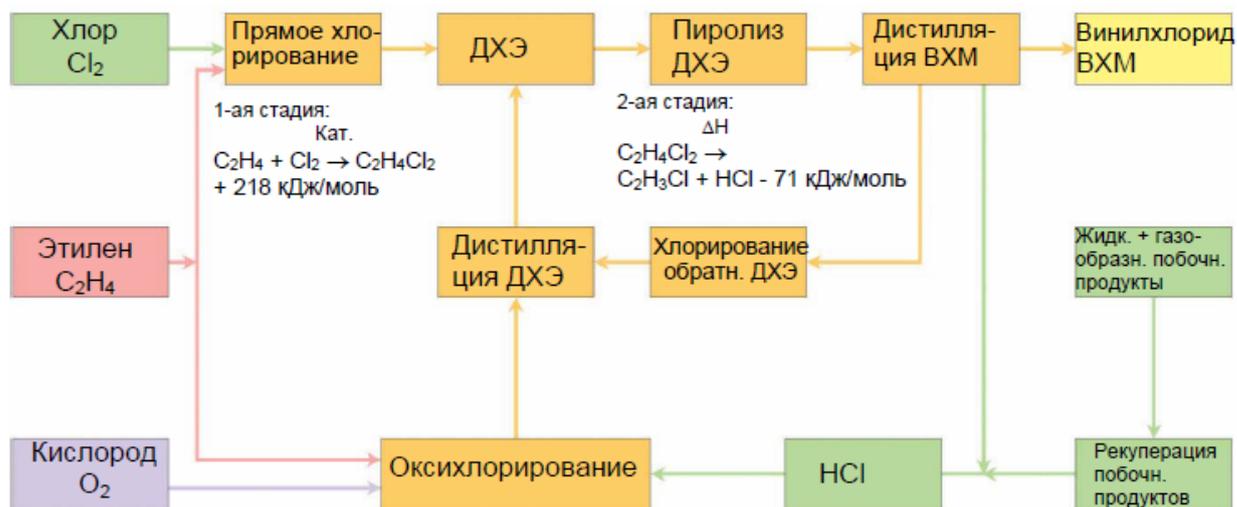
Образовавшаяся при этом технологическая вода очищается. Отходящие газы, содержащие загрязняющие вещества, и жидкие отходы подаются на стадию утилизации HCl и разделяются на HCl, CO<sub>2</sub> и воду.

За счет повторного использования рекуперированного HCl в процессе оксихлорирования достигается полное превращение подаваемого хлора.

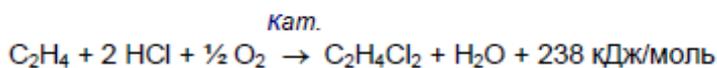
На схеме показаны отдельные стадии процесса, которые подробно описываются на следующих страницах.

### *Блок-схема установки по производству ВХМ*





3-ья стадия:



## Прямое хлорирование

Газообразный хлор полностью растворяется в относительно малом циркулирующем боковом потоке, выведенного в спускной части рециркуляционного контура, и охлаждается для повышения растворимости хлора.

Хлор добавляется к этому боковому потоку через впрыскивающее сопло. В зоне реакции стояка оба раствора перемешиваются и уже растворенные хлор и этилен реагируют при образовании ДХЭ в ходе быстротекущей жидкофазной реакции, что существенно уменьшает образование побочных продуктов.

В связи с низким статическим давлением в верхней части стояка, ДХЭ начинает кипятить. Полученный продукт и немного избыточного ДХЭ выводятся из емкости испарения и направляются в емкость продукта и в стриппер-испаритель для достижения качества товарного ДХЭ, если необходимо. Избыточный ДХЭ направляется обратно в основной контур реактора.

Таким образом, технология компании «Vinnolit» сочетает эффективное использование энергии высокотемпературного хлорирования (НТС) с

чистотой ДХЭ, типичной для низ-котемпературного хлорирования (LTC). Катализатор подается в контур реактора до пуска, и при нормальной работе больше не добавляется. Полученный дихлорэтан прямо подается в пиролизную печь.

В отличие от традиционных способов прямого хлорирования в процессе компании «Vinnolit» в качестве катализатора используется не  $FeCl_3$ , а комплексное неорганическое соединение. Катализатор подавляет образование побочных продуктов и обеспечивает более высокую селективность по ДХЭ.

В процессе прямого хлорирования ДХЭ получается в ходе сильно экзотермической реакции этилена с хлором.

Технология прямого хлорирования компании «Vinnolit» использует либо традиционный реактор, либо реактор кипящего типа при температурах от 80 до 120 °C и давлениях от 1 до 2,5 бар абс. Фактическая температура зависит от концепции установки.

При применении технологии реактора кипящего типа, основное новшество – инновационный реактор кипящего типа с конвекционным потоком естественной циркуляции в наружном контуре реактора. Реакция протекает в стояке U-образного контура. В отличие от других технологий, газообразный этилен уже полностью растворяется в нижней части стояка.

Технология отличается особой экологической чистотой, потому что

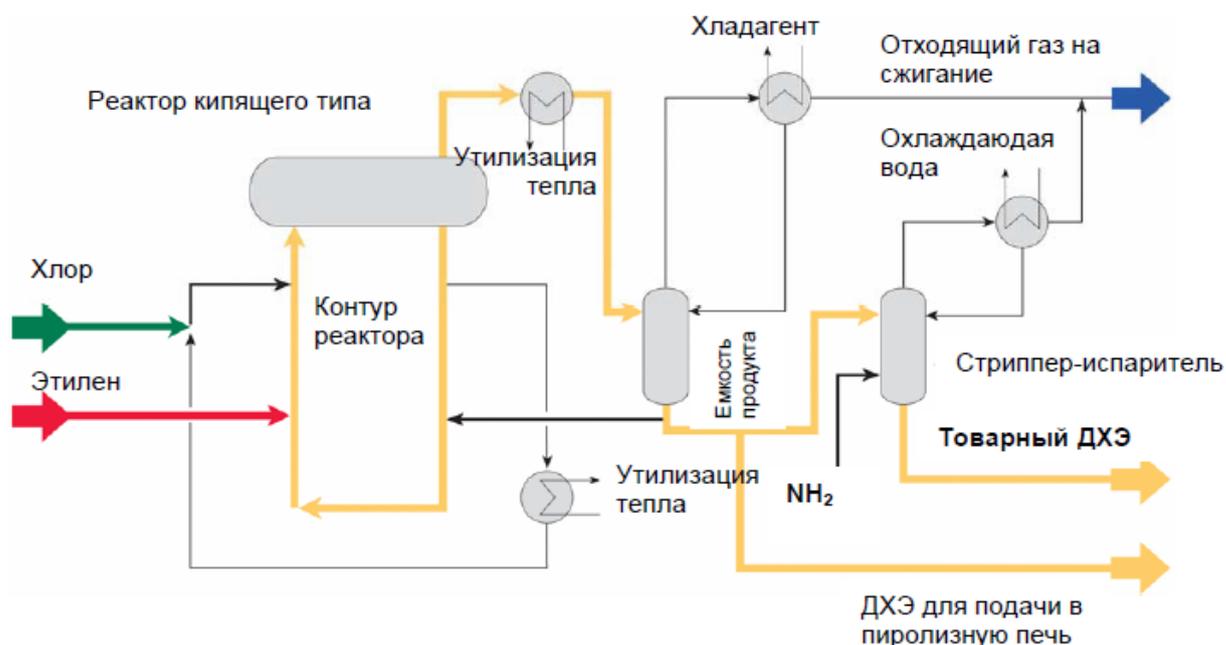
- образуются меньше высококипящих фракций
- образуется незначительное число низкокипящих компонентов (всего лишь некоторые ppm)
- отсутствует потребность в промывной воде
- нет выноса катализатора с продуктом.

Благодаря своей комплексной структуре катализатор не вызывает коррозию, поэтому можно использовать технологическое оборудование из углеродистой стали. Существующие установки могут быть легко переоборудованы.

Преимущества технологии – следующие:

- почти нет расхода катализатора
- высокий выход по ДХЭ
- высокая чистота сырого ДХЭ: 99,9 %
- использование реакционного тепла, например, для нагрева дистилляционных колонн, в результате чего расход пара на тонну ДХЭ уменьшается на 0,6 т.

### Прямое хлорирование с использованием реактора кипящего типа



### Оксихлорирование

На стадии оксихлорирования ДХЭ образуется в ходе сильно экзотермической каталитической реакции этилена с HCl и кислородом, но можно использовать и воздух.

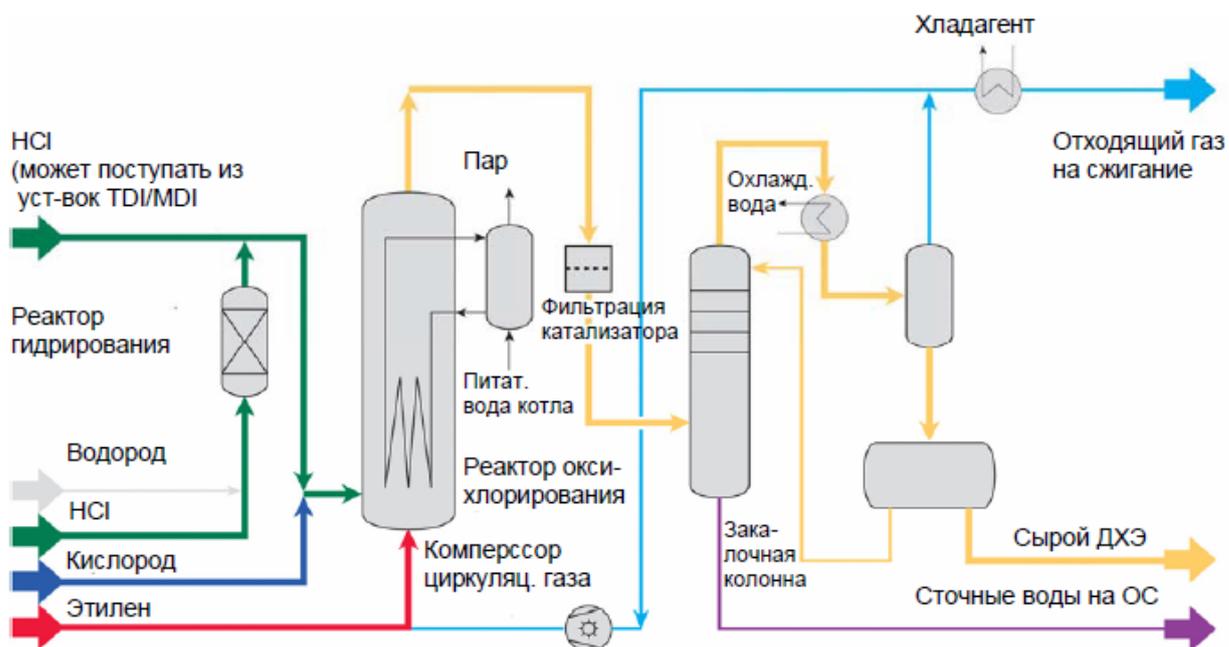
Реакция протекает в реакторе кипящего слоя, и реакционное тепло используется для получения пара. В последующей закалочной колонне часть газообразной реакционной воды, которая покидает реактор вместе с ДХЭ, удаляется конденсацией. Реакционная вода затем подается на очистку для удаления остаточных хлорированных углеводородов.

При дальнейшем охлаждении реакционных газов охлаждающей водой и хладагентом сырой ДХЭ удаляется за счет конденсации и подается на

стадию дистилляции, где ДХЭ очищается до чистоты, необходимой для подачи в пиролизную печь.

### Оксихлорирование с использованием кислорода

В предпочитаемом нами способе оксихлорирования в качестве окислителя используется кислород. Установки оксихлорирования компании «Vinnolit» могут использовать кислород, полученный либо в агрегатах разделения воздуха либо в установках короткоциклового адсорбции (кислород КЦА). В реакторе катализатор псевдооживается с помощью циркуляционного газа. Кислород подается в количестве, обеспечивающем концентрацию циркуляционного газа ниже предела воспламенения (режим с низкой концентрацией кислорода). Малый поток отходящего газа с инертными компонентами и окисью углерода, который образуется при этом, подается на стадию рециркуляции HCl без дополнительной очистки. В реакторе кипящего слоя реакционная смесь из  $C_2H_4$ , HCl и  $O_2$  каталитически превращается в ДХЭ в ходе сильно экзотермической реакции, протекающей при  $T > 200\text{ }^\circ\text{C}$ . Тепло отводится через внутренние охлаждающие змеевики и утилизируется для получения пара. Независимо от нагрузки полученный пар имеет постоянный уровень давления.



Отличное распределение по кипящему слою позволяет сохранять постоянную температуру, обеспечивает образование незначительного количества побочных продуктов и оптимальное управление процессом. Реакционные газы проходят через фильтр, в котором мелкие частицы катализатора отделяются от газа. Для удаления реакционной воды горячие реакционные газы закаливаются, и ДХЭ конденсируется захлажденной водой в многоступенчатом конденсаторе. Сырой ДХЭ очищается до чистоты, необходимой для подачи в пиролизную печь.

Полученная реакционная вода направляется на очистные сооружения (ОС), где удаляются малые количества хлорированных углеводородов, содержащиеся в ней.

Современная технология оксихлорирования компании «Vinnolit» имеет следующие отличительные черты:

- хорошее распределение тепла в реакторе кипящего слоя без образования мест перегрева
- простое оборудование
- реактор и охлаждающие змеевики из углеродистой стали
- чистота сырого ДХЭ - 99,6 %
- чистота ДХЭ на выходе дистилляции низкокипящих фракции - 99,8 %
- высокая степень конверсии  $C_2H_4$  в ДХЭ: 99,0 %
- при применении кислорода количество отходящего газа составляет 1 % от объема газа с использованием воздуха
- низкий расход катализатора
- мелкие частицы катализатора удаляются либо очисткой сточных вод либо фильтрацией катализатора
- высокая гибкость работы установки
- возможность получения пара 10 бар для дистилляции
- высокий стандарт безопасности в связи с тем, что содержание кислорода составляет менее 1 %.

## *Одностадийный процесс синтеза винилхлорида из этилена*

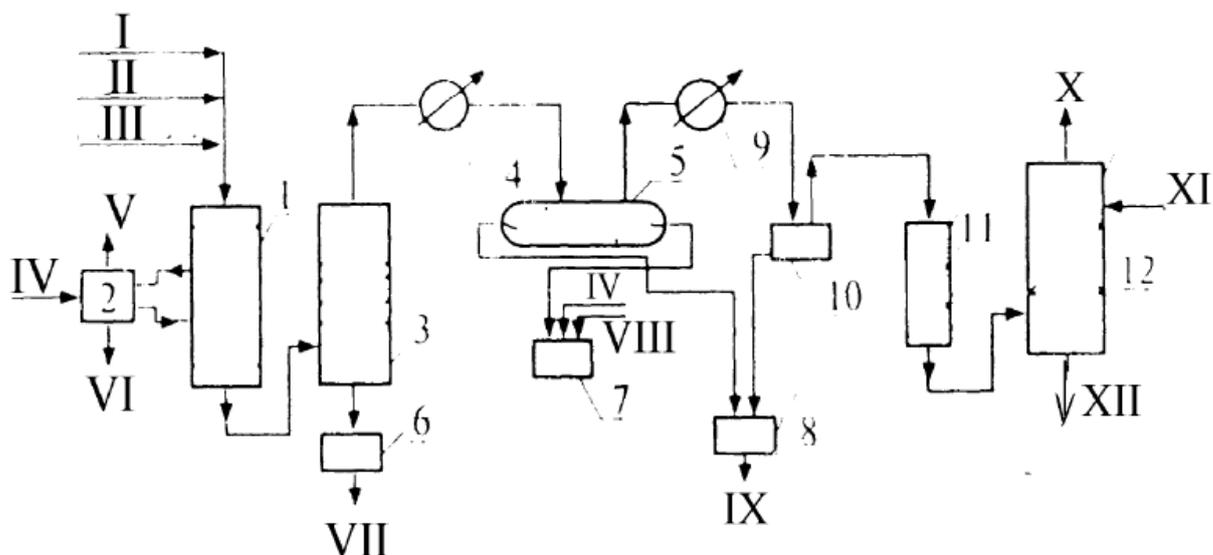
### *(процесс фирмы "Стаффер")*

Фирма "Стаффер" осуществила одностадийный процесс термохлорирования этилена до винилхлорида при 625-775 К и давлении 0,35-1,4 МПа. В качестве катализаторов термохлорирования этилена использовались железо, щелочные и щелочноземельные металлы и их оксиды, хлорид меди в смеси с асбестом, расплавы хлоридов меди и другие композиции. Объединение стадий хлорирования и пиролиза (термохлорирование) представляет некоторые трудности, так как параметры этих процессов существенно различаются. Разработанный для термохлорирования реактор состоит из трех секций, в одной из которых происходит пиролиз дихлорэтана, поступающего из реактора оксихлорирования, во второй - термохлорирование этилена до винилхлорида и дихлорэтана, а в третьей - завершается пиролиз дихлорэтана, непревратившегося в первых двух секциях.

Одним из недостатков описанной выше технологической схемы получения винилхлорида является ее многостадийность. Значительные трудности связаны с процессом термического дегидрохлорирования дихлорэтана вследствие затрат большого количества тепла и образования побочных продуктов: ацетилен, бутадиена, хлоропрена, а также интенсивного смоло- и коксообразования.

Естественным путем снижения энергии активации и, соответственно, температуры процесса является применение катализаторов. Кроме того, в самом сбалансированном процессе скрыта возможность использования тепла экзотермической реакции оксихлорирования этилена (238,8 кДж/моль) для осуществления эндотермической реакции дегидрохлорирования дихлорэтана (71,2 кДж/моль). Очевидно, что можно совместить эти процессы в одной реакционной зоне либо сбалансировать их по теплообмену.

Принципиальная технологическая схема совмещенного процесса представлена на рис. 5.



**Рис. 5. Принципиальная технологическая схема совмещенного процесса получения винилхлорида из этилена**

1 - реактор; 2 - котел-утилизатор; 3 - закалочная колонна; 4,9 - холодильники; 5, 10 - сепараторы; 6, 8, 14 - сборники; 7 - смеситель; 11 - скруббер; 12 - абсорбционная колонна.

Потоки: I - этилен; II - хлорид водорода; III - воздух; IV – вода; V – пар; VI – слив; VII – щелочной раствор; VIII – NaOH; IX – дихлорэтан на отмывку; X – абгазы; XI – дихлорэтан; XII – смесь дихлорэтана и винилхлорида.

Совмещенный процесс получения винилхлорида протекает в кожухотрубном реакторе на стационарном слое катализатора. В реактор 1, заполненный катализатором, под давлением 0,4 МПа подают этилен, хлорид водорода и воздух, подогретые до 423 К. Реакция протекает при 623 К. Основные показатели процесса приведены ниже.

Селективность по винилхлориду, %.....	54
Селективность по СО и СО <sub>2</sub> , %.....	5
Степень конверсии, %	
этилена .....	76
хлорида водорода .....	66
кислорода .....	91

Процесс получения винилхлорида состоит из двух основных стадий: прямого хлорирования этилена и совмещенного процесса окислительного хлорирования этилена и пиролиза дихлорэтана.

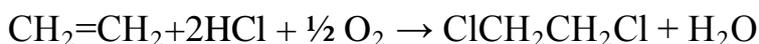
В ходе реакции в реакторе 1 происходит выделение тепла, для снятия которого в межтрубное пространство подается теплоноситель. Регенерация теплоносителя осуществляется в котле-утилизаторе 2. Выходящие из реактора реакционные газы, содержащие органический продукты (винилхлорид, 1,2-дихлорэтан, этилхлорид, дихлорэтилены и др.), оксиды углерода, пары воды, азот и непрореагировавшие этилен, хлорид водорода, кислород при 623 К поступают в куб закалочной колонны 3. Температура газов в колонне снижается до 383-393 К.

Охлажденные и нейтрализованные газы из верхней части закалочной колонны 3 поступают в конденсатор 4, в котором происходит частичная конденсация влаги и дихлорэтана. Конденсат поступает на разделение фаз в аппарат 5, из которого дихлорэтан направляется в сборник дихлорэтана сырца 8, а вода - в смеситель 7 для приготовления раствора щелочи. Газовый поток, содержащий винилхлорид, этилен, не сконденсировавшиеся органические продукты, влагу, инертные газы, поступает в холодильник 9, в котором охлаждается до 278 К, проходит через сепаратор 10 и скруббер 11, где высушивается до содержания влаги 10-20 частей на 1 млн. и далее направляется в абсорбционную колонну 12. При суммарной степени превращения этилена в винилхлорид, равной 89%, процесс становится конкурентоспособным по отношению к традиционному сбалансированному процессу.

## МАТЕРИАЛЬНЫЙ РАСЧЕТ

### Материальный расчет

Исходные данные:



$$G_1 = 3,7 \text{ кг/с} = 13320 \text{ кг/ч} = 106560 \text{ т/г};$$

Годовой фонд рабочего времени 8000 ч;

Потери 1,2 – дихлорэтана на последующих стадиях 2,5%;

Степень конверсии этилена 0,97;

Селективность по 1,2 – дихлорэтаноу в расчете на этилен 0,93;

Состав технического этилена: метан – 3,000; этилен – 95,000; этан – 2,000;

Степень конверсии хлороводорода 0,987;

Состав технического хлороводорода [ ]: хлор – 0,20; водород – 0,47; азот – 0,74; хлороводород – 98,16; этан – 0,24; тетрахлорэтилен – 0,10; 1,2 – дихлорэтан – 0,09;

Последовательность расчета :

- определяют расход технического этилена и его состав;
- рассчитывают изменение состава газовой смеси в процессе окислительного хлорирования;
- определяют расход хлороводорода и состав технического хлороводорода;
- рассчитывают расход воздуха;
- уточняют состав продуктов окислительного хлорирования и составляют материальный баланс стадии.

Часовая производительность установки по 100% - му 1,2 – дихлорэтаноу:

$$3,7 \times 3600 = 13320 \text{ кг/ч}$$

В реакторе оксихлорирования необходимо получить 1,2 – дихлорэтаноу (с учетом потери 2,5% 1,2 – дихлорэтаноу на последующих стадиях):

$(13320 \times 100) / (100,0 - 2,5) = 13662 / 99 = 138 \text{ КМоль/ч}$ , где 99 – молярная масса дихлорэтаноу, г/Моль.

Расход этилена с учетом селективности процесса:  $138/0,93 = 148,387$  КМоль/ч.

В реактор оксихлорирования необходимо подать: 100% - го этилена с учетом степени конверсии:  $148,387/0,97 = 152,976$  КМоль/ч;

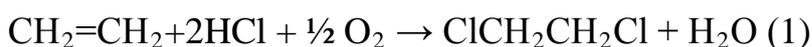
Технического этилена:  $152,976/0,95 = 161,027$  КМоль/ч.

Состав технического этилена по компонентам ( поток 1):

Таблица 1

	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Σ
x <sub>i</sub> , %	3	95	2	100
n <sub>T</sub> , КМоль/ч	4,831	152,976	3,220	161,027
m <sub>T</sub> , кг/ч	77,3	4283,3	96,6	4457,2
w <sub>i</sub> , %	1,734	2,167	2,167	100,000

По целевой реакции



Образуется:

- 1,2 – дихлорэтана: 138 КМоль/ч или 13662 кг/ч;
- Водяного пара: 138 КМоль/ч или 2484кг/ч;

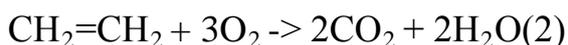
Расходуется:

- Этилена: 138 КМоль/ч или 3864 кг/ч;
- Хлороводорода:  $2 \times 138 = 276$  КМоль/ч или 10074 кг/ч;
- Кислорода:  $0,5 \times 138 = 69$  КМоль/ч или 2208 кг/ч;

Расход этилена на побочные реакции:

$$148,387 - 138 = 10,387 \text{ КМоль/ч};$$

По реакции



Реагирует 63% этилена (по экспериментальным данным) от общего его расхода на побочные реакции, что составляет:

$$0,63 \times 10,387 = 6,544 \text{ КМоль/ч или } 183,2 \text{ кг/ч};$$

Расходуется кислорода:

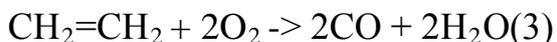
$$3 \times 6,544 = 19,632 \text{ КМоль/ч или } 628,2 \text{ кг/ч};$$

Образуется:

Диоксида углерода:  $2 \times 6,544 = 13,088$  КМоль/ч или 525,9 кг/ч;

Водяного пара: 13,088 КМоль/ч или 235,6 кг/ч;

По реакции



Реагирует 30% этилена, что составляет:

$0,3 \times 10,387 = 3,116$  КМоль/ч или 87,3 кг/ч;

Расход кислорода:

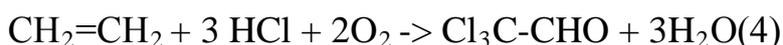
$2 \times 3,116 = 6,232$  КМоль/ч или 199,4 кг/ч;

Образуется:

Оксида углерода: 6,232 КМоль/ч или 174,5 кг/ч;

Водяного пара: 6,232 КМоль/ч или 112,2 кг/ч;

По реакции



Реагирует 4% этилена, что составляет:

$0,04 \times 10,387 = 0,415$  КМоль/ч или 11,6 кг/ч;

Расходуется:

Хлороводорода:  $3 \times 0,415 = 1,245$  КМоль/ч или 45,4 кг/ч;

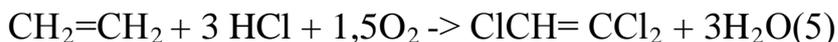
Кислорода:  $2 \times 0,415 = 0,830$  КМоль/ч или 26,6 кг/ч;

Образуется:

Хлораля ( трихлорацетальдегида): 0,415 КМоль/ч или 61,2 кг/ч;

Водяного пара: 1,245 КМоль/ч или 22,4 кг/ч

По реакции



Реагирует 2,5% этилена, что составляет:

$0,025 \times 10,387$  КМоль/ч или 7,3 кг/ч;

Расходуется:

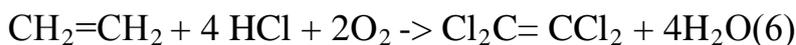
Хлороводорода:  $3 \times 0,260 = 0,780$  КМоль/ч или 28,5 кг/ч;

Кислорода:  $1,5 \times 0,260 = 0,390$  КМоль/ч или 12,5 кг/ч;

Образуется:

Трихлорэтилена: 0,260 КМоль/ч или 34,9 кг/ч;

Водяного пара: 0,780 КМоль/ч или 14,0 кг/ч;



Реагирует 0,5% этилена, что составляет:

$0,005 \times 10,387 = 0,052$  КМоль/ч или 1,5 кг/ч;

Расходуется:

Хлороводорода:  $4 \times 0,052 = 0,208$  КМоль/ч или 7,6 кг/ч;

Кислорода:  $2 \times 0,052 = 0,104$  КМоль/ч или 3,3 кг/ч;

Образуется:

Тетрахлорэтилена: 0,052 КМоль/ч или 8,6 кг/ч;

водяного пара: 0,208 КМоль/ч или 3,7 кг/ч

Расход хлороводорода по реакциям 1, 4 – 6:

$276 + 1,245 + 0,780 + 0,208 = 278,233$  КМоль/ч или 10155,5 кг/ч;

Селективность процесса в расчете на хлороводород:

$276/278,233 = 0,992$  или 99,2%

Расход хлороводорода с учетом его степени конверсии:

$278,233/0,997 = 279,0$  КМоль/ч или 10186,1 кг/ч;

Остается хлороводорода в продуктах реакции:

$279,070 - 278,233 = 0,837$  КМоль/ч или 30,6 кг/ч;

Выход 1,2 – дихлорэтана в расчете на поданный хлороводород:

$276/279,070 = 0,99$  или 99%

Расход технического хлороводорода с учетом его состава:

$279,070/0,9816 = 284,301$  КМоль/ч;

Состав технического хлороводорода по компонентам (поток2):

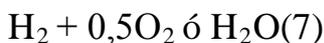
Таблица 2

	Cl <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	HCl	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	Σ
x <sub>i</sub> , %	0,20	0,47	0,74	98,16	0,24	0,10	0,09	100,00
n <sub>T</sub> , КМоль/ч	0,569	1,336	2,104	279,07	0,682	0,284	0,256	284,301

m <sub>T</sub> , кг/ч	40,4	2,7	58,9	10186,1	20,5	47,1	25,3	10381
-----------------------	------	-----	------	---------	------	------	------	-------

1,2 – дихлорэтан, присутствующий в техническом хлороводороде, терется на последующих стадиях.

По реакции



Расходуется:

Водорода: 1,336 КМоль/ч или 2,7 кг/ч;

Кислорода:  $0,5 \times 1,336 = 0,668$  КМоль/ч или 21,4 кг/ч;

Образуется водяного пара: 1,336 КМоль/ч или 24,0 кг/ч;

Расход кислорода по реакциям 1 – 7:

$69 + 19,632 + 6,232 + 0,830 + 0,260 + 0,104 + 0,668 = 96,726$  КМоль/ч или 3095,2 кг/ч;

Расход кислорода с учетом коэффициента избытка воздуха:

$96,726 \times 1,25 = 120,908$  КМоль/ч или 3869,1 кг/ч;

Остается кислорода в продуктах реакции:

$120,908 - 96,726 = 24,182$  КМоль/ч или 773,8 кг/ч;

С воздухом поступает азота:

$120,908 \times 0,79/0,21 = 454,844$  КМоль/ч или 12735,6 кг/ч;

Где 0,79 и 0,21 – объемная (молярная) доля азота и кислорода в сухом воздухе.

Всего подают воздуха (поток 3) :

$120,908 + 454,844 = 575,752$  КМоль/ч или 16696,8 кг/ч;

В продуктах реакции (с учетом состава потоков 1 и 2) содержится:

Азота:  $2,104 + 454,844 = 456,948$  КМоль/ч или 12794,5 кг/ч;

Этилена:  $152,976 - 148,387 = 4,589$  КМоль/ч или 128,5 кг/ч;

Этана:  $3,220 + 0,682 = 3,902$  КМоль/ч или 117,1 кг/ч;

Тетрахлорэтилена:  $0,284 + 0,052 = 0,336$  КМоль/ч или 55,8 кг/ч;

1,2 – дихлорэтана:

$138 + 0,256 = 138,256$  КМоль/ч или 13687,3 кг/ч;

Водяного пара (образуется по реакциям 1-7):

$138 + 13,088 + 6,232 + 0,780 + 0,208 + 1,336 = 160,889$  КМоль/ч или 2898,0 кг/ч;

Составляем материальный баланс стадии окислительного хлорирования 1,2 – дихлорэтана.

Таблица 3

Входит	КМоль/ч	Кг/ч	Выходит	КМоль/ч	кг/ч
Технический этилен (поток 1):			Продукты реакции (поток 4)		
СН <sub>4</sub>	4,831	77,3	Сl <sub>2</sub>	0,569	40,4
С <sub>2</sub> Н <sub>4</sub>	152,976	4283,3	Н <sub>2</sub>	456,948	12794,5
С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub>	3,220	96,6	О <sub>2</sub>	24,182	773,8
Итого...	161,027	4457,2	СО	6,232	174,5
Технический хлороводород (поток 2):			СО <sub>2</sub>	13,088	525,9
Сl <sub>2</sub>	0,569	40,4	НСl	0,837	30,6
Н <sub>2</sub>	1,336	2,7	Н <sub>2</sub> О	160,889	2896,0
Н <sub>2</sub>	2,104	58,9	СН <sub>4</sub>	4,831	77,3
НСl	279,070	10186,1	С <sub>2</sub> Н <sub>4</sub>	4,589	128,5
С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub>	0,682	20,5	С <sub>2</sub> Н <sub>6</sub>	3,902	117,1
С <sub>2</sub> Сl <sub>4</sub>	0,284	47,1	С <sub>2</sub> Сl <sub>4</sub>	0,336	55,8
С <sub>2</sub> Н <sub>4</sub> Сl <sub>2</sub>	0,256	25,3	С <sub>2</sub> Н <sub>4</sub> Сl <sub>2</sub>	138,256	13687,3
Итого...	284,301	10381	ССl <sub>3</sub> СНО	0,415	61,2
Воздух (поток 3)			СНСl=ССl <sub>2</sub>	0,260	34,9
Н <sub>2</sub>	454,844	12735,6			
О <sub>2</sub>	120,908	3869,1			
Итого...	575,752	16696,8			

Всего...	1021,081	31535	Всего...	815,074	31397,8
----------	----------	-------	----------	---------	---------

Расчет основных расходных коэффициентов. Расходные коэффициенты (в кг/кг) рассчитывают по данным таблицы 3:

По этилену:  $4283,3/13662 = 0,314$ ;

По хлороводороду:  $10186,1/13662 = 0,546$ ;

По техническому этилену:  $4457,2/13662 = 0,326$ ;

По техническому хлороводороду:  $10381/13662 = 0,760$ ;

По воздуху:  $16696,8/13662 = 1,222$ .

# ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОСНОВНОГО ОБОРУДОВАНИЯ

## Технологический расчет реактора

Назначение, устройство и основные размеры.

Определение числа реакторов

Реактор представляет собой стальной вертикальный цилиндрический аппарат, футерованный изнутри торкретбетонным покрытием. Для равномерного распределения технологического воздуха по сечению реактора в нижней части его предусмотрена сферическая тарелка с патрубками, направленными вниз. Распределительное устройства для смеси этилена с хлороводородом состоит из патрубков, направленных также вниз и входящих в патрубки для воздуха. Таким образом достигают достаточной степени перемешивания реагентов и создают восходящий поток для образования псевдооживленного слоя катализатора.

Для снятия избыточного тепла предусмотрен вертикальный змеевик, в трубы которого подают циркулирующий (под давлением) и частично испаряющийся водяной конденсат. В верхнюю часть реактора вмонтирован трехступенчатый циклон для улавливания катализаторной пыли из газообразных продуктов реакции.

Исходные данные:

Температура процесса 220 С;

Давление в реакторе 0,35 МПа;

Характеристика катализатора:

Средний диаметр частиц катализатора 150 мкм;

Плотность катализатора (кг/м<sup>3</sup>):

Частиц  $\rho = 1750$ ; насыпная  $\rho_n = 1050$ .

Площадь сечения реактора определяют из соотношения

$S = V_T / w_p$ , где

$S$  – площадь сечения реактора, м<sup>2</sup>;

$V_T$  – объемный расход газовой смеси в условиях процесса, м<sup>3</sup>/с;

$w_p$  - рабочая скорость газовой смеси, м/с.

Объемный (усредненный) расход газовой смеси при температуре 273 К и давлении 101325 Па:

$$V_0 = [(1025,081 + 815,074) \times 22,4] / (2 \times 3600) = 5,725 \text{ м}^3/\text{с},$$

Где 1025,081 и 815,074 – количество газовой смеси на входе и выходе, КМоль/ч (см.табл.3).

Объемный расход газовой смеси при температуре  $220 + 273 = 493\text{К}$  и давлении 35000 Па:

$$V_T = 5,725(493 \times 101325) / (273 \times 35000) = 29,93 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Плотность газовой смеси в условиях процесса:

$$\rho_T = m_T / V_T = 31535 / (3600 \times 29,93) = 0,29 \text{ кг/м}^3.$$

Рабочая скорость газовой смеси должна находиться в пределах:

$$w_{кр} < w_p < w_y, \text{ где}$$

$w_{кр}$  и  $w_y$  - скорости начала псевдооживления (критическая скорость) и уноса частиц из зоны реакции, м/с.

Критическую скорость определим по формулам:

$$w_{кр} = Re_{кр} \mu_{см} / (\rho_T d_э); Re_{кр} = Ar / (1400 + 5,22) \sqrt{Ar};$$

$$Ar = [d_э \rho_T / (\rho - \rho_T) g] / \mu_{см}, \text{ где}$$

$d_э$  – эквивалентный диаметр частицы катализатора, м;

$\rho_T$  – плотность газовой смеси в условиях процесса, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho$  – плотность частиц катализатора, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_{см}$  – динамическая вязкость газовой смеси при температуре 220 С, Па·с;

$Re_{кр}$  – критерий Рейнольдса, соответствующий скорости псевдооживления;

$Ar$  – критерий Архимеда.

При расчете динамической вязкости газовой смеси для упрощения расчета в поток «дихлорэтан» включают хлорорганические соединения, хлор, хлороводород:

$$X_{C_2H_4Cl_2} = 0,04 + 0,05 + 0,03 + 0,11 + 0,07 + 17,68 = 17,98\%;$$

В поток «метан» включают все углеводороды:

$$X_{CH_4} = 0,24 + 0,32 + 0,23 = 0,79\%.$$

Расчет динамической вязкости газовой смеси

Компонент	$M_i$	$x_i$ , доли ед.	$M_i x_i$	$\mu_i \times 10^7$ , Пахс	$(M_i x_i / \mu_i) \times 10^7$
$N_2$	28	0,5602	15,686	253	0,06200
$O_2$	32	0,0296	0,947	232	0,00408
CO	28	0,0068	0,190	252	0,00075
$CO_2$	44	0,0142	0,625	234	0,00267
$H_2O$	18	0,2015	3,627	168	0,02159
$C_2H_4Cl_2$	99	0,1798	17,800	143	0,12448
$CH_4$	16	0,0079	0,126	166	0,00076
Сумма		1,0000	39,001		0,21633

Динамическую вязкость компонентов газовой смеси при температуре 220С находят по справочнику. Расчет динамической вязкости газовой смеси приведен в таблице 4.

$$\mu_{см} = (39,001/0,21633) \times 10^{-7} = 180 \times 10^{-7} \text{ Пахс.}$$

Критерий Архимеда:

$$Ar = [(150 \times 10^{-6})^3 \times 0,29 \times (1750,00 - 0,29) \times 9,81] / (180 \times 10^{-7})^2 = 51,9.$$

Критерий Рейнольдса соответствующий скорости псевдооживления:

$$Re_{кр} = 51,9 / (1400 + 5,22\sqrt{51,9}) = 0,036.$$

Критическая скорость (скорость псевдооживления):

$$w_{кр} = (0,036 \times 180 \times 10^{-7}) / (0,29 \times 150 \times 10^{-6}) = 0,001 \text{ м/с.}$$

Для расчета скорости уноса частиц  $w_y$  используют следующее соотношение:

$$w_y / w_{кр} = (1400 + 5,22\sqrt{Ar}) / (18 + 0,61\sqrt{Ar}).$$

$$w_y = [0,001(1400 + 5,22\sqrt{51,9})] / (18 + 0,61\sqrt{51,9}) = 0,064 \text{ м/с.}$$

Условие образования псевдооживленного слоя:

$$w_y / w_{кр} = 0,064 / 0,001 = 64.$$

Так как частицы катализатора достаточно мелкие, то для осуществления процесса в реакторе диаметром 3,0 – 3,6 м принимают число псевдооживления  $K_w = 26$ . Рабочая скорость катализатора:

$$w_p = K_w w_{кр} = 26 \times 0,001 = 0,026 \text{ м/с.}$$

Порозность псевдооживленного слоя находят по формуле:

$$\varepsilon = (\varepsilon_0 + 0,9\Delta w)/(1 + 0,9\Delta w),$$

где  $\varepsilon_0$  – порозность неподвижного слоя.

Для принятого катализатора:

$$\varepsilon_0 = 1 - \rho_n / \rho = 1 - 1050 / 1750 = 0,4;$$

$$\Delta w = w_p - w_{кр} = 0,026 - 0,001 = 0,025 \text{ м/с};$$

$$\varepsilon = (0,4 + 0,9 \times 0,025) / (1 + 0,9 \times 0,025) = 0,41.$$

Действительная скорость газовой смеси в свободном сечении слоя:

$$w_d = w_p / \varepsilon = 0,026 / 0,41 = 0,06 \text{ м/с}.$$

Площадь сечения реактора:

$$S = 29,93 / 0,026 = 1151,2 \text{ м}^2$$

Внутренний диаметр реактора (без футеровки) :

$$D = 1,13\sqrt{1151,2} = 38,3 \text{ м}.$$

Использовать для осуществления процесса реактор такого диаметра нецелесообразно, так как сложно распределить восходящий газовый поток по его сечению.

## Тепловой расчет Тепловой расчет реактора

Исходные данные:

Материальные потоки – см. таблицу 3.

Технический этилен -  $161,027/(3600 \times 2) = 0,0224$  кмоль/с;

Технический хлороводород -  $284,301/(3600 \times 2) = 0,0395$  кмоль/с;

Воздух –  $16\,696,80/(3600 \times 2) = 2,319$  кмоль/с;

Продукты реакции -  $815,074/(3600 \times 2) = 0,1132$  кмоль/с;

Температура в градусах Цельсия (С) : технического этилена – 125;

технического хлороводорода – 160; воздуха – 150; продуктов реакции – 220.

Цель расчета – определение количества теплоты, отводимой кипящим конденсатом.

Уравнение теплового баланса в общем виде:

$$\Phi_1 + \Phi_2 + \Phi_3 + \Phi_4 = \Phi_5 + \Phi_6 + \Phi_{\text{пот}},$$

где  $\Phi_1, \Phi_2, \Phi_3, \Phi_5$  – тепловые потоки технического этилена, технического хлороводорода, воздуха и продуктов реакции соответственно, кВт;  $\Phi_4$  – теплота экзотермических реакций;  $\Phi_6$  – теплота, отводимая кипящим конденсатом, кВт;  $\Phi_{\text{пот}}$  – теплопотери в окружающую среду, кВт.

Для определения значений  $\Phi_1, \Phi_2, \Phi_5$  рассчитывают средние молярные теплоемкости технического этилена при  $T_1=125+273 = 398\text{K}$ , технического хлороводорода при  $T_2=160+273 = 433\text{K}$ , и продуктов реакции при  $T_3=220+273 = 493\text{K}$ . Значения теплоемкостей находят по справочнику. Для упрощения расчета в поток «дихлорэтан» включены галогеносодержащие органические соединения.

Расчет средних молярных теплоемкостей:

Таблица 5

	$x_i, \%$	$C_i$ Дж/( мольхК)	$C_i x_i/100,$ Дж/( мольхК)
Технический этилен			
$\text{CH}_4$	3	41,27	1,2381

C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	95	53,88	51,1860
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2	66,28	1,3256
Σ	100		53,7497
Хлороводород			
Cl <sub>2</sub>	0,20	35,80	0,0716
H <sub>2</sub>	0,47	28,96	0,1361
N <sub>2</sub>	0,74	29,13	0,2156
HCl	98,16	29,10	28,5646
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,24	70,72	0,1697
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,19	94,92	0,1803
Σ	100		29,3379
Продукты реакции			
Cl <sub>2</sub>	0,07	36,19	0,0253
N <sub>2</sub>	56,02	29,98	16,7948
O <sub>2</sub>	2,96	31,58	0,9348
CO	0,68	30,24	0,2056
CO <sub>2</sub>	1,42	45,09	0,6403
HCl	0,11	29,25	0,0322
H <sub>2</sub> O	20,15	35,42	7,1371
CH <sub>4</sub>	0,23	46,89	0,1078
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,32	62,26	0,1992
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,24	78,02	0,1872
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	17,80	101,40	18,0492
Σ	100		44,3135

Тепловые потоки:

Технического этилена (поток 1):

$$\Phi_1 = 0,0224 \times 53,7497 \times 125 = 150,50 \text{ кВт};$$

Технического хлороводорода (поток 2):

$$\Phi_2 = 0,0395 \times 29,3379 \times 160 = 185,42 \text{ кВт};$$

Воздуха (поток 3):

$$\Phi_3 = 2,319 \times 1,019 \times 150 = 354,46 \text{ кВт};$$

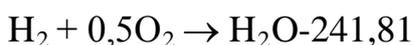
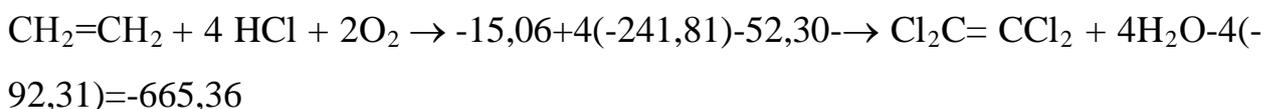
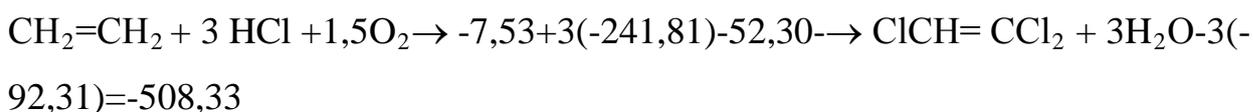
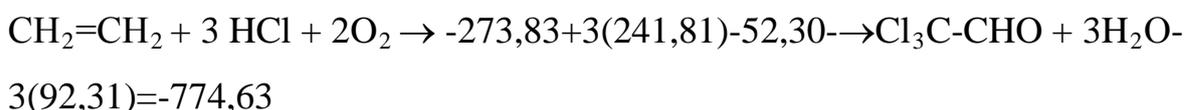
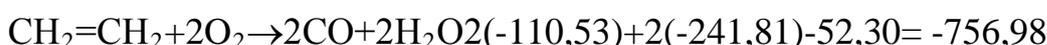
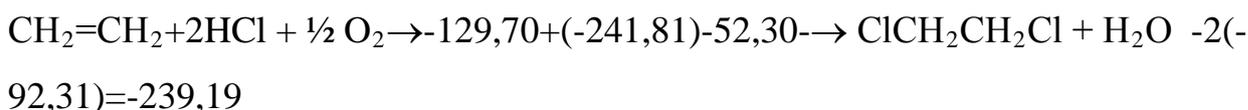
где 1,019 – удельная теплоемкость воздуха при 150 С.

Продуктов реакции (поток 4):

$$\Phi_5 = 0,1132 \times 44,3135 \times 220 = 1103,58 \text{ кВт}.$$

Рассчитывают теплоты реакций (в кДж/моль):

Реакция



Теплота экзотермических реакций:

$$\Phi_4 = [1000 / (2 \times 3600)] (138 \times 239,19 + 6,544 \times 1322,94 + 3,116 \times 756,98 +$$

$$+ 0,415 \times 774,63 + 0,260 \times 508,33 + 0,052 \times 665,36 + 1,336 \times 241,81) =$$

$$= (1000 \times 44835,58) / (2 \times 3600) = 6227,16 \text{ кВт}.$$

Общий приход теплоты:

$$\Phi_{\text{прих}} = 150,50 + 185,42 + 354,46 + 6227,16 = 6917,54 \text{ кВт}.$$

Принимают, что теплотери в окружающую среду составляют 5% от общего прихода теплоты:

$$\Phi_{\text{пот}} = 0,05 \times 6917,54 = 345,88 \text{ кВт}.$$

Определяют количество теплоты, отводимой кипящим конденсатом:

$$\Phi_6 = \Phi_{\text{прих}} - \Phi_5 - \Phi_{\text{пот}} = 6917,54 - 1103,58 - 345,88 = 5468,08 \text{ кВт}.$$

Составляют тепловой баланс реактора (табл. 6)

Таблица 6

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Тепловой поток технического этилена	150,50	2,2	Тепловой поток продуктов реакции	1103,58	16,0
Тепловой поток технического хлороводорода	185,42	2,7	Теплота, отводимая кипящим конденсатом	5468,08	79,0
Тепловой поток воздуха	354,46	5,1	Теплопотери в окружающую среду	345,88	5,0
Теплота экзотермических реакций	6227,16	90,0			
Всего...	6917,54	100,0	Всего...	6917,54	100,0

### Устройство и принцип действия основного аппарата

Реактор окислительного хлорирования этилена в псевдооживленном слое катализатора (РТ 6) предназначен для получения ДХЭ-сырца и представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат со встроенным змеевиком с поверхностью теплообмена  $680 \text{ м}^2$  и трехступенчатым циклоном. В нижней части реактора расположена вогнутая распределительная тарелка с вваренными снизу патрубками для подачи циркуляционного газа в смеси с этиленом. Над распределительной тарелкой расположено распределительное устройство для подачи хлороводорода и кислорода из центральной трубы, от которой отходит 28 горизонтальных труб с опущенными вниз вертикальными патрубками. Реакционные газы проходят снизу вверх через слой катализатора. Внутри слоя катализатора

помещен змеевик из 156 вертикальных труб высотой 12 400 мм, диаметром 114,3 мм.

Принцип действия. Этилен с кислородом может образовать взрывоопасные смеси. Чтобы исключить образование взрывоопасных смесей используется следующий порядок смешения сырья: кислород смешивается с хлороводородом и подается в распределитель реактора, этилен смешивается с циркуляционным газом и подается под распределительную “тарелку”, а затем смесь хлористого водорода с кислородом соединяются со смесью этилена и циркуляционного газа внутри реактора РТ 6. Снятие тепла осуществляется испарением котловой воды, которая подается внутрь змеевика. После слоя катализатора прореагировавшая смесь газов проходит сепаратное устройство (где проходит выделение катализатора), далее трехступенчатый центробежный циклон в верхней части РТ 6.

Размеры аппарата:

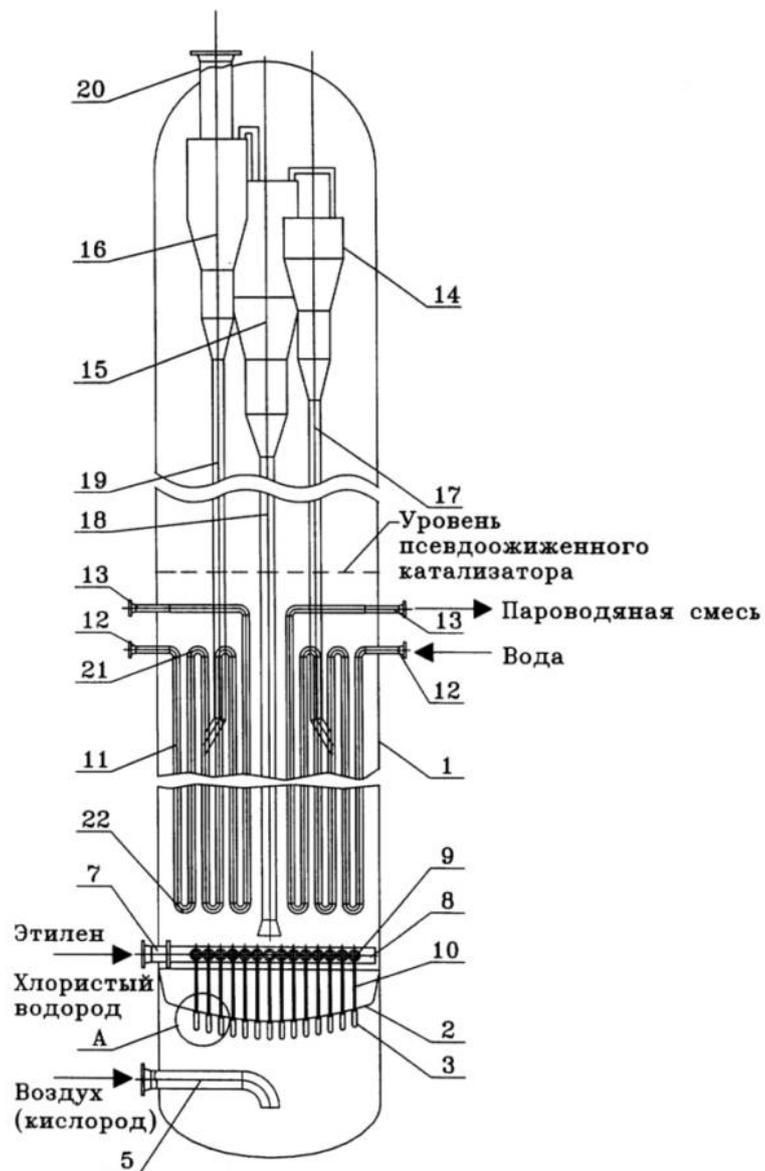
Внутренний объем, м<sup>3</sup> 240                      Высота реактора, мм 31190

Поверхность теплообмена, м<sup>2</sup> 680

Габаритные размеры, мм 31190\*4200\*4200

Диаметр реактора, мм 4200

Устройство основного аппарата



Фиг.1

1 - корпус, 2 - распределительная тарелка, 3 - опора, 4 - циклон, 5 - штуцер для подачи смеси кислорода с хлороводородом, 6 - штуцер для подачи смеси этилена с циркуляционным газом.

Рисунок 4 - реактора оксихлорирования этилена РТ 6.

## ЭКОЛОГИЯ

Производство ВХ и полимеров на его основе является одной из быстро развивающихся отраслей химической индустрии, что обусловлено широким применением ПВХ и изделий из него в различных отраслях промышленности (строительство, электротехника, радиоэлектроника, автомобилестроение и др.), сельского хозяйства, в быту.

Условия труда на производствах ВХ и ПВХ характеризуются возможностью воздействия на рабочих ВХ, поступающего в воздух производственных помещений через неплотности оборудования и коммуникаций, при отборе проб для контроля за ходом технологического процесса, во время разгерметизации полимеризационных автоклавов для чистки внутренних стенок от корок полимера. Кроме того, на отдельных участках производства воздушная среда может загрязняться ацетиленом, дихлорэтаном, хлористым водородом, метанолом, парами ртути (при использовании сулемы в качестве катализатора при получении ВХ), пылью ПВХ.

Работа аппаратчиков производств ВХ и ПВХ, как правило, не связана с большим физическим напряжением и относится к категории работ легкой и средней тяжести.

У рабочих производств ВХ и ПВХ может развиваться профессиональная интоксикация винилхлоридом. Наиболее яркими клиническими проявлениями ее является синдром Рейно, акроостеолиз, склеродермоподобный синдром; со стороны внутренних органов - увеличение печени, часто в сочетании со спленомегалией, а также легочная патология (интерстициальный фиброз легких), обусловленная воздействием пыли ПВХ.

Лица, работающие на производствах ВХ и ПВХ, должны проходить предварительный при поступлении на работу и периодические медицинские осмотры в соответствии с Приказом Министерства здравоохранения N 700 от 19.06.84.

С целью предупреждения загрязнения воздуха производственных помещений ВХ и другими вредными веществами необходимо выполнять требования, изложенные в действующих нормативных документах "Санитарные правила организации технологических процессов и гигиенические требования к производственному оборудованию", "Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий" (СН 245-71), СНиП "Отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха. Нормы проектирования", а также в настоящих Рекомендациях.

Проектирование зданий производств ВХ и ПВХ должно выполняться в соответствии с требованиями СНиП "Производственные здания промышленных предприятий. Нормы проектирования" и СН 245-71.

Объемно-планировочные и конструктивные решения должны обеспечивать возможность изоляции производственных помещений, характеризующихся воздействием на рабочих различных неблагоприятных факторов производственной среды.

В отдельных зданиях необходимо размещать следующие отделения:

- компримирования ацетилена;
- приготовления катализатора с использованием сулемы;
- очистки сточных вод и абгазов;
- полимеризации ВХ и центрифугирования;
- сушки, просева и расфасовки ПВХ;
- насосных.

Следует выделить в изолированные помещения следующие участки:

- осушки ацетилена;
- гидрохлорирования ацетилена;
- промывки и осушки реакционных газов;
- конденсации и ректификации ВХ;
- емкости с готовым продуктом;
- пульт управления технологическим процессом;
- компрессорных хлора, хлористого водорода и воздуха.

Внутренняя отделка производственных помещений должна производиться материалами, допускающими влажную уборку, исключаящими сорбцию токсических веществ (паров ртути, ВХ, дихлорэтана и др.).

Полы производственных помещений должны быть выложены материалами, устойчивыми к действию агрессивных продуктов.

Окраска помещений должна соответствовать "Указаниям по рациональной цветовой отделке поверхностей производственных помещений и технологического оборудования".

Организация технологического процесса и выбор производственного оборудования должны отвечать "Санитарным правилам организации технологических процессов и гигиеническим требованиям к производственному оборудованию".

При реконструкции существующих и проектировании новых производств следует отдавать предпочтение производствам с непрерывной технологией получения ВХ и ПВХ. Управление технологическим процессом должно быть автоматизированным и осуществляться дистанционно.

Оборудование, контактирующее с агрессивными средами (емкости и мерники щелочи, высадители и др.), должно изготавливаться из антикоррозийных материалов или защищаться изнутри специальными покрытиями. На предприятиях должен осуществляться строгий контроль за исправностью технологического оборудования.

Целесообразно применять современные аппараты большой единичной мощности, непрерывно действующие центрифуги, насосы с герметичными (торцовыми) уплотнениями или бессальниковые типа ЦНГ и ХГВ, герметичные соединения коммуникаций.

Аппараты, в которых идет перемешивание ингредиентов, должны иметь герметичные уплотнения вала мешалок, люки в таких аппаратах должны быть оборудованы герметично закрывающимися крышками.

Операции по загрузке катализаторов, инициаторов и других добавок, выгрузка отработанного катализатора должны осуществляться автоматически, герметичным способом.

Замеры уровня продуктов в аппаратах и контроль за их составом в потоке должны производиться с использованием средств автоматики.

Необходимо предусматривать эффективные (вакуумные) методы дегазации суспензии и латекса ПВХ с целью предотвращения десорбции ВХ на последующих этапах обработки ПВХ.

Очистка оборудования от смолистых веществ и корок полимера должна быть механизирована.

В производствах ВХ и ПВХ должен осуществляться контроль воздуха рабочей зоны в соответствии с требованиями ГОСТ "Воздух рабочей зоны. Общие санитарно-гигиенические требования" и "Воздух рабочей зоны. Требования к методикам измерения концентрации вредных веществ". Вещества, подлежащие контролю в воздухе рабочей зоны различных участков производства, приведены в Приложении 1.

Целесообразно внедрение систематического непрерывного контроля содержания ВХ в воздухе с помощью датчиков, установленных в цехах и соединенных с автоматическим хроматографом.

С целью ограничения шума и вибрации в производствах ВХ и ПВХ при выборе и размещении оборудования следует руководствоваться ГОСТами "ССБТ. Шум. Общие требования безопасности", "ССБТ. Вибрация. Общие требования безопасности" и "Санитарными нормами вибрации рабочих мест".

Мероприятия по ограничению шума и вибрации должны предусматриваться для компрессоров, электродвигателей и редукторов реакторов полимеризации, дробилок, вентиляторов насосов и др. путем размещения их в специальных звуко- и виброизолированных помещениях. Следует предусматривать виброизоляцию трубопроводов, металлических площадок и настилов.

Контроль за уровнями шума и вибрации на рабочих местах производится в соответствии с "Методическими указаниями по проведению измерения и гигиенической оценке шума на рабочих местах" и "Методических указаний по проведению измерений и гигиенической оценке производственной вибрации".

Розливы прядильного раствора заливают водой. Скоагулированный раствор собирают в тару и вывозят в отвал.

$$H = 38 \text{ м}; D = 2,8 \text{ м}; t = 80,0^\circ\text{C}, v = 39 \text{ м/с}$$

$$\text{ПДК}_{\text{CO}_2} = 20 \text{ мг/м}^3; \text{ПДК}_{\text{NV}} = 0,02 \text{ мг/м}^3$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot w$$

$$V = \frac{3,14 \cdot 1,5^2}{4} \cdot 15 = 26,4 \frac{\text{м}^2}{\text{с}} = 0,007 \frac{\text{м}^3}{\text{сек}}$$

$$\text{ЧМЧ}_{\text{CO}_2} = \frac{\text{ЧММ} \cdot H^2 \cdot \sqrt[3]{V \cdot \Delta T}}{A \cdot F \cdot m \cdot n} = \frac{5 \cdot 30^2 \cdot \sqrt[3]{0,007 \cdot 330}}{200} = \frac{4500 \cdot \sqrt[3]{2,419}}{200} = 131,6 \text{ мг/м}^3$$

$$\text{ЧМЧ}_{\text{винилхлорид}} = \frac{0,085 \cdot 900 \cdot \sqrt[3]{2,419}}{200} = \frac{102,51}{200} = 0,512 \text{ мг/м}^3$$

$$\text{ЧМЧ}_{\text{кат.пыль}} = \frac{1,0 \cdot 900 \cdot \sqrt[3]{2,419}}{200} = \frac{1206,0}{200} = 6,03 \text{ мг/м}^3$$

Данные расчеты доказывают необходимость использования адсорбционной очистки.

Газопылевая смесь выбрасываемая в атмосферу

Таблица 8

Источник	Состав	Количество		Количество для очистки	ПДК мг/м <sup>3</sup>	Метод очистки	Рекуперация
		Газообразные м <sup>3</sup> /соат	Пыль м <sup>3</sup> /соат				
Реактор	Винилхлорид	1,05	-	1,05	7,3	Абсорбция	Для сжигания
Теплообменник	Катализаторная пыль	1,78	-	1,78	79,9	Фильтрация	
Реактор	Этилен	6,09	-	6,09	9,1	Адсорбция	

Норма использования воды

Таблица 9

Источник вода	Норма использования		Объем оборотной воды, м <sup>3</sup> /час	Экономия воды, %
	По проекту	В натуре		
Центральный водосточник ОАО «Навоиазот»	3900	3900	3500	89,2

Очитка оборотной воды

Таблица 10

Оборотная вода	Состав оборотной вода	Объем воды, , м <sup>3</sup> /с		Способ очистки	Очистная установка	Использования
		Не очищаемая	Очищаемая			
Народное потребление	Механические примеси	-	4200	Фильтрация	Фильтр	Для технологических целей
	Органические примеси	-	4200	Биологическая	Биологический бассейн	Для технологических целей

## ГРАЖДАНСКАЯ ОБОРОНА

Как уже отмечалось, отличительной особенностью химической промышленности является образование высокотоксичных выбросов. Из общего количества твердых отходов, ежегодно образующихся на предприятиях химической промышленности, около (0,9 - 1,0) % относятся к 1-му классу опасности, (1,8 - 2,0) % - к 2-му, (22,3 - 22,5) % - к 3-му, остальные (74 - 75)% - к 4-му классу опасности.

К 1-му классу опасности отнесены шламы Новотроицкого завода хромовых соединений (г. Новотроицк) и АО «Хромпик» (г. Первоуральск). Ежегодно эти предприятия вырабатывают 90 - 95 тыс. т шламов. В заводских шламонакопителях аккумулировано 2,22 млн т этих отходов.

К 1-му классу опасности относятся отходы оксида ванадия(V). Превышение лимитов по выбросам веществ, содержащих ванадий, отмечено в АО «КАМГЭКС» (г. Пермь).

Ртутьсодержащие отходы, которые образуются на предприятиях химической промышленности, также отнесены к 1-му классу опасности, составляют половину общего количества отходов, образующихся на предприятиях страны в целом. В хлорной производстве (АО «Каустик» г. Волгоград; АО «Саянхимпром» г. Саянск; АО «Капролактам» г. Дзержинск) образовалось около 300 т ртутьсодержащих отходов, большая часть которых складирована на предприятиях или на местных полигонах.

Значительная часть отходов 2-го класса представлена, тыс. т: отработанными растворами соляной кислоты - 140, серной кислоты - 19,5 и кубовыми остатками - 17,5. До 30% отработанной серной кислоты не находит применения. Около 40 % кубовых остатков хлорных производств подвергаются термическому уничтожению. Нахождение путей использования абгазной соляной кислоты в промышленности является насущной технической проблемой.

Крупнотоннажными отходами 3-го класса являются дистилли-рованная жидкость предприятий по производству соды, нефтешламы, а также

цинксодержащие отходы. Годовой объем отходов содовой промышленности составляет около 135 тыс. т. В России работают девять заводов по производству соды. На этих предприятиях накоплено около 25 млн т отходов.

Основное количество цинксодержащих шламов образуется при нейтрализации сточных вод производств вязкозных волокон и на предприятиях микробиологической промышленности (2,1 тыс. т в год). Из-за низкой концентрации цинка сточные воды не перерабатывают и они накапливаются в хранилищах.

К 4-му классу опасности отнесены отходы - лигнин, фосфогипс и галитовые отвалы. Лигнин образуется на предприятиях микробиологической промышленности. На полигонах накоплено 2,1 млн т лигнина. Проблема его утилизации пока не решена.

Фосфогипс в качестве вторичного продукта получают на заводах по производству минеральных удобрений. К настоящему времени его накоплено более 90 млн т. Предложенные технологии переработки фосфогипса не получили распространения.

Галитовые отвалы образуются на предприятиях по производству калийных удобрений. На промышленных хранилищах его накоплено более 105 млн т.

Хранение отходов 4-го класса опасности связано с отчуждением значительных площадей земель и приводит к закислению почв.

Большинство предприятий химической промышленности имеют оборотные системы водопользования. За счет этого экономится около 90% свежей воды.

Сброс загрязненных сточных вод составляет 1,5 - 1,7 км<sup>3</sup> в год. Несмотря на наличие на предприятиях системы очистных сооружений, через многочисленные накопители продолжается загрязнение подземных вод. В районе Ставропольского НПО «Люминофор» ПДК по кадмию, никелю, цинку подземных вод превышена в сотни раз. Постоянному загрязнению

подвергаются подземные горизонты в Башкортостане (г. Стерлитамак, ПО «Сода»), в Иркутской области (ПО «Ангарскнефгеоргсинтез», Саянское ПО «Химпром» и АО «Усольскхимпром») и в районе других крупных химических комплексов.

На предприятиях химической промышленности достаточно хорошо организована очистка газовых выбросов, суммарный объем газовых выбросов составляет 1/33 всех выбросов от стационарных промышленных источников.

На долю отрасли приходится менее 5% суммарного объема свежей воды, используемой промышленностью России. Более существенен ее вклад в сброс загрязненных сточных вод - 1/5 общепромышленного сброса.

В настоящее время намечены основные направления решения серьезных экологических проблем химической промышленности:

- разработка новых технологий, исключающих или значительно сокращающих образование токсичных выбросов;
- создание замкнутых энерготехнологических и водооборотных циклов;
- использование побочных продуктов производства и отходов в качестве вторичного сырья;
- совершенствование систем очистки промышленных отходов.

Чтобы упорядочить и сделать безопасными все технологические процессы в химии, разрабатываются новые регламенты. В 2003 г. был принят Закон «О техническом регулировании», предусматривающий замену существующих ГОСТов общемировыми стандартами. Каждый отраслевой регламент приобретет силу закона или будет утвержден постановлением правительства.

В 2006 г. Минпромэнерго РФ внесло в правительство проект технического регламента «О безопасности химических производств». По данным Росстата, ежегодно в России на 5% увеличивается число смертельных болезней из-за воздействия опасных химических веществ. В

регламенте предусмотрены правила хранения, перевозки, реализации, применения и утилизации химической продукции, которая классифицирована по видам воздействия на человека, степени влияния на окружающую среду - каждому опасному веществу будет присвоен международный класс опасности. В основу регламента положены требования ООН и ЕС по классификации химической продукции и перевозке опасных грузов.

## АВТОМАТИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Техническое перевооружение предприятий стройиндустрии, ускоренное внедрение новых интенсифицированных технологических процессов невозможно без использования высокотехнологического оборудования комплексной автоматизации. Разработка и внедрение на предприятия стройиндустрии автоматических систем управления (АСУ) позволяет решать задачи оперативного управления на трех основных уровнях:

- локальные средства автоматики;
- автоматизированные системы управления предприятиями (АСУП)
- отраслевые автоматизированные системы управления (ОАСУ).

При автоматизации химико-технологических процессов производств технологическое оборудование оснащается приборами, регуляторами, управляющими машинами и другим устройствами. Для этого тщательно изучается технологический процесс, выявляются величины, влияющие на его протекание находятся взаимосвязи между ними. В соответствии с заданной целью составляется схема регулирования или управления технологическим процессом. При необходимости ослабления или учета внутренних взаимосвязей, а также повышения качества регулирования используют многоконтурные системы или управляющие вычислительные машины.

При выполнении выпускной квалификационной работы в качестве автоматизированного объекта выбрано температура в основном оборудовании производства уксусного ангидрида.

На основании заданных значений передаточных функций построим схему системы автоматического регулирования температуры в реакторе на SIMULINK (рис. 1).

$$W_{\text{датчика}}=1/(10s+1), W_{\text{рабочего органа}}=1/(50s+1),$$

$$W_{\text{исполнительного механизма}}=1/(60s+1).$$

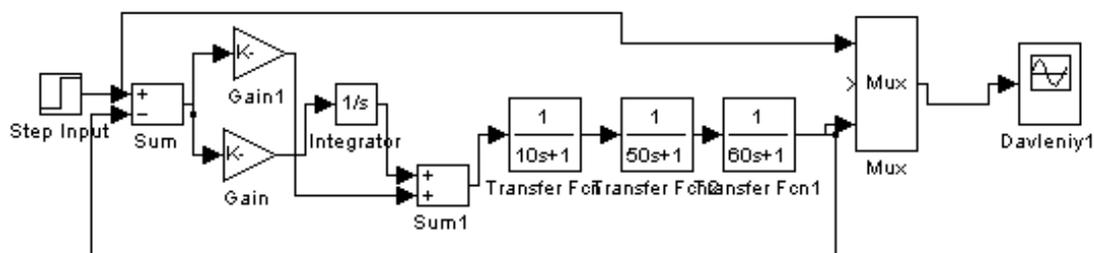


Рис. 6. Схема САР температуры в ЭЛОУ.

С помощью LTI построим переходную характеристику (рис.2).

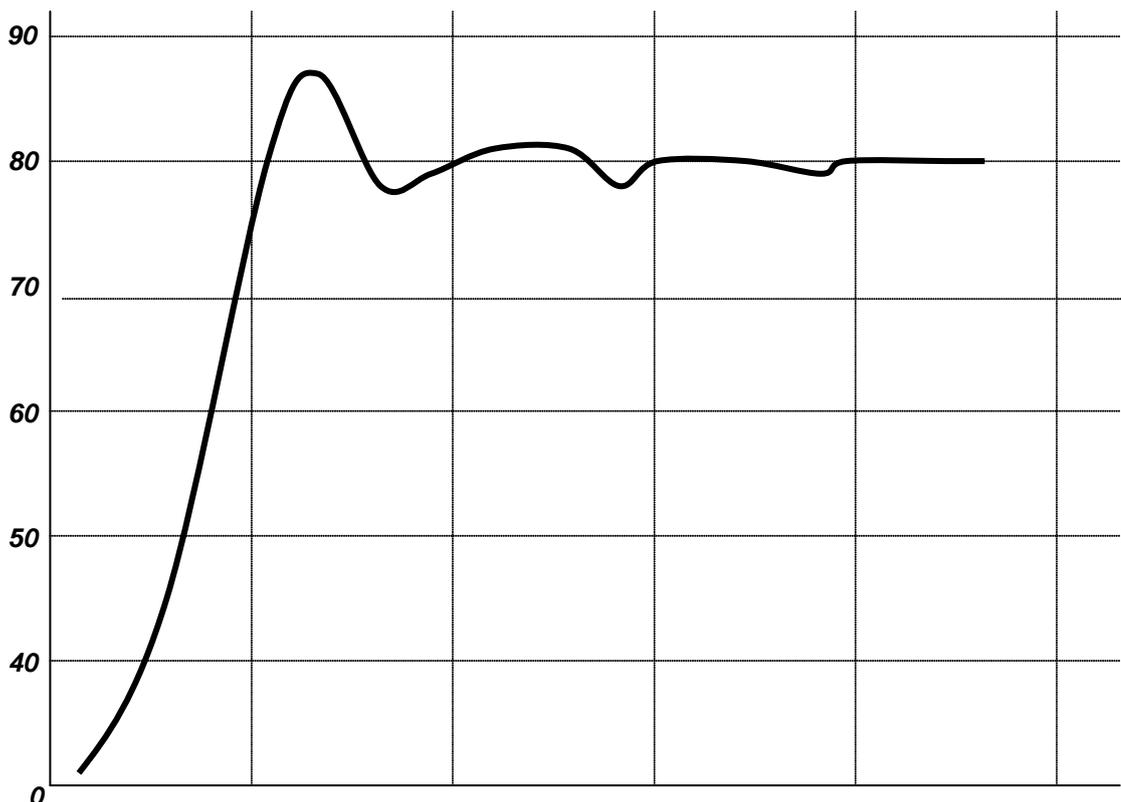


Рис.7. Переходная характеристика САР температуры в ЭЛОУ.

По виду переходной характеристики можно сказать, что имеющиеся показатели качества не удовлетворяют заданным:

- время регулирования составляет 41.2 с
- установившееся значение - 1.34
- время нарастания - 10.3 с.
- статическая ошибка - 0,66

Заданные показатели качества и запасы устойчивости:

- время регулирования  $\leq 50$  с;
- статическая ошибка  $\leq 0,05$ ;

- перерегулирование  $\leq 10\%$ ;
- время нарастания  $\leq 15$  с;

По виду переходного процесса ясно, что для обеспечения заданных показателей качества и точности переходного процесса необходимо введение в систему линейного регулятора.

Необходимым условием надежной устойчивой работы АСР является правильный выбор типа регулятора и его настроек, гарантирующий требуемое качество регулирования.

В зависимости от свойств объектов управления, определяемых его передаточной функцией и параметрами, и предполагаемого вида переходного процесса выбирается тип и настройка линейных регуляторов.

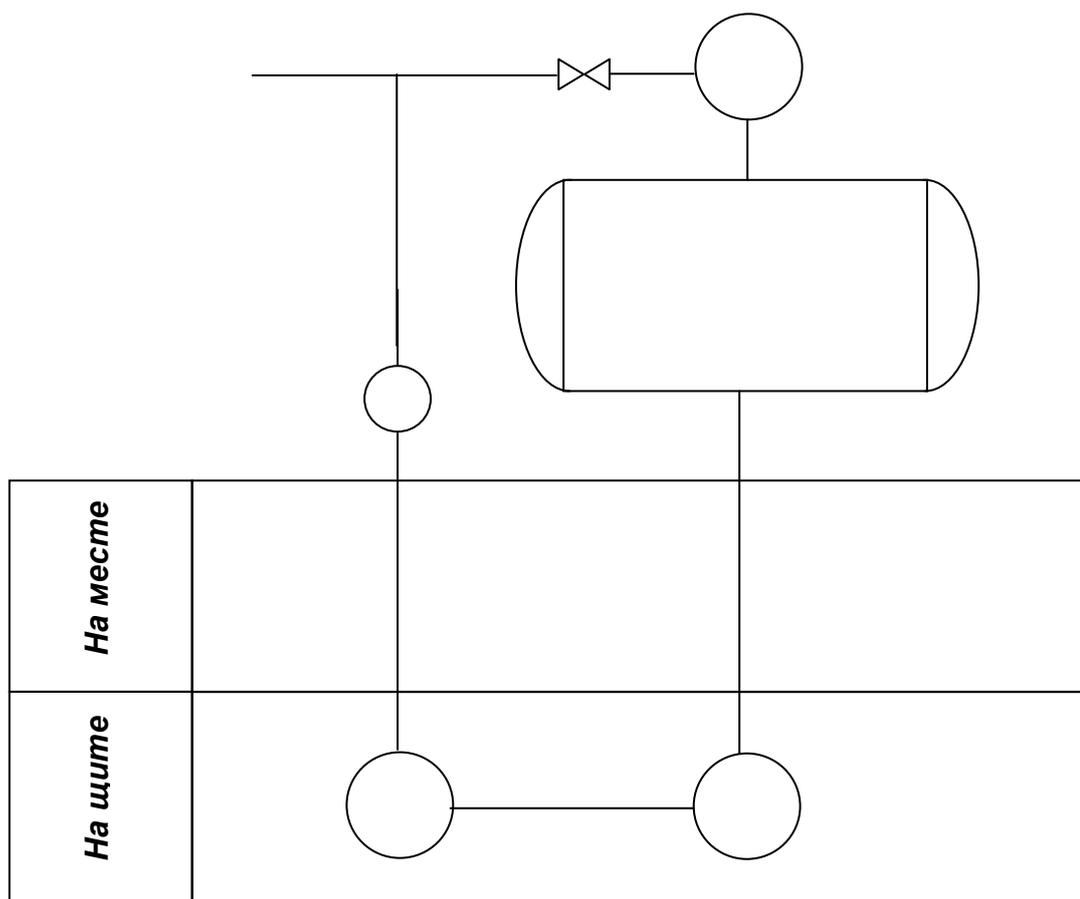
Основные области применения линейных регуляторов определяются с учетом следующих рекомендаций: И – регулятор со статическим ОР – при медленных изменениях возмущений и малом времени запаздывания ( $\tau/T < 0.1$ );

П – регулятор со статическим и астатическим ОР – при любой инерционности и времени запаздывания, определяемом соотношением  $\tau/T < 0.1$ ;

ПИ – регулятор – при любой инерционности и времени запаздывания ОР, определяемом соотношением  $\tau/T < 1$ ;

ПИД-регуляторы при условии  $\tau/T < 1$  и малой колебательности исходных процессов.

Исходя из выше изложенных рекомендаций и учитывая, что вид переходной характеристики напоминает изодромный процесс, видно, что в данную систему подойдет ПИ – регулятор.



### Спецификация контрольно-измерительных приборов и автоматизация

№	Показатели	Место	Названия контрольно-измерительных приборов	Тип	Кол.
TRC	Температура	На месте	Медный термометр сопротивления	ТСМ-5071	1
PRC	Температура	На месте	Экстремальный регулятор КСМ	ЭСМ-41	1
FFRC	Температура	На месте	Панель дистанционного управления	БПДУ	1
1-4	Температура	На месте	Мембранный механизм	25НЖ 32НЖ	1

## Перечень

### Показателей, рассчитываемых в экономической части выпускных квалификационных работ

1. Производственная программа - объем, номенклатура продуктов за год в натуральном измерении в соответствии с темой выпускной работы (таблица 1)

2. Материальные затраты - прямые и косвенные. Это сырье, за вычетом возвратных отходов, основные, вспомогательные материалы, топливо, электроэнергия, вода, газ, холод и т.д. согласно продуктовому (материальному) расчету по теме работы (таблица 2)

3. Транспортные затраты (транспортные услуги по перевозкам грузов: сырья, материалов, инструментов, заготовок и др.), (таблица 3)

4. Затраты на оплату труда производственного характера.

а) прямые - заработная плата основных рабочих с отчислениями на социальное страхование в размере 33% от фонда оплаты труда (таблица 3)

б) косвенные - заработная плата вспомогательных, обслуживающих рабочих, оплата труда работников цеха с отчислениями на социальное страхование-33%.

5. Прочие затраты производственного назначения, включая накладные расходы, в том числе амортизация основных производственных фондов и нематериальных активов.

6. Калькуляция себестоимости продукции — определение себестоимости продукции в пересчете на единицу и годовой объем.

7. Расчет расходов периода, прибыли, рентабельности продукции, оптовой договорной цены без налога НДС, оптовой отпускной договорной цены с учетом акцизного налога (если предусмотрено) и НДС (таблица 3)

8. Сводные показатели (из данных таблиц 1,2,3): годовой выпуск продукции в натуральном измерении и в ценах реализации (товарная продукция), себестоимость единицы и годового выпуска продукции,

прибыль, рентабельность, среднемесячная заработная плата одного рабочего (основного, вспомогательного), одного цехового персонала.

Методические указания по расчету технико-экономических показателей

Перечень расчетов зависит от сложности и характера выполняемой работы.

Вышеперечисленные показатели характерны для случая, когда изучаемая технология, выпускаемый продукт по теме работы аналогичны с данными действующего предприятия. То есть, нет изменений в технологическом регламенте, в стоимости и видах основных фондов, численности работающих и др

В этом случае на основании собранного материала и продуктового (материального) расчета по теме задания определяют сырьевые, материальные затраты с целью их использования в расчете калькуляции себестоимости данной продукции и других показателей.

Если в работе предусмотрены изменения технологии путем ввода различных добавок или замена импортных ресурсов отечественными, модернизация оборудования с улучшения качества продукции или увеличения выпуска продукции, то расчеты показателей проводят в двух вариантах :до и после нововведений для выявления целесообразности и эффективности принятых в работе решений.

До начала расчетов необходимо обосновать необходимость и целесообразность предусмотренных изменений, т.е. указать, чем они вызваны и что ожидают от принятого решения.

Ниже в таблице 11-14 приводится методика расчета всех необходимых экономических показателей.

Производственная программа - выпуск продукции в натуральном выражении и стоимостном измерениях

Таблица 11

№	Наименование продуктов	ед. изм	Цена единицы, сум	В натуральном выражении	В стоимостном выражении
	Винилхлорид	т	530000	13320	70596000

## Пояснение к таблице 11

гр. 2 содержит наименование продукта в соответствии с темой выпускной работы. Если несколько видов продукции, то следует указать, какой из продуктов подлежит калькулированию.

гр. 3 единица измерения продукта в натуральном выражении (т, м<sup>3</sup>, шт и т.д.)

гр. 4 цена единицы, указанные в гр. 2, уточняются при прохождении практики, т.е. это действующие цены реализуемой продукции. гр.5 годовой выпуск продукции указывается в соответствии с темой выпускной работы, при этом: если в задании дана производительность за смену, то необходимо число смен за год умножить на сменную производительность. Для этого необходимо знать годовой фонд рабочего времени (число рабочих дней) и число смен в сутки. Если в задании указана производительность за сутки, то годовой выпуск определяется умножением суточной производительности на число рабочих дней в году.

гр.6 определяется умножением гр.4 на гр.5.

### Перечень затрат, связанных с финансово-хозяйственной деятельностью хозяйствующего субъекта.

В соответствии с Положением "О составе затрат по производству и реализации продукции (работ, услуг) и о порядке формирования финансовых результатов", утвержденным Постановлением Кабинета Министров РУз от 5 -1999г, все затраты группируются на:

#### Калькуляция себестоимости продукции (указать наименование)

Годовой выпуск - (в натуральном измерении) Калькулируемая единица продукции - (1т, 10 дал, 100 бут. и т.д.).

Таблица 12

№	Наименование статей затрат	Стоимость	
		Единицы, сум/шт.	Годового выпуска, тыс сум.
1.	Сырье и прямые материальные затраты	286720	6766592

2.	Прямые затраты на труд а) Заработная производственных рабочих. б) ставка единого социального платежа - 25% от з/платы.	16384	386662,400
3.	Косвенные затраты на материалы % от прямых затрат.	12451,84	293863,424
4.	Косвенные затраты на труд а) % от прямых затрат (в.т.) б) % на ставку ед. соц. платежа)	3932,16	92798,976
5.	Амортизация оборудования	61440	1449984
6.	Прочие расходы производственного назначения.	24576	579993,6
7.	Производственная себестоимость	16384	386662,4
8.	Расходы периода	4096	96665,6
9.	Общие издержки	376832	893235,2
10.	Прибыль	32768	773324,8
11.	Рентабельность(%)	409600	666560
12.	Оптовая цена предприятия	120400	841440
13.	Ставка акциза	29	-
14.	НДС	530000	2508000
	Оптово - отпускная цена с НДС.		-

Таблица 13

Калькуляция себестоимости продукции (указать наименование)

Годовой выпуск - (в натуральном измерении)

Калькулируемая единица продукции-(1т, 10 дал, 100 бут. и т.д.)

№ п/п	Наименование статей затрат	В пересчете	
		На ед-цу продукции	На годовой объем т.сум
1	2	3	4
1	Прямые затраты на материалы	286720	6766592
2	Прямые затраты на труд с отчислениями на социальное страхование, всего и в т.ч. - основная и дополнительная з/плата производственных рабочих	16384	386662,4
3	Транспортные затраты	12451,84	293863,424
4	Прочие прямые и косвенные затраты, включая накладные расходы производственного назначения, в т.ч. - амортизация основных фондов и	3932,16	92798,976

	нематериальных активов производственного назначения		
5	итого производственная себестоимость	61440	1449984
6	расходы периода	24576	579993,6
7	общие затраты	16384	386662,4
8	Прибыль	4096	96665,6
9	рентабельность в %;	376832	893235,2
10	Оптовая отпускная цена б/НДС	32768	773324,8
11	Договорная (свободная) оптовая (отпускная) цена с НДС	409600	666560

Пояснение к таблице 3

п. 1 - данные таблицы 2 (итог)

п.2 - з/плата основных производственных рабочих с отчислениями на социальное страхование - 25.0% - из штатного расписания конкретного предприятия

п.3 - транспортные затраты - 10% от стоимости сырья, материалов, если они привозные (уточнение на производстве)

п.4 - з/плата вспомогательных рабочих цехового персонала, содержание, эксплуатация, ремонт, амортизация зданий и оборудования, прочие затраты - из заводской калькуляции на аналогичную продукцию. п.5 - итог 1+4

п.6 - из калькуляции предприятия на аналогичную продукцию, п.7- сумма п.5+п.6

п.8,9 - необходимая, рентабельность продукции по данным предприятия из калькуляции. п.10-гр.5 + гр.8

п.11 -гр.10 x 1.20 (НДС-20%) рентабельность определяется по формуле

$$P = \frac{\Pi}{C} \cdot 100\%$$

П - прибыль, сум

С - себестоимость продукции, сум.

**Основные технико-экономические показатели производства  
(ВИНИЛХЛОРИД)**

Таблице14

№	Наименование показателей	Ед-ца изм.	Показатели проекта
1.	Годовой выпуск продукции а) в натуральном выражении б) стоимость товарной продукции	ед. натур. изм.т.сум	23600 12508000
2.	Себестоимость ед.продукции	сум/ед	376832
3.	Себестоимость годового выпуска продукции	тыс.сум	8893235,2
4.	Оптово-отпускная цена единицы продукции без НДС	сум/ед	636000
5.	Необходимая прибыль	тыс.сум	2841440
6.	Рентабельность продукции	%	29
7.	З/плата рабочего за месяц	сум	980000
8.	З/плата цехового персонала за месяц	сум	720000

Пояснение к таблице 4

п.1 а - данные таблицы 1

б - данные таблицы 3

п. 2 - б - данные таблицы 4

п. 7 - 8 - из штатного расписания действующего аналогичного производства (среднемесячная заработная плата).

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Проведены целенаправленные исследования по изучению синтеза винилхлорида окислительно-хлорированием этилена при сравнительно низких температурных режимах. Выбрана технология производства винилхлорида, определены оптимальные условия и параметры процесса:

1. В работе приведены характеристики исходного сырья и готового продукта -винилхлорида.

2. Представлена технологическая схема получения винилхлорида.

3. Представлены расчетные данные материального и теплового баланса процесса переработки горючих сланцев. Представлена схема котла-утилизатора и его расчетные данные: высота 7 м, диаметр 8,4 м.

4. В разделе экологии отмечено, что в процессе оксихлорирования в пылевидном состоянии образуются два вида золы: шлакозольные остатки, удаляющиеся гидравлическим способом в золоотвал, и летучая зола, основная масса которой улавливается в циклонах и электрофильтрах.

6. В разделе автоматизации даны рекомендации переходной характеристики изодромного процесса и выбрана система ПИ – регулятор. Подобрана спецификация контрольно-измерительных приборов и автоматизация.

7. Предложена перечень показателей, рассчитываемых в экономической части выпускных квалификационных работ

## Используемая литература

1. И.А. Каримов. Доклад Президента Республики Узбекистан Ислама Каримова на заседании Кабинета Министров, посвященном основным итогам 2011 года и приоритетам социально-экономического развития на 2012 год. // Народное слово от 20.01.2012 г.
2. Н.Н. Лебедев. Химия и технология основного органического и нефтеперерабатывающего синтеза. М.:Химия, 1981 й. – 608 б.
3. А.Г. Касаткин. Основные процессы и аппараты химической технологии. Г.НТИХЛ. М.: 1960 й. -830 б.
4. Ю.М. Дытреский. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия 1983 й. -272 б.
5. А.А. Кузнецов, О.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. Л.: Химия. 1974 й. 344 б.
6. Проскуряков Б.А., Дробкина А.Е. «Химия нефти и газа». – М.: Химия, 1995г.
7. Уильям Л. Леффлер. «Переработка нефти» – М.: ЗАО «Олимп-бизнес» 1999 г.
8. Магарил Р.З. «Образование углерода при термических превращениях индивидуальных углеводородов и нефтепродуктов». – М.: Химия, 1973 г. – 143 стр.
9. Кудратов О., Ганиев Г. Гражданская оборона. Т. 2005
10. Л.И. Никитин, А.С. Щербаков. Охрана труда в лесном хозяйстве, лесной и деревообрабатывающей промышленности. М. 1990.
11. Д.Г. Сефед, В.И. Дашевский. Охрана труда в пищевой промышленности. М 1983.
12. Ергашев А. Экология, Т.2005.
13. Касимова С., Шокирова Ш. Атроф-мухит мухофазаси, Т.: 2005.
14. Семчиков Ю.Д. Высокомолекулярные соединения: учебник для ВУЗов/ Ю.Д. Семчиков. – М.: Академия, 2003. – 368 с.

15. Энциклопедия полимеров: энциклопедия. В 3 т. Т. 1. А-К. – М.: Советская энциклопедия, 1972. -1224 с.

Сайты:

1.<http://vseonefti.ru/neft/slancevaya-neft.html>

2.[http://neftegaz.ru/tech\\_library/view/4022](http://neftegaz.ru/tech_library/view/4022)

3.<http://www.ngpedia.ru/id636629p1.html>

4.<http://bibliofond.ru/view.aspx?id=479445>

5.<http://chem21.info/info/760690/>