

В. И. Гиндич

Технология пироксилиновых порохов

в двух томах

Казань 1995

В. И. Гиндич

Технология пироксилиновых порохов.

ТОМ ПЕРВЫЙ

ПРОИЗВОДСТВО НИТРАТОВ ЦЕЛЛЮЛОЗ
И РЕГЕНЕРАЦИЯ КИСЛОТ.

Под общей редакцией А.Г.Корсакова

Казань 1995

Посвящается 50-летию Государственного научно-исследовательского института химических продуктов.

На основе анализа теоретических основ процессов изготовления нитратов целлюлоз приведена технология их изготовления как по периодическому, так и по непрерывному способам, начиная с подготовки нитрационных кислотных смесей и кончая фазой водоотжима. Сюда включены фазы подготовки целлюлозы к этерификации, нитрации, рекуперации кислот и улова паров азотной кислоты из отходящих газов, стабилизации, измельчения, смешения общих партий.

Описан технологический процесс регенерации отработанных и рекупированных нитрационных кислотных смесей. Приведены описания эксплуатируемого и осваиваемого на фазах оборудования, технологические и конструкторские расчеты аппаратов, а также практические указания по их эксплуатации.

Приведены отдельными главами материальные балансы по пироксилину и кислотам, а также методические основы расчета производственных мощностей.

Книга может быть использована как практическое руководство для инженерно-технических работников пороховых производств, а также как учебное пособие для студентов химико-технологических институтов и учащихся техникумов соответствующей специальности.

Введение

Монография "Технология пироксилиновых порохов" состоит из двух томов:

Том I - Производство нитратов целлюлоз и регенерация кислот;

Том II - Производство порохов.

Народнохозяйственное значение промышленного производства нитратов целлюлоз непрерывно возрастает. Возможность получения нитратов целлюлоз с различной степенью этерификации определяет их применение как сырья во многих областях.

В оборонной промышленности высокоэтерифицированные нитраты целлюлоз - смесевые пироксилины и низкоэтерифицированные - коллоксилины в основном применяются для изготовления пироксилиновых и баллистических порохов, они являются их основной составляющей.

Коллоксилин нашел широкое применение в мирных целях, например низковязкие коллоксилины - в лакокрасочной промышленности при изготовлении быстровысыхающих лаков, эмалей для автомобильной, мебельной и других отраслей промышленности. Производство лаков и красок на основе нитратов целлюлоз занимает второе место после производства алкидных смол, особенно оно возросло с развитием автомобильной промышленности. Наряду с этим нитраты целлюлоз широко используются при изготовлении нитролинолеумов, нитромастик, в производстве целлулоида, нитропленки и др.

Сырьем для изготовления нитратов целлюлоз являются хлопковые и древесные целлюлозы. Вопросы получения целлюлоз, их строение подробно рассмотрены в литературе [18, 19].

Для производства нитратов целлюлоз в предвоенные годы использовалось оборудование периодического действия. С ростом потребности народного хозяйства в нитратах целлюлоз необходимо было техническое переоснащение существующих производств. Были проведены научно - исследовательские работы, в результате которых были внедрены непрерывнодействующие агрегаты, новые технологические процессы. Это - непрерывнодействующие агрегаты для сушки целлюлозы, нитрации, рекуперации кислот, стабилизации нитратов целлюлоз и др. Были проведены также научно - исследовательские работы в области теории этерификации, использования древесной целлюлозы для этерификации и отработки режимов процесса этерификации целлюлозы и др.

Наряду с разработкой нового непрерывнодействующего оборудования для производства нитратов целлюлоз, реконструировалось и старое, совершенствовался технологический процесс. Все это позволило перевести производство нитратов целлюлоз на более высокий технический уровень. Вновь построенные производства оснащены новым непрерывнодействующим

щим оборудованием Промышленное производство нитратов целлюлоз в настоящее время осуществляется по нескольким технологическим схемам, использующим как непрерывнодействующее современное оборудование, так и оборудование периодического действия.

Вопросам технологии и оборудования производства нитратов целлюлоз посвящены публикации Ю.З.Таланцева, И.Е.Мойсака, А.П.Закощикова, И.В.Тишунина, А.П.Тарасова [17].

Однако со времени выхода этих работ существенно изменился парк технологического оборудования, освоены новые марки целлюлозы, повысились требования к нитратам целлюлоз, а это вызвало соответствующие изменения и в технологии их изготовления. В этих работах не отражено истинное оснащение производств, многие положения устарели и требуют пересмотра. Из-за отсутствия в литературе обобщающих данных по технологии и оборудованию пироксилиновых производств многие практически важные способы получения высококачественных нитратов целлюлоз и эффективного использования технологического оборудования оказались забытыми, неизвестен ряд новых разработок.

Автор поставил цель обобщить и, возможно, восстановить накопленный опыт производства, результаты научно - исследовательских, опытно - конструкторских работ.

Пособие будет полезно для специалистов, а также для студентов вузов и учащихся техникумов.

При работе над пособием использованы материалы по эксплуатации производства нитратов целлюлоз на заводах (регламенты), отчеты заводов и институтов по усовершенствованию существующих и отработке новых технологических процессов и аппаратов, а также публикации Р.А.Малахова, В.Н.Зеленского, Г.К.Клименко, В.И.Гиндича, Л.В.Забелина, Г.Н.Марченко, диссертаций на соискание ученой степени доктора технических наук Г.К.Клименко и А.В.Косточко, кандидатов технических наук М.С.Карташевой, Г.Л.Штукатера, А.Ф.Махоткина, В.А.Якушевского, В.В.Кузьмина, В.М.Лебедевой, Е.Н.Матухина, С.П.Попова, А.С.Филиппова, Р.Н.Яруллина.

Автор выражает благодарность Р.Р.Ахсановой за помощь в подборе материалов, а также за предоставление материалов для написания главы XII, Г.М.Храпковскому за помощь в написании главы III, А.Г.Шамову за организацию компьютерных работ, программистам Д.А.Надершиной и А.М.Хамзиной за верстку материала на компьютере. Особую признательность выражает автор доктору технических наук Корсакову А.Г., кандидату химических наук Кондратьеву И.Н. и доктору химических наук Храпковскому Г.М., любезно согласившимся ознакомиться с рукописью и давшим ценные советы и предложения.

Все советы и замечания будут приняты автором с признательностью.

ПРОИЗВОДСТВО НИТРАТОВ ЦЕЛЛЮЛОЗ

Глава I

1. Развитие производства нитратов целлюлоз

В Европе дымный порох начал применяться с XIV в. для огнестрельного оружия и с 1627 г. - для подрывных работ. В середине XIX в. дымный порох уже не удовлетворял требованиям по взрывчатым и метательным характеристикам.

Первое крупное открытие в области взрывчатых веществ было сделано во Франции в 1832 г. Браконо. Действуя крепкой азотной кислотой на растительные материалы, он получил вещество, способное в сухом виде быстро воспламеняться. Браконо назвал его ксилидином.

В 1838 г. Пелузо повторил опыты Браконо. При действии на бумагу азотной кислотой был получен пергамент, не смачиваемый водой и легко воспламеняемый. Пелузо назвал его пироксилином - "взрывчатое (или огненное) дерево".

В 1849 году Шенбейн, обрабатывая хлопок смесью азотной и серной кислот, получил вещество, похожее на вату, превосходящее по силе взрыва дымный порох, - "стреляющий хлопок" [1].

Пироксилин оказался опасным из-за нестабильности. Кроме того, из-за его низкой плотности и, следовательно, быстроты и неравномерности сгорания он не мог быть использован в военном деле.

В России изготовление пироксилина в 1846 + 1847 г.г. связано с именем А. Фадеева. В 1846 г. в иностранной периодической печати появилось сообщение об испытаниях им пироксилина и о возможности его применения в качестве взрывчатого вещества. А. Фадеев считал, что применение пироксилина в зерненом виде устранил разрыв оружия, так как быстрое образование газов может быть значительно ослаблено приданием зернам пироксилина большей плотности. В России пироксилин называли "метательной бумагой" или "бумажным порохом". [2.]

Работы по изучению нитратов целлюлоз проводились в направлении уменьшения взрывоопасности, улучшения стабильности конечного продукта и изыскания путей использования их в военном деле и производстве пластиков, лаков, красок. Всесторонним изучением пироксилина и его свойств занимались русские ученые: академик Г. Гесс, профессор А. Гебель, А. Фадеев, А. Носов, А. Гекель и др.

В 1846 году произошло еще одно открытие в истории взрывчатых веществ - итальянец Асканио Соберо получил нитроглицерин.

В середине XIX века в лабораториях крупнейших стран мира, в том числе и в России, достаточно целеустремленно велись поиски рецептуры и способов получения бездымного пороха. В это время химия и баллистика достигли высокого уровня, были известны недостатки дымного пороха, и основные принципы получения бездымных взрывчатых веществ были понятны, было открыто необходимое сырье - нитраты целлюлоз и нитроглицерин. Однако изготовление бездымного пороха оказалось труднейшей научно - технической задачей.

В 1846г. - 1848г. Г.И. Гесс и А.А. Фадеев исследовали свойства пироксилина и показали, что по мощности пироксилин в несколько раз превышает дымный порох.

В 1877г. в России было решено применять пироксилин в качестве бризантного ВВ для снаряжения артиллерийских снарядов.

В 1865 г. английский химик Фридрих Абель путем измельчения пироксилина (подобно бумажной массе) с последующей тщательной его отмывкой от кислот превратил пироксилин во взрывчатое вещество, пригодное для применения в подрывных работах в виде прессованных шашек с водной влажностью до 25%. Такой пироксилин сохранял волокнистое строение и горел недостаточно равномерно, его нельзя было применять как порох.

Исследования пироксилина были продолжены Вьелем во Франции. Для создания бездымного пироксилинового пороха, образования однородной массы Вьель растворял пироксилин, затем отгонял растворитель. Он определил, что пироксилин в спиртоэфирном растворителе только набухает и растворять его нужно в смеси с коллоксилином. Такая смесь, составленная в определенной пропорции пластифицируется в спиртоэфирном растворителе. Полученную массу можно формовать в пороховые шнуры заданных размеров и формы с последующим удалением растворителя. Вьель сделал свое открытие в 1884г. Открытие нитроцеллюлозного (бездымного) пороха было подготовлено всем ходом развития науки и промышленности XIX века.

В 1887 г. Нобель на основе смеси нитроглицерина и коллоксилина создал порох. Чтобы подчеркнуть его метательные свойства, Нобель дал ему название "баллистит".

Опыты по превращению пироксилина в порох были начаты в России в 1887г. на Охтенском пороховом заводе. В них принимали участие: профессор Н. Федоров, Н. Панпушко, А. Сухинский, З. Калачев. Образцы первого русского пироксилинового пороха были получены в 1888г.

В бездымных порохам нитраты целлюлоз составляют их основу, следовательно, и потребность в них являлась наиболее актуальной.

Пороховые заводы России, изготавливавшие черные пороха, в 1891 - 1895г.г. были реконструированы для выпуска пироксилиновых порохов.

Таким образом в структуру пороховых заводов входят два производства: производство нитратов целлюлоз и производство пироксилиновых порохов.

Нитроцеллюлоза - это продукт, получаемый при обработке волокнистых целлюлозных материалов смесью азотной и серной кислот. Получаемые при реакции нитраты целлюлоз - это сложная смесь макромолекул, отличающихся друг от друга степенью этерификации и полимеризации.

Для получения пироксилиновых порохов применяют смесевые пироксилины с определенным содержанием азота, которые готовят из пироксилина №1 (содержание азота не менее 209 мл NO/г) и пироксилина №2 (содержание азота не менее 190 мл NO/г). Для получения баллиститных порохов применяют коллоксилин с содержанием азота не менее 189 мл NO/г.

Не менее важное значение имеют работы по расширению сырьевой базы, улучшению физико - химических и технологических качеств исходного сырья.

Разработаны технологические процессы получения новых видов целлюлоз.

Материалы типа ЦА (древесной целлюлозы) и особенно РБ (рулонной бумаги) позволили обеспечить производство нитратов целлюлоз сырьем. В качестве сырья для производства нитратов целлюлоз для пороховой промышленности применяют целлюлозные материалы: линт-хлопковая целлюлоза; ЦА - древесная целлюлоза; РБ - древесная целлюлоза в виде рулонной бумаги.

На заводах было установлено оборудование периодического действия. В 1915 - 1916 г.г. были произведены реконструкции и расширение пироксилиновых заводов на базе более совершенного оборудования. Но по-прежнему первые фазы производства - подготовка целлюлозы, нитрационных кислотных смесей, нитрация и отжим отработанных нитрационных кислотных смесей - были оборудованы аппаратами периодического действия, фаза стабилизации не имела механизированного оборудования, за исключением голландеров для измельчения нитратов целлюлоз.

Проведена большая работа по созданию новых непрерывнодействующих систем на основных фазах производства нитратов целлюлоз и модернизации существующей периодической технологии.

Были отработаны:

- аппарат НУОК - непрерывного удаления отработанных нитрационных кислот;
- непрерывнодействующий метод стабилизации нитратов целлюлоз при повышенных температурах и, в частности, трубчатый автоклав;

- непрерывнодействующий метод измельчения нитратов целлюлозы и др.

На базе вновь разработанного непрерывнодействующего технологического оборудования созданы высокомеханизированные производства нитратов целлюлоз. Принципиальные основы технологии изготовления нитратов целлюлоз за прошедшие 100 лет не претерпели существенных изменений.

Классификация технических нитратов целлюлоз и их применение.

Специфические свойства нитратов целлюлоз определяют область их применения. Легкость воспламенения, возможность превращения путем пластификации в материал, горящий по определенному закону, параллельными слоями, выделение большого количества газа при их горении, большая сырьевая база объясняют почти монопольность их применения для бездымных порохов.

Благодаря высокой механической прочности нитратов целлюлоз, хорошей совместимости с пластификаторами и переходу в пластическое состояние при незначительном повышении температуры, целесообразно их применение для изготовления, в частности, целлулоида.

Растворимость нитратов целлюлоз в распространенных растворителях и высокие механические свойства полученных пленок позволяют использовать их для производства нитролаков и лаковых покрытий.

Нитраты целлюлоз различаются по степени этерификации и физико-химическим показателям [3]. Степень этерификации нитратов целлюлоз обычно характеризуется содержанием азота и выражается в виде массовой доли азота в них (%) или количеством миллилитров окиси азота, выделяющимся из 1г нитрата

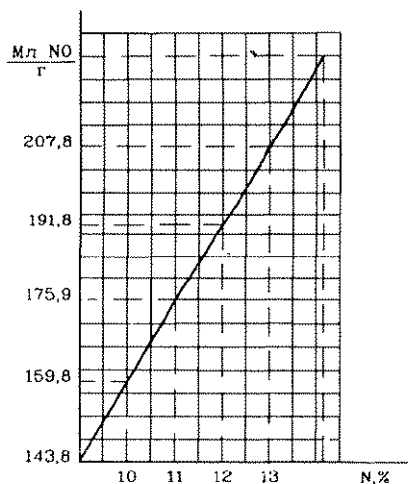


Рис. 1. График перевода массовой доли азота (%) в нитрате целлюлозы в содержание окиси азота (мл NO/г)

целлюлозы в $\frac{\text{Мл NO}}{\text{г}} \cdot 1\%$ азота в нитрате целлюлозы соответствует 15,98 мл окиси азота (NO).

В дальнейшем степень этерификации нитратов целлюлоз будет оцениваться массовой долей азота, на графике (рис.1) дан перевод массовой доли содержания азота в содержание окиси азота.

Промышленность выпускает следующие основные типы нитратов целлюлоз:

- коллоксилин с содержанием 10,7 - 12,2% азота;
- пироксилин №1 с содержанием 12,2 - 12,4% азота;
- пироксилин №2 с содержанием 13 - 13,5% азота [4].

В зависимости от назначения коллоксилины (табл. 1) и пироксилины (табл. 2) делятся на марки.

Таблица 1.

Коллоксилины и их технические характеристики.

Коллоксилины	Содержание азота		Условная вязкость, $\frac{\text{г}}{\text{см}^3}$	Область применения
	мл NO/г	%		
Лаковые высоковязкие ВВ	190÷196	11,89÷12,26	1,9÷2,2	Авиалаки и изоляционные лаки
Лаковые высоковязкие кожевенные ВВК	190÷196	11,89÷12,26	1,95÷2,2	Кожевенные лаки и эмали
Лаковые средневязкие СВ	190÷196	11,89÷12,26	1,31÷1,89	Лаки для дерева, авиалаки, напонаки, клеящие составы, искусственные кожи и переплетные материалы с нитроцеллюлозным покрытием
Лаковые низковязкие НВ	190÷196	11,89÷12,26	1,11÷1,89	Эмали, грунтовки, шпаклевки и клеящие составы
Лаковые весьма низковязкие ВНВ	190÷196	11,89÷12,26	1,03÷1,1	Лаки для металла, эмали для грузовых машин
Лаковые весьма низковязкие высокосортные ВНВА	190÷196	11,89÷12,26	1,04÷1,08	Эмали для легковых автомобилей
Лаковые полусекундной вязкости ПСВ	190÷196	11,89÷12,26	0,98÷1,02	Лаки для мебели и бумаги, нитропленки
Лаковые полусекундной вязкости мебельные ПСВ М	190÷196	11,89÷12,26	0,98÷1,01	Лаки для мебели

1	2	3	4	5
Лакомастичный ЛМ	170+198	10,64+12,39	1,3+3	Мастики для изготовления технических тканей с нитроцеллюлозным покрытием
Линолеумный Л	170+185 170+185	10,64+11,58 10,95+11,58	1 кат. качества 1,4+2,8 Высшей категор. качества 1,9+2,7	Изготовление строительных линолеумов
Целлулоидный 1-ый сорт 2-ой сорт	172+180 172+180	10,78+11,25	1,5+2,5	Изготовление всех сортов целлулоида
Спирторастворимые: СЧСВ СПСВ	171+177 170+177	10,7+1,1 10,7+11,1	--	Изготовление нитролаков
Коллоксилин нитроплечный	182+188	11,4+11,76	--	Изготовление нитропленки
Коллоксилины электровакуумные	190+196	11,89+12,26	--	Изготовление лаков для покрытия катодов люминесцентных ламп
Коллоксилин Н: НХ,НД	189+194,5	11,82+12,17	1,9+3	Изготовление баллистических порохов

Таблица 2.

Пироксилины и их технические характеристики.

Пироксилин, его марка	Содержание азота		Условная вязкость, $^{\circ}\text{Э}$	Растворимость, % не менее	Область применения
	мл NО/г	%			
Высокоазотный: ВА-I	Не менее 208	Не менее 13,02	4+15	22	Изготовление соответствующих марок порохов
ВА-II	208,5+210	13,05+13,14	8+12	31,5	
Среднеазотный СА	204+207,9	12,76+13,01	8+12	32	То же
Низкоазотный НА	198+200	12,39+12,52	8+12	-	- " -
Пироксилин №1 1П	Не менее 209	Не менее 13,09	8+12	4	Изготовление смесевых пироксилиновых марок ВА-I, ВА-II, СА, НА
Пироксилин №2 2П	194,5+198	12,17+12,39	8+12	-	Изготовление пироксилино-целлюлозного полотна
2П1	Не более 198	Не менее 12,39	6+10	99	Изготовление смесевых пироксилинов марки ВА-II
2П2	Не менее 190	Не менее 11,89	6+10	96	Изготовление смесевых пироксилинов марки СА, ВА-I
2П3	Не менее 188	Не менее 11,76	6+10	-	Изготовление смесевых пироксилинов марки НА

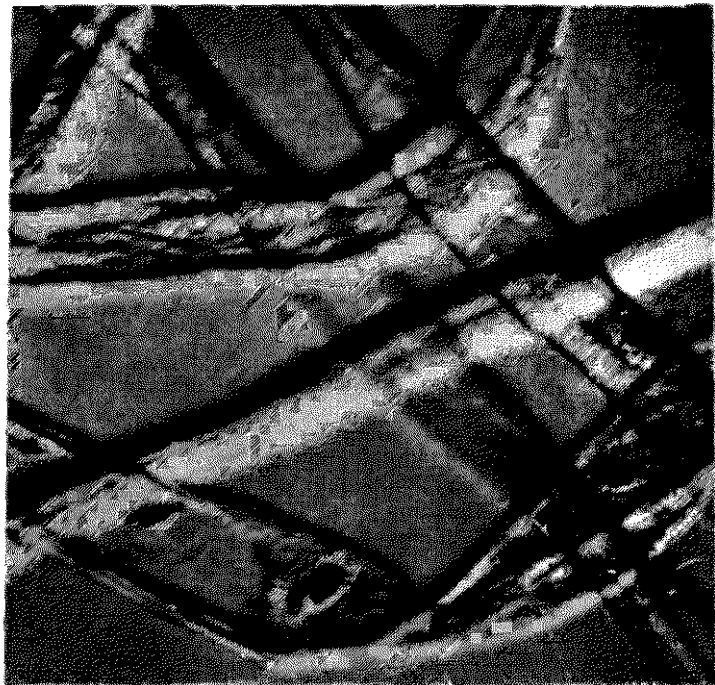
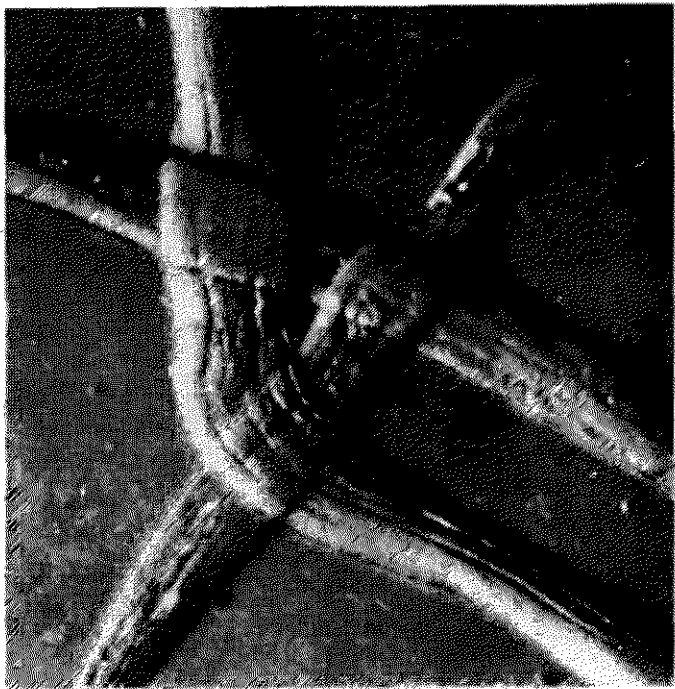


Рис. 2. Структура хлопкового волокна.



Глава II.

Физико-химические свойства нитратов целлюлоз

Структура нитратов целлюлоз

Нитраты целлюлоз сохраняют волокнистую структуру исходной целлюлозы (рис.2,3). Внешнее сходство между исходным волокном и волокном после этерификации наблюдается при их рассмотрении в обычном свете, в поляризованном свете внешний вид этих волокон различен. В зависимости от степени этерификации яркость тонов меняется. С повышением степени

этерификации происходит постепенный переход цвета от серо-стального (11%) до ярко-желтого и далее до чисто-голубого цвета (свыше 11,8%) азота. При этом изменение интенсивности окраски за счет изменения пропорции волокон одного типа происходит в большей степени, чем изменение окраски за счет колебания содержания азота. Следовательно, нитраты целлюлоз, изготовленные в одинаковых условиях, содержат продукты с разной

Рис. 3. Структура нитрата целлюлозы из хлопкового волокна.

степенью этерификации. Такую неоднородность нитратов целлюлоз могут обусловить две возможности, которые не исключают друг друга - условия этерификации непостоянны и однотипные волокна целлюлозы нитруются не до одинаковой степени этерификации, или отдельные волокна целлюлозы настолько отличаются друг от друга по физической структуре, что при одинаковых условиях степень их этерификации различна. [5].

Существующие процессы изготовления нитратов целлюлоз фактически не обеспечивают постоянства технологических параметров их ведения. Это в одинаковой степени можно отнести к фазе этерификации и фазе стабилизации. Так, например, на непрерывнодействующем нитрационном агрегате в зоне проточной нитрации не всегда обеспечивается равномерность орошения поверхности нитратов целлюлоз нитрационными кислотными смесями и др. Применяемое сырье для изготовления нитратов целлюлоз по физической структуре неоднородно, особенно древесная целлюлоза марки ЦА. Поэтому получаемые нитраты целлюлоз химически и физически неоднородны. Технические нитраты целлюлоз, как и целлюлоза, являются сложными полимерами, химически неоднородными, содержащими $5\% \pm 15\%$ незамещенных гидроксильных групп, и

полимолекулярными. Они характеризуются наличием различных функциональных групп и различной вязкостью.

Из нитратов целлюлоз в зависимости от содержания азота выделяется до 90 фракций со степенью полимеризации $50 + 1800$. Нитраты целлюлоз по физической структуре неоднородны, что выражается неоднородностью плотности и характером "упаковки" макромолекул в различных точках объема образца. Рентгенографическим методом показано, что для нитратов целлюлоз содержание упорядоченных участков составляет $20+30\%$ и возрастает с увеличением степени этерификации.

Химически однородными можно считать только полностью замещенные нитраты целлюлоз. Гетерогенный характер реакции этерификации способствует сохранению морфологической структуры (внешняя форма надмолекулярных образований - фибриллы, микрофибриллы, сеть капиллярно-пористой системы и т.д.) этерифицируемой целлюлозы.

Любые нитраты целлюлоз сохраняют волокнистую форму. При этом хлопковые нитраты целлюлоз имеют центральный канал. Сеть капиллярно - пористой системы также, возможно, сохраняется в несколько измененном виде, чем в исходной целлюлозе. Такая структура нитратов целлюлоз положительно сказывается на процессе пластификации при переработке в массы, в растворы, так как первая стадия этих процессов начинается с капиллярной пропитки.

Действие на нитраты целлюлоз различных реагентов.

По сравнению с целлюлозой нитраты целлюлоз обладают большей устойчивостью к действию растворов кислот. Разбавленными до 1% растворами сильных кислот можно обрабатывать нитраты целлюлоз при высоких температурах в течение длительного времени, при этом содержание азота в них не изменяется. При температуре свыше 100°C более быстро снижается вязкость, чем в нейтральной среде. При изготовлении нитратов целлюлоз такую обработку применяют при их стабилизации. Кислотные растворы при нагревании разрушают присутствующие в нитратах целлюлоз низкомолекулярные сахаристые вещества, сульфазотные эфиры и т.п.

Серная кислота с массовой долей до 20% на нитраты целлюлоз почти не действует. Кислота с более высокой массовой долей заметно снижает в них количество азота. Серная кислота с массовой долей азота 92% при минусовых температурах денитрируется и растворяет нитраты целлюлоз. Эта реакция используется при определении содержания азота в нитрате целлюлоз по методу Лунге.

Азотная кислота с массовой долей 50% при минусовых температурах медленно денитрует нитраты целлюлоз с образованием низковязких продуктов. Азотная кислота с массовой долей $80 + 85\%$ растворяет низкоазот-

ные нитраты целлюлоз. При нагревании до $70 + 80^{\circ}\text{C}$ азотная кислота с массовой долей 60% разрушает нитраты целлюлоз, в холодном состоянии денитрует нитраты целлюлоз с постепенной деполимеризацией частиц и разрушением волокна.

Нитраты целлюлоз устойчивы и к действию окислителей. Небольшая чувствительность нитратов целлюлоз к кислотам и окислителям позволяет производить отбелку высококачественных коллоксилинов в кислотной среде. Для отбелки применяют растворы солей хлорноватистой кислоты, хлорную воду, раствор марганцевокислого калия.

Щелочи очень легко омыляют (денитруют) нитраты целлюлоз, целлюлозы, наоборот, устойчивы к щелочным реагентам. Разбавленные до 1% растворы едких щелочей при минусовых температурах вызывают денитрацию нитратов целлюлоз и снижают их вязкость. Растворы едких щелочей в производстве нитратов целлюлоз не применяют.

Нитраты целлюлоз чувствительны к свету. При интенсивном и длительном действии света на нитраты целлюлоз наблюдается их медленное разложение. Под действием света уменьшается содержание азота, появляются газообразные продукты разложения, уменьшается масса нитратов целлюлоз, их механическая прочность, вязкость, способность растворяться в органических растворителях, а также и другие свойства.

Свойства нитратов целлюлоз как взрывчатых веществ.

Сухой пироксилин очень чувствителен к удару. Детонация сухого пироксилина №1 и №2 может быть вызвана ударом стальным предметом, ружейной пули при выстреле и подобными импульсами. Сухой пироксилин детонирует от ударной волны при давлении более 10 кгс/м^2 . Скорость детонации прессованного пироксилина - $6500 + 7500 \text{ м/с}$ при плотности $0,8 + 1,3 \text{ г/см}^3$ соответственно.

Незначительный удар по подсохшему пироксилину может привести к взрыву. Испытание пироксилина на копре Каста при грузе массой 10 кг и высоте падения 250 мм дает 100 % взрывов, в то время как испытание тротила при этих условиях дает только $4 + 8$ % взрывов. Эти свойства подсохшего пироксилина необходимо учитывать в производственных условиях.

Бризантность пироксилина по Гессу при насыпной плотности дает 14мм обжатия свинцового цилиндра. Сухой пироксилин от пламени или при соприкосновении с докрасна нагретой проволокой сгорает, не детонируя. Спрессованный сухой пироксилин также сгорает и не детонирует.

К.К. Андреевым установлены критические значения плотности пироксилина и критические значения давления в бомбе, при которых горение

может переходить в детонацию. Чем меньше плотность и выше давление, тем больше возможности перехода горения в детонацию.

Влажные нитраты целлюлоз. Нитраты целлюлоз с повышенной влажностью малочувствительны к удару. При замерзании влажных нитратов целлюлоз чувствительность их к ударам резко увеличивается. Имеется прямая зависимость повышения чувствительности от увеличения содержания азота в них, с уменьшением содержания азота чувствительность падает. При нагревании до 40° С все виды нитратов целлюлоз имеют повышенную чувствительность к удару (табл.3).

Таблица 3.

Чувствительность нитратов целлюлоз к удару (метод испытаний на копре Каста при сбрасывании груза массой 10кг с высоты 250 мм).

Нитраты целлюлоз						Тротил, количество взрывов, %
Содержание азота		Влажность, %	Количество взрывов (%) при температуре, °C			
мл NО/г	%		+20`	+40	-40	
215,5÷212,1	13,3÷13,5	24,6÷25,6	8÷12 Неполные	16 20*	56 28	4÷8
219,5	13,1	25,1÷24,5	4÷12 Неполные	16** 4	36 20	-
206,6	12,9	25,5	0	4	20	-
198,5	12,4	25,5	0	4	8	-
189	11,8	24,8	0	4***	8	-
212,1	13,2	19	100	-	92	-
201	12,6	11,9	100	-	-	-

* Из них 8% неполных взрывов.

** Из них 4% неполных взрывов.

*** Неполные взрывы.

Нитраты целлюлоз с влажностью менее 20% чувствительны к удару (100% взрывов на копре Каста), что в производственных условиях небезопасно.

Все виды нитратов целлюлоз с влажностью не менее 12% и при температуре 20 - 40° С не чувствительны к трению (в условиях стандартных испытаний), а также не загораются от луча огня бикфордова шнура.

Все влажные нитраты целлюлоз с насыпной плотностью при испытании их по пробе Гесса (обжим свинцового цилиндра) способны детонировать от капсюля - детонатора ТАТ №8. При этом наибольшее обжатие свинцовых столбиков, а следовательно, и наибольшее бризантное действие дают высокоазотные нитраты целлюлоз.

Предварительное замораживание существенно не влияет на бризантность (табл.4).

Таблица 4.

Бризантность нитратов целлюлоз.

Содержание азота		Влажность, %	Обжатие свинцового цилиндра при взрыве, мм	
мл NО/г	%		влажного	заморзшего
215,3	13,4	24,8	8÷6,8	8,1÷7,6
209,3	13,1	25,1	7÷6,5	-
206,3	12,9	25,5	1,1÷1,1	-
198,5	12,3	25,2	0,4÷0,4	-
189,0	11,8	24,8	1÷0	-

Фугасное действие (в бомбе Трауцля) влажных нитратов целлюлоз тем больше, чем выше в них содержание азота. Фугасное действие нитратов целлюлоз с влажностью 25% можно сравнить с тротилом (табл.5).

Таблица 5.

Фугасное действие нитратов целлюлоз по Трауцлю
(навеска на сырую массу - 10г, капсюль-детонатор ТАТ №8)

Содержание азота		Влаж- ность, %	Расширение, см ³	
мл NО/г	%		незамороженного	замороженного
215,3	13,4	24,8	328	298
209,3	13,1	25,1	288	-
206,3	12,9	25,5	288	-
198,5	12,3	25,2	255	-
189	11,8	24,8	248	-
Тротил	-	-	285	-

У пироксилинов №1 и №2 с влажностью 10% и насыпной плотностью детонация более затруднительна и неполна по сравнению с сухим пироксилином.

При содержании 20% влаги пироксилин не детонирует даже от сильного удара. Обычно капсюль - детонатор тоже не вызывает детонации. Однако влажный пироксилин может полностью детонировать, если применить сухой пироксилин как промежуточный детонатор.

Кислые нитраты целлюлоз. После отжима в центрифуге кислые пироксилины нечувствительны к удару, однако они сохраняют свойства взрывчатых веществ. Так, например, нитраты целлюлоз с содержанием азота 11,8% (180 мл NO/г) при остаточной кислотности 54,2% показали: чувствительность к удару - 0, бризантность по обжатию свинцового цилиндра - отказ, фугасные действия по Трауцилю - 218 - 213 см³. Температура вспышки кислого пироксилина №1 - 112 - 114° С.

Время, в течение которого нитраты целлюлоз выдерживают при определенной температуре до разложения, резко уменьшается с увеличением температуры. Так, разложение кислого пироксилина №1 (210 мл NO/г) происходит с бурным газообразованием при 56° С через 7 - 8 часов, при 78° С уже через 30 - 40 мин.

Чувствительность к электрической искре. Параметром, характеризующим чувствительность к электрической искре, является минимальная энергия воспламенения. На некоторых фазах производства в технологических аппаратах нитраты целлюлоз могут находиться во взвешенном состоянии и вероятность их воспламенения от искрового заряда увеличивается, если заряд происходит не в массе, а в его пылевоздушной смеси. Например, в момент выгрузки водоотжимочной центрифуги 1/2ФГП - 909 К.

По данным исследовательских работ минимальная энергия воспламенения нитратов целлюлоз при их дисперсности 0,2 - 0,3 мм и влажности не более 4%, температуре окружающего воздуха 18 - 22° С и относительной влажности 40 - 70% составляет $2 \cdot 10^{-2}$ Дж (табл.6).

Конденсированные разряды с временем действия $6 \cdot 10^{-5}$ с с минимальной энергией $2 \cdot 10^{-2}$ Дж при проходе через высокоазотный пироксилин вызывают его детонацию, в случае низкоазотных нитратов целлюлоз наблюдаются вспышки. Пыль целлюлозы (ХЦ, ЦА, РБ) и пироксилинов (СА, ВА, НА) имеет максимальную энергию воспламенения одного порядка.

Таблица 6.

**Энергия воспламенения нитратов целлюлоз.
Время действия разряда $(3+9) \cdot 10^5$ с.**

Наименование	Содержание азота, %	Энергия разряда, Дж	Действие разряда	Физическое состояние
Нитраты целлюлоз	13,1	$2,3 \cdot 10^{-2}$	Иногда детонирует, чаще сгорает	Насыпной слой. Дисперсность 0,2+0,3 мм
	13,4	$2,81 \cdot 10^{-2}$	Сгорает	
	12,8	$2,3 \cdot 10^{-2}$	Воспламеняется	
Пыль пироксилина марок:				ПВС с условной массовой концентрацией 0,5+0,6 кг/(м ² ·с)
ВА	13,02	$3,8 \cdot 10^{-3}$	То же	
СА	12,76+13,01	$3,5 \cdot 10^{-3}$	"	
НА	2,39+12,52	$3 \cdot 10^{-3}$	"	
Пыль целлюлозы марок:				
ХС	-	$7 \cdot 10^{-3}$	"	-
ЦА	-	$6,2 \cdot 10^{-3}$	"	-
РБ	-	$6,8 \cdot 10^{-3}$	"	-

Примечание. Разряд конденсированный.

Растворимость нитратов целлюлоз

Под растворимостью нитратов целлюлоз в каком - либо растворителе понимают массовую долю растворившегося в нем компонента, который способен раствориться в данном растворителе при данной температуре. Растворение нитратов целлюлоз протекает в две стадии: набухание и собственно растворение, набухание - переходное состояние от несмешанных исходных нитратов целлюлоз и растворителя к однородной смеси компонентов. Все растворители нитратов целлюлоз имеют в своих молекулах полярную группу. Нитраты целлюлоз растворяются во многих органических растворителях. На их растворимость влияют содержание в них азота, вязкость, температура, однородность по степени этерификации и ММР, а также состав растворителя. Нитраты целлюлоз низкой вязкости растворяются в определенных растворителях, однако нитраты целлюлоз с таким же содержанием азота, но более высокой вязкостью могут только набухать в

этом растворителе. Такие полярные вещества, как кетоны, сложные эфиры, растворяют при комнатной температуре нитраты целлюлоз с любым содержанием азота (выше 10,5%) и вязкостью.

Низшие спирты - этиловый и метиловый - растворители органического действия (скрытые растворители). В этиловом спирте нитраты целлюлоз образуют растворы лишь при содержании в них $10,7 + 11,1\%$ азота при низкой вязкости. Так, нитраты целлюлоз с $10,7 + 11,1\%$ азота, что соответствует коллоксилинам марок СЧСВ, СПСВ, и условной вязкостью менее $0,98^\circ \text{Э}$ имеют растворимость в этиловом спирте до 100%, при условии объемной доли его не менее 96%. Нитраты целлюлоз с $11,9 + 12,3\%$ азота и условной вязкостью менее $0,98^\circ \text{Э}$ имеют растворимость в этиловом спирте от 10 до 30%. Нитраты целлюлоз с $11,7 + 12,4\%$ азота полностью растворяются только при -50°С .

Растворяющее действие метилового спирта, как и этилового, зависит от степени этерификации нитратов целлюлоз. Однако метиловый спирт - более активный растворитель, чем этиловый, и полностью растворяет многие нитраты целлюлоз даже при комнатной температуре с содержанием азота менее 12,6%. При -50°С в метиловом спирте растворяются нитраты целлюлоз с содержанием азота до 13,9%. Повышение температуры практически не влияет на растворимость нитратов целлюлоз в этиловом и метиловом спиртах.

Большое практическое значение имеют комбинированные растворители, состоящие из одного или двух активных растворителей, одного или нескольких скрытых растворителей и разбавителей со слабым растворяющим действием. Комбинированные многокомпонентные растворители широко применяются в лакокрасочной промышленности (табл.7).

Бинарные смеси растворителей позволяют получить оптимальный эффект растворения. Наиболее известна спиртоэфирная смесь. Растворитель такого состава широко применяется в пороховой промышленности. Растворимость нитратов целлюлоз в спиртоэфирном растворителе зависит от состава растворителя, содержания азота в нитратах целлюлоз.

Н. Степанов показал, что оптимальная растворяющая способность спиртоэфирного растворителя соответствует соотношению спирта и эфира 1:1,5. Зависимость растворимости нитратов целлюлоз в спиртоэфирном растворителе при соотношении спирта к эфиру 1:2 от содержания в них азота приведена на рис.4.

Таблица 7.

Примерные составы комбинированных растворителей.

Компонент растворителя	Содержание отдельных компонентов в составе, %		Назначение
	для нитроэмали	для нитролаков	
Бутилацетат	4,08+10,45	6,24+18,4	Растворители
Этилацетат	4,44+4,75	7,56+18,4	"
Ацетон	3,18+4,18	3,79+13,6	"
Этилцеллозольв	-	1,99+7,19	"
Циклогексанон	4,07	-	"
Спирт этиловый	9,52+14,64	7,03+11,17	"Скрытые" растворители ¹
Спирт бутиловый	16,06+20,9	6,24+15,06	"
Спирт изобутиловый	13,02+13,89	-	"
Толуол	10,23+29,86	18,64+31,3	Разбавители ²
Ксилол	-	2,07	"

¹ Повышает растворяющую способность основного растворителя (бутилацетата, ацетона, этилацетата).

² Снижает вязкость лакокрасочного материала и стоимость многокомпонентного растворителя.

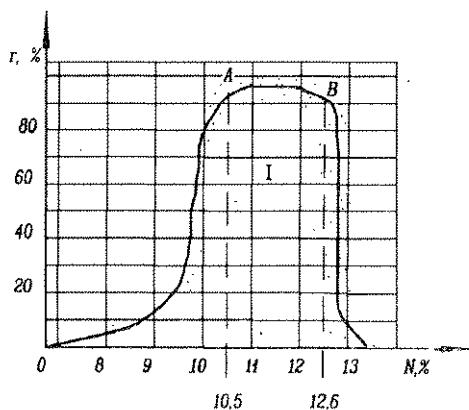


Рис. 4. Зависимость растворимости г нитратов целлюлозы в спиртоэфирном растворителе от содержания в них азота.

Нитраты целлюлоз с 7% азота почти не растворяются. С увеличением содержания азота в нитратах целлюлоз растворимость увеличивается и остается высокой до 12,6% азота, а затем быстро падает. Растворимые вещества расположены на площади I, вне этой площади располагаются нерастворимые нитраты целлюлоз. На участке кривой А - В расположены высокорастворимые нитраты целлюлоз с содержанием азота от 10,5 до 12,6%. Растворимость нитратов целлюлоз увеличивается с уменьшением степени полимеризации и их вязкости. Температура существенно влияет на скорость и полноту растворения. По данным И.В. Тишунина и Е.В. Зюзиной, растворимость пироксилинов №1, ВА, СА в спиртоэфирном растворителе (соотношение спирта к эфиру 1:2) при 1% массовой доле их в растворителе увеличивается с понижением температуры (рис.5), при этом скорость растворения возрастает. Так, например, при комнатной температуре полное растворение наблюдается через 1 час, при 40° С - через 3 мин.

Пироксилиновые пороха можно рассматривать как композиционные материалы, в которых связующим являются растворимые низкоазотные нитраты целлюлоз (пироксилин №2), а наполнителем нерастворимые высокоазотные нитраты целлюлоз (пироксилин №1), при этом пироксилин №2 практически должен иметь растворимость 99%. Из условий технологичности пороховых масс, получаемых из смесевых пироксилинов, растворимость их в спиртоэфирном растворителе должна быть для марок ВА 22 - 32% в зависимости от технологии изготовления порохов, марки СА не менее 32% при содержании азота в пироксилине №1 не менее 13%, в пироксилине №2 - 12 ÷ 12,4%.

Регулируя соотношение пироксилинов №1 и №2, получают требуемые марки смесевых пироксилинов. В производственных условиях при получении смесового пироксилина марки ВА допускается содержание в качестве связующего не менее 20% пироксилина №2.

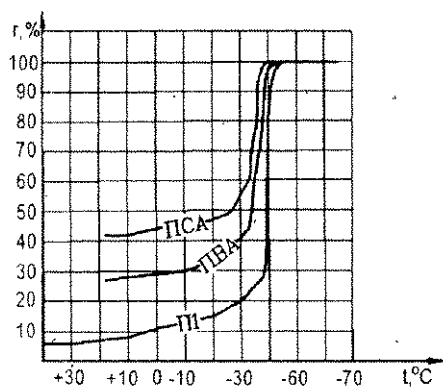


Рис. 5. Зависимость растворимости нитратов целлюлоз от температуры:

П1 - пироксилин №1;
 ПВА - пироксилин ВА;
 ПСА - пироксилин СА.

Намстилась тенденция к увеличению содержания азота в смесевых пироксилинах, особенно марки ВА. Дальнейшее повышение азота в смесевых пироксилинах возможно за счет увеличения содержания азота в пироксиле №1, что является трудной технологической задачей. Частичное повышение азота в них возможно за счет замены пироксилина №2 с $12,0 \pm 12,4\%$ азота пироколлодием с $12,6\% \pm 0,1\%$ азота. Тем более, что пироколлодий является наиболее однородным нитратом целлюлоз, хорошо растворяется в спирто - эфирном растворителе и обеспечивает получение однородной пластифицированной пороховой массы.

Растворимость нитратов целлюлоз с $11,82 \pm 12,7\%$ азота в труднолетучих растворителях (нитроглицерине, нитроасилитане, нитродигликоле и др.) незначительна и составляет при комнатной температуре не более 1% , с повышением температуры до $80 \pm 90^\circ\text{C}$ растворимость нитратов целлюлоз увеличивается.

Вязкость нитратов целлюлоз

Вязкость раствора нитратов целлюлоз часто является основным требованием к технологическому процессу их получения. При одинаковом содержании азота в нитратах целлюлоз и близких молекулярно-массовых распределениях полимера вязкость дает информацию о средней степени полимеризации, которая в значительной мере предопределяет физико-механические свойства нитроматериалов покрытий и плеснок.

В производстве лаков и красок для обеспечения технологичности раствора требуются нитраты целлюлоз малой вязкости, что соответствует степени полимеризации в пределах 100 ± 300 . В целлюлоидном коллоксиле допускается степень полимеризации 350 ± 600 . Допускать чрезмерное снижение вязкости, особенно для автомобильных и кожаных лаков, нельзя, так как низкая вязкость снижает прочность пленки. В других отраслях промышленности требуется высокая вязкость нитратов целлюлоз.

Большое значение имеет вязкость пироксилинов в производстве пироксилиновых порохов. Вязкость пироксилинов №1 и №2 - важный показатель для пороходелия. Уменьшение вязкости облегчает формование порохового шнура, улучшает и ускоряет пластификацию пороховой массы, снижает расход растворителя (дозировочный коэффициент растворителя). Однако очень низкая вязкость пироксилина уменьшает механическую прочность пороха. При аналитическом контроле качества нитратов целлюлоз по вязкости в основном руководствуются условной вязкостью их растворов в градусах Энглера.

Условная вязкость стандартных ацетоновых растворов промышленных нитратов целлюлоз изменяется от $0,95^\circ\text{Э}$ для особо низковязких коллокс-

силинов до 12°Э и более для высокоазотных нитратов целлюлоз - пироксилинов.

В пороховой промышленности при аналитическом контроле качества пироксилинов №1 и №2 по условной вязкости определяют по реологическим характеристикам 2%-ного их раствора в ацетоне при постоянных температурах. Колебание в расходе растворителя зависит в основном от условной вязкости пироксилина №2, при изменении вязкости от 3 до 12°Э расход растворителя увеличивается на 12%. Дальнейшее повышение условной вязкости не вызывает резкого увеличения расхода растворителя. Расход растворителя менее зависит от вязкости пироксилина №1, ее изменения от 8 до 60°Э повышают расход растворителя только на 2-8%, из-за большого расхождения между вязкостью пироксилина №1 и №2 в смесевом пироксилине не только увеличивается расход растворителя, но и образуются чешуи на поверхности порохового шнура и расширяется канал.

Наиболее рациональной условной вязкостью пироксилина №1 считается $6\pm 10^{\circ}\text{Э}$, для пироксилина №2 - $4\pm 8^{\circ}\text{Э}$; в заводских условиях для пироксилина №1 она равна $8\text{--}12^{\circ}\text{Э}$, пироксилина №2 - $6\pm 10^{\circ}\text{Э}$, что соответствует степени полимеризации 1000 ± 1200 . В лакокрасочной промышленности, где применяются в основном коллоксилины, при аналитическом контроле их качество оценивается по вязкости их растворов в комбинированном растворителе (ГОСТ Б936-73) состава, %: технический нормальный бутилацетат - 12,5; технический ацетон - 5; этиловый технический спирт - 17,5; технический бутанол или бутиловый нормальный синтетический спирт (н-бутинол) - 15; каменный толуол или нефтяной толуол - 50.

В зависимости от испытуемой марки коллоксилина готовят растворы в этом растворителе с массовой долей 8, 20 и 25%. Так, например, для коллоксилинов марок ВВ, ВВК, СВ, ЛМ готовят растворы с массовой долей 8%. За условную вязкость этих растворов принимают время (в секундах) прохождения стального шарика диаметром 7,938 мм слоя высотой 250 мм в вертикально установленной трубке, наполненной испытуемым раствором. Корреляции между вязкостями, определенными по этим методикам, не существует, так как растворители имеют различную активность по отношению к испытуемым нитратам целлюлоз, кроме того, испытуемые по этим методикам растворы имеют различную консистенцию. По растворяющей активности растворителя можно судить качественно и о фракционном составе нитрата целлюлоз.

Условная вязкость раствора нитрата целлюлоз зависит не только от условной вязкости самого нитрата целлюлоз, но и от типа растворителя или от состава комбинированного растворителя. При использовании растворителей с большей молекулярной массой условная вязкость раствора нитрата целлюлоз с одинаковой массовой долей возрастает. Она возрастает также с увеличением его степени этерификации. Растворы из разных партий нит-

ратов целлюлоз, полученные на одном и том же растворителе, с одинаковой их массовой долей могут иметь различные условия вязкости.

Условная вязкость растворов одних и тех же нитратов целлюлоз при одинаковых условиях будет тем меньше, чем активнее растворитель т.е. чем большей растворяющей способностью он обладает. Если лаки предназначены для покрытия изделия погружением (получение тонкой пленки), их изготавливают из коллоксилинов высокой вязкости, при покрытии распылением (для получения пленки с хорошими защитными свойствами) лаки изготавливают из низковязких коллоксилинов.

При хранении нитратов целлюлоз при 20°C условная вязкость не изменяется, при повышении температуры до $40+45^{\circ}\text{C}$ снижается. С повышением температуры условная вязкость всех растворов нитратов целлюлоз уменьшается, с понижением температуры - повышается. Не рекомендуется смешение разных партий нитратов целлюлоз для получения средней условной вязкости. При смешении нитратов целлюлоз с различной условной вязкостью ухудшаются физико-механические характеристики смеси по сравнению с исходными нитратами целлюлоз. При этом, чем больше разница условных вязкостей исходных нитратов целлюлоз, тем хуже физико-механические характеристики.

Химическая стойкость нитратов целлюлоз

Нитраты целлюлоз, изготовленные на азотной кислоте, смеси азотной и фосфорной кислот, электрохимическим способом, в среде азотная кислота - органические растворители, химически стойкие. В то же время, нитраты целлюлоз, полученные промышленным сернокислотным методом нитрификации, способны к самопроизвольному химическому разложению даже при умеренных температурах.

Промышленные методы стабилизации, связанные с измельчением, были созданы еще в 1865г. Абелем, но до настоящего времени природа процесса стабилизации в целом не выяснена.

Робертсон в 1906г. усовершенствовал процесс стабилизации, предложив использование кислых варок для разрушения омылением сернокислых эфиров нитратов целлюлоз. Значительный вклад в понимание физико-химических основ стабилизации нитратов целлюлоз и усовершенствования промышленных методов внесли русские ученые Д.И. Менделеев, А.В. Сапожников, А.А. Шмидт, И.Е. Мойсак, Г.К. Клименко, Р.А. Малахов. С их работами главным образом связано создание современных представлений о причинах неустойчивости нитратов целлюлоз и механизме процессов, протекающих при стабилизации.

Наиболее сильно на химическую стойкость нитратов целлюлоз влияет содержание в них связанной и свободной серной кислот. Связанная серная

кислота находится в виде смешанных серно-азотных эфиров. Свободную серную кислоту, находящуюся внутри волокна нитрата целлюлозы, согласно работам А.А. Шмидта, называют "закапсулированной" кислотой. Азотная кислота, которая ухудшает химическую стойкость, легко вымывается из нитратов целлюлоз.

Таблица 8.

Количество свободной серной кислоты и серно-азотных эфиров в нитрате целлюлоз в зависимости от степени его этерификации.

Содержание, %		
азота	свободной серной кислоты	серно-азотных эфиров
11,51	0,14	0,37
11,73	0,24	0,27
12,12	0,24	0,17
12,29	0,26	0,14
12,54	0,30	0,13
12,00	0,34	0,10
12,82	0,29	0,11
12,94	0,29	0,10
13,2	0,35	-

Примечание. Модуль этерификации 1:50. Время этерификации 1ч. Температура $25 \pm 2^\circ \text{C}$.

А.А. Шмидт впервые отдельно определил содержание свободной и связанной серной кислоты в нитратах целлюлоз в зависимости от степени их этерификации. Так, с увеличением азота в нитрате целлюлоз уменьшается содержание серно-азотного эфира, но увеличивается содержание "закапсулированной" серной кислоты (табл.8). Количество серно-азотных эфиров в нитрате целлюлоз зависит также от соотношения нитрационной смеси серной и азотной кислот. Данные этих зависимостей приведены ниже.

Отношение серной
кислоты к азотной:

5/1

3/1

1/1

1/3

Содержание серно-
азотного эфира, %

1,96

1,01

0,79

0,37

Серно-азотные эфиры легко разрушаются в процессе варки нитратов целлюлоз в нейтральной или слабокислой среде. Наиболее эффективно

использование разбавленных растворов серной и азотной кислот с массовой долей 0,1+0,3%.

При двух-трехчасовой варке серно-азотные эфиры в нитратах целлюлоз полностью разрушаются. Количество "закапсулированной" серной кислоты может составлять в среднем до 0,5% от массы сухих нитратов целлюлоз. По расчетам Шмидта, в некоторых зонах волокон массовая доля серной кислоты достигает 2+3%. Для удаления "закапсулированной" серной кислоты требуются более длительные щелочные варки. Так как нитраты целлюлоз чувствительны к омыляющим действиям кипящих щелочных растворов, массовая доля их не должна превышать $0,02 + 0,03\%$.

Практически на холоде серная кислота не может нейтрализоваться раствором щелочи.

Процесс диффузии свободной серной кислоты, в основном лимитирующей длительность стабилизации высокоазотных нитратов целлюлоз, можно ускорить, повышая температуру стабилизации. Влияние температуры на скорость стабилизации Шмидт объясняет с позиции теории мембранных равновесий - при повышении температуры увеличивается скорость диффузии электролитов через мембраны. С повышением температуры на каждые 10°C количество способных к диффузии ионов должно увеличиться в 2-3 раза. При повышении температуры на 80°C - в $1,5 \cdot 10^3$ раз. Таким образом, при $90 - 100^{\circ}\text{C}$ "закапсулированная" серная кислота может извлекаться из нитратов целлюлоз с большой скоростью. Следовательно, температура является главным фактором, ускоряющим процесс стабилизации.

Увеличить скорость диффузии серной кислоты можно, повышая давление. Такие режимы стабилизации осуществляют в автоклавах периодического и непрерывного действия. Этот метод широко применяется в промышленности, при этом решаются две задачи: стабилизация и снижение вязкости особенно при изготовлении низковязких нитратов целлюлоз. При стабилизации также снижается содержание азота в нитрате целлюлоз в результате гидролиза. С увеличением содержания азота в нитрате целлюлоз степень денитрации возрастает. Этим частично объясняется сложность получения высокоазотных нитратов целлюлоз сернокислотным методом.

Длительность стабилизации как диффузионного процесса зависит и от структуры волокна. Чем более рыхлую структуру имеет волокно, тем быстрее протекает стабилизация (вымывание серной кислоты).

Учитывая, что коллоксилины и пироксилин №2 (в отличие от пироксилина №1) содержат больше серно-азотного эфира и меньше свободной "закапсулированной" серной кислоты, для стабилизации низкоазотных нитратов целлюлоз требуется меньше времени, чем для высокоазотных.

Химическая стойкость определяется количеством окиси азота, выделяемым 1г нитратов целлюлоз при нагревании в течение 2ч при $132^{\circ} \pm 0,4^{\circ}\text{C}$.

В промышленности приняты следующие требования к химической стойкости: для пироксилина №1 - 3мл NO/г, для пироксилина №2 - 2 мл NO/г. Для пироксилина №2 значение химической стойкости достигается довольно легко, а для пироксилина №1 это является сложной технологической операцией, требующей значительного времени.

В процессе стабилизации происходят деструкция нитратов целлюлоз, снижение степени полимеризации. Степень полимеризации является важной характеристикой нитратов целлюлоз, которая в значительной степени определяет технологичность их переработки в пленки и пороха. Поэтому в технических условиях приводится норма по условной вязкости, которая косвенно характеризует степень полимеризации.

Скорость деполимеризации зависит от температуры. При повышении температуры обработки нитратов целлюлоз на 15° скорость деструкции увеличивается примерно в три раза. Одновременно со снижением вязкости уменьшается степень полимеризации нитратов целлюлоз, повышается их растворимость.

При изготовлении ряда низковязких нитратов целлюлоз стабилизация является средством снижения и регулирования их условной вязкости, и этим определяются условия стабилизации. Одна из важных характеристик нитратов целлюлоз - молекулярно-массовое распределение (ММР), оно во многом зависит от исходного сырья и условий протекания нитрации и стабилизации.

При одинаковой степени полимеризации исходных нитратов целлюлоз при автоклавной обработке получается нитрат целлюлозы с более равномерным составом по полимеризации за счет снижения содержания главным образом высокомолекулярных фракций.

При стабилизации могут происходить побочные процессы, которые приводят к потере азота "денитрации". Стабилизация в кислотной и щелочной среде в какой-то степени сопровождается гидролизом нитратов целлюлоз.

Скорость кислотного и щелочного гидролиза зависит от наличия в нитратах целлюлоз дефектных звеньев, в частности, окисленных альдегидных или карбоксильных группировок. Наличие их затрудняет стабилизацию, и при кислотном и щелочном гидролизе дополнительно теряется азот.

При стабилизации неизбежны потери азота (денитрация), и потери азота тем больше, чем более высокоазотны нитраты целлюлоз.

Кинетика и механизм химического разложения нитратов целлюлоз

Основные данные по механизму химического разложения нитратов целлюлоз были получены при изучении термического распада при $60/-$

180°C. Термическое разложение описывается уравнением автокатализа первого порядка:

$$\frac{d\eta}{dt} = K_1\eta + K_2(1 - \eta) \cdot \eta,$$

где η - глубина превращения,

K_1 - первая константа, характеризует стабильность молекулы нитрата целлюлоз,

K_2 - процесс автокатализа.

При химическом разложении нитратов целлюлоз выделяется большое количество газообразных и жидких продуктов, их состав зависит от природы образца и степени разложения. [6].

Так, в продуктах разложения наблюдается NO, NO₂, CO, H₂O, CH₂O, пары воды. NO₂ содержится в небольших количествах, что связано с ее очень высокой реакционной способностью. Из простейших органических соединений в продуктах разложения нитратов целлюлоз присутствует формальдегид, муравьиная кислота, ацетальдегид, глиоксаль, метан и др.

Наиболее сильное ускорение вызывают двуокись азота и пары воды, значительное ускорение - кислоты, в частности, серная.

В условиях удаления продуктов из зоны реакции энергия активации не зависит от содержания азота в образце и характера химических примесей. Энергия активации в этих условиях составляет (45 ± 2) ккал/моль.

Предэкспоненциальный множитель (даже при удалении продуктов из зоны реакции) зависит от содержания азота в образце нитрата целлюлозы. Энергия активации при K_2 сильно зависит от содержания азота и особенно от содержания серной кислоты и серноазотных эфиров. Изучение продуктов распада образцов нитратов целлюлоз, меченых радиоактивным изотопом кислорода O₁₈ нитратных групп, позволило выяснить в общих чертах механизм химического разложения.

Происходит отрыв двуокиси азота у C₂, затем следует разрыв C₂ - C₃ углеродных связей и отщепление второй молекулы двуокиси азота. Образовавшийся диальдегид целлюлоз взаимодействует с двуокисью азота, образуя двуокись углерода, муравьиный альдегид и т.д. В последнюю очередь происходит отщепление нитратной группы у C₆ с образованием двуокиси азота и формальдегида, а также деструкция макромолекулы целлюлоз до небольших фрагментов.

Глава III

Физико-химические основы этерификации целлюлоз.

О механизме процесса этерификации целлюлоз.

Рассмотрение физико-химических основ процесса этерификации целлюлозы кислотными смесями на основе азотной кислоты представляет достаточно сложную проблему. При этом необходимо учитывать наличие различных диффузионных стадий, связанных с проникновением различных компонентов кислотных смесей и прежде всего нитрующего агента к реакционноспособным гидроксилам целлюлозы, а также удаление компонентов отработанных кислотных смесей из волокнистого материала в раствор. Кроме того, в зависимости от состава нитрующей смеси и свойств целлюлозы может изменяться и механизм собственно химической реакции. В связи с исключительной сложностью процесса этерификации надежные данные по кинетике и механизму данного процесса удалось получить только в последние 10-15 лет [7], хотя некоторые существенные для понимания его особенностей результаты были опубликованы значительно раньше.

Этерификация целлюлозы - сложный многостадийный процесс. Он включает в себя взаимодействие целлюлозы с нитрующей смесью (капиллярное и межмолекулярное впитывание), выравнивание концентрации нитрующего агента (диффузионное проникновение) и собственно химическую реакцию - взаимодействие гидроксидов целлюлозы с азотной кислотой. Получать нитраты целлюлозы с заданными физико-химическими свойствами можно только изучив факторы, влияющие на скорость, протекания всех стадий процесса этерификации целлюлозы.

Содержание азота (или степень его этерификации) зависит от многих факторов и в первую очередь от состава нитрационных кислотных смесей и свойств целлюлозы. Влияние целлюлозного сырья иногда учитывают. Например, в монографии Майлса отмечается: "Степень нитрации целлюлозы любой данной нитрующей смесью является функцией кислотного состава. Различия, вызванные природой целлюлозы, почти не наблюдаются". Подобное противопоставление влияние состава нитрационной смеси и свойств целлюлозы неверно. Реакция этерификации протекает гетерогенно, поэтому термодинамику реакции (и, следовательно, степень этерификации) определяет массовая доля нитрующего агента внутри волокна. А эти массовые доли могут отличаться от массовой доли исходного состава нитрационной кислотной смеси. Состав нитрационной кислотной смеси опре-

деляет свойства продуктов гомогенных реакций, в частности, реакций получения нитратов моно- и полиатомных спиртов, однако в случае реакции нитрификации целлюлозы ситуация осложнена [8].

Образец целлюлозы способен впитывать большие количества нитрационной кислотной смеси (в зависимости от свойств целлюлозы до 40% по массе). Скорость этой стадии для хлопковых целлюлоз очень велика, и она может заканчиваться в течении нескольких секунд. Достигнув реакционно-способных гидроксильных групп, азотная кислота вступает с ними в химическую реакцию, при этом выделяется вода, которая уменьшает массовую долю азотных кислот.

В участках с более развитой капиллярной системой, где выше концентрация кислотной смеси, наблюдается более высокое содержание азота. С различной скоростью протекает и диффузия, сопровождающаяся донитрованием и денитрацией, гидролизом, окислением и другими побочными явлениями. Все это приводит к неоднородности нитратов целлюлоз по молекулярной массе, содержанию азота, растворимости. Значительное влияние на однородность нитратов целлюлоз оказывают условия протекания первой стадии реакции-набухания и капиллярного смачивания целлюлозы в нитрационной кислотной смеси.

Особенности этой стадии определяются сорбционными свойствами целлюлозы, которые зависят от содержания и химического состава примесей, удельной ее поверхности и характера пористо-капиллярной структуры. Существенное влияние оказывает и состав нитрационных смесей, поскольку азотная кислота, серная кислота и вода по-разному сорбируются целлюлозой.

Наилучшее впитывание наблюдается у хлопковой целлюлозы в кислотных нитрационных смесях с высоким содержанием азотной кислоты. С увеличением содержания азотной кислоты в нитрационной кислотной смеси уменьшается поверхностное натяжение и для чистых образцов хлопковой целлюлозы впитывание происходит практически мгновенно. Для нитрационных кислотных смесей, содержащих 40+ 50% азотной кислоты, поглощенной смеси достаточно для полного протекания реакции, при этом процесс можно вести при малых модулях (важно обеспечить хорошее впитывание). Диффузионное выравнивание массовой доли нитрационных кислотных смесей не имеет существенного значения, и получаются наиболее однородные нитраты целлюлозы.

Если нитрация проводится кислотной смесью с меньшим содержанием азотной кислоты или сорбирующая способность целлюлозы хуже из-за наличия гидрофобных примесей, то количества кислотной смеси, поглощенной при капиллярном впитывании, недостаточно для окончания реакции. Ее скорость замедляется и определяется скоростью диффузии компонентов внутрь целлюлозного волокна. В результате нитрации пол-

учается неоднородный продукт, и реакцию необходимо вести при большом модуле. Механизм нитрации детально не изучен. Основные данные о механизме проникновения нитрующего агента в целлюлозном материале получены методами рентгено-структурного анализа и ИК - спектроскопии.

При наличии капилляров размером больше молекулы нитрующая смесь проникает в них под действием поверхностных сил. Существует несколько представлений о механизме проникновения нитрационной смеси внутрь волокна.

Процесс проникновения отличается от тепловой диффузии. Он зависит от характера химических связей функциональных групп, вступающих в реакцию. Рассмотрим две альтернативные возможности:

- при постепенном проникновении нитрующего агента внутрь целлюлозного материала реакция протекает вначале на поверхности, затем внутри ее, определяющим фактором является величина внутренней поверхности целлюлозных материалов;
- нитрующий агент равномерно распределяется по структуре волокна целлюлозы, и его молекулы вступают в реакцию с гидроксилами одновременно.

Невозможно однозначно установить действительный механизм проникновения реагента внутрь волокна, тем более описать этот процесс количественно. Но можно предполагать, что в начальной стадии реакция протекает неравномерно, однако постепенно реакционная среда становится более однородной. При нитрации целлюлоз смесью азотной и фосфорной кислот доступность гидроксильных групп постепенно увеличится. Для доказательства были использованы данные ИК- спектроскопии и рентгенографии.

При нитрации смесью азотной и серной кислот первоначальное увеличение доступности гидроксильных групп не больше, чем при нитрации смесью азотной и фосфорной кислот, при этом спектры недоступных для реакции участков идентичны спектру исходной целлюлозы. Однако к концу нитрации, проводимой в присутствии серной кислоты, ИК- спектры продукта становятся близки к ИК-спектрам нитрата, полученного с смеси фосфорной и азотной кислот. Это доказывает, что в начале нитрации (при использовании промышленных нитрационных смесей) реакция протекает неравномерно, но эта неравномерность исчезает по мере увеличения степени этерификации.

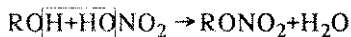
Рассмотрим механизм химической реакции взаимодействия гидроксильных групп с азотной кислотой. Предполагалось, что нитрация целлюлозы протекает по механизму этерификации согласно схеме



т.е. в обменной реакции участвуют гидроксильные группы целлюлозы. Но в 1951г. Клейн и Ментсер, изучая реакцию взаимодействия целлюлозы с азотной

гидратой, меченной изотопом кислорода O_{18} , показали, что в каждой группе $CN-OH$ происходит замещение H на NO_2 , а не OH на NO_3 . В продукте реакции содержится два, а не три атома кислорода азотной кислоты.

Следовательно, реакция целлюлозы с азотной кислотой протекает по механизму O -нитрования [9]

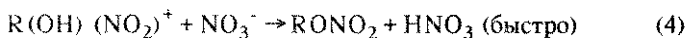
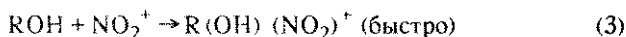
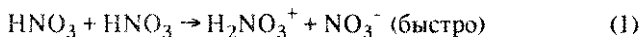


По этому механизму протекает реакция моно- и полиатомных спиртов с азотной кислотой.

Компоненты нитрационных смесей могут вступать в сложные взаимодействия. Для понимания механизма химической реакции необходимо выяснить природу нитрующего агента. первоначально нитрующим агентом считали азотную кислоту (в частности, А.В.Сапожников, который в своих работах широко использовал представления гидратной теории Д.И.Менделеева). По данным Ганча, азотная кислота находится в двух формах, отличающихся цветом и другими свойствами. Из них только одна форма способна к диссоциации. Нитрующей способностью, согласно этим представлениям, обладает псевдоформа азотной кислоты $HONO_2$. Теория Ганча и близко примыкающая к ней теория нитрационных смесей Фармера представляют в основном исторический интерес.

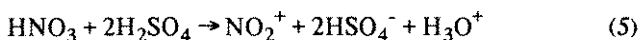
Современные представления о механизме нитрования органических соединений основываются на классических исследованиях К.Ингольда [9]. В основу этого механизма положено существование реакционноспособного катиона нитрония NO_2^+ , которое доказано несколькими независимыми методами. В частности, он дает линии в спектре комбинационного рассеяния света (РКС). получены соли нитрония: $(NO_2)^+ (ClO_4)^-$ - перхлорат нитрония; $(NO_2)^+ (S_2O_7)_2^-$ - персульфат нитрония; $(NO_2)^+ (BF_4)^-$ - борфторит нитрония и др. Ионное строение солей нитрония подтверждено рентгеноструктурными анализами. Катион нитрония является эффективным нитрующим агентом в реакциях нитрования ароматических соединений.

Для O -нитрования спиртов К.Ингольдом предложена следующая последовательность реакций:

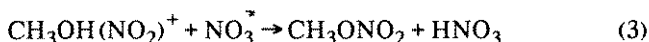
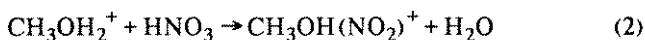
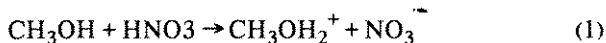


Таким образом, в данном механизме лимитирующей стадией является образование катиона нитрония.

В присутствии серной кислоты образование иона нитрония облегчается:



Существуют и другие механизмы О - нитрования спиртов и целлюлозы. Так, Л.Т.Еременко была предложена следующая схема последовательных реакций:



Согласно с представлениями Еременко, нитруется протонированная форма спирта CH_3OH_2^+ .

Вопрос о механизме О - нитрования окончательно не решен. Это связано прежде всего со сложностью экспериментального определения энергии активации отдельных стадий того или иного механизма.

Некоторые вопросы физико - химии нитрационных кислотных смесей на основе HNO_3 .

Состав нитрационных кислотных смесей в значительной мере определяет свойства полученных в них нитратов целлюлоз: содержание азота, растворимость, химическую стойкость, СП. Уже в первых работах, посвященных изучению нитрации целлюлоз, делались попытки связать физико-химические свойства и прежде всего содержание азота с составом нитрационных смесей. Впервые это удалось А.В.Сапожникову, классические исследования которого сохраняют свое научное значение и составляют фундамент термодинамики нитрационных смесей.

А.В.Сапожников считал, что степень этерификации должна изменяться симбатно концентрации свободной азотной кислоты. Для определения парциальных давлений паров азотной кислоты он пропускал через кислотную смесь точно измеренный объем сухого воздуха и устанавливал количество азотной кислоты, удаленной воздухом из кислотной смеси. На основании этих исследований было показано, что содержание азота в нитратах целлюлозы меняется симбатно изменению парциальных давлений азотной кислоты в смесях, в которых они были получены. Свои результаты Сапожников представил в виде треугольников состав-свойства (рис.6,7). На рис.6 кривыми показаны тройные смеси с различным соотношением азотная кислота - серная кислота - вода, имеющие одинаковые парциальные давления паров азотной кислоты. По мере добавления воды или серной кислоты к азотной кислоте парциальное давление паров азотной кислоты

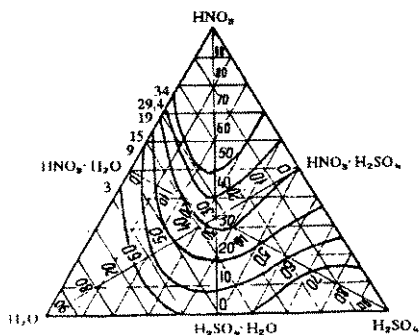


Рис. 6. Зависимость давления паров азотной кислоты над тройными смесями от их состава.

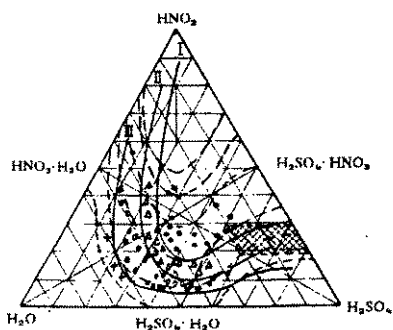


Рис. 7. Зависимость давления паров азотной кислоты и содержания азота в нитрате целлюлоз от состава нитрационных кислотных смесей.

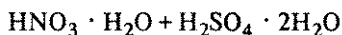
▨ - область технической этерификации;
 - - - - - одинаковое постоянное парциальное давление паров азотной кислоты над смесями.

быстро падает. При добавлении определенных количеств серной кислоты к двойным смесям азотной кислоты и воды давления паров азотной кислоты над кислотными смесями возрастает. Серная кислота связывает воду и освобождает азотную кислоту в виде моногидрата $\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$. Кривые равных давлений при этом отодвигаются вниз к линии вода - серная кислота, затем снова поднимаются. А.В. Сапожников это явление связал с дегидратацией азотной и серной кислот и появлением паров азотной кислоты (рис. 7). На диаграмме Сапожникова сопоставлены данные по давлению паров азотной кислоты над кислотными смесями и содержанию азота и получаемых на них нитратов целлюлоз. Сплошными линиями отмечены области давлений, при которых нитраты целлюлоз близки по содержанию азота, пунктиром-область, где давление паров азотной кислоты над кислотными смесями разного состава равны. Площадь диаграммы делится на четыре участка. Вправо от кривой I расположен участок давлений, при которых получают высокоазотные нитраты целлюлоз с содержанием азота выше 13%. Влево от кривой III - участок давлений, при которых обработка целлюлозы нитросмесями не приводит к образованию нитратов целлюлоз. Между кривыми I и III заключен участок давлений, при которых получают нитраты целлюлоз с содержанием 12,5% азота, растворимые в смесях спирта и эфира, между II и III - участок давлений, при которых получается низкоазотные, хорошо растворимые в смесях спирта и эфира нитраты целлюлоз (коллоксилины).

Технические нитраты целлюлоз с содержанием 10+13,8% азота можно получать, используя большое число нитрационных кислотных смесей различного состава, занимающих значительную часть треугольника А.В.Сапожникова. В промышленных условиях используется только область технической этерификации, отвечающая содержанию азотной кислоты в нитрационной смеси до 45%. Составы с более высоким содержанием азотной кислоты экономически нецелесообразны из-за ее высокой стоимости. Кроме того, в кислотных смесях с большим содержанием азотной кислоты быстрее протекает денитрация. Данные диаграммы показывают четкую зависимость между давлением паров азотной кислоты над кислотными смесями и свойствами нитратов целлюлоз, получаемых на этих смесях. Нитрующей способностью, по Сапожникову, обладает только свободная азотная кислота в виде моногидрата. Серная кислота выполняет роль водоотнимающего средства. максимальной нитрующей способностью обладают кислотные смеси с максимальным давлением паров азотной кислоты, т.е. максимальным содержанием моногидрата азотной кислоты. В общем виде состав таких кислот может быть выражен



При избытке воды в смесях способность серной кислоты связывать воду уменьшается, и при стехиометрическом соотношении, отвечающем $2\text{H}_2\text{O} \cdot \text{H}_2\text{SO}_4$, серная кислота не связывает воду. При дальнейшем добавлении воды количество свободной азотной кислоты уменьшается. если серная и азотная кислоты насыщены водой, нитрующее действие кислотных смесей практически прекращается. При этом состав нитросмесей



А.В. Сапожников формулирует это вывод так: "В момент, когда количество серной кислоты равно количеству воды (в молях), а тройная кислотная смесь имеет состав $\text{HNO}_3 + n (\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O})$, азотная кислота освобождается от воды. Когда соответствующая пропорция азотной кислоты и свободной воды достигает соотношения $\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, то нитроцеллюлозы не образуется".

Теория нитросмесей Сапожникова в свое время сыграла большую роль. Было показано значение отдельных компонентов нитрационных смесей и намечены пути для правильного подбора их составов. Впервые было объяснено значение серной кислоты и воды в составе нитрационной смеси. Роль серной кислоты в нитрационной смеси сводится к присоединению выделившейся в процессе реакции этерификации воды и предотвращению окислительных процессов и деструкции целлюлозы.

Некоторые положения теории Сапожникова устарели, однако современные теории нитросмесей не отвергают их, а только уточняют или раз-

вивают, поскольку динамический метод определения парциального давления паров азотной кислоты недостаточно точен, Вандонне (Vandonne) повторил опыт Сапожникова, используя более точный статистический метод определения парциального давления. Его результаты позволили уточнить выводы Сапожникова относительно нитрационных кислотных смесей, отвечающих началу протекания реакции. Более точно соотношения можно выразить как $\text{HNO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (при этих соотношениях участвуют нитраты целлюлозы с содержанием 9% азота).

Линии, отвечающие постоянной активности азотной кислоты и проценту азота, практически параллельны при высоком содержании азотной кислоты в смеси, однако с увеличением содержания серной кислоты в смеси они все больше расходятся (это связано с существованием равновесия реакций этерификации).

во многих случаях денитрация нитратов целлюлоз протекает с заметной скоростью. Так, по данным Берля, если образец с 13,5% азота поместить в нитрационную смесь, в которой удастся получить образец с 12,4% азота, то за 3 часа (60° C) содержание азота в первом образце понизится до 12,3%.

При увеличении содержания азотной кислоты в смеси повышается скорость денитрации. Чем больше содержания азота в образце, тем быстрее идет денитрация. Денитрация протекает при стабилизации, в процессе кислой и содовой варок, а также при отжиме кислот из нитрата целлюлоз. Денитрация нитратов целлюлоз разбавленными нитрационными кислотными смесями - гетерогенный процесс. Скорость его, как и скорость реакции этерификации, определяется скоростью диффузии. Поэтому денитрация из-за меньшей интенсивности процессов смачивания и диффузии в нитратах целлюлоз протекает медленнее, чем реакция этерификации. Денитрация нитратов целлюлоз зависит от массовой доли рекуперационных кислот, времени контакта нитрата целлюлоз с ними и температуры. Чем ниже температура рекуперационных кислот и меньше время их контакта с нитратом целлюлоз, тем меньше денитрация. При денитрации в первую очередь омыляются высокоэтерифицированные фракции. Следовательно, при рекуперации необходимо несколько возможно уменьшить время их контакта с нитратом целлюлоз. при периодической технологии это достигается центрифугированием реакционной смеси. При непрерывном процессе рекуперации кислот необходимо принять орошающие кислоты с низкими температурами (не выше 6° C) особенно на первых зонах вытеснения. Целлюлозные материалы должны быть с хорошими фильтрующими свойствами.

Содержание азота в нитратах целлюлоз может уменьшаться и в следствии деструктивных окислительных процессов, протекающих по радикальному механизму. Введение в состав нитрационных смесей ингибиторов

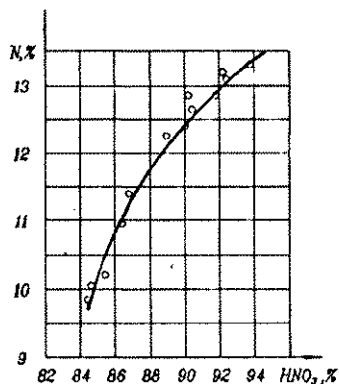


Рис. 8. Зависимость степени этерификации нитрата целлюлозы от массовой доли азотной кислоты (в системе азотная кислота + вода).

радикальных реакций увеличивает степень полимеризации и повышает механическую прочность нитратов целлюлозы. Протекание денитрации позволяет говорить об обратимости реакции этерификации. Поэтому для данной реакции существует константа равновесия, которую необходимо определить для установления термодинамического предела протекания реакции этерификации. В работе Вильсона и Майлса [5] сопоставлены расчетные и экспериментальные значения содержания азота при этерификации азотной кислоты (рис.8).

В теории нитрационных кислотных смесей Сапожникова важное значение имеют составы с мольным соотношением серной кислоты и воды 1:1. Спектральные исследования концентрации катиона нитрония подтвердили, что при этом соотношении наблюдается максимальная концентрация. Из всех нитрующих агентов ион нитрония наиболее активен, однако не единственно возможный в данной реакции.

Нитрация протекает и в парах азотной кислоты при очень низких давлениях, когда в них нет жидкости. Шедан, используя нитрационные кислотные смеси, изучил область существования иона нитрония в промышленных кислотных смесях (рис.9). Область существования иона нитрония (на рисунке заштрихована) не совпадает с областью, в которой протекает этерификация целлюлозы. Линией Шедана С-С треугольник делится на две области. Эти результаты являются веским доказательством возможности существования в сернокислотных нитрационных смесях иных нитрующих агентов. С точки зрения механизма О- нитрования состав нитрующих смесей существен прежде всего для стадии образования нитрующего агента. Так, например, этерификация целлюлозы в среде органических растворителей азотной кислотой может ускоряться за счет уменьшения энергии активации образования катиона нитрония (механизм Ингольда) или образование протонированной формы гидроксила (схема Еременко). Рассмотренные закономерности влияния состава кислотных смесей не учитывают

- 3 этап- диффузия жидкого агента в пористом слое к внешнему контуру целлюлозных волокон;
- 4 этап- диффузия нитрующего агента по микропорам;
- 5 этап- химическое взаимодействие нитрующего агента с ОН - группами целлюлозы.

При этом возможными скоростью определяющими стадиями могут являться : заполнение пустот и капилляров нитрующей смесью (этап 3); внутренняя диффузия нитрующего агента (этап 4); химическая реакция нитрующего агента с ОН группами целлюлозы (этап 5).

Исследование пористой структуры целлюлозы свидетельствует о том, что ее можно рассматривать как бидисперсную среду, характеризующуюся двумя основными размерами пор- макропорами ($r_1=6\text{мкм}$) и микропорами ($r_2 = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ мкм}$). Анализ динамики заполнения пустот и капилляров целлюлозы нитрующей смесью проводить на базе модели, представляющей пространство пор в виде одинаковых извилистых цилиндров, связанных друг с другом в каждом сечении развитой системой микропор.

Теоретический расчет конечного времени пропитки (t_k) для случая взаимодействия целлюлозы с концентрированной азотной кислотой показывает, что для макропор (t_k)- 10^{-4} с, для микропор -0,6с.

В случае нитроцеллюлозного полотна удовлетворяется параболическая зависимость в соответствии с уравнением Козени-Кармана, в то время как для целлюлозного полотна прямолинейный участок крайне ограничен, а скорость пропитки значительно ниже, чем в первом случае. Очевидно, это связано с процессами нитрования и структурирования целлюлозного материала и изменением в следствие этого пропускной способности отдельных участков целлюлозного полотна.

Описание кинетики нитрования целлюлозы не 4 и 5 этапах сводится к решению задачи смешанной кинетики в микропористых средах.

В качестве простейшей модели реакции целесообразно выбрать случай взаимодействия твердого тела в виде бесконечной пластины с нитрующим раствором HNO_3 - KNO_3 . При выводе основного кинетического уравнения были сделаны следующие допущения:

- химическая реакция подчиняется законам элементарной кинетики, обратима и имеет порядок по нитрующему агенту;
- скорость реакции относится к усредненной ОН - группе и может быть выражена уравнением

$$V_i = K_i (C_i - C_p) = \frac{1}{V_{mn}} \cdot \frac{dx}{dt} \quad (1)$$

где K_i - константы скорости продвижения реакционной поверхности раздела, см/с

C_1 - концентрация нитрующего агента на реакционной поверхности раздела, моль/дм²;

C_p - концентрация нитрующего агента в условиях равновесия, моль/дм²;

x - глубина проникновения реакции в направлении, перпендикулярном поверхности пластины, см;

t - текущее время протекания реакции, с;

$V_{\text{мп}}$ - мольный объем целлюлозы, дм³/моль;

реакция протекает в условиях квазистационарности, т.е. поток реагирующих частиц к реакционной поверхности раздела (Φ_1) равен скорости химической реакции

$$V_1 = \Phi_1 = -[D] \frac{dc}{dx} = [D] \frac{C - C_1}{x} \quad (2)$$

где $[D]$ - коэффициент диффузии, имеет смысл макроконстанты и относится к взаимодиффузии нитрующей частицы и продуктов нитрации в пористой среде целлюлозного полотна, см²/с;

C - концентрация нитрующего агента в объеме раствора, моль/дм²;

Соответствующая комбинация уравнений (1) и (2), преобразование и интегрирование их приводит к основному кинетическому уравнению

$$\frac{t}{\tau} = \alpha^2 + \frac{\lambda_p \alpha}{1 + \lambda_p} \quad (3)$$

где α - глубина реакции;

τ - время окончания реакции, с;

λ_p - параметр, характеризующий относительную влажность стадии диффузии в слое твердого продукта.

Уравнение (3) имеет два предельных случая:

1. Если коэффициент диффузии велик или в более общем случае параметр $\lambda_p \rightarrow \infty$, то основное кинетическое уравнение примет вид $t/\tau = \alpha^2$.

Данное выражение учитывает тот тривиальный факт, что при постоянных температуре и концентрации нитрующего агента скорость реакции постоянна и соответствует удельной скорости химической реакции на поверхности раздела.

2. В другом случае, когда параметр $\lambda_p \rightarrow 0$, уравнение (3) приобретает вид $t/\tau = \alpha^2$, характерный для процессов в слое твердого продукта.

Все промежуточные случаи соответствуют смешанному диффузионно-кинетическому контролю скорости реакции. Необходимо подчеркнуть, что уравнение (3) и выводы из него правомерны только в том случае, если вся внутренняя поверхность целлюлозного материала мгновенно вступает в реакцию, реакционная поверхность раздела в ходе реакции не изменяется

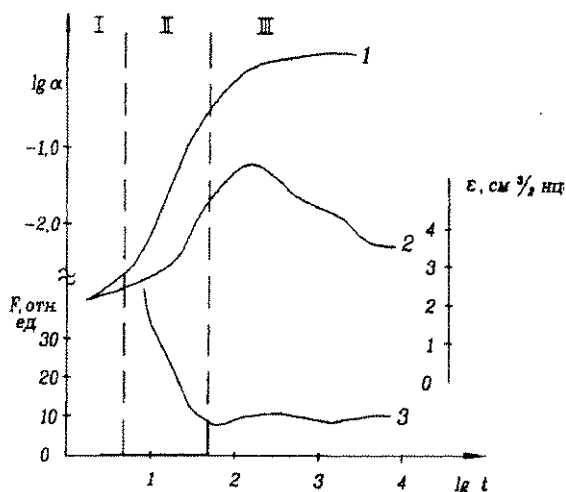


Рис. 10. Кинетические кривые нитрования целлюлозы в 20% растворе KNO_3 в HNO_3 при 0°C . 1 - изменение глубины реакции; 2 - объем поглощенной нитрационной смеси; 3 - прочность волокна на разрыв.

и отсутствуют процессы, изменяющие пористую структуру целлюлозы. При наличии указанных факторов форма кинетической кривой (рис.10) может быть искажена.

На основе гетерогенно- кинетической модели в работе [11] была исследована кинетика нитрования целлюлозы модельной нитрующей смесью $\text{HNO}_3 - \text{RNO}_3$. Было установлено, что на кинетической кривой (рис.10) отчетливо проявляются три основных участка. Первый участок соответствует кинетическому или индукционному периоду. Удельный объем поглощенного нитрующего раствора в течении этого периода примерно соответствует удельному внутреннему объему целлюлозы и свидетельствует о заполнении пустот и макропор жидким реагентом. В то же время глубина реакции на этой стадии незначительна и соответствует замещению OH -групп, выстилающих внутреннюю поверхность макропор.

Таким образом, индукционный период приводит к образованию реакционной поверхности раздела.

На втором (II) кинетическом участке после образования реакционной поверхности раздела начинается быстрое превращение целлюлозы. Этот процесс отражается в возрастании наблюдаемой скорости реакции и достижения предельного значения. При этом целлюлозное волокно быстро теряет свою прочность, а объем поглощенного раствора значительно возрастает, во много раз превышая исходное значение. Эта область соответствует раз-

нению реакционной поверхности раздела и формированию, в конечном счете, фронта реакции.

В области средних значений глубины реакции наблюдается достаточно резкий переход к третьему (III) участку. При этом возрастает прочность волокна, и начинается сокращение внутреннего объема. Принимая во внимание этот факт, можно предположить, что на этой стадии начинается процесс структурирования полимерной матрицы целлюлозы, связанный с образованием определенной нитратной структуры. В результате этого уменьшается внутренний объем целлюлозы, что приводит к снижению эффективного коэффициента диффузии.

На заключительной, третьей стадии реакция протекает в диффузионном режиме, о чем свидетельствует типичная Г-образная кривая фиковской диффузии в соответствующих координатах.

Таким образом, на основе рассмотренной простейшей модели удастся количественно описать процесс нитрования целлюлозы. Причем в отличие от эмпирических моделей, все используемые величины имеют ясный физический смысл. В литературе до последнего времени отсутствовали надежные данные по величине энергии активации гетерогенного нитрования целлюлозы E_a . Величины энергий активации, вычисленные различными авторами, значительно отличаются друг от друга и, как правило, превышают значения, характерные для диффузионно-контролируемых процессов.

С использованием описанной выше модели в работе [11] впервые было достаточно надежно установлено, что наблюдаемое значение E_a не постоянно в ходе реакции (рис. 11), с чем, очевидно, и связаны различия в литературных данных. В процессе реакции с изменением превращения (α) наблюдается увеличение энергии активации (E_a). Рост величины наблюдаемой энергии активации в ходе реакции можно связать с перемещением реакций из неориентируемых участков в высокоупорядоченные области, обладающие меньшей внутренней энергией.

Интересные для понимания общих закономерностей нитрования целлюлозы данные были получены в перспективной системе HNO_3 - N_2O_5 . В связи с высокой активностью N_2O_5 можно было ожидать, что предельно гетерогенное протекание реакции в условиях высокой нитрующей активности нитрующей смеси, слабого амортизирующего эффекта и высокой скорости

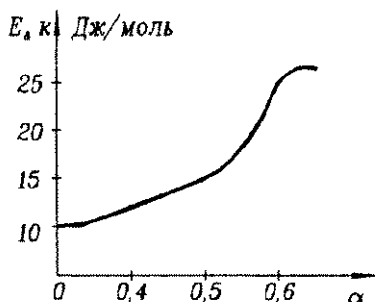


Рис. 11. Зависимость энергии активации E_a от глубины превращения α .

реакции приведет к химически неоднородному продукту, состоящему из предельно замещенных и незамещенных звеньев. И наоборот, квазигомогенном режиме, в условиях примерно равной доступности ОН групп образуются нитроэфиры целлюлозы с мономерным составом, близким к равновесному. Однако в действительности наблюдается промежуточный вариант, что свидетельствует в пользу механизма с выравниванием концентрации по образцу полимерной матрицы.

Зависимость характеристики стадии структурирования приводит к выводу о существовании минимального значения глубины реакции, при котором начинаются процессы структурных превращений. Эта величина достигается при нитровании в мягких условиях, близким к равновесным. Анализ мономерного состава нитроэфиров целлюлозы методом ЯМР ^{13}C свидетельствует о том, что решающим фактором для начала структурирования по типу НЦ- структуры является, по-видимому, почти полное замещение у 6 углеродного атома.

Рассмотренная выше модель гетерогенной этерификации целлюлозы была использована для описания кинетических данных в различных нитрующих смесях: $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$, $\text{HNO}_3 - \text{N}_2\text{O}_4 - \text{N}_2\text{O}_5$, $\text{HNO}_3 - \text{Me}(\text{NO}_3)_2$. Во всех случаях на кинетических кривых отмечались характерные участки, описанные выше (индукционный период, область структурирования и область чисто диффузионного контроля скорости реакции). Исследование температурной зависимости показывает, что характер изменения экспериментальной энергии активации полностью соответствует предположению о том, что экспериментальная энергия активации процесса нитрования целлюлозы является кажущейся величиной, отражающей в той или иной степени вклад различных физических и физико-химических процессов. Таким образом, при известных характеристиках пористой структуры целлюлозы и физико-химических свойств нитрующей смеси возникает возможность моделирования или прогнозирования кинетической кривой.

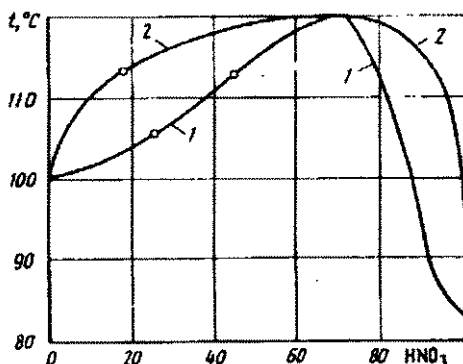
Влияние состава нитрационных кислотных смесей на процесс этерификации.

При производстве нитратов целлюлозы образуется значительное количество отработанных нитрационных кислотных смесей. Для повторного их использования эти кислоты разделяются на составные части и укрепляются до нужной массовой доли.

При формировании технологического процесса разгонки и управления им необходимо учитывать основные физические свойства нитрационных кислотных смесей и составляющих их компонентов. К ним относятся: пар-

Рис. 12. Диаграмма кипения системы $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$.

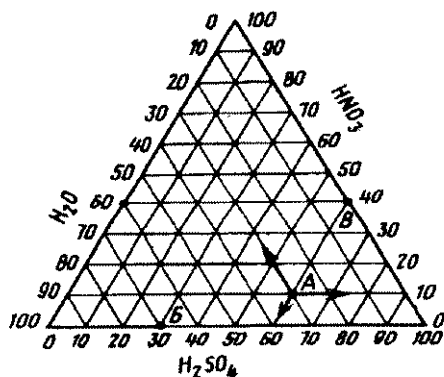
1 - жидкость;
2 - пар (массовая доля составных частей выражена в процентах).



циальное давление паров; теплоемкость, плотность, температуры кипения и замерзания, температуры смешения.

Крепкую азотную кислоту (около 98%) нельзя получить ректификацией водных растворов азотной кислоты, так как бинарная (двойная) система $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ образует азеотропную смесь с температурой кипения около $121,9^\circ\text{C}$ и с массовой долей 68% HNO_3 . Кривая температур кипения азотной кислоты имеет точку экстремума, в которой по закону Коновалова состав пара и жидкости одинаков (рис. 12). Следовательно, в производственных условиях обычной перегонкой разбавленной азотной кислоты возможно повысить массовую долю HNO_3 до 67+68%. Более концентрированную азотную кислоту из разбавленной получают введением в бинарную систему $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ третьего компонента, обладающего водоотнимающими свойствами (понижающими парциальное давление па-

Рис. 13. Треугольная диаграмма состава тройных смесей $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$ (массовая доля составных частей выражена в процентах)



ров воды над раствором). Такими веществами могут быть: концентрированная серная кислота; фосфорная кислота; хлориды кальция и магния; сульфаты натрия и кальция; концентрированные растворы нитрата магния. Наиболее изучена из них серная кислота (12,13).

Серная кислота влияет на состав пара над кислотными смесями H_2SO_4 - HNO_3 - H_2O , что следует из треугольных диаграмм "состав свойств". Впервые такой метод для изучения основных свойств нитрационных кислотных смесей был предложен А.В.Сапожниковым. На рис.13 приведена треугольная диаграмма нитрационных кислотных смесей. В равностороннем треугольнике сумма расстояний от любой точки внутри треугольника до его сторон, измеренных по линиям, параллельным сторонам, равна длине треугольника. Из этого следует, что любая точка внутри треугольника отвечает определенной массовой доле (в процентах) тройной нитрационной смеси, а каждая точка на стороне треугольника соответствует составу двухкомпонентной системы. Так, например, точка А соответствует нитрационной смеси с массовой долей 60% H_2SO_4 , 10% HNO_3 и 30% H_2O , точка Б представляет двухкомпонентную смесь с массовой долей 30% H_2SO_4 и 70% H_2O , точка В - 40% HNO_3 и 60% H_2O .

На треугольной диаграмме (рис.14) зависимость плотности от состава смесей показана линиями постоянных значений плотности (изоплотностей) кислотных смесей HNO_3 - H_2SO_4 - H_2O . Как видно из диаграммы,

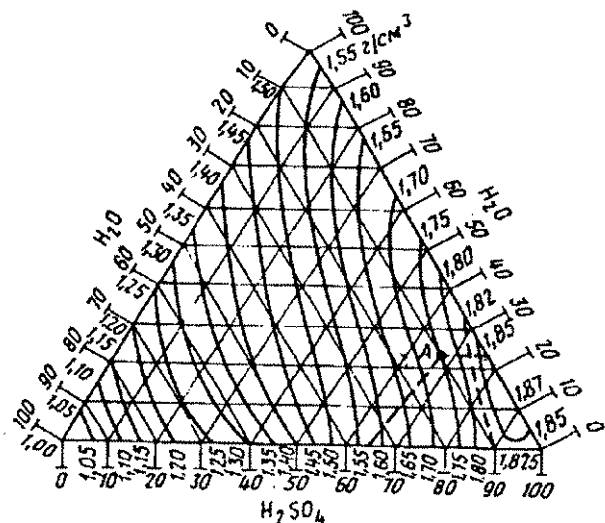


Рис. 14. Плотность растворов смеси HNO_3 - H_2SO_4 - H_2O при 10°C (массовая доля составных частей выражена в процентах).

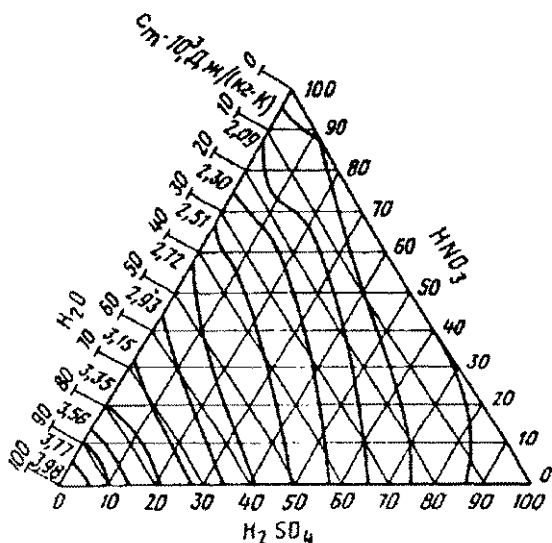


Рис. 15. Удельная теплоемкость растворов тройных смесей HNO_3 - H_2SO_4 - H_2O при 25°C (массовая доля составных частей выражена в процентах).

плотность смесей увеличивается с уменьшением в них массовой доли воды. Если, например, необходимо определить плотность кислотной смеси с массовой долей 65% H_2SO_4 , 25% HNO_3 и 10% H_2O , для этого на основании треугольника находится точка, соответствующая 65% H_2SO_4 , затем на правой стороне треугольника - точка, соответствующая 25% HNO_3 , и на левой стороне - 10% H_2O . Пересечение линий, проведенных из этих точек параллельно сторонам треугольника, дает точку А на линии постоянных значений плотностей, соответствующую плотности $1,7\text{г/см}^3$.

На треугольной диаграмме (рис.15) аналогично диаграмме плотностей (см.рис.14) показаны линии постоянных значений теплоемкостей кислотных смесей HNO_3 - H_2SO_4 - H_2O . Теплоемкости кислотных смесей по этой диаграмме находят аналогично определению плотности по диаграмме (рис.14).

Большое практическое значение имеет температура кристаллизации. При решении вопросов хранения, транспортирования водных растворов азотной и серной кислот необходимо учитывать температуру их кристаллизации. Примеси, загрязняющие кислотные смеси, влияют на температуру их замерзания. В табл.9 приведены данные М.Ш.Гельфана о

температурах замерзания кислотных смесей, загрязненных продуктами нитратов целлюлозы.

Таблица 9.

Температура замерзания кислотных смесей,
загрязненных продуктами нитратов целлюлозы.

Массовая доля, %				Температура замерзания, °C
H ₂ SO ₄	HNO ₃	N ₂ O ₄	H ₂ O	
74	9,75	1,50	14,10	-13÷-17
63,84	15,40	2,50	18,26	-32÷-34
62,37	23,68	2,00	11,95	-34÷-36
65,26	16,55	1,25	16,94	-34
65,44	16,59	2,00	15,97	-37
61,55	17,20	1,50	19,75	-32
46,19	38,54	1,34	13,93	-32

Примечание. Начиная с температуры -18÷-22°C, кислотная смесь приобретает тестообразный вид.

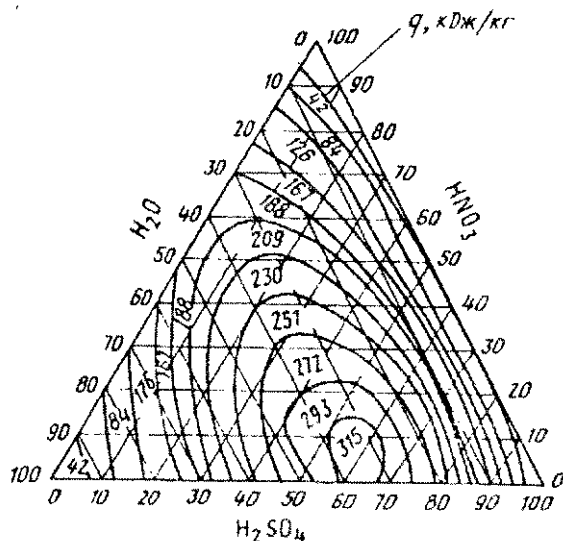


Рис. 16. Удельная теплота смешения растворов тройных смесей
HNO₃ - H₂SO₄ - H₂O.

На треугольной диаграмме даны линии постоянных выделений теплоты при определении количества теплоты, выделяющейся при получении кислотных смесей различных составов (рис.16). Точки пересечения этих линий на сторонах треугольника $\text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$ и $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ соответствуют удельной теплоте смешения (кДж/кг раствора) кислотных смесей из числа компонентов с водой. Любая точка внутри треугольника соответствует количеству теплоты, которая выделяется при получении смеси заданного состава из чистых компонентов.

Для определения теплоты смешения раствора кислот (если для смешения взяты водные смеси) необходимо из указанных на диаграмме значений вычесть теплоту разведения водных растворов кислот, взятых для смешения. Зная теплоту смешения приготовляемой кислотной смеси, ее теплоемкость и массу, можно определить и повышение температуры получаемой смеси.

Для расчета теплоты смешения растворов тройных смесей может быть использован график (рис.17), построенный по принципу бинарных систем. По ординате нанесены значения удельной теплоты (q), выделяемой при смешении, а по абсциссе - массовая доля общей кислотности.

На параболических линиях указана массовая доля азотной кислоты в водной кислотной смеси, содержащей азотную и серную кислоты.

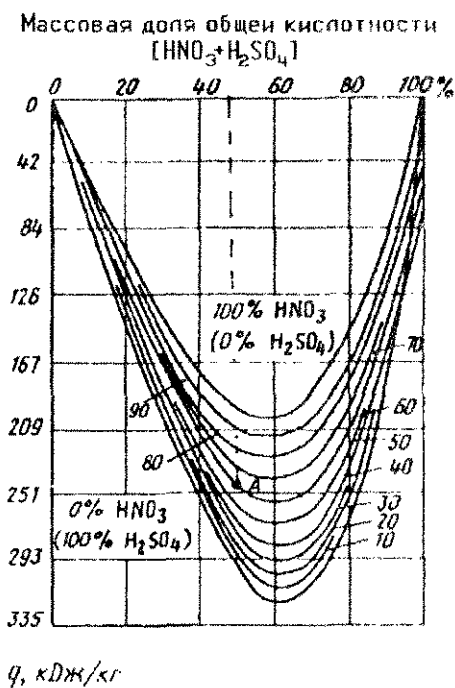


рис. 17. График удельных теплот тройных смесей $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$.

Так, например, количество теплоты, которая выделяется при получении смеси кислот с массовой долей 20% H_2SO_4 , 30% HNO_3 и 50% H_2O , общая кислотность данной смеси составит 50%, массовая доля азотной кислоты в безводной смеси составит 60%. Пересечение линий указанных значений (точка А) соответствует удельной теплоте 247,2 Дж/г. По данным авторов, значения теплоты, определенные по графику, отличаются от экспериментальных не более чем на 8,39...12,57 Дж/г.

При разгонке водных растворов серной и азотной кислот большое значение имеют температуры кипения этих смесей и состав паровой фазы над ними. Влияние серной кислоты на состав пара над тройной смесью $\text{H}_2\text{SO}_4 - \text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ было изучено многими исследователями. По их данным были составлены треугольные диаграммы с нанесенными на изотермами и изобарами. На рис.18 приведена треугольная диаграмма зависимости температуры кипения от состава тройных смесей при давлении 101,08 кПа (760 мм рт.ст.). Линии изотерм на диаграмме дают температуры кипения этого или другого состава кислотной смеси $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$, однако не совсем точно отражают действительную температуру кипения тройных смесей, полученных по этой диаграмме. Поэтому при использовании диаграммой температур кипения кислотных смесей $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$ необходимо учитывать данные, приведенные в табл.10.

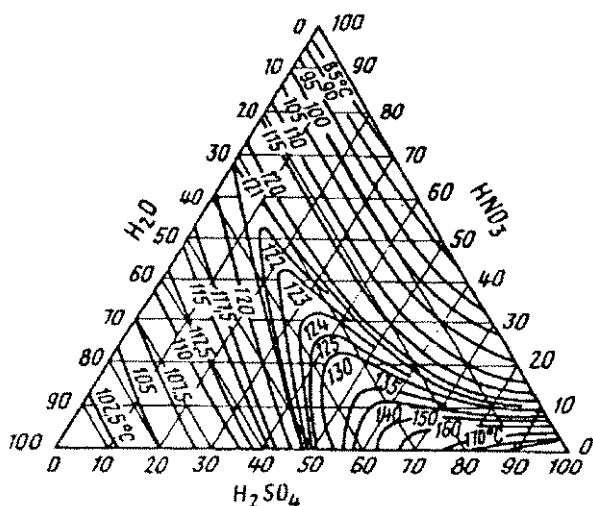


Рис. 18. Зависимость температур кипения тройной смеси $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$ от ее состава (массовая доля частей выражена в процентах) при 101,8 кПа (760 мм рт. ст.).

Таблица 10.

Массовая доля, %, HNO_3 в паровой фазе для смесей $\text{HNO}_3\text{-H}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{O}$

$t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	В жидкой фазе		В паровой фазе HNO_3	$t_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	В жидкой фазе		В паровой фазе HNO_3
	H_2SO_4	HNO_3			H_2SO_4	HNO_3	
114,30	7,45	40,80	20,95	130,10	50,00	18,40	82,30
115,50	7,38	43,40	25,2	123,00	50,60	26,20	98,00
120,20	7,57	59,50	65,7	115,90	51,00	30,15	99,40
120,00	6,80	64,00	75,0	140,50	59,80	0,31	6,95
110,00	6,90	74,00	95,6	138,00	59,00	1,67	14,40
109,90	19,70	15,81	4,86	141,50	60,50	2,59	23,26
112,80	20,10	22,60	10,1	142,20	60,40	3,94	34,90
115,80	20,10	29,50	20,9	141,35	60,00	6,04	54,20
118,70	20,50	35,50	37,7	137,60	59,95	9,18	74,02
121,25	19,80	41,30	55,9	134,40	59,10	11,72	83,55
122,20	19,50	46,70	73,7	129,00	60,00	14,72	95,00
117,40	19,80	53,20	91,2	161,40	70,10	0,28	8,50
115,30	38,20	6,74	6,33	163,00	69,25	0,68	17,91
116,90	37,50	9,53	10,8	165,00	70,43	0,93	26,81
118,50	37,00	12,60	16,25	165,80	70,00	1,30	35,00
121,30	37,60	16,40	27,6	164,60	69,90	2,02	48,20
123,10	37,70	21,60	46,7	162,00	69,80	3,05	65,00
125,10	37,00	24,90	55,9	152,20	69,40	4,28	79,80
125,70	38,10	29,25	76,7	144,50	68,80	7,20	92,30
125,25	37,20	33,3	85,95	137,50	70,00	8,46	98,70
112,50	37,20	41,20	97,8	198,30	80,50	0,19	14,80
124,10	49,80	2,38	6,45	196,60	79,25	0,44	28,00
124,95	48,75	4,50	12,28	197,90	80,40	0,65	46,25
129,50	50,10	9,12	35,3	196,60	81,00	0,95	59,50
132,30	49,75	13,55	59,5	193,90	80,20	1,15	65,00
131,20	50,00	15,90	72,5	195,60	80,70	1,31	80,30

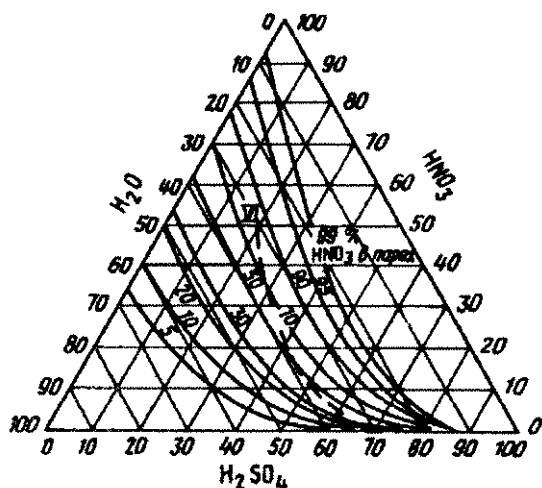


Рис. 19. Массовая доля HNO_3 в парах тройной кислотной смеси различных составов.

На рис.19 приведена треугольная диаграмма состава пар - жидкость для системы $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$ (массовая доля составных частей выражена в процентах). При пользовании этими диаграммами для заданной тройной смеси находится точка, которая на изотерме (см.рис.18) показывает температуру кипения, а на изобаре (см.рис.19) - состав пара над ней в массовых долях.

Из диаграммы (см.рис.19) видно, что тройные смеси определяют различный состав пара азотной кислоты в зависимости от массовой доли в них азотной и серной кислот. При увеличении массовой доли в смеси серной кислоты точки состава сдвигаются вправо, параллельно ординате серной кислоты и располагаются на изобаре с большей массовой долей азотной кислоты. С добавлением азотной кислоты к смеси кислот точка состава смеси сдвигается вверх по направлению к изобарам с большей массовой долей азотной кислоты. Диаграммы составлены для температур кипения кислот смесей состава $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$.

В качестве водоотнимающего средства (вместо серной кислоты) в Великобритании и других странах применяется нитрат магния $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$. В настоящее время ведутся работы по его применению в нашей стране.

На рис.20 приведена треугольная диаграмма равновесных концентраций азотной кислоты в парах над тройными смесями, содержащими в одном случае $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{Mg}(\text{NO}_3)_2$, в другом $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{H}_2\text{SO}_4$. Если исходить из 50%-ной азотной кислоты и безводной соли, то состав тройной

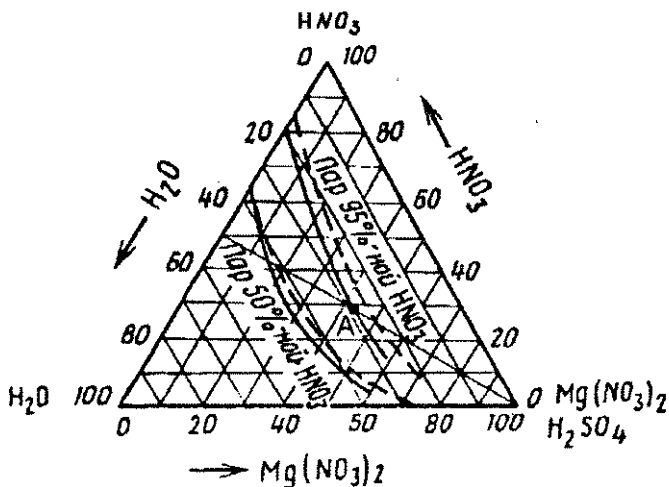


Рис. 20. Равновесная массовая доля (%) паров азотной кислоты над тройной кислотной смесью.

----- $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{Mg}(\text{NO}_3)_2$;

- - - - $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{H}_2\text{SO}_4$.

с смеси для паров с массовой долей 95% HNO_3 определяется точкой А, соответствующей составу с массовой долей 44% $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$, 26% HNO_3 , 31% H_2O . В этом случае отношение соли к кислоте $44:28 = 1,57$. Если исходить из 50%-ной азотной кислоты и безводной серной кислоты, то состав тройной смеси паров с массовой долей 95% HNO_3 определяется точкой А, соответствующей составу с массовой долей 50% H_2SO_4 , 26% HNO_3 , 24% H_2O , при этом минимальное отношение $50\% : 26 = 2$.

Следовательно, при замене серной кислоты солью нитрата магния в цикл концентрирования вводится меньшее количество соли по сравнению с количеством серной кислоты 13.

Влияние свойств целлюлозы на процесс этерификации.

Реакционная способность полимеров в значительной мере зависит от доступности реакционноспособных функциональных групп. Для целлюлозы, этерификация которой протекает гетерогенно, определяющей скорость реакции, стадией является проникновение нитрующего агента (азотной кислоты) внутрь волокна. Скорость реакции также зависит от величины и характера внутренней поверхности целлюлозы (от величины внутренней поверхности зависит количество сорбированной в начальный момент нитратной смеси). Скорость капиллярной пропитки зависит от поверхностного натяжения нитрационной смеси, от ее способности удержаться на стенках

капилляров, а также от впитывающих свойств целлюлозы - краевого угла смачивания, и определяется уравнением:

$$v = \frac{2\sigma \cdot \theta \cdot r}{\eta}$$

где v - скорость капиллярной пропитки целлюлозы;

σ - поверхностное натяжение нитрационной смеси;

θ - величина, характеризующая взаимодействие твердого тела с жидкостью;

η - вязкость нитрационной смеси;

r - средний радиус капилляров.

Образцы целлюлозы могут отличаться по характеру и величине своей поверхности. Целлюлоза - гидрофильный материал, однако в зависимости от метода обработки (в частности, от условий сушки), а также от характера примесей она способна гидрофобизоваться. Образцы целлюлозы, высушенные при температурах более 120°C, обладают малой реакционной способностью. При нагревании может происходить смыкание макромолекулярных цепей, особенно при наличии на поверхности гидрофобных примесей сорбированных смол, лигина и продуктов их распада. Этим объясняется более низкая, как правило, реакционная способность древесных целлюлоз. По сравнению с хлопковыми древесные целлюлозы впитывают в начальный момент времени меньшее количество нитрационных смесей. При обработке образцов древесных целлюлоз поверхностно-активными веществами (ПАВ) улучшается их впитывающая способность за счет экранирования ими гидрофобных участков.

Скорость этерификации зависит от степени ориентации макромолекул целлюлозы [14]. Нитрация ориентированных волокон рами протекает медленнее, чем нитрация хлопковых волокон, наиболее различаются на начальной (до 5 мин.) стадии нитрации. В то же время скорость этерификации мало зависит от соотношения полиморфных модификаций целлюлозы, которые обладают примерно одинаковой реакционной способностью. На реакционную способность более влияет удельная поверхность целлюлозы. При ее увеличении скорость реакции возрастает. Для образцов микрокристаллической целлюлозы (МКЦ) с развитой поверхностью этерификация заканчивается за 1,5-2 мин. Микрокристаллическая целлюлоза получается при кислотном гидролизе древесных и хлопковых целлюлоз. Увеличения скорости этерификации можно достигнуть, предварительно измельчив целлюлозу. Для измельчения образцов древесной целлюлозы реакция практически заканчивается через 2 - мин. Для образцов с большой удельной поверхностью процесс этерификации можно проводить при малых модулях, поскольку для окончания реакции достаточно поглощенной за счет капиллярного впитывания кислоты. Для образцов МКЦ при этерифи-

рации серно-азотной смесью и модуле 1:8 содержание азота за 2,5 мин. достигло 13,5% и далее не изменилось.

Этерификация целлюлозы - гетерогенный процесс, скорость которого определяется массопередачей. Особенностью протекания такой реакции является увеличение диффузного сопротивления во времени. Скорость реакции зависит от толщины слоя целлюлозного материала, через который проникает нитрующий агент, особенно при этерификации образцов бумаги с различной плотностью.

Наиболее легко этерификация протекает для рыхлых бумаг, в которых целлюлозные волокна находятся на большом расстоянии друг от друга. Образцы бумаги с меньшей средней плотностью нитруются быстрее. И наиболее удобной для этерификации физической формой является папка. Однако рыхлая бумага и папка нетехнологичны: уменьшается загрузка нитрационных аппаратов и ухудшаются расходные коэффициенты кислотных смесей из-за сложности их рекуперации. Но бумага при соответствующей плотности является наиболее удобной физической формой целлюлозы для нитрации, возможно более равномерное протекание реакции и получение более однородных продуктов. Существенна при этом однородность бумаги по толщине и плотности.

Применяемая для нитрации древесная целлюлоза в форме РБ не всегда удовлетворяет этим требованиям. Более плотные слои бумаги хуже впитывают нитросмесь, медленнее нитруются, и это приводит к неоднородности нитратов целлюлоз. Хорошей реакционной способностью обладают образцы композиционной бумаги (КБ), полученной из смеси древесной и хлопковой целлюлоз. Хлопковая целлюлоза благодаря своей более развитой капиллярной системе облегчает проникновение нитрующего агента в КБ. Новый вид КБ для нитрации был получен из древесной целлюлозы и короткоштапельного лinta аэрохимического сьема, применение которого позволяет получить образцы бумаги с хорошими впитывающими свойствами и высокой реакционной способностью.

РБ и КБ - наиболее перспективные виды целлюлозного сырья для этерификации по своим физико-химическим характеристикам и технологическим свойствам. Причем использование целлюлозы в форме РБ позволит перейти к единой форме целлюлозы для получения ее нитратов.

Повысить реакционную способность целлюлозных материалов можно за счет химической активности. Наиболее эффективна активация аммиаком или простейшими аминами (метиламином, этиламином и др.). При обработке аммиаком диаметр капилляров может увеличиваться в 2-3 раза, что облегчает стадию проникновения нитрующего агента. Наиболее эффективна для этерификации целлюлозы низкотемпературная (-50°C) активация аммиаком. Поскольку при удалении аммиака диаметр капилляров уменьшается до первоначального значения, активизацию целесообразно

проводить непосредственно перед этерификацией целлюлозы. Как уже отмечалось, для данной нитрационной смеси скорость реакции зависит от вида целлюлозного материала, характера примесей, физической формы. Собственно химическая реакция протекает очень быстро, и скорость реакции определяется условиями протекания диффузной стадии 15.

Количественные зависимости для отдельных стадий реакции этерификации еще не установлены. Реакционная способность целлюлозы при этерификации азотной кислотой оценивается только при изучении динамики накопления азота во времени. В достаточно широких от 0° до 45°C содержание азота после 20-минутной этерификации мало зависит от температуры, что косвенно свидетельствует о низком уровне энергии активации процесса этерификации.

Влияние внешних условий на скорость этерификации.

Модуль этерификации. Модулем этерификации называется массовое соотношение между нитрующей смесью и нитруемой целлюлозой. Сапожников предлагал, что для получения однородных нитратов целлюлоз необходим большей избыток азотной кислоты или кислотной смеси по отношению к целлюлозе, и состав их во время нитрации должен оставаться постоянным.

Шмидт также считал, что однородный по составу нитрат целлюлоз можно получить, если нитрационная смесь в процессе этерификации мало меняется по составу, в частности при большем количестве нитрационных смесей.

Состав нитрационных смесей к концу этерификации изменяется в следствии вступления азотной кислоты в реакцию этерификации и выделения реакционной воды. Это изменение тем больше, чем меньше модуль нитрации. Но так как степень этерификации целлюлозы определяется не первоначальным состоянием нитрационной смеси, а составом, который установится в конце этерификации при равновесии процессов, то модуль оказывает определенное влияние на степень этерификации и свойства получаемых нитратов целлюлоз. При существующих методах нитрации для ускорения смачивания целлюлозы количество азотной кислоты и кислотной смеси должно в 10-12 раз превышать теоретически необходимое. Избыток кислотных смесей по отношению к целлюлозе необходим также для протекания диффузионных процессов выравнивания.

Для большей однородности нитратов целлюлоз желательно применять большой модуль этерификации, однако это снижает производительность аппаратуры и приводит к большому количеству находящихся в обороте кислотных смесей.

В существующих производствах нитратов целлюлоз этерификацию целлюлозы осуществляют при модулях 1:25÷1:40 в зависимости от марки сырья.

Температура этерификации. Повышение температуры ускоряет процесс начального ускорения азота при этерификации. Опытными данными Вунге показано, что если за 30 минут при 0°C содержание азота в нитрате целлюлоз достигает 10,71%, то при 19°C-12,72% и при 40°C-13,1%. Из этого следует, что изменение температуры незначительно влияет на степень этерификации. Согласно диффузионной теории Малахова, скорость этерификации целлюлозы определяется не скоростью химической реакции, а суммой скоростей процессов диффузии и массопередачи. Температура в какой-то степени ускоряет реакцию этерификации, но практически не влияет на конечный результат степени этерификации целлюлозы.

С повышением температуры этерификации более интенсивно проходят гидролиз и окисление нитратов целлюлоз, так как энергия активации этих побочных реакций (по данным Г.К.Клименко, $E=20$ ккал/моль) больше энергии активации ($E=8\div15$ ккал/моль) реакции этерификации.

Повышение температуры этерификации всегда ведет к снижению степени полимеризации, выхода нитратов целлюлоз, уменьшению предельной степени замещения. В условиях производства выбор температуры нитрации определяется не продолжительность этерификации, а необходимостью снизить степень полимеризации, особенно при производстве коллоксилинов. При стабилизации нитратов в чанах, где температура может быть доведена до уровня, не превышающего 100°C, снижение степени полимеризации целесообразнее осуществлять в основном на базе нитрации. При автоклавной стабилизации под воздействием высоких давлений и температуры снижается степень полимеризации по всей массе (а не локально, как при этерификации) и сокращается время стабилизации. Снижение степени полимеризации рациональнее проводить на этой фазе. При этом создаются возможности для подбора наиболее благоприятных температур реакции этерификации. Проведение процесса этерификации при температуре выше 25÷27°C нежелательно.

Время этерификации. Скорость этерификации мала, и для достижения равновесного содержания азота в нитрате целлюлоз требуется длительное время. Машкин определил, что для достижения равновесного состояния требуется 12÷20 часов. В гомогенной среде реакция этерификации протекала бы быстрее. Однако этерификация носит гетерогенный характер, ее скорость обусловлена сложной структурой целлюлозного волокна, способностью поверхности целлюлозы гидрофобироваться, изменением смачивающей способности нитрационных кислотных смесей при изменении их состава и др.

Сапожников показал, что при нитрации малого количества целлюлозы реакция этерификации происходит довольно быстро.

Время этерификации целлюлозы в заводских условиях составляет 25+55 минут в зависимости от марки нитрата целлюлозы, обусловленным количеством целлюлозы, загружаемой в нитратор, недостаточным перемешиванием, а также необходимостью получить равномерно пронитрованный нитрат целлюлоз.

На скорость этерификации влияет и состав нитрующей среды. Сапожниковым показано, что кислотные смеси, содержащие малое количество воды и увеличенное количество азотной кислоты, способствуют резкому ускорению этерификации, процесс может быть закончен за несколько минут. Так, например, при составе кислотной смеси H_2SO_4 -63,4%, HNO_3 -31,6%, H_2O -5% за время этерификации 1 минута наполнения азота в нитрате целлюлоз составило 10% за 2 минуты - 11,83%, за 5 минут - 13,14%.

Сукарно показал, что с увеличением содержания воды в кислотных смесях резко уменьшается скорость этерификации.

Древесная целлюлоза нитруется медленнее, чем хлопковая, поэтому для ее нитрации применяются более активные кислотные смеси, содержащие меньшее количество воды и большее количество азотной кислоты.

При этерификации целлюлозы смесями азотной кислоты с органическими растворителями ускоряется процесс накопления азота в получаемом нитрате целлюлозы. Так, например, при нитрации целлюлозы в среде хлористого этилена содержание азота в нитрате целлюлозы, близкое к 14%, достигается за 20 минут.

Увеличение скорости этерификации имеет существенное практическое значение, так как сокращение продолжительности этерификации позволит не только увеличить производительность существующего технологического оборудования, но и создать непрерывно действующие малогабаритные агрегаты [16].

Сернокислотный метод этерификации.

Существующий в настоящее время промышленный метод этерификации целлюлоз является сернокислотный. Классический метод получения нитратов целлюлоз - обработка целлюлозы тройными смесями азотной, серной кислот и воды. Изменения соотношения компонентов смеси (азотной и серной кислот и воды) можно получить различные виды нитратов целлюлоз.

Сернокислотная технология получения нитроцеллюлоз обладает рядом достоинств - это:

возможность широкого варьирования степени соотношения компонентов в системе $\text{HNO}_3\text{-H}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{O}$ - целлюлоза;
 высокая скорость процесса этерификации;
 экономичность процесса этерификации, обусловленную сравнительно низкой стоимостью серной кислоты;
 надежность способа, обусловленную длительной отработкой и практическим применением;

Однако наряду с этим и некоторыми другими достоинствами эта технология обладает и рядом существенных недостатков:

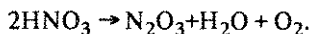
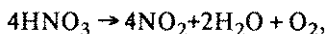
большие трудности при получении предельно этерифицированных систем;
 наличие побочных процессов при нитровании (образование сульфозэфиров, неконтролируемый гидролиз и т.п.) приводящих к необходимости проведения специальных технологических процессов (например стабилизации) существенно увеличивающих длительность процесса в целом;
 необходимость разделения отработанных кислот (реакция H_2SO_4) с последующим концентрированием HNO_3 и H_2SO_4 , что приводит к резкому возрастанию в кислотообороте доли концентрирования H_2SO_4 (олеум), необходимый для концентрирования HNO_3 и к соответствующему увеличению объема поступающей на концентрирование разбавленной H_2SO_4 ;
 наличие экологически вредных выбросов - паров и тумана $\text{H}_2\text{SO}_4, \text{SO}_3$ и т.п., а также больших объемов нейтрализуемых после фазы стабилизации кислых стоков.

Необходимо отметить, что в свое время только использование серноазотных смесей позволило создать надежную технологию, которая в своей основе остается неизменной уже около 100 лет.

Азотная кислота.

Азотная кислота - нитрующий агент в нитрационных кислотных смесях.

Концентрированная азотная кислота - бесцветная жидкость с едким раздражающим запахом. На свету при нагревании или при попадании пыли она разлагается по реакции



Образующиеся оксиды азота растворяются в перегнанной азотной кислоте окрашивая ее в желтый или красный цвета. Такая кислота называется дымящей.

Разложение азотной кислоты протекает быстрее при повышении температуры и полностью заканчивается при 260°C . С водой азотная кислота смешивается в любых соотношениях.

При перегонке водных растворов азотной кислоты в начале в паровой фазе содержатся преимущественно пары воды, которые постепенно обогащают парами азотной кислоты, по достижении температуры кипения $121,9^{\circ}\text{C}$ образуется азеотропная смесь, и массовая доля азотной кислоты как в жидкой, так и в паровой фазах $68,4\%$ [17].

Азотная кислота - сильный окислитель. Все металлы, кроме платины, радия, иридия, титана, тантала, золота и ниобия, растворяются в ней.

Азотная кислота не горюча и не взрывоопасна. Однако при попадании концентрированной азотной кислоты на солому, бумагу, древесину, жиры, нефтепродукты и другие органические вещества возможно их воспламенение, а при взаимодействии концентрированной азотной кислоты углеродом, спиртом, скипидаром и другими органическими растворителями возможен взрыв.

Алюминий при действии азотной кислоты образует на поверхности защитную пленку в виде оксида алюминия, которая препятствует проникновению кислоты вглубь металла.

Технические требования к азотной кислоте (ГОСТ 701-78).

Молекулярная масса	63
Плотность при 15°C , $\text{кг}/\text{м}^3$	1521,1
Температура, $^{\circ}\text{C}$:	
кипения	86
плавления	40
Удельная теплота, $\text{кДж}/\text{кг}$ ($\text{ккал}/\text{кг}$):	
плавления	398 (95,0)
испарения	482 (115,0)
разбавления	494 (118,0)
Удельная теплоемкость при 20°C ,	
$\text{кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$	1,759
($\text{ккал}/\text{кг}\cdot^{\circ}\text{C}$)	0,42
Вязкость при 20°C , $\text{мПа}\cdot\text{с}$	0,893
Парциальное давление паров над кислотой с массовой долей 100% , Па (мм рт.ст.):	
при 85°C	95760 (720)
при 50°C	26600 (200)
при 40°C	14895 (112)
при 20°C	3059 (23)

Температура замерзания растворов азотной кислоты в зависимости от массовой доли кислоты в растворе.

Массовая доля HNO_3 , %	34,1	40	49	53,5	58,5	69,7	70,5	88,8	94,8	100
Температу- ра замерза- ния, °C	-40	-30	-20	-18,5	-20	-40	-42	-60	-51	-41

Скорость этерификации целлюлозы определяется скоростью смачивания целлюлозы и капиллярной пропиткой волокна. С увеличением в нитрационной кислотной смеси содержание азотной кислоты ее смачивающая способность улучшается и скорость проникновения во внутренние зоны волокна увеличивается. Это объясняется меньшим поверхностным натяжением и большим коэффициентом диффузии азотной кислоты по сравнению с серной. Так, поверхностное натяжение (дин/см): $\sigma_{1,2}$ 99%-ной азотной кислоты при 20°C - 42,7; $\sigma_{1,2}$ 99%-ной серной кислоты при 20°C - 55,5. Коэффициенты диффузии азотной и серной кислоты равны 2,4 и 1,54 соответственно (при концентрации 0,1 моль).

Однако повышение скорости реакции этерификации при увеличении нитрационной кислотной смеси азотной кислоты наблюдается до известного предела. На практике применяются нитрационные кислотные смеси, в которых молекулярное соотношение H_2SO_4 , HNO_3 лежит в пределах около 2 или массовое около 3.

Серная кислота.

Серная кислота - одна из активных неорганических кислот. Она реагирует почти со всеми металлами и их оксидами, вступает в реакцию обменного разложения, активно соединяясь с водой, обладает окислительными свойствами.

Благодаря способности высоко концентрированной серной кислоты активно присоединять воду (жидкую и пары) ее используют для осушки газов, для концентрирования азотной кислоты и др. Широкое применение это неорганическое соединение нашло в органических соединениях.

В процессе этерификации органических соединений концентрированная серная кислота входит в состав нитрующих смесей; при взаимодействии азотной и серной кислот возникает ион NO_2^+ , который реагирует с ароматическими соединениями. На основе ароматических нитропроизводных получают сотни различных веществ: взрывчатых, лекарственных, красителей, пищевых продуктов и т.д.

В технике по серной кислоте подразумевают любые смеси серного ангидрида с водой. Смеси в которых на 1 моль SO_3 приходится больше 1 моль H_2O , являются водным раствором серной кислоты. Смеси, в которых на 1 моль SO_3 приходится менее 1 моль воды, представляют собой растворы серного ангидрида в серной кислоте, их называют олеумом или дымящей серной кислотой [18].

Состав водных растворов серной кислоты характеризуется массовой долей H_2SO_4 или SO_3 (%), состав олеума массовой долей свободного серного ангидрида (сверх 100% H_2SO_4) или общей долей SO_3 .

Концентрированная серная кислота на холоде не действует на металлы, поэтому ее можно хранить и транспортировать в емкостях из черного металла.

Безводная серная кислота при 20°C представляет собой бесцветную маслянистую жидкость, кристаллизующуюся при $10,37^\circ\text{C}$. При $t=296,2^\circ\text{C}$ и $P=101,08$ кПа (760 мм рт.ст.) безводная серная кислота начинает кипеть с разложением до образования постоянно кипящей (азеотропной) смеси с массовой долей 98,3% H_2SO_4 и 1,7% H_2O . Такая азеотропная смесь кипит при $336,5^\circ\text{C}$.

Исследование кинетики и установления механизма нитрования спиртов и целлюлозы, а также изучения строения (растворов кислот) нитрующих смесей позволили установить, что серная кислота не принимает непосредственного участия в процессе нитрования, а необходима в первую очередь, для того, чтобы сместить равновесие в кислой среде в сторону образования N_2O_5 , NO_2 , кислого сульфата нитрония и поддерживать высокую кислотность среды при введении большого числа гидроксильных групп.

По литературным данным (распространенное мнение) в процессе нитрования серная кислота является водоотнимающим средством, в свете изложенного, не строго и может вводить в заблуждение.

В действительности, серная кислота является средством, которое смещает в системе азотная кислота - пятиокись азота в правую сторону. Следовательно роль серной кислоты сводится к образованию активных частиц $\text{N}_2\text{O}_5(\text{NO}_2)^+$ в самом процессе нитрования она участия не принимает. Если вместо азотной кислоты ввести в нитрующую систему N_2O_5 , полученную другим способом, то присутствие H_2SO_4 становится не нужным.

Серная кислота поддерживает азотную кислоту в негидратированном (безводном) состоянии и тем самым обуславливает нитрующую способность нитрующей кислотной смеси. Когда количество выделяющейся воды превысит количество, необходимое для образования тригидрата серной кислоты, начинается образование гидрата азотной кислоты, при этом нитрующая способность кислотной смеси уменьшается. Серная кислота увеличивает степень набухания целлюлозы и тем самым ускоряет диффузию нитрационной кислотной смеси во внутрь волокна. Кроме того, сер

кислота уменьшает окисляющее и гидролизующее действие на целлюлозу азотной кислоты, что не только способствует получению нитратов целлюлоз, менее загрязненных продуктами окисления и гидролиза, но и уменьшает удельный ее расход. Поэтому желательно введение в нитрационные кислотные смеси до 50+69% серной кислоты.

Технические требования к безводной (моногидрат) серной кислоте.

Молекулярная масса	98,078
Плотность при 20°C, кг/м ³	1830,5
Температура, °C;	
плавления (100%-ной)	10,37±0,05
кипения (100%-ной с разложением)	275±5
98,479%-ной (макс.)	326±5
Удельная теплота, Дж/моль:	
парообразования при 326,1°C	50,124
плавления (100%-ной)	40,726
Удельная теплоемкость при 25°C,	
Дж/(г·K):	
98,5%-ной	1,414
99,22%-ной	1,405
100,39%-ной	1,394

Температура кристаллизации серной кислоты
в зависимости от ее массовой доли.

Массовая доля H ₂ SO ₄ , %	38	57,6	68,3	73,2	75,0	84,5	93,3
Температура кристаллизации, °C	-74,5	-24,4	-45,7	-39,6	-41,0	+8,45	-37,80

Температура кипения серной кислоты
в зависимости от ее массовой доли.

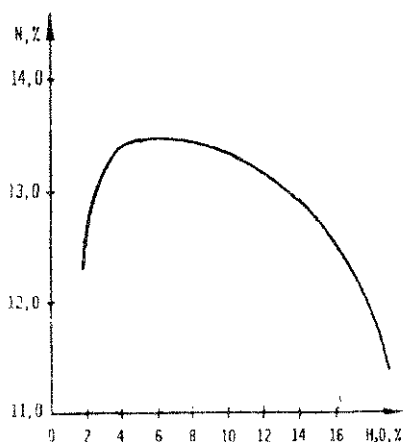
Массовая доля H ₂ SO ₄ , %	45,6	57,6	66	75	84,5	92	95	98	100
Температура кипения, °C	117	134	159	182	223	274	297	322	274

[18]

Вода.

Основным фактором, регулирующим степень этерификации целлюлозы является содержание воды в исходных нитрационных кислотных сме-

Рис. 21. Зависимость содержания азота в нитратах целлюлоз от содержания воды в кислотной смеси.



сях. Оно определяется с учетом всех факторов, влияющих на реакцию этерификации (содержание азотной и серной кислот, температуры этерификации, модуля и др.) С увеличением содержания воды в кислотной смеси выше $8 \pm 9\%$ (рис.21) содержание азота в нитрате целлюлоз понижается, увеличивается растворимость и уменьшается вязкость их растворов. С понижением содержания воды в кислотных смесях содержание азота в получаемом нитрате целлюлоз повышается.

Так, при промышленном получении высокоэтерифицированных нитратов целлюлоз (пироксилина №1) содержание воды в нитрационной кислотной смеси составляет около $5,5 \pm 9,6\%$. При изготовлении менее этерифицированных нитратов целлюлоз (коллоксилинов) содержание воды колеблется от 16 до $20,5\%$ в зависимости от требуемой степени этерификации. При модулях нитрации 1:30, 1:40 с изменением содержания воды в смеси на $0,2\%$ изменяется содержание азота в нитрате целлюлоз на 1 мл NO/г. между содержанием воды в нитрационной кислотной смеси от 8 до 15% и степенью этерификации нитратов целлюлоз, получаемых на этих нитрационных смесях, существует почти линейная зависимость.

Окислы азота.

NO_2 и N_2O_4 , находящиеся в равновесии ($2\text{NO}_2 \rightleftharpoons \text{N}_2\text{O}_4$) и N_2O_3 , являясь постоянной составной частью технической азотной кислоты и ее смесей с серной кислотой. Они образуются при восстановлении азотной кислоты во время окислительных процессов, содержание их в кислотных смесях увеличивается и может достигать 5% и более.

В нитрационных кислотных смесях с относительно малым содержанием воды (10% и ниже) большая часть окислов азота связана в виде нитрозилсерной кислоты $\text{SO}_2(\text{OH})(\text{ONO})$ и, следовательно, не оказывает агрессивного

ного действия на целлюлозу и не влияет на эффект этерификации, особенно заметно влияние окислов азота при этерификации многоводными (коллоксилиновыми) нитрационными кислотными смесями, в которых образование нитрозилсерной кислоты почти исключено. Д.И.Гальперин указывает на отрицательное влияние окислов азота в коллоксилиновых нитрационных кислотных смесях и рекомендует допускать их содержание не более $3,3 + 3,5\%$.

Таким образом, наличие окислов азота в нитрующих кислотных смесях понижает содержание азота в нитрате целлюлоз, ее вязкость и т.д. При этом отрицательное их действие тем больше, чем больше содержание воды (10% и более) в нитрационных смесях.

Бессернокислотные методы этерификации.

Этерификация целлюлозы серно-азотными смесями пока единственный метод, имеющий промышленное значение. Однако данный метод, как уже отмечалось, имеет недостатки. Это прежде всего длительная стабилизация, связанная с разрушением сульфозиров и удалением "закапсულიрованной" серной кислоты. В нитрационных кислотных смесях с высоким содержанием воды могут протекать процессы окисления, при этом дополнительно понижается химическая стойкость и ухудшается растворимость нитратов целлюлозы. Кроме того, при использовании нитрационных серно-азотных смесей сложно получить высокоазотные нитраты целлюлозы (с содержанием более 13,6% азота). На протяжении многих лет в нашей стране и за рубежом изучаются бессернокислотные методы этерификации. Применение этих методов позволит сократить длительность стабилизации, повысить содержание азота, в ряде случаев повысить структурно-химическую однородность нитратов целлюлозы.

Ведутся работы по использованию бессернокислотных нитрующих смесей состава $\text{HNO}_3 - \text{N}_2\text{O}_4 - \text{N}_2\text{O}_5$.

Получены химически стойкие нитраты целлюлоз с содержанием азота 214,8-215,0 мл NO/г или (13,44-13,45%), Так как эти нитрующие составы обладают более сильными, коррозионными свойствами, чем серная кислота, создание экономически эффективных аппаратов, способных выдержать действие нитрующего агента, представляет определенную сложность.

В данном технологическом процессе необходимо применение коррозионно-стойких материалов.

Этерификация целлюлозы свободной азотной кислотой.

Наиболее ранние работы были посвящены изучению возможности этерификации целлюлозы свободной азотной кислотой. При использовании концентрированной азотной кислоты удается достичь содержания азота в нитратах целлюлоз 13,6-13,7%. При этом наблюдается сильное набухание образца при этерификации, сопровождающееся разрушением волокнистой

структуры и образованием "студня". Из-за уменьшения поверхности и заплывания капилляров в нитратах целлюлоз резко ухудшается диффузионное выравнивание массовых долей азотной кислоты, что не позволяет получать высокоэтерифицированные продукты. Метод не имеет промышленного значения из-за высокой летучести азотной кислоты и сильной ее адсорбации нитратом целлюлозы.

Высокоазотные нитраты целлюлозы могут быть получены при взаимодействии целлюлозы с парами азотной кислоты. Бушонне получил образцы с 13,6% азота. Вильсон и Майлс изучили кинетику этерификации целлюлозы азотной кислотой, при разрежении от 4 до 16 мм рт.ст. (0,53кПа до 21 кПа) и температуре 20°C им удалось получить нитраты целлюлозы с 13,5% азота. Реакция этерификации в этих условиях протекает очень медленно (до 40 часов). Процесс сопровождается сильной деструкцией целлюлозы. В реакции участвуют адсорбированная азотная кислота. Вследствие разбавления реакционной водой азотной кислоты ее массовая доля внутри волокна резко уменьшается, что может вызывать протекание деструкции. Недостатком данного метода является сложность аппаратного оформления (необходимость вакуума), опасность проведения процесса на стадии обработки целлюлозы парообразной азотной кислотой.

Степень этерификации, а также стойкость нитратов целлюлоз повышаются при добавлении к азотной кислоте азотнокислых солей щелочных металлов. Бушонне, Рогозин и Парадия получили нитраты целлюлозы с 13,8% азота, добавляя к азотной кислоте 10 - 15% азотнокислого калия и азотнокислого натрия.

Аналогичные результаты были получены также при использовании азотнокислого цинка и магния.

Отмечалась возможность создания непрерывных методов получения нитратов целлюлозы при использовании для этерификации азотной кислоты и ее солей.

Соли азотной кислоты облегчают проникновение нитрующего агента во внутрь целлюлозных волокон, а также препятствуют гидролизу целлюлозы и нитратов целлюлозы (рис.22). Наблюдается максимальное содержание соли в смеси, выше которого содержание азота уменьшается, так как при растворении большого количества соли азотная кислота снижает свою

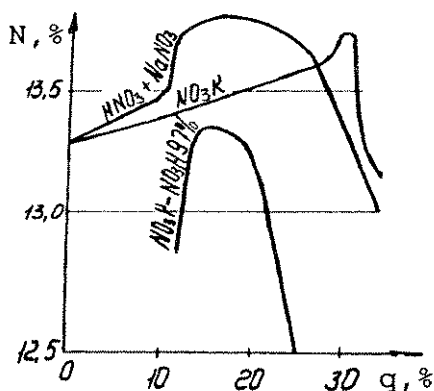


Рис. 22. Зависимость содержания азота от массовой доли соли q .

этерификационную способность. Основной недостаток данного метода - сравнительно высокая стоимость.

Этерификация целлюлозы азотной кислотой в присутствии других водоотнимающих средств.

Высокоазотные нитраты целлюлоз могут быть получены при введении в нитрационные смеси водоотнимающих средств, связывающих образующуюся в процессе реакции воду, - ангидритов кислот, а также фосфорной кислоты. Этерификация целлюлозы азотной кислотой и ее ангидритом изучалась Роговиным и Тихоновым. При добавлении 5% азотного ангидрита к 96%-ной азотной кислоте содержание азота в нитрате целлюлоз достигает 13,8%. Данный метод представляет большой интерес. Реакцией ацетилирования целлюлозы уксусной кислотой в присутствии уксусного ангидрида получают полностью замещенный триацетат целлюлозы. При увеличении содержания азотного ангидрита в нитрующих кислотных смесях можно повысить содержание азота в нитратах целлюлоз. При использовании фосфорного ангидрита и азотной кислоты удается получить предельно этерифицированные нитраты целлюлоз (14,14%). Смесь - 64% азотной кислоты, 26% ортофосфорной кислоты и 10% фосфорного ангидрита, - предложенная Митчелом и Александровым, также позволяет получить нитраты целлюлоз с предельным содержанием азота, высокой стабильностью и хорошей растворимостью в этилацетате и ацетоне.

Высокая химическая стойкость нитратов целлюлоз, полученная в присутствии фосфорной кислоты, объясняется тем, что фосфорная кислота в отличие от серной не образует эфиров с целлюлозой, а ее анионы вследствие большого размера не проникают внутрь целлюлозных волокон. Нитрационные кислотные смеси, в состав которых вместо серной кислоты входит фосфорная кислота, используются за рубежом для получения высокоазотных нитратов целлюлоз.

Основной недостаток этого метода - сложность рекуперации отработанных кислотных смесей. Фосфорная кислота обладает более сильным корродирующим действием, чем серная, поэтому создание экономически эффективного аппаратного оформления, способного выдержать действие фосфорной кислоты при повышенных температурах, представляет очень сложную и нерешенную проблему.

Нитраты целлюлоз с содержанием азота, близким к теоретическому пределу, могут быть получены при использовании азотной кислоты и уксусного ангидрита, при этом получают также достаточно стойкие продукты. Стабилизация сводится в этом случае к нескольким промывкам. Целлюлозу этерифицируют азотной кислотой с добавлением уксусного ангидрита при 0°C, при более высоких температурах процесс проводить опасно.

*Этерификация целлюлозы азотной кислотой
в присутствии органических растворителей.*

Органические растворители в ряде случаев облегчают проникновение нитрующего агента в целлюлозные материалы как за счет снижения поверхностного натяжения кислотных нитрующих смесей, так и за счет увеличения диаметров капилляров. Кроме того, комплексообразование растворителя с азотной кислотой и целлюлозной может уменьшить энергию активации образования нитрующего агента. При этом может ускоряться собственно химическая реакция.

Широко изучалось использование в нитрационных кислотных смесях хлорированных углеводов. В одной из первых работ в этой области Роговин и Парадия применили эмульсию азотной кислоты в четыреххлористом углероде и пентане с добавкой нафтенсульфоновых кислот (амульгаторы). При использовании нитрующей кислотной смеси состава 7,5% азотной кислоты, 15% серной кислоты, 75% четыреххлористого углерода получали нитраты целлюлоз с 10,9% азота. Данный метод позволяет уменьшить расход азотной кислоты. При использовании смеси четыреххлористого углерода и азотного ангидрита можно получить стойкие высокоазотные нитраты целлюлоз с 14,1% азота.

Тиниус и Тюмлер изучали использование для этерификации целлюлозы бинарной смеси хлористого метилена и азотной кислоты. Добавление хлористого метилена снижает поверхностное натяжение нитрационных смесей, что облегчает диффузионную стадию проникновения нитрующего агента.

Ведутся работы по изучению этерификации целлюлозы азотной кислотой в присутствии хлористого метилена. Меняя соотношение компонентов нитрующей смеси, можно получать различные виды нитратов целлюлоз. Максимальное содержание азота достигается при соотношении компонентов 1:1. Результаты опытов приведены ниже.

Соотношение HNO_3 к хлористому метилену (CH_2Cl_2)	Содержание азота в нитратах целлюлоз, %
90 : 10	13,2
70 : 30	13,7
50 : 50	13,8
40 : 60	13,7
20 : 80	10,0

При замещении 2,3 и 6 атомов углерода в хлористом метилена различий в скоростях реакции первичного и вторичного гидроксидов практически не наблюдается и процесс этерификации протекает равномерно.

При соотношении компонентов 1:1 рентгенографически наблюдается наиболее высокая степень упорядоченности и максимальные размеры кристаллитов. Таким образом, меняя соотношения компонентов в нитрационной смеси, можно в широких пределах варьировать структурно-химические свойства нитратов целлюлоз. Все нитраты целлюлоз, полученные в присутствии хлористого метилена, более стойки, чем образцы с тем же содержанием азота, полученные при использовании промышленных серно-азотных нитрационных кислотных смесей. Это позволяет упростить стабилизацию, сводя ее к многократным промывкам хлористого метилена и водой. Хлористый метилен - один из наименее опасных хлорированных углеводородов, он имеет широкую промышленную базу получения.

При успешном решении вопроса рекуперации отработанных кислотных смесей этот метод может иметь важное значение, поскольку этерификация в присутствии хлористого метилена заканчивается за 15-20 мин. Это позволяет создать на его основе эффективные непрерывные методы этерификации. Так, К.Фрелак предложил непрерывный метод получения стойких нитратов целлюлоз. Этерификация по данному методу осуществляется азотной кислотой, поглощенной хлористым метиленом.

Отработанная нитрационная смесь при данном методе направляется в обменную колонну, где она контактирует с серноазотной смесью. Затем смесь идет на укрепление. Процесс многократно повторяется. Поскольку реакция этерификации в этих условиях протекает без серной кислоты (с использованием азотной, поглощенной хлористым метиленом), получают стойкие нитраты.

Наряду с хлорированными углеводородами для этерификации используются и другие индифферентные органические растворители. Так, высокоазотные нитраты целлюлоз могут быть получены при использовании эквивалентных соотношений азотной кислоты с н-гептаном или нитробензолом. Особый интерес представляет процесс этерификации в нитрационных смесях, которые растворяют нитраты целлюлоз и в которых реакция может закончиться в гомогенной среде, например в азотной кислоте и нитрометане, нитраты целлюлоз в этом случае высаживают значительным количеством воды.

Гомогенно заканчивается этерификация и при использовании тройной системы - азотная кислота, хлористый метилен, хлороформ. При этом можно получать более однородные нитраты целлюлоз. Эти методы, однако, не вышли из стадии лабораторных исследований.

Различные целлюлозосодержащие материалы, используемые для изготовления целлюлоз.

Вначале для изготовления целлюлоз применялся дорогостоящий хлопок. К 1904г. целлюлозу начали изготавливать из линтера, снимаемого из хлопкового семени. Преимуществом линтера по сравнению с хлопком является его более низкая стоимость и легкость обработки при этерификации и последующем технологическом процессе.

Абель предложил также использовать хлопчатобумажные концы или угары с прядильных фабрик, которые предварительно должны пройти обработку. Хлопок как сырье для нитратов целлюлоз имеет наибольшее содержание α -целлюлозы. Другим наиболее целлюлозосодержащим видом сырья является древесина. Поэтому с самого начала промышленного производства нитрата целлюлоз наряду с хлопковой целлюлозой пытались применять древесную целлюлозу в первую очередь в странах, не имеющих своего хлопка.

Еще в 1892 г. Орловский предложил для получения нитратов целлюлоз использовать древесную целлюлозу в виде тонкой бумаги. Однако при ее переработке в нитраты целлюлоз имелись трудности. Получаемые продукты не были хорошо проэтерифицированы, выход нитратов целлюлоз был на 15÷20% ниже. Поэтому во Франции и США применение древесной целлюлозы начали с ее переработки в смеси с хлопковой.

Лишь в Германии и Австрии во время войны 1914÷1917 г.г. впервые была применена древесная целлюлоза для изготовления нитратов целлюлоз в виде тонкой гофрированной бумаги - алингина, без дополнительного облагораживания. Эта форма целлюлозы применялась и на наших заводах, при этом по сравнению с линтером выход нитратов целлюлоз, производительность основных аппаратов на 10÷15%.

Была установлена возможность использования отбеленной сульфитной древесной целлюлозы с высоким содержанием α -целлюлозы, полученной из древесины хвойных деревьев. Физическая форма целлюлозы имеет большее значение для удовлетворительного и экономического ведения этерификации, чем ее химическая чистота. Отечественными и зарубежными учеными проводились работы по изысканию наиболее оптимальных форм целлюлозы.

Древесная целлюлоза, применяемая для изготовления нитратов целлюлоз, должна удовлетворять следующим требованиям:

1. Иметь хорошие сорбционные свойства, быстро и равномерно по объему смачиваться нитрационной кислотной смесью для получения нитратов целлюлоз с определенным содержанием азота, требуемой растворимостью в органических растворителях и необходимой относительной вязкостью.

2. Материал во время этерификации должен сохранять форму, не должен распадаться на отдельные волокна. Это обеспечит соответствующий выход нитратов целлюлоз.
3. Нитраты целлюлоз после этерификации должны сорбировать по возможности малые количества отработанных кислотных смесей, при этом расход кислот сокращается.
4. Насыпная плотность целлюлозного материала должна быть оптимальной. С повышением плотности увеличивается единовременная загрузка аппаратуры, а следовательно, и ее производительность. При этом уменьшаются модуль этерификации, количество кислот, находящихся в обороте.

В 1928+1930 г.г. во Франции был отработан процесс получения древесной целлюлозы в виде пушистой хлопкообразной массы, состоящей из отдельных рыхлых жгутиков длиной до 10 мм, толщиной до 1+4 мм. Этот материал изготовлялся из высокооблагороженной древесной целлюлозы с содержанием около 96% α -целлюлозы.

В 40-х годах в отечественной промышленности была обработана и найдено широкое применение в качестве сырья облагороженная сульфитная целлюлоза марки ЦА, которая по форме напоминает пушистую хлопковую массу, состоявшую из отдельных жгутиков, эта целлюлоза широко применяется и в настоящее время для изготовления нитратов целлюлоз в пороховой промышленности. Однако тонкая рыхлая бумага алигнин и более плотная целлюлоза марки ЦА не в полной мере отвечают предельным технологическим требованиям к целлюлозе. Для изготовления ЦА нужны специальные цехи, которые почти бездействуют в мирное время. Кроме того, она неоднородна по вязкости, содержанию непронитрованного остатка, форме жгутика, неоднородна по плотности и размерам жгутика, поверхности целлюлозы разных партий отличаются друг от друга, что отрицательно сказывается на этерификации.

Форма древесной целлюлозы постоянно изменялась. В 1938 г. А.П.Забонщиков, П.Д.Герасимов, Р.А.Малахов и др. разработали рациональные методы этерификации уплотненной целлюлозы в форме бумаги, измельченной на соответствующие элементы (РБ). Были установлены рациональные требования к ее свойствам в нитрующих кислотных смесях - необходимое содержание азотной кислоты. Целлюлоза в форме бумаги - перспективный материал. Целлюлоза РБ имеет большую, чем ЦА, насыпную массу (в 2 раза), что позволяет увеличить производительность отдельных фаз производства нитратов целлюлоз. Благодаря компактности РБ сокращаются складские помещения и транспортные расходы. Однако реакционная способность уплотненной целлюлозы ниже чем целлюлозы ЦА. Кроме того, плотная форма затрудняет обратную диффузию кислот и отбор тепла гидратации. Увеличивается время этерификации и повышается сте-

пень денитрации нитратов целлюлоз. Основной недостаток бумаги из сульфитной облагороженной целлюлозы - неравномерность полотна по плотности и толщине.

Применения данного вида целлюлозы было затруднено из-за отсутствия станка для резки целлюлозного полотна. В 1950 г. такой станок был создан (автор В.В.Кузьмин) и внедрен в промышленность. С внедрением данного станка в пороховой промышленности началось широкое использование древесной целлюлозы уплотненной формы в виде бумаги.

Однако древесная сульфитная целлюлоза отличается повышенной жесткостью волокна, содержит много органических минеральных примесей, поэтому невозможно применение соответствующих нитратов целлюлоз в производстве, например, баллистических ракетных порохов. Такие нитраты целлюлоз не обеспечивают стабильной баллистики наиболее ответственных изделий и непригодны для изготовления лаков.

За последнее время повысились тактико-технические требования к зарядам артиллерийских выстрелов и требования к выпускаемым порохам. Важным вопросом является улучшение химической чистоты древесной целлюлозы, доведение ее до уровня хлопковой.

Вместе с тем развитие пороховой промышленности требует новых сырьевых ресурсов. Высококачественные сорта беленой предгидролизной сульфатной целлюлозы имеют преимущества по сравнению с сульфитной. Кроме того, для расширения сырьевой базы можно применять сульфатную целлюлозу, ее в большом количестве выпускает целлюлозно-бумажная промышленность.

В отличие от сульфитной для варки сульфатной целлюлозы применяются не кислые растворы бисульфита кальция и свободная сернистая кислота, а щелочные растворы, содержащие в своем составе едкий натр, сернистый натрий и ряд других солей. Сульфитную целлюлозу изготавливают из древесины ели, пихты и др., сульфатную - из лиственных пород деревьев, запасы которых у нас значительны.

Работы по изучению использованию сульфатной целлюлозы в производстве нитратов целлюлоз для изготовления пироксилиновых и баллистических порохов были начаты еще в довоенные годы. Были выпущены образцы в виде РБ, переработанные в пороха, которые отвечали всем тактико-техническим требованиям.

Сульфатная целлюлоза была рекомендована для внедрения в пороховую промышленность, однако из-за отсутствия производственной базы это решение не было реализовано.

В настоящее время изготовление нитратов целлюлоз наряду с хлопковой применяются и древесные сульфитная и сульфатная целлюлозы (табл.11).

Хлопковая целлюлоза. В хлопковой целлюлозе содержание α -целлю-

Показатели	Древесная сульфитная				Древесная сульфатная		Хлопковая			
	марка ЦА		марка РБ		марка ЦА	марка РБ	сорт			
	П	К	П	К			высший	1	2	марка
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Содержание альфа-целлюлозы, %, не менее	92	93	92	94	99,6	96	98,2 98,5 99,5	97,2 97,7 98	96 97,5 97,5	15,25,35 и другие
Содержание золы, %, не более	0,3	0,16	0,3	0,2	0,15	0,15	0,1	0,2	0,3	-
Количество непронитрованного остатка после 5-минутной нитрации, %, не более	9	6	-	-	5	5	-	-	-	-
Содержание лигнина, %, не более	0,4	0,4	-	-	-	-	-	-	-	-
Содержание смол и жиров при экстрагировании дихлорэтаном, %, не более	0,6	0,5	0,6	0,4	0,07	0,07	-	-	-	-
Смачиваемость (поглощение воды навеской целлюлозы в 15г), г, не менее	125	135	-	-	135	-	145 150	140 140	130 130	15 для других

1	2	3,	4	5	6	7	8	9	10	11
Впитываемость по воде, мм, не менее	-	-	60	70	-	100	-	-	-	-
Растворимость в 3-% растворе едкого натра, %, не более	-	-	10	8	-	-	-	-	-	-
Вязкость, сП	30÷55	30÷55	30÷70	30÷50	-	не менее 20	-	10÷20 20÷21 31÷45 46÷85 86÷115 116÷175 176÷300 301÷430 431÷850	15 25 35 70 100 150 250 350 650	-
Содержание пыли, %, не более	3	3	-	-	2	-	2	2	2	-
Содержание остатка нерастворимого в серной кислоте, %, не более	-	-	-	-	-	-	0,10	0,30	0,50	-
Плотность прессования целлюлозы в кипах, кг/м ³	300	300	-	-	-	-	-	-	-	-
Поверхностная плотность бумаги, г/м ²	-	-	120±8,4		-	-	-	-	-	-
Средняя плотность бумаги, г/см ³	-	-	0,42±0,47		-	-	-	-	-	-
Разрывная длина, м, не менее	-	-	1700	1500	-	-	-	-	-	-
Влажность при поставке, %, не более	12	12	7	7	-	-	8	10	10	-

лозы больше, чем в древесных, что определяет ее химическую чистоту. Отсутствие в ней гидрофобных примесей (смола, лигнина) улучшает ее смачивающие свойства, увеличивает выход нитратов целлюлозы, а также обуславливает сохранение ее физико-химических свойств при длительном хранении. Благодаря высокой реакционной способности и химической чистоте хлопковую целлюлозу можно использовать для изготовления качественных нитратов целлюлозы, в основном высококачественных коллоксилинов для производства баллистических порохов, коллоксилинов типа ВНВА, ПСВ, целлулоидного, пироксилина №2, ацетил-целлюлозы.

Сульфитная древесная целлюлоза. Эти целлюлозы содержат меньшее количество α -целлюлозы по сравнению с хлопковой и значительное количество гидрофобных примесей (смола, лигнина). Эти примеси под действием кислорода воздуха и света способны изменяться, что приводит к нестабильности ее свойств при хранении (целлюлоза гидрофобизируется - "старее"). Так, например, после 5+7 месяцев хранения целлюлозы марки ЦА ее смачиваемость уменьшается со 124+135 до 50г и ниже, марки РБ снижается впитываемость, что отрицательно сказывается на этерификации. Сульфитная целлюлоза ЦА и РБ выпускается двух марок: марки К для изготовления коллоксилинов; марки П - для изготовления пироксилина №1.

Сульфатная древесная целлюлоза. Эти целлюлозы характеризуются лучшей степенью облагораживания, чем сульфитная, и содержат меньше нецеллюлозных гидрофобных примесей. Впитывающие свойства сульфатных целлюлоз в отличие от сульфитных в течении длительного времени не изменяются. По основным показателям (содержание α -целлюлозы, смола, впитываемость, РБ, смачиваемость ЦА) эти целлюлозы приближаются к хлопковой (см. табл. 11).

Степень набухания сульфатной целлюлозы больше, чем сульфитной, ее реакционная способность больше. По скорости этерификации, количество адсорбированных кислот и скорости фильтрации они также приближаются к хлопковой целлюлозе.

Сульфитная целлюлоза применяется для изготовления коллоксилинов П, лаковых коллоксилинов и других видов нитратов целлюлозы.

Композиционная бумага (КБ). Оставшийся на семени после второго линтерования короткоштапельный линт (длина волокна 1+2 мм) ранее не применялся в производстве. Однако применение этого линта для изготовления целлюлозы является важной народнохозяйственной задачей.

Для снятия короткоштапельного линта используется аэрохимический метод: после обработки семян хлористым водородом короткие волокна полностью снимаются с семян, а адсорбированная поверхностью волокна кислота нейтрализуется раствором щелочи. Содержание α -целлюлозы в целлюлозе, изготовленной из линта аэрохимического съема, ниже, чем хлопковый, и соответствует ее содержанию в сульфатной древесной цел-

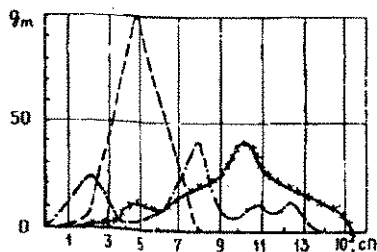


Рис. 23. Дифференциальные кривые молекулярно-массового распределения различных целлюлоз:

- целлюлоза из линта аэрохимического съема;
- · - · - целлюлоза марки ЦА;
- x - x - целлюлоза марки ХЦ.

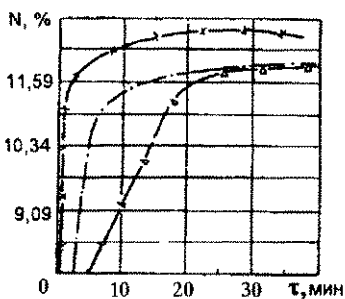


Рис. 24. Динамика накопления азота различных целлюлоз:

- x - x - целлюлоза марки ЦА;
- · - · - композиционная бумага КБ;
- Δ - Δ - целлюлоза марки РБ.

люлозе (95+96%). По молекулярно-массовому распределению (рис.23) она более однородна, чем целлюлоза марок ХЦ и ЦА.

При переработке рыхло формы этой целлюлозы в нитраты целлюлоз в валовых условиях производительность валовых аппаратов фазы этерификации снижается в 1,5+2 раза, увеличиваются дозировочные и абсолютные коэффициенты по кислотам, выход нитратов целлюлоз снижается на 8+10%.

Целесообразно перерабатывать только плотные формы этих целлюлоз в виде композиционной бумаги, в которой древесная целлюлоза является армирующей сеткой бумажного полотна, а целлюлоза из короткштательного линта - его наполнителем. Композиционная бумага - 60% целлюлозы из линта аэрохимического съема и 40% древесной целлюлозы марки РБ по своим физико-химическим показателям соответствует целлюлозе марки РБ. На рис.24 приведена динамика реакции этерификации композиционной бумаги (КБ), целлюлоз марок РБ и ЦА при следующем режиме: состав нитрующих кислотных смесей - HNO_3 25%+0,5%, H_2O 15,5+0,5%; температура нитрации 30°C; модуль этерификации 1:40. Крутой подъем кривой динамики этерификации композиционной бумаги характеризует ее более реакционноспособную по сравнению с древесной целлюлозой марки РБ.

Рекомендованная для внедрения в пороховую промышленность, композиционная бумага позволяет использовать короткоштательный линт в промышленности [19,20].

Глава IV

Технологические схемы производства нитратов целлюлоз

Технологические схемы производства нитратов целлюлоз включают в себя следующие фазы:

- подготовку кислых смесей; подготовку целлюлозы (в том числе рыхление и резку целлюлозного материала, его сушку);
- этерификацию (собственно этерификацию и рекуперацию кислот); стабилизацию, включающую кислую и содовую варки и измельчение пироксилинов и коллоксилинов "Н";
- формирование общих партий нитроцеллюлозы и водоотжим; для некоторых коллоксилинов (лаковых, целлулоидных и др.) фазу обезвоживания спиртом.

Начиная с 1940г., разрабатывались и внедрялись многие технологические непрерывнодействующие аппараты и усовершенствованные технологические процессы на отдельных фазах производства. Однако не на всех фазах установлено однотипное оборудование. Так, например:

- технологическая фаза подготовки целлюлозы имеет однотипное оборудование;
- нитрационные аппараты на фазе этерификации на всех производствах однотипные, однако процесс рекуперации адсорбированных отработанных нитрационных кислотных смесей отличается в аппаратурном оформлении - на одних производствах отработанные нитрационные кислотные смеси отжимают на кислотоотжимочных центрифугах с последующей рекуперацией адсорбированных нитратом целлюлоз кислот в аппаратах периодического действия (вытеснителях), на других установлены непрерывнодействующие аппараты НУОК, исключющие кислотоотжимочные центрифуги, на третьих весь процесс рекуперации отработанных нитрационных кислотных смесей ведут в кислотоотжимочных центрифугах;
- фаза стабилизации - на некоторых предприятиях существует чановый метод стабилизации и снижения вязкости.

Широко применяется особенно для низковязких нитратов целлюлоз автоклавный метод - используются как непрерывнодействующие трубчатые автоклавы, так и автоклавы периодического действия. Измельчение в основном производят на мельницах ДМК, РК-01 и мельницах типа МД. Однако еще имеются в эксплуатации и голландеры. Последующие фазы на всех заводах оснащены в основном однотипным технологическим оборудованием. Не на всех заводах при реконструкции установлено непрерывно-

действующее технологическое оборудование, основными из которого являются аппарат НУОК и трубчатые автоклавы.

Разная оснащенность заводов обусловила две технологические схемы изготовления нитратов целлюлозы:

- непрерывнодействующую, оснащенную непрерывнодействующими аппаратами;
- периодическую, оснащенную в основном технологическими аппаратами периодического действия, а также включающую на некоторых фазах и аппараты непрерывного действия.

Производства нитратов целлюлозы подразделены на:

- производства смесевых пироксилинов, которые имеют технологические схемы (периодически действующую, непрерывнодействующую, комбинированную);
- производства коллоксилинов, которые имеют две технологические схемы (непрерывнодействующую и периодическую).

Периодически действующая технологическая схема изготовления смесового пироксилина (рис.25)

Смесовой пироксилин состоит из пироксилинов №1 и №2, которые отличаются физико - химическими показателями, формирующимися при технологическом процессе. Поэтому их производство по существу состоит из двух технологических линий до фазы формирования двух партий. При подготовке к этерификации целлюлоза должна быть разрыхлена и подсушена. Для этого кипы целлюлозы древесной марки ЦА и хлопковой ХЦ со средней плотностью порядка 300 кг/м^3 подаются на кипорыхлители 8, рулонная бумага РБ - на резательные станки типа СРЦ-К. Разрыхленная целлюлоза марки ЦА и ХЦ насыпной плотностью $34 - 35 \text{ кг/м}^3$ и РБ в виде сечки размером 3×3 или 3×6 мм через конфузориодиффузорную воронку поступает в пневмотранспортную трубу пневмосушилки 7.

При транспортировании к приемным бункерам 9, 9а целлюлоза сушится. Вследствие потери скорости воздуха целлюлоза оседает в бункере, а воздух, пройдя камеру улова пыли 10 по вытяжной трубе, выбрасывается в атмосферу вентилятором 11.

В бункер 9 технологической линии получения пироксилина №1 транспортируется древесная целлюлоза марок ЦА или РБ, в бункер 9а технологической линии пироксилина №2 - целлюлоза ХЦ марок 15, 25, 35 или ЦА. Сушить целлюлозу до влажности ниже $3 \div 3,5\%$ (равновесная влажность) нецелесообразно, так как требуются дополнительные затраты тепла и времени сушки. Влажность после сушки должна быть не более $4 \div 5\%$.

Целлюлоза из бункеров выгружается в тележки - тушильники массой $25 \div 35 \text{ кг}$, затем подвозится к нитраторам 15, 15а соответствующих техно-

инических линий. Навеска целлюлозы устанавливается из расчета на сухую массу с поправкой на влажность. Воздух на пневмосушилку подается вентилятором. Пройдя калорифер 7, в котором подогревается до $55 - 120^{\circ}\text{C}$ в зависимости от марки перерабатываемой целлюлозы, через конфузorno-диффузornoную воронку поступает в пневмотранспортную трубу. По пути в конфузorno - диффузornoной воронке воздух захватывает поступающую в нее разрыхленную целлюлозу. Температура воздуха при этом не должна превышать $105 - 110^{\circ}\text{C}$. Кислотные смеси готовят как из свежих, так и отработанных кислот. При запуске производства нитрационные кислотные смеси состоят из чистых кислот. Для этого из хранилищ азотной 2 и серной кислот 1 через мерники 5, 6 расчетное их количество подается в смесители кислот 4, 3. Нитрационные кислотные смеси №1 для изготовления пироксилина №1 и смеси №2 для изготовления пироксилина №2 из смесителя кислот насосом подаются в расходные баки 12, 12а технологических линий получения пироксилинов №1 и №2 соответственно.

Из расходных баков, пройдя теплообменники 14, 14а, нитрационная кислотная смесь поступает в нитрационные аппараты. Перед этерификацией нитрационные кислотные смеси в зависимости от установленного температурного режима этерификации охлаждаются или нагреваются. В нитраторы производится дозировка целлюлозы и нитрационной кислотной смеси в соответствии с принятым модулем этерификации. В нитраторы 15, 15а заливают нитрационные кислотные смеси №1 и №2 до уровня нижних лопастей, пускают в работу мешалки, после чего загружают ранее приготовленные навески целлюлозы. При этом нитрационная кислотная смесь поступает непрерывно в нитратор. В период загрузки целлюлозы подача нитрационной кислотной смеси регулируется так, чтобы к концу загрузки уровень нитрационных кислотных смесей в нитраторе соответствовал принятому модулю нитрации, который проверяется шаблоном.

Из нитратора 15 реакционная смесь пироксилина №1 подается на кислотоотжимочную центрифугу 16. Отработанная нитрационная кислотная смесь через фильтр 48 поступает в сборник 49 отработанных кислот №1. Из сборника она насосом закачивается в смеситель кислот 4 для их укрепления свежими кислотами и дальнейшего использования для этерификации пироксилинов. Отжатый пироксилин №1 до кислотной влажности $50 - 55\%$ из центрифуги выгружается вручную. Для этого в смывной аппарат из напорного бака 18 подают кислотную смесь с массовой долей не менее 45% и начинают выгрузку пироксилина. Сбрасываемый в смывной аппарат пироксилин подхватывается потоком транспортной кислоты и по массопроводу поступает в мутильник 47.

Из мутильника реакционная смесь насосом перекачивается в вытеснитель кислот 46, где адсорбированные пироксилином азотные смеси вытесняются сначала слабой орошающей кислотой, затем орошающей водой из

бака 44. Отсасываемая во время загрузки вытеснителя транспортная кислота насосом перекачивается в бак-сборник 43, откуда через холодильник 19 в напорный бак 18. Вытесненная на первой ступени кислотная смесь также поступает в бак-сборник 43. Вытесненная на второй ступени кислотная смесь насосом перекачивается в бак орошающих кислотных смесей 45. По мере укрепления избыток кислотных смесей с массовой долей около 50% из бака-сборника 43 передается на регенерацию.

Для улова газо-воздушной смеси (содержащей туман, пары азотной кислоты и окислы азота) отделения мешки кислот, нитрации, кислотоотжимочных центрифуг, вытеснителей кислот подключены газовоздуховодами к адсорбционной установке 13. Очищенный воздух выбрасывается в атмосферу, а уловленная азотная кислота с массовой долей 40+50% поступает на регенерацию. После рекуперации кислот пироксилин №1 с массовой долей 2-3% массонасосом перекачивается в чаны горячей промывки 42.

Реакционная смесь пироксилина №2 после этерификации из нитратора 15а подается на кислотоотжимочную центрифугу 16а. Рекуперацию адсорбированных пироксилином кислотных смесей можно вести так же, как и пироксилина №1. Однако, на некоторых заводах ее ведут в кислотоотжимочных центрифугах. При этом отработанные нитрационные кислотные смеси №2 поступают через фильтр 48а в сборник отработанных кислотных смесей 49а, откуда подаются в смеситель кислот 3 для укрепления свежими кислотами и дальнейшего их использования для этерификации, допускается укрепление их отработанными нитрационными смесями №1. Затем идет вытеснение адсорбированных пироксилином кислотных смесей, сначала из бака 18 кислотной смесью с массовой долей не менее 45% и при 10+15° С, затем водой. Из центрифуги рекуперированные кислоты через фильтр 17 поступают в бак-сборник орошающих кислот 43 и затем в напорный бак 18 и далее на вытеснение кислотных смесей в центрифугу 16а, а их избыток с массовой долей около 50% передается на регенерацию. Остаточная кислотность пироксилина после рекуперации кислотных смесей должна быть не более 8%.

Из центрифуг пироксилин выгружается вручную или гидравлическим способом. Перед ручной выгрузкой в смывной аппарат подают транспортную воду и начинают выгрузку пироксилина. Сбрасываемый в смывной аппарат пироксилин подхватывается водой и по массопроводу поступает в мутильник 47а, затем с массовой долей 2+3% насосом подается в чаны горячей промывки 42а (предварительная стабилизация).

Как пироксилин №1, так и пироксилин №2 в чанах 42 и 42а подвергается горячей промывке сначала в кислой среде, а затем в щелочной с последующей промывкой чистой водой. Температура в чанах при кислой и содовой промывках 95+100° С. Массовая доля пироксилина в чанах 14+15%. Щелочной раствор готовится в смесителях 22, и после отстойни-

ков 21, где отстаиваются твердые частицы, через мерники 20 и 20а в необходимом количестве поступают в чаны горячей промывки пироксилин №1 и пироксилин №2. Транспортные отработанные кислые и щелочные воды через ловушки 41 и 41а идут на станцию нейтрализации, а уловленные пироксилины №1 и №2 загружаются обратно в чаны горячей промывки 42 и 42а.

В чанах в процессе кислой и содовой варок при 95-100°C испаряется около 13-15 кг/(м²ч) воды. В целях регенерации тепла и повторного использования этой воды ее пары вентилятором 23 отсасываются в кондиционные колонны 39, где они конденсируются и отдают свое тепло орошающей воде. Несконденсированные пары и газы вентилятором 23 выбрасываются в атмосферу, а горячая вода с температурой около 60° С поступает в сборник горячей воды 40, она используется на фазе стабилизации. По окончании стабилизации из чанов горячей промывки пироксилин №1 и №2 с массовой долей 2-3% насосами перекачиваются в agitаторы неизмельченного пироксилина 24 и 24а соответственно. Транспортные воды из agitаторов и сгустителей 26 и 26а идут через ловушки 25, 25а на станции нейтрализации, а уловленные пироксилины №1 и №2 загружаются обратно в agitаторы неизмельченного пироксилина 24 и 24а. Затем из agitаторов масса насосами подается в циркуляционные линии, от которых часть ее идет в сгустители мельниц ДМК 27, 27а, где сгущается до массовой доли 6-9%.

Пироксилин №1 и №2 из сгустителей через приемные бункера непрерывно поступают на измельчение в мельницы ДМК 27 и 27а. Из мельниц пироксилин №1 и №2 с массовой долей 4-5% непрерывно идут в сборники 28, 28а. Пироксилин №1 насосами перекачивается в лавер 30, где он промывается горячим щелочным раствором, пироксилин №2 - в лавер 30а, где он промывается чистой холодной водой или слабым щелочным раствором. Содовый раствор в лаверы 30, 30а в необходимом количестве поступает из смесителя через мерники 29, 29а. После анализа физико-химических показателей частные партии пироксилинов №1 и №2 формируются в общие партии смесового пироксилина. В зависимости от требуемых физико-химических показателей общей партии пироксилина рассчитывают, какое количество пироксилина №1 и №2 необходимо смешать. После этого из соответствующих лаверов 30 и 30а закачивают пироксилин №1 и №2 в смеситель общих партий 32, где происходит их усреднение.

Из смесителей смесовой пироксилин с массовой долей 2+3%, пройдя просейку, пескоуловитель и электромагнит 33, поступает в agitатор-сгуститель 34. В просейке отделяются посторонние предметы в виде щепы, ниток и т.п., а также частицы неизмельченного пироксилина. Уловленный неизмельченный пироксилин поступает обратно на доизмельчение и подводится к ловушечному пироксилину. В магнитном сепараторе улав-

ливаются металлические включения, а в пескоуловителе - песок. В агитаторе пироксилин доводится до массовой доли 10+12%. Для более интенсивного водоотжима при работающих мешалках масса пироксилина подогревается до температуры 50+60° С, пироксилин, изготовленный из РБ, - до 50+70° С, затем поступает на водоотжимочные центрифуги 35.

Отжатый до влажности 30-32% пироксилин передается в производство порохов. Сифонные воды из лаверов 30, 30а, смесителя общих партий 32, агитаторов 34, а также после водоотжимочных центрифуг из сборника 36 перекачиваются в отстойник 37, где оседают увлеченные водой частицы пироксилина, и осветленная вода поступает в бак 38. Осветленные воды повторно используются для разгрузки чанов как транспортные, промывки лаверов и т.д. Пироксилиновая мезга по мере накопления перекачивается насосом в лавер 31 и после дополнительной промывки подмешивается к общим партиям смесового пироксилина как ловушечные партии.

Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления смесового пироксилина (рис. 26)

Технологическая схема изготовления смесового пироксилина по непрерывной технологии имеет две линии - пироксилина №1 и №2. Подготовка целлюлозы к нитрации - рыхление, сушка, приготовление кислотных смесей - производится так же, как и при периодически действующей схеме. После сушки целлюлоза с влажностью 5% поступает в бункера-дозаторы 8 и 8а технологических линий изготовления пироксилинов №1 и №2. Приготовленные кислотные смеси насосом перекачиваются в расходные баки 7, 7а. В нитраторы-дозаторы 10, 10а, производится дозировка целлюлозы и нитрационной кислотной смеси. Смеси из расходных баков через теплообменники 9, 9а, где они подогреваются или охлаждаются до заданных температур, поступают в нитраторы-дозаторы. При работающих мешалках нитраторов-дозаторов начинается заливка нитрационных кислотных смесей, затем автоматически включается загрузка целлюлозы, при этом подача нитрационных кислотных смесей не приостанавливается.

В нитраторы-дозаторы 10 технологической линии изготовления пироксилина №1 поступают из бункера-дозатора 8 древесные целлюлозы марки ЦА или РБ, в нитраторы-дозаторы 10а технологической линии изготовления пироксилина №2 - из бункера-дозатора 8а хлопковая ХЦ или древесная целлюлоза марки ЦА. Одновременно подаются нитрационные кислотные смеси №1 в нитраторы-дозаторы 10 и смеси №2 в нитраторы-дозаторы 10а в соответствии с принятым модулем этерификации. Периодически шнек-дозаторы бункеров-дозаторов автоматически производят объемное отмеривание и загрузку целлюлозы в нитраторы-дозаторы. Заданные режимы работы дозирующих устройств осуществляются с помощью командного

электропневматического прибора КЭП-12У. Над аппаратом НУОК 13 и 13а установлено по 4 нитратора-дозатора, в которых производится предварительная этерификация пироксилина №1 и №2. Нитраторы-дозаторы работают циклично.

По истечении времени предварительной этерификации из нитраторов-дозаторов автоматически производится слив реакционной смеси в аппарат НУОК при непрерывно работающих мешалках нитраторов-дозаторов поочередно, согласно графику их работы. Реакционная масса из нитраторов-дозаторов по массопроводу поступает в аппарат НУОК и равномерно распределяется на перфорированном дне вращающегося кольцевого желоба. Отработанные нитрационные кислотные смеси №1 и №2 из реакционной массы через перфорированное дно стекают в соответствующее отделение поддона и самотеком поступают в фильтры 14, 14а, в соответствующие сборники кислот 15, 15а, отработанных нитрационных кислотных смесей №1 и №2.

В фильтре нитраты целлюлоз, уносящиеся отработанными кислотными смесями, отфильтровываются и подаются обратно на слой пироксилина аппарата НУОК. Отфильтрованные отработанные нитрационные кислотные смеси №1 и №2 из сборников 15, 15а поступают в напорные баки 11, 11а орошающих кислот, откуда самотеком, через холодильники 12, 12а в верхний распределительный коллектор - в систему окончательной оросительной проточной этерификации массы на аппаратах НУОК. Избыток отработанных нитрационных кислотных смесей №1 поступает на изготовление нитрационных кислотных смесей №1, а избыток нитрационных кислотных смесей №2 - на изготовление нитрационных кислотных смесей №2. После окончания цикла проточной этерификации пироксилины №1 и №2 поступают в зону рекуперации адсорбированных ими кислот.

В аппаратах НУОК 13, 13а зоны рекуперации имеют по четыре секции орошения. Проходя через каждую секцию, пироксилин орошается кислотными смесями с убывающей массовой долей, в четвертой секции - водой, подаваемой в систему орошения в строго расчетном количестве через расходомер. Из четвертой секции слабые кислотные смеси поступают через напорные баки орошающих кислот 11, 11а и холодильники 12, 12а на орошение пироксилина третьей секции, где из пироксилина вытесняются кислотные смеси с более высокой массовой долей, и т.д.

Из первой секции часть вытесненных кислотных смесей с массовой долей около 65% из баков-сборников 17, 17а подается на регенерацию, остальная часть с массовой долей около 75% (первая фракция) из баков-сборников 16, 16а в смесители кислот 4, 3 для приготовления нитрационных кислотных смесей №1 и №2 соответственно и дальнейшего их использования на фазе этерификации. Свежие кислоты для укрепления из хранилищ 1, 2 через мерники 5, 6 поступают в смесители. Для улова газовоздушной

смеси, содержащей туман, и пары азотной кислоты и окислы азота, отделения приготовления кислотных смесей, нитраты-дозаторы, аппараты НУОК подключены газозовдуховодами к адсорбционной установке 24. Уловленная азотная кислота на адсорбционной установке с массовой долей около 40-45% поступает на регенерацию.

Из зоны рекуперации кислотных смесей пироксилин с кислотностью не более 8% поступает в разгрузочную зону аппарата НУОК, где пироксилины как №1, так и №2 смываются водой в мутильники 18, 18а соответственно. Расход воды рассчитывается с учетом получения массовой доли 2+3%. Из мутильников пироксилиноводная взвесь массонасосом перекачивается в буферные баки 19, 19а, через сгустители 21, 21а подается в два последовательно работающих питающих чана 22, 22а, 23 и 23а трубчатого автоклава. Транспортные воды из сгустителей 21, 21а поступают в ловушки 20, 20а, из которых уловленные пироксилины насосом подаются обратно в буферные баки, а вода - на станцию нейтрализации.

В питающих чанах умягченной водой пироксилино-водная взвесь разбавляется до массовой доли 2+5%, в них же она нагревается острым паром до 60+90°C. Кислотность пироксилиноводной взвеси должна быть 0,2+0,6% и при необходимости ее доводят добавлением слабоазотной кислоты. Из питающих чанов двумя последовательно соединенными насосами подготовленная пироксилиноводная взвесь подается в трубчатые автоклавы 25, 25а, где при 151+164°C и давлении 5+7 ат. производится предварительная стабилизация (удаляются нестойкие продукты и остаточные кислоты с поверхности волокна, снижается вязкость).

Из трубчатых автоклавов пироксилино-водная взвесь поступает в чаны горячей промывки 29, 29а, в которых производится содовая (щелочная) варка, кислые воды из чанов через ловушки 30, 30а поступают на станцию нейтрализации, а уловленные пироксилины обратно закачиваются в чаны. В чаны горячей промывки подаются умягченная вода и содовый раствор в количестве, необходимом для щелочности 0,01+0,05% и массовой доли пироксилино-водной взвеси 14+15%.

Щелочной раствор готовится в смесителе 27 массовой долей 4-8% и из отстойника 26 через мерники 28, 28а в необходимом количестве подается в чаны горячей промывки. Температура содовой варки в чанах 95+100°C. Для регенерации тепла, выделяющегося в виде водяного пара при содовой варке и повторном использовании испарений воды, установлена конденсационная колонна 47 с вытяжным вентилятором 48. Конденсат собирается в сборнике 46. Из чанов после содовой варки пироксилин №1 и №2 с массовой долей 2+3% насосами перекачиваются в ажитаторы неизмельченного пироксилина 31, 31а соответственно.

Из ажитаторов по циркуляционной линии пироксилины поступают в сгустители мельниц ДМК 33, 33а, в которых они сгущаются до массовой

доли 8-9% и через приемный бункер непрерывно поступают на измельчение в мельницы ДМК 34, 34а. Измельчение на некоторых заводах ведется на мельницах РК-01. Транспортные воды из agitаторов и сгустителей через ловушки 32, 32а поступают на станцию нейтрализации, а уловленные пироксидины №1 и №2 обратно закачиваются в соответствующие agitаторы. Измельченные пироксидины №1 и №2 непрерывно поступают в сборники 35, 35а. Допускается измельчать пироксидины не после содовой варки, а после предварительной стабилизации в трубчатом автоклаве, а содовую варку производить после измельчения. Пироксидин №1 концентрацией массовой доли 4-5% перекачивается в лавер 37 горячего промывания, где промывается горячим содовым (щелочным) раствором, пироксидин №2 - в лавер 37а, где он промывается чистой холодной водой или слабым щелочным раствором. После полного физико-химического анализа частные партии пироксидинов №1 и №2 формуются в общие партии смесового пироксидина, содовые растворы в лаверы 37, 37а поступают через мерники 36, 36а соответственно.

Далее процесс ведут как при изготовлении пироксидина по периодической технологии. Частные партии пироксидинов №1 и №2 соответственно расчетам закачиваются в смеситель общих партий 39, затем через просейку, пескоуловитель и электромагнит 40 поступают в agitатор 41 и далее на водоотжимочные центрифуги 42. Сифонные воды из лаверов 37, 37а, смесителя общих партий 39, agitатора 41, воды с отжимочных центрифуг из сборника 43 перекачиваются в отстойники 44. Осветленные оборотные воды поступают в бак 45 и идут для повторного использования. Пироксидиновая мезга перекачивается в лавер 38 и после дополнительной технологической обработки подмешивается как ловушечные партии к общим партиям пироксидина в процессе их формирования.

Комбинированная технологическая схема изготовления смесового пироксидина.

Получение пироксидина №1 с 213,5 мл NO/г азота и выше на аппаратах НУОК затруднено из-за более жестких требований к таким параметрам ведения технологического процесса, как температура орошающих кислот (более низкие температуры), равномерное орошение кислотами пироксидинового слоя и др.

Выпуск низкоазотных нитратов целлюлоз, к которым можно отнести и пироксидин №2 с содержанием не менее 190 мл NO/г азота, на аппаратах НУОК трудностей не представляет. Поэтому заводы, которые имеют нитрационные агрегаты как периодического, так и непрерывного действия (аппараты НУОК), работают по комбинированной технологической схеме.

Пироксилин №1 изготавливают по схеме с применением периодически действующих нитрационных агрегатов, пироксилин №2 - непрерывнодействующих нитрационных агрегатов (аппарат НУОК). Другие технологические фазы, а также технологические параметры остаются без изменения.

Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления коллоксилинов (рис.27)

Производство коллоксилинов в отличие от пироксилинового производства имеет одну технологическую линию. Подготовку целлюлозы к этерификации, как и производстве пироксилинов - рыхление кип древесной ЦА и хлопковой ЦА, производят на кипорыхлителях 8. Рулонную бумагу режут на станках СРЦ-К. Разрыхленная целлюлоза ЦА, ХЦ и РБ в виде сечки размером 3×3 или 3×6 мм через конфузорно-диффузорную воронку 6 поступает в пневмотранспортную трубу пневмосушилки 7. В процессе транспортирования к приемным бункерам-дозаторам 11 целлюлоза сушится до влажности не более 5%. В бункере-дозаторе целлюлоза оседает, воздух, пройдя камеру улова пыли 15, выбрасывается в атмосферу вентилятором 16. Воздух подается вентилятором в калорифер, в котором подогревается до 55-120°С в зависимости от применяемого сырья, и через конфузорно-диффузорную воронку поступает в пневмотранспортную трубу.

При запуске производства нитрационные кислотные смеси составляют из свежих кислот. Для этого из хранилищ серной кислоты 2 и азотной кислоты 1 через мерники 4, 5 расчетное их количество подается в смеситель кислот 3, из которого нитрационные кислотные смеси перекачиваются в расходный бак 9.

В нитраторы-дозаторы 12 производится автоматическая дозировка целлюлозы и нитрационной кислотной смеси. Нитрационная кислотная смесь из расходного бака 9 через теплообменник 10, где она подогревается или охлаждается до заданных температур, поступает в нитратор-дозатор. При работающих мешалках нитраторов-дозаторов начинается заливка нитрационных кислотных смесей, затем автоматически включается загрузка целлюлозы, при этом подача кислот не останавливается.

В нитратор-дозатор 12 из бункера-дозатора 11 поступает целлюлоза, одновременно в него подается нитрационная кислотная смесь. Через заданные интервалы времени шнек-дозатор бункера-дозатора автоматически производит объемное отмеривание и загрузку целлюлозы в нитратор-дозатор.

Над аппаратом НУОК 17 установлено четыре нитратора-дозатора, в которых производится предварительная этерификация целлюлозы. Нитраторы-дозаторы работают циклично. По истечении времени предваритель-

ной ванновой этерификации поочередно (согласно графику работы) из нитраторов-дозаторов автоматически производится слив реакционной массы в аппарат НУОК, где при вращающемся кольцевом конвейере она равномерно распределяется на перфорированном дне аппарата.

Отработанная нитрационная кислотная смесь из реакционной массы через перфорированное дно стекает в соответствующие отделения поддона и самотеком поступает через кислотный фильтр 43 в бак-сборник отработанных нитрационных кислотных смесей 42. Отфильтрованный в фильтре 43 коллоксилин возвращается в аппарат НУОК.

Отработанная нитрационная кислотная смесь из сборника 42 подается в напорный бак 14 орошающих кислотных смесей, откуда самотеком через холодильник 13 и верхний распределительный коллектор поступает в систему окончательной оросительной проточной этерификации массы. Избыток отработанных нитрационных кислотных смесей поступает в смеситель кислот 3 для приготовления нитрационных кислотных смесей. После окончания цикла проточной этерификации коллоксилин поступает в зоны рекуперации адсорбированных им кислотных смесей.

В аппарате НУОК имеются четыре секции орошения. Проходя через каждую секцию, коллоксилин последовательно орошается кислотными смесями с убывающей массовой долей, а в четвертой секции - водой, подаваемой в систему в строго расчетном количестве. Из четвертой секции слабые кислотные смеси поступают через напорные баки орошающих кислотных смесей 14 и холодильник 13 на орошение коллоксилина в третьей секции, где из коллоксилина вытесняются кислотные смеси с более высокой массовой долей и т.д. Из первой секции часть вытесненных кислот с массовой долей около 65% из бака-сборника 40 подается на регенерацию, а остальная часть с массовой долей около 75% из бака-сборника 41 (первая фракция) поступает в смеситель кислот 3 для изготовления нитрационных кислотных смесей.

Для улова газовой смеси, содержащей туман, пары азотной кислоты и окислы азота, отделение мешки кислот, нитраторы-дозаторы, аппарат НУОК подключены газопроводами к абсорбционной установке 18.

Из зоны рекуперации кислот коллоксилин с кислотностью не более 8% поступает в разгрузочную зону аппарата НУОК, откуда смывается водой в мутильник 39, где производится холодная промывка коллоксилина в целях удаления свободных кислот с поверхности его волокон. Кислотность воды в мутильниках должна быть не более 1%, массовая доля коллоксилина 2-4%. Из мутильников коллоксилин перекачивается в чан предварительного подогрева 38. Избыток транспортной воды поступает в ловушку 36. Кислый коллоксилин, уловленный в ловушке, перекачивается в мутиль-

ник 39, а осветленная транспортная вода поступает на станцию нейтрализации. В чане массовая доля коллоксилиноводной взвеси $8+10\%$.

После заполнения чана коллоксилин заливается умягченной или осветленной водой и подогревается до 50°C . Среда в чане слабокислая. После подогрева коллоксилино-водная взвесь перекачивается в питающий чан 37 трубчатого автоклава. Для равномерной подачи коллоксилиноводной взвеси в трубчатый автоклав 19 в питающем чане поддерживается постоянный уровень в пределах $1/4$ высоты чана. Кислотность среды в чане $0,2+0,5\%$. Из питающего чана коллоксилино-водная взвесь непрерывно с помощью двух питающих насосов, работающих последовательно, подается в трубчатый автоклав 19, где производится стабилизация и снижение вязкости при $150+160^{\circ}\text{C}$ и давлении $6+7$ ат. Обработку коллоксилинов ведут и в автоклавах периодического действия. Коллоксилин из трубчатого автоклава поступает в приемный чан 22 непосредственно или через сгуститель 20. Транспортные и промывные воды поступают в ловушку 36.

В приемном чане производится промывка технологической водой до нейтральной среды, затем $1+2$ часовая щелочная промывка при $60+90^{\circ}\text{C}$, для чего в чан подается содовый раствор в количестве, необходимом для создания щелочности $0,01+0,03\%$. Содовый раствор готовится в смесителе 25 с концентрацией не более 5% и из отстойника 24 через мерник 21 подается в приемный чан. После окончания технологической обработки в приемных чанах коллоксилины, подлежащие измельчению (как Л, НД, НХ и др.), направляются на фазу измельчения, коллоксилины, которые не измельчаются, поступают в смесители 30 общих партий.

Коллоксилин, подлежащий измельчению, с массовой долей $2+3\%$ перекачивается из расходного чана 23 в agitator 26. Из agitatora по циркуляционной линии коллоксилино-водная взвесь поступает в сгуститель 27 мельниц ДМК, в котором она сгущается до массовой доли $10+12\%$ и через приемный бункер непрерывно поступает на измельчение в мельницу ДМК 28. На некоторых заводах измельчение ведут и на мельницах РК-01.

Транспортные воды из agitatora и сгустителя поступают через ловушки 23 на станцию нейтрализации, а уловленный коллоксилин обратно закачивается в agitator 26. Измельченный коллоксилин поступает в лаверы 29, где при необходимости производится окончательная промывка и формируются общие партии. Из лаверов коллоксилины перекачиваются в смесители 30 общих партий, затем коллоксилиноводная взвесь поступает в agitator 31 и далее на водоотжимочные центрифуги 32, где отжимается до водной влажности $25+35\%$. Коллоксилины, подлежащие обезвоживанию, поступают на фазу обезвоживания, которую ведут в центрифугах или прессах Люмиса. Сифонные воды из лавера 29, смесителя 30, agitatora 31, а также из водоотжимочных центрифуг перекачиваются в отстойники 34. В отстойнике оседают увлеченные водой частицы коллоксилина, а освет-

ленная вода поступает в сборник 35 воды повторного использования. Осветленные оборотные воды используются для приготовления содового раствора, разгрузки чанов, промывки лаверов и др. Коллоксилиновая мезга по мере накопления перекачивается в лавер 39 для применения по назначению.

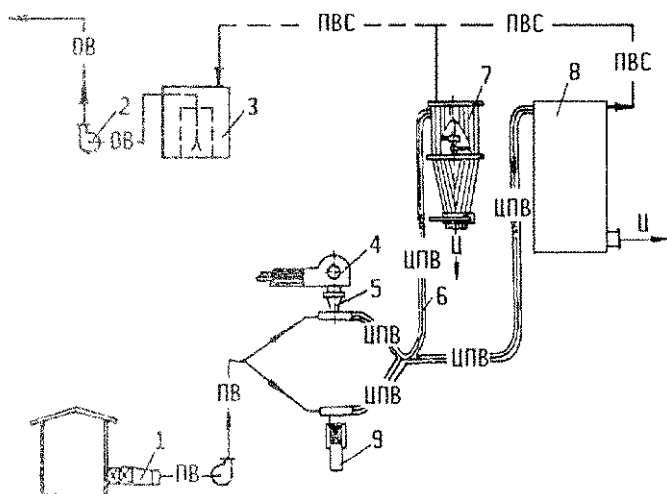
Глава V

Подготовка целлюлоз и кислотных смесей к этерификации

Механическая подготовка целлюлоз к этерификации

Подготовка целлюлозы к этерификации заключается в ее механической обработке с последующей сушкой. Известно, что форма и физическое состояние целлюлозы оказывают на результаты этерификации не меньшее влияние, чем степень ее химической чистоты или состав нитрационной кислотной смеси.

Целлюлоза рыхлой формы марок ХЦ и ЦА с плотностью 300 кг/м^3 поступает в производство в виде кип, плотной формы в виде бумаги марки РБ с поверхностной плотностью $120 \pm 8,4 \text{ г/м}^2$ в рулонах. Для придания целлюлозе хорошей смачиваемости нитрационными кислотными смесями в целях обеспечения равномерности ее этерификации предварительно все марки целлюлозы измельчаются и подсушиваются до влажности не более 3%. Ранее рыхление кип и сушку целлюлозы осуществляли на отдельных аппаратах с последующим транспортированием на фазу этерификации.



ПВ - подогретый воздух;

ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;

ПВС - паровоздушная смесь; ОВ - осветленная вода.

Рис. 28. Технологическая схема фазы измельчения и сушки целлюлозы

На всех заводах установлены измельчительные станки целлюлозы спаренно с пневмотранспортными сушильными агрегатами. Такие установки обеспечивают непрерывность процесса рыхления кип целлюлозы или резки бумаги, сушки и транспортирования подсушенной целлюлозы на фазу этерификации. Установка (рис.28) состоит из кипорыхлителя 4 и резательного станка типа СРЦ-К 9 (что позволяет обрабатывать целлюлозу рыхлых форм и РБ), пневмотранспортного агрегата, включающего калориферную установку с вентилятором 1, конфузorno-диффузные воронки 5, пневмотранспортную сушильную трубу (собственно сушку), приемные бункера 7,8, камеру улова пыли 3, вентилятор 2 для выброса отходящего воздуха в атмосферу.

Подготовка целлюлоз марок ХЦ и ЦА к этерификации

До подачи на этерификацию кipy рыхлой формы целлюлозы должны быть разрыхлены, после чего она должна быть однородна по величине частиц и не иметь в своем составе неразрыхленных комков. Разрыхлением целлюлозе придается не только улучшенная реакционная способность, но и обеспечивается транспортабельность ее в пневмотранспортной трубе. Ранее разрыхление кип целлюлозы производили на кардовых машинах и волчках. Эти машины были металлоемки, неудобны в эксплуатации, имели большие габаритные размеры. Они были заменены кипорыхлителями. Кипорыхлитель (рис.29) имеет три быстро вращающихся в одном направлении рыхлительных барабана, два из которых разрыхляют кipy целлю-

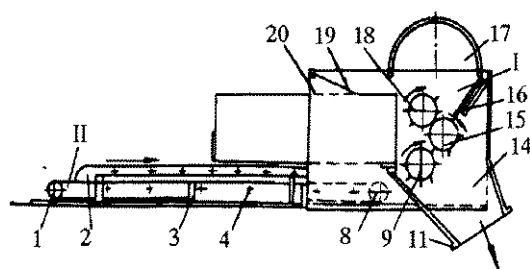
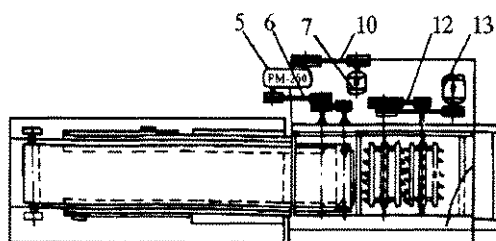


Рис. 29.

Кипорыхлитель



лозы, а один выбрасывает разрыхленную целлюлозу в разгрузочную воронку.

Кипорыхлитель состоит из механизма рыхлительных барабанов 1 и транспортера подачи кип целлюлозы к механизму рыхления 2. Рыхлительный механизм включает корпус 14, в котором смонтированы три рыхлительных барабана 9, 15, 18 с закрепленными на поверхности рыхлительными зубьями. Всем трем барабанам передается вращение от электродвигателя 13 через клиноременную передачу 12.

Рыхлительные барабаны закрыты кожухом-ловушкой 17, в котором имеется на шарнирах наклонная плоскость 16. Ловушка в нижней части заканчивается патрубком 11, присоединенным к загрузочному патрубку конфузотно-диффузорной воронки. Транспортер подачи кип к рыхлительному агрегату состоит из рамы 3, на которой смонтированы приводной 8 и натяжной 1 барабаны транспортной ленты 2, и поддерживающих роликов 4. Для направления движения кипы целлюлозы со стороны рыхлительного механизма имеются боковые щеки 20, на которых шарнирно смонтирована защитная заслонка 19. Вращение от электродвигателя 7 приводному барабану передается через клиноременную передачу 10 на редуктор 5 и клиноременную передачу 6 на приводной вал транспортера.

Технические характеристики кипорыхлителя

Скорость транспортной ленты, м/мин	0,5
Частота вращения, об/мин	
передних барабанов	1200
контрольного барабана	1800
Производительность, кг/ч	850±100
Габаритные размеры, м	4,1×1,3×1,6

Работа кипорыхлителя.

Распакованная кipa целлюлозы укладывается на транспортер вдоль оси движения транспортной ленты 2 и подается в рыхлительный механизм. С помощью зубьев, закрепленных на передних рыхлительных барабанах 9, 18, при вращении последних кipa разрыхляется и разрыхленная целлюлоза попадает в ловушку 17, из ловушки по наклонной плоскости 16 - под воздействие барабана 15. Часть целлюлозы нижним барабаном 9 увлекается в патрубок 11, на пути вновь подхватывается зубьями барабана 15. Пройдя многократную обработку, разрыхленная целлюлоза марки ЦА с насыпной плотностью около $0,034 \text{ г/м}^3$ и марки ХЦ с насыпной плотностью около $0,035 \text{ г/м}^3$ поступает в загрузочный бункер конфузотно-диффузорной воронки пневмотранспортной сушильной трубы.

Степень рыхления можно регулировать скоростью транспортной ленты, с увеличением скорости степень рыхления уменьшается и, наоборот, с уменьшением скорости степень рыхления увеличивается.

Подготовка целлюлозы марки РБ к этерификации

Механическая подготовка полотна бумаги к этерификации сложнее, чем подготовка рыхлых форм целлюлозы. Высокая механическая плотность бумаги требует сложных конструкций измельчительных механизмов.

На этерификацию полотна бумаги влияют не только технологические, но и физические факторы, т.е. не только плотность, влажность бумаги, величина ее элементов, но и состояние поверхностей нитруемых элементов. Впитывающие свойства полотна бумаги со стороны образующих его плоскостей имеют меньшую степень, чем свежесформованные торцевые поверхности. Реакционная способность у вновь образованной поверхности зависит от чистоты среза: чем чище поверхность среза, тем выше его реакционная способность.

Чистота среза также необходима и для обеспечения одновременной пропитки кислотами волокон целлюлозы, расположенных в этой поверхности, лучшей отдачей кислоты при ее вытеснении. Кроме того, высокая степень чистоты характеризуется и меньшим количеством пыли. Таким образом, механическая подготовка полотна бумаги к этерификации должна заключаться не только в увеличении ее поверхности, но и в обеспечении ее высокой реакционной (впитывающей) способности. Это достигается раскрытием глубинных слоев материала в полотне бумаги при чистом срезе,

обеспечивающем перерезание отдельных волокон в направлении, перпендикулярном их расположению, а также образованием такой формы отдельных элементов, в которой вновь образованная торцевая поверхность имеет наибольшую величину по сравнению с ее основной поверхностью.

Наиболее выгодна форма элемента сечки в виде ромба (рис.30). Общая реакционная площадь частицы при этом возрастает на 27% по сравне-

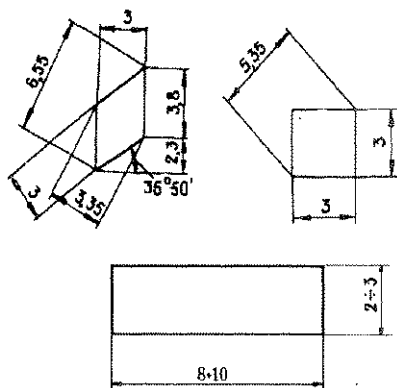


Рис. 30. Форма элемента сечки

нию с квадратной при одновременном увеличении торцевого параметра на 27%.

Таким образом, механическая подготовка полотна бумаги перед этерификацией сложна и ответственна. Сложность этой операции заключается в том, что 1 м² бумаги надо разрезать не менее чем на 10 800 отдельных элементов, имеющих площадь 10÷25 мм² и чистый срез, сохраняющий исходную плотность, обладающих хорошей реакционной способностью и в массе высокими дренажными свойствами. Для получения чистого среза бумажного полотна необходимо иметь минимальные зазоры между режущими лезвиями около 10–12 мкм. Решающим фактором является скорость резания. Для резки бумаги наиболее подходят дисковые ножи. Степень чистоты среза также зависит и от механической прочности бумажного полотна, которая определяется его поверхностной плотностью (г/м²), средней плотностью (г/м³), влажностью и толщиной бумажного полотна.

Для придания бумажным элементам ромбовидной формы продольно разрезанное полотно должно быть разрезано на элементы под определенным углом, разрезанное полотно должно располагаться по оси его движения под углом, затем поступать под валки дисковых ножей, и полосы разрезаться в поперечном направлении, образуя бумажные элементы ромбовидной формы заданных размеров. Был разработан и внедрен в промышленность станок для резки бумаги типа СРЦ-К (автор В.В.Кузьмин), отвечающий этим требованиям.

Внедрение древесной целлюлозы марки РБ как сырья и освоение станков для резки было прогрессивным явлением в деле производства нитратов целлюлоз.

Станок СРЦ-К (рис.31) состоит из узла раскатов, на которых устанавливаются бумажные рулоны 10, узла продольной резки с гребенкодержателем 2. Над узлом продольной резки имеются валки подачи 9 бумажного полотна в механизм продольной резки. Под механизмом продольной резки находится бункер-

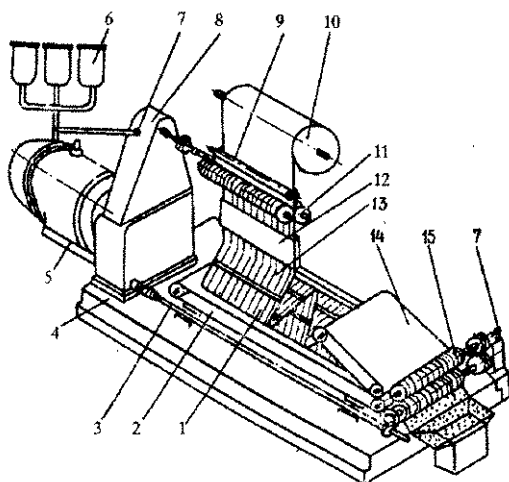


Рис. 31. Станок СРЦ - К

укладчик 12. Для резки "зиг-полотна" имеется механизм поперечной резки 15. Вращение всех узлов осуществляется от электродвигателя 5 через редуктор 8. Механизму продольной резки вращение передается от редуктора, механизму поперечной резки - через промежуточный приводной вал 3 и коническую зубчатую передачу. Электродвигатель имеет автоматическое пускорегулирующее устройство 6 с реле времени и кнопками "пуск" и "стоп" 7. Все узлы станка расположены на плите 4.

Механизм продольной резки состоит из дисковых ножей диаметром 156 мм и толщиной 3 мм, смонтированных на валах. Меняя толщину ножей, можно получить сечку с разными размерами. На каждом валу имеется по 173 ножа, что составляет длину режущей части вала, равную 1050 мм из расчета резания полотна бумаги шириной 1 м. Между дисковыми ножами установлены распорные кольца толщиной 3 мм и наружным диаметром 100 мм. Они образуют между ножами пазы, в пространство которых помещены ножи соседнего вала. Конструкция дисковых ножей исключает их боковое

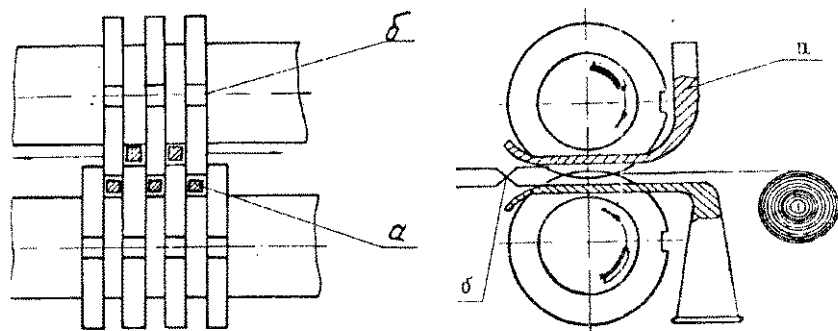


Рис. 32. Съемные гребенки

смещение, так как по обе стороны ножей происходит процесс резания бумаги, и они взаимно уравниваются.

Установленные зазоры между лезвиями ножей сохраняются в течение всей работы и не изменяются при изменении толщины бумаги. В пазах установлены и съемные гребенки (рис.32). При спаривании двух рабочих валков между плоскостями дисковых ножей образуется зазор не более $10+12$ мкм, необходимый для обеспечения чистоты среза бумажного полотна. Оба рабочих вала вдоль осей по образующей поверхности ножей имеют канавки квадратного сечения (3×3 мм), которые выводят ножи из зацепления в секторе с хордой длиной 3 мм. При этом бумага не прорезается, и продольные полосы скрепляются между собой поперечными перемычками шириной 3 мм через каждые 225 мм, и образуется "сетчатое полотно".

Режущие валы механизма поперечной резки аналогичны валам механизма продольной резки, за исключением того, что они не имеют на образующей поверхности ножей канавок для образования перемычек и короче первых на 200 мм. Укорочение вызвано необходимостью избежать прогиба валов, так как усиление изгиба при резке трех-четырех слоев "зиг-полотна" больше, чем при резке одного полотна. Глубина посадки ножей не должна быть более двух толщин разрезаемого полотна - 0,4-0,5 мм для узла продольной резки и 1,2-1,5 мм для узла поперечной резки.

Для контроля глубины посадки ножей имеется нониусная шкала. Скорость продольной резки принята 150-200 м/мин, поперечной резки - в три раза меньше.

Технические характеристики станка

Габаритные размеры, м	4,7×1,95×1,66
Установочная мощность, кВт	25
Производительность, кг/ч	850±1000
Ширина бумажного полотна м,	1

Производительность станка рассчитывается уравнением:

$$G = \frac{v \cdot \gamma \cdot 60}{1000} \cdot \eta$$

где v - скорость резания бумаги, м/мин ($v=200$ м/мин);

γ - поверхностная плотность бумажного полотна, г/м² ($\gamma=120$ г/м²);

η - КПД станка ($\eta=0,7-0,75$).

Ширина полотна принята 1000 мм.

Тогда

$$G = \frac{200 \cdot 120 \cdot 60}{1000} \cdot 0,7 = 1000 \text{ (кг/ч)}$$

Работа станка заключается в следующем. Рулон бумаги устанавливается в механизм раската, и бумажное полотно заправляется в валики подачи (см. рис.31). Включением кнопки "пуск" станок запускается в работу, с помощью автоматического электропускателя постепенно нарастает частота вращения рабочих валиков до максимальной. После продольной резки дисковыми ножами полученное "сетчатое полотно" бумаги 13 поступает в бункер-укладчик 12. Накладываясь друг на друга, два направления движения полотна - колебательное в бункере- укладчике 12 и прямолинейное на нижнем транспортере 2 - на ленте последнего "сетчатое полотно" образуют "зиг-полотно" 1.

По мере продвижения "зиг-полотна" к дисковым ножам поперечной резки верхний транспортер 14 сжимает его, и в сжатом состоянии "зиг-полотно" поступает на резку. После поперечной резки бумага в виде сечки

размером 3X3 мм имеет насыпную плотность около 70 кг/м^3 , при размере 6X6 мм - около 60 кг/м^3 .

За время эксплуатации станков типа СРЦ-К было установлено:

большое количество крупноты в сечке, достигающее до 30% вместо $10 \pm 12\%$ по регламенту;

узел продольной резки обеспечивает нормальную работу станка на сульфитной и сульфатной целлюлозе марки РБ;

принятая схема узла поперечной резки не обеспечивает качественную резку сульфатной бумаги из-за более рыхлой структуры ее полотна.

С внедрением в производство сульфатной целлюлозы марки РБ встал вопрос о модернизации или изменении конструкции станка СРЦ-К в целях обеспечения качественной резки как сульфитной, так и сульфатной целлюлоз РБ. Вновь разработанный станок должен был обеспечить:

устойчивую его работу на бумаге с более рыхлой структурой;

снижение или полную ликвидацию крупноты;

резку бумаги на элементы с заданными геометрическими размерами;

повышение реакционной способности бумажной сечки. С учетом этих требований был разработан резательный станок (автор И.И.Хоняк и др.).

Если в станке СРЦ-К реакционная способность бумажной сечки достигалась за счет ромбовидной формы ее элементов, то в новом станке она достигается за счет уменьшения ширины полосок резательного полотна при прямоугольной форме элементов (см. рис.30).

На рис.33 приведена кинематическая схема данного станка. Транспорт подачи полотна бумаги 12 к механизму продольной резки 13 состоит из приводного и натяжного барабанов, направляющих валиков и транспортных ремней. Приводной вал получает вращение от электродвигателя 11 через клиноременную передачу 10 редуктора 8 и цепную передачу 9. Механизм продольной резки такой же, как у станка СРЦ-К. Вращательное движение он получает от электродвигателя 7 через клиноременную передачу 6 редуктора 5 и цепную передачу 4, вращение передается валиком подачи 3 разрезанного полотна в механизм поперечной резки 2. В механизме поперечной резки ис-

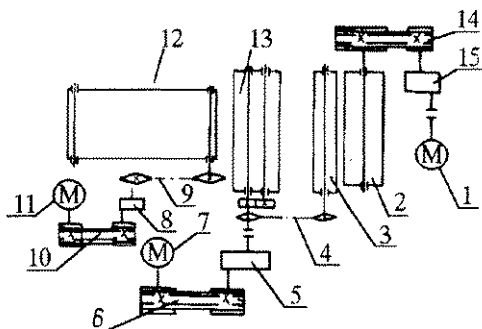


Рис. 33. Кинематическая схема модернизированного станка резки бумаги.

пользован метод резания по принципу пожниц с помощью ножевого барабана и ножа-личинки. Ножевой барабан представляет собой вал, на вале имеется шесть дисков с пазами, в которых закреплены ножи. Для постоянного контакта ножей барабана с ножом-личинкой ножи на дисках установлены по отношению к валу под углом, который зависит от количества ножей на барабане. Так, например, при установке 12 ножей угол их наклона 6° . Нож-личинка установлен в направляющих стояках и механизмом поджима автоматически прижимается к ножам барабана. Вращение ножевому барабану передается от электродвигателя 1, через редуктор 15 и клиноременную передачу 14.

Механизмом поперечной резки полосы разрезаются на элементы заданной длины. Размеры элементов по длине определяются скоростью продольной резки, частотой вращения барабана и количеством на нем ножей.

$$l = \frac{v}{n_n \cdot n}$$

где n_n - количество ножей на барабане;

n - частота вращения барабана, об/мин;

$$v = \pi \cdot d \cdot n_q$$

d - диаметр дисковых ножей продольной резки, мм;

n_q - частота вращения ножей продольной резки, об/мин.

Производительность станка

$$G = \frac{v \cdot \gamma \cdot 60 \cdot n^1 \cdot b}{1000} \cdot \eta$$

где γ - поверхностная плотность бумажного полотна, г/м²;

b - ширина бумажного полотна, мм;

n^1 - количество слоев бумажного полотна;

η - КПД станка, его принимают равным 0,8÷0,85.

Технические характеристики станка

Габаритные размеры, м	5×25×20
Количество рулонов	1÷5
Производительность, кг/ч	1000÷1100

Кипорыхлители и резательные станки являются также и дозаторами подачи целлюлозы в загрузочный бункер конфузотно-диффузортной воронки, так как однородность массовой концентрации целлюлозы в пневмотранспортной сушильной трубе существенно влияет на равномерность сушки.

Равномерная влажность высушенной целлюлозы может быть достигнута при одинаковой начальной ее влажности и однородности массовой концентрации целлюлозы в воздухе. С повышением массовой концентрации эффект сушки ухудшается.

Массовая концентрация целлюлозы в воздухе сушильного аппарата находится в пределах:

$$\mu = \frac{G_{ц}}{G_{в}} = 0,12 - 0,15 \text{ (кг/кг воздуха)}$$

где $G_{ц}$ - массовая подача целлюлозы за единицу времени;

$G_{в}$ - массовая подача транспортирующего воздуха за единицу времени.

Сушка целлюлоз

Все виды целлюлозы относятся к гигроскопическим веществам. При сушке целлюлоз конечную влажность надо доводить до уровня, соответствующего гигроскопической точке, во избежание непроизводительных затрат тепла на сушку (при соприкосновении целлюлозы с воздухом она будет поглощать из него влагу до перехода в состояние гигроскопического насыщения). Зависимость гигроскопической влажности от влажности воздуха при различных температурах приведена на рис.34. До внедрения пневмотранспортного сушильного агрегата целлюлозу перед этерификацией сушили до 1% влажности. Однако перед этерификацией за счет сорбции влаги из окружающего воздуха влажность целлюлозы достигала 3% и более. Проводить сушку целлюлозы перед этерификацией до влажности ниже 3% нецелесообразно. Содержание в целлюлозе 3÷4% влаги не ухудшает качества нитрата целлюлоз и не создает отрицательных явлений при этерифика-

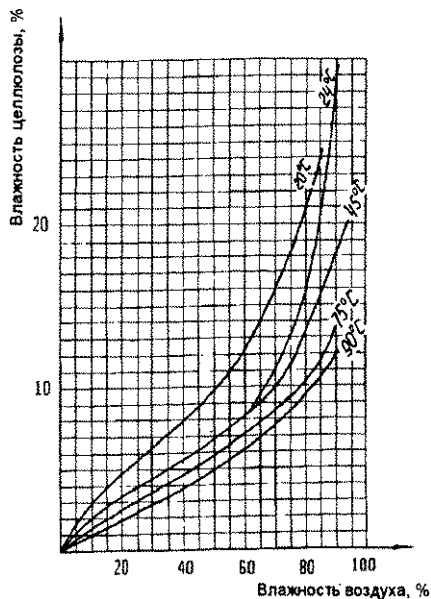


Рис. 34. Зависимость равновесной влажности целлюлозы w_1 % от температуры и влажности воздуха φ

ции. При этом абсолютные расходы серной и азотной кислот фактически не изменяются. Практически на заводах целлюлозу сушат до влажности не выше 5%.

Ранее сушку целлюлозы осуществляли на аппаратах системы Шильде и Гааз. Эти аппараты имели ряд недостатков:

- оседание целлюлозной пыли на поверхности нагрева калориферов, из-за чего не только снижается теплоотдача калориферов, но и возможно воспламенение целлюлозной пыли;
- большое количество движущихся механизмов, требующих ремонта и ухода;
- большая металлоемкость;
- малая производительность.

Все это вызвало необходимость заменить сушильные аппараты более производительными, безопасными и удобными в техническом отношении, какими являются пневмотранспортные сушильные агрегаты.

Пневмотранспортный сушильный агрегат (автор Р.Г.Фридлендер) - нагнетательная система пневмотранспортирования.

Это сушильный агрегат, который по способу подвода тепла характеризуется как конвективный, по организации процесса - непрерывный, по взаимному направлению движения целлюлозы и сушильного агента (воздуха) - прямоточный.

В пневмотранспортных сушильных агрегатах объединены две технологические операции: сушка целлюлозы и транспортирование ее в отделение нитрации [21].

Калориферная установка (см. рис.28) обеспечивает необходимый подогрев воздуха, поступающего на сушку. Нагнетательный вентилятор подает на сушку требуемый объем воздуха, перемещая воздух и целлюлозу в пневмотранспортной трубе с заданной скоростью.

Конфузорно-диффузорная воронка предназначена для питания пневмотранспортной трубы целлюлозой и является наиболее ответственной частью агрегата - от нее зависит нормальное питание пневмотранспортной трубы целлюлозой.

У низконапорных пневмотранспортных систем, к которым относится пневмотранспортный сушильный агрегат, утечка транспортирующего воздуха из системы в месте загрузки целлюлозы предотвращается тем, что статическое давление в месте питания преобразуется в динамическое. Благодаря этому статическое давление выравнивается с атмосферным, что позволяет загрузочную воронку соединить с атмосферой и вести загрузку

целлюлозы в пневмотранспортную систему. Использован принцип работы трубы Вентури - конфузорно-диффузорной воронки.

В конфузоре статическое давление транспортирующего воздуха преобразуется в динамическое. К конфузору присоединена короткая часть воронки - смеситель, на котором смонтирована загрузочная воронка целлюлозы. За смесителем находится диффузор, соединенный с пневмотранспортной трубой-сушкой.

На рис.35 приведены кривые скорости транспортирующего воздуха, целлюлозы и давления в конфузорно-диффузорной воронке. Скорость транспортирующего воздуха v_x возрастает в конфузоре до максимальной, в смесителе скорость остается постоянной, а в диффузорной части она падает до скорости в транспортирующей трубе.

Скорость целлюлозы $v_{ц}$ возрастает от места соединения загрузочной воронки с 0 до максимальной, достигаемой целлюлозой в конце диффузорной части смесителя.

Затем скорость целлюлозы незначительно уменьшается до v_k . Несмотря на простоту этого типа питателя, низок его энергетический КПД, малы значения давления за смесителем и велик удельный массовый расход μ [22]. Поэтому они широко применяются для небольших транспортных расстояний.

Для большей маневренности в эксплуатации конфузорно-диффузорной воронки сечения сопла конфузора и диффузора должны регулироваться. Для этого необходимо устройство таких шиберов, которые бы плотно прилегали к боковым стенкам конфузора и диффузора и не пропускали транспортирующего воздуха, что возможно при прямоугольном сечении воронки.

Конфузорно-диффузорная воронка (рис.36) представляет собой трубу 2 квадратного сечения, имеющую в верхней части воронку 3 для загрузки целлюлозы. Один конец ее присоединяется к воздуховоду нагнетательного вентилятора, другой - к пневмотранспортной сушильной трубе.

Перед загрузочной воронкой труба с помощью системы козырьков 1 сужается, образуя сопло - конфузор. Во второй части трубы за загрузочной

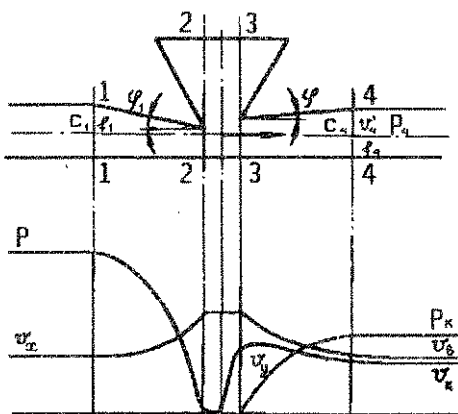


Рис. 35. Кривые скорости и давления в конфузорно-диффузорной воронке.

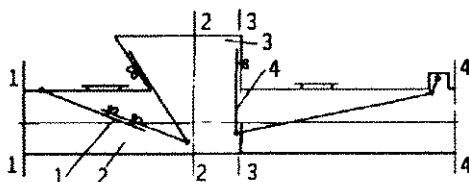


Рис. 36. Конфузорно-диффузорная воронка.

участке смесителя (2-2 - 3-3 см. рис.36) было исключено выбивание воздуха в загрузочную воронку. Это возможно, если на всем участке смесителя статическое давление будет равно нулю или иметь отрицательное значение (при подсосе воздуха из загрузочной воронки). Подсос воздуха понижает его теплосодержание, следует работать с минимальным подсосом, необходимым для того, чтобы воронка не забивалась целлюлозой при транспортировании. На практике подсос равен 10÷15% общего расхода воздуха. При этом площадь сечения входного сопла диффузора должна быть на 15÷20% больше площади сечения сопла конфузора.

Пневмотранспортная сушильная труба. Необходимый внутренний диаметр пневмотранспортных труб определяют исходя из производительности $G_{ц}$ пневмосушильного агрегата, расчетной скорости воздуха с целлюлозой $v_{в}$, массовой концентрации μ .

$$d = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{G_{ц}}{\mu v_{в}}}$$

Увеличивать диаметр больше расчетного нежелательно, так как при этом повышается расход воздуха и энергии. Диаметры пневмотранспортных труб сушильных агрегатов в зависимости от их производительности 0,385-0,5 м.

Скорость транспортирования целлюлозы - это минимальная скорость воздушного потока, при которой целлюлоза в трубопроводе движется во взвешенном состоянии без оседания ее на стенках труб. При этом скорость транспортирования на вертикальных участках трубопровода должна быть больше скорости витания, в горизонтальных - больше скорости трогания. Скорость витания, при которой тело витает (повисает) в вертикальном потоке воздуха, для хлопка равна 1,25 м/с.

Скорость трогания - минимальная скорость воздуха, при которой тело, свободно лежащее на горизонтальной поверхности, переходит из состояния покоя в движение. По Е.П.Потапову, для хлопка она равна 3,6 м/с. Так как скорость трогания больше скорости витания, а на трассе пневмотранспорт-

воронкой с помощью козырьков 4 создано расширение - диффузор. Регулирование воронки осуществляют изменением сечения сопла конфузора и диффузора.

При уменьшении сечения сопел конфузора и диффузора снижается скорость в пневмотранспортной трубе и наоборот. Для нормальной работы воронки необходимо, чтобы на

ной трубы преобладают горизонтальные участки, необходимо, чтобы скорость воздуха, способная перемещать целлюлозу на всем протяжении пневмотрубы, превышала скорость трогания целлюлозы. При движении целлюлозы в трубе частицы вследствие удара о стенки трубы теряют свою энергию и, отталкиваясь от стенок, уже с меньшей скоростью сталкиваются с другими частицами, движущимися быстрее. При этом происходит обмен количества движения.

Более быстрые частицы затормаживаются, более медленные ускоряются. Часть энергии потока расходуется на преодоление ускорения свободного падения транспортируемой целлюлозы. При транспортировании частиц происходит процесс, аналогичный турбулентному. Таким образом, конечная скорость перемещения целлюлозы всегда меньше скорости течения воздуха. Зависимость между скоростями витания, трогания и транспортирования, как правило, установлена экспериментально. Для хлопка при массовой концентрации $0,1 \pm 0,25$ (кг/кг воздуха) транспортная скорость составляет $7,8-8,8$ м/с. Для пневмосушильных агрегатов [23] скорость целлюлозы равна $v_{ц} = (0,45-0,5) \cdot v_x$, где v_x - скорость движения воздуха без материала.

В пневмотранспортной сушильной трубе производят не только транспортирование целлюлозы, но и сушку. При массовой концентрации целлюлозы $\mu = 0,12 \pm 0,15$ (кг/кг воздуха) оптимальная скорость воздуха $v_x = 15 \pm 16$ м/с. Это обеспечивает не только транспортирование всех марок целлюлозы, включая РБ, но и наиболее эффективную их сушку. Эффективность сушки увеличивается пропорционально длине трубы до 100 м. При дальнейшем увеличении длины трубы эффективность сушки замедляется. Увеличение длины трубы сверх 150 м нежелательно, так как возрастают не только потери напора, но и снижается эффективность сушки.

Скорость движения воздуха с целлюлозой v_b меньше скорости движения воздуха v_x

$$v_b = \frac{v_x}{\alpha(1 + \mu)},$$

где $\alpha = 1,05 \pm 1,1$ для целлюлоз.

От разности $v_b - v_x$ зависит скорость сушки. Потери напора при движении в пневмотранспортной трубе складываются из сопротивления трению воздуха и частиц целлюлозы между собой на прямолинейном участке трассы, сопротивления ускорению свободного падения целлюлозы на вертикальных участках трассы и динамического сопротивления на первоначальное сообщение частицам целлюлозы скорости установившегося движения, а также восстановления скорости после ее падения в местах сопротивления и выражается уравнением:

$$\sum \Delta P = \sum \Delta P_{\text{тр}} + \sum \Delta P_{\text{под}} + \sum \Delta P_{\text{раз}} + \sum \Delta P_{\text{мс}}$$

Потери напора на трение смеси в пневмотранспортной трубе на прямолинейных участках:

$$\Delta P_{\text{тр}} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \gamma \cdot \frac{v_B^2}{2g} \cdot (1 + \mu_k),$$

где λ - коэффициент трения воздуха о стенки труб,

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}}; \quad Re = \frac{v_B \cdot d}{\nu};$$

v_B - скорость воздуха с материалом;

d - диаметр трубопровода;

ν - кинематическая вязкость воздуха, при 20°C и нормальном атмосферном давлении $\nu = 1,45 \cdot 10^{-5}$;

$\gamma \cdot \frac{v_B^2}{2g}$ - динамическое давление;

γ - плотность воздуха;

μ - средняя массовая концентрация;

l - длина прямого участка трубы;

k - коэффициент, учитывающий увеличение потерь напора при движении целлюлозы по трубопроводу по сравнению с потерями напора при движении чистого воздуха.

При расчете сушильных агрегатов целлюлозы, когда небольшие массовые концентрации, невысокие скорости транспортирования и диаметры труб 300÷400 мм, принимают $k = 1,5 + 2$.

Потери напора в вертикальных участках пневмотранспортной трубы

$$\Delta P_{\text{под}} = \gamma \cdot \mu \cdot H$$

где H - длина вертикального участка.

Потери напора на разгон целлюлозы. При поступлении целлюлозы в смеситель, в котором движется воздух, целлюлоза имеет скорость, близкую к нулю. Ее скорость должна быть доведена до скорости, соответствующей скорости воздуха на участке с установившимся движением. Эти потери определяются уравнением:

$$\Delta P_{\text{раз}} = A_{\text{раз}} \cdot \mu \cdot v_B^2$$

где $A_{\text{раз}}$ коэффициент, зависящий от рода материала, для целлюлозы он может быть принят 0,121, как для мягких материалов.

Потери напора от местных сопротивлений

$$\Delta P_{\text{мс}} = \xi \cdot \gamma \frac{v_B^2}{2} \cdot (1 + \mu),$$

где ξ - соответствующий коэффициент местных сопротивлений [24].

Скорость транспортирования зависит от массовой концентрации аэросмеси и от качества пневмотранспортной трубы. Внутренняя поверхность ее должна быть чистой, не иметь заусенцев, неровностей, крутых поворотов.

Для уменьшения местных сопротивлений радиусы закруглений должны быть от 6 до 7 диаметров пневмотранспортной трубы. Длина пневмотранспортных труб в зависимости от расстояния между отделениями подготовки целлюлозы и нитрации 100 + 150 м иногда достигает 250 м. В местах закруглений на поверхности трубы предусмотрены люки для ее чистки. Пневмотранспортные трубы на всем протяжении теплоизолированы.

Бункер приема высушенной целлюлозы. На заводах, где установлены дозирующие устройства целлюлозы в нитраторы, высушенная целлюлоза подается в бункера этих устройств. На заводах, где дозирующие устройства не установлены, целлюлоза подается в приемные бункера. Приемный бункер состоит из двух самостоятельных отделений. Каждое отделение рассчитано на одночасовую массовую подачу пневмотранспортного сушильного агрегата. Дно бункера поднято над уровнем пола на 1 м для удобства выгрузки целлюлозы в тележечные ящики и имеет наклон 15° от внутренней стенки к наружной. Для выгрузки имеются двери, уплотненные войлочными прокладками, в каждом отделении имеются смотровые окна. Вместимость бункера:

$$V_6 = \frac{G_{\text{ц}}}{\gamma}$$

где $G_{\text{ц}}$ - массовая подача сушильного агрегата, кг/ч;

γ - насыпная плотность разрыхленной целлюлозы, кг/м³.

Камера улова пыли. Отходящий из бункеров воздух уносит до 1,5% пыли от транспортируемой целлюлозы. Для ее улова установлены сетчатые фильтры периодического действия. Фильтры представляют собой камеру, разделенную на два отделения, в которых имеются каркасы кубовидной формы, обтянутые металлическими сетками ГОСТ 6613-73. Каждому отделению бункера соответствует отделение фильтра. Каркас установлен на полу у камеры фильтра. Верхняя часть каркаса имеет глухую стенку, к которой крепится патрубок для воздуховода, отводящего воздух из бункера. В камере - дверь для периодической очистки сеток от пыли. Фильтр рассчитывается для очистки сеток от пыли после каждого заполнения бункера во время его разгрузки.

При прохождении воздуха через сетку на ее поверхности образуется слой пыли, который и является фильтрующей средой. По мере увеличения толщины и плотности пыли на сетке пылезадерживающая способность фильтра возрастает, однако возрастает и его сопротивление проходу воздуха.

Толщина слоя пыли на сетке за этот период работы не должна превышать 0,03 м. Средняя плотность пыли $\gamma_n = 125 \text{ кг/м}^3$.

Имея массовую подачу сушильного агрегата, толщину слоя пыли и ее среднюю плотность, определяем необходимую поверхность сеток для работы фильтра в течение 1 часа:

$$F_{\text{сет}} = \frac{G_u \cdot g}{100 \cdot \delta \gamma_n}$$

где G_u - массовая подача сушильного агрегата, кг/ч;

g - количество пыли, уносимой воздухом, %;

γ_n - средняя плотность пыли, кг/м³;

δ - толщина слоя пыли, м.

Работа пневмосушильного агрегата

Забираемый вентилятором снаружи воздух через калорифер и конфузорно-диффузорную воронку подается в пневмосушильную трубу. В калориферной установке I воздух подогревается до температуры выше температуры, необходимой для сушки целлюлозы. В конфузорно-диффузорной воронке воздух за счет подсоса извне свежего воздуха охлаждается до заданной температуры. Одновременно через загрузочный бункер от кипорыхлителей (или резательного станка СРЦ-К) подается разрыхленная целлюлоза марок ЦА, ХЦ или РБ в виде сечки.

В конфузорно-диффузорной воронке статический напор преобразуется в скоростной, и в смесителе создается незначительное отрицательное давление. Разрыхленная целлюлоза марок ХЦ, ЦА или РБ под собственным весом поступает в смеситель воронки, подхватывается идущим с большой скоростью воздухом и во взвешенном состоянии при массовой концентрации $\mu = 0,12 - 0,15 \text{ кг/кг}$ воздуха транспортируется в приемные бункера высушенной целлюлозы.

Хотя воздух и целлюлоза движутся в одном направлении, испарение влаги происходит под влиянием теплоты и разности скорости движения воздуха и целлюлозы.

В пневмотранспортной сушильной трубе происходит интенсивная термическая обработка отдельных частиц целлюлозы. При низких температурах 60÷100° С транспортируемого воздуха по пути движения по воздуховоду она подсушивается до требуемой влажности.

При интенсивной сушке в пневмотранспортной сушильной трубе отдельные частицы целлюлозы более равномерно нагреваются, что сокращает время сушки от 15+30 мин при 100+110° С до 15+20 с. Понижение температуры сушки и незначительное ее время благоприятно сказываются на качестве этерификации. При высоких температурах и длительной сушке происходит гидрофобизация поверхности целлюлозного волокна, следовательно ухудшаются его впитывающие свойства, и снижается выход и качество нитрата целлюлозы.

Из пневмотранспортной сушильной трубы подсушенная целлюлоза поступает в приемные бункера 7,8. В приемном бункере целлюлоза теряет скорость и оседает, а отходящий воздух, содержащий пыль, поступает в камеру улова пыли 3, где он очищается и вентилятором 2 выбрасывается в атмосферу. Когда целлюлоза после просушки поступает в бункера-дозаторы, уровень целлюлозы в них должен поддерживаться постоянным, его колебания отрицательно сказываются на работе шнек-дозаторов.

Если целлюлоза подается в приемные бункера, где нет дозирующих устройств, то по мере заполнения одного из отделений бункера с помощью шиберов производится переключение подачи целлюлозы в другое отделение.

Технологический расчет пневмотранспортного сушильного агрегата

Технологическим расчетом определяются размеры сушильного агрегата, массовая подача, необходимое количество воздуха и тепла. При расчете агрегата, зная технологический режим и размеры оборудования, можно определить его производительность или, зная производительность и технологический режим, определить размеры оборудования, количество подаваемого воздуха на сушку целлюлозы, а также необходимое количество тепла.

Рассмотрим второй вариант расчета, который включает в себя элементы и первого.

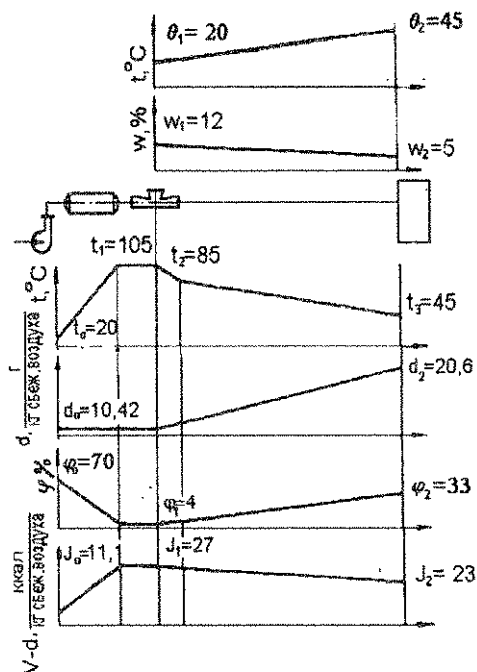
Расчет пневмотранспортной сушильной трубы (рис.37)

Принимаем массовую подачу сушильного агрегата $G_{ц} = 1000$ кг/ч (целлюлоза марки ЦА).

По ГОСТ 5143-65 начальная влажность целлюлозы $W_1 = 12\%$. Конечную влажность высушенной целлюлозы принимаем $W_2 = 5\%$. Количество испарений влаги в процессе транспортирования целлюлозы

$$U = G_{ц} \frac{w_1 - w_2}{100 - w_1} = 1000 \cdot \frac{12 - 5}{100 - 12} = 79,5 \text{ (кг/ч)}$$

Рис. 37. Расчетная схема сушильного агрегата.



Тепловой расчет. Принимаем начальную температуру воздуха в пневмотранспортной трубе после конфузочно-диффузорной воронки $t_2 = 85^\circ\text{C}$, конечную температуру воздуха при выходе из трубы $t_3 = 45^\circ\text{C}$, температуру целлюлозы, поступающей в конфузочно-диффузорную воронку $\Theta_1 = 20^\circ\text{C}$; температуру целлюлозы при входе в приемный бункер $\Theta_2 = 45^\circ\text{C}$ равной температуре отходящего воздуха.

Тепловой баланс сушильного агрегата. В действительной сушке тепло тратится не только на испарение влаги из целлюлозы $q_{ц}$, перегрев образующегося пара и подогрев уходящего воздуха $q_{ух.в.}$, но и на потери - подогрев целлюлозы, компенсацию потерь в окружающую среду $q_{о.с.}$, термодинамические потери $q_{терм.}$. В общем виде уравнение теплового баланса сушильного агрегата

$$q = q_{ц} + q_{ух.в.} + q_{о.с.} + q_{терм.}$$

Потери тепла на нагрев целлюлозы

$$q_{ц} = \frac{G}{U} \cdot C_{ц2} (\Theta_1 - \Theta_2),$$

где $C_{ц2}$ - удельная теплоемкость высушенной целлюлозы с влажностью $W_2 = 5\%$,

$$C_{u2} = \frac{W_2 + C_u \cdot (100 - W_2)}{100}$$

$C_u = 0,4$ - удельная теплоемкость сухого вещества целлюлозы.

$$C_{u2} = \frac{5 + 0,4(100 - 5)}{100} = 0,43 \text{ (ккал/(кг}^\circ\text{C))},$$

тогда

$$q_u = \frac{1000}{79,5} \cdot 0,43(45 - 20) = 135,22 \text{ (ккал/(кг влаги))}.$$

Потери тепла в окружающую среду через стенки пневмосушильной трубы

$$q_{ок} = \frac{\Delta t_{cp}}{U} \cdot F \cdot k, \text{ где}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_2 + t_3}{2} - t'_o,$$

t'_o - температура воздуха, окружающего пневмосушильную трубу,

$t_o = 15^\circ \text{C}$;

$$\Delta t_{cp} = \frac{85 + 45}{2} - 15 = 50 \text{ (}^\circ\text{C)},$$

$$F = \pi d l$$

d - внутренний диаметр трубы,

$$d = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{G_u}{\mu v_b}}$$

$\mu = 0,15$ - массовая доля концентрации целлюлозы в воздухе,

$$v_b = \frac{v_x}{\alpha(1 + \mu)} \text{ (м/с)}.$$

Принимаем $v_x = 15,5 \text{ м/с}$; $\alpha = 1,06$, тогда

$$v_b = \frac{15,5}{1,06(1 + 0,15)} = 12,72 \text{ (м/с)}.$$

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$d = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{1000}{0,15 \cdot 12,72 \cdot 3600}} = 0,432 \text{ (м)},$$

принимаем $d = 0,45 \text{ м}$.

Конструктивно пневмотранспортная сушильная труба состоит из стальной оболочки (согласно нормам толщина ее $\delta_1 = 1 \text{ мм}$), изолированной

минеральной ватой толщиной $\delta_2 = 40$ мм, покрытой штукатуркой $\delta_3 = 20$ мм. Тогда наружный диаметр трубы

$$d_1 = 0,45 + 0,002 + 0,08 + 0,04 = 0,572 \text{ (м)},$$

l - расстояние от отделения подготовки целлюлозы до отделения нитрации принимаем равным 130 м. Однако учитывая, что на трассе имеются подъемы и повороты, трубу делаем на 15 % больше $l = 130 \times 1,15 = 149,5$ (м). Длину трубы принимаем $l = 150$ м.

$$F = \Pi \cdot 0,572 \cdot 150 = 269,4 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Общий коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \text{ (ккал/(м}^2\text{ч}^\circ\text{C))}.$$

Коэффициент теплоотдачи естественной конвекцией от среды сушильной зоны к стенке трубы $\alpha_1 = 31$ ккал/(м²ч⁰С).

Коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки в окружающую среду $\alpha_2 = 9,23$ ккал/(м²ч⁰С).

Теплопроводность λ для стали, минеральной ваты, штукатурки соответственно равна $\lambda_1 = 39$; $\lambda_2 = 0,06$; $\lambda_3 = 0,288$.

Тогда

$$K = \frac{1}{\frac{1}{31} + \frac{0,001}{39} + \frac{0,04}{0,06} + \frac{0,02}{0,288} + \frac{1}{9,23}} = 1,14 \text{ (ккал/(м}^2\text{ч}^\circ\text{C))}.$$

Потери тепла в окружающую среду

$$q_{\text{ок}} = \frac{50}{79,54} \cdot 269,4 \cdot 1,14 = 193,05 \text{ (ккал/кг влаги)}.$$

Термодинамические потери. Расчет ведем из допущений, что состояние воздуха, подаваемого в пневмосушильную трубу, изменяется изобарно, то есть тепло, вносимое воздухом в сушилку, выражается его энтальпией I , но, учитывая политропность процесса сушки, введем величину термодинамических потерь $q_{\text{терм}}$

$$q_{\text{терм}} = 0,05515(T_1 + T_2) \text{ (ккал/кг влаги)},$$

где T_1 - температура воздуха, поступающего в пневмосушильную трубу, К;
 T_2 - температура воздуха при выходе из пневмосушильной трубы, К

$$q_{\text{терм}} = 0,05515(85 + 273 + 45 + 273) = 37,28 \text{ (ккал/кг влаги)}.$$

Рассчитываем величину Δ , которую можно назвать поправкой к действующей сушилке", уравнением

$$\Delta = \Theta_1 - (q_{ц} + q_{ок} + q_{терм}) = 20 - (135,22 + 193,05 + 37,28) = -345,55 \text{ (ккал/кг влаги)}$$

Построение процесса в J-d диаграмме. Поскольку влагосодержание d_0 в летнее время больше, чем зимой, расчет воздуха ведем на летний период.

Принимаем температуру воздуха, $t_0 = 20^\circ\text{C}$, относительную влажность воздуха $\varphi_0 = 70\%$, влагосодержание $d_0 = 10,42$ г/кг. Параметры воздуха, выходящего из пневмосушильной трубы, определяем по J-d диаграмме, исходя из его температуры $t_3 = 45^\circ$ и величины Δ .

Имея величину Δ , по J-d диаграмме определяем d_2 . Для этого на диаграмме наносим точку Н (рис. 38) с параметрами наружного воздуха и проводим луч подогрева до температуры $t_2 = 85^\circ\text{C}$ точки В. Через точку В проводим луч адиабаты $J_1 = 27$, на котором ставим точку е так, чтобы отрезок еf был равен 100 мм (для удобства расчета еf принимаем 100 мм). Откладываясь от точки е вертикально вниз отрезок

$$eE = \frac{\Delta}{m} \cdot ef,$$

где $m = 1000 \frac{M_j}{M_d} = \frac{100,1}{0,2} = 500$; $M_j = 0,1$ ккал/мм, $M_d = 0,2$ г/мм

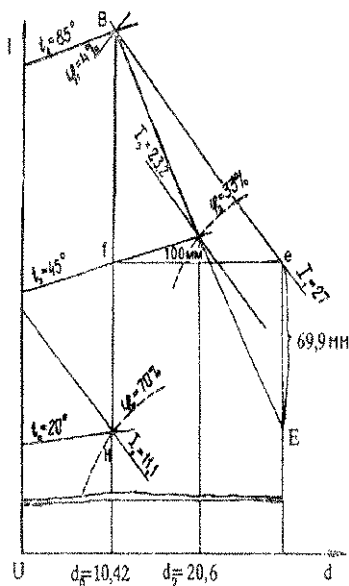


Рис. 38. Построение сушильного процесса в J - d диаграмме.

(M_j - масштаб J-d диаграммы для теплосодержания; M_d - для влагосодержания).

$$\text{Тогда } eE = \frac{-345,55 \cdot 100}{500} = -69,11 \text{ (мм)}.$$

Так как $\Delta < 0$, отрезок eE откладываем вниз. Пересечение луча BE с изотермой $t_3 = 45^\circ\text{C}$ определяет параметры отходящего воздуха из пневмосушильной трубы (параметры воздуха действительной сушки [табл. 12]).

Таблица 12.

Параметры воздуха.

Место определения параметров	$t, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$	$I, \text{ ккал/кг воздуха}$	$d, \text{ г/кг}$	$V_0, \text{ м}^3, \text{ влажного воздуха/кг сухого воздуха}$
Воздух: поступающий в калорифер	20	70	11,1	10,42	0,8613
после калорифера	105	-	-	-	1,08
поступающий в пневмотранспортную сушильную трубу	85	4	27	10,42	1,05
выходящий из пневмотранспортной сушильной трубы	45	33	23,2	20,6	0,947

Влажность целлюлозы после сушки равна 5%, тогда как равновесная влажность ее при параметрах отходящего воздуха составляет 4,5% (см. рис. 34). Следовательно, поскольку влажность высушенной целлюлозы больше равновесной, увлажнение ее в приемных бункерах исключается.

Имея параметры отходящего воздуха, рассчитываем количество воздуха, необходимое на испарение 1 кг влаги, по уравнению:

$$i = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{20,6 - 10,42} = 98,23 \text{ (кг)}.$$

Для расчета фактической скорости воздуха в пневмосушильной трубе определяем объемный его расход

$$V = i \cdot UV_0 = 98,23 \cdot 79,54 \cdot 1,05 = 8203,87 \text{ (м}^3/\text{ч)}.$$

Принимаем $V = 8500 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Фактическая скорость воздуха:

$$v_x = \frac{V}{F \cdot 3600} = \frac{8500 \cdot 4}{\pi \cdot 0,45^2 \cdot 3600} = 14,85 \text{ (м/с)}.$$

Принимаем $v_x = 15 \text{ м/с}$.

Фактическая скорость движения воздуха с целлюлозой

$$v_a = \frac{v_x}{\alpha(1 + \mu)} = \frac{15}{1,06(1 + 0,15)} = 12,3 \text{ (м/с)}$$

Скорость целлюлозы в трубе

$$v_{ц} = 0,45 \cdot v_x = 0,45 \cdot 15 = 6,75 \text{ (м/с)}.$$

Разница в скоростях v_a и $v_{ц}$ $12,3 - 6,75 = 5,55 \text{ (м/с)}$.

Время пребывания целлюлозы в пневмосушильной трубе или время сушки

$$\tau = \frac{1}{v_{ц}} = \frac{150}{6,75} = 22 \text{ (с)}.$$

Фактическая скорость воздуха с целлюлозой v выше скорости трогания целлюлозы, что обеспечивает ее сушку и перемещение на вертикальных и горизонтальных участках трубы. Для подбора вентиляторов определяем соответствующие объемы воздуха. Принимаем 10% подсоса воздуха в конфузорно-диффузорной воронке, при этом температура воздуха после калорифера $t = 105^\circ\text{C}$, $V_0 = 1,08 \frac{\text{м}^3 \text{ влажного воздуха}}{\text{кг сухого воздуха}}$. Результаты расчета приведены в табл. 13.

Таблица 13.

Объемы воздуха.

Место расчета объема	t , кг/кг влаги	V_0 , м ³ влажно- го воздуха/кг сухого воздуха	Расчет $t \cdot V_0 \cdot U$	V , м ³ /ч
Воздух после калорифера	98,23	1,08	$98,23 \cdot 79,54 \cdot$ $\cdot 1,08 \cdot 0,9^*$	7595
Воздух, поступающий в пневмотранспорт- ную трубу	98,23	1,05	$98,23 \cdot 79,54 \cdot$ $\cdot 1,05$	8200
Воздух, выходящий из приемных бункеров	98,23	0,947	$98,23 \cdot 79,54 \cdot$ $\cdot 0,947$	7400

* 0,9 - коэффициент, учитывающий 10%-ный подсос.

Учитывая потери воздуха через неплотности в трубопроводе (5-10%), необходимо установить нагнетательный вентилятор с подачей

$$V_{\text{вент}} = v_v \cdot 1,1 = 7595 \cdot 1,1 = 8354 \text{ (м}^3/\text{ч)}.$$

Принимаем $V_{\text{вент}} = 8500 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Пример расчета потерь напора на трассе пневмотранспортной сушильной трубы не приведен, он дан индивидуально в зависимости от ее профиля по ранее приведенным уравнениям.

Расход тепла, отнесенный на 1 кг испаренной влаги,

$$= i_1 d_2 - i_0 \Delta = 98,23(23,2 - 11,1) + 345,55 = 1534,13 \text{ (ккал)}.$$

Таблица 14.

Тепловой баланс.

Составляющая баланса	Приход тепла (расчет), ккал/ч	Расход тепла (расчет), ккал/ч
Тепло с воздухом	$I_0 \cdot t \cdot U =$ $= 11 \cdot 98,23 \cdot 79,54 = 86726$	$I_2 \cdot t \cdot U =$ $= 23,2 \cdot 98,23 \cdot 79,54 = 81266$
Тепло, сообщенное в калорифере	$q \cdot U = 1537,6 \cdot 79,54 =$ $= 122300$	-
Тепло с влагой из целлюлозы	$\Theta_1 \cdot U = 20 \cdot 79,54 = 1590$	-
Тепло с целлюлозой	$G \cdot C_{ц} \cdot \Theta_1 =$ $= 1000 \cdot 0,742 \cdot 20 = 9440$	$G \cdot C_{ц2} \cdot \Theta_2 = 1000 \cdot 0,4345 \cdot 45$ $= 19550$
Потери в окружающую среду	-	$q_{\text{ок}} \cdot U = 196,54 \cdot 79,54 =$ $= 15632$
Термодинамические потери	-	$q_{\text{тер}} \cdot U = 37,28 \cdot 79,54$ $= 2965$
Итого	220056	219415

Полученный тепловой баланс приведен в табл. 14, [25]. Определив площадь теплообменника, необходимого для подогрева воздуха, рассчитываем площадь поверхности нагрева калорифера

$$F = \frac{qU}{\Delta t_{\text{ср}} \cdot K};$$

где K - коэффициент теплопередачи от греющего теплоносителя к воздуху, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C})$;

Δt - средняя для всей площади поверхности нагрева разность температур греющего теплоносителя и воздуха.

Расчеты K , Δt и площади поверхности нагрева приведены в соответствующей литературе.

Расчет конфузорно-диффузорной воронки. Скорость в сопле диффузора сечением 3-3 (см. рис. 35)

$$v_3 = \sqrt{\frac{P \cdot 2 \cdot g}{\eta^1 \gamma}} \quad (\text{м/с}),$$

где P - общие потери напора за воронкой - сечение 4-4 принимаем 80 мм вод. ст. Они рассчитываются как потери давления при движении смеси в пневмотрубопроводе в каждом случае в зависимости от его диаметра, длины, профиля трассы, массовой концентрации и др.

$\eta^1 = \frac{\eta_d}{\eta_d + (1 - \eta_d)(1 + \mu)}$ - КПД диффузора при движении воздушно-целлюлозной смеси;

η_d - КПД диффузора при движении чистого воздуха.

По данным Лоренца, для чистого воздуха КПД диффузора в зависимости от угла раскрытия следующие:

Угол раскрытия	КПД диффузора
6°	0,91
8°	0,9
10°	0,89

Принимаем угол раскрытия $\alpha = 10^\circ$, КПД диффузора $\eta_d = 0,89$. Учитывая, что в диффузоре движение смеси воздуха с целлюлозой, КПД его будет меньше и составит:

$$\eta^1 = \frac{0,89}{0,89 + (1 - 0,89) \cdot (1 + 0,15)} = 0,875;$$

$\nu = 0,96 \text{ кг/м}^3$ - плотность воздуха при $t = 85^\circ \text{C}$.

Тогда

$$v_3 = \sqrt{\frac{80 \cdot 2 \cdot 9,81}{0,875 \cdot 0,96}} = 43,22 \quad (\text{м/с}).$$

Площадь сечения сопла диффузора

$$F = \frac{V_B}{3600 \cdot v_3}$$

где $V_B = 8200 \text{ м}^3/\text{ч}$ (см. табл. 13).

$$F = \frac{8200}{3600 \cdot 43,22} = 0,0527 \quad (\text{м}^2)$$

Принимаем $F = 0,053 \text{ м}^2$.

Воронка конструктивно принята квадратного сечения, в целях уменьшения потерь напора при входе воздуха в воронку и при выходе смеси из нее сечение входного и выходного отверстий должны быть равны сечению пневмотранспортной трубы.

Сечение пневмотранспортной трубы

$$F_1 = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,45^2}{4} = 0,159 \text{ (м}^2\text{)}.$$

При этом размер сторон квадрата

$$b = \sqrt{F_1} = \sqrt{0,159} = 0,398 \text{ (м)}$$

Принимаем $b = 400 \text{ мм}$.

Высота сопла диффузора:

$$h = \frac{F}{b} = \frac{0,053}{0,4} = 0,1325 \text{ (м)}.$$

Принимаем $h = 135 \text{ мм}$.

Зная угол раскрытия диффузора, определяем его длину:

$$l = \frac{b - h}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} = \frac{400 - 135}{2 \cdot 0,0575} = 1514 \text{ (мм)}.$$

Принимаем $l = 1500 \text{ мм}$.

Напор в сопле диффузора сечением 3-3 равен

$$P_d = \frac{P}{\eta} = \frac{80}{0,875} = 91,42 \text{ (мм.вод.ст.)}$$

Расчет конфузора. Динамическое давление в сопле конфузора с сечением 2-2

$$P_k = \frac{P_d}{\eta} = \frac{91,42}{0,89} = 102,7 \text{ (мм.вод.ст.)}.$$

Скорость воздуха в сопле конфузора с сечением 2-2

$$v_2 = \sqrt{\frac{P_k \cdot 2 \cdot g}{\gamma}} \text{ (м/с);}$$

где $\gamma = 0,916 \text{ кг/м}^3$ - плотность воздуха при 105°C . Тогда

$$v_2 = \sqrt{\frac{102,7 \cdot 2 \cdot 9,81}{0,916}} = 46,9 \text{ (м/с)}.$$

Площадь сопла конфузора с сечением 2-2:

$$F_2 = \frac{v_2}{3600 \cdot 46,9} = \frac{7595}{3600 \cdot 46,9} = 0,0449 \text{ (м}^2\text{)}$$

Принимаем $F_2 = 0,045 \text{ м}^2$. Высота сопла конфузора

$$h' = \frac{F_2}{b} = 0,1125 \text{ (м)}$$

Принимаем $h' = 113 \text{ мм}$.

Угол раскрытия между образующими конфузора

$$\sin \alpha = \frac{\frac{F_1}{F_2} + 1}{\frac{F_1}{F_2} - 1} \cdot (1 - \eta),$$

$$\sin \alpha = \frac{\frac{0,159}{0,045} + 1}{\frac{0,159}{0,045} - 1} \cdot (1 - 0,89) = 0,19685;$$

$$\alpha = 11^\circ 24'.$$

Длина конфузора

$$l = \frac{b - h'}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} = \frac{400 - 113}{2 \operatorname{tg} \frac{11^\circ 24'}{2}} = \frac{285}{2 \cdot 0,097} = 1469 \text{ (мм)}.$$

Принимаем $l = 1,4 \text{ м}$.

Потери напора в смесительной камере:

$$P = 0,04 \cdot \frac{v_2^2 \cdot \gamma}{2 \cdot g} = 0,04 \cdot \frac{46,9^2 \cdot 0,96}{2 \cdot 9,81} = 4,3 \text{ (мм вод.ст.)}$$

Необходимое давление перед смесительной камерой в сечении 2-2

$$P_2 = P_k + P = 102,7 + 4,3 = 107 \text{ (мм вод.ст.)}.$$

Полный напор в широкой части конфузора составит:

$$\sum P = \frac{P_2}{\eta} = \frac{107}{0,89} = 120 \text{ (мм вод.ст.)}$$

Тогда КПД конфузорно-диффузорной воронки составит

$$\eta_b = \frac{P \cdot 100}{\sum P} = \frac{80 \cdot 100}{120} = 66 \text{ (\%)} \quad [26]$$

Расчет приемного бункера высушенной целлюлозы.

Объем приемного бункера рассчитываем на вместимость целлюлозы для 1 часа работы пневмотранспортного сушильного агрегата

$$V_6 = \frac{G}{\gamma};$$

где $\gamma = 34 \text{ кг/м}^3$ -насыпная плотность разрыхленной целлюлозы ЦА.

$$V_6 = \frac{1000}{34} = 29,4 \text{ (м}^3\text{)}$$

Принимаем $V_6 = 30 \text{ м}^3$.

Расчет поверхности фильтрующей сетки в камере улова пыли.

Поверхность фильтрующей сетки

$$F_{\text{сет.}} = \frac{G \cdot q}{100 \cdot \delta \cdot \gamma_n} \text{ (м}^2\text{)},$$

где $q = 1,5\%$; $\gamma_n = 12,5 \text{ кг/м}^3$; $\delta = 0,03 \text{ м}$.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем:

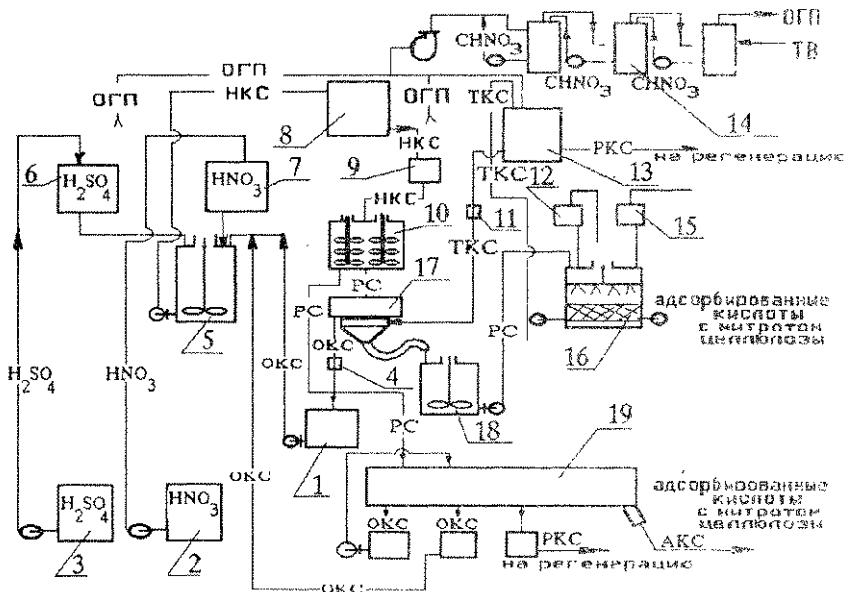
$$F_{\text{сет.}} = \frac{1000 \cdot 1,5}{100 \cdot 12,5 \cdot 0,03} = 40 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Для более надежной работы фильтра принимаем площадь поверхности сетки на 20% больше расчетной:

$$F_{\text{сет.}} = 40 \cdot 1,2 = 48 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Подготовка кислотных смесей к этерификации.

Подготовка нитрационных кислотных смесей и их рекуперация в заводских условиях являются довольно сложными и трудоемкими технологическими процессами, требующими большого количества аппаратуры, коммуникаций и арматуры. На рис 39. приведена схема движения кислотных смесей в производстве нитратов целлюлоз по периодической и непрерывной технологиям. В смеситель 5 из бака-сборника 1 подается отработанная нитрационная кислотная смесь. Для ее укрепления в смеситель в количестве согласно расчету подаются серная и азотная кислоты из мерников 6 и 7 соответственно. В мерники 6 и 7 свежие кислоты периодически закачиваются из хранителей азотной и серной кислот 2 и 3. Приготовленная нитрационная кислотная смесь перекачивается в расходные баки 8, из которых она через теплообменник 9 поступает в нитратор 10. Из нитратора реакционная смесь подается в кислото-отжимочную центрифугу 17. Отработанные нитрационные кислотные смеси через фильтр 4 по-



H_2SO_4 - серная кислота;
 СКК - слабая орошающая кислотная смесь;
 ОГП - отходящие газы производства;
 ТВ - технологическая вода;
 CHNO_3 - слабая азотная кислота;
 ОКС - отработанная нитрационная кислотная смесь;

HNO_3 - азотная кислота;
 РК - рекуперированные слабые кислотные смеси на регенерацию;
 НКС - нитрационная кислотная смесь;
 РС - реакционная смесь;
 ТКС - транспортная кислотная смесь;
 АКС - адсорбированная кислота с нитратом целлюлозы.

Рис. 39. Технологическая схема движения кислот в производстве.

ступают в бак-сборник 1 и идут для укрепления (освежения) и дальнейшего их использования в производстве. Отжатый нитрат целлюлозы с содержанием адсорбированной кислоты $1 \div 1,25$ т на 1 т нитрата целлюлозы из центрифуги выгружается в смывной аппарат.

Одновременно из бака-сборника 13 в него поступают через теплообменник 11 транспортные кислотная смесь с массовой долей $50 \div 55\%$ в количестве $35 \div 45$ м³ на 1 т нитрата целлюлозы, и самотеком реакционная смесь с массовой долей $2 \div 3\%$ нитрата целлюлозы поступает в мутильник 18. Из мутильников реакционная смесь перекачивается в вытеснитель кислот 16, откуда транспортные и вытесненные кислоты перекачиваются в бак-

сборник 13. Часть из них через теплообменник поступает в смывной аппарат кислотоотжимочной центрифуги, избыток их - на фазу регенерации.

Адсорбированная нитратом целлюлоз кислотная смесь в количестве 150+200 кг/т поступает на фазу стабилизации и теряется безвозвратно. Вентиляционные газы, содержащие в 1м³ до 10+15 г азотной кислоты, 0,4+0,5 г окислов азота и около 0,1 г серной кислоты, поступают на адсорбционные установки 14. Уловленные на установках кислоты с массовой концентрацией 50+55% в количестве 110+150 кг/т нитрата целлюлоз в пересчете на моногидрат подаются на регенерацию.

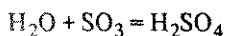
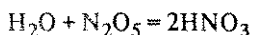
Схема движения кислот при непрерывной технологии изготовления нитратов целлюлоз отличается тем, что вместо кислотоотжимочных центрифуг 17 и периодически действующих установок вытеснения кислот 18, 16, 15, 12 установлен непрерывнодействующий вытеснитель кислот - аппарат НУОК (непрерывное удаление отработанных кислот), из нитраторов 10 реакционная смесь поступает в аппарат НУОК 19.

Отработанная нитрационная кислотная смесь свободно стекает в поддон аппарата. Часть ее подается на орошение в зону проточной нитрации - охлаждения, часть - в отделение приготовления нитрационных кислотных смесей, где она укрепляется для повторного использования. Из первой зоны вытеснения первая фракция вытесненных кислот около 65+75% поступает также на фазу подготовки кислот, остальная вытесненная кислота - вторая фракция с массовой долей 45+50% поступает на регенерацию. Нитрат целлюлоз с кислотностью около 8% поступает на стабилизацию.

Подготовка нитрационных кислотных смесей и их расчет

Обработку целлюлозы в процессе этерификации производят нитрационными кислотными тройными смесями, состоящими из азотной, серной кислот и воды. Изменяя их состав, получают нитраты целлюлоз с различной степенью этерификации (табл. 15). Для приготовления кислотных смесей в производстве нитратов целлюлоз пользуются свежими концентрированными азотной и серной кислотами, отработанными нитрационными кислотными смесями, олеумом, меланжем.

При составлении нитрационных кислотных смесей все расчеты ведут по содержанию в них моногидрата 100% - ной химически чистой кислоты. Моногидрат - одноводный по отношению к азотной и серной кислотам означает, что в их образовании принимают участие одна молекула воды и соответствующий ангидрид.



Нитрат целлюлоз	Марка целлю- лозы	Периодическая технология, состав кислотных смесей, %			Непрерывная технология, со- став кислотных смесей, %			Содержание азота в нит- рате целлюлозы	
		HNO ₃	H ₂ SO ₄	H ₂ O	HNO ₃	H ₂ SO ₄	H ₂ O	мл NO/гг	%
Пироксилин №1	ЦА РБ	24÷26	65÷69	7÷9	26÷28	64,5÷67,5	6,5÷7,5	212,5÷214,5	13,30÷13,45
		29÷32	61÷63	7÷8	-	-	-	212÷213,8	13,27÷13,36
Пироксилин №1 НА	РБ	29	59,2	11,8	-	-	-	209÷211	13,1÷13,2
Пироксилин №2	ХЦ	18,5÷20	62,5÷62	16,5÷17,5	22,5÷23,5	60,5	16÷17	193÷198	12,08÷12,39
Коллоксилины: НХ НД	ХЦ	-	-	-	23,8÷24,82	59	17,2÷16,2	-	-
	ЦА	-	-	-	4÷24,5	60	5,5÷16	190÷195	11,89÷12,2
	РБ	-	-	-	24÷27	59÷65,5	14÷13,5	-	-
ВВ, ПСВ, ВНВ	ХЦ	20÷22	61÷64	16÷17	22,5÷24,5	58,5÷62	15,5÷17	191÷198	11,95÷12,39
КЦ	ХЦ	22÷23	57÷59	19÷20	26	54,3	19,7	173÷181	10,83÷11,33
	РБ	29	52,5	18,5	29,5	51,2	19,3	-	-
Отклонения от при- нятого состава	-	±0,5	±0,5	±0,2	±0,5	-	±0,2	-	-

Массовая доля кислот - это массовая доля в данной кислоте моногидрата в процентах. Так, например, купоросное масло содержит около 95% H_2SO_4 и 5% воды. В заводской практике довольно часто массовую долю кислоты выражают относительной плотностью. Плотность не означает собой процентное содержание моногидрата в данной кислоте, она даст только определенное представление о ней. Между плотностью, характеризующей массовую долю кислоты, и самой массовой долей имеется тем не менее полное соответствие - определенная зависимость, которая дается в таблицах.

Чистые кислоты - двойные смеси, в их состав входит два компонента: моногидрат и вода. Нитрационные кислотные смеси называются тройными смесями, в их состав входят три компонента: HNO_3 , H_2SO_4 и вода.

В практике при составлении нитрационных кислотных смесей встречаются разные варианты дозировки кислот, которые могут быть разделены на две группы:

- нитрующие кислотные смеси составляют из свежих кислот - простая дозировка кислот. В основном применяются при пуске производства;
- нитрующие кислотные смеси составляют из отработанных нитрационных кислотных смесей, или нитрационную кислотную смесь одного состава исправляют дозированием необходимых кислот в целях получения нитрационных кислотных смесей требуемого состава - исправление нитрационных кислотных смесей, или дозировка нитрационных кислотных смесей.

Второй тип дозировки нитрационных кислотных смесей наиболее распространен и играет важную роль т.к. позволяет экономить кислоты в производстве нитратов целлюлоз.

Отработанные нитрационные кислотные смеси по сравнению с нитрационными кислотными смесями более богаты водой, H_2SO_4 и бедны азотной кислотой, поэтому отработанную нитрационную кислотную смесь укрепляют или освежают, добавляя расчетное количество азотной и серной кислот и доводя ее до требуемого для этерификации состава.

Частичное укрепление и освежение (дозировку) отработанных кислотных смесей №1 (для изготовления пироксилина №1) до нужного состава производят крепкой азотной кислотой (или меланжем) и олеумом.

Отработанную кислотную смесь №2 (для изготовления пироксилина №2) укрепляют отработанными кислотными смесями №1, азотной кислотой и меланжем или крепкой азотной кислотой и купоросным маслом. Применение олеума для дозировки кислотных смесей №2 нецелесообразно. От заданного состава кислотных смесей допускается следующее отклонение:

$\pm 0,5\%$ по азотной кислоте;

$\pm 0,2\%$ по воде.

При содержании в нитрационной кислотной смеси более 4,5% окислов азота (в пересчете на N_2O_4) производят полное ее освежение - передают ее на регенерацию.

Установлено однообразие в разности по содержанию компонентов в составах нитрующих и отработанных кислотных смесей. Так, например, разница в содержании азотной кислоты и воды в нитрационных смесях №1 3,7 - 4,0 и 1,45 - 1,7% соответственно, в нитрационных смесях для коллоксилинов по азотной кислоте 2,54 - 2,9%, по воде 1 - 1,19% - по периодической технологии. При непрерывной технологии для коллоксилинов отклонение:

2,4 - 2,8% по азотной кислоте;

1,16 - 1,2% по воде.

Это однообразие в разнице содержания компонентов в кислотных смесях объясняется сохранением определенного постоянства факторов, влияющих на изменение состава нитрующих кислотных смесей после окончания этерификации и при дозировке отработанных кислот свежими. К ним относятся модуль нитрации, влажность целлюлозы перед нитрацией, влажность воздуха, потери азотной кислоты в вентиляцию, содержание азота в нитрате целлюлоз. При этерификации возможно отклонение в каждом параметре как в меньшую, так и в большую сторону. Это подтверждается практически постоянной величиной в разнице по содержанию азотной кислоты и воды между составами нитрующих и отработанных нитрационных кислотных смесей.

Отклонения в составе отработанных кислот вследствие существенных отклонений в режиме работы фазы нитрации носят случайный характер. Это позволяет производить дозировку отработанных нитрационных кислотных смесей свежими без предварительного их анализа (что практически и делают на производствах). Такие добавки свежих кислот совпадают с расчетными данными, и только в отдельных случаях требуется производить корректировку нитрационных кислотных смесей.

Азотная и серная кислоты при разбавлении водой гидратируются с большим выделением тепла.

При смешении водной азотной кислоты с водой или безводной серной кислотой вода перераспределяется между компонентами смеси с выделением тепла. Даже при смешении моногидратов серной и азотной кислот выделяется тепло. В связи с этим необходимо установить холодильники, с помощью которых поддерживается температура кислот на фазах производства.

Для расчета нитрационных кислотных смесей в производствах применяют в основном аналитический метод, графический метод менее точен и им в производственных условиях не пользуются.

Уравнение для расчета смесей выводят из условия, что общее количество как моногидрата HNO_3 , так и H_2SO_4 в допустимых кислотах равно количеству моногидрата в получаемой нитрационной кислотной смеси.

Составление нитрационных кислотных смесей из чистых кислот

Имеются бинарные смеси:

1. Азотная кислота с содержанием n (%) моногидрата HNO_3 ;
2. Серная кислота с содержанием S (%) моногидрата H_2SO_4 .

Нужно составить нитрационную кислотную смесь, содержащую: моногидрат и воду - HNO_3 - $y\%$; H_2SO_4 - $x\%$; H_2O - $w\%$.

Необходимое количество кислот HNO_3 и H_2SO_4 для составления B нитрационной кислотной смеси: азотной кислоты (τ) - N ; серной кислоты (τ) - S .

Необходимое количество HNO_3

$$N \cdot \frac{n}{100} = B \cdot \frac{y}{100}; \quad N = \frac{B \cdot y}{n} (\tau);$$

Необходимое количество H_2SO_4

$$S \cdot \frac{s}{100} = B \cdot \frac{x}{100}; \quad S = \frac{B \cdot x}{n} (\tau).$$

Количество воды определяется по разности $W = B - (N + S) (\tau)$.

Чаще всего в производстве для приготовления нитрационных кислотных смесей применяют отработанные нитрационные кислотные смеси. Потребное количество свежих кислот для освежения отработанных нитрационных кислотных смесей рассчитывается по следующим уравнениям: необходимое количество HNO_3 для освежения A_T отработанной нитрационной кислотной смеси

$$N = A \cdot \frac{y(s - x^1) - y^1(s - x)}{s^1(n - y) - nx} (\tau)$$

необходимое количество H_2SO_4

$$S = A \cdot \frac{x(n - y^1) - x^1(n - y)}{s(n - y) - nx} (\tau)$$

где y^1 и x^1 выражают содержание моногидрата HNO_3 и H_2SO_4 соответственно в отработанной нитрационной кислотной смеси A (%);

$$A + N + S = B$$

Этими уравнениями можно пользоваться, если отработанные нитрационные кислотные смеси в своем составе содержат меньше HNO_3 и больше

H_2O , чем нитрационная кислотная смесь, в частности, при изготовлении коллоксилинов.

В данном случае отработанную нитрационную кислотную смесь используют при изготовлении нитрационной кислотной смеси для получения того же нитрата целлюлозы. В производстве смесевых пироксилинов, которые состоят из высокоазотного пироксилина №1 и низкоазотного №2, при изготовлении пироксилина №1 технологический процесс идет с увеличением отработанных нитрационных кислотных смесей №1. Их избыток целесообразно использовать на освежение более водной отработанной нитрационной кислотной смеси №2. Отработанные нитрационные кислотные смеси №1 и №2 освежаются свежими кислотами до нужного состава.

При известном количестве отработанной нитрационной кислотной смеси №1 A_1 нитрационной кислотной смеси, необходимой для получения одной тонны пироксилина №2, B_2 требуемое количество отработанной нитрационной кислотной смеси A_2

$$A_2 = \frac{B_2[n(s - x^1) - y_1s] - A_1[n(s - x_1 \cdot s) - y_1s]}{n(s - x_2) - y_2s},$$

где y_1 и x_1 - содержание моногидрата HNO_3 и H_2SO_4 в отработанной нитрационной кислотной смеси A_1 (%);

x_2 , y_2 - содержание моногидрата HNO_3 и H_2SO_4 в отработанной нитрационной кислотной смеси A_2 (%).

Для определения HNO_3 пользуются уравнением:

$$N = \frac{B_2y^1 - A_1y_1 - A_2y_2}{n} (\tau)$$

Для определения H_2SO_4 пользуются уравнением:

$$S = \frac{B_2x^1 - A_1x_1 - A_2x_2}{s} (\tau)$$

Условные обозначения приведены в табл. 16.

Таблица 16.

Таблица условных обозначений.

Кислотная смесь	Массовая доля моногидрата, %		Общая масса кислот, т
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	
Нитрационная кислотная смесь №1	y	x	B
Нитрационная кислотная смесь №	y'	x'	B ₂
Отработанная нитрационная кислотная смесь №1	y ₁	x ₁	A ₁
Отработанная нитрационная кислотная смесь №2	y ₂	x ₂	A ₂
Азотная кислота или меланж	n	s	N
Купоросное масло	-	s	S
Олеум	-	s	S

Смешение кислот

В производстве нитратов целлюлоз имеются две технологические схемы смешения кислот: периодического действия (см. рис. 25); непрерывного действия.

При составлении свежих тройных нитрационных кислотных смесей применяют свежую серную и слабую азотную кислоты. Массовая концентрация слабой азотной кислоты должна быть 45+55%. Кислоты из хранилищ через мерники в соответствии с расчетом заливаются в смеситель кислот: вначале серная кислота, затем при работающих лопастях смесителя - определенными порциями азотная кислота. Выделяющееся тепло при смешивании кислот вращающимися лопастями равномерно распределяется по всей массе кислоты.

Температура кислоты в смесителе не должна превышать 50° С, выше 50° С заливка азотной кислоты прекращается. После смешения всех порций полученная нитрационная кислотная смесь отбирается для анализа. Если нитрационная кислотная смесь не отвечает требуемому составу, производится ее передозировка. Кислотная смесь исправляется олеумом и крепкой азотной кислотой. Если при анализе получены удовлетворительные результаты, то нитрационная кислотная смесь перекачивается в расходные баки.

Метод основан на том, что с помощью приборов контроля уровня строго отсекается уровень отработанных нитрационных кислот в смесителе (обеспечивает постоянство количества кислот, подлежащих укреплению), затем с помощью системы автоматики открываются клапаны, и из мерников самотеком определенное количество олеума и концентрированной азотной кислоты или меланжа поступает в смеситель. Переключение кранов, пуск и остановка приводов смесителей производятся автоматически.

Метод предусматривает применение основного оборудования фаз смешения кислот. Отработанная нитрационная кислотная смесь из фазы нитрации поступает в приемный бак 2, откуда непрерывно насосом 1 перекачивается в смеситель 6. По достижении заданного уровня поплавковое устройство 12 подает электрический сигнал на закрытие вентиля наливной линии и включает командный аппарат КЭП-12У, который по строго заданной программе открывает вентиля на линии, подающей азотную кислоту и олеум в смеситель кислот из баков постоянного уровня 7 и 11.

Дозировка из баков постоянного уровня кислот основана на том, что при постоянном напоре и определенном сечении отверстия, через которое истекает кислота, расход ее за единицу времени постоянный и определяется уравнением:

$$G = \varphi \cdot \sqrt{2gH},$$

где $\varphi = 0,62 \div 0,63$ - коэффициент уменьшения расхода кислоты за счет сужения струи и ее трения при прохождении через отверстие;

f - площадь сечения отверстия истечения кислоты;

g - ускорение свободного падения;

H - напор, создаваемый столбом кислоты (уровень кислоты в баке постоянного напора).

По истечении заданного времени подачи свежих кислот вентили закрываются. По мере расходования приготовленной кислотной смеси из смесителя 5 уровень ее достигает заданного минимума. При этом автоматически закрывается вентиль на расходной линии этого смесителя и открывается вентиль на наливной линии отработанной нитрационной кислотной смеси. На параллельно работающем смесителе 6 открывается вентиль расхода приготовленной в этом смесителе нитрационной кислотной смеси, и смесь перекачивается в расходный бак 10. По заполнении смесителя 5 отработанной нитрационной кислотной смесью до заданного уровня повторяются те же операции, что и у смесителя 6. В дальнейшем последовательно технологические циклы смешения кислот на смесителях повторяются.

Баки постоянного уровня заполняются свежими кислотами непрерывно из напорных баков 8 и 9. В напорные баки кислоты насосами подаются из приемных баков 3 и 4.

Все управление процессом и наблюдение за работой основных элементов установки сосредоточено на пульте управления, где по световым сигналам можно судить о процессе смешения кислот в определенный момент.

Смесители кислот

Основным аппаратом на фазе смешения кислот является смеситель. На заводах эксплуатируются два типа смесителей: вертикальные и горизонтальные.

На старых действующих производствах установлены вертикальные смесители (рис. 41). Они состоят из корпуса цилиндрической формы 1, закрывающегося крышкой 2. В смесителе имеются два вертикальных вала 13, вращающихся в одну сторону. При этом кислота получает вращательное и пульсирующее движение по диаметру смесителя в направлении вращения валов.

Есть смесители кислот, в которых лопасти вращаются в разные стороны. Движение кислот, создаваемое мешалками, происходит по двум окружностям, и время перемешивания больше, т.к. отсутствуют потоки,

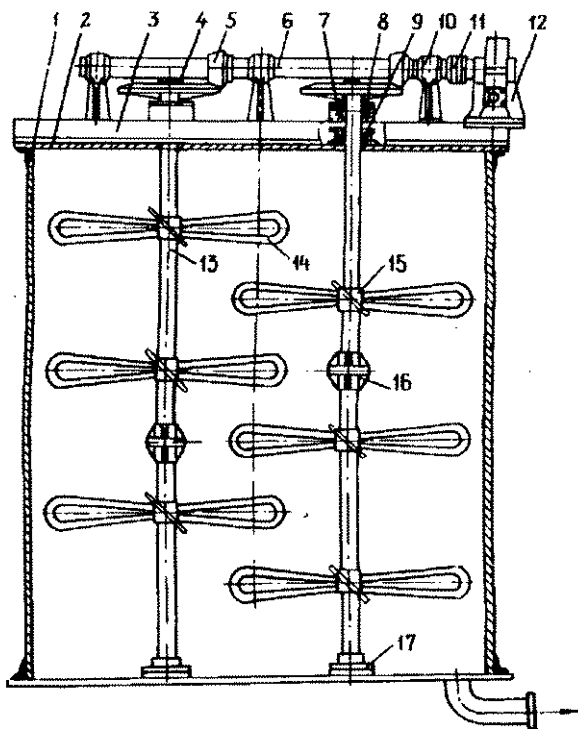


Рис. 41. Вертикальный смеситель кислот

которые нарушали бы движение. На каждом валу по три четырехлопастных мешалки 14, в промежутке между мешалками одного из валов находятся мешалки другого вала, лопасти на валах крепятся разъемными муфтами 15. Для удобства в эксплуатации валы разъемны и соединяются разъемными муфтами 16. Валы смонтированы на трех подшипниках: шариковом 7, скользящем 17, упорном 8. В крышках валы уплотнены сальниковыми уплотнениями 9. Для жесткости на крышке смесителя установлена рама 3, на которой находится привод смесителя. Привод смесителя состоит из горизонтального вала 6 на трех подшипниках 10; на валу крепятся две малые конические шестерни 5. На концах вертикальных валов имеются большие конические шестерни 4, ступица которых является одновременно и упорным кольцом. Осевые усилия горизонтального вала (при работе мешалок в одну сторону) компенсируются упорным подшипником. Когда мешалки вращаются в разные стороны, осевые усилия по валу компенсируются двумя коническими шестернями и ставить упорные подшипники нет необходимости.

Горизонтальный вал муфтой 11 соединен с редуктором 12, а редуктор муфтой с электродвигателем. В крышке смесителя имеется люк для его внутреннего осмотра, который в процессе работы герметически закрыт, патрубков диаметром 125 мм для подсоединения смесителя к вентиляционной системе, патрубок для взятия проб и измерения уровня кислоты, три наливных патрубка для кислот (отработанной, азотной, серной). В дне имеется патрубок для откачки приготовленной кислотной смеси.

Этот тип смесителя имеет в зоне смешения кислот большое количество болтовых соединений и подшипники, что усложняет его эксплуатацию. Для данного типа смесителей достаточна частота вращения лопастей $18 \div 20$ об/мин (табл. 17). Увеличение частоты вращения лопастей требует увеличения мощности привода, кроме того, за счет более интенсивного выделения паров азотной кислоты увеличиваются потери кислоты отходящими газами.

Ниже приведена характеристика одного из применяемых смесителей кислот.

Технические характеристики смесителя

Габаритные размеры, м	3,5 × 3
Полезная вместимость, м ³	20
Частота вращения лопастей, об/мин	20
Потребляемая мощность, кВт	4,5

Таблица 17.

Примерный технологический режим работы смесителя кислот.

Операция	Время, мин.	
	Дозировки кислот по расчету	Авансовые добавки свежих кислот
Заливка отработанных кислотных смесей и добавка свежих	В зависимости от производительности фазы этерификации, при наличии кислотосборника от подачи насоса	
Смешение	30	30
Анализ	40	40
Добавка свежих кислот	15	-
Смешение	30	-
Анализ	40	-
Резервное время (для передозировки и анализа)	30	30
Перекачка нитрационной кислотной смеси в расходные баки	20	20
Время полного оборота смесителя, исключая время его заполнения	3ч 25мин	2ч

Горизонтальные смесители кислот (рис. 42)

На некоторых производствах на фазах смешения кислотных смесей устанавливают горизонтальные цилиндрические, диаметром 2-3 м смесители с двумя или тремя параллельными мешалками, при длине смесителя 5÷6 м - две мешалки, при длине 10÷12 м - три. При трех мешалках направление жидкости при перемешивании рекомендуется давать от центральной мешалки вверх, от боковых - вниз. Имеются смесители такого типа с одной мешалкой. Рекомендуется частота вращения мешалок $n = 120 + 200$ об/мин.

Смеситель состоит из корпуса 1 горизонтальной цилиндрической формы. На корпусе - стойка 2, на которой находится редуктор 3 с электродвигателем. От редуктора вертикально через сальниковое уплотнение в корпусе проходит вал 4, на нижнем конце которого крепится мешалка 5. Этот смеситель имеет две мешалки. На одной оси с мешалками в корпусе имеются патрубки для ввода азотной и серной кислот, ввода отработанной

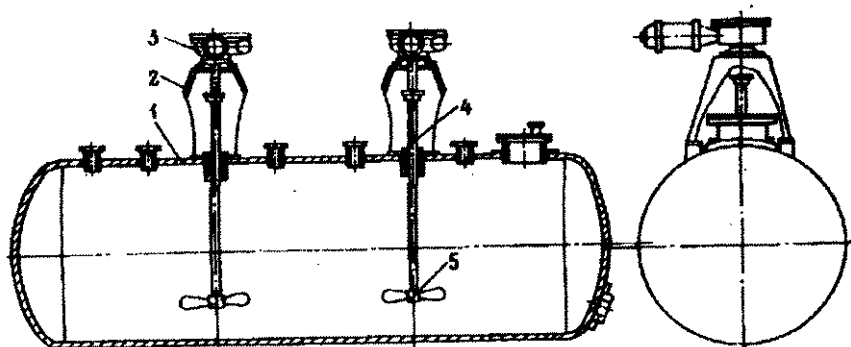


Рис. 42. Горизонтальный смеситель кислот

нитрационной кислотной смеси и люк для внутреннего осмотра смесителя. В крышке люка - патрубок для подсоединения смесителя к вентиляционной системе и патрубок для отвода проб. В торцевой части корпуса внизу находится патрубок для слива приготовленной нитрационной смеси. Приведем техническую характеристику.

Технические характеристики смесителя

Габаритные размеры, м	2 × 6,5
Полезная вместимость, м ³	20
Частота вращения лопастей мешалок, об/мин	120

Эти смесители конструктивно более просты и более удобны в эксплуатации.

Мерники кислот

Мерники кислот предназначены для дозирования количества кислот при их заливке в смесители. Для азотной и серной кислот устанавливают отдельные мерники. Мерники для азотной кислоты изготавливают из алюминия, для серной кислоты - из стали. Они представляют собой сосуд цилиндрической формы с плоским дном и крышкой. В верхней его части имеются патрубок для подвода свежей кислоты и переливной (наливные и переливные трубы с одинаковыми диаметрами).

В крышке имеются патрубок для подсоединения мерника к вентиляционной системе, поплавковое приспособление для определения уровня в нем кислоты. Отмеривание кислоты производят по объему, поэтому необходи-

мо, чтобы диаметр мерника обеспечивал нужную точность дозирования. Кроме того, объем мерника должен вмещать всю добавку свежей кислоты. Следовательно, объем мерника и его диаметр рассчитываются исходя из вместимости смесителя. Правильность измерения возможна в пределах 1 см высоты столба в мернике. Разница в 1 см не должна сказываться на относительных погрешностях изменения количества отмериваемой кислоты более чем на 0,1%.

Для обеспечения требуемой относительной погрешности отмеривания кислоты существует зависимость между диаметром мерника и вместимостью смесителя.

$$\frac{Bn \cdot 0,01}{n_1 \cdot \gamma} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot I$$

где B - масса приготавливаемой нитрационной кислотной смеси, кг;

n - массовая доля в ней моногидрата соответствующей кислоты, %;

γ - плотность отмериваемой кислоты, кг/дм³;

n_1 - массовая доля моногидрата в отмериваемой соответствующей кислоте, %.

Из этого соотношения определяется диаметр мерника. Исходя из вместимости смесителя, массы дозирующей добавки кислоты q и диаметра мерника, определяем его высоту

$$h = \frac{q \cdot 4}{\eta \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \gamma}$$

где $\eta = 0,7 + 0,75$ - коэффициент заполнения мерника.

Мерник устанавливают так, чтобы можно было наблюдать за всей поверхностью аппарата.

Обычно устанавливают по два мерника для азотной и серной кислот, из которых один - рабочий, другой - запасной.

Фильтр для отработанных нитрационных кислотных смесей.

Отработанные нитрационные кислотные смеси после этерификации содержат некоторое количество мелковолокнистого нитрата целлюлоз. Это относится как к отработанным нитрационным кислотным смесям, отжатым на кислотоотжимочных центрифугах, так и к кислотам после естественного стока на аппаратах НУОК. Эти нитраты целлюлоз поступают в кислотохранилища, постепенно разлагаясь и растворяясь в кислоте, загрязняя ее, а при накоплении в резервуарах в большом количестве создают опасность взрыва. Для удаления из отработанной нитрационной кислотной смеси взвешенных в ней частиц нитратов целлюлоз на пути движения этих кислот находятся фильтры, в том числе фильтры периодического действия, установленные ранее. Это цилиндрическая емкость, в дне кото-

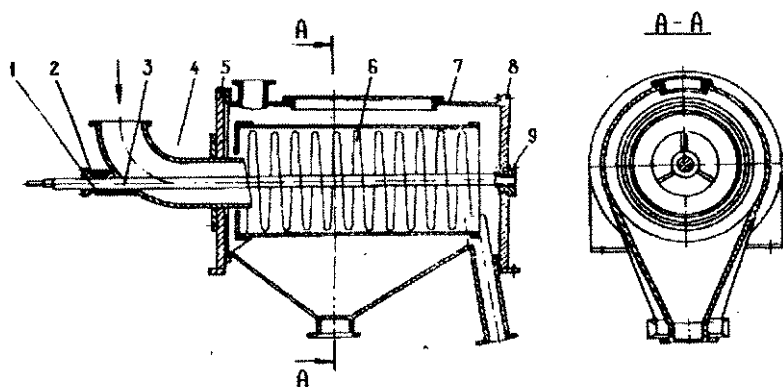
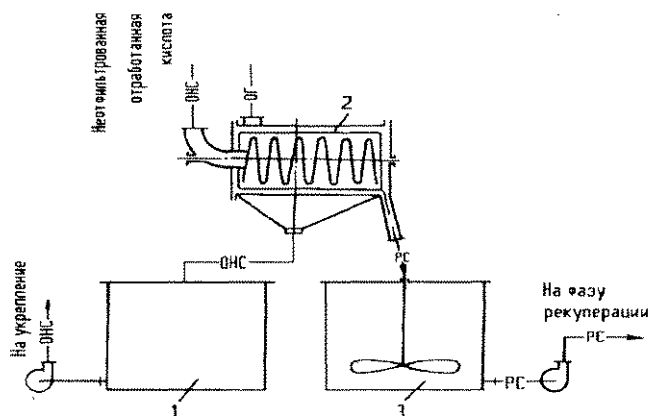


Рис. 43. Непрерывнодействующий фильтр для отработанных кислот.

рой имеется патрубок для слива отфильтрованной кислоты. В эту емкость устанавливается корзина из сетки с отверстиями диаметром 2+3 мм. Фильтр закрывается крышкой, состоящей из двух половин. Одна половина откидная, служит для разгрузки уловленного нитрата целлюлоз, в другой имеется два патрубка - один присоединен к вентиляционной системе, другой предназначен для поступления неотфильтрованной отработанной нитрационной кислотной смеси.

В настоящее время устанавливают непрерывнодействующие фильтры (рис. 43). Он состоит из корпуса 7 цилиндрической формы, в верхней части которого имеется патрубок для подсоединения к вентиляционной системе и откидная крышка для внутреннего его осмотра, в нижней части - отвод для отфильтрованной кислоты и патрубок для выгрузки уловленного нитрата целлюлоз. Внутри корпуса установлен вращающийся сетчатый барабан 6, частота вращения которого 9+12 об/мин. Внутри барабана вмонтирована винтовая поверхность. Сетчатый барабан закреплен на валу 3, вал с барабаном установлен в подшипниках 2 и 9. Корпус фильтра с торцов закрывается крышками 5 и 8, в крышке 8 вмонтирован подшипник 9, на крышке 5 крепится патрубок 4 для поступления неотфильтрованной отработанной нитрационной кислотной смеси в фильтрующий барабан, в нем же смонтирован подшипник 2. Вал фильтрующего барабана в патрубке уплотнен сальниковым уплотнением 1.

Технологическая схема установки фильтра приведена на рис. 44. Неотфильтрованная кислота по трубопроводу поступает внутрь фильтрующего барабана непрерывнодействующего фильтра 2. Кислота через отверстия в барабане самотеком поступает в корпус фильтра, по кислотопроводу в приемные баки 1 отработанной кислоты или смеситель кислот.



ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь;

РС - реакционная смесь;

ОГ - отходящие газы.

Рис. 44. Технологическая схема установки непрерывнодействующего фильтра.

Уловленный нитрат целлюлоз по винтообразной внутренней поверхности перемещается к выгрузочному патрубку и поступает в приемный бак 3, который предварительно заполняется рекуперированной кислотой с массовой долей 45+50% на одну треть своего объема. По мере заполнения бака уловленным нитратом целлюлоз кислота с массовой долей 2+3% перекачивается в вытеснители кислот.

Технические характеристики фильтра

Габаритные размеры, м	$2 \times 0,7 \times 1$
Габаритные размеры фильтрующего барабана, м	$0,5 \times 1$
Диаметр отверстий, мм	$1,5 \div 2$
Частота вращения барабана, об/мин	$9 \div 12$

Глава VI

Этерификация целлюлоз.

Фаза нитрации целлюлозы - одна из важнейших при изготовлении нитратов целлюлоз. На этой фазе формируются основные параметры нитратов целлюлоз по содержанию азота, растворимости, вязкости.

Долгое время этерификацию целлюлозы проводили вручную в ваннах и горшках. Затем они были заменены более совершенными аппаратами - нитрационными чашами братьев Томсон. Этот метод характеризуется тем, что в нем не применяется каких-либо аппаратов для отжима отработанных нитрационных кислотных смесей из нитратов целлюлозы. Удаление кислот производится вытеснением всей массы отработанной нитрационной кислотной смеси чистой водой. В дальнейшем получил широкое распространение метод этерификации целлюлозы в нитрационных центрифугах. По этому методу этерификацию целлюлозы и отжим ее отработанных нитрационных кислот производили в одних и тех же центрифугах. Этот метод был широко распространен, и только после 1918 года его начали заменять более современным методом этерификации в нитраторах.

С 1931 года нитрационные центрифуги в процессе реконструкции пороховых заводов начали заменяться нитрационными агрегатами, состоящими из четырех нитраторов и одной кислотоотжимочной центрифуги. Процесс этерификации целлюлозы в данном агрегате происходит в нитраторе, а отжим полученного нитрата целлюлозы от отработанной нитрационной кислотной смеси - в кислотоотжимочной центрифуге. В нитрационных агрегатах процесс этерификации целлюлозы по сравнению с нитрационными центрифугами более экономичен. На одну и ту же производительность установка имеет одну кислотоотжимочную вместо четырех нитрационных. Процесс этерификации в нитраторах ускоряется. Однако на нитрационном агрегате вручную производится загрузка целлюлозы в нитраторы и выгрузка из центрифуги отжатого от отработанной кислотной смеси нитрата целлюлозы. В 1971 г. был разработан и внедрен бункер - дозатор для дозирования целлюлозы в нитраторы. Он внедрен в пороховой промышленности. Разработан скоростной метод рекуперации кислотных смесей с гидравлической выгрузкой нитратов целлюлоз из кислотоотжимочных центрифуг.

Периодически действующий нитрационный агрегат.

На рис. 45 дана технологическая схема нитрационного агрегата. Из пневмотранспортной сушильной трубы целлюлоза влажностью не более 5% поступает в бункер-дозатор 1 с воздушной смесью, ударяясь об отражатель, теряет свою скорость и оседает равномерно по всей поверхности в бункере, а воздух отводится через камеру фильтров в атмосферу. Периодически через интервалы времени в соответствии с графиком работ нитраторов шнек-дозаторы бункера в течение 1,2+2,5 мин. производят объемное отмеривание навески целлюлозы заданной массы. Навеска целлюлозы по загрузочной воронке поступает в нитратор 2, одновременно в нитратор подается нитрационная кислотная смесь. По заполнении нитраторов цел-

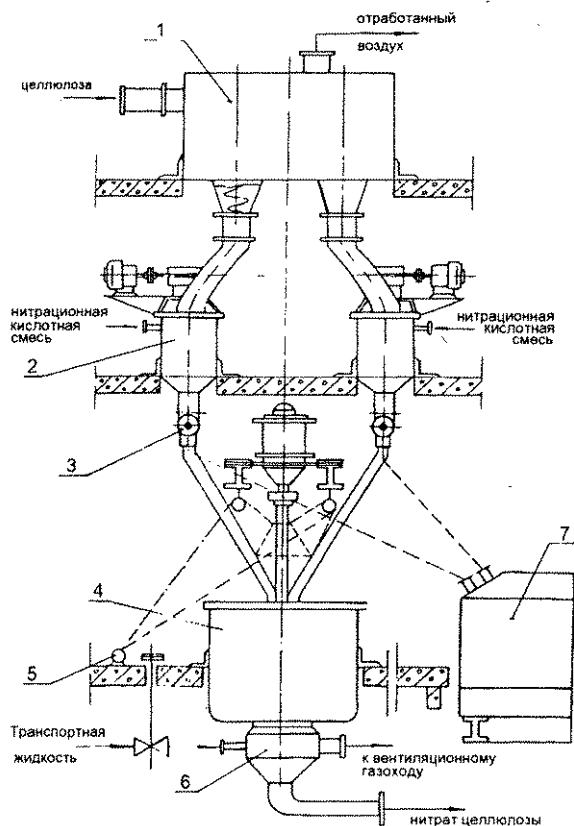


Рис. 45. Технологическая схема нитрационного агрегата.

люлозной и нитрационной смесью в течение установленного времени идёт процесс этерификации. После этого из нитраторов реакционная смесь сливается по периодической технологии в кислотоотжимочные центрифуги 4, при непрерывной – в аппарат НУОК 7. При периодической технологии слив реакционной смеси в центрифугу регулирует аппаратчик с помощью сливного крана 3. При непрерывной технологии равномерность слива в аппарат НУОК осуществляется краном, подключенным к приводу.

Реакционная смесь сливается в центрифугу на её тихом ходу. Затем центрифуга переключается на быстрый ход, по истечении заданного времени кислотоотжима автоматически отключается. Аппаратчик включает лебёдку 5 подъёма колокола. Одновременно с подъёмом колокола автоматически открывается кран подачи транспортируемой кислоты в смывной аппарат 6. Когда в центрифуге идёт рекуперация кислот, в смывной аппарат подаётся вода. Через отверстие в дне корзины центрифуги частично отжатый от отработанной нитрационной кислотной смеси нитрат целлюлозы выгружают в смывной аппарат. Из смывного аппарата нитрат целлюлозы с массовой долей в транспортной кислоте 2+3% самотеком поступает в мутильник и затем в вытеснители для рекуперации кислот. В центрифугах, в которых наряду с кислотоотжимом производится рекуперация адсорбированных нитратом целлюлозы кислот, осуществляется гидравлическая выгрузка. При этом в корзину центрифуги подаётся вода, и водно-нитрационная взвесь с массовой долей 2+3% поступает в мутильники и далее на фазу стабилизации.

При непрерывной технологии из аппарата НУОК водная взвесь нитрата целлюлозы с массовой долей 2+3% также поступает на фазу стабилизации.

Бункер - дозатор.

Бункер - дозатор (рис. 46а, б) представляет собой прямоугольный бункер с закругленными углами 4. В нижней части ёмкости в соответствии с количеством нитраторов имеется четыре рукава в виде усечённых конусов 7. К нижней части конусов крепятся цилиндрические патрубки 8, диаметр которых на 100÷150 мм больше выходного отверстия конуса. К цилиндрическому патрубку на направляющей раме присоединена загрузочная воронка нитратора 9, которая свободно может смещаться от загрузочного люка нитратора. Полезная ёмкость бункера 40м³. Бункер-дозатор и загрузочная воронка имеют смотровые окна. В верхней части бункер закрыт крышкой 3, над которой смонтирована рама 2 для приводных систем.

Для подачи в бункер целлюлозы в верхней его боковой части имеется входной патрубок 13 диаметром 500 мм. Для предотвращения уноса целлюлозы с отходящим воздухом, напротив входного патрубка, в крышке бункера подвешен зонт с отражателем 5. В крышке имеется патрубок 1 для отвода отработанного воздуха. По центру усечённых конусов в бункере

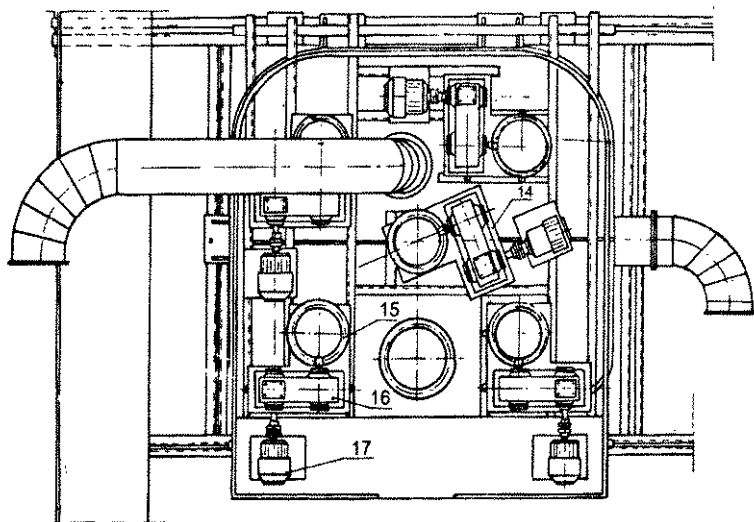
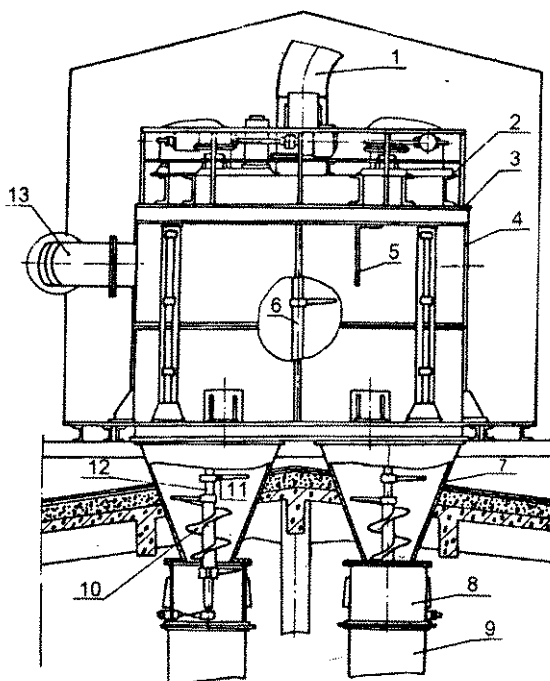


Рис. 46 (а, б). Бункер - дозатор.

смонтированы четыре вертикальных вала 12. На валах в нижней части усечённого конуса крепятся дозирующие шнеки 10. Шнеки должны входить в цилиндрическую часть выходного патрубка на $0,5 \pm 0,75$ витка. Для каждого вида целлюлозы предусматриваются профили винтовой поверхности дозирующих шнеков. Диаметр всех типов шнеков равен 560 мм. Над дозирующим шнеком на валах смонтированы лопасти 11, которые при вращении рыхлят целлюлозу и обеспечивают равномерное питание шнек-дозатора.

Вращательное движение валов шнек-дозаторов осуществляется от приводов. Приводы смонтированы на раме 2. Привод состоит из конических пар шестерён 15, малая шестерня которых крепится на вертикальных валах 12 редуктора 16 и электродвигателя 17. По середине бункера установлен дополнительный вал 6 с лопастями, предназначенный для равномерного распределения поступающей в бункер целлюлозы по всем дозирующим шнекам. Привод этого вала 14 аналогичен приводу шнек-дозатора и смонтирован на раме 2. Этот привод также монтируется под днищем бункера, такое расположение привода более рационально.

Бункера-дозаторы могут работать на ручном управлении и в автоматическом режиме с помощью командного электрического прибора КЭП-12У. Для наблюдения за работой дозирующих механизмов установлен щит со световой сигнализацией. Относительное отклонение средней массы отмериваемой навески должно быть $\pm 6\%$. Наиболее существенно влияет на массу навески давление в бункере-дозаторе. Оно должно находиться в пределах от 0 до 10 мм вод.ст. (на пульте управления установлен манометр). Как и повышенное давление, вакуум в бункере-дозаторе отрицательно сказывается на его работе.

Уровень целлюлозы над верхней плоскостью усечённых конусов должен быть $0,8 \pm 1$ мм. При соответствующих давлении и уровне целлюлозы в бункере-дозаторе шнек-дозаторы обеспечивают необходимую относительную погрешность дозирования целлюлозы. Отклонение от заданных параметров приводит к отклонениям массы навески и, следовательно, отклонениям и от заданного модуля нитрации. Так как объём нитратора постоянен, то при уменьшении массы навески модуль нитрации увеличивается, при повышении уменьшается. Изменение модуля с 33+40 до 100 не увеличивает содержания азота в пироксилине №1. Пироксилин №2 более чувствителен к изменению модуля нитрации, но его изменение от заданного в пределах $\pm 20\%$ не влияет на содержание азота. При изменении модуля нитрации изменяются расходные коэффициенты, масса кислот, находящихся в производственном цикле.

Механизированная дозировка целлюлозы в нитраторы позволяет ликвидировать тяжёлый ручной труд на этой фазе производства.

Техническая характеристика бункера-дозатора.

Вместимость бункера, м ³	40
Частота вращения шнек-дозатора, об/мин:	
для целлюлозы марки ХЦ	12
для целлюлозы марок ЦА, РБ	7,8
Количество приводов	5
Мощность электродвигателя, кВт	13

Нитратор.

В промышленности используются лопастные нитраторы.

Нитратор с индивидуальным приводом (рис.47) представляет собой сосуд-корпус эллиптической формы 2. Для улучшенного слива реакционной смеси из нитраторов в нижней части сосуда установлен конус, в цент-

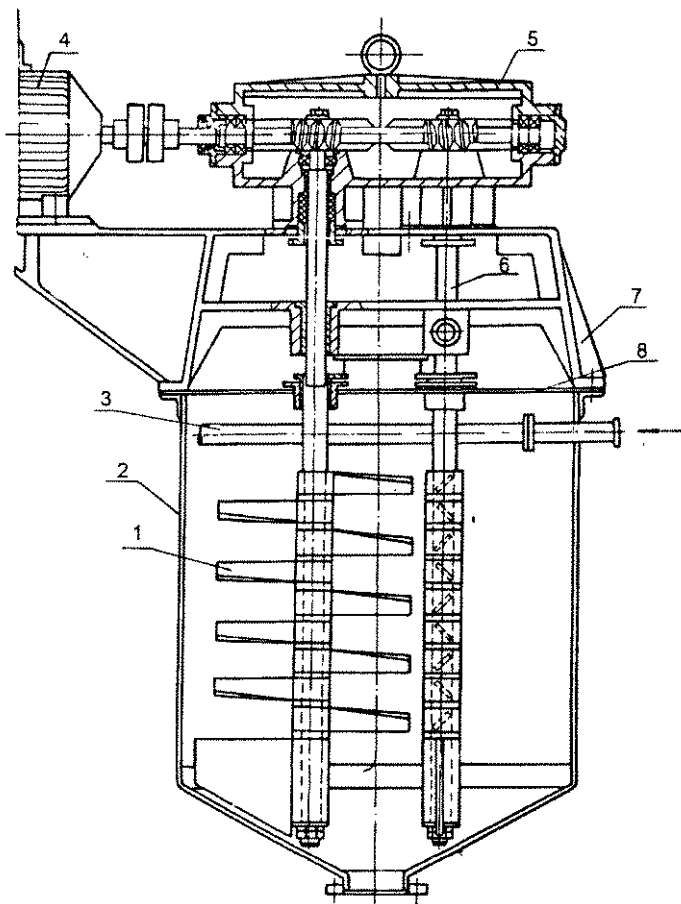


Рис. 47.
Нитратор.

ной части которого имеется сливной патрубок диаметром 150 мм. В верхней части корпуса - патрубок для подвода нитрационной кислотной смеси. С внутренней части нитратора к патрубку присоединен ороситель кислот 3, представляющий собой трубу, согнутую по контуру нитратора, конец её заглушен. Труба имеет отверстия диаметром 1+2 мм, которые просверлены так, чтобы при пуске кислоты в ороситель кислота орошала загружаемую целлюлозу в нитратор. Такое орошение загружаемой целлюлозы нитрационной кислотной смесью предупреждает её загорание, а при загорании способствует тушению. Нитратор закрывается крышкой 8. В крышке имеется вентиляционный патрубок диаметром 200 мм, который присоединён к вентиляционным газходам, и загрузочный люк для целлюлозы овальной формы. Люк закрывается крышкой при ручной загрузке или присоединён к загрузочной воронке нитратора при загрузке целлюлозы из бункера-дозатора, на крышке имеется смотровое окно. Внутри нитратора на крышке смонтирована осветительная лампа. Для предупреждения уноса в вентиляционную систему монтируются фильтрующие элементы. С помощью задвижки, установленной ниже фильтрующего элемента, нитратор может отключаться от вентиляционной системы.

На верхней части корпуса над крышкой находится кронштейн 7, на нём редуктор 5 с двумя червячными передачами, имеющими правое и левое вращение. Выходной вал червячной передачи редуктора эластичной муфтой соединен с электродвигателем 4. Червячные колёса редуктора крепятся на верхних концах вертикальных валов 6 нитратора. Вертикальный вал монтируется на упорном подшипнике и двух подшипниках скольжения, один из которых - в кронштейне. Верхние части валов в редукторе и вход валов в нитратор в крышке нитратора уплотнены сальниковыми уплотнениями. В месте посадки лопастей вал имеет квадратное сечение, соответствующее сечению отверстия в ступице лопасти. Лопасты 1 односторонние, имеют угол наклона к горизонту 45°. На квадратную часть вала надеваются лопасти под углом друг к другу 180°, на конец вала - фигурная лопасть. Все лопасти затягиваются гайками с последующей их шплинтовкой. Валы с лопастями в нитраторе устанавливаются так, чтобы угол между лопастями смежных валов был равен 90°. Валы мешалок вращаются в разные стороны, при этом лопасти на валах должны быть смонтированы так, чтобы при работе они подавали (топили) целлюлозу вниз (ко дну) нитратора.

Технические характеристики нитратора.

Полезная вместимость нитратора, л	600
Частота вращения, об/мин:	
при сырье ЦА, ХЦ	20
при сырье РБ	40
Потребляемая мощность, кВт	5,5

Работа нитратора. До начала загрузки целлюлозы нитратор заполняется на 1/3 объёма нитрационной кислотной смесью. Одновременно он подключается к вентиляционной системе для отсоса паров азотной кислоты и предупреждения их попадания из нитраторов в рабочее помещение, затем пускаются мешалки. Механически с помощью бункеров -дозаторов равномерно небольшими порциями в нитратор загружается навеска целлюлозы. По мере загрузки целлюлозы из расходных баков через оросители подаётся оставшаяся часть нитрационной кислотной смеси. Заливку нитрационной кислотной смеси производят так, чтобы после загрузки навески целлюлозы остатком кислоты смыть волокна целлюлозы со стенок нитратора и утопить волокна, плавающие на поверхности кислоты. При таком способе загрузки целлюлоза быстро погружается в кислоту, время загрузки 2÷3 мин. В целях уменьшения уноса паров кислоты с отходящими газами после заполнения нитратора на линии отсоса задвижка закрывается. Однако значительны потери азотной кислоты с отходящими газами, особенно при этерификации нитратов целлюлоз, требующих высоких температур процесса этерификации (порядка 40÷45°C) и значительного времени (40÷45 мин.).

При этерификации реакционная масса в нитраторе периодически или непрерывно в зависимости от исходного сырья и нужной вязкости нитрата целлюлозы перемешивается. Так, например, по окончании загрузки нитратора лопасти продолжают работать ещё 3÷5 мин., затем их останавливают и пускают в середине процесса этерификации на 4÷5 мин. и за 3÷5 мин. перед разгрузкой. В процессе разгрузки лопасти работают. Такая периодичность работы лопастей нитратора обусловлена сравнительно большой постоянной частотой их вращения. Однако, при этерификации целлюлозы марки РБ допускается работа лопастей без остановки.

При непрерывной работе лопастей в процессе этерификации нитраты целлюлоз в нитраторе подвергаются сильной деструкции, что отрицательно сказывается на дальнейшей её обработке. Для более равномерного пронитрования волокна целлюлозы, очевидно, целесообразно реакционную массу в нитраторе перемешивать на протяжении всего процесса. С этой целью было бы более рационально устанавливать индивидуальные приводные системы с вариаторами частоты вращения.

При истечении времени этерификации, не останавливая лопастей, при периодической технологии открытием сливного крана в 2-3 приёма сливают реакционную смесь в кислотоотжимочную центрифугу, работающую на малой частоте вращения. При непрерывной технологии реакционная смесь сливается равномерно в круговой аппарат, для этого сливной кран имеет приводную систему.

При изготовлении нитратов целлюлозы задаётся технологический режим этерификации (Таблица 18.)

Таблица 18.

Примерный технологический режим работы нитраторов.

Пироксилин и марка целлюлозы	Периодическая технология				Непрерывная технология			
	Масса заклад- ки, кг	Мо- дуль этери- фика- ции	Темпе- ратура нитра- цион- ных кис- лот, °C	Время этери- фика- ции, мин.	Масса заклад- ки, кг	Мо- дуль этери- фика- ции	Темпе- ратура нитра- цион- ных кис- лот, °C	Время этери- фика- ции, мин.
Пироксилин №1 ЦА РБ	35+40 36+45	40+33 38+31	22+36 22+30	30+40 35+45	35+40 -	40+33 -	26+32 -	15+18 -
Пироксилин №2 ЦА	35+40	40+33	20+35	35+45	-	-	-	-
Пироксилин №2 и коллоксилины: ХЦ	35+40	40+33	24+36	30+40	35+40	40+33	25+36	12+18
Коллоксилины: РБ ЦА	- -	- -	- -	- -	36+50 35+40	38+28 40+33	25+35 25+35	12+15 15+18

Таблица 19.

Примерный технологический оборот нитрата, мин.

Операция	Периодическая технология			Непрерывная технология		
	ЦА	РБ	ХЦ	ЦА	РБ	ХЦ
Заливка кислот и загрузка целлюлозы	2+3	2+3	2+3	2+3	2+3	2+3
Реакция этерификации	30+40	35+45	30+40			12+18
В том числе: перемешивание в начале этерификации после загрузки	3+5	5+10	3+5	2+3	2+3	2+3
перемешивание в середине этерификации	3+5	5+10	3+5	2+3	2+3	2+3
перемешивание перед сливом	3+5	5+10	3+5	2+3	2+3	2+3
Слив реакционной смеси	1+2	1+2	1+2	1+2	1+2	1+2
Подготовка нитратора к следующей загрузке	1	1	1	1	1	1
Полный оборот нитратора	34+46	39+51	34+46	19+24	16+21	16+24

Учитывая постоянство температуры и влажности целлюлозы перед её загрузкой в нитратор, модуля этерификации состава нитрационных кислотных смесей, повышение температуры реакционной кислотной смеси в нитраторе будет определённым для данного нитрата целлюлозы. Поэтому температура этерификации является температурой нитрационных кислотных смесей, подаваемых в нитратор. При этом допускается относительная погрешность от заданной температуры для нитрационных кислотных смесей №1 $\pm 3\%$, нитрационных кислотных смесей №2 $\pm 2\%$. В таблицах 18, 19 приведены примерный режим и технологический оборот нитратора.

Кислотоотжимочная центрифуга.

В производствах изготовления нитратов целлюлоз для отделения отработанных нитрационных кислотных смесей от нитратов целлюлоз применяются кислотоотжимочные центрифуги с последующей рекуперацией адсорбированных нитратом целлюлоз кислот после его отжима и аппараты НУОК. В аппаратах НУОК отработанные нитрационные кислотные смеси естественным стоком отделяются от нитратов целлюлоз, нитрат донитровывается в проточной зоне нитрации с рекуперацией адсорбированных им кислот.

На центрифугах как отечественных, так и зарубежных в качестве привода применяются двухскоростные электродвигатели. Частота вращения при первой скорости 350 об./мин., второй - 960 об./мин. Геометрические размеры корзин центрифуг одинаковы. Следовательно факторы разделения, характеризующие работу центрифуг, во всех центрифугах практически одинаковы.

Центрифуги отличаются только конструктивным оформлением отдельных узлов, на рис. 48 приведена одна из них. Она состоит из основания плиты 15. В своей центральной части имеет разгрузочное отверстие - патрубков диаметром 800 мм. Он является каналом, ведущим к смывному аппарату, прикреплённому к нижней части патрубка. К боковой поверхности плиты крепится кожух центрифуги 14. В верхней части кожуха по касательной к его периметру располагается патрубок, с помощью которого центрифуга подсоединяется к вентиляционной системе. Пространство, ограниченное внутренней стенкой плиты и наружной стенкой патрубка, служит для сбора отработанных нитрационных кислотных смесей. В нижней части плиты имеется патрубок для отвода отработанной нитрационной кислотной смеси из центрифуги.

Диаметр сливного патрубка должен быть равен или больше диаметра наливного. При несоблюдении этого требования возможно повышение уровня отработанных нитрационных кислотных смесей в центрифуге выше высоты разгрузочного патрубка и кислота будет переливаться в смывной аппарат. Кожух центрифуги в верхней части имеет фланец, к которому

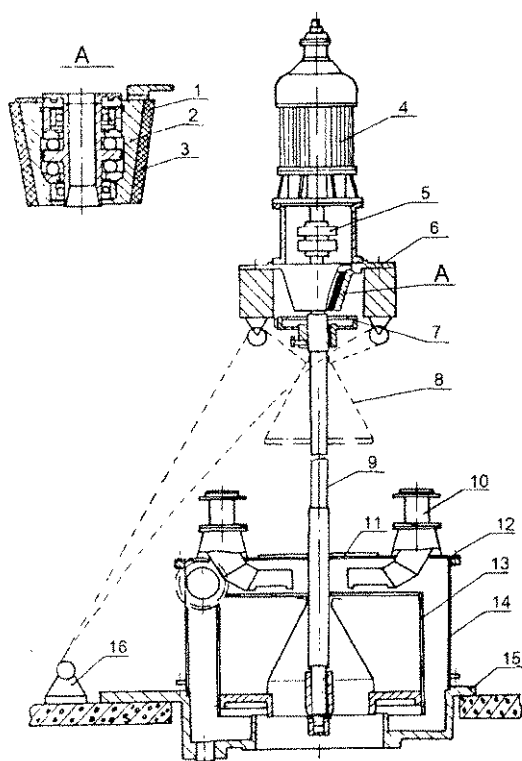


Рис. 48. Кислотоотжимочная центрифуга.

крепится крышка 12. У одних центрифуг она делается наклонной, у других - прямой. Расположение патрубков удобнее на горизонтальных крышках, чем на наклонных. На крышке располагаются для заливки реакционной смеси в центрифугу два наливных патрубка 10 и люк, закрываемый крышкой 11 из двух половин.

Вертикальный вал центрифуги 9 подвешен на опорном буферном подшипнике 1, установленном на опорной плите 6. В опорной плите имеется конусообразное гнездо, для резинового буфера 3, в него вставляется стальной горшок 2, являющийся корпусом радиальных и упорного подшипников 1.

Вертикальный вал верхней частью в подшипнике крепится гайкой. Верхний его конец гибкой муфтой 5 соединяется с электродвигателем центрифуги 4. Гибкая муфта (рис.49) является также шарнирным соединением в момент пуска центрифуги, когда она имеет амплитуду раскачивания

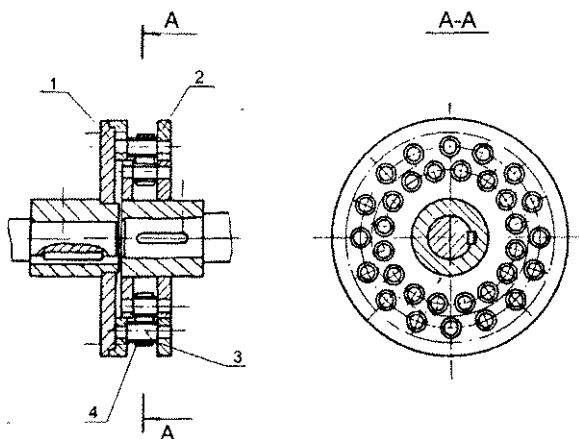


Рис. 49. Гибкая муфта.

из-за своей неуравновешенности, а также смягчает пусковой рывок электродвигателя.

Муфта состоит из двух полумуфт 1, 2, между ними вмонтированы пальцы 3. Между пальцами надевается прорезиненный ремень 4. Данная конструкция муфты проста в изготовлении её установки и обеспечивает равномерное распределение по всем пальцам напряжения, испытываемого муфтой.

Кроме электротормоза, центрифуга имеет ручной ленточный тормоз, диск 7 которого смонтирован на вертикальном валу ниже опорного буферного подшипника. На нижней части вертикального вала крепится корзина центрифуги 13. В дне корзины имеется разгрузочное отверстие диаметром 600 мм с крестовиной. В центре крестовины - ступица с отверстием для вала.

Для лучшего отжима и меньшего уноса нитратов целлюлоз с отработанными нитрационными кислотными смесями в процессе кислотоотжима в корзину центрифуги вставляется дренажная сетка кольчужного плетения, затем пробивная фильтрующая сетка толщиной листа 0,75 мм с диаметром отверстий $1,5 \pm 1,8$ мм.

В эксплуатации находятся кислотоотжимочные центрифуги и без установки таких сеток. Корзины имеют отверстия диаметром 5 мм с шагом 25 мм, и унос нитратов целлюлоз с отработанными нитрационными кислотами увеличивается.

Разгрузочное отверстие корзины закрывается конусообразной крышкой - колоколом 8. При сливе реакционной смеси в центрифугу и отжиме нитрата целлюлоз разгрузочное отверстие закрыто колоколом, по окончании отжима лебёдкой 16 колокол поднимается и открывается разгрузочное

отверстие корзины. Одновременно открывается кран подачи транспортной жидкости в смывной аппарат. После разгрузки колокол опускается, закрывает выгрузочное отверстие центрифуги, перекрывается подача транспортной жидкости в смывной аппарат.

На рис. 50 приведена лебёдка подъёма и опускания колокола с одновременным открыванием и закрыванием крана подачи транспортной жидкости в смывной аппарат. Лебёдка состоит из плиты 2. На один конец вала барабана надета коническая шестерня 4, вторая шестерня 5 конической пары шестерён надета на вал червяка 6. Вал червяка смонтирован на двух подшипниках 7 и находится в зацеплении с червячным колесом 8. К червячному колесу на пальце прикреплён поводок 9, предназначенный выключать электродвигатель при верхнем и нижнем положении колокола. Червячное колесо закреплено на верхнем кольце вертикального вала 12, нижний конец которого прикреплён к пробке крана транспортной жидкости в смывной аппарат.

Кинематика лебёдки рассчитана так, что при подъёме колокола в его верхнее положение червячное колесо поворачивается на 90° и открывается кран подачи транспортирующей жидкости в смывной аппарат, при опускании колокола в его нижнее положение кран закрывается. Второй конец вала барабана лебёдки эластичной муфтой соединён с выходным валом червячного редуктора 11. Входной вал червячного редуктора эластичной муфтой соединён с электродвигателем 10.

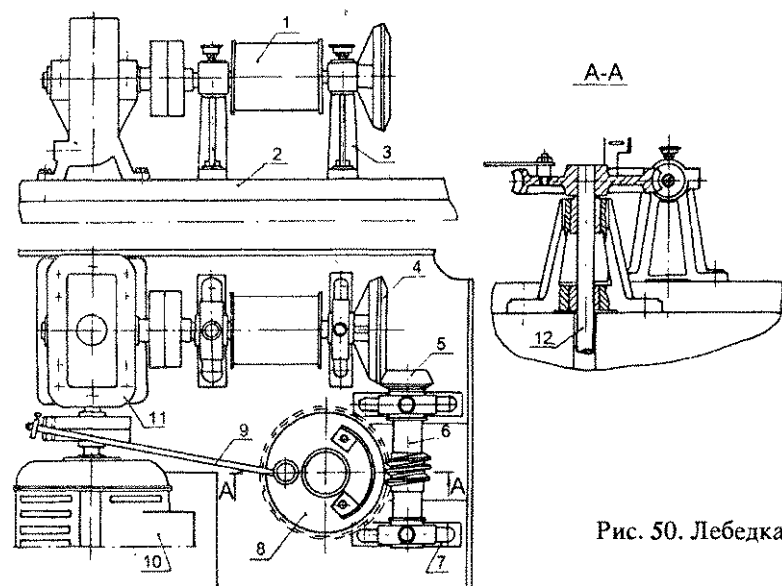


Рис. 50. Лебедка.

Технические характеристики центрифуги.

Диаметр корзины, м	1,2
Высота корзины, м	0,6
Частота вращения, об/мин:	
тихий ход	350
быстрый ход	960
Фактор разделения:	
на тихом ходу	82
на быстром ходу	598
Мощность электродвигателя, кВт	15

Смывной аппарат.

Смывной аппарат предназначен для приемки выгружаемых из центрифуги частично отжатых от кислоты нитратов целлюлоз. Выгружаемый из центрифуги отжатый от кислоты нитрат целлюлоз должен быть обильно смочен транспортной кислотой. Если это условие не будет соблюдено, возможно самовоспламенение нитрата целлюлоз вследствие местного разогрева. Поэтому под каждой центрифугой установлен смывной аппарат. Конструкция смывного аппарата обеспечивает также равномерную его массовую концентрацию в транспортирующей жидкости.

Смывной аппарат (рис.51) представляет собой кожух 1 с расположенным по окружности кольцевым оросителем 2 для подачи транспортирующей жидкости (кислота или вода) и козырьком 3 для предохранения от попадания ее брызг в корзину центрифуги. Ороситель имеет 2-3 ряда отверстий, направленных вниз к центру аппарата.

С массопроводом, идущим к мутильникам, смывной аппарат соединяется гидравлическим затвором "уткой" 4, где он равномерно разбавляется транспортирующей жидкостью и с массовой долей 2+3% по массопроводу поступает в мутильник.

Работа центрифуги. По истечении установленного времени этерификации в нитраторе реакционная смесь сливается в центрифугу. Слив реакционной смеси производится на тихом ходу центрифуги в два или три приёма в зависимости от исходной марки целлюлозы. Основная масса отработанной нитратной кислотой смеси сливается и поступает в сборник отработанных нитрационных кислот. Затем оставшаяся часть отработанных нитрационных кислот в нитраторе целлюлоз частично извлекается на быстром ходу центрифуги. Количество оставшейся адсорбированной в нитрате целлюлоз кислоты после кислотоотжима должно быть минимально допустимым. От этого зависит стойкость нитратов целлюлоз, так как при ухудшении отжима увеличивается количество кислот, подлежащих регенерации. Для разных марок нитратов целлюлоз оно различно и зависит от

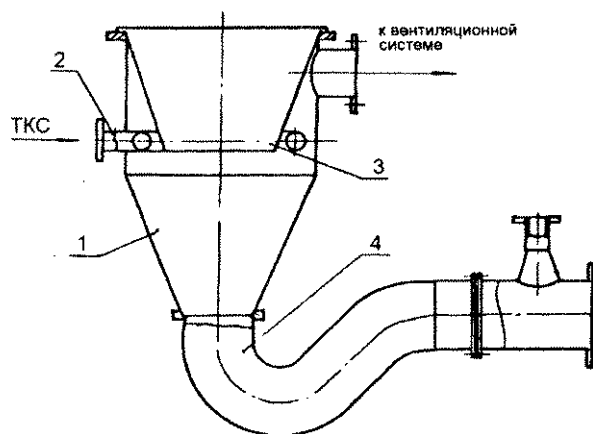


Рис. 51. Смывной аппарат.

таких факторов, как степень облагораживания целлюлозы, её марка (хлопковая, древесная), структурные показатели целлюлозы и др.

Таблица 20.

Допустимая кислотность пироксилинов №1 и №2, %.

Марка целлюлозы	Пироксидин №1	Пироксидин №2
ЦА	35÷40	35÷45
РБ	37÷48	37÷50
ХЦ	-	40÷50

В табл. 20 приведены допустимые кислотности пироксилинов №1 и №2 в зависимости от исходного сырья. Отжим нитратов целлюлоз ниже допустимого предела нежелателен, так как остаточная кислотность обуславливает степень его чувствительности к саморазложению: чем ниже кислотность, тем больше вероятность его разложения от воздействия различных факторов (удара, попадания влаги и др.). Содержание одного нитрата соответствует закладке одной центрифуги.

Центрифуга переключается автоматически с тихого на быстрый ход. Время отжима зависит от технической характеристики центрифуги, исходной марки целлюлозы, марки нитрата целлюлозы и остаточной кислотности в нитрате целлюлозы после отжима. Время кислотоотжима контролируется автоматически с помощью реле времени. По истечении установленного времени кислотоотжима центрифуга с быстрого хода от-

ключается автоматически. Относительная погрешность от заданного времени кислотоотжима допускается не более $\pm 10\%$. Дублирующий контроль времени кислотоотжима производится по песочным часам. Для наблюдения за работой центрифуги установлена световая сигнализация.

После отключения центрифуга тормозится и останавливается. Аппаратчик включает лебёдку подъёма колокола. С подъёмом колокола автоматически включается подача транспортирующей жидкости в смывной аппарат. Выгрузку центрифуги ведут вручную. Центрифуги, в которых производится рекуперация адсорбированных отработанных нитрационных кислот, разгружаются гидравлическим способом.

После загрузки центрифуги колокол опускается, закрывает выгрузочное отверстие корзины центрифуги, одновременно перекрывается подача транспортной жидкости в смывной аппарат. Цикл повторяется. Для пироксилинов №1 и №2 примерный режим работы центрифуги приведён в табл.21.

Таблица 21.

**Примерный технологический режим работы
кислотоотжимочной центрифуги.**

Операция	Продолжительность операции, мин.				
	Пироксилин №1		Пироксилин №2		
	ЦА	РБ	ЦА	РБ	ХЦ
Пуск центрифуги на тихий ход	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Слив реакционной смеси и переключение на быстрый ход	1,5÷2	1,5÷2	1,5÷2	1,5÷2	1,5÷2
Отжим	4÷5	4÷6	5÷8	5÷8	4÷8
Торможение и выгрузка	2,5÷3	3÷4	3÷4	3÷4	4÷5
Полный оборот центрифуги	8,5÷10,5	9÷12,5	10÷14,5	10÷14,5	10÷15,5

Технологический расчёт нитрационного агрегата.

При работе нитрационного агрегата все аппараты должны синхронно действовать как единое целое. Бункер-дозатор имеет большой диапазон изменения периодичности подачи навески целлюлозы в нитратор и изменения её массы. Требуемые массы навески и периодичность её подачи в нитратор настраиваются дозирующими шнеками бункеров-дозаторов.

Нитраторы и кислотоотжимочная центрифуга - основные аппараты на этой фазе производства. При расчёте принимаем четыре нитратора и одну центрифугу как один синхронно действующий агрегат.

Количество нитраторов, которое может обслужить одна кислотоотжимочная центрифуга, определяется, исходя из времени полного оборота нитратора и центрифуги, и равно

$$n = \frac{\sum \tau_1}{\sum \tau_2},$$

где $\sum \tau_1$ - время полного оборота нитратора, мин;

$\sum \tau_2$ - время полного оборота кислотоотжимочной центрифуги, мин.

Производительность нитрационного агрегата

$$G_1 = \frac{G^{11} \cdot n \cdot q \cdot 60}{\sum \tau_1}$$

где G_1 - практический выход нитрата целлюлозы с 1 т целлюлозы, т;

q - масса одной навески целлюлозы, загружаемой в нитратор, т.

Пример расчёта. Изготавливаемая марка нитрата целлюлозы - пироксилин №1. Исходное сырьё - целлюлоза марки ЦА. Время полного оборота нитратора $\sum \tau_{1cp} = 40$ мин. (см. табл. 19). Время полного оборота кислотоотжимочной центрифуги $\sum \tau_{2cp} = 9,25$ мин. Количество нитраторов, обслуживаемых одной центрифугой:

$$n = \frac{\sum \tau_{1cp}}{\sum \tau_{2cp}} = \frac{40}{9,25} = 4,35;$$

принимаем $n = 4$.

Принимаем $G_1 = 1,52$ т - практический выход пироксилина №1 с 1 т целлюлозы (расчёт); $q = 0,0375$ т - масса одной навески.

Тогда производительность нитрационного агрегата

$$G_n = \frac{1,52 \cdot 0,0375 \cdot 4 \cdot 60}{40} = 0,342 \text{ (т/ч)}.$$

Непрерывнодействующий нитрационный агрегат.

На рис. 52 дана технологическая схема нитрационного агрегата. Он состоит из ранее описанных бункера - дозатора целлюлозы 1, нитратора 2 и вместо ранее установленной периодически действующей кислотоотжимочной центрифуги со смывным аппаратом установлены промежуточная

ёмкость 3 и непрерывнодействующая кислотоотжимочная центрифуга 5 типа 2V/H400.

Как и в ранее описанной технологической схеме из пневмотранспорта целлюлоза влажностью не более 5% поступает в бункер - дозатор, из бункера - дозатора навески целлюлозы поступают в нитратор, одновременно в нитратор подаётся соответствующее количество нитрационной кислотной смеси. По истечении времени этерификации реакционная смесь из нитраторов, в соответствии с графиком, сливается в промежуточную ёмкость. В ёмкости поддерживается массовая доля суспензии нитрата целлюлозы 2+3%. Ёмкость является буферной между нитраторами периодического действия и непрерывно-действующей кислотоотжимочной центрифугой. Ёмкость имеет мешалку пропеллерного типа, вращением которой нитрат целлюлозы в ней поддерживается во взвешенном состоянии.

Верхний и нижний уровни суспензии в ёмкости автоматически контролируются.

Из буферной ёмкости суспензия насос-дозатором 4 подаётся для отжима избытка отработанной нитрационной кислотной смеси в центрифугу 5.

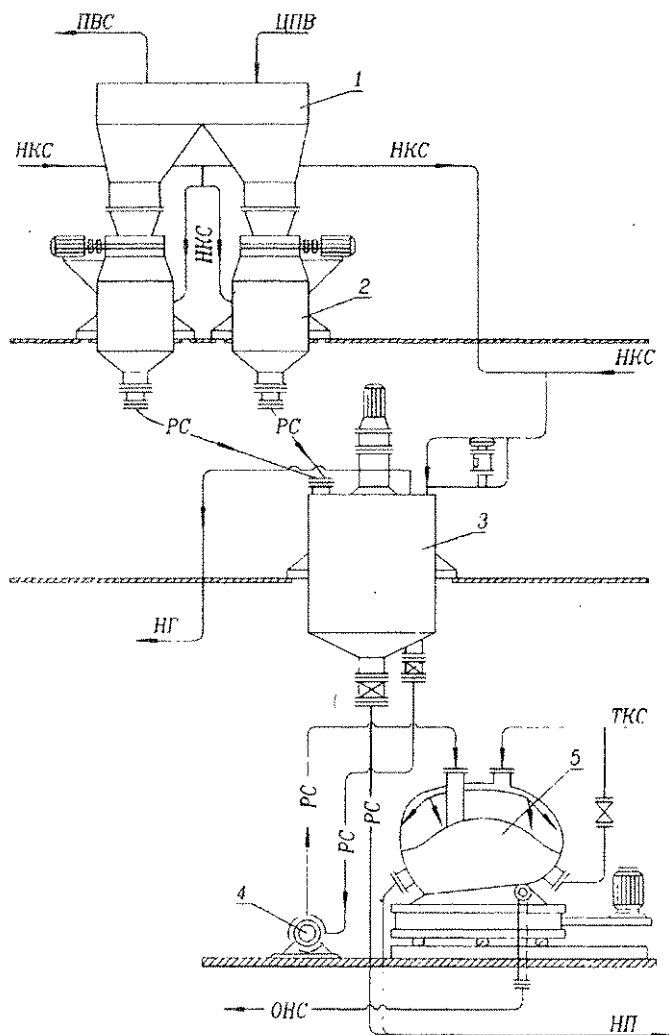
Центрифуга является шнековой сетчатой центрифугой непрерывного действия с вертикальным расположением ротора и верхней шнековой выгрузкой осадка, самобалансирующаяся.

Конический ротор - ситовый барабан состоит из ситовых полотен с отверстиями и закреплён на конце полого вертикального вала, на сплошном вертикальном валу внутри ротора крепится скрепковый шнек. Ротор и шнек получают вращательное движение от одного электродвигателя через специальный циклический редуктор, при этом частота вращения ротора $n = 2600$ об/мин., шнека - $n = 2618$ об/мин. Фильтрующей перегородкой является листовое сито толщиной 0,45 мм с отверстиями $0,2 \pm 0,6$ мм шлифованные и электрически полированные, сварное и конус.

Из фильтрующего конуса слой центробежно отжатого нитрата целлюлоз от нитрационной кислотной смеси снимается скрепковым шнеком.

Снятый нитрат целлюлоз из фильтрующего конуса попадает в камеру центрифуги для нитрата целлюлоз, где он транспортными кислотами доводится до массовой доли 2+3% и самотёком поступает на фазу рекуперации кислот (аппарат - вытеснитель).

В камере - сборнике нет застойных зон, возможно прилипание нитрата целлюлоз к стенкам, смыв которого осуществляется подачей через коллектор транспортной кислоты. Транспортные кислоты с массовой долей 45+50% поступают в центрифугу через патрубок в смывной коллектор, расположенный на внутренней поверхности крышки центрифуги, где они выполняют роль смыва прилипших нитратов целлюлоз к стенкам внутренней поверхности камеры.



ПВС - пылевоздушная смесь;	НП - неизмельчённый пироксили;
ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;	ТКС - транспортная кислотная смесь;
НГ - нитрозные газы;	РС - реакция смесь;
НКС - нитрационная кислотная смесь;	ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь.

Рис. 52. Непрерывно действующий нитрационный агрегат.

Смывной коллектор представляет собой кольцо из трубы, по боковой поверхности кольца расположено 64 отверстия, на внутренней - 16 диаметром 6 мм.

Отжатые отработанные нитрационные кислотные смеси из камеры отработанных кислот самотёком поступают в сборник кислот.

Этот нитрационный комплекс по изготовлению низко и высокоазотных нитратов целлюлоз высоко механизирован, с полной ликвидацией ручного труда на этой фазе производства. Можно отнести, как недостаток этого метода то, (например) что при работе на целлюлозе марки ЦА кислотность отжатого нитрата целлюлоз составляет 45÷50 %, в то время как при работе на центрифугах периодического действия она составляет 35÷40%. Это в свою очередь ведёт к увеличению порядка 10% рекуперированных кислот, поступающих на фазу регенерации.

Центрифуга установлена на подушках-амортизаторах, так что нет необходимости в специальных фундаментах для её установки.

Соединение массопроводов, трубопроводов с центрифугой должно быть гибким. Предусматриваются кислотные трубопроводы для их промывки транспортными кислотными смесями.

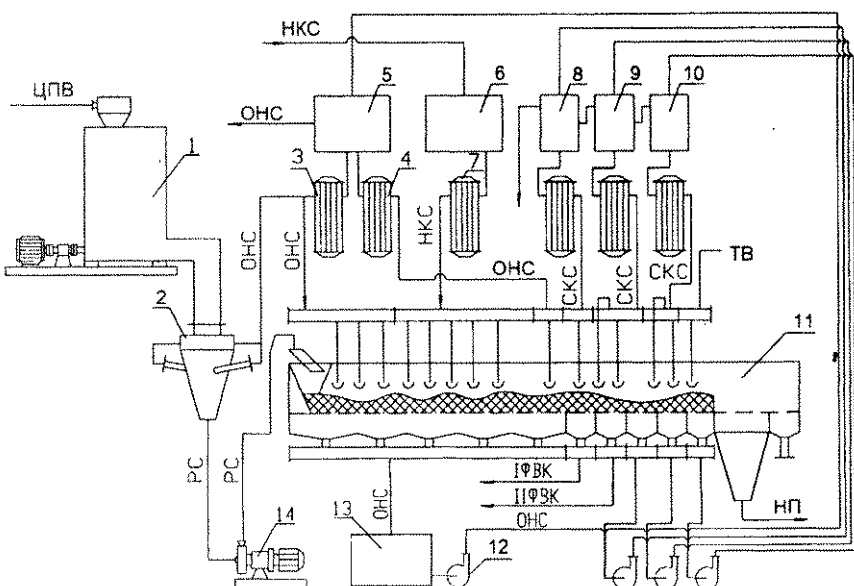
Непрерывнодействующий нитрационный агрегат в комплексе РПА-НУОК.

В отличие от ранее описанных технологических схем этерификации целлюлозы, в этой схеме нет периодически действующих нитраторов. Процесс этерификации как бы идёт в противотоке последовательно: вначале отработанными кислотными смесями проточно в реакторе - смесителе, аппарате РПА (роторно-пульсирующий аппарат) и проточной на аппарате НУОК. Затем окончательная проточная этерификация нитрационными кислотными смесями с последующим вытеснением этих кислот из нитрата целлюлозы отработанными кислотными смесями.

Общий модуль этерификации при этом составляет 50÷70, в том числе свежими нитрационными кислотными смесями в протоке на аппарате НУОК 15-16.

По завершении этерификации удержанную нитратом целлюлозу отработанную кислотную смесь вытесняют в аппарате НУОК по многоступенчатой схеме кислотными смесями с убывающей массовой долей.

На рис. 53 дана технологическая схема работы нитрационного агрегата, из которой видно, что целлюлоза из пневмотранспортной трубы пневмосушилки с влажностью не более 5 % поступает в бункер-дозатор 1. Из бункера - дозатора она непрерывно подаётся в реактор - смеситель 2. Одновременно в него же из напорного бака 5 подаётся через теплообменник 3 отработанная кислотная смесь требуемой температуры. При этом процессы смешения



- ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;
ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь.
РС - реакционная смесь;
НКС - нитрационная кислотная смесь;
ТВ - технологические воды;
ИФВК - первая фракция вытесненных кислот;
ИИФВК - вторая фракция вытесненных кислот;
НП - неизмельчённый пироксилин;

Рис. 53. Технологическая схема нитрационного агрегата
в комплексе РПА-НУОК.

реагентов и предварительной ванновой этерификации целлюлозы осуществляются в отработанной кислотной смеси, характеризующейся повышенным содержанием воды, что существенно ускоряет пропитку волокон целлюлозы и снижает вязкость нитрата целлюлозы. После смешения целлюлозы с кислотой суспензия поступает в аппарат РПА-14, где она подвергается обработке в пульсирующем поле и затем направляется в загрузочную зону аппарата НУОК 11.

В загрузочной зоне избыток отработанной кислотной смеси через перфорированное дно отделяется от нитрата целлюлозы и сливается в поддон. Образовавшийся слой нитрата целлюлозы вместе с кольцевым конвейером поступает в проточно-оросительную зону этерификации. Вначале процесс этерификации ведут отработанными нитрационными кислотными смесями, где из напорного бака 5 через теплообменник 3 кислота поступает через коллектор в соответствующие оросители. Вторая ступень проточной этерификации ведется нитрационной кислотной смесью состава HNO_3 - 32+35%; H_2SO_4 - 62,2+58,8%; H_2O - 5,8+6,2%, которая из напорного бака 6 через теплообменник 7, где она нагревается до заданной температуры, поступает в коллектор. Из коллектора нитрационная кислотная смесь поступает в соответствующие оросители второй проточной этерификации, вытесняя удержанную нитратом целлюлозы отработанную нитрационную кислотную смесь. После стока избыточной кислотной смеси нитрат целлюлозы с сорбированной кислотной смесью поступает в зону третьей ступени проточной этерификации, осуществляющейся охлажденной в теплообменнике 4 отработанной нитрационной кислотной смесью.

Вытесненная из нитрата целлюлозы кислотная смесь поступает в соответствующую секцию поддона и затем в нижний коллектор, где она смешивается с ранее вытесненной. При этом в равновесных условиях массовый состав компонентов полученной кислотной смеси соответствует исходной отработанной нитрационной кислотной смеси.

Пройдя фильтр 13, отработанная нитрационная кислотная смесь насосом 12 подается в напорный бак 5. Так как масса вводимой в систему свежей нитрационной кислотной смеси превышает суммарный расход отработанной нитрационной кислотной смеси, в напорном баке 5 накапливается избыток отработанной кислоты, которая отводится через переливную линию в смесители кислот отделения подготовки нитрационных кислотных смесей. По завершении проточной этерификации удержанную нитратом целлюлозы отработанную нитрационную смесь вытесняют в аппарате НУОК.

Процесс вытеснения проводится по четырехступенчатой схеме ороше-

шения. Так например, при изготовлении пироксилина I плотности орошающих нитрационных кислот находятся в пределах: для первой зоны вытеснения $\gamma_1=1,59\pm 1,69\text{г/см}^3$, второй $\gamma_2=1,41\pm 1,51\text{г/см}^3$, третьей $\gamma_3=1,21\pm 1,31\text{г/см}^3$. Из первой зоны вытеснения первая фракция кислот идет на укрепление (формирование нитрационных кислотных смесей), вторая фракция с более пониженной массовой долей вытесненных кислот идет на регенерацию.

Бункер-дозатор обеспечивает непрерывную равномерную подачу (в соответствии с расчетом) целлюлозы в реактор-смеситель. В отличие от ранее описанного данный бункер-дозатор имеет два дозирующих горизонтальных шнек-винта, над которыми расположен ворошитель целлюлозы.

Бункер-дозатор рис.54 состоит из четырехугольного короба I трапецеидального сечения с углом конусности $7-12^\circ$, в нижней части которого вмонтированы два дозирующих шнек-винта 3 и ворошители 2. Ворошители обеспечивают равномерное заполнение витков винта целлюлозой.

Вращательное движение дозирующих винтов и ворошителя осуществляют от электродвигателя 5 через редуктор 4. В верхней части короба установлен циклон 6, отделяющий целлюлозу от транспортирующего воздуха и пыли. Из бункера дозатора непрерывно попадает соответствующее количество целлюлозы в реактор.

Реактор смеситель представляет собой цилиндрикоконический корпус, заканчивающийся патрубком для выхода реакционной смеси.

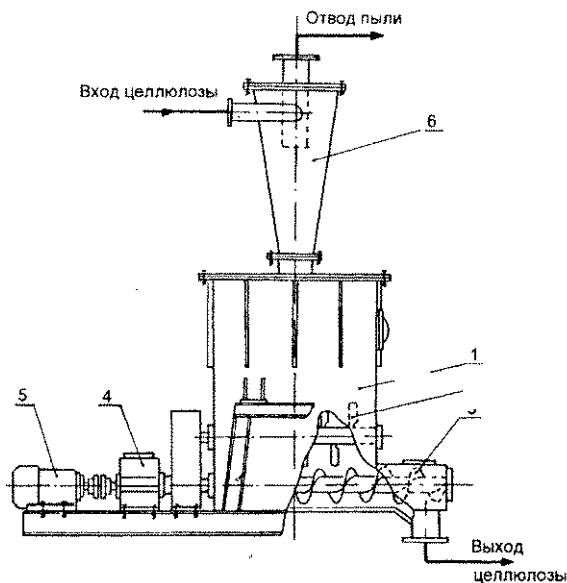


Рис. 54.
Бункер - дозатор.

На крышке имеется патрубок для ввода целлюлозы, а в верхней части корпуса имеется два тангенциально расположенных патрубка для отработанной нитрационной кислотной смеси. В процессе работы в реактор через верхний патрубок подается целлюлоза, одновременно через тангенциально расположенные патрубки под напором подается отработанная нитрационная кислотная смесь. За счет тангенциального расположения патрубков кислотная смесь приобретает интенсивное вращательное движение, захватывает целлюлозу и движется по спиральной траектории вдоль внутренней поверхности цилиндрической части корпуса к выходному патрубку. Центробежные силы, действующие на реагенты, облегчают удаление воздуха из целлюлозных пор и способствуют интенсификации процессов пропитки и этерификации целлюлозы.

Роторно-пульсирующий аппарат.

Дальнейший процесс этерификации реакционной смеси осуществляется в поле упругих колебаний, создаваемых гидродинамическим преобразователем - роторно-пульсирующим аппаратом.

Работа аппарата основана на прерывании струи гидродинамического потока реакционной смеси в прорези цилиндров и создания пульсационного поля с определенными частотами колебаний реакционной среды. Это существенно интенсифицирует процессы этерификации и повышает пропитку целлюлозы нитрационными кислотными смесями.

Аппарат рис.55 состоит из корпуса 2, подшипникового узла 4 с электродвигателем 5. Ротор аппарата 3 крепится на приводном валу. Статор 1 является одновременно и крышкой аппарата, в которой имеется патрубок для подачи реакционной смеси в аппарат.

В процессе работы аппарата через патрубок 12 реакционная смесь поступает во внутреннюю полость и при прохождении ее через прорези в

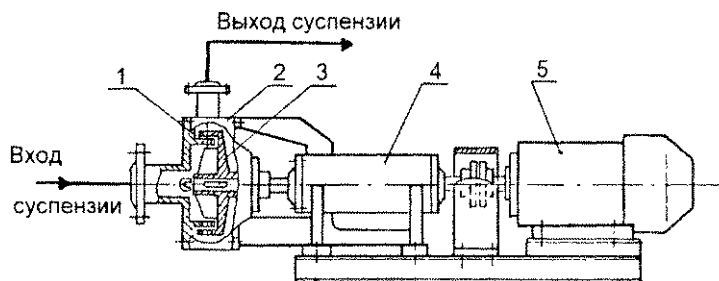


Рис. 55. Роторно - пульсирующий аппарат.

статоре и роторе происходит прерывание струи реакционной смеси. За счет прерывания струи гидродинамического потока в прорезях создается пульсационное поле.

В рассмотренной технологической схеме нет нитраторов периодического действия, процесс этерификации идет в протоке. Вначале процесс ведут отработанными нитрационными кислотными смесями, затем рабочими, что позволило снизить модуль этерификации рабочих кислот.

Так как процесс идет в протоке, получение низкорастворимых нитратов целлюлоз затруднено.

Непрерывнодействующий нитрационный агрегат с дополнительным промежуточным нитратором.

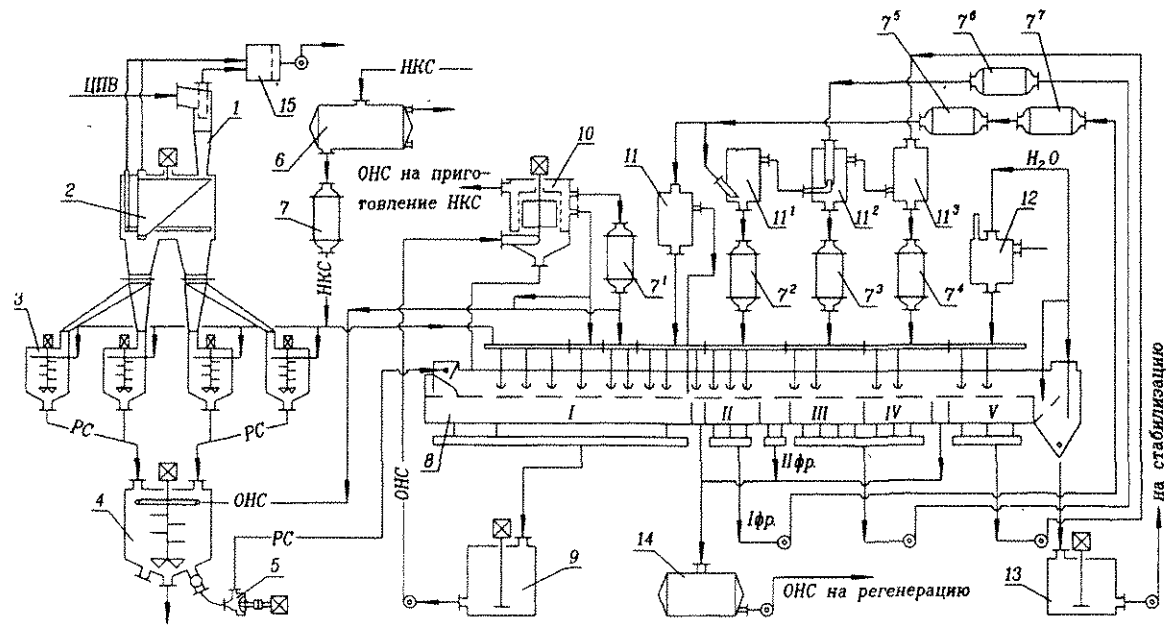
Непрерывно - действующий нитрационный агрегат (авт. В.Ю. Смирнов) (рис.56) на базе аппарата НУОК и промежуточного нитратора в отличие от ранее рассмотренных агрегатов не имеет бункера-дозатора целлюлозы и применен в качестве основного режима ванновый способ этерификации.

Нитрационные кислотные смеси:

для пироксилинов, %:	HNO_3 -24-28,
	H_2SO_4 -62,3-68,
	H_2O -8,0-9,7;
для коллоксилинов, %:	HNO_3 -23-25,
	H_2SO_4 -57-62,
	H_2O -15-18.

Это обеспечивает значительное время этерификации без применения проточно оросительной, что, в свою очередь, позволило увеличить число ступеней вытеснения кислот на аппарате НУОК с 4-х до 5.

На рис.56 дана технологическая схема агрегата. Целлюлоза из пневмо-сушильного агрегата поступает в циклон 1. Горячий воздух и пыль отводится в фильтр 15 и затем вентилятором выбрасываются в атмосферу. Из циклона целлюлоза поступает в распределитель 2, которым она распределяется в соответствующие нитраторы-дозаторы 3. Порядок очередной загрузки нитраторов осуществляется поворотом распределителя. Одновременно из напорного бака 6 нитрационная кислотная смесь через теплообменник 7 поступает в соответствующие нитраторы-дозаторы, предварительно этерифицированная целлюлоза поочередно подается в промежуточный нитратор 4. Объем этого нитратора обеспечивает время этерификации 8-15 минут. Из промежуточного нитратора реакционная смесь вихревым насосом 5 подается в загрузочную зону аппарата НУОК 8. В загрузочной зоне избыток отработанной кислотной смеси через перфорированное дно сливается в поддон и затем через коллектор аппарата отводится в сборник 9 и насосом подается в фильтр гидродинамического



ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;
 НКС - Нитрационная кислотная смесь;

ОНС - отработанная нитрационная смесь;
 РС - реакционная смесь.

Рис. 56. Непрерывнодействующий нитрационный агрегат с дополнительным промежуточным нитратором.

действия 10. Очищенная отработанная кислотная смесь подается в промежуточный нитратор 4 и при необходимости на орошение I ступени аппарата НУОК.

При изготовлении пироксилина №1 из сырья РБ дополнительно из фильтра 10 кислотная смесь поступает на орошение I ступени.

Образовавшийся слой нитрата целлюлозы вместе с кольцевым конвейером поступает в зону рекуперации (вытеснения) кислот. Вытеснение кислот ведут кислотными смесями убывающей массовой доли в пятиступенчатом режиме.

Удельный расход орошающих кислот составляет:

$$\text{I ступень} - (0,65 \div 0,95) \frac{V_{\text{ор}}}{V_{\text{с}}},$$

где $V_{\text{ор}}$ - объем орошающих кислот м³/т;
 $V_{\text{с}}$ - объем сорбированных кислот м³/т.

$$\text{II ступень} - (1,1 \div 1,2) \frac{V_{\text{ор}}}{V_{\text{с}}};$$

$$\text{III ступень} - (1,2 \div 1,3) \frac{V_{\text{ор}}}{V_{\text{с}}};$$

$$\text{IV ступень} - 1,0 \frac{V_{\text{ор}}}{V_{\text{с}}};$$

$$\text{V ступень} - (1,0 \div 1,1) \frac{V_{\text{ор}}}{V_{\text{с}}}.$$

Орошение первой ступени вытеснения ведется кислотами I фракции, для этого из поддона II ступени часть I фракции кислот направляется в напорный бак 11 для орошения I ступени вытеснения, вторая часть в напорный бак 11¹ для вытеснения кислот из целлюлозы II ступени. III ступень вытеснения функционирует по схеме замкнутого цикла: вытесненная кислота III и IV из поддона подается в напорный бак 11², из которого поступает на орошение III ступени.

Избыток орошающей кислоты при переполнении напорного бака 11² поступает в ниже расположенный напорный бак 11³. Такое расположение напорных баков исключает переливы орошающих кислот и обеспечивает саморегулирование потоков орошающих и вытесненных кислот. Часть вытесненных кислот из II и IV ступеней из поддона поступает в бак сборник 14 рекуператора и затем на регенерацию.

Пятая ступень из стабилизатора 12 орошается водой, слабые вытесненные кислотные смеси перекачиваются в напорный бак 11³ для орошения IV ступени. Все кислотные смеси, идущие на вытеснение кислот, по зонам охлаждаются в соответствующих теплообменниках 7¹ ... 7⁷.

После рекуперации кислот нитраты целлюлозы поступают в зону выгрузки аппарата НУОК, где они сливаются водой в мутильник 13. в отличие

от ранее описанных данная технологическая схема не имеет дозирующих устройств как для целлюлозы, так и для кислот, рассчитана на нормальную работу как пневмотранспортной системы, так и на работу насосов кислот. Процесс этерификации идет по классической технологической схеме с убывающей массовой долей азотной кислоты в нитрационных кислотных схемах, что гарантирует получение всех марок нитратов целлюлозы на любом виде сырья.

Глава VII

Рекуперация кислотных смесей.

Материал волокнистой структуры (хлопок, древесная целлюлоза, нитрат целлюлоз) после обработки его жидкими реагентами свободно отдает основную массу жидкости естественным стоком без принудительных усилий. Оставшаяся жидкость мельчайшими объемами сосредотачивается в межволоконном пространстве и адсорбируется волокном. Механически (сжатием, центрифугированием) адсорбированная жидкость из волокна может быть удалена только частично. Для удаления жидкого реагента из волокнистого материала в технике применяется метод вытеснения одной жидкости другой. Жидкость меньшей плотности, поступающая сверху на обрабатываемый материал, в котором адсорбирована жидкость большей плотности, вытесняет последнюю, занимая тот же объем в пространстве между волокнами.

В 1905г. Братья Томсон предложили способ получения нитрата целлюлоз с рекуперацией отработанных кислот, применив метод их вытеснения. По этому методу этерификацию целлюлозы производят в специальных аппаратах, в которых вся масса отработанных кислотных нитрационных смесей по окончании процесса медленно вытесняется из нитрата целлюлоз водой. Этот метод имеет ряд недостатков, в том числе сильное разбавление отработанных нитрационных кислотных смесей, что требует значительных мощностей для их разгонки.

Большой избыток слабых отработанных нитрационных кислотных смесей наряду с другими недостатками ограничил внедрение этого метода в промышленности. В промышленности широкое применение нашли нитрационные агрегаты, состоящие из нитраторов и кислотоотжимочных центрифуг, в которых по окончании этерификации избыток отработанных нитрационных кислотных смесей отделяется от нитрата целлюлоз. Однако после отжима на центрифуге нитраты целлюлоз содержат $1 + 1,25$ т адсорбированных кислот на 1 т нитрата целлюлоз, что составляет $45 + 50\%$ ее кислотности.

Нижний предел кислотности можно допустить не ниже $35 + 40\%$. Дальнейший отжим может привести к саморазложению нитрата целлюлоз в центрифугах, особенно при отжиге высокоазотного пироксилина №1. Остаточная кислотность обуславливает степень чувствительности нитрата целлюлоз к саморазложению: чем ниже кислотность, тем больше вероятность ее разложения от действия различных факторов (удара, попадания влаги др.)

На заводах до 1948 г. адсорбированная нитратом целлюлозы кислотная смесь разбавлялась 50–70-кратным количеством воды. Регенерация кислот с такой низкой массовой долей нерентабельна. Они сливались в водоемы и частично использовались как транспортные. Безвозвратные потери кислот недопустимы. Такое количество кислот, попадая в водоемы, наносит народному хозяйству огромный ущерб.

Был разработан (авторы Е.М.Шапиро, Г.Л.Штукатер и др.) способ рекуперации (возвращение в производственный цикл) этих кислот методом вытеснения, но не всей массы отработанных нитрационных кислотных смесей, как при методе братьев Томсон, а только той части кислотных смесей, которые адсорбированы волокном нитрата целлюлоз после отжима в центрифуге. Этот метод позволяет выводить из оборота основную массу отработанных нитрационных кислотных смесей без разбавления, и лишь адсорбированная часть кислотной смеси частично разбавляется. Вытеснение смесей идет постепенно кислотами с убывающей массовой долей и затем водой (рис.57)

При рекуперации методом вытеснения происходит частичная денитрация нитрата целлюлоз, которая зависит от массовой доли рекуперационных кислот, времени контакта нитрата целлюлоз с ними и температуры. Для нормального ритмичного процесса многоступенчатого вытеснения необходимо, чтобы в систему вводился один объем воды на один объем отработанной нитрационной кислотной смеси, адсорбированной нитратом целлюлоз.

Однако процесс вытеснения неидеален, имеют место разбавления вытесняемой кислоты орошающей. Показателем степени вытеснения является коэффициент вытеснения K . Чем выше K , тем больше степень

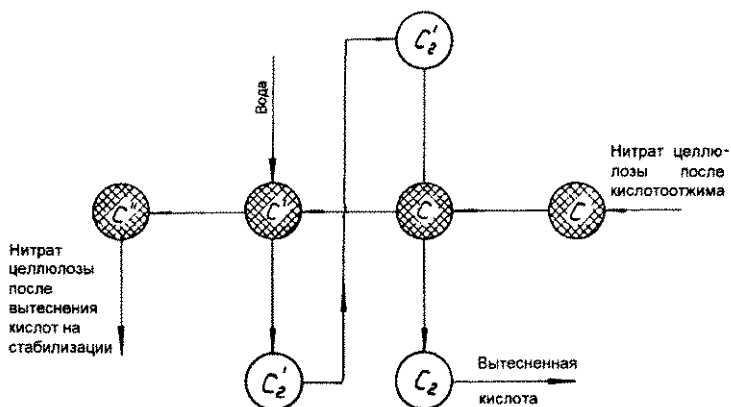


Рис. 57. Схема технологического процесса вытеснения.

вытеснения кислот. Он зависит от высоты слоя нитрат а целлюлоз, его свойств и времени рекуперации:

$$K = \frac{c_2 \cdot \gamma_2 - c_2^1 \cdot \gamma_2^1}{c_1 \cdot \gamma - c_2^1 \cdot \gamma_2^1}$$

где c_1 - массовая доля адсорбированной кислоты, %;

γ - плотность адсорбированной кислоты,

c_2^1 - массовая доля орошающей кислоты, %;

γ_2^1 - плотность орошающей кислоты, т/м³;

c_2 - массовая доля вытесненной кислоты, %;

γ_2 - плотность вытесненной кислоты, т/м³.

Орошение поверхности нитрата целлюлоз кислотными смесями с убывающей массовой долей необходимо производить с плотностью орошения, при которой не образуется свободный слой кислоты на поверхности нитрата целлюлоз. Его образование возможно, если объем орошающих кислот, поступающих на единицу площади нитрата целлюлоз за данное время, будет больше объема вытесняемых кислот. Объем орошающих кислот должен быть равен объему адсорбированных нитратом целлюлоз кислот. Нитраты целлюлоз, изготовленные из разных марок целлюлозного сырья, удерживают определенное количество кислот по объему V_1 к собственной их массе (табл.22).

Таблица 22

**Объем удержанных (адсорбированных)
нитратом целлюлоз кислотных смесей**

Марки нитратов целлюлоз, изготовленных из исходной целлюлозы	Объем адсорбированных нитратом целлюлоз, м ³ /т
Пироксилин №2 и коллоксилин Н марка целлюлозы: <div> ХЦ ЦА РБ </div>	<div> 5 ÷ 6 4 ÷ 5,5 2 ÷ 2,5 </div>
Пироксилин №1 марка целлюлозы: <div> ХЦ ЦА РБ </div>	<div> 6 ÷ 7 4 ÷ 5 2 ÷ 3 </div>

Орошение нитрата целлюлоз должно быть равномерным по всей его поверхности. Время орошения

$$\tau = \frac{H \cdot V_1}{v \cdot 60 \cdot \gamma_1},$$

где H - высота слоя нитрата целлюлоз, м;

v - скорость фильтрации, м/с;

γ_1 - объемная масса неизмельченного нитрата целлюлоз с адсорбированной кислотой, $\text{м}^3/\text{т}$.

При высоте фильтрующего слоя около 1 м скорость фильтрации $v = 0,0004 - 0,0006$ м/с. Зависимость между плотностью кислотной смеси $\text{HNO}_3\text{-H}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{O}$ и общей массовой долей $(\text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4)$:

$$\gamma = I + c a,$$

где c - общая массовая доля кислотной смеси $(\text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4)$, %;

a - коэффициент, зависящий от соотношения $\frac{\text{H}_2\text{SO}_4}{\text{HNO}_3}$, при соотношении

1-3 равен 0,0075-0,0078.

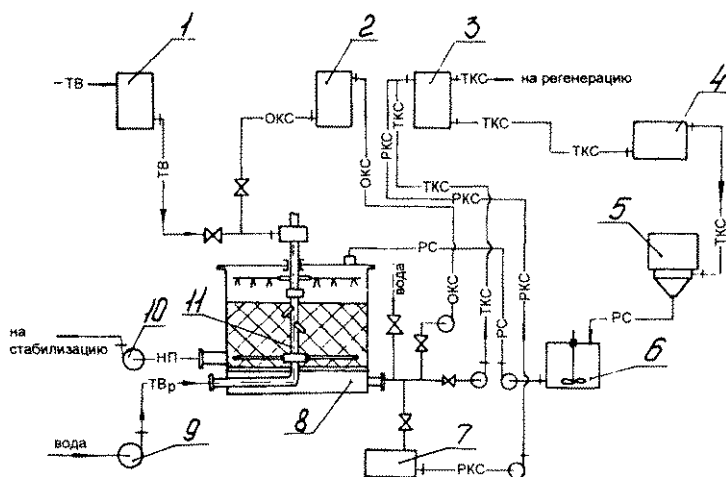
Существуют три технологические схемы рекуперации кислот; две периодического действия, третья - непрерывная (аппарат НУОК).

Периодический метод рекуперации кислотных смесей

Этот метод заключается в том, что отжатый нитрат целлюлоз выгружается из центрифуги в смывной аппарат. Из аппарата он смывается не водой, а рекуператором кислоты (транспортной кислотой) с последующим вытеснением адсорбированных кислот в аппаратах периодического действия более слабым рекуператором и затем водой (рис.58).

Установлено следующее:

1. Операция смешения отжатого нитрата целлюлоз, содержащего адсорбированную кислоту, в смывном аппарате транспортной кислотой с массовой долей $45 \div 50$ % безопасна.
2. Кислотные смеси с массовой долей $45 \div 50$ % практически не оказывают отрицательного влияния на физико-химические характеристики нитрата целлюлоз. С повышением массовой доли транспортной кислоты выше 50 % возрастает денитрация нитрата целлюлоз, низкая массовая доля транспортной кислоты повышает стоимость ее регенерации.
3. С повышением температуры транспортной кислоты денитрация возрастает и особенно сильно при температуре выше 17°C . Практически денитрация нитрата целлюлоз при данных условиях составляет $1,5 \div 2$ мл $\text{NO}/\text{г}$.



- РС - реакционная смесь;
 ТКС - транспортная кислотная смесь;
 ОКС - орошающая кислотная смесь;
 РКС - рекуперирующая кислотная смесь;
 ТВ - технологическая вода;
 ТВ_р - технологическая вода высокого давления;
 НП - водная смесь неизмельченного пирооксилина.

Рис. 59. Технологическая схема рекуперации кислот по периодическому методу.

Во время транспортирования реакционной смеси в вытеснители адсорбированная кислота из нитрата целлюлоз частично переходит в транспортную кислоту и массовая доля ее повышается на $1,5 \div 3 \%$. При этом соотношение азотной и серной кислот в рекуперационных кислотных смесях будет постоянным и аналогичным соотношению состава адсорбированных кислотных смесей нитратом целлюлоз. Стекающая под ложное дно вытеснителя транспортная кислотная смесь насосом перекачивается в напорный бак 3.

После загрузки вытеснителя нитратом целлюлоз и стока транспортных кислот адсорбированные им кислотные смеси вытесняются более слабыми кислотами. Для этого орошаемые кислоты с массовой долей $25 \div 28 \%$ из напорного бака 2 через вращающийся ороситель подаются на орошение нитрата целлюлоз. На практике массовая доля орошающих кислот составляет примерно 50% массовой доли транспортных кислот. Полученная при

этом первая порция вытесненной кислотной смеси поступает в бак-мерник 7, откуда перекачивается в напорный бак 3. Оставшаяся в нитрате целлюлоза кислотная смесь вытесняется водой. Из бака 1 слабая вытесненная смесь подается в бак 2 для орошения нитрата целлюлозы. Вытеснение кислотных смесей ведется до общей кислотности вытесненных кислот 8 %. Избыток кислотной смеси, образующейся в обороте в результате улова адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей с массовой долей 45÷50 %, из бака 3 непрерывно через сливную трубу выводится из системы на регенерацию.

По окончании вытеснения кислот нитрат целлюлоз выгружают. Подают воду в подсеточное пространство, бабка поднимается, и пускают водяной насос 9 высокого давления. Вода под давлением $12 \div 15 \text{ кгс/см}^2$ ($1,18 \div 1,47$) МПа поступает в пустотелый вал 11 механизма гидровыгрузки и через сопла в виде водяных струй с большой скоростью, при этом за счет реактивной силы вал с соплами получает вращательное движение с частотой вращения около 30 об/мин и одновременно размывает нитроцеллюлозную бабку, а массонасосом 10 нитрат целлюлоз с массовой долей 2 - 3 % перекачивается на фазу стабилизации.

По окончании разгрузки вытеснителя цикл повторяется.

Вытеснитель кислот (рис.60) периодического действия с гидровыгрузкой. Представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар 11 диаметром 3 м, высотой 2 м, полезная вместимость его $11,5 \text{ м}^3$. На высоте 0,2 м от дна установлено ложное дно 12 с отверстиями диаметром $2 \div 3$

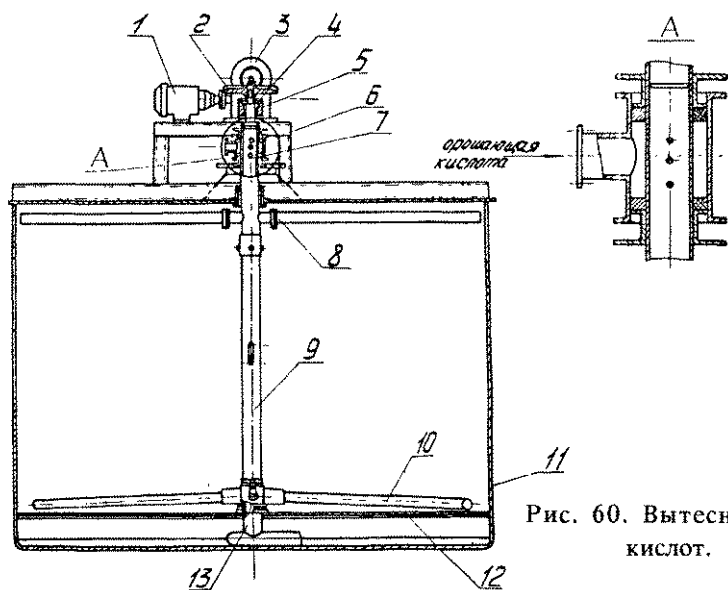


Рис. 60. Вытеснитель кислот.

мм. Для очистки междонного пространства от нитрата целлюлозы и проведения необходимого ремонта в ложном дне имеется люк. В центре вытеснителя на его крышке смонтирован пустотелый вал 7 с закрепленным на нем оросителем. В трубе оросителя имеются отверстия диаметром 3 мм. При этом сумма площади всех отверстий оросителя ее должна быть больше живого сечения трубы, по которой подается кислота на орошение. Для очистки оросителей с их торцов имеются пробки. Полный вал смонтирован на двух скользящих 5 и 8 и упорном 4 подшипниках. На конце вала крепится коническая шестерня 2, которая находится в зацеплении с конической шестерней 3, смонтированной на выходном валу редуктора. Редуктор эластичной муфтой соединен с электродвигателем 1, от которого вертикальный вал с оросителем получает вращательное движение.

Для подачи орошающей кислоты на валу имеется плавающая муфта 6. Заподлицо с ложным дном в корпус вытеснителя вмонтирован патрубок для выгрузки нитрата целлюлозы. В массопровод подведена вода. В крышке вытеснителя имеются люк для внутреннего осмотра, патрубок для отсоса паров азотной кислоты и патрубок для подвода воды. В верхней части корпуса вытеснителя вмонтирован патрубок подачи нитрата целлюлозы. Под ложным дном имеется патрубок, к которому подсоединен коллектор с четырьмя отводами, предназначенными для откачки транспортной кислоты в приемный бак, вытесненных транспортных кислот, вытесненных орошающих кислот, для сброса слабых кислот и подсеточных вод.

Механизм гидровыгрузки состоит из пустотелого вала 9 на двух осях. Верхняя ось - второй конец вала 7, нижняя ось - патрубок 13 для подвода воды высокого давления ($18 - 12 \text{ кгс/см}^2$) ($1,76 - 1,17$) МПа. В нижней части пустотелого вала имеются две трубы 10 диаметром 60 мм, длиной 1100 мм, концы которых загнуты и заканчиваются соплами диаметром 15 мм. Частота вращения оросителя 18 об/мин. Производительность - $0,3 \div 0,45 \text{ т/ч}$. Технологический режим работы вытеснителя приведен в табл. 23.

Технологический расчет вытеснителя. Производительность периодически действующего вытеснителя

$$G = \frac{V \cdot 60}{\gamma_1 \cdot \tau},$$

где V - полезная вместимость вытеснителя, м^3 ;

γ_1 - объемная масса неизмельченного нитрата целлюлозы с адсорбированной кислотой, $\text{м}^3/\text{т}$;

τ - время полного оборота вытеснителя, мин,

$$\tau = n \cdot \tau_1 + \tau_2$$

n - количество ступеней вытеснения;

этом первая порция вытесненной кислотной смеси поступает в бак-мерник 7, откуда перекачивается в напорный бак 3. Оставшаяся в нитрате целлюлоза кислотная смесь вытесняется водой. Из бака 1 слабая вытесненная смесь подается в бак 2 для орошения нитрата целлюлозы. Вытеснение кислотных смесей ведется до общей кислотности вытесненных кислот 8 %. Избыток кислотной смеси, образующейся в обороте в результате улова адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей с массовой долей 45 ÷ 50 %, из бака 3 непрерывно через сливную трубу выводится из системы на регенерацию.

По окончании вытеснения кислот нитрат целлюлоз выгружают. Подают воду в подсеточное пространство, бабка поднимается, и пускают водяной насос 9 высокого давления. Вода под давлением $12 \div 15 \text{ кгс/см}^2$ ($1,18 \div 1,47$) МПа поступает в пустотелый вал 11 механизма гидравлической и через сопла в виде водяных струй с большой скоростью, при этом за счет реактивной силы вал с соплами получает вращательное движение с частотой вращения около 30 об/мин и одновременно размывает нитроцеллюлозную бабку, а массонасосом 10 нитрат целлюлоз с массовой долей 2 - 3 % перекачивается на фазу стабилизации.

По окончании разгрузки вытеснителя цикл повторяется.

Вытеснитель кислот (рис.60) периодического действия с гидравлической. Представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар 11 диаметром 3 м, высотой 2-м, полезная вместимость его $11,5 \text{ м}^3$. На высоте 0,2 м от днища установлено ложное дно 12 с отверстиями диаметром $2 \div 3$

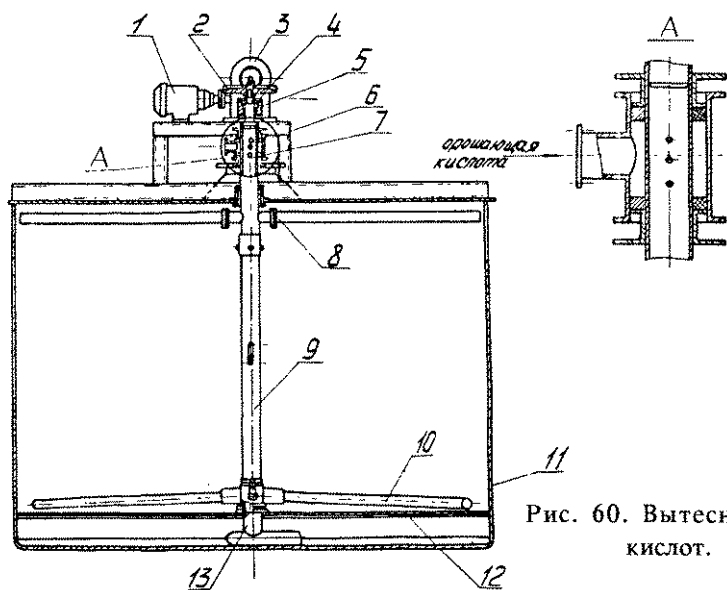


Рис. 60. Вытеснитель кислот.

мм. Для очистки междонного пространства от нитрата целлюлозы и проведения необходимого ремонта в ложном дне имеется люк. В центре вытеснителя на его крышке смонтирован пустотелый вал 7 с закрепленным на нем оросителем. В трубе оросителя имеются отверстия диаметром 3 мм. При этом сумма площади всех отверстий оросителя ее должна быть больше живого сечения трубы, по которой подается кислота на орошение. Для очистки оросителей с их торцов имеются пробки. Полный вал смонтирован на двух скользящих 5 и 8 и упорном 4 подшипниках. На конце вала крепится коническая шестерня 2, которая находится в зацеплении с конической шестерней 3, смонтированной на выходном валу редуктора. Редуктор эластичной муфтой соединен с электродвигателем 1, от которого вертикальный вал с оросителем получает вращательное движение.

Для подачи орошающей кислоты на валу имеется плавающая муфта 6. Заподлицо с ложным дном в корпус вытеснителя вмонтирован патрубок для выгрузки нитрата целлюлозы. В массопровод подведена вода. В крышке вытеснителя имеются люк для внутреннего осмотра, патрубок для отсоса паров азотной кислоты и патрубок для подвода воды. В верхней части корпуса вытеснителя вмонтирован патрубок подачи нитрата целлюлозы. Под ложным дном имеется патрубок, к которому подсоединен коллектор с четырьмя отводами, предназначенными для откачки транспортной кислоты в приемный бак, вытесненных транспортных кислот, вытесненных орошающих кислот, для сброса слабых кислот и подсеточных вод.

Механизм гидровыгрузки состоит из пустотелого вала 9 на двух осях. Верхняя ось - второй конец вала 7, нижняя ось - патрубок 13 для подвода воды высокого давления ($18 - 12 \text{ кгс/см}^2$) (1,76 - 1,17) МПа. В нижней части пустотелого вала имеются две трубы 10 диаметром 60 мм, длиной 1100 мм, концы которых загнуты и заканчиваются соплами диаметром 15 мм. Частота вращения оросителя 18 об/мин. Производительность - $0,3 \div 0,45 \text{ т/ч}$. Технологический режим работы вытеснителя приведен в табл. 23.

Технологический расчет вытеснителя. Производительность периодически действующего вытеснителя

$$G = \frac{V \cdot 60}{\gamma_1 \cdot \tau},$$

где V - полезная вместимость вытеснителя, м^3 ;

γ_1 - объемная масса неизмельченного нитрата целлюлозы с адсорбированной кислотой, $\text{м}^3/\text{т}$;

τ - время полного оборота вытеснителя, мин,

$$\tau = n \cdot \tau_1 + \tau_2$$

n - количество ступеней вытеснения;

τ_1 - время орошения - время прохождения орошающей кислотой высоты слоя нитрата целлюлозы, мин;

τ_2 - общее время загрузки и выгрузки, включая отбор транспортной кислоты, мин.

Таблица 23

Примерный режим работы вытеснителя

Операция	Время, мин	Температура кислотной смеси, °C	Массовая доля кислоты, %
Загрузка вытеснителя ⁽¹⁾	По производительности фазы нитрации, но не более 3 ч		
Отбор транспортной кислотной смеси	Непрерывно при загрузке и через 25 + 30 мин после загрузки	не более 17	45 ÷ 50
Вытеснение адсорбированных транспортных кислотных смесей	20 ÷ 40	15	25 ÷ 28
Вытеснение адсорбированных орошающих кислот	20 ÷ 40	--	Вода ⁽²⁾
Разгрузка вытеснителя	30 ÷ 40	--	--
Слив подсеточной воды	15	--	--
Общий оборот без времени загрузки	1ч 50мин - - 2ч 15 мин	--	--

(1) Загрузка вытеснителя нитратами целлюлоз, изготовленными из целлюлозы марок ХЦ - 1т; ЦА - 1,2т; РБ - 1,5т.

(2) Вытеснение до массовой доли вытесненных кислот 8 %.

Объемные массы неизмельченных нитратов целлюлоз с адсорбированной кислотой

Целлюлоза:	Объемная масса, т/м ³
ХЦ	7-7,5
ЦА	5,5-6
РБ	4,5-5

Пример расчета Технологический расчет можно вести в двух вариантах: по основным данным вытеснителя (размеры цилиндра - диаметр, его высота) определить его среднюю производительность; по заданной производительности определить основные размеры вытеснителя.

Первый вариант. Требуется определить среднюю часовую производительность вытеснителя и необходимое количество орошающих кислот в минуту, если диаметр 3м, высота слоя нитрата целлюлозы 1м. Повышение слоя выше 1м нецелесообразно, при этом уплотняются нижние слои нитрата целлюлозы и, следовательно, уменьшается скорость фильтрации, что ведет к увеличению времени рекуперации кислот и денитрации. Нитрат целлюлозы изготовлен из целлюлозы марки ХЦ.

Процесс рекуперации ведем в две ступени. Производительность вытеснителя

$$G = \frac{V \cdot 60}{\gamma_1 \cdot \tau}$$

Объем, занимаемый нитратом целлюлозы,

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} = \frac{\pi \cdot 3^2 \cdot 1}{4} = 7,065 \text{ (м}^3\text{)}$$

Объемную массу неизмельченного нитрата целлюлозы с адсорбированной кислотой принимаем $\gamma_1 = 7 \text{ м}^3/\text{т}$.

Время полного оборота вытеснителя

$$\tau = n \cdot \tau_1 + \tau_2$$

Принимаем $n = 2$,

$$\tau_1 = \frac{H \cdot V_1}{v \cdot 60 \cdot \gamma_1}$$

где $V_1 = 7 \text{ м}^3/\text{т}$ (см. Табл.22);

$$\gamma_1 = 7 \text{ м}^3/\text{т},$$

$v = 0,0004 \text{ м/с}$ - скорость фильтрации.

Тогда

$$\tau_1 = \frac{1 \cdot 7}{0,0004 \cdot 60 \cdot 7} = 41,6 \text{ (мин)}.$$

Принимаем $\tau_1 = 40 \text{ мин}$.

Общее время загрузки и выгрузки вытеснителя, включая отбор подсеточных вод, $\tau_2 = 105 \text{ мин}$.

Время полного оборота вытеснителя

$$\tau = n \cdot \tau_1 + \tau_2 = 2 \cdot 40 + 105 = 185 \text{ (мин.)}$$

Тогда производительность вытеснителя

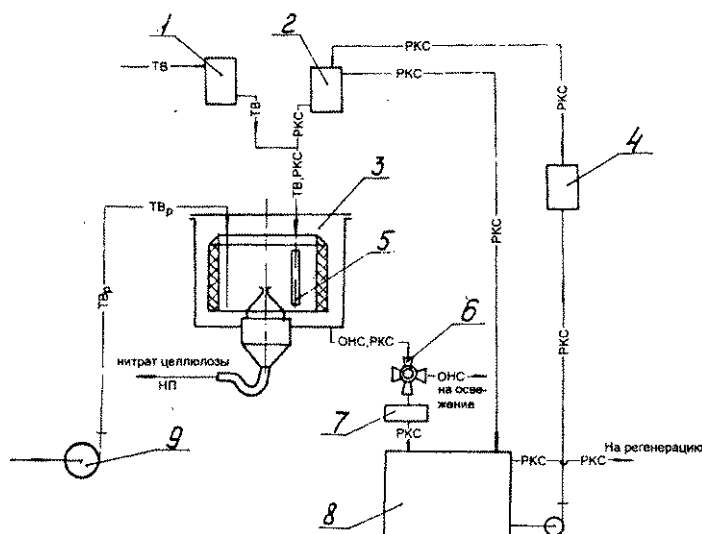
$$G = \frac{7,065 \cdot 60}{7 \cdot 185} = 0,327 \text{ (т/ч.)}$$

Необходимое количество орошающих кислот

$$V_k = \frac{v \cdot V_1}{\gamma_1 \cdot \tau_1} = \frac{7,065 \cdot 7}{7 \cdot 40} = 0,18 \text{ (м}^3\text{/мин.)}$$

Скоростной метод рекуперации кислотных смесей в кислотоотжимочных центрифугах

Метод рекуперации кислот (рис.61) заключается в том, что в отжатом нитрате целлюлозы адсорбированную кислоту вытесняют в центрифуге более слабым рекуператором и водой. Этот метод также основан на ступен-



ОНС - отработанная нитратационная кислотная смесь;

РКС - вытесненная кислота;

ТВ - технологическая вода;

ТВ_р - технологическая вода высокого давления на гидровыгрузку;

НП - неизмельченный пироксилин.

Рис. 61. Технологическая схема скоростного метода рекуперации кислот.

чатом вытеснении концентрированных кислот слабыми. В процессе отжима нитрата целлюлозы отработанная нитрационная кислотная смесь в кран 6 направляется на укрепление.

По истечении времени основного кислотоотжима начинают вести процесс рекуперации кислот. Первую ступень вытеснения ведут рекуперированной кислотой с массовой долей $40 \div 45\%$. Для этого из мерника 2 $100 \div 120$ л рекуперированной кислоты в течение $30 \div 45$ с самотеком через ливер 5 поступает в центрифугу 3 для вытеснения адсорбированной кислоты из нитрата целлюлозы. Вытесненная кислота собирается в кожухе центрифуги и самотеком через фильтр 7 поступает в бак - сборник 8.

Вторая ступень вытеснения ведется водой. Для этого из мерника 1 $45 \div 50$ л воды через ливер 5 в течение $10 \div 15$ с поступают в центрифугу 3 и после ее подачи производится окончательный в течение 1 мин отжим нитрата целлюлозы. Общее время рекуперации кислот 2 мин. Рекуперат слабой кислоты из приемного бака 8 через холодильник 4 (охлаждается до температуры не выше 25°C) поступает в мерник 2. Избыток рекуперата из бака - сборника 8 через переливную линию поступает на регенерацию. Массовую долю рекуперата можно регулировать степенью отжима нитрата целлюлозы и количеством воды, подаваемой на вытеснение. Кислотность после рекуперации не должна превышать для пироксилина №2 8%, для коллоксилинов, изготовленных из целлюлозы марок ХЦ и РБ, 10%.

После отжима нитрат целлюлозы выгружается гидравлическим способом в смывной аппарат, и далее он поступает на фазу стабилизации. Для этого после остановки центрифуги поднимают колокол и пускают водяной насос 9 высокого давления. Вода под давлением 8 ат ($0,784$ МПа) через насадки поступает в корзину центрифуги и смывает отжатый нитрат целлюлозы в смывной аппарат. Вода, попавшая в кожух центрифуги, через кран 6 направляется в массопровод нитрата целлюлозы из центрифуг, затем цикл повторяется. Технологический процесс ведут как автоматически с помощью приборов КЭП - 12у, установленных на каждой центрифуге, так и вручную.

Скоростной метод рекуперации не требует дополнительной установки вытеснителей, время рекуперации занимает всего несколько минут. Он позволяет применить не только гидровыгрузку (ликвидируется ручной труд), но и создает предпосылки для высокомеханизированного непрерывнодействующего нитрационного комплекса по изготовлению низко- и высокоазотных нитратов целлюлоз.

Недостатком этого метода является то, что он снижает производительность центрифуги. Примерный режим работы центрифуги на кислотоотжиме и рекуперации кислот из пироксилина №2 приведен в табл.24.

Примерный режим работы центрифуги в зависимости от марки целлюлозы, применяемой для изготовления пироксилина

Операция	Режим работы, мин		
	ЦА	РБ	ХЦ
Пуск центрифуги на тихом ходу	0,5	0,5	0,5
Слив реакционной смеси из нитратов и переход на быстрый ход	2	2	2
Отжим отработанной нитрационной кислотной смеси	6	6	6
Рекуперация кислот	2	2	2
Торможение и выгрузка	4	5	5
Полный оборот центрифуги	14,5	15,5	15,5

Непрерывнодействующий метод рекуперации кислотных смесей.

Дальнейшее развитие процесса рекуперации нашло отражение в более глубоких теоретических разработках с выводом основных уравнений ведения технологического процесса и разработки аппарата НУОК - непрерывного удаления отработанных кислотных смесей. Установленные Г.Л.Штукатером зависимости позволяют определить массовую долю этих кислот на всех фазах рекуперации их методом вытеснения, определять абсолютные и дозировочные коэффициенты по азотной и серной кислотам, сопоставлять различные режимы вытеснения и устанавливать оптимальные условия ведения процесса рекуперации.

Ниже приведены основные уравнения, по которым определяют: общую массовую долю адсорбированной кислоты

$$c = \frac{\sqrt{1 + A \cdot \frac{1 + (n-N)K}{1 + (n-1)K}} - 1}{2a} (\%);$$

общую массовую долю орошающей кислоты

$$c_1 = \frac{\sqrt{1 + A \cdot \frac{(n-N)K}{1 + (n-N)K}} - 1}{2a} (\%)$$

общую массовую долю вытесненной кислоты

$$c_I^1 = \frac{\sqrt{1 + A \cdot \frac{(n-N+1)}{1+(n-1)K}} - 1}{2a} (\%)$$

общую массовую долю адсорбированных нитратом целлюлозы кислот после рекуперации

$$c_{IV} = \frac{\sqrt{1 + A \cdot \frac{1-K}{1+(n-1)K}} - 1}{2a} (\%)$$

где $A = 4 a c \gamma$;

γ - плотность отработанной нитрационной кислотной смеси, т/м^3 ;

c - общая массовая доля ($\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{HNO}_3$), %;

n - количество ступеней вытеснения;

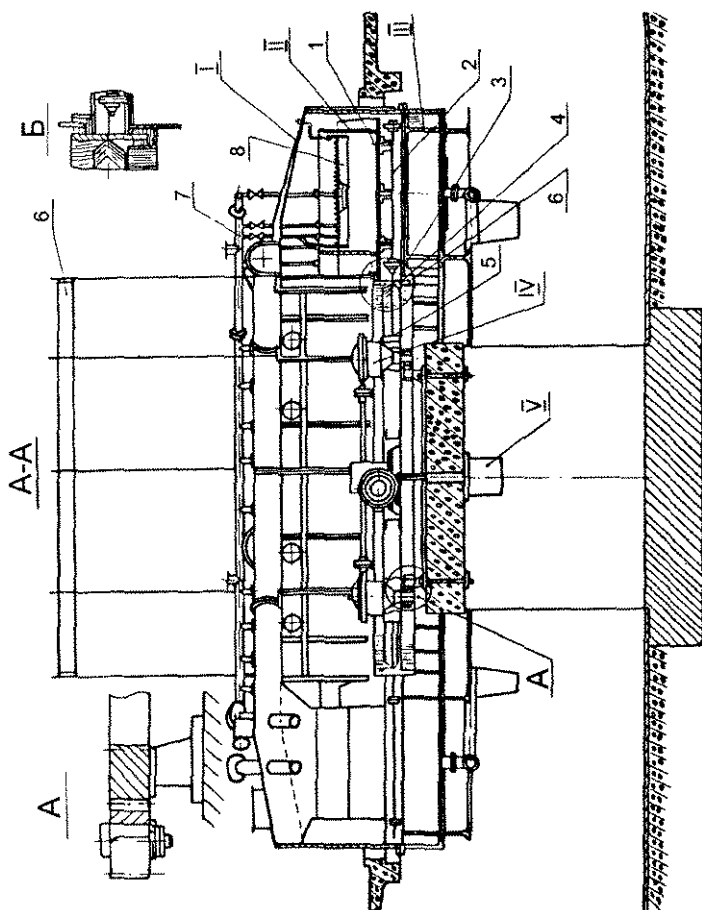
N - порядковый номер степени вытеснения от начала процесса.

Разработанный аппарат НУОК (авторы Г.Л.Штукатер, М.А.Швиндельман и др.) исключает механический отжим отработанных нитрационных кислотных смесей от нитрата целлюлозы, заменив его естественным стоком с последующим многоступенчатым их вытеснением кислотами убывающей массовой долей.

Аппарат НУОК (рис. 62). Аппарат представляет собой кольцеобразный с ложным дном конвейер, вращающийся в закрытом кожухе. Весь аппарат разделен на четыре зоны: зону загрузки, проточно - оросительной этерификации - охлаждения, рекуперации кислот и выгрузки.

Зона рекуперации кислот разделена на четыре степени вытеснения. Сам аппарат состоит из вращающегося кольцевого конвейера II, неподвижного кольцевого поддона III, неподвижного кольцевого зонта с орошающей системой I, приводной системы кольцевого вращающегося конвейера IV и скользящего контакта V - подвода электроэнергии электродвигателям.

Вращающийся кольцевой конвейер диаметром по оси 6м, шириной 1,2м, высотой 0,7 м. Дно конвейера перфорировано и состоит из 20 секторов. Каждый сектор 1 одним концом шарнирно связан с балкой 3, к другому концу приварена ось 2, на концы которой надеты ролики. При вращении конвейера ролики катятся по горизонтальным рельсовым путям, при этом прижимают сектор к боковым стенкам конвейера и к концам соседних секторов, образуя сплошное ложное дно вращающегося конвейера. В зоне выгрузки рельсовый путь опускается и секторы, проходя его, приходят из горизонтального положения в вертикальное. В этот момент находящийся на секторе слой нитрата целлюлозы под собственным весом выгружается в смывной аппарат. Балки 3 являются несущими, и к ним приварены наружная и внутренняя обечайки вращающегося конвейера с наружной стороны



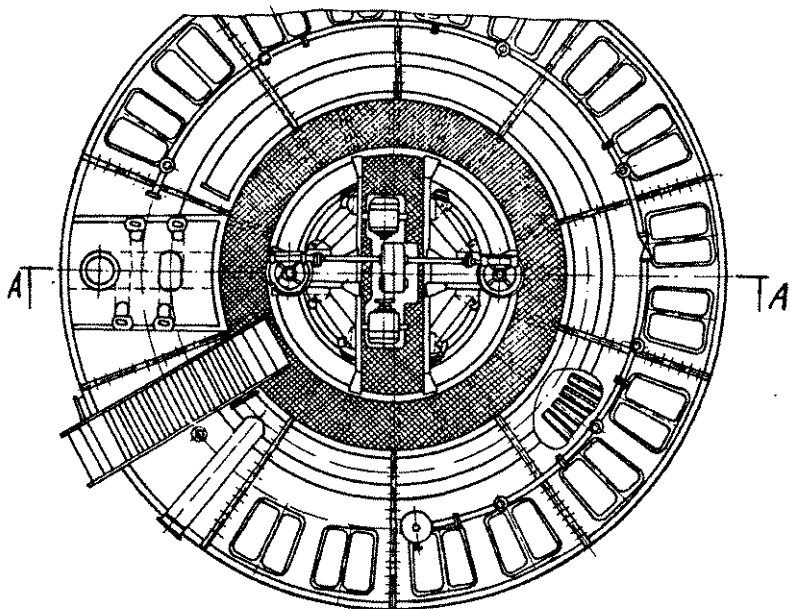


Рис. 626. Аппарат НУОК (план).

внутренней обечайки приварено сплошное кольцо 4, являющееся элементом гидравлического затвора между невращающимся поддоном и зонтом с вращающимся кольцевым конвейером. По верхнему торцу этого кольца приварен желобок, в который заходит своей торцевой частью внутренняя обечайка неподвижного кольцевого зонта. Этот желобок заливается водой, и образуется гидравлический затвор между невращающимся зонтом и вращающимся кольцевым конвейером (узел Б). Концы всех балок выходят за кольцо 4 и скреплены кольцевой балкой 5, на которой смонтирована рама привода.

В верхней части неподвижного кольцевого поддона на внутренней и наружной обечайках приварен рельсовый путь, по которому осуществляется вращение кольцевого конвейера. Поддон в соответствии с зонами в радиальном направлении разделен вертикальными перегородками на отдельные секции для приема вытесненных кислот с разной массовой долей.

Первая секция зоны вытеснения разделена перегородкой на две подсекции: первая из них - для отбора вытесненных отработанных нитрационных кислотных смесей первой фракции с более высокой массовой долей, вторая - для отбора вытесненных отработанных нитрационных кислотных смесей

второй фракции с менее высокой массовой долей. Все секции имеют патрубки для отбора стекающих в них вытесненных кислот. По наружной его обечайки сверху приварен фланец, к которому прикреплен зонт. На наружной поверхности внутренней обечайки сверху приварен кольцевой желобок, в который заходит своей торцевой частью кольцо 4. Желобок заливается водой, и образуется гидравлический затвор между поддоном и вращающимся конвейером.

Кольцевой неподвижный зонт прямоугольного сечения установлен над вращающимся кольцевым конвейером. Наружная его обечайка фланцевым соединением крепится к фланцевому соединению наружной обечайки поддона. Так как внутренняя его обечайка своей торцевой частью не имеет жесткого крепления, а образует гидравлический затвор с вращающимся конвейером, зонт по внутренней его обечайке подвешен на кольцеобразный балке 6. Герметизация аппарата снижает загазованность помещения парами азотной кислоты.

Зонт, как и поддон, разделен на соответствующие зоны. В зоне загрузки в крышке зонта вмонтированы четыре патрубка для подачи реакционной смеси во вращающийся конвейер. Они позволяют установить четыре нитратора - дозатора. Для равномерности высоты слоя нитрата целлюлозы во вращающемся конвейере в конце зоны выгрузки имеется гребенка, которая может подниматься и опускаться в зависимости от производительности аппарата НУОК. Производительность характеризуется высотой слоя нитрата целлюлозы в конвейере.

В зонах охлаждения - проточно - оросительной этерификации, рекуперации кислот в радиальном направлении горизонтально установлены оросители кислот 8, в зоне проточной нитрации 10 - 14, в секциях орошения зоны рекуперации кислот - 6 - 4. Для подачи орошающих кислот в зависимости от ступени вытеснения, разной массовой доли на зонте имеются коллекторы 7. На трубах, подводящих кислоту к коллекторам, вмонтированы гнезда для термометров. Зонт в зонах наибольшего выделения паров азотной кислоты - зоне загрузки и зоне проточной этерификации - имеет вентиляционные отсосы.

Для удобства монтажа и его эксплуатации аппарат радиально разделен на девять секторов, скрепленных болтовыми соединениями. Для наблюдения за технологическим процессом вытеснения и периодической чистки оросителей все секции, за исключением секции загрузки и зоны промывки сегментов, имеют смотровые стекла.

Привод аппарата (рис.63) находится на раме, жестко связанной с кольцевой балкой 5 (см. рис. 62а). В центре аппарата НУОК на раме имеется коробка передач 4 с двумя выходами - вводным и выходным валами. К концам вводного вала с обеих сторон коробки передач через эластичные муфты подсоединены электродвигатели 3, один из них рабочий, другой -

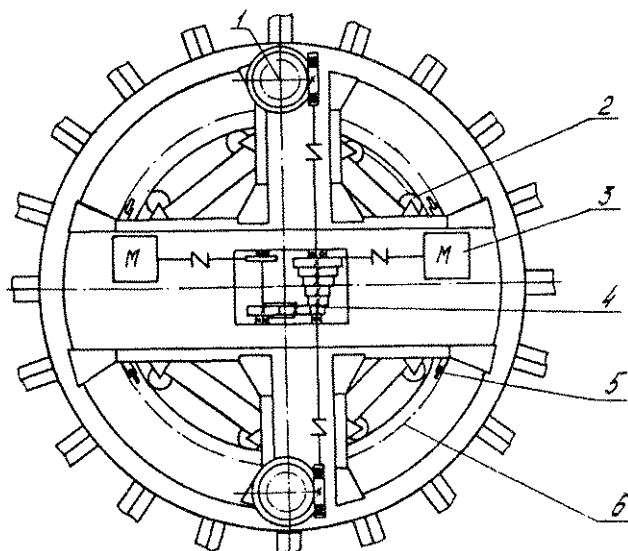


Рис. 63. Кинематическая схема привода аппарата НУОК.

резервный. К концам выходного вала эластичными муфтами подсоединены два вертикальных червячных редуктора 1. На их выходных валах крепятся шестерни - сателлиты планетарной передачи, они находятся в зацеплении с неподвижным зубчатым венцом 6. Благодаря такому расположению приводных червячных редукторов, необходимый для приводного вала момент вращения делится пополам между обоими редукторами. Это позволяет не только равномерно нагружать приводные валы аппарата, но и обеспечивает равномерность вращения конвейера.

Зубчатый венец - неподвижное колесо планетарной передачи, монтируется на неподвижной плите. Вращение всей системы осуществляется вокруг оси зубчатого венца, для этого аппарат НУОК с помощью роликов 2 центрируется по его оси. Таким образом, вращательное движение конвейеру от электродвигателя передается через коробку передач вертикальным червячным редуктором, их сателлитные шестерни, вращаясь, перемещаются по наружной поверхности зубчатого венца со всей системой. Коробка имеет шесть ступеней передач, частота вращения желоба может изменяться от 1 об/мин за 19 мин до 1 об/мин за 1ч в зависимости от изготовления марки нитрата целлюлозы. Рама привода установлена на роликах 5, опорой которых служит верхняя плоскость неподвижного зуб-

чатого венца 6. Таким образом, система вращающий желоб - привод аппарата установлена на роликах сегментов и рамы привода.

Скольльзящий контакт (рис.64) представляет собой вертикальный полый вал 1, внутри которого проходят кабели к электродвигателям. Верхний конец вала закреплен в центре нижней вращающейся части привода.

Вал смонтирован в двух подшипниках - радиальном и радиально - упорном и через сальниковое уплотнение 2,3 выходит под фундамент аппарата. На нижнюю часть вала как изолятор надета эбонитовая втулка 5, на которой с помощью распорных эбонитовых колец 6 и гаек 9 закреплено семь контактных колец 8. К шести из них подсоединяются концы двух

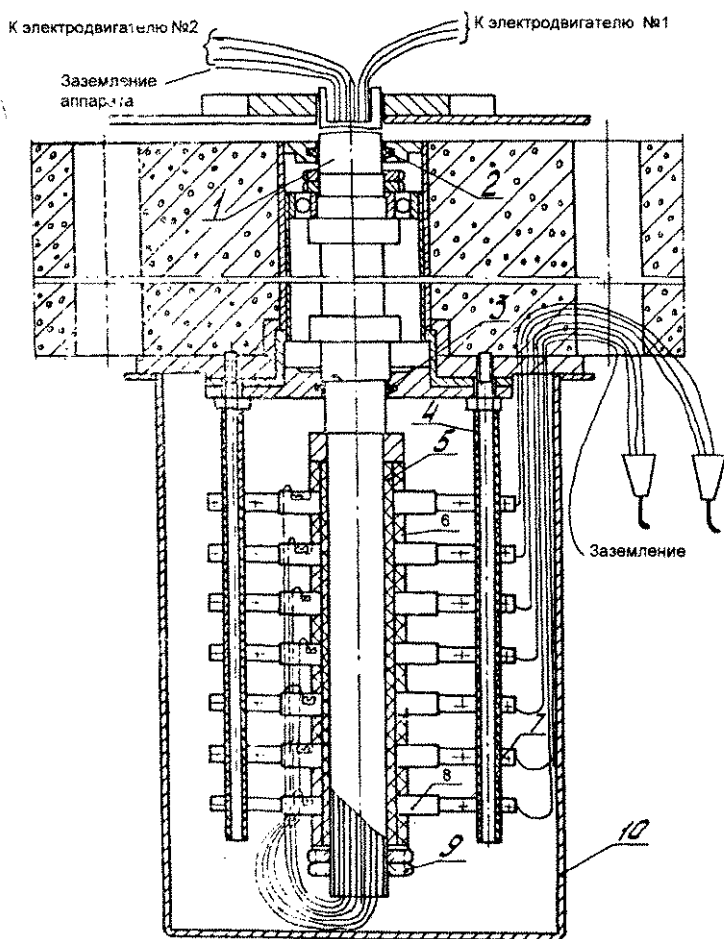
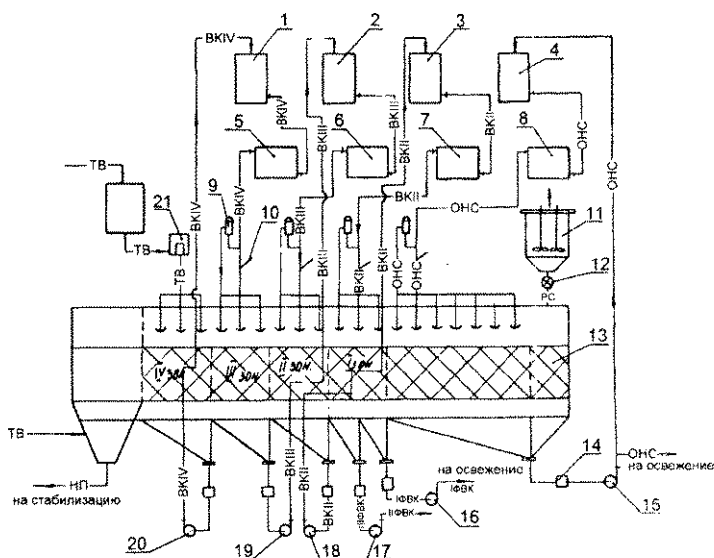


Рис. 64. Скользящий контакт.



ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь;
 IФВК - первая фракция вытесненных кислотных смесей;
 IIФВК - вторая фракция вытесненных кислотных смесей;
 BKII - вытесненные кислотные смеси второй ступени вытеснения;
 BKIII - вытесненные кислотные смеси третьей ступени вытеснения;
 BKIV - вытесненные кислотные смеси четвертой ступени вытеснения;
 ТВ - технологическая вода;
 РС - реакционная смесь;
 НП - неизмельченный пироксилин.

Рис. 65. Технологическая схема рекуперации кислот на аппарате НУОК.

кабелей, идущих к электродвигателям, к седьмому - провод для заземления аппарата НУОК. На изолированных щеткодержателях 4 закреплена щетка 7. Контактный узел закрыт защитным кожухом 10. Электроэнергия от вводного кабеля передается через щетки 7 контактного кольца 8 кабеля, идущим к электродвигателям.

Работа аппарата НУОК (рис.65). Реакционная смесь из нитраторов дозаторов 11 после определенного периода ванновой этерификации автоматически путем открытия сливного крана 12 разгружается в медленно вращающийся кольцевой желоб аппарата НУОК 13.

После опорожнения нитратора - дозатора его сливной кран закрывается, и цикл работы повторяется. Разгруженная порция реакционной массы растекается по ложному дну желоба. При этом отработанная нитрационная кислотная смесь естественным стоком через ложное дно поступает в секции поддона, а нитрат целлюлозы укладывается гребенкой на ложном дне ровным слоем определенной высоты. Увеличение высоты слоя нитрата целлюлозы в конвейере благоприятно сказывается на кислотном балансе. Однако время обработки нитрата целлюлозы кислотными смесями с убывающей массовой долей практически прямо пропорционально его высоте. Следовательно, с увеличением высоты слоя нитрата целлюлозы увеличивается время рекуперации, ухудшаются ее физико - химические показатели.

Для четырехступенчатого цикла вытеснения наиболее рациональна высота слоя нитрата целлюлозы $0,25 \div 0,4$ м.

По мере вращения конвейера новые порции реакционной смеси из других нитратов - дозаторов подаются на его ложное дно, и образуется сплошной слой нитрата целлюлозы определенной высоты. Нитраты целлюлоз перед поступлением в зону рекуперации кислот (зону орошения слабыми кислотными смесями с убывающей массовой долей) в целях уменьшения их денитрации охлаждаются до температуры $5 \div 10^{\circ}\text{C}$ в зависимости от изготавливаемой марки нитрата целлюлозы. Отработанные нитрационные смеси, идущие в зону проточной нитрации из поддона, предварительно отфильтрованные от уносимых кислотой нитратов целлюлоз в фильтре 14, насосом 15 в количестве, равном по объему у удерживаемой нитратом целлюлозе в этой зоне кислот, подаются в напорный бак 4, откуда через холодильник 8, в котором охлаждаются до необходимой температуры, поступают через коллектор в оросители кислот 8 (см. рис.62а).

Находящийся в конвейере нитрат целлюлозы равномерно орошается по поверхности из оросительных желобов, имеющих зубчатые верхние кромки.

Избыток отработанных нитрационных кислотных смесей подается на фазу смешения кислот для укрепления и дальнейшего их использования в производственном цикле. По мере вращения кольцевого конвейера охлажденные в зоне проточной нитрации нитраты целлюлоз поступают в зону рекуперации кислот, где они последовательно в соответствии со ступенями вытеснения орошаются кислотными смесями с убывающей массовой долей. На последней ступени орошаются водой, которая поступает в рекуперационный цикл из контрольного фонаря 21. Вытесненные кислоты поступают в соответствующие секции поддона.

На четвертой ступени вытеснения поверхность нитрата целлюлозы орошается водой, которая вытесняет слабую кислоту с массовой долей $30 \div 40\%$, стекающую в соответствующие отделения поддона и насосом 20 перекачивающуюся в напорный бак 1.

Процесс вытеснения неидеален, происходит разбавление кислотных смесей с более высокой массовой долей (адсорбированной) кислотными смесями с меньшей массовой долей (орошающей), поэтому вытеснение сопровождается тепловым эффектом, он находится в функциональной зависимости от коэффициента вытеснения K (табл.25).

Таблица 25

Коэффициенты вытеснения кислот для нитратов целлюлоз

Марка нитрата целлюлоз и исходного сырья	Коэффициент вытеснения, K
Пироксилин №1 Марка целлюлозы: ХЦ ЦА РБ	 $0,8 \div 0,9$ $0,7 \div 0,8$ $0,5 \div 0,6$
Пироксилин №2 и коллоксилин Н Марка целлюлозы: ХЦ ЦА РБ	 $0,75 \div 0,85$ $0,65 \div 0,75$ $0,45 \div 0,60$

Повышение температур кислот при многоступенчатом вытеснении отработанных кислот отрицательно влияет на физико - химические показатели нитратов целлюлоз. Для устранения саморазогрева нитратов целлюлоз нужно ввести в каждую ступень вытеснения необходимое количество холода, для этого на коммуникациях движения оросительных кислот установлены холодильники. Для измерения температуры кислот на коммуникации перед распределительными коллекторами вмонтированы гнезда с термометрами 10.

Из напорного бака эта кислотная смесь, пройдя холодильник 5, через коллектор поступает на орошение нитрата целлюлозы на третьей ступени вытеснения. Собранная в отделении поддона третьей ступени вытеснения кислотная смесь с массовой долей $50 \div 60 \%$ насосом 19 подается в напорный бак 2 и оттуда через холодильник 6 поступает на орошение нитрата целлюлозы второй ступени вытеснения. Кислота, вытесненная во второй ступени вытеснения, с массовой долей $65 \div 75 \%$ стекает в соответствующее отделение поддона и насосом 18 перекачивается в напорный бак 3. Из бака кислотная смесь, пройдя холодильник 7, поступает на орошение первой ступени вытеснения, где происходит вытеснение удержанной нитратом целлюлозы отработанной нитрационной кислотной смеси.

Вытесненная отработанная нитрационная кислотная смесь в соответствии с поступательным движением вращающегося желоба разделяется на два потока: кислотная смесь с более высокой массовой долей - первая фракция, около 65 + 75 % от общей массы вытесненной кислоты на первой ступени вытеснения, насосом 16 подается на фазу смешения кислот для укрепления, а оставшаяся часть с меньшей массовой долей - вторая фракция, насосом 17 подается на регенерацию.

Таким образом, вытесненная кислота каждой последующей ступени вытеснения является орошающей кислотой каждой предыдущей ступени вытеснения. Массовая доля орошающих кислотных смесей контролируется по плотности (табл.26).

Таблица 26

Массовая доля кислотных смесей в зависимости от их плотности γ при 20°C

γ т/м ³	Массовая доля, %	γ т/м ³	Массовая доля, %	γ т/м ³	Массовая доля, %	γ т/м ³	Массовая доля, %
1,01	2	1,15	30	1,23	39,6	1,31	50,4
1,02	4	1,16	31,2	1,24	40,8	1,32	51,6
1,03	6	1,17	32,4	1,25	42	1,33	54
1,04	8	1,18	33,6	1,26	43,2	1,34	55,2
1,05	10	1,19	34,8	1,27	44,4	1,35	56
1,06	11	1,20	36	1,28	45,6	1,36	57,6
1,07	13	1,21	37,2	1,29	48	1,37	58,8
1,08	15	1,22	38,4	1,3	49,2	1,38	60

Для этого на кислотопроводе перед коллектором на всех ступенях вытеснения установлены эпруветки 9 с ареометрами.

Массовая доля кислот по ступеням орошения регулируется количеством воды, подаваемой в оросительную систему через контрольный фонарь. По окончании рекуперации отработанных нитрационных кислотных смесей нитрат целлюлозы поступает в зону разгрузки аппарата НУОК. Сектор ложного дна переходит в вертикальное положение, и находящийся на нем нитрат целлюлозы под собственным весом выгружается в смывной аппарат. Одновременно в него подается транспортная вода, и нитрат целлюлозы с массовой долей 2-3% поступает на последующие фазы технологической обработки.

Техническая характеристика аппарата НУОК

Габаритные размеры, м:

диаметр 7,6

высота 4

Частота вращения желоба, об/мин 1/19+1/60

Производительность, т/ч 0,5+1

Примерные технологические режимы работы аппарата НУОК при изготовлении пироксилинов №1 и №2 приведены в табл 27.

Таблица 27

Примерный технологический режим работы аппарата НУОК при изготовлении пироксилинов №1, №2 и коллоксилинов

Показатели	Пироксилин №1	Пироксилин №2 и коллоксилины
Периодичность слива реакционной смеси из нитратов-дозаторов, мин	5÷6	4÷6
Высота слоя пироксилина в желобе, см	18÷22	22÷35
Температура орошающих кислот, °С, не более:		
в зоне проточно-оросительной этерификации	10	10
в зоне рекуперации:		
первая ступень вытеснения	6÷8	6÷10
вторая ступень вытеснения	6÷8	6÷10
третья ступень вытеснения	6÷8	6÷10
Относительная плотность орошающих кислот, т/м ³ :		
первая ступень вытеснения	1,54 ± 0,04	1,49 ± 0,04

Примечание: Относительная плотность орошающих кислотных смесей последующих ступеней вытеснения не приведена, она обусловлена относительной плотностью кислотной смеси первой ступени вытеснения.

Технологический расчет аппарата НУОК. При заданной средней производительности определяют его геометрические размеры, частоту вращения кольцевого конвейера, технологические показатели кислотооборота, подачу центробежных насосов и площадь поверхности охлаждения холодильников. Принимаем среднюю производительность аппарата при изго-

товлении коллоксилинов из целлюлозы марки ХЦ $G=1000\text{кг/ч}$, нитрационную кислотную смесь состава:

HNO_3 - 24%, H_2SO_4 - 60%, H_2O - 16%.

Количество ступеней вытеснения (как оптимальное) принимаем $n = 4$, ширину вращающегося контейнера конструктивно - $b = 1200\text{мм}$. Определяем геометрические размеры аппарата.

Длина одной ступени вытеснения аппарата

$$l_{\text{в}} = \frac{G \cdot V_1}{b \cdot v \cdot 3600} \text{ (м)},$$

где V_1 - объем адсорбированных кислот нитратом целлюлозы, $\text{м}^3/\text{т}$;
 v - скорость фильтрации, м/с .

В производстве изготавливаются все марки нитратов целлюлоз с применением хлопковой и древесной целлюлоз. В зависимости от изготавливаемой марки нитрата целлюлозы и сырья, из которого он изготавливается, скорости фильтрации по ступеням вытеснения будут разные (табл. 28).

Таблица 28

Скорость фильтрации нитратов целлюлоз в зависимости от марки целлюлозы по зонам аппарата НУОК

Зоны	Скорость фильтрации, м/с					
	Пироксилин №1			Пироксилин №2 и коллоксилины		
	ХЦ	ЦА	РБ	ХЦ	ЦА	РБ
Проточно-оросительной этерификации	0,001	0,001	0,003	0,0015	0,0018	0,0045
Рекуперации:						
первая ступень	0,0012	0,0015	0,004	0,0017	0,0020	0,005
вторая ступень	0,0015	0,0018	0,004	0,0020	0,0023	0,005
третья ступень	0,0015	0,002	0,0045	0,0022	0,0025	0,005

Учитывая, что аппарат должен работать на всех видах как нитратов целлюлоз, так и сырья, для расчета принимаем минимальную скорость фильтрации и максимальный объем адсорбированных кислот. Из табл. 28 и 22 принимаем скорость фильтрации $v = 0,0012\text{м/с}$, объемы сорбированных кислот $V_1 = 7\text{м}^3/\text{т}$.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$l_b = \frac{1 \cdot 7}{1,2 \cdot 0,0012 \cdot 3600} = 1,35 \text{ (м)}.$$

Общая длина зоны вытеснения

$$\sum l_b = l_b \cdot n = 1,35 \cdot 4 = 5,4 \text{ м}$$

Длина зоны выгрузки определяется конструктивно, исходя из длины сегмента.

Чтобы слой нитрата целлюлозы толщиной $0,25 + 0,4$ м (особенно изготовленного из целлюлозы марки ХЦ) свободно под собственным весом выгружался из сегментов в смывной аппарат, длина сегмента по оси должны быть не менее $0,75 + 0,9$ м.

Длину сегмента принимаем 1 м при оптимальных углах опускания и подъема рельсовых путей, при данной длине сегмента конструктивно длина зоны выгрузки составит 4 м. Длина зоны загрузки определяется конструктивно, принимаем ее равной 2 м.

Длина зоны проточной нитрации определяется временем этерификации уравнением:

$$l_{\text{пр}} = v_{\text{ж}} \cdot \tau_{\text{этр}}$$

где $\tau_{\text{этр}}$ - время проточной нитрации на аппарате НУОК, мин.

Продолжительность ванновой этерификации в нитраторе - дозаторе для всех марок целлюлозы 12-18 мин. Длительность проточной нитрации для пироксилина №1 20-25 мин, для коллоксилинов и пироксилина №2 15-20 мин.

Принимаем $\tau_{\text{этр}} = 18$ мин.

Линейная скорость желоба (м/мин)

$$v_{\text{ж}} = \frac{l_b}{\tau_1},$$

где τ_1 - время орошения первой ступени вытеснения (мин),

$$\tau_1 = \frac{H \cdot V_1}{v_1 \cdot \gamma_1 \cdot 60},$$

H - высота слоя нитрата целлюлозы во вращающемся желобе, принимаем для четырехступенчатого вытеснения максимальной $H = 0,4$ м;

γ_1 - объемная масса неизмельченного нитрата целлюлозы с адсорбированной кислотой, $\text{м}^3/\text{т}$;

принимаем $\gamma_1 = 7,5 \text{ м}^3/\text{т}$.

Время орошения первой ступени вытеснения

$$\tau_1 = \frac{0,4 \cdot 7}{0,0012 \cdot 7,5 \cdot 60} = 5,2 \text{ (мин)}$$

Тогда линейная скорость желоба

$$v_{\text{ж}} = \frac{l_{\text{в}}}{\tau_1} = \frac{1,35}{5,2} = 0,26 \text{ (м/мин)}$$

Длина зоны проточной нитрации

$$l_{\text{пр}} = v_{\text{ж}} \cdot \tau_{\text{этр}} = 0,26 \cdot 18 = 4,68 \text{ (м)}$$

Общая длина вращающегося контейнера по оси

$$L = l_{\text{загр.}} + l_{\text{пр.}} + \sum l_{\text{в}} + l_{\text{выгр.}} = 2 + 4,68 + 5,4 + 4 = 16,08 \text{ (м)}.$$

Диаметр контейнера по оси

$$d = \frac{L}{\pi} = \frac{16,08}{3,1459} = 5,12 \text{ (м)}$$

Принимаем $d = 5$ м. При этом общая длина желоба $L_1 = d \cdot \pi = 15,7$ (м).

Для удобства монтажа всего аппарата и его эксплуатации весь аппарат делим на 10 секций $n^1 = 10$.

Длина каждой секции

$$l_{\text{сек.}} = \frac{L_1}{n} = \frac{15,7}{10} = 1,57 \text{ (м)}$$

Так как ранее определенные длины зон вытеснения близки по длине к каждой секции, количество их составит:

для зоны загрузки

$$n_1^1 = \frac{l_{\text{загр.}}}{l_{\text{сек}}} = \frac{2}{1,57} = 1,27,$$

принимаем $n_1^1 = 1$;

для зоны проточной нитрации

$$n_2^1 = \frac{l_{\text{пр.}}}{l_{\text{сек}}} = \frac{4,68}{1,57} = 2,98,$$

принимаем $n_2^1 = 3$;

для зоны вытеснения

$$n_3^1 = \frac{\sum l_{\text{в}}}{l_{\text{сек}}} = \frac{5,4}{1,57} = 3,44,$$

принимаем $n_3^1 = 4$;

для зоны выгрузки

$$n_4^1 = \frac{4}{1,57} = 2,5$$

принимаем $n_4^1 = 2$.

Соответственно длины по оси:

зоны загрузки	$l_{\text{загр.}} = n_1^1 l_{\text{сек}} = 1 \cdot 1,57 = 1,57 \text{ (м)};$
зоны проточной нитрации	$l_{\text{пр.}} = n_2^1 l_{\text{сек.}} = 3 \cdot 1,57 = 4,71 \text{ (м)};$
зоны вытеснения	$\sum l_{\text{в}} = n_3^1 \cdot l_{\text{сек.}} = 4 \cdot 1,57 = 6,28 \text{ (м)};$
зоны выгрузки	$l_{\text{выгр.}} = n_4^1 l_{\text{сек}} = 2 \cdot 1,57 = 3,14 \text{ (м)}.$

Общие габаритные размеры кольцевого конвейера: длина $L = 15,7 \text{ (м)}$; ширина $b = 1,2 \text{ м}$. Высоту кольцевого конвейера; исходя из принятой толщины слоя высотой $H = 0,4 \text{ м}$, принимаем $h = 0,7$.

Количество сегментов принимаем $n_{\text{сер.}}^1 = 20$ и соответственно длины по оси сегментов

$$l_{\text{сер.}} = \frac{L}{n_{\text{сер.}}^1} = \frac{15,7}{20} = 0,785 \text{ (м)}.$$

Определяем частоту вращения кольцевого конвейера. Уточненная линейная скорость кольцевого конвейера

$$v_{\text{ж}}^1 = \frac{l_{\text{в}}}{\tau_1} = \frac{1,57}{5,2} = 0,3 \text{ (м/мин)}.$$

Имея диаметр желоба 5 м , его линейную скорость $0,3 \text{ м/мин}$, частота вращения

$$n = \frac{v_{\text{ж}}^1}{\pi \cdot d} = \frac{0,3}{\pi \cdot 5} = 0,019 \text{ (об/мин)}.$$

На аппарате изготавливаются все марки нитратов целлюлоз из разных марок целлюлоз, изменяется скорость фильтрации от $0,001$ до $0,006 \text{ м/с}$ (см.Табл. 28). В приводной системе имеется шестиступенчатая коробка скоростей, обеспечивающая ступенчатое изменение линейной скорости кольцевого конвейера от $0,34$ до $0,99 \text{ м/мин}$. Определяем поверхность орошения и необходимое количество оросительных желобков в каждой зоне.

В зоне вытеснения кислот площадь поверхности орошения ступени вытеснения

$$F = \frac{V^1}{v \cdot \tau_1 \cdot 60} \text{ (м}^2\text{)}$$

где V^1 - количество орошающей кислоты (м^3), поступающей за время орошения τ_1 , мин,

$$V^1 = \frac{V_1 \cdot \tau_1}{60} (\text{м}^3)$$

В первой зоне вытеснения

$$V^1 = \frac{7,5,2}{60} = 0,61 (\text{м}^3)$$

$v = 0,0012$ м/с - скорость фильтрации (см. Табл.28).

Тогда площадь поверхности орошения

$$F_1 = \frac{0,61}{0,0012 \cdot 5,2 \cdot 60} = 1,63 (\text{м}^2)$$

При общей площади поверхности орошения ступени

$$F_{\text{общ}} = b \cdot l_{\text{ст}} = 1,2 \cdot 1,57 = 1,884 (\text{м}^2)$$

Необходимое количество оросителей для равномерного орошения площади поверхности орошения

$$n_1^1 = \frac{F_1}{b \cdot s}$$

где s - расстояние между оросителями при их ширине 140мм, принимаем $s = 240$ мм

$$\text{Тогда } n_1^1 = \frac{1,63}{1,2 \cdot 0,24} = 5,66.$$

Принимаем количество оросителей первой ступени вытеснения $n_1^1 = 6$.

На второй ступени вытеснения площадь поверхности орошения

$$F_2 = \frac{V_2^1}{v_2 \cdot \tau_2 \cdot 60} (\text{м}^2)$$

$v_2 = 0,0015$ м/с - скорость фильтрации (см. Табл.28);

Время орошения:

$$\tau_2 = \frac{H \cdot V_1}{v_2 \cdot \gamma_1 \cdot 60} = \frac{0,4 \cdot 7}{0,0015 \cdot 7,5 \cdot 60} = 4 (\text{мин});$$

$$V_2^1 = \frac{V_1 \cdot \tau_2}{60} = \frac{7,4}{60} = 0,466 (\text{м}^3)$$

$$\text{Тогда } F_2 = \frac{0,456}{4 \cdot 0,0015 \cdot 60} = 1,3 (\text{м}^2)$$

Количество оросителей

$$n_2^1 = \frac{F_2}{b \cdot s} = \frac{1,3}{1,2 \cdot 0,24} = 4,51$$

Принимаем $n_2^1 = 5$

На третьей ступени вытеснения скорость фильтрации равна ее значению на второй ступени, поэтому количество оросителей принимаем $n_3^1 = 5$, на четвертой ступени вытеснения время орошения

$$\tau_4 = \frac{H \cdot V_1}{v_2 \cdot \gamma_1 \cdot 60} = \frac{0,4 \cdot 7}{0,0018 \cdot 7,5 \cdot 60} = 3,45 (\text{мин});$$

$v_4 = 0,0018 \text{ м/с}$ (табл.28);

$$V_4^1 = \frac{7 \cdot 3,45}{60} = 0,4 (\text{м}^3)$$

Тогда $F_4 = \frac{0,4}{0,0018 \cdot 3,45 \cdot 60} = 1,07 (\text{м}^2)$, количество оросителей

$$n_4^1 = \frac{1,7}{1,2 \cdot 0,24} = 3,73$$

Принимаем $n_4^1 = 4$

Количество орошающих лотков рассчитано при минимальных скоростях фильтрации по ступеням. При изготовлении низкоазотных нитратов целлюлоз скорость фильтрации больше, следовательно, и орошающих лотков потребуется меньше (часть лотков по ступеням отключается). В зоне проточной нитрации, учитывая, что она является и зоной охлаждения нитрата целлюлозы, перед зоной рекуперации кислот необходимо определить количество кислот для его охлаждения с $32-35^\circ$ до 10°C .

Необходимое количество кислот для охлаждения нитрата целлюлозы

$$V_{\text{ор}} = \frac{C_k \tau^1 \gamma_k V_1 (1 - \kappa) + C_n \tau^1 G - \tau_{\text{он}} C_k \gamma_k V_1 (1 - \kappa) - C_n \tau_{\text{он}} G}{C_k \gamma_k \tau_{\text{он}} - C_k \gamma_k \tau_0} (\text{м}^3/\text{ч}),$$

где $\tau^1 = 35^\circ\text{C}$ - температура реакционной смеси после этерификации;

$\tau_0 = 6^\circ\text{C}$ - принятая температура орошающей кислоты;

$\tau_{\text{он}} = 10^\circ\text{C}$ - температура охлажденного нитрата целлюлозы, поступающего в зону рекуперации кислот;

$C_k = 0,465$ - теплоемкость отработанной и адсорбированной кислотных смесей (см.Табл.31).

Принимаем для кислотной смеси состава HNO_3 - 21.9%, H_2O - 17,4%, которая близка к составам отработанных кислот.

$\gamma_k = 1,6 \text{ т/м}^3$ - плотность орошающей кислоты;

$V_1 = 7 \text{ м}^3/\text{т}$ - объем адсорбированной кислоты, м^3 , в 1т нитрата целлюлозы;

$\kappa = 0,8$ - коэффициент вытеснения;

$C_n = 0,4$ - теплоемкость нитрата целлюлозы.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем:

$$V_{\text{ор}} = \frac{0,465 \cdot 35 \cdot 7 \cdot 1,6 \cdot (1 - 0,8) + 0,4 \cdot 35 \cdot 1 - 10 \cdot 0,465 \cdot 1,6 \cdot 7 \cdot (1 - 0,8) - 0,4 \cdot 1 \cdot 1}{0,465 \cdot 1,6 \cdot 10 - 0,465 \cdot 1,6 \cdot 6}$$

$$V_{\text{ор}} = 12,1 (\text{м}^3/\text{ч})$$

Время орошения в зоне

$$\tau_{\text{ор}} = \frac{H \cdot V_1}{v_{\phi} \cdot \gamma \cdot 60} = \frac{0,4 \cdot 7}{0,001 \cdot 7,5 \cdot 60} = 6,2 (\text{мин});$$

где $v_{\phi} = 0,001 \text{ м/с}$ - скорость фильтрации в зоне (см. Табл. 28).

Количество орошаемой кислоты, поступающей за время орошения:

$$V'_{\text{ор}} = \frac{V_{\text{ор}} \cdot \tau_{\text{ор}}}{60} = \frac{12,1 \cdot 6,2}{60} = 1,25 (\text{м}^3);$$

Тогда площадь поверхности орошения

$$F_{\text{ор}} = \frac{V_{\text{ор}}}{v_{\phi} \cdot \tau_{\text{ор}} \cdot 60} = \frac{1,25}{0,001 \cdot 6,2 \cdot 60} = 3,36 (\text{м}^2)$$

Количество оросителей

$$n_{\text{ор}} = \frac{F_{\text{ро}}}{b \cdot s} + 1 = \frac{4,18}{1,2 \cdot 0,24} + 1 = 12,6$$

Принимаем $n_{\text{ор}} = 13$. Подачу насоса определяем, исходя из необходимой массы на орошение кислоты в зоне проточной нитрации $V_{\text{ор}} = 12,1 \text{ м}^3/\text{ч}$. Принимаем запас по подаче насоса 20%, и тогда расчет коммуникации следует вести на $V_{\text{ор}} = 12,1 \cdot 1,2 = 14,58 (\text{м}^3/\text{ч})$.

Принимаем подачу насоса $V_{\text{ор}} = 15 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Для выбора насоса, зная его подачу, необходимо определить полную высоту напора. Она складывается из геометрической высоты H и потери напора в трубопроводах, коленах, тройниках, кранах.

Расчет кислотооборота на аппарате НУОК. Расчетom определяют массовую долю - плотность орошающих, адсорбированных нитратом целлюлозы и вытесненных кислот, количество поступающих их на регенерацию и количество воды, вводимой в кислотооборот при четырехступенчатом вытеснении (табл. 29).

Демужен и Бонне, изучая зависимость между степенью отжима нитрата целлюлоз и составами отжатой кислотной смеси с адсорбированной нитратом целлюлоз, показали, что последняя способна адсорбировать азотную кислоту больше других компонентов нитрующей кислотной смеси. Состав кислотной смеси адсорбированной нитратом целлюлоз зависит от степени отжима: чем хуже отжим, тем состав адсорбированных кислотных смесей ближе к составу отработанной нитрационной кислотной смеси и, наоборот, при увеличении отжима от отработанной кислотной смеси

Степень вытеснения	Орошающие кислотные смеси	Адсорбированные нитратом целлюлоз кислотные смеси	Вытесненные кислотные смеси (рекуперированные)
Первая	$C_1 = \frac{\sqrt{1 + \frac{3k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	C	$C_1^I = \frac{\sqrt{1 + \frac{4k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$
Вторая	$C_2 = \frac{\sqrt{1 + \frac{2k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	$C^I = \frac{\sqrt{1 + \frac{1+2k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	$C_2^I = \frac{\sqrt{1 + \frac{3k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$
Третья	$C_3 = \frac{\sqrt{1 + \frac{k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	$C^{II} = \frac{\sqrt{1 + \frac{1+k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	$C_3^I = \frac{\sqrt{1 + \frac{2k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$
Четвертая	вода	$C^{III} = \frac{\sqrt{1 + \frac{1}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	$C^I = \frac{\sqrt{1 + \frac{k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$
	Адсорбированные нитратом целлюлоз смеси после рекуперации	$C^{IV} = \frac{\sqrt{1 + \frac{1-k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$	

содержание азотной кислоты в адсорбированной нитратом целлюлоз кислотной смеси увеличивается.

Демужен и Бонне предложили уравнение для определения состава этих кислотных смесей, исходя из остаточной кислотности после кислотоотжима около $0,62 \div 0,85$ т на 1 т нитрата целлюлоз. Практически при отжиме нитрата целлюлоз на центрифугах остаточная кислотность составляет 1-1,2 т на 1 т целлюлоз.

Содержание азотной кислоты в адсорбированной кислотной смеси примерно на 30% больше, чем в отработанной нитрационной кислотной смеси, а содержание воды не изменяется.

При удалении отработанных нитрационных кислотных смесей естественным стоком (как на аппарате НУОК) количество адсорбированных кислотных смесей в отличие от нитратов целлюлоз, отжатых на центрифугах, составляет 4-12 т на 1 т нитрата целлюлоз. Содержание азотной кислоты одинаково в отработанной нитрационной кислотной смеси и в адсорбированной нитратом целлюлозы кислотной смеси. Массовую долю каждого компонента отработанной нитрационной кислотной смеси для расчета достаточно точно можно определить, исходя из постоянства разности содержания азотной кислоты и воды в отработанной и нитрационной кислотной смесях.

Для коллоксилинов принимаем: для азотной кислоты - 2,6%; для воды - 1,18%.

Определяем массовую долю каждого компонента в отработанной нитрационной кислотной смеси (%): азотная кислота $-24-2,6=21,4$; вода $16 + 1,18 = 17,18$; серная кислота $100 - (21,4 + 17,18) = 61,42$.

Состав отработанной нитрационной кислотной смеси аналогичен составу адсорбированной нитратом целлюлозы кислотной смеси после проточной нитрации, массовая доля e

$$C = 21,4 + 61,42 = 82,82 (\%).$$

Определяем среднюю массовую долю орошающей кислотной смеси первой ступени вытеснения

$$C_1 = \frac{\sqrt{1 + \frac{3k}{1 + 3k} \cdot A} - 1}{2a}$$

где $A = 4ac$ при $\frac{H_2SO_4}{HNO_3} = \frac{61,42}{21,4} = 2,87$;

Принимаем $a = 0,0077$

γ - плотность отработанной кислотной смеси;

$$\gamma = 1 + ac = 1 + 0,0077 \cdot 82,82 \approx 1,638 \text{ (т/м}^3\text{)}.$$

Тогда $A = 4 \cdot 0,0077 \cdot 1,638 \cdot 82,82 = 4,18$.

Коэффициент вытеснения для марки целлюлозы ХЦ принимаем $k=0,8$ (см. Табл. 25) Получаем

$$C_1 = \frac{\sqrt{1 + \frac{3 \cdot 0,8}{1 + 3 \cdot 0,8} \cdot 4,18} - 1}{2 \cdot 0,007} = 63,76(\%)$$

Плотность орошающей кислоты первой степени вытеснения

$$\gamma_1 = 1 + aC_1 = 1 + 0,0077 \cdot 63,78 \approx 1,49 \text{ (т/м}^3\text{)}$$

В зону рекуперации после проточной нитрации поступает адсорбированных нитратом целлюлозы отработанных нитрационных кислотных смесей массой

$$B_1 = V_1 \cdot \gamma$$

где V_1 - объем кислоты, адсорбированной 1т нитрата целлюлозы.

Для коллоксилинов, изготавливаемых из целлюлозы марки ХЦ, $V_1 = 7 \text{ м}^3/\text{т}$ (см.Табл.22)

Тогда $B_1 = 7 \cdot 1,638 = 11,466 \text{ (т/ч)}$.Принимаем, что из них 75%, или $11,466 \cdot 0,75 = 8,5995 \text{ (т/ч)}$ - первая фракция вытесненных отработанных нитрационных кислот возвращается в кислотооборот, а 25% в количестве $11,466 \cdot 0,25 = 2,8665 \text{ (т/ч)}$, или вторая фракция, поступают на регенерацию. Определяем среднюю массовую долю вытесненных кислот первой степени

$$C_1^1 = \frac{\sqrt{1 + \frac{4k}{1 + 3k} \cdot A} - 1}{2a} = \frac{\sqrt{1 + \frac{4 \cdot 0,8}{1 + 3 \cdot 0,8} \cdot 4,18} - 1}{2 \cdot 0,007} = 79,22(\%)$$

Плотность $\gamma_1 = 1 + 0,007 \cdot 79,2 \approx 1,61 \text{ (г/м}^3\text{)}$.

Определяем среднюю массовую долю орошающей кислоты и ее плотность во второй степени:

средняя массовая доля

$$C_2 = \frac{\sqrt{1 + \frac{2k}{1 + 3k} \cdot A} - 1}{2a} = \frac{\sqrt{1 + \frac{2 \cdot 0,8}{1 + 3 \cdot 0,8} \cdot 4,18} - 1}{2 \cdot 0,007} = 46,91(\%)$$

Плотность $\gamma_2 = 1 + aC_2 = 0,007 \cdot 46,91 = 1,36 \text{ (т/м}^3\text{)}$.

Вытесненная кислота второй степени является орошающей кислотой первой степени. На третьей степени вытеснения среднюю массовую долю орошающей кислоты определяем уравнением:

$$C_3^I = \frac{\sqrt{1 + \frac{k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a} = \frac{\sqrt{1 + \frac{0,8}{1+3 \cdot 0,8} \cdot 4,18} - 1}{2 \cdot 0,007} = 26,5 (\%)$$

Ее плотность $\gamma_3 = 1 + ac_3^I = 1 + 0,0077 \cdot 26,5 = 1,2 \text{ (т/м}^3\text{)}$.

Вытесненная кислота третьей ступени является орошающей кислотой второй ступени.

Четвертая ступень вытеснения орошается водой. Принимаем, что количество вводимой в кислотооборот воды должно быть равно по объему адсорбированной нитратом целлюлозы кислоте $V_1 = 7 \text{ м}^3/\text{т}$. Вытесненная кислота четвертой ступени является орошающей для третьей ступени.

Определяем количество адсорбированных нитратом целлюлозы кислот после рекуперации, которые теряются безвозвратно. Средняя массовая их доля:

$$C^{IV} = \frac{\sqrt{1 + \frac{1-k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a} = \frac{\sqrt{1 + \frac{4 \cdot 0,8}{1+3 \cdot 0,8} \cdot 4,18} - 1}{2 \cdot 0,007} = 7,54 (\%)$$

Ее плотность $\gamma^{IV} = 1 + ac^{IV} = 1 + 0,0077 \cdot 7,54 = 1,058 \text{ (т/м}^3\text{)}$.

Масса адсорбированной кислоты, поступающей на стабилизацию с нитратом целлюлозы,

$$B_2 = V_1 \cdot \gamma^{IV} = 7 \cdot 1,058 = 7,399 \text{ (т)}.$$

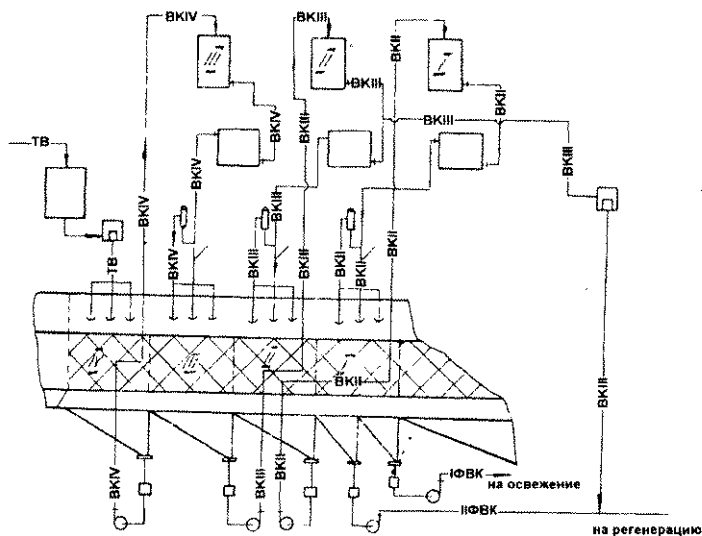
Показатели технологического процесса движения кислотных смесей на аппарате НУОК приведены в табл.30.

Описание и расчеты приведены для классической технологической схемы рекуперации кислотных смесей методом вытеснения. На некоторых заводах применяются и другие схемы рекуперации.

Технологическая схема с отбором части орошающих кислотных смесей второй ступени вытеснения (рис.66)

В отличие от классической производится частичный отбор орошающих кислотных смесей второй ступени вытеснения, при этом объем кислотных смесей, поступающих на орошение, меньше объема адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей, вследствие чего происходит недовытеснение их из нитрата целлюлозы первой и второй ступеней. В результате вытесненные кислотные смеси второй ступени, а следовательно, и орошающие кислоты первой ступени укрепляются до плотности $1,52 + 1,54 \text{ т/м}^3$ вместо $1,49 \text{ т/м}^3$. При этом укрепляются кислотные смеси первой и второй фракции первой ступени вытеснения. Недовытесненные кислотные смеси из нитрата целлюлозы на первой и второй ступенях вымываются на третьей

Зона, степень вытеснения	Кислотные смеси											
	Орошающие						адсорбирован- ные		вытесненные			
	проточно-ороситель- ной этерификации			вытеснения			с, %	γ , т/м ³	с ₁ , %	γ_1 , т/м ³	количество м/час (общее)	
	массо- вая до- ля, %	плот- ность, т/м ³	расход, м ³ /час	С ₁ , %	γ_1 , т/м ³	расход, м ³ /час					первая фрак- ция	вторая фрак- ция
Зона проточно-оро- сительной этерифи- кации	82,82	1,638	15,0	--	--	--	82,82		--	--	(7)	
Степень рекуперации:												
первая	--	--	--	63,76	1,49	--	82,82	1,638	79,22	1,61	5,25	1,75
вторая				46,91	1,36	--			63,76	1,49	--	--
третья	--	--	--	26,5	1,20	--			46,91	1,36	--	--
четвертая	--	--	--	вода	1	7			26,5	1,20	--	--
после рекуперации							7,54	1,058	--> поступает на фазу стабили- зации			



ТВ - технологическая вода;

ВКIV - вытесненные кислотные смеси четвертой ступени вытеснения:

$$\gamma = 1,1 \div 1,5 \text{ т/м}^3;$$

ВКIII - вытесненные кислотные смеси третьей ступени вытеснения:

$$\gamma = 1,25 \div 1,32 \text{ т/м}^3;$$

ВКII - вытесненные кислотные смеси второй ступени вытеснения:

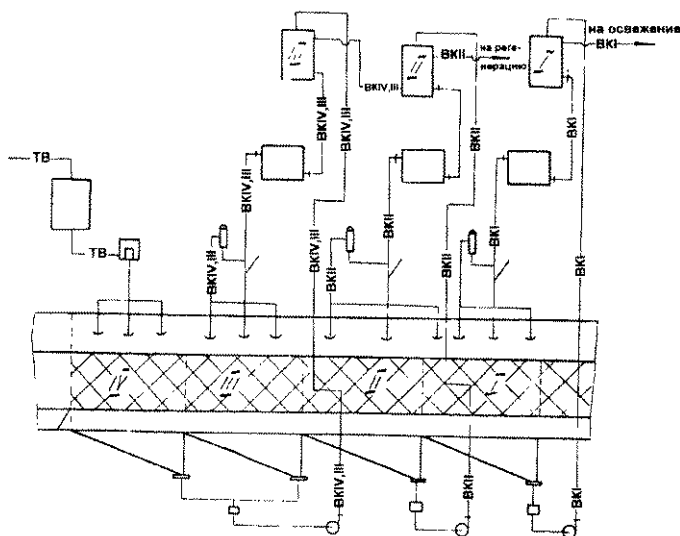
$$\gamma = 1,52 \div 1,54 \text{ т/м}^3;$$

IFBK - первая фракция вытесненных кислотных смесей;

IIФBK - вторая фракция вытесненных кислотных смесей.

Рис. 66. Технологическая схема с отбором части орошающих кислотных смесей второй ступени вытеснения.

и четвертой ступенях увеличенным количеством воды, подаваемой в систему. Вода подается в систему в количестве, необходимом для достижения плотности вытесненных кислот из четвертой ступени $1,1 \div 1,18 \text{ т/м}^3$. Такая технологическая схема рекуперации позволяет уменьшить дозировочные коэффициенты при сохранении абсолютных. Однако увеличивается количество кислотных смесей, поступающих на регенерацию. По такой технологической схеме можно вести рекуперацию адсорбированных кислотных смесей из нитратов целлюлоз, изготовленных из разных марок целлюлозы.



ТВ - технологическая вода;

ВКІV, III - вытесненные кислотные смеси четвертой и третьей ступеней вытеснения: $\gamma = 1,25 \div 1,3 \text{ т/м}^3$;

ВКІІ - вытесненные кислотные смеси второй ступени вытеснения: $\gamma = 1,4 \div 1,46 \text{ т/м}^3$;

ВКІ - вытесненные кислотные смеси первой ступени вытеснения: $\gamma = 1,55 \div 1,61 \text{ т/м}^3$;

Рис. 67. Технологическая схема с циркуляцией орошающих кислотных смесей.

Технологическая схема с циркуляцией орошающих кислотных смесей (рис.67)

Орошающие кислотные смеси непрерывно движутся по замкнутому циклу на первой, второй и третьей ступенях вытеснения. На четвертой ступени для орошения подается вода. Вытесненные кислотные смеси четвертой и третьей ступеней являются орошающими третьей. На этой ступени вытеснения за счет многократной циркуляции кислотная смесь укрепляется до плотности $1,25 \div 1,3 \text{ т/м}^3$. Избыток орошающих кислотных смесей из напорного бака этой ступени по переливной линии перетекает в напорный бак для орошения второй ступени. За счет циркуляции они дополнительно укрепляются. Этими кислотными смесями орошаются одновременно вторая и частично первая ступени вытеснения, избыток их

выводится на регенерацию. На первой ступени за счет циркуляции орошающих кислот идет их дальнейшее укрепление до плотности $1,55 + 1,61 \text{ т/м}^3$, избыток этих кислот, образовавшийся за счет частичного орошения первой ступени кислотами второй ступени, выводится на освежение.

Эта схема разработана для рекуперации кислотных смесей, адсорбированных нитратами целлюлоз, изготовленными из плотных форм целлюлозы типа РБ, коэффициент вытеснения составляет $0,45 + 0,6$. Вследствие циркуляции одних и тех же орошающих кислот по ступеням вытеснения адсорбированные кислотные смеси вымываются из нитратов целлюлоз, особенно во второй и третьей ступенях, в результате чего коэффициент вытеснения повышается до $0,8$. Эта система позволяет уменьшить абсолютные и дозировочные коэффициенты, при этом увеличивается тепловая нагрузка на холодильники первой и второй ступеней.

Теплообменники. Одним из основных показателей технологического процесса изготовления нитратов целлюлоз является температура нитрационных кислотных смесей. При смешении кислот в смесителях выделяется теплота гидратации. Теплота, выделяющаяся при этерификации целлюлозы, складывается из теплоты реакции этерификации и теплоты гидратации. Повышение температур кислотных смесей на фазах смешения, этерификации целлюлозы выше 40°C нежелательно, это отрицательно сказывается на качестве и выходе нитратов целлюлоз. С другой стороны, более высокие температуры увеличивают потери за счет частичного испарения и разложения азотной кислоты [27]. При периодической технологии температура кислотных смесей на фазах $20 + 45^\circ\text{C}$. Для отвода избытка тепла из технологического цикла как охлаждающий агент используется речная и артезианская воды.

В зависимости от времени года речная вода имеет температуру $4 + 25^\circ\text{C}$, артезианская - $8 + 15^\circ\text{C}$. При непрерывной технологии, на круговых аппаратах в зоне рекуперации кислотные смеси с большей массовой долей разбавляются кислотными смесями с меньшей массовой долей. Это вызывает тепловой эффект гидратации, он находится в функциональной зависимости от коэффициента вытеснения. Тепловые эффекты, сопровождающие многоступенчатое вытеснение отработанных нитрационных кислотных смесей, отрицательно влияют на физико - химические показатели получаемых нитратов целлюлоз. Технологический процесс рекуперации кислот ведут при температуре орошающих кислот $5 + 6^\circ\text{C}$ и ниже. Получить такие низкие температуры, используя как охлаждающий агент воду, невозможно. Поэтому для отвода избытка тепла из технологического цикла рекуперации кислот применяются охлаждающие агенты - рассолы, искусственно охлажденные в холодильных агрегатах. Для расчета холодильников необходимо определить количество тепла, выделяющегося

при этерификации и гидратации. Количество тепла, выделяемое при реакции этерификации,

$$Q_p = Q_1 + Q_2,$$

где Q_1 - теплота, образованная 1 кг нитрата целлюлозы, ккал/кг;

Q_2 - теплота гидратации H_2SO_4 в период реакции, ккал/кг;

$$Q_i = q \frac{1000}{m}$$

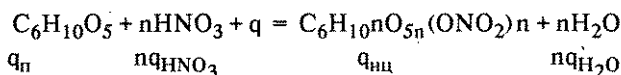
q - теплота реакции этерификации, отнесенная к одной грамм-молекуле нитрата целлюлозы,

m - молекулярная масса в расчете на одно звено нитрата целлюлозы,

$$m = \frac{226800}{1400 - 45a}$$

a - содержание азота в нитрате целлюлозы, %.

Тепловой эффект реакции по закону Гесса определяется по уравнению этерификации с числом нитрогрупп n :



Следовательно, теплота реакции, отнесенная к одной грамм - молекуле нитрата целлюлозы,

$$q = q_{nnc} + nq_{H_2O} - q_n - nq_{HNO_3}$$

$$n = \frac{162a}{1400 - 45a}$$

Теплота образования (энтальпия) отдельных веществ составляет:
 $q_n = 230$ ккал/моль; $nq_{HNO_3} = 41,5$ ккал/моль; $q_{H_2O} = 68,4$ ккал/моль.

Теплота образования нитрата целлюлозы

$$q_{nnc} = \frac{(1480 - 62,8a)m}{1000} \text{ (ккал/моль)}.$$

Теплота гидратации определяется как разность теплот гидратации отработанных и исходных кислотных смесей уравнением Томина при допущении, что выделяющаяся вода связывается серной кислотой

$$Q_2 = m \left(\frac{17,8k'}{k' + 1,7983} - \frac{17,8k}{k + 1,7983} \right) \text{ (ккал/кг)},$$

где k' , k - молярное соотношение воды и серной кислоты в отработанной и нитрационных кислотных смесях соответственно;

$$\kappa' = \frac{W'}{S'} \cdot 5,44; \quad \kappa = \frac{W}{S} \cdot 5,44;$$

$$\frac{m_{\text{H}_2\text{SO}_4}}{m_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{98}{18} = 5,44;$$

W' , W - массовая доля воды в отработанной и исходной нитрационной кислотных смесях соответственно, %; S' , S - массовая доля серной кислоты в отработанной и исходной нитрационной кислотных смесях соответственно, %.

Количество грамм - молей H_2SO_4 в отработанной нитрационной кислотной смеси на 1 кг нитрата целлюлозы

$$m = \frac{g \cdot 1000}{m_{\text{H}_2\text{SO}_4}},$$

где g - масса отработанной нитрационной кислотной смеси, приходящейся на 1 т нитрата целлюлозы

$$g = \frac{BS}{G'_{\text{нц}} \cdot S'}$$

B - необходимая масса нитрационной кислотной смеси для приготовления 1 т нитрата целлюлозы;

$G'_{\text{нц}}$ - практический выход нитрата целлюлозы с 1 т целлюлозы.

При адиабатическом процессе (без отдачи тепла) повышение температуры в результате реакции этерификации и гидратации

$$\Delta t = \frac{Q}{I \cdot c_{\text{нц}}} (^{\circ}\text{C}); \quad \Delta t' = \frac{Q_2}{q \cdot c_{\text{к}}} (^{\circ}\text{C});$$

где $c_{\text{нц}}$ - удельная теплоемкость нитрата целлюлозы;

$c_{\text{к}}$ - удельная теплоемкость отработанной нитрационной кислотной смеси (табл.31)

В производствах нитратов целлюлоз для подогрева кислот используют трубчатые теплообменники. Конструктивно - это теплообменники типа "труба в трубе" и состоят из нескольких трубчатых элементов. Кислотная смесь движется по внутренней трубе, теплоноситель - по кольцевому зазору внутренней и наружной труб. Малые поперечные сечения трубного и межтрубного пространств позволяют получать высокие скорости жидкостей ($1 \div 1,5 \text{ м/с}$), что обуславливает получение высоких коэффициентов теплопередачи и высоких тепловых нагрузок на единицу массы подогревателя. Но теплообменники этого типа громоздки и требуют большого расхода металла на единицу площади нагрева.

Таблица 31

Удельные теплоемкости наиболее часто применяемых водных растворов азотной и серной кислот при 25°C (кал/(г·°C))

Состав кислотной смеси, %			с _к	Состав кислотной смеси, %			с _к
H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ O		H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ O	
55,36	38,42	6,22	0,425	66,7	16,9	16,4	0,464
75,49	18,19	6,32	0,405	69,33	14,9	15,77	0,447
68,5	23,5	8	0,407	60,7	21,9	17,4	0,46
61,5	30,5	8	0,415	59,69	20,69	19,62	0,469
61,2	29,8	9	0,416	57	23	20	0,489
59,2	29	11,8	0,44	49,6	31,13	19,27	0,462
65,43	10,53	24,04	0,45	58,39	21,48	20,13	0,48
58,5	24,3	16,2	0,467	52,39	16,29	31,32	0,475

Кислотные смеси охлаждают в оросительных теплообменниках. Теплообменники - змеевики из размещенных друг над другом прямых труб, соединенных между собой калачами. Трубы располагаются в виде параллельных секций с общим коллектором подачи и отвода охлаждающей кислотной смеси. Сверху змеевики орошаются охлаждающей водой. Отработанные воды собираются в поддон, установленный под змеевиком. Значительная часть тепла отводится при испарении охлаждающей воды, поэтому такой тип холодильников имеет относительно малый расход воды. Однако их недостатком являются громоздкость, большая чувствительность к колебаниям подачи воды на охлаждение. При недостатке воды нижние трубы остаются несмоченными и почти не участвуют в теплообмене.

В производстве широко применяются кожухотрубные теплообменники. Они компактны и менее металлоемки [21], на рис. 68 приведен многоходовой кожухотрубный холодильник жесткой конструкции. Он состоит из корпуса 2 с трубными решетками 3, в которых своими концами развальцованы трубы 4. Для увеличения скорости и удлинения пути движения охлаждающего агента в межтрубном пространстве установлены перегородки 8. Для подвода и отвода охлаждающего агента в кожухе имеются патрубки 7 и 1. Трубные решетки с торцов корпуса закрываются крышками 6. В целях повышения скорости потока кислот в трубках в крышках имеются перегородки 5, которыми трубы разделяются на секции, по ним последовательно движется кислотная смесь.

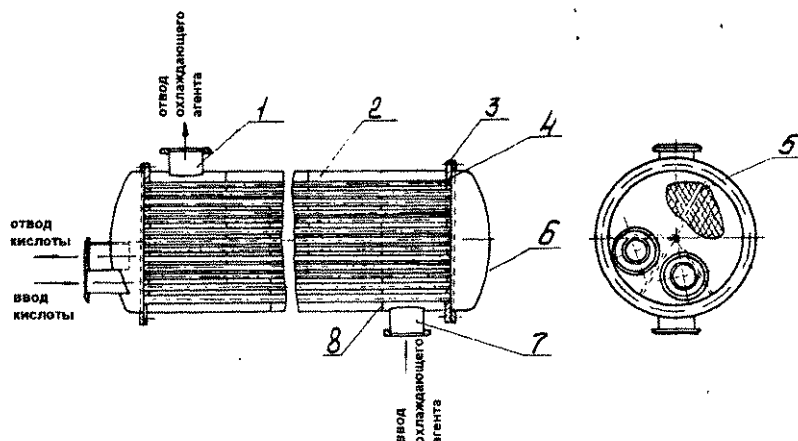


Рис. 68. Кожухотрубный холодильник.

Расчет количества тепла. Тепло, которое необходимо вывести из технологического потока кислотных смесей, ведем по зоне охлаждения (проточной нитрации) аппарата НУОК. Холодильники этой зоны несут наибольшую тепловую нагрузку, поскольку необходимо "отнять" тепло не только реакции этерификации, гидратации, но и дополнительно охладить орошающие нитрационные кислотные смеси до требуемых температур. В последующих зонах рекуперации кислотных смесей тепловая нагрузка на холодильники будет меньше - от орошающих кислот необходимо "отнимать" только тепло гидратации.

На аппарате изготавливают коллоксилин с содержанием азота $a = 12\%$, кислотная смесь состава: HNO_3 - 24%; H_2SO_4 - 60%; H_2O - 16%; отработанная кислотная смесь состава: HNO_3 - 21,4%; H_2SO_4 - 61,42%; H_2O - 17,18%. Необходимая масса кислотной смеси для изготовления 1т нитрата целлюлозы - 26т при модуле этерификации 37. Практический выход коллоксилина с 1т целлюлозы 1,415т. Теплота образования 1кг коллоксилина

$$Q_1 = q \frac{1000}{m},$$

$$\text{где } m = \frac{226800}{1400 - 45a} = \frac{226800}{1400 - 45 \cdot 12} = 263,7;$$

$$q = q_{\text{нц}} + nq_{\text{H}_2\text{O}} - q_{\text{ц}} - nq_{\text{HNO}_3},$$

$$\text{где } n = \frac{162a}{1400 - 45a} = \frac{162 \cdot 12}{1400 - 45 \cdot 12} = 2,26;$$

$$q_{\text{нц}} = \frac{(14018 - 62,8a) \text{ м}}{1000} = \frac{(14,18 - 62,8 \cdot 12) 263,7}{1000} = 175,2 \text{ (ккал/моль)}$$

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$q = 175,2 + 2,26 \cdot 68,4 - 230 - 2,26 \cdot 41,5 = 6 \text{ (ккал/моль)}.$$

$$\text{Тогда } Q_1 = q \frac{1000}{\text{м}} = 6 \frac{1000}{263,7} = 22,75 \text{ (ккал)}$$

Теплота гидратации

$$Q_2 = \text{м}' \left(\frac{17,8\kappa'}{\kappa' + 1,7983} - \frac{17,8\kappa}{\kappa + 1,7983} \right)$$

$$\text{где } \kappa' = \frac{W'}{S'} 5,44 = \frac{17,18 \cdot 5,44}{61,42} = 1,52;$$

$$\kappa = \frac{W}{S} 5,44 = \frac{16 \cdot 5,44}{60} = 1,45;$$

$$\text{м} = \frac{q \cdot 1000}{\text{м}_{\text{H}_2\text{SO}_4}},$$

$$q = \frac{BS}{G'_{\text{нц}} \cdot S'} = \frac{26000 \cdot 0,6}{1415 \cdot 0,6142} = 17,95.$$

$$\text{Тогда } \text{м}' = \frac{17,95 \cdot 1000}{98} = 183.$$

Подставив цифровые значения в уравнение, получим:

$$Q_2 = 183 \left(\frac{17,8 \cdot 1,52}{1,52 + 1,798} - \frac{17,8 \cdot 1,45}{1,45 + 1,798} \right) = 36 \text{ (ккал/кг)}.$$

При реакции эстерификации на 1кг коллоксилина выделяется тепло

$$^{\circ}Q_p = Q_1 + Q_2 = 22,75 + 36 = 58,75 \text{ (ккал)}$$

Повышение температуры реакционной смеси в нитраторе - дозаторе

$$\Delta t = \frac{Q_p}{1 \cdot C_{\text{нц}} + q \cdot C_{\kappa}}$$

где $C_{\text{нц}} = 0,4 \text{ ккал/(г}^{\circ}\text{C)}$ - удельная теплоемкость коллоксилина;

$C_{\kappa} = 0,46 \text{ ккал/(г}^{\circ}\text{C)}$ - удельная теплоемкость отработанной кислотной смеси (табл.31).

$$\Delta t = \frac{58,75}{1 \cdot 0,4 + 17,95 \cdot 0,46} = 6,78 \text{ (}^{\circ}\text{C)}, \text{ принимаем } \Delta t = 7^{\circ}\text{C}.$$

Практически температура реакционной смеси повысится меньше, так как в расчете не учтены потери тепла в окружающую среду по технологи-

ческому режиму, начальную температуру реакционной смеси принимаем 30°C . Тогда температура отработанных нитрационных кислотных смесей

$$t = 30 + 7 = 37^{\circ}\text{C}.$$

Общее количество тепла, которое необходимо вывести из технологического цикла зоны охлаждения.

$$Q_{\text{охл}} = C_k \cdot \gamma_k \cdot V_{\text{ор}} \cdot (t - t_1) \cdot 1000 \text{ (ккал/ч)}$$

где $V_{\text{ор}} = 12,1 \text{ м}^3/\text{ч}$ - количество кислот, поступающих на орошение этой зоны;

$\gamma_k = 1,6 \text{ т/м}^3$ - плотность этих кислот;

$t_1 = 10^{\circ}\text{C}$ - согласно технологическому режиму температура орошающих кислот.

Подставив цифровые значения в уравнение, получим:

$$Q_{\text{охл}} = 1,6 \cdot 12,1 \cdot 0,46(37 - 10) \cdot 1000 = 240451 \text{ (кал/ч)}.$$

Расчет холодильника необходимо вести с некоторым запасом, учитывая летний период времени, а также загрязнение труб.

Площадь поверхности охлаждения холодильника

$$F = \frac{Q_{\text{охл}}}{k \cdot \Delta t}$$

где k - общий коэффициент теплопередачи, $\text{кал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C})$;

Δt - средняя разность температур, $^{\circ}\text{C}$.

Расчеты площади поверхности охлаждения холодильника приведены в технической литературе.

Абсорбция азотной кислоты из отходящих газов.

На фазах смешения нитрационных кислотных смесей, этерификации, отжима нитратов целлюлоз от кислот, фильтрации отработанных нитрационных кислотных смесей выделяются пары азотной кислоты и уносятся небольшое количество серной кислоты, а на фазе нитрации, кроме того, и окислов азота.

Потери азотной кислоты с отходящими газами составляют $0,95 \div 1\%$, серной - $0,2 \div 0,24\%$ общей массы нитрационной кислотной смеси, необходимой для изготовления 1т нитрата целлюлозы. Содержание в них паров азотной кислоты, окислов азота и серной кислоты в зависимости от условий работы производства колеблется в значительных пределах. Так, например, массовая концентрация паров азотной кислоты в основном в пределах $2 - 10 \text{ г/м}^3$. Практически она, как правило, находится на уровне $10 \div 15 \text{ г/м}^3$. При этом соотношение отдельных компонентов в смеси газов и паров сле-

ным в башенной системе положительно сказывается на процесс абсорбции, воздухоудвка устанавливается перед системой поглощения.

В башнях пары азотной кислоты поглощаются орошающей слабой азотной кислотой. У каждой башни установлены циркуляционные центробежные насосы 1, которые из нижней ее части подают кислоту на орошение. Наибольшая эффективность абсорбера достигается при равномерном распределении орошающей кислоты по поперечному сечению башни. Орошающие кислоты насосом подаются на распределительную плиту 7 верхней части башни. Плита обеспечивает струйчатое орошение насадки, при этом брызгоунос минимален. Течение жидкости по насадке носит пленочный характер. Отходящие газы и орошающие кислоты движутся в противоположном направлении. Большая часть паров азотной кислоты контактирует на поверхностях насадки с орошающими кислотами и растворяется в них. Избыток кислот, образующийся в результате ввода в систему орошения воды и конденсации паров азотной кислоты, переливается за счет перепада уровней из башни в башню в противоположном направлении отходящим газам. В последнюю по ходу башню (третью) из напорного бака постоянного уровня 9 через ротаметр 13 подается вода. Количество воды на орошение регулируется из расчета получения азотной кислоты с массовой долей $50 \div 55\%$, которая из первой башни через эпруветку 4 поступает в бак - сборник 2, затем насосом 1 откачивается на регенерацию. Отходящие газы, в значительной степени освобожденные от паров азотной кислоты, поступают в циклон - аппарат 12, где брызги азотной кислоты отделяются и через эжекционное сопло 11 и смесительную трубу 10 выбрасываются в атмосферу. Уловленная кислота из циклона и конденсат кислоты из смесительной трубы стекают в нижнюю часть третьей башни. По статистическим данным, на этих системах улов паров азотной кислоты из отходящих газов составляет $75 \div 85\%$, окислов азота - до 80% . Технически достижимая степень улова окислов азота в насадочных абсорберах $80 \div 85\%$, паров азотной кислоты $90 \div 95\%$. Недостатком этой системы является низкая производительность абсорберов (эффективная скорость газового потока в нем не должна превышать $0,5 \text{ м/с}$), а также ее большая металлоемкость и значительный объем циркуляционных орошающих кислот.

*Система поглощения паров азотной кислоты
в безнасадочных горизонтальных абсорберах.*

В отличие от насадочного в безнасадочном абсорбере пары азотной кислоты контактируются с орошающей кислотой при их прохождении через ряд сплошных жидкостных завес. Этот тип абсорберов (автор Р.Г.Фридендер) был внедрен на заводах в 1942 г. Конструктивно абсорбер представляет собой трубу диаметром 1,8 м, длиной 27 м, установленную на металлоконструкции с уклоном $0,025^\circ$ к горизонту в сторону стока жидкости. Труба разделена на шесть секций. Внутри каждой секции (рис.70) в

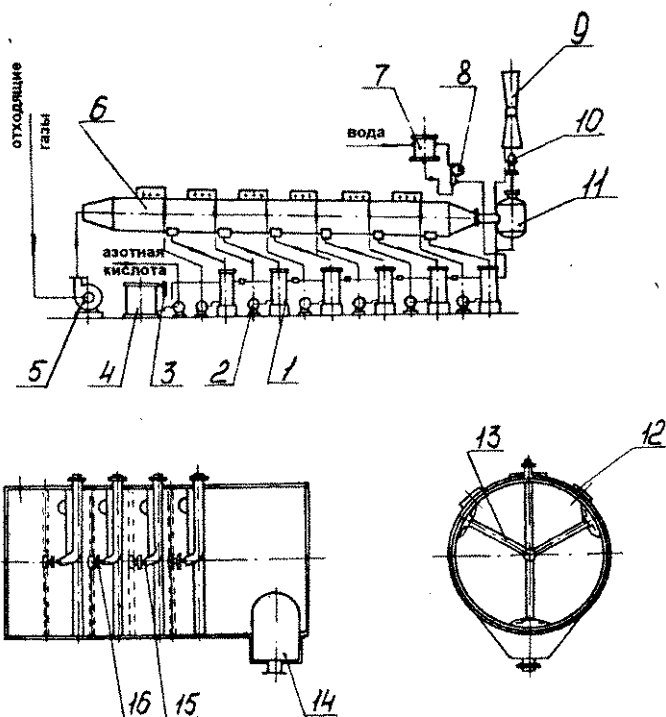


Рис. 70. Технологическая схема поглощения паров азотной кислоты в безнасадочном абсорбере.

центре трубы - четыре разбрызгивающих сопла 15 диаметром 32 мм, объединенных коллектором. Против каждого сопла установлены отполированные диски 16 диаметром 120 мм, с помощью трех растяжек 13 они крепятся к корпусу абсорбера и устанавливаются в центре отверстия каждого сопла на расстоянии 3-4 мм от него, расстояние регулируется стержнем с гайками. Диски расположены в каждой секции на расстоянии 0,5 м друг от друга, расстояние между крайними дисками двух соседних секций - 3 м. Для стока кислоты из каждой секции в нижней их части имеются карманы 14. Для наблюдения за нормальной работой разбрызгивающих сопел абсорбер имеет 36 смотровых стекла 12.

Отходящие газы воздуходувкой 5 подают в первую секцию абсорбера 6. У каждой секции установлены циркуляционные баки 1 и центробежные насосы 2. Слабые азотные кислоты из циркуляционных баков насосом через коллектор подаются к соплам и, ударяясь о полированную поверхность дисков, образуют сплошные жидкостные пленки толщиной 1 мм. Диаметр

пленок равен диаметру абсорбера. Жидкость из каждой секции абсорбера стекает в сторону уклона абсорбера в карман 14 и затем поступает в циркуляционные баки 1, из которых насосами вновь подается в сопла на распыление.

Таким образом, жидкость в каждой секции непрерывно движется по замкнутому циклу. Отходящие газы и орошающие кислоты движутся в противопотоке. Большая часть паров азотной кислоты, кратная циркуляция одной и той же кислоты последовательно через все секции повышает ее массовую долю, до $50 \div 55\%$ азотной кислоты.

Избыток кислот, образующийся за счет ввода в систему воды и конденсации паров азотной кислоты, перетекает по проточным трубам из циркуляционного бака шестой секции в последующие и из циркуляционного бака первой секции через эпруветку 3 поступает в бак - сборник 4 слабой азотной кислоты. Насосом азотная кислота с массовой долей $50 \div 55\%$ подается на регенерацию. В последний по ходу циркуляционный бак (бак шестой секции) из напорного бака постоянного уровня 7 через ротаметр 8 подается вода. Количество воды, подаваемой в систему, регулируется из расчета получения азотной кислоты с массовой долей $50 \div 55\%$. Отходящие газы, пройдя все шесть секций абсорбера (24 жидкостные завесы), значительно освободившись от азотной кислоты, через брызгоуловитель 11, эжекционное сопло 10 и смесительную трубу 9 выбрасываются в атмосферу. Уловленная кислота из брызгоуловителя и конденсат из смесительной трубы стекают в циркуляционный бак шестой секции абсорбера. Скорость отходящих газов в трубе $4,5 \div 5$ м/с. Технически достижимая степень улова паров азотной кислоты этого типа абсорберов $90 \div 92\%$.

К недостаткам этой системы улова паров азотной кислоты следует отнести трудность регулирования распылительных сопел и большую чувствительность к колебаниям нагрузки.

В приведенных системах улова паров азотной кислоты после абсорберов установлены для отделения капель кислоты от отходящих газов каплеотделители: в первой системе - циклон, во второй - специальный каплеотделитель. Отходящие газы из этих систем несут в своем составе количество паров азотной кислоты и окислов азота, превышающее допустимые санитарные нормы. Улов паров азотной кислоты достигает на некоторых заводах 85% , улов окислов азота - не более $50 \div 55\%$. Для разбавления атмосферным воздухом отходящих газов в системах после абсорберов установлены смесительные трубы. Это позволяет выдерживать санитарные нормы, но не устраняет больших потерь ценного сырья (азотной кислоты). Поэтому на этой фазе производства одним из проблемных вопросов является интенсификация улова токсичных веществ из отходящих газов.

Этот комплекс состоит из систем очистки отходящих газов от паров, туманов азотной кислоты и окиси азота, а также концентрирования слабой серной кислоты, образующейся в процессе производства нитратов целлюлозы и очистки отходящих газов.

Рассмотрена система очистки отходящих газов производства нитратов целлюлозы от паров, тумана и окиси азота.

На рис. 71 дана технологическая схема системы для улова паров и тумана азотной кислоты из отходящих газов, состоящая из трех последовательно установленных вихревых абсорберов и топки с реактором восстановления оставшейся в газах окиси азота. Отходящие газы воздуходувкой 7 подаются в первый абсорбер 6. Газы поступают внутрь вихревого устройства, контактируют с диспергированной слабой азотной кислотой, пройдя фильтры, и последовательно поступают во второй и третий абсорберы. Слабая азотная кислота в каждом абсорбере через переливную трубу непрерывно движется по замкнутому циклу. Многократная циркуляция азотной кислоты последовательно через все абсорберы повышает ее массовую долю до 50-55%.

Отходящие газы и орошающие кислоты движутся в противотоке. Избыток кислот, образующийся за счет ввода в систему воды и конденсированных паров азотной кислоты, перетекает по трубам из третьего абсорбера во второй и первый. Из первого абсорбера слабая азотная кислота через эпруvette 5 поступает в бак - сборник 4. Насосом 3 слабая азотная кислота с массовой долей 50+55% подается на регенерацию. В третий абсорбер из напорного бака постоянного уровня 10 через ротаметр 9 подается вода. Количество воды регулируется из расчета получения азотной кислоты с массовой долей 50+55%.

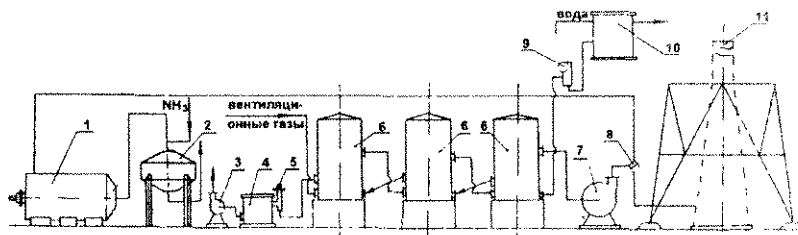


Рис. 71. Технологическая схема поглощения паров азотной кислоты в вихревых абсорберах.

Отходящие газы, пройдя все три вихревые абсорбера, значительно освободившись от азотной кислоты, воздуходувкой 7 выбрасываются в атмосферу через выхлопную трубу 11.

При очистке отходящих газов от окиси азота на газоходе перекрывается шибер 8, и воздуходувкой 7 они направляются в топку 1. В топке отходящие газы подогреваются до $250+270^{\circ}\text{C}$ и поступают в реактор 2. В газоходах перед реактором для восстановления окислов азота подается аммиак. Для утилизации тепла очищенные от окислов азота газы с температурой $250+270^{\circ}\text{C}$ из реактора поступают на вторую фазу комплекс а - систему концентрации серной кислоты.

Был разработан принципиально новый абсорбционный аппарат (авторы А.Ф.Махоткин, А.М.Шамсутдинов, И.Н.Хапугин, В.И.Сосновский, В.И.Петров). В основу его действия положен перспективный принцип вихревого взаимодействия фаз, который обеспечивает высокую степень турбулизации фаз и высокоразвитую поверхность контакта.

Вихревой абсорбер (рис. 72) представляет собой одноступенчатый аппарат очистки отходящих газов от паров и мелкодисперсных капель жидкости. Он состоит из корпуса 6, внутри которого имеется вихревое контактное устройство 2 с трубой - сепаратором 8. Вихревое устройство состоит из 60 согнутых пластин, образующих между собой тангенциальные щели. Нижняя часть устройства закрыта днищем, к верхней части крепится труба - сепаратор. Вихревое устройство с сепаратором крепится на нижней тарелке

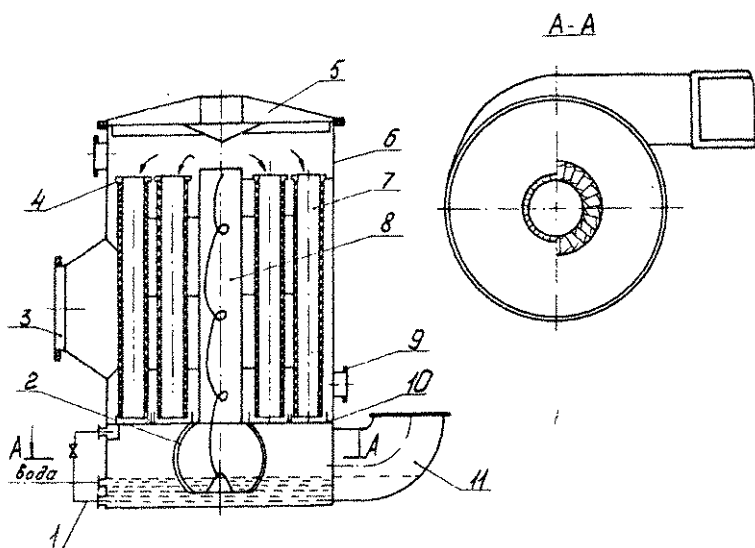


Рис. 72. Вихревой абсорбер.

10. На верхней тарелке 4 имеются 20 абсорбционно - фильтрующих элементов 7 в виде рукавов, изготовленных из полипропиленового полотна. Гидравлическим затвором нижней части фильтрующих элементов является уровень жидкости на нижней тарелке. Для частичного перелива слабой азотной кислоты, находящейся на нижней тарелке, в нижней части абсорбера имеется циркуляционная труба 1 с вентилем. Абсорбер закрывается крышкой 5. Отходящие газы поступают под нижнюю тарелку, одновременно в абсорбер подается и вода. Нижняя часть вихревого устройства должна быть в жидкости.

Газ в абсорбер подается тангенциально через патрубок 11 и поступает в вихревое устройство. Проходя через вихревое устройство, газ закручивается вследствие тангенциального расположения образованных пластинами щелей и их малого живого сечения. Скорость газа в щелях - $10+15$ м/с. Образовавшимися вихрями газового потока происходит диспергирование слабой азотной кислоты, за счет чего достигается высокая поверхность контакта фаз.

Процесс диспергирования слабой азотной кислоты происходит непрерывно, вследствие чего многократно обновляется поверхность контакта фаз. Слабая азотная кислота в вихревом устройстве за счет центробежной силы прижимается к пластинам и вращается в виде слоя капель, который пронизывается поступающим газом. Из вихревого устройства газожидкостный поток поступает в сепаратор.

Скорость газа в сепараторе и щелях между пластинами примерно одного порядка. В сепараторе под действием центробежных сил частицы слабой азотной кислоты отделяются от газа. При поступательно - вращательном движении в сепараторе газ увлекает с собой азотную кислоту, которая в виде пленки движется по внутренней поверхности сепаратора. При выходе из сепаратора слабая азотная кислота под действием центробежной силы разбрызгивается по всей поверхности верхней тарелки и вместе с газом поступает в фильтрующие элементы. Слабая азотная кислота по ткани фильтра стекает на нижнюю тарелку, где она скапливается, и часть ее через патрубок 9 удаляется из абсорбера, часть по циркуляционному трубопроводу 1 перетекает в нижнюю часть абсорбера к вихревому устройству. Здесь она смешивается с имеющейся там слабой азотной кислотой и вновь газовым потоком диспергируется и вступает в контакт с газом. Газ, пройдя через фильтрующий элемент, туман и капли слабой азотной кислоты, задерживается волокнами фильтрующей ткани и стекает в виде конденсата по фильтру вниз, на тарелку. Очищенные газы через патрубок 3 выводятся из абсорбера.

Вихревой абсорбер менее металлоемок, включает меньшее количество вспомогательного оборудования, но уступает по энергетическим затратам.

Реактор каталитического восстановления окислов азота.

Если в поглотительных башенных и пленочных системах окислы азота улавливаются частично, то в вихревых они практически не улавливаются. Обезвреживание выхлопных отходящих газов после поглотительных систем является сложной проблемой.

Существующие химические способы поглощения окислов азота из выхлопных газов после поглотительных систем требуют значительных капитальных затрат, вместе с тем он и не обеспечивают достаточно полной очистки газов. Это привело к мысли уничтожения находящихся в выхлопных газах окислов азота на медном или платиновом катализаторах с помощью водорода. Из-за нерентабельности и опасности производства этот способ в промышленности не применяется.

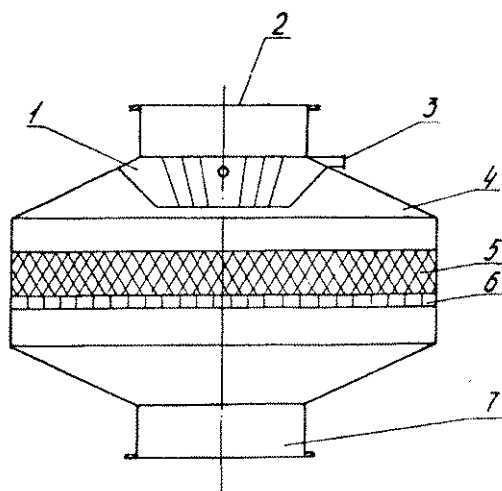
Применение вместо дорогостоящего водорода природного газа позволяет обезопасить процесс восстановления. При этом способе углеводороды, содержащиеся в природном газе, при поступлении на разогретый до 850-950°C катализатор разлагаются на H_2 и CO , которые, реагируя с окислами азота, восстанавливают их до чистого азота.

При медном кобальтовом катализаторе выхлопные газы могут быть очищены до содержания окислов азота менее 0,05%. Одним из лучших катализаторов считается платина.

Перспективный способ очистки отходящих газов - селективное восстановление окислов азота в присутствии аммиака. Он широко применяется в условиях производства азотной кислоты. При каталитической газоочистке особые требования предъявляются к нитрозным газам, особенно к содержанию в них кислорода. Так, если содержание кислорода в нитрозных газах в производстве азотной кислоты колеблется в пределах 3-5 %, то в условиях производства нитратов целлюлоз отходящие газы содержат его $18 \div 20\%$. Наиболее полное восстановление окислов азота аммиаком на катализаторе типа АВК-10 обеспечивается при объемной скорости до $5500ч^{-1}$, температуре $250 \div 270^\circ C$. Скорость газа по сечению аппарата должна быть $0,7 \div 0,8$ м/с, время контакта газа с катализатором $0,8 \div 0,9$ с.

Реактор (рис.73) состоит из корпуса 4, внутри которого вмонтирована решетка - колосник 6. Колосниковая решетка покрыта сеткой. На сетку насыпается ровным слоем толщиной порядка 700мм катализатор 5 типа АВК-10. Подогретый газ поступает в реактор через верхний патрубок 2, одновременно через распределительный коллектор 3 подается газообразный аммиак. Количество аммиака, подаваемого на восстановление окислов азота, должно быть на 30% больше стехиометрического. Горячий газ смешивается с аммиаком в вихревом контактном устройстве 1 и равномерно распределяется по всей поверхности катализатора. При прохождении газа через слой катализатора на его поверхности происходит восстановление аммиаком окислов азота. Очищенные выхлопные газы через нижний пат-

Рис. 73. Реактор.



рубок 7 выходят из реактора. В верхней части реактора имеются два окна для загрузки катализатора и осмотра внутренней поверхности реактора. Для разгрузки отработанного катализатора на цилиндрической части корпуса имеются два люка - лаза [28,29,30]

Глава VIII

Кислотооборот в производстве нитратов целлюлоз.

В производстве нитратов целлюлоз нитрующие кислотные смеси последовательно проходят по замкнутому циклу: мешка и дозировка кислот, нитрация, фильтрация отработанных нитрационных кислотных смесей, их дозировка свежими кислотами и мешка с последующим возвращением в производственный цикл. Одновременно избыток отработанных нитрационных кислотных смесей, вытесненные адсорбированные нитратом целлюлоз кислоты, кислоты, уловленные из отходящих газов, подают на регенерацию и концентрацию.

Расчетом кислотооборота определяются дозировочные и абсолютные расходы кислот, избыток отработанных нитрационных кислотных смесей, количество вытесненных и уловленных кислот, подлежащих регенерации, а также абсолютные расходы целлюлозы для получения 1т нитрата целлюлоз. Все эти данные необходимы не только для правильного ведения технологического процесса изготовления нитратов целлюлоз, но и для расчета технологического оборудования, особенно по фазам подготовки кислот, нитрации, улова кислот и др.

Ниже приведены расчеты кислотооборотов для изготовления смесового пироксилина по периодической технологии и коллоксилинов по непрерывной технологии.

Расчет кислотооборота для смесового пироксилина по периодической технологии.

Принимаем: пироксилин №1 - содержание окиси азота 213,5 млNO/г; сырье - целлюлоза марки ЦА с влажностью 5%; пироксилин №2 - содержание окиси азота 195 мл NO/г; сырье - целлюлоза ХЦ марки 25.

Состав нитрационных кислотных смесей, %

для пироксилина №1
(кислотные смеси №1)

HNO_3 - 23,5

H_2SO_4 - 69,0

H_2O - 7,5

для пироксилина №2
(кислотные смеси №2)

HNO_3 - 19

H_2SO_4 - 64,5

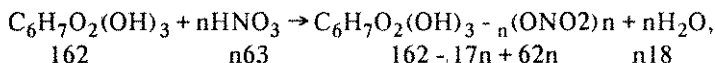
H_2O - 16,5

Модуль этерификации: для пироксилина №1 33:1; для пироксилина №2 38:1.

Расчет теоретических расходных норм.

Расход азотной кислоты на реакцию образования нитратов целлюлозы.

Реакция образования нитратов целлюлозы выражается общей формулой



где $m_v = 18$ - молекулярная масса воды;

$m_k = 63$ - молекулярная масса азотной кислоты;

n - число нитрогрупп в нитрате целлюлозы,

$$n = \frac{m_n a}{1400 - 45a};$$

a - содержание азота в нитрате целлюлозы, %; $m_n = 162$ - молекулярная масса целлюлозы;

14 - атомная масса азота.

Для пироксилина №1

$$a_1 = \frac{213,5}{15,95} = 13,385 (\%).$$

Для пироксилина №2

$$a_2 = \frac{195}{15,95} = 12,225 (\%).$$

Тогда число нитрогрупп для пироксилина №1 будет

$$n_1 = \frac{162 \cdot 13,385}{1400 - 45 \cdot 13,385} = 2,718.$$

Принимаем $n_1 = 2,72$

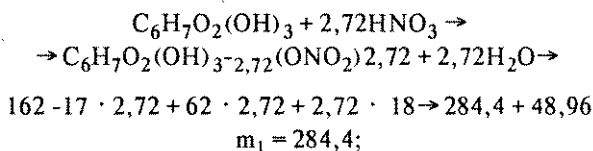
Для пироксилина №2

$$n_2 = \frac{162 \cdot 12,225}{1400 - 45 \cdot 12,225} = 2,33.$$

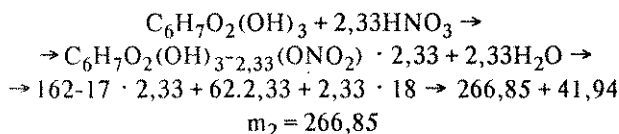
Подставив значение n в формулу реакции образования нитрата целлюлозы, определим ее молекулярную массу.

Молекулярная масса:

пироксидин №1



пироксилин №2



Теоретический расход целлюлозы на получение 1т нитрата целлюлозы составит:

для пироксилина №1

$$G_{1ц} = \frac{m_{ц}}{m_1} = \frac{162}{284,4} = 0,57 \text{ (т);}$$

для пироксилина №2

$$G_{2ц} = \frac{m_{ц}}{m_2} = \frac{162}{266,85} = 0,607 \text{ (т).}$$

Теоретический расход азотной кислоты на получение 1т нитрата целлюлозы составит:

для пироксилина №1

$$G_{1к} = \frac{n_1 m_k}{m_1} = \frac{2,73 \cdot 63}{284,4} = 0,6 \text{ (т);}$$

для пироксилина №2

$$G_{2к} = \frac{n_2 m_k}{m_2} = \frac{2,33 \cdot 63}{266,85} = 0,55 \text{ (т);}$$

Прибыль воды в результате реакции этерификации на тонну целлюлозы составит:

для пироксилина №1

$$q_{1в} = \frac{n_1 m_v}{m_1} = \frac{2,72 \cdot 18}{284,4} = 0,172 \text{ (т);}$$

для пироксилина №2

$$q_{2в} = \frac{n_2 m_v}{m_2} = \frac{2,33 \cdot 18}{266,85} = 0,157 \text{ (т).}$$

Теоретический выход нитрата целлюлозы на 1т целлюлозы составит:

для пироксилина №1

$$G_{1нц} = \frac{1}{G_{1ц}} = \frac{1}{0,57} = 1,754 \text{ (т);}$$

для пироксилина №2

$$G_{2нц} = \frac{1}{G_{2ц}} = \frac{1}{0,607} = 1,647 \text{ (т);}$$

Практический расход целлюлозы на получение единицы нитрата целлюлозы будет больше, а выход меньше. Следовательно, при определении фактического расхода целлюлозы и практического выхода нитрата целлюлозы необходимо внести поправки как на потери, так и на примеси в целлюлозе (табл.32).

Таблица 32.

Потери целлюлозы и пироксилинов по фазам (примеси в целлюлозе согласно ГОСТам: ХЦ - ГОСТ 595 - 79; ЦА - ГОСТ В - 5143 - 65; РБ - ГОСТ В - 13891 - 68)

Наименование потерь	потери, %				
	пироксилина №2			пироксилина №2	
	безвозвратные		возвратные	безвозвратные	возвратные
Целлюлозы при рыхлении и сушке	ЦА 1,5 - 2,3	РБ 0,5 - 1	-	ХЦ 0,5 - 1	
Пироксилинов: при нитрации при предварительной стабилизации, включая измельчение	0,5 - 1 2 - 2,5		0,3 - 0,5 5 - 6,5	0,5 - 1 1,5 - 2	0,3 - 0,5 2 - 2,5
Общие возвратные потери неизмельченных пироксилинов	--		5,3 - 6,8	--	2,3 - 2,5
При окончательной стабилизации и водоотжиме	2 - 3		9 - 10	1,5 - 2	8 - 9
Общие потери пироксилинов	4,5 - 6,5		--	3,5 - 5	--
Возвратные потери измельченных пироксилинов	--		9 - 10	--	8 - 9

Средние потери нитратов целлюлоз по технологическим фазам для пироксилина №1 составляют 5,5%, для пироксилина №2 - 4,5%.

При пересчете на целлюлозы они составляют:
для пироксилина №1

$$q_{1ц} = \frac{5,5}{G_{1ц}} = \frac{5,5}{1,754} = 3,14 (\%);$$

для пироксилина №2

$$q_{2ц} = \frac{4,5}{1,647} = 2,73 (\%);$$

Общие потери целлюлозы при изготовлении нитратов целлюлоз

$$\Sigma q = (100 - \alpha) + q_{pc} + G_{1ц}.$$

Для пироксилина №1 используется целлюлоза марки ЦА, у которой $\alpha = 92 \%$ (см.табл. 11); q_{pc} принимаем 2% (см.табл.32).

Тогда общие потери целлюлозы для пироксилина №1

$$\Sigma q_1 = (100 - 92) + 2 + 3,14 = 13,14 (\%).$$

Для пироксилина №2 используется целлюлоза марки ХЦ, у которого $\alpha = 97,5 \%$ (табл.11); q_{pc} принимаем 0,8. Тогда общие потери целлюлозы для пироксилина №2

$$\Sigma q_2 = (100 - 97,5) + 0,8 + 2,73 = 6,03 (\%).$$

Абсолютные расходы целлюлозы для получения 1т нитратов целлюлозы: для пироксилина №1

$$G_{1abc} = \frac{G_{1ц} \cdot 100}{100 - \Sigma q_1} = \frac{0,67 \cdot 100}{100 - 13,14} = 0,656 (\tau);$$

для пироксилина №2

$$G_{2abc} = \frac{G_{2ц} \cdot 100}{100 - \Sigma q_2} = \frac{0,607 \cdot 100}{100 - 6,03} = 0,646 (\tau).$$

Практические выходы нитратов целлюлозы с 1т целлюлозы: для пироксилина №1

$$G'_{1нц} = \frac{G_{1нц}(100 - \Sigma q_1)}{100} = \frac{1,754(100 - 13,14)}{100} = 1,52 (\tau);$$

для пироксилина №2

$$G'_{2нц} = \frac{G_{2нц}(100 - \Sigma q_2)}{100} = \frac{1,647(100 - 6,03)}{100} = 1,54 (\tau);$$

При расчете абсолютного расхода целлюлозы для смесевых пироксилинов принимаем: для пироксилина марки ВА соотношение пироксилина №1 к пироксилину №2 как 80:20, для марки СА - 65:35. Тогда абсолютные расходы целлюлоз:

для пироксилина ВА

целлюлозы марки ЦА

$$G_{1abc} \cdot 0,8 = 0,656 \cdot 0,8 = 0,5248 (\tau);$$

целлюлозы марки ХЦ

$$G_{2abc} \cdot 0,2 = 0,646 \cdot 0,2 = 0,129 (\tau);$$

для пироксилина СА

целлюлозы марки ЦА

$$0,656 \cdot 0,65 = 0,4264 (\tau);$$

целлюлозы марки ХЦ

$$0,646 \cdot 0,35 = 0,2261 (\tau).$$

Расчет потребного количества азотной кислоты на реакцию этерификации.

При подсчете азотной кислоты потери целлюлозы на фазе подготовки целлюлозы не учитываются, следовательно, потери целлюлозы составят:

для пироксилина №1

$$\Sigma q'_1 = \Sigma q_1 - q_{pc} = 13,14 - 2 = 11,14 (\%);$$

для пироксилина №2

$$\Sigma q'_2 = \Sigma q_2 - q_{pc} = 6,03 - 0,825 = 5,23 (\%)$$

Практический расход азотной кислоты с учетом потерь целлюлозы:

для пироксилина №1

$$G'_{1к} = \frac{G_{1к} \cdot 100}{100 - \Sigma q'_1} = \frac{0,6 \cdot 100}{100 - 11,14} = 0,675 (\text{т});$$

для пироксилина №2

$$G'_{2к} = \frac{G_{2к} \cdot 100}{100 - \Sigma q'_2} = \frac{0,55 \cdot 100}{100 - 5,23} = 0,58 (\text{т}).$$

Необходимая масса нитрационной кислотной смеси для изготовления 1т нитрата целлюлозы при принятых модулях:

для пироксилина №1

$$B_1 = G_{1абс} \cdot 33 = 0,656 \cdot 33 = 21,648 (\text{т}),$$

принимаем $B_1 = 22\text{т};$

для пироксилина №2

$$B_2 = G_{2абс} \cdot 38 = 0,646 \cdot 38 = 24,548 (\text{т}),$$

принимаем $B_2 = 25\text{т}.$

Массовый состав нитрационных кислотных смесей (т):

для пироксилина №1

HNO_3	$B_1 \cdot 0,235 = 22 \cdot 0,235 = 5,17$
H_2SO_4	$B_1 \cdot 0,69 = 22 \cdot 0,69 = 15,18$
H_2O	$B_1 \cdot 0,075 = 22 \cdot 0,075 = \frac{1,65}{22}$

для пироксилина №2

HNO_3	$B_2 \cdot 0,19 = 25 \cdot 0,19 = 4,75$
H_2SO_4	$B_2 \cdot 0,645 = 25 \cdot 0,645 = 16,125$
H_2O	$B_2 \cdot 0,165 = 25 \cdot 0,165 = \frac{4,125}{25}$

Азотная кислота расходуется не только на реакцию этерификации, но и на потери за счет ее испарения на фазах приготовления кислот, нитрации, кислотоотжима и улова кислот. В виде паров она поступает с отходящими газами на абсорбционные установки. Количество азотной кислоты, испаряемой на технологических фазах, зависит от состава нитрационной кислот-

ной смеси, температуры и времени этерификации и кислотоотжима, конструкции аппаратов и степени разрежения в вентиляционной системе. Принимаем потери с отходящими газами азотной кислоты 0,97%, серной 0,22% от общей массы нитрационной кислотной смеси, необходимой на изготовление 1 т нитрата целлюлозы. Тогда потери с отходящими газами от испарения азотной кислоты:

для пироксилина №1

$$\frac{B_1 \cdot 0,97}{100} = \frac{22 \cdot 0,97}{100} = 0,213 \text{ (т)}$$

принимаем 0,21 т;

для пироксилина №2

$$\frac{B_2 \cdot 0,97}{100} = \frac{25 \cdot 0,97}{100} = 0,243 \text{ (т)}$$

принимаем 0,24 т

Серная кислота на образование нитрата целлюлозы не расходуется, небольшое количество увлекается испаряющей азотной кислотой в вентиляцию. Эти потери составляют:

для пироксилина №1

$$\frac{B_1 \cdot 0,22}{100} = \frac{22 \cdot 0,22}{100} = 0,048 \text{ (т)}$$

принимаем 0,05 т;

для пироксилина №2

$$\frac{B_2 \cdot 0,227}{100} = \frac{25 \cdot 0,22}{100} = 0,055 \text{ (т)}$$

Потери при переливах и перекачках составляют: по азотной кислоте 0,01 ÷ 0,011 т пироксилина; по серной кислоте 0,02-0,024 т пироксилина.

При реакции этерификации происходит изменение массового состава нитрационных кислотных смесей за счет потери азотной и серной кислот и прибыли воды.

Расход азотной кислоты (т).

	Для пиросилина №1	Для пиросилина №2
На реакцию этерификации	0,675	0,58
Потери кислоты:		
от испарения	0,21	0,24
при перекачках	0,01	0,01
Потери кислоты	0,895	0,83

Расход серной кислоты (т).

	Для пиросилина №1	Для пиросилина №2
Потери от испарения	0,05	0,055
Потери при перекачках	0,022	0,022
	0,072	0,077

Прибыль воды (т).

	Для пиросилина №1	Для пиросилина №2
От реакции этерификации	$q_{1в} = 0,172$	$q_{2в} = 0,157$
С влагой целлюлозы	$q_{1в} = G_{1а6с} \cdot W_1 =$ $= 0,656 \cdot 0,05 = \frac{0,033}{0,205}$	$q_{2в} = G_{2а6с} \cdot W_2 =$ $= 0,646 \cdot 0,05 = \frac{0,032}{0,189}$

Влага, поглощенная из воздуха, не учитывается. Тогда массовый состав и масса отработанной нитрационной кислотной смеси после реакции этерификации (т):

для пиросилина №1

HNO_3	$5,17 - 0,895 = 4,275$
H_2SO_4	$15,18 - 0,072 = 15,108$
H_2O	$1,65 + 0,205 = \frac{1,855}{21,238}$

для пиросилина №2

HNO_3	$4,75 - 0,830 = 3,92$
H_2SO_4	$16,125 - 0,077 = 16,048$
H_2O	$4,125 + 0,189 = \frac{4,3142}{24,282}$

Массовая доля компонентов в отработанных нитрационных кислотных смесях после реакции этерификации:

для пиросилина №1

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 & \frac{4,275 \cdot 100}{21,238} = 20,087 (\%) \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & \frac{15,108 \cdot 100}{21,238} = 70,986 (\%) \\ \text{H}_2\text{O} & \frac{1,855 \cdot 100}{21,238} = \frac{8,927\%}{100\%} \end{aligned}$$

для пироксилина №2

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 & \frac{3,92 \cdot 100}{24,282} = 16,144 (\%) \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & \frac{16,048 \cdot 100}{24,282} = 66,089 (\%) \\ \text{H}_2\text{O} & \frac{4,314 \cdot 100}{24,282} = \frac{17,767(\%)}{100(\%)} \end{aligned}$$

Принимаем, что после отжима в кислотоотжимочных центрифугах нитрат целлюлозы удерживает 1т кислотной смеси на 1т нитрата целлюлозы. При этом степень отжима нитрата целлюлозы от кислоты составляет 50 ÷ 55%. Следовательно, содержание азотной кислоты в адсорбированной кислотной смеси примерно на 30% будет выше, чем в отработанной нитрационной кислотной смеси, а содержание воды остается неизменным. Тогда массовая доля компонентов в адсорбированной кислотной смеси:

для пироксилина №1

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 & \frac{20,0 \cdot 87 (100 + 30)}{100} = 26,113 (\%) \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & 100 - (26,113 + 8,927) = 64,96 (\%) \\ \text{H}_2\text{O} & \frac{8,927(\%)}{100(\%)} \end{aligned}$$

для пироксилина №2

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 & \frac{16,144 (100 + 30)}{100} = 20,99 (\%) \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & 100 - (20,99 + 17,767) = 61,243 (\%) \\ \text{H}_2\text{O} & \frac{17,767(\%)}{100(\%)} \end{aligned}$$

Массовый состав адсорбированной кислотной смеси (т):

для пироксилина №1

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 & 1 \cdot 0,26113 = 0,26113 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & 1 \cdot 0,6496 = 0,6496 \\ \text{H}_2\text{O} & 1 \cdot 0,08927 = \frac{0,08927}{1} \end{aligned}$$

для пироксилина №2

$$\begin{aligned} \text{HNO}_3 & 1 \cdot 0,2099 = 0,2099 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & 1 \cdot 0,61243 = 0,61243 \\ \text{H}_2\text{O} & 1 \cdot 0,17767 = \frac{0,17767}{1} \end{aligned}$$

Этот состав адсорбированных кислот как с пироксидом №1, так и с пироксидом №2 в количестве 1т поступает на фазу рекуперации кислот.

Массовый состав и масса отработанной нитрационной кислотной смеси после отжима составят (т):

для пироксидов №1

$$\begin{array}{rcl} \text{HNO}_3 & 4,275 - 0,26113 = & 4,01387 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & 15,108 - 0,6496 = & 14,4584 \\ \text{H}_2\text{O} & 1,9 - 0,08927 = & \frac{1,81073}{20,283} \end{array}$$

для пироксидов №2

$$\begin{array}{rcl} \text{HNO}_3 & 3,92 - 0,2099 = & 3,7101 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & 16,048 - 0,61243 = & 15,43557 \\ \text{H}_2\text{O} & 4,3143 - 0,17767 = & \frac{4,13663}{23,2823} \end{array}$$

Массовая доля компонентов в отработанных нитрационных кислотных смесях после отжима составит (%):

для пироксидов №1

$$\begin{array}{rcl} \text{HNO}_3 & \frac{4,01387 \cdot 100}{20,283} = & 19,79 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & \frac{14,4584 \cdot 100}{20,283} = & 71,28 \\ \text{H}_2\text{O} & \frac{1,81073 \cdot 100}{20,283} = & \frac{8,93}{100} \end{array}$$

Для пироксидов №2

$$\begin{array}{rcl} \text{HNO}_3 & \frac{3,7101 \cdot 100}{23,2823} = & 15,93 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 & \frac{15,43557 \cdot 100}{23,2823} = & 66,3 \\ \text{H}_2\text{O} & \frac{4,13663 \cdot 100}{23,2823} = & \frac{17,77}{100} \end{array}$$

Определение дозирочных расходов и количества избыточной отработанной нитрационной кислотной смеси.

Дозировочный расход - количество свежих азотной (или меланж) и серной (в виде олеума и купоросного масла) кислот, которые добавляются в смесители при дозировке (укреплении) отработанных нитрационных кислотных смесей. Отработанные нитрационные кислотные смеси поступают на фазу смещения кислот, где их укреплением свежими кислотами доводят до требуемого состава.

Отработанные нитрационные кислотные смеси №1 идут для приготовления нитрационных кислотных смесей №1, а избыток их идет на приго-

товление нитрационных кислотных смесей №2, отработанные смеси №2 идут только на изготовление нитрационных кислотных смесей №2, а их избыток поступает на регенерацию.

Расчет дозирочных расходов для нитрационных кислотных смесей №1.

Для составления нитрационных кислотных смесей №1 имеем следующее. Состав отработанной нитрационной кислотной смеси №1 (%):

HNO_3 - 19,79; H_2SO_4 - 71,28; H_2O - 8,93

Состав приготовляемой нитрационной кислотной смеси №1 (%):

HNO_3 - 23,5; H_2SO_4 - 69,0; H_2O - 7,5

Азотная кислота - 98 % HNO_3

Олеум - 105 % (в переводе на H_2SO_4)

Количество нитрационных кислотных смесей №1 $B_1 = 22$ т.

Определяем необходимое количество для составления B_1 нитрационной кислотной смеси №1, азотной кислоты N_1 , олеума S_1 , отработанной кислотной смеси A_1 .

Для расчета составим уравнения:

для азотной кислоты $A_1 y_1 + N_1 n = B_1 y$

для серной кислоты $A_1 x_1 + S_1 s = B_1 x$.

Равенство составных частей $A_1 + N_1 + S_1 = B_1$,

где y_1 - массовая доля HNO_3 в отработанной нитрационной кислотной смеси №1, %.

x_1 - массовая доля H_2SO_4 в отработанной нитрационной кислотной смеси №1, %;

n - массовая доля HNO_3 в свежей HNO_3 , %;

s - массовая доля H_2SO_4 в олеуме, %

y - массовая доля HNO_3 в нитрационной кислотной смеси №1, %;

x - массовая доля H_2SO_4 в нитрационной кислотной смеси №1, %.

Подставляя цифровые значения, получаем

$$A_1 \cdot 19,79 + N_1 \cdot 98 = 22 \cdot 23,5;$$

$$A_1 \cdot 71,28 + S_1 \cdot 105 = 22 \cdot 69,0;$$

$$A_1 + N_1 + S_1 = 22;$$

$$A_1 = 19,02 \text{ т}; N_1 = 1,435 \text{ т}; S_1 = 1,545 \text{ т}.$$

Избыток отработанной нитрационной кислотной смеси №1

$$A'_1 = 20,283 - 19,02 = 1,263 \text{ (т)}$$

с содержанием:

$$\text{HNO}_3 \quad 1,263 \cdot 0,1979 = 0,25 \text{ (т)}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 1,263 \cdot 0,7128 = 0,9 \text{ (т)}.$$

В переводе на моногидрат дозирочный расход:

$$N'_1 = 1,435 \cdot 0,98 = 1,406 \text{ (т);}$$

$$S'_1 = 1,545 \cdot 1,05 = 1,622 \text{ (т).}$$

*Расчет дозирочных расходов для нитрационных
кислотных смесей №2.*

Для составления нитрационной кислотной смеси №2 имеем следующее.
Избыток отработанной нитрационной кислотной смеси №1 $A'_1 = 1,263$ т
состава: $y_1 - 19,79\% \text{ HNO}_3$; $x_1 - 71,28\% \text{ H}_2\text{SO}_4$.

Отработанную нитрационную кислотную смесь №2 состава: $y_2 - 15,93\% \text{ HNO}_3$; $x_2 - 66,3\% \text{ H}_2\text{SO}_4$.

Купоросное масло с массовой долей моногидрата 92,5%.

Азотную кислоту с массовой долей моногидрата 98%.

Необходимо получить нитрационную кислотную смесь №2 в количестве $B_2 = 25$ т состава (%): $\text{HNO}_3 - 19$; $\text{H}_2\text{SO}_4 - 64,5$; $\text{H}_2\text{O} - 16,5$.

Определяем потребное количество отработанной нитрационной кислотной смеси №2:

$$A_2 = \frac{B_2 [n(s-x') - y's] - A_1 [n(s-x_1) - y_1s]}{n(s-x_2) - y_2 \cdot s}$$

Подставляя цифровые значения, получаем

$$A_2 = \frac{25 [98(92,5-64,5) - 19 \cdot 92,5] - 1,263 [98(92,5-71,28) - 19,79 \cdot 92,5]}{98(92,5-66,30) - 15,93 \cdot 92,5} =$$

$$= 22,254 \text{ (т).}$$

Избыток A'_2 отработанных нитрационных кислотных смесей №2 поступает на регенерацию

$$A'_2 = 23,2823 - 22,254 = 1,028 \text{ (т)}$$

с содержанием

$$\text{HNO}_3 \quad 1,028 \cdot 0,1593 = 0,1638 \text{ (т)}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 1,028 \cdot 0,663 = 0,6816 \text{ (т)}$$

В пересчете на моногидрат:

$$\text{HNO}_3 \quad 0,1638 \cdot 0,98 = 0,16 \text{ (т)}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,6816 \cdot 0,925 = 0,63 \text{ (т).}$$

Потребное количество азотной кислоты

$$N_2 = \frac{B_2 y' - A'_1 y_1 - A_2 y_2}{n}$$

Подставляя цифровые значения, получаем

$$N_2 = \frac{25 \cdot 19 - 1,263 \cdot 19,79 - 22,254 \cdot 15,93}{98} = 0,9745 \text{ (т).}$$

Потребное количество серной кислоты

$$S_2 = \frac{B_2 x' - A'_1 x_1 - A_2 x_2}{s}$$

Подставляя цифровые значения, получаем

$$S_2 = \frac{25 \cdot 64,5 - 1,263 \cdot 71,29 - 22,254 \cdot 66,30}{92,5} = 0,509 \text{ (т);}$$

$$B_2 = A'_1 + A_2 + S_2 + N_2 = 1,263 + 22,224 + 0,9745 + 0,509 = 25 \text{ (т).}$$

В переводе на моногидрат дозировочный коэффициент составит:

$$N'_2 = 0,9745 \cdot 0,98 = 0,955 \text{ (т);}$$

$$S_2 = 0,509 \cdot 0,925 = 0,471 \text{ (т).}$$

Расчет абсолютных расходов.

Абсолютные или удельные расходы - количество азотной и серной кислот (в моногидрате), безвозвратно теряемые при изготовлении 1 т нитрата целлюлозы. По азотной кислоте абсолютные расходы складываются из следующего:

полезного расхода на реакцию этерификации целлюлозы;

потери с отходящими газами в виде паров азотной кислоты и окислов азота, из этих потерь на абсорбционных установках улавливается 80-85% и возвращается в производственный цикл, принимаем улов паров HNO_3 80%, тогда он составит:

$$\text{для пироксилина №1} \quad 0,21 \cdot 0,8 = 0,168 \text{ (т);}$$

$$\text{для пироксилина №2} \quad 0,24 \cdot 0,8 = 0,192 \text{ (т).}$$

Потери:

$$\text{для пироксилина №1} \quad 0,21 - 0,168 = 0,042 \text{ (т);}$$

$$\text{для пироксилина №2} \quad 0,24 - 0,192 = 0,048 \text{ (т).}$$

Потери при переливах и перекачках принимаем для азотной кислоты 0,01 т, для серной кислоты - 0,222 т на 1 т пироксилина, потери кислот, удержанных (адсорбированных) нитратом целлюлозы после рекуперации.

Расчет количества адсорбированных кислот, поступающих с нитратом целлюлозы на стабилизацию.

Согласно расчету после кислотоотжимочных центрифуг с нитратом целлюлозы на фазу рекуперации поступают адсорбированные кислоты в количестве:

с пироксилином №1

$$\begin{array}{r} \text{HNO}_3 \quad 0,26113 \text{ т} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,6496 \text{ т} \\ \hline 0,9107 \text{ т} \end{array}$$

с пироксилином №2

HNO_3	0,2099 т
H_2SO_4	$\frac{0,61243 \text{ т}}{0,8223 \text{ т}}$

Рекуперация кислот ведется по технологической схеме (рис.59).

При рекуперации кислот методом вытеснения соотношение азотной и серной кислот в рекуперированных и адсорбированных нитратом целлюлозы кислотах постоянно и равно:

для пироксилина №1

$$e_1 = \frac{\text{HNO}_3}{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{26,113}{64,96} = 0,402;$$

для пироксилина №2

$$e_2 = \frac{\text{HNO}_3}{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{20,99}{61,243} = 0,343.$$

Практически массовая доля адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей меньше на 3-4% массовой доли отходящих кислот из второй зоны вытеснения. Массовая доля адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей после рекуперации $8-4 = 4\%$.

При этом плотность этих кислот составляет

$$\gamma = 1,02 \text{ т/м}^3 \text{ (см.табл.26).}$$

Нитрат целлюлозы, поступающий на фазу стабилизации, удерживает V кислотных смесей на 1 т нитрата целлюлозы, которые теряются безвозвратно.

Пироксилин №1 удерживает $V_1 = 4,5 \text{ м}^3/\text{т}$.

Пироксилин №2 удерживает $V_2 = 5,5 \text{ м}^3/\text{т}$ (см.табл.22)

Их масса составляет:

в пироксилине №1

$$q_1 = V_1 \cdot \gamma = 4,5 \cdot 1,02 = 4,59 \text{ (т);}$$

в пироксилине №2

$$q_2 = V_2 \cdot \gamma = 5,5 \cdot 1,02 = 5,61 \text{ (т).}$$

Зная массовую долю моногидратов в этих кислотах, определяем их массу:
в пироксилине №1

$$q'_1 = q_1 \cdot 0,04 = 4,59 \cdot 0,04 = 0,184 \text{ (т);}$$

в пироксилине №2

$$q'_2 = q_2 \cdot 0,04 = 5,61 \cdot 0,04 = 0,224 \text{ (т);}$$

При соотношении HNO_3 к H_2SO_4 e_1 и e_2 , масса этих кислот составит:
в пироксилине №1

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{e_1 q'_1}{1 + e_1} = \frac{0,402 \cdot 0,184}{1 + 0,402} = 0,053 \text{ (т);}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{1 \cdot q'_1}{1 + e_1} = \frac{1 \cdot 0,184}{1 + 0,402} = 0,131 \text{ (т),}$$

в пироксилине №2

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{e_2 q'_2}{1 + e_2} = \frac{0,343 \cdot 0,224}{1 + 0,343} = 0,057 \text{ (т);}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{1 \cdot q'_2}{1 + e_2} = \frac{1 \cdot 0,224}{1 + 0,343} = 0,167 \text{ (т).}$$

На фазу регенерации рекуперированных кислот поступает:
от пироксилина №1

$$q_{1\text{пер}} = 0,9107 - 0,184 = 0,7267 \text{ (т);}$$

от пироксилина №2

$$q_{2\text{пер}} = 0,8233 - 0,224 = 0,5993 \text{ (т);}$$

Масса отдельных кислот составляет:

для пироксилина №1

$$\text{HNO}_3 \quad 0,26113 - 0,053 = 0,208 \text{ (т)}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,6496 - 0,131 = 0,5186 \text{ (т),}$$

для пироксилина №2

$$\text{HNO}_3 \quad 0,2099 - 0,057 = 0,1529 \text{ (т)}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,61243 - 0,167 = 0,4454 \text{ (т).}$$

Развернутый кислотный баланс для изготовления 1т пироксилина №1 приведен в табл. 33, пироксилина №2 - в табл.34. Расходы кислот для пироксилинов марок ВА, СА приведены в табл.35.

В производственных условиях кислоты, поступающие на регенерацию, называют избыточными, и они равны разности между дозировочными и абсолютными расходами. При изготовлении смесевых пироксилинов избыток отработанных нитрационных кислот №1 идет на укрепление отработанных нитрационных кислот №2. В этом случае избыток кислот равен количеству кислот, идущих на регенерацию, плюс отработанные нитрационные кислотные смеси №1, идущие на укрепление отработанных кислотных смесей №2.

Наименование	Приход, т		Расход, т							
	Потребная масса		абсолютные потери		регенерация		кислоты на укрепление		избыток отработанных нитрационных кислотных смесей №1	
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄
Нитрационные кислотные смеси №1	<u>22</u> 5,17 5,18		--	--	--	--	--	--	--	--
Кислоты идущие на реакцию этерификации	--	--	0,675	--	--	--	--	--	--	--
Кислоты в вентиляционных газах	--	--	0,042	0,05	0,168	--	--	--	--	--
Отработанные нитрационные кислотные смеси №1	--	--	--	--	--	--	<u>19,02</u> 3,764 13,558		<u>1,263</u> 0,250 0,9	
Рекуперированные кислоты №1	--	--	--	--	<u>0,7267</u> 0,208 0,5186		--	--	--	--
Адсорбированные кислоты	--	--	<u>0,184</u> 0,053 0,131		--	--	--	--	--	--

Наименование	Приход, т		Расход, т							
	Потребная масса		абсолютные потери		регенерация		кислоты на укрепление		избыток отработанных нитрационных кислотных смесей №1	
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄
Свежие кислоты (дозировочные)	--	--	--	--	--	--	1,406	1,622	--	--
Потери при переливах и перекачках	--	--	0,01	0,022	--	--	--	--	--	--
ИТОГО:	5,17	15,18	0,78	0,203	0,376	0,5186	5,17	15,18	0,25	0,9

Примечание: Избыточные Коэффициенты:

$$\text{HNO}_3 \dots 1,406 - 0,78 = 0,376 + 0,25 = 0,626;$$

Наименование	Приход, т		Расход, т					
	потребная масса кислот		абсолютные потери		регенерация		кислота на укрепление	
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄
Нитрационная кислотная смесь №2	<div>25</div> <div>4,75 16,125</div>							
Кислоты, идущие на реакцию этерификации			0,580					
Кислоты в вентиляционных газах			0,048	0,056	0,192			
Отработанные нитрационные кислотные смеси №2					<div>1,028</div> <div>0,638 0,6818</div>		<div>22,254</div> <div>3,545 14,754</div>	
Рекуперированные кислоты №2					<div>0,5983</div> <div>0,1519 0,4456</div>			
Адсорбированные кислоты №2			<div>0,224</div> <div>0,0570 0,167</div>					

Расчет кислотооборота при изготовлении коллоксилинов марки НД по непрерывнодействующей технологии.

Принимаем: коллоксилин - содержание окиси азота 191,5мл NO/г; сырье - целлюлоза марки ЦА с влажностью 5 %; состав нитрационной кислотной смеси (%): HNO_3 - 24; H_2SO_4 - 60, H_2O - 16, модуль этерификации 37 : 1.

Расчет теоретических расходных норм.

Расход азотной кислоты на реакцию этерификации. Определяем число нитрогрупп в нитрате целлюлозы по уравнению

$$n = \frac{162a}{1400 - 45a},$$

где $a = \frac{191,5}{15,95} = 12,$

тогда

$$n = \frac{162 \cdot 12}{1400 - 45 \cdot 12} = 2,26.$$

Подставив значение n в формулу реакции этерификации, определим молекулярную массу нитрата целлюлозы

$$\begin{aligned} & \text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3 + 2,26 \cdot \text{HNO}_3 \rightarrow \\ & \rightarrow \text{C}_6\text{H}_7(\text{OH})_{3-2,26}(\text{ONO}_2) \cdot 2,26 + 2,26 \cdot \text{H}_2\text{O} \\ & \rightarrow \frac{162 - 17 \cdot 2,26 + 62 \cdot 2,26}{263,7} + \frac{2,26 \cdot 18}{40,68} \\ & m = 263,7. \end{aligned}$$

Теоретический расход целлюлозы на получение 1 т нитрата целлюлозы

$$G_{\text{ц}} = \frac{162}{263,7} = 0,614334 \text{ (т)}.$$

Теоретический расход азотной кислоты на получение 1 т нитрата целлюлозы

$$G_{\text{к}} = \frac{n \cdot m_{\text{к}}}{m} = \frac{2,26 \cdot 63}{263,7} = 0,54 \text{ (т)}.$$

Прибыль воды в результате реакции этерификации на 1 т нитрата целлюлозы

$$q_{\text{в}} = \frac{n \cdot m_{\text{д}}}{m} = \frac{2,26 \cdot 18}{163,7} = 0,154 \text{ (т)}.$$

Теоретический выход нитрата целлюлозы на 1 т целлюлозы

$$G_{\text{нц}} = \frac{1}{G_{\text{ц}}} = \frac{1}{0,614334} = 1,628 \text{ (т)}.$$

Определяем практический расход целлюлозы. Общие потери нитрата целлюлозы по технологическим фазам принимаем 5 % как для низкоазотного нитрата целлюлозы (см. табл. 32),

При пересчете на целлюлозу

$$q = \frac{5}{G_{\text{нц}}} = \frac{5}{1,628} = 3,1 \text{ (}\%).$$

Общие потери целлюлозы:

$$\Sigma q = (100 - \alpha) + q_{\text{рс}} + q.$$

Для сырья марки ЦА $\alpha = 92\%$ (см. табл. 11); $q_{\text{рс}}$ принимаем 2%.

Тогда общие потери

$$\Sigma q = (100 - 92) + 2 + 3,1 = 13,1 \text{ (}\%).$$

Абсолютный расход целлюлозы для получения 1 т коллоксилина:

$$G_{\text{абс}} = \frac{G_{\text{ц}} \cdot 100}{100 - \Sigma q} = \frac{0,614334 \cdot 100}{100 - 13,1} = 0,707 \text{ (т)}.$$

Практический выход коллоксилина с 1 т целлюлозы

$$G'_{\text{нц}} = \frac{G_{\text{нц}} (100 - \Sigma q)}{100} = \frac{1,628 (100 - 13,1)}{100} = 1,415 \text{ (т)}.$$

Расчет потребного количества азотной кислоты на реакцию этерификации.

Потери целлюлозы без учета потерь на фазе их подготовки

$$q' = \Sigma q - 2 = 13,1 - 2 = 11,1 \text{ (}\%).$$

Практический расход азотной кислоты с учетом потерь целлюлозы

$$G'_{\text{к}} = \frac{G_{\text{к}} \cdot 100}{100 - q'} = \frac{0,54 \cdot 100}{100 - 11,1} = 0,607 \text{ (т)}.$$

Необходимая масса нитрационной кислотной смеси при принятом модуле

$$B = G_{\text{абс}} \cdot 37 = 0,707 \cdot 37 = 26,19 \text{ (т)}.$$

Принимаем $B = 26 \text{ т}$.

Наименование	Приход, т		Расход, т					
	потребная масса кислот		абсолютные потери		регенерация		кислота на укрепление	
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄
Отработанные нитрационные кислотные (дозировочные) смеси №1	--	--				--	<div>1,263</div> <div>0,250 0,9</div>	
Свежие кислоты (дозировочные)	--	--				--	0,955	0,471
Потери при переливах и перекачках		--	0,01	0,022		--	--	
ИТОГО:	4,75	16,125	0,695	0,244	0,5087	1,127	4,75	16,125

Наименование и моногидрат		Пироксилин марки ВА		Пироксилин марки СА	
		Расчет	Расход	Расчет	Расход
Дозировочные	HNO ₃	$N_1^I \cdot 0,8 + N_2^I \cdot 0,2 =$ $1,406 \cdot 0,8 + (0,955 + 0,25) \cdot 0,2$	1,3658	$N_1^I \cdot 0,65 + N_2^I \cdot 0,35 =$ $= 1,406 \cdot 0,65 + (0,955 + 0,25) \cdot 0,35$	1,335
	H ₂ SO ₄	$S_1^I \cdot 0,8 + S_2^I \cdot 0,2 = 1,622 \cdot 0,8 +$ $+ (0,471 + 0,9) \cdot 0,2$	1,571	$S_1^I \cdot 0,65 + S_2^I \cdot 0,35 =$ $= 1,622 \cdot 0,65 + (0,471 + 0,9) \cdot 0,35$	1,534
Абсолютные или удельные	HNO ₃	$0,78 \cdot 0,8 + 0,695 \cdot 0,2$	0,763	$0,78 \cdot 0,65 + 0,695 \cdot 0,35$	0,75
	H ₂ SO ₄	$0,203 \cdot 0,8 + 0,244 \cdot 0,2$	0,1212	$0,203 \cdot 0,65 + 0,244 \cdot 0,35$	0,2174
Избыточные	HNO ₃	$0,626 \cdot 0,8 + 0,51 \cdot 0,2$	0,6028	$0,626 \cdot 0,65 + 0,51 \cdot 0,35$	0,585
	H ₂ SO ₄	$1,4186 \cdot 0,8 + 1,127 \cdot 0,2$	1,34	$1,4186 \cdot 0,65 + 1,127 \cdot 0,35$	1,316

Массовый состав нитрационной кислотной смеси (т)

HNO_3	$B \cdot 0,24 = 26 \cdot 0,24 = 6,24$
H_2SO_4	$B \cdot 0,6 = 26 \cdot 0,6 = 15,6$
H_2O	$B \cdot 0,16 = 26 \cdot 0,16 = \frac{4,16}{26}$

При реакции этерификации происходит изменение массового состава нитрационных кислотных смесей за счет потери азотной и серной кислот и прибыли воды. Принимаем потери азотной кислоты с отходящими газами 1%, серной 0,24% от массы В, тогда

HNO_3	$\frac{B \cdot 1}{100} = 26 \cdot 0,01 = 0,26 \text{ (т)}$
H_2SO_4	$\frac{B \cdot 0,24}{100} = \frac{26 \cdot 0,24}{100} = 0,062 \text{ (т)}.$

Потери за счет переливов и утечки при перекачках принимаем для азотной кислоты 0,011 т, для серной кислоты - 0,024 т.

Расход азотной кислоты (т)

Расход кислоты на реакцию этерификации	0,607
Потери при испарении	0,26
Потери на переливы и утечки	<u>0,011</u>
	0,878

Расход серной кислоты (т)

Потери при испарении	0,062
Потери на переливы и утечки	<u>0,024</u>
	0,086

Прибыль воды (т)

От реакции	0,154
С влагой целлюлозы	$G_{\text{абс}} = W_2 = 0,707 \cdot 0,05 = \frac{0,035}{0,189}$

Влага, поглощенная из воздуха, не учитывается.

Тогда массовый состав и масса отработанной нитрационной кислотной смеси после реакции этерификации составят (т):

HNO_3	$6,24 - 0,878 = 5,362$
H_2SO_4	$15,6 - 0,086 = 15,514$
H_2O	$4,16 + 0,189 = \frac{4,349}{25,225}$

Массовая доля компонентов (%)

HNO_3	$\frac{5,362 \cdot 100}{25,225} = 21,3$
H_2SO_4	$\frac{15,514 \cdot 100}{25,225} = 61,5$
H_2O	$\frac{4,349 \cdot 100}{25,225} = \frac{17,2}{100}$

Из нитратов - дозаторов реакционная смесь поступает в аппарат НУОК. Рекуперация кислот ведется по технологической схеме (рис.65) вытеснение кислот идет орошающими кислотами в четыре ступени в противотоке. По мере уменьшения массовой доли адсорбированных нитратом целлюлозы кислот уменьшается и массовая доля орошающих кислот. Из нитратов - дозаторов реакционная смесь поочередно сливается в аппарат НУОК. В зоне загрузки аппарата НУОК отработанная нитрационная кислотная смесь через сетчатое дно естественным стоком поступает в приемные баки и затем на укрепление в отделение смешения кислот.

При этом адсорбированные коллоксилином отработанные нитрационные кислотные смеси поступают на рекуперацию в количестве:

$$q_1 = V \cdot \gamma$$

где $V = 4,5 \text{ м}^3/\text{т}$; (табл.22);

γ - плотность этих кислот определяется уравнением:

$$\gamma = 1 + a c;$$

c - массовая доля отработанной нитрационной кислотной смеси, %:

$$c = \text{HNO}_3 \% + \text{H}_2\text{SO}_4 \% = 21,3 + 61,5 = 82,8;$$

a - коэффициент, зависящий от соотношения $\frac{\text{H}_2\text{SO}_4}{\text{HNO}_3} = \frac{61,5}{21,3} = 2,887$.

При этом соотношении $a = 0,0078$. Подставив цифровые значения, получим

$$\gamma = 1 + 0,0078 \cdot 82,8 = 1,646 \text{ (т/м}^3\text{)}$$

Тогда $q_1 = 4,5 \cdot 1,646 = 7,4 \text{ (т)}$.

Коллоксилин после естественного стока содержит значительное количество кислот, поэтому массовая доля азотной кислоты в адсорбированной и отработанной нитрационной кислотной смеси одинакова.

Масса отработанных нитрационных кислотных смесей, поступающих на укрепление,

$$q_2 = 25,225 - 7,4 = 17,825 \text{ (т)},$$

ее массовый состав (т):

HNO_3	$17,825 \cdot 0,213 = 3,797$
H_2SO_4	$17,825 \cdot 0,615 = 10,962$
H_2O	$17,825 \cdot 0,172 = \frac{3,066}{1,7825}$

Средняя массовая доля вытесненной кислотной смеси из первой зоны (см. табл. 29)

$$c'_1 = \frac{\sqrt{\frac{1+4k}{1+3k} \cdot A} - 1}{2a}$$

где k - коэффициент вытеснения для данного коллоксилина принимаем 0,75 (см. табл. 25);

$$A = 4асу,$$

$c = 82,8$ - массовая доля отработанных кислотных смесей;

$$\gamma = 1,646 \text{ т/м}^3.$$

Тогда $A = 4 \cdot 0,0078 \cdot 82,8 \cdot 1,648 = 4,26$.

Подставив цифровые значения, получим:

$$c'_1 = \frac{\sqrt{1 + \frac{4 \cdot 0,75 \cdot 4,26}{1 + 3 \cdot 0,75}} - 1}{2 \cdot 0,0078} = 78,26 (\%).$$

В процессе рекуперации постоянно соотношение кислот

$$e_1 = \frac{\text{HNO}_3}{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{21,3}{61,5} = 0,3463.$$

На основании расчетных данных для высокоазотных нитратов целлюлоз, как пироксилин №1, 60÷65%, для низкоазотных, как коллоксилин, 70÷75% от общего количества вытесненных кислот из первой зоны, первая фракция кислот подается на укрепление, остальная часть поступает на регенерацию.

Массовая доля вытесненных кислот первой фракции практически меньше массовой доли отработанных нитрационных кислотных смесей на 2÷2,5%. Принимаем, что первая фракция вытесненных кислот составляет 75% от вытесненных кислот первой зоны и массовая доля их меньше на 2% массовой доли отработанных нитрационных кислот.

Зная среднюю массовую долю вытесненных кислот 78,26% и массовую долю первой фракции $82,8 - 2 = 80,8 (\%)$, определяем среднюю массовую долю второй фракции, идущей на регенерацию, из условия:

$$\begin{aligned} 80,8 \cdot 0,75 + c_{2\text{фр}} \cdot 0,25 &= 78,26; \\ c_{2\text{фр}} &= \frac{78,26 - 80,8 \cdot 0,75}{0,25} = 70,64. \end{aligned}$$

Определяем плотности вытесненных кислот первой и второй фракций:

$$\gamma_1 = 1 + a_{c1фр} = 1 + 0,0078 \cdot 80,8 = 1,63 \text{ (т/м}^3\text{)};$$

$$\gamma_2 = 1 + a_{c2фр} = 1 + 0,0078 \cdot 70,12 = 1,55 \text{ (т/м}^3\text{)}$$

Тогда масса кислот первой фракции, идущей на укрепление,

$$q_1' = V \cdot 0,75 \cdot \gamma_1 = 4,5 \cdot 0,75 \cdot 1,63 = 5,5 \text{ (т)},$$

ее массовая доля компонентов,

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{c_{1фр} e_1}{1 + e_1} = \frac{80,8 \cdot 0,3463}{1,3463} = 20,78 \text{ (\%)}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{c_{1фр} 1}{1 + e_1} = \frac{80,8 \cdot 1}{1,3463} = 60,02 \text{ (\%)}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 100 - (20,78 + 60,02) = \frac{19,2 \text{ (\%)}}{100}$$

Массовый состав (т):

$$\text{HNO}_3 \quad 5,5 \cdot 0,2078 = 1,14$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 5,5 \cdot 0,6002 = 3,3$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 5,5 \cdot 0,1920 = \frac{1,06}{5,5}$$

Масса кислот второй фракции, поступающей на регенерацию:

$$q_2' = V \cdot 0,25 \cdot \gamma_2 = 4,5 \cdot 0,25 \cdot 1,55 \cdot 0,7012 = 1,222 \text{ (т)}.$$

Массовый ее состав (т):

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{q_2' e_1}{1 + e_1} = \frac{1,222 \cdot 0,3463}{1,3463} = 0,314$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{q_2' \cdot 1}{1 + e_1} = \frac{1,222 \cdot 1}{1,3463} = \frac{0,907}{1,744}$$

Расчет дозировочных расходов.

Для составления нитрационной кислотной смеси имеем:

1. Массовый состав и массу отработанной нитрационной кислотной смеси (т):

$$\begin{array}{r} \text{HNO}_3 \quad 3,797 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \quad 10,962 \\ \text{H}_2\text{O} \quad \underline{3,066} \\ \hline 17,825 \end{array}$$

2. Массовый состав и массу кислот первой фракции (т):

$$\begin{array}{r} \text{HNO}_3 \quad 1,14 \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \quad 3,3 \\ \text{H}_2\text{O} \quad \underline{1,06} \\ \hline 5,5 \end{array}$$

Общая масса кислотных смесей, поступивших на укрепление (т):

$$q_3 = q_2 + q'_1 = 17,825 + 5,5 = 23,325.$$

Их массовый состав (т):

HNO_3	$3,797 + 1,140 = 4,937$
H_2SO_4	$10,962 + 3,3 = 14,262$
H_2O	$3,066 + 1,06 = 4,126$
	<u>23,325</u>

Массовая доля компонентов этих кислот (%):

HNO_3	$\frac{4,937 \cdot 100}{23,325} = 21,17$
H_2SO_4	$\frac{14,262 \cdot 100}{23,325} = 61,14$
H_2O	$\frac{4,126 \cdot 100}{23,325} = \frac{17,69}{100}$

3. Массовую долю приготавливаемой нитрационной кислотной смеси (%): HNO_3 - 24; H_2SO_4 - 60; H_2O - 16.

4. Азотную кислоту с массовой долей 98 %.

5. Купоросное масло с массовой долей 92,5 %.

6. Массу нитрационной кислотной смеси $B_1 = 26$ т.

Определяем необходимую массу для составления В нитрационной кислотной смеси, азотной кислоты N, купоросного масла S, отработанной нитрационной кислотной смеси A_2 .

Для расчета составим уравнения:

для азотной кислоты $A_2u_2 + Nn = Bu$;

для купоросного масла $A_2x_2 + Ss = Bx$;

Равенство составных частей

$$A_2 + N + S = B.$$

Подставив цифровые значения, получим:

$$A_2 \cdot 21,17 + N98 = 26,24;$$

$$A_2 \cdot 61,14 + S92,5 = 26,60;$$

$$A_2 + N + S = 26.$$

Тогда

$A_2 = 22,5$ т массового состава;

$$\text{HNO}_3 \quad 22,5 \cdot 0,2117 = 4,76(\text{т});$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 22,5 \cdot 0,6114 = 13,75(\text{т}).$$

$$N = 1,51 \text{ т};$$

$$S = 1,99 \text{ т}.$$

В переводе на моногидрат дозировочный расход составит:

N	$1,51 \cdot 0,98 = 1,48 \text{ (т)}$
S	$1,99 \cdot 0,925 = 1,84 \text{ (т)}$

Избыток отработанной кислотной смеси, поступающей на регенерацию.

$$A'_2 = 23,325 - 22,5 = 0,85 \text{ (т)};$$

массового состава (т):

HNO_3	$0,825 \cdot 0,2117 = 0,174$
H_2SO_4	$0,825 \cdot 0,6114 = 0,504$

Расчет абсолютного расхода.

По азотной и серной кислотам он складывается из следующего:

- полезного расхода азотной кислоты на реакцию этерификации;
- потери кислоты с отходящими газами, принимаем улов паров азотной кислоты 80 %, тогда потери составляют $0,26 \cdot 0,8 = 0,052 \text{ (т)}$,
- потери серной кислоты 0,062 т;
- потери при переливах и перекачках по азотной кислоте 0,011 т, по серной кислоте 0,024 т;
- потери кислот, адсорбированных коллоксилином после их рекуперации (вытеснении), масса адсорбированных кислот

$$q'_3 = V \cdot \gamma_{IV} \cdot C^{IV},$$

где $V = 4,5 \text{ м}^3/\text{т}$; γ_{IV} - плотность адсорбированных кислот,

$$\gamma_{IV} = 1 + ac^{IV}$$

c^{IV} - массовая доля адсорбированных кислот,

$$c^{IV} = \frac{\sqrt{1 + \frac{1 - \kappa}{1 + 3\kappa} A} - 1}{2a} (\%).$$

Подставив цифровые значения, получим:

$$c^{IV} = \frac{\sqrt{1 + \frac{1 - 0,75}{1 + 3 \cdot 0,75} 4,26} - 1}{2a} = 9,75 (\%).$$

Тогда

$$\gamma_{IV} = 1 + 0,0078 \cdot 9,75 = 1,076 \text{ (т/м}^3\text{)}.$$

Их масса составит:

$$q'_3 = 4,5 \cdot 1,076 \cdot 0,0975 = 0,672 \text{ (т)}.$$

Массовый состав этих кислот:

$$\begin{array}{l} \text{HNO}_3 \quad \frac{q'_3 e_1}{1 + e_1} = \frac{0,472 \cdot 0,3463}{1,3463} = 1,121 \text{ (т)} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{q'_3 \cdot 1}{1 + e_1} = \frac{0,472 \cdot 1}{1,3463} = 0,351 \text{ (т)} \end{array}$$

Развернутый кислотный баланс для изготовления 1т коллоксилина приведен в табл. 36.

Баланс нитрационных кислотных смесей при изготовлении смесевых пироксилинов.

В настоящее время в производстве нитратов целлюлоз для изготовления смесевых пироксилинов имеется несколько технологических схем: периодически действующая ; непрерывнодействующая с применением аппаратов НУОК; комбинированные технологические схемы, по которым пироксилин №1 изготавливают по схеме с применением периодически действующих нитрационных аппаратов, пироксилин №2- непрерывнодействующих нитрационных агрегатов на базе аппаратов НУОК.

В качестве примера рассмотрен баланс кислотных смесей в производстве смесевого пироксилина марки ВА по периодической технологии.

Дано: пироксилин №1- содержание окиси азота 213.5 мл NO/г;
сырье целлюлоза марки ЦА с влажностью 5 %;
пироксилин №2 с содержанием окиси азота 195 мл NO/г;
сырье-целлюлоза марки ХЦ с влажностью 5 % .

Состав нитрационной кислотной смеси, %

Для пироксилина №1 (кислотная смесь)	Для пироксилина №2 (кислотная смесь)
HNO ₃ - 23,5	HNO ₃ -19,0
H ₂ SO ₄ - 69,5	H ₂ SO ₄ - 64,5
H ₂ O - 7,5	H ₂ O-16,5

Модуль этерификации:

для пироксилина №1 - 33:1
для пироксилина №2 - 38:1

В соответствии с расчетом для получения 1т нитрата целлюлозы абсолютный расход целлюлозы

для пироксилина №1 $G_{1abc} = 0,656 \text{ т};$
для пироксилина №2 $G_{2abc} = 0,646 \text{ т}.$

Потребное количество азотной кислоты на реакцию этерификации:

для пироксилина №1 $G_{1к} = 0,675 \text{ т}.$
для пироксилина №2 $G_{2к} = 0,580 \text{ т}.$

Необходимая масса нитрационных кислотных смесей для изготовления 1т нитрата целлюлозы при принятых модулях:

Наименование	Приход, т		Расход, т					
	потребная масса кислот		абсолютные потери		регенерация		кислота на укрепление	
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄
Нитрационные кислотные смеси	<div>26</div> <div>6,24 15,6</div>		--	--	--	--	--	--
Кислоты, идущие на реакцию этерификации			0,607	--	--	--	--	--
Кислоты в вентиляционных газах			0,052	0,062	0,208	--	--	--
Отработанные нитрационные кислотные смеси			--		<div>0,825</div> <div>0,174 0,504</div>		<div>22,5</div> <div>4,76 13,75</div>	
Адсорбированные кислоты			<div>0,465</div> <div>0,120 0,345</div>					

Наименование	Приход, т		Расход, т					
	потребная масса кислот		абсолютные потери		регенерация		кислота на укрепление	
	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄	HNO ₃	H ₂ SO ₄
Свежие кислоты, идущие на укрепление (дозировочные)	--	--	--	--	--	--	1,48	1,84
Кислоты второй фракции	--	--	--	--	$\frac{1,174}{0,314 \quad 0,907}$			
Потери при переливах и перекачках	--	--	0,11	0,024	--	--	--	--
ИТОГО:	6,24	15,6	0,79	0,431	0,696	1,411	6,24	15,6

Примечание: Избыточные коэффициенты:

$$\text{HNO}_3 \dots 1,147 - 0,79 = 0,69;$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \dots 1,84 - 0,431 = 1,409.$$

для пироксилина №1

$$B_1 = G_{\text{Ia6c}} \cdot 33 = 0,656 \cdot 33 = 21,648 \text{ т.}$$

Принимаем $B_1 = 22 \text{ т.}$

для пироксилина №2

$$B_2 = G_{2a6c} \cdot 38 = 0,656 \cdot 38 = 24,548 \text{ т.}$$

Принимаем $B_2 = 25 \text{ т.}$

Для изготовления смесевых пироксилинов марки ВА принимаем соотношение пироксилина №1 к пироксилину №2 как 80:20.

Тогда для изготовления 1т смесового пироксилина марки ВА необходимо нитрационной кислотной смеси:

для изготовления пироксилина №1 $B'_1 = B_1 \cdot 0,8 = 22 \cdot 0,8 = 17,6 \text{ т};$

для изготовления пироксилина №2 $B'_2 = B_2 \cdot 0,2 = 25 \cdot 0,2 = 5 \text{ т.}$

Массовый состав нитрационной кислотной смеси (т):

пироксилина №1:

$$\text{HNO}_3 \quad B'_1 \cdot 0,235 = 17,6 \cdot 0,235 = 4,136$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad B'_1 \cdot 0,690 = 17,6 \cdot 0,690 = 12,144$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B'_1 \cdot 0,075 = 17,6 \cdot 0,075 = 1,32$$

пироксилина №2:

$$\text{HNO}_3 \quad B'_2 \cdot 0,190 = 5 \cdot 0,190 = 0,950$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad B'_2 \cdot 0,645 = 5 \cdot 0,645 = 3,225$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B'_2 \cdot 0,165 = 5 \cdot 0,165 = 0,825$$

Принимаем потери с отходящими газами азотной кислоты 0,97%, серной 0,22% от общей массы нитрационной кислотной смеси на изготовление одной тонны смесового пироксилина:

потери азотной кислоты от испарения при изготовлении

$$\text{пироксилина №1} \quad \frac{B'_1 \cdot 0,97}{100} = \frac{17,6 \cdot 0,97}{100} = 0,17 \text{ т};$$

$$\text{пироксилина №2} \quad \frac{B'_2 \cdot 0,97}{100} = \frac{5 \cdot 0,97}{100} = 0,048 \text{ т.}$$

потери серной кислоты при изготовлении :

$$\text{пироксилина №1} \quad \frac{B'_1 \cdot 0,22}{100} = \frac{17,6 \cdot 0,22}{100} = 0,0385 \text{ т} \sim 0,04 \text{ т}$$

$$\text{пироксилина №2} \quad \frac{B'_2 \cdot 0,22}{100} = \frac{5 \cdot 0,22}{100} = 0,01 \text{ т.}$$

Расход азотной кислоты (т):

	Для пироксилина №1	Для пироксилина №2
На реакцию этерификации	$0,675 \cdot 0,8 = 0,54$	$0,58 \cdot 0,2 = 0,116$
Потери от испарения	0,17	0,048
Потери при перекачках	0,01	0,002
Всего	0,72	0,166

Расход серной кислоты (т) :

	Для пиросилина №1	Для пиросилина №2
Потери от испарения	0,04	0,011
Потери при перекачках	0,0176	0,004
Всего	0,0576	0,015

Прибыль воды (т):

для пиросилина №1

от реакции этерификации $q_{1в} = 0,172 \cdot 0,8 = 0,137$ с влагой целлюлозы $q_{1ц} = G_{1абс} \cdot W \cdot 0,8 = 0,656 \cdot 0,05 \cdot 0,8 = 0,026$

Всего: 0,16;

для пиросилина №2

 $q_{2в} = 0,157 \cdot 0,2 = 0,034$ $q_{2ц} = G_{2абс} \cdot W_2 \cdot 0,2 = 0,646 \cdot 0,05 \cdot 0,2 = 0,0064$

Всего: 0,0378

Тогда массовый состав отработанных нитрационных кислотных смесей

(т) будет равен

для пиросилина №1

 $\text{HNO}_3 \quad 4,136 - 0,72 = 3,416$ $\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 12,144 - 0,057 = 12,087$ $\text{H}_2\text{O} \quad 1,32 + 0,164 = 1,484$

всего 16,987

для пиросилина №2

 $\text{HNO}_3 \quad 0,950 - 0,166 = 0,784$ $\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 3,225 - 0,015 = 3,210$ $\text{H}_2\text{O} \quad 0,825 + 0,0378 = 0,863$

Всего: 4,857

состав этих кислот в % будет:

для пиросилина №1

 $\text{HNO}_3 \quad \frac{3,416 \cdot 100}{16,987} = 20,11$ $\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{3,416 \cdot 100}{16,987} = 71,15$ $\text{H}_2\text{O} \quad \frac{1,48 \cdot 100}{16,987} = 8,74$

Всего: 100

для пироксилина №2

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{0,784 \cdot 100}{4,857} = 16,14$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{3,210 \cdot 100}{4,857} = 66,09$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad \frac{0,863 \cdot 100}{4,857} = 17,77$$

Всего: 100

*По азотной кислоте абсолютные расходы составляют:

$$\text{для пироксилина №1} \quad 17,6 - 16,987 = 0,613 \text{ (т).}$$

$$\text{для пироксилина №2} \quad 5 - 4,857 = 0,143 \text{ (т).}$$

В том числе потери с отходящими газами в виде паров азотной кислоты, улов которых в абсорбционных установках принимаем 80%, составит:

$$\text{для пироксилина №1} \quad 0,17 \cdot 0,8 = 0,136 \text{ (т);}$$

$$\text{для пироксилина №2} \quad 0,048 \cdot 0,8 = 0,038 \text{ (т).}$$

Принимаем, что после отжима нитраты целлюлозы удерживают 1 т кислотных смесей на 1 т нитрата целлюлозы.

Тогда масса адсорбированных кислот составит в пироксилине №1 - 0,8 т, в пироксилине №2 - 0,2 т.

Как уже отмечалось, содержание азотной кислоты в адсорбированной кислотной смеси примерно на 30% выше, чем в отработанной кислотной смеси, а содержание воды остается неизменным. Тогда массовая доля компонентов в адсорбированной кислотной смеси, (%):

для пироксилина №1

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{20,11 \cdot (100 + 30)}{100} = 26,14$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 100 - (26,14 + 8,74) = 65,12$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 8,74$$

для пироксилина №2

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{16,14 \cdot (100 + 30)}{100} = 2,98$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 100 - (20,98 + 17,77) = 61,25$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 17,77$$

Массовый состав адсорбированных кислотных смесей (т):

для пироксилина №1

$$\text{HNO}_3 \quad 0,8 \cdot 0,2614 = 0,21$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,8 \cdot 0,6512 = 0,52$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0,8 \cdot 0,0874 = 0,07$$

для пироксилина №2

$$\text{HNO}_3 \quad 0,2 \cdot 0,2098 = 0,04$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,2 \cdot 0,6125 = 0,13$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0,2 \cdot 0,1777 = 0,03$$

Этот состав адсорбированных кислот с пиросилином №1 в количестве 0,8т, с пиросилином №2 - 0,2т поступает на фазу рекуперации.

Масса и состав отработанных кислот после отжима составляет (т):
для пиросилина №1

HNO_3	$3,416 - 0,210 = 3,206$
H_2SO_4	$12,087 - 0,520 = 11,567$
H_2O	$1,484 - 0,07 = 1,414$
	Всего 16,187

для пиросилина №2

HNO_3	$0,784 - 0,04 = 0,744$
H_2SO_4	$3,210 - 0,13 = 3,080$
H_2O	$0,863 - 0,03 = 0,833$
	Всего 4,657

Массовая доля компонентов этих кислот составит, %
для пиросилина №1

HNO_3	$\frac{3,206 \cdot 100}{16,187} = 19,80$
H_2SO_4	$\frac{11,567 \cdot 100}{16,187} = 71,50$
H_2O	$\frac{3,206 \cdot 100}{16,187} = 8,70$
	Всего: 100

для пиросилина №2

HNO_3	$\frac{0,744 \cdot 100}{4,657} = 15,98$
H_2SO_4	$\frac{3,080 \cdot 100}{4,657} = 66,14$
H_2O	$\frac{0,833 \cdot 100}{4,657} = 17,88$
	Всего 100

Отработанные нитрационные кислотные смеси №1 идут для изготовления нитрационных кислотных смесей №1, часть их может быть использована на изготовление кислотных смесей №2, а оставшаяся часть идет на регенерацию.

Отработанные кислотные смеси №2 идут только на изготовление нитрационных кислотных смесей №2, а их избыток идет на регенерацию.

Имея отработанную нитрационную смесь №1 состава HNO_3 - 19,8, H_2SO_4 - 71,5, H_2O - 8,7, состав приготавливаемой нитрационной кислотной смеси №1 - HNO_3 - 23,5 H_2SO_4 - 69,0, H_2O - 7,5, свежую азотную кислоту 98%; олеум - олеум 105% (в пересчете на H_2SO_4) а также количество нитрационной кислотной смеси В₁ - 17,6. Определяем необходимое количество для составления В₁, нитрационной кислотной смеси №1: азотной кислоты N₁, олеума S:, отработанной нитрационной кислотной смеси А₁.

Для расчета составим уравнение:

для азотной кислоты

$$A_1 y_1 + N_1 n = B_1 y$$

для серной кислоты

$$A_1 x_1 + S'_1 s' = B_1 x$$

$$A_1 + N_1 + S'_1 = B_1,$$

где $y_1 = 19,8 \text{ HNO}_3$,

$x_1 = 71,5 \text{ H}_2\text{SO}_4$

- массовая доля этих кислот в отработанной кислотной смеси №1;

$y = 23,5 \text{ HNO}_3$

$x = 69,0 \text{ H}_2\text{SO}_4$

- массовая доля этих кислот в нитрационной кислотной смеси №1;

$n = 98\% \text{ HNO}_3$ - массовая доля HNO_3 в свежей азотной кислоте;

$s = 105\% \text{ H}_2\text{SO}_4$ - тоже H_2SO_4 в олеуме.

Подставляя цифровые значения, получим:

$$A_1 \cdot 19,80 + N_1 \cdot 98 = 17,6 \cdot 23,5$$

$$A_1 \cdot 71,50 + S' \cdot 105 = 17,6 \cdot 69,0$$

$$A_1 + N_1 + S'_1 = 17,6$$

Решая эти уравнения, получим:

$$A_1 = 15,17 \text{ т}; N_1 = 1,16 \text{ т}; S = 1,24 \text{ т}.$$

$$B_1 = 15,17 + 1,16 + 1,24 = 17,57 \approx 17,6 \text{ т}.$$

Избыток отработанной кислотной смеси №1 составит:

$$A'_1 = 16,187 - 15,17 = 1,017 \text{ т}.$$

Анализ и предварительный расчет показали, что при составлении нитрационных кислотных смесей №2 в количестве $B_2 = 5 \text{ т}$ с использованием избытка нитрационных кислотных смесей №1 $A'_1 = 1,017 \text{ т}$ последних потребуется порядка 6%. Использование этих кислот в таком количестве без их очистки от уносимого пироксилина №1 при изготовлении пироксилина №2 нецелесообразно. Имея отработанную нитрационную кислотную смесь №2 состава, %: $y_2 - 15,98 \text{ HNO}_3$, $x_2 - 66,14 \text{ H}_2\text{SO}_4$, купоросное масло с массовой долей H_2SO_4 в пересчете на моногидрат $S = 92,5$, азотную кислоту с массовой долей $n = 98 \text{ HNO}_3$, определяем необходимое количество для составления B_2 кислотной смеси: азотной кислоты N_2 ; серной кислоты S_2 , отработанной нитрационной кислотной смеси A_2 .

Для расчета составим уравнение:

$$\text{для азотной кислоты} \quad A_2 y_2 + N_2 n = B_2 y$$

$$\text{для серной кислоты} \quad A_2 x_2 + S_2 s = B_2 x$$

$$A_2 + N_2 + S_2 = B_2$$

Подставляя цифровые значения в эти уравнения, получим:

$$A_2 \cdot 15,98 + N_2 \cdot 98 = 5 \cdot 19$$

$$A_2 \cdot 66,4 + S \cdot 92,5 = 5 \cdot 64,5$$

$$A_2 + N_2 + S = B_2$$

Решая эти уравнения, получим:

$$A_2 = 4 \text{ т}; N_2 = 0,38 \text{ т}; S_2 = 0,6 \text{ т}$$

$$B_2 = A_2 + N_2 + S_2 = 4 + 0,38 + 0,6 = 4,98 \text{ т} \approx 5 \text{ т.}$$

Расчет количества адсорбированных кислот, поступающих с нитратом целлюлозы на стабилизацию.

Согласно расчету на фазу рекуперации поступает адсорбированных кислот (т):

с пироксилином №1

HNO_3 -0,21

H_2SO_4 -0,52

Всего: 0,73

с пироксилином №2

HNO_3 -0,04

H_2SO_4 - 0,13

Всего: 0,17

Соотношение азотной и серной кислот в адсорбированной равно:

для пироксилина №1

$$C_1 = \frac{\text{HNO}_3}{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{21}{52} \approx 0,4$$

для пироксилина №2

$$C_2 = \frac{0,04}{0,13} \approx 0,3$$

Установив, что вытеснение кислот ведется до общей кислотности вытесненных кислот 8%, принимаем, что массовая доля адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей меньше на 4% массовой доли отходящих кислот из второй зоны вытеснения.

Тогда массовая доля адсорбированных нитратом целлюлозы кислотных смесей после рекуперации равна $8 - 4 = 4\%$. Плотность этих кислот $\gamma = 1,02 \text{ т/м}^3$ (табл.26). В 1т нитрата целлюлозы удерживается $V \text{ м}^3$ кислотных смесей, которые теряются безвозвратно.

Пироксилин №1 удерживает $V_1 = 4,5 \text{ м}^3/\text{т}$.

Пироксилин №2 удерживает $V_2 = 5,5 \text{ м}^3/\text{т}$.

Тогда их масса составит:

в пироксилине №1

$$q_1 = 0,8 \cdot V_1 \cdot \gamma = 0,8 \cdot 1,02 \cdot 4,5 = 3,59 \text{ т};$$

в пироксилине №2

$$q_2 = 0,2 \cdot 5,5 \cdot 1,02 = 1,12$$

Зная массовую долю моногидратов в этих кислотах, определяем их массу.

В пироксилине №1

$$q'_1 = q \cdot 0,04 = 3,59 \cdot 0,04 = 0,144 \text{ т.}$$

В пироксилине №2

$$q'_2 = q_2 \cdot 0,04 = 1,12 \cdot 0,04 = 0,045 \text{ т.}$$

При принятых соотношениях HNO_3 к H_2SO_4 C_1 и C_2 масса этих кислот составит:

В пироксилине №1



$$\frac{e_1 \cdot q'_1}{1 + e_1} = \frac{0,4 \cdot 0,144}{1 + 0,4} = 0,04 \text{ т.}$$



$$\frac{1 \cdot 0,144}{1 + e_2} = \frac{0,144}{1,4} = 0,1 \text{ т.}$$

В пироксилине №2



$$\frac{e_2 \cdot q'_2}{1 + e_2} = \frac{0,3 \cdot 0,045}{1,3} = 0,014 \text{ т.}$$



$$\frac{1 \cdot 0,045}{1,3} = 0,0345 \text{ т.}$$

На фазу регенерации рекуперированных кислот поступает:

от пироксилина №1

$$q'_1 = 0,73 - 0,144 = 0,586 \text{ т;}$$

от пироксилина №2

$$q'_2 = 0,17 - 0,045 = 0,125 \text{ т.}$$

Масса отдельных кислот составит:

для пироксилина №1



$$0,21 - 0,04 = 0,17 \text{ т;}$$



$$0,52 - 0,1 = 0,42 \text{ т.}$$

для пироксилина №2



$$0,04 - 0,0014 = 0,026 \text{ т;}$$



$$0,13 - 0,0345 = 0,095 \text{ т.}$$

Баланс нитрационных кислотных смесей для изготовления 1 т смешанного пироксилина марки ВА приведен на рис. 74. Общее количество отработан-

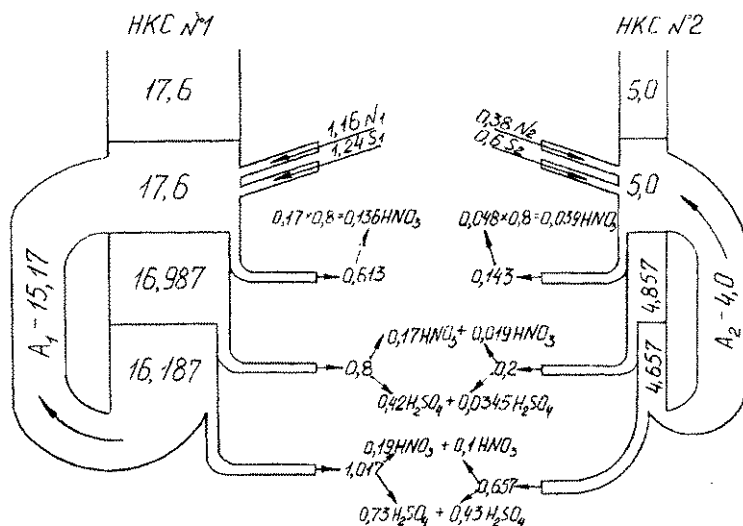


Рис. 74. Баланс кислот при изготовлении пироксилинов марки ВА.

ных уловленных рекуперированных кислот в моногидрате на фазу регенерации поступает:

от пироксилина №1

$$\text{HNO}_3 \quad 0,136 + 0,17 + 0,19 = 0,446 \text{ т};$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,42 + 0,73 = 1,15 \text{ т}.$$

от пироксилина №2

$$\text{HNO}_3 \quad 0,038 + 0,19 + 0,1 = 0,157 \text{ т};$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 0,0345 + 0,43 = 0,465 \text{ т}.$$

Общее количество кислот в моногидрате поступает на регенерацию:

$$\text{HNO}_3 \quad 0,496 + 0,157 = 0,653 \text{ т}.$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 1,15 + 0,465 = 1,615$$

$$\text{Всего:} \quad 2,268 \text{ т} \approx 2,27 \text{ т}.$$

На фазу регенерации отработанные нитрационные кислотные смеси поступают с массовой долей 40+60%, для расчета принимаем 50%.

Тогда на фазу регенерации поступает кислотных смесей $\frac{2,27}{0,5} = 4,54 \text{ т}$ состава (%):

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{0,653 \cdot 100}{4,54} = 14,38$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{1,615 \cdot 100}{4,54} = 35,57$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 50,05$$

Как уже отмечалось, при содержании в рабочей нитрационной кислотной смеси более 45% окислов азота (в пересчете N_2O_4) их передают на регенерацию.

Масса этих кислот составляет 6т на 1т получаемого пироксилина.

Смесь этих кислот как по массовой доле, так и по массовому составу компонентов приведена ниже:

состав %:

$$\text{HNO}_3 \quad 15,9$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 23,13$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 60,47$$

$$\text{Нитрат целлюлозы} \quad 0,5$$

$$\text{Всего:} \quad 100$$

Масса отдельных кислот т/т.

$$\text{HNO}_3 \quad \frac{15,9 \cdot 6}{100} = 0,954$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad \frac{23,13 \cdot 6}{100} = 1,39$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 3,63$$

$$\text{Всего:} \quad 5,974 \approx 6$$

Эти кислоты передаются на регенерацию.

Глава IX

Стабилизация нитратов целлюлоз.

Тщательно очищенные от примесей образцы нитратов целлюлоз независимо от степени этерификации являются химически устойчивыми соединениями.

По завершении этерификации в нитрате целлюлозы содержится достаточно широкий набор связанных химически и физически примесей. Главными из них, если в качестве нитрационной кислотной смеси применена смесь $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$, являются сульфозефиры целлюлозы со связанными силами адсорбции азотной и серной кислотами.

Наличие их в составе нитрата целлюлоз, поступающего на дальнейшую переработку, практически исключает возможность получения материалов, длительно сохраняющих неизменными свои эксплуатационные свойства, что собственно и определяет возможные области их практического применения.

В соответствии с этим основным назначением процесса стабилизации нитратов целлюлозы является более полное удаление из них разного рода примесей, образующихся при протекании сопутствующих этерификации побочных процессов.

Химическая стойкость нитратов целлюлоз с малой степенью этерификации определяется содержанием в них кислых сульфозефиров целлюлозы. Нитраты целлюлозы высокоэтерифизированы определяются свободной H_2SO_4 в сочетании с нитратами некоторых продуктов окисления и гидролиза целлюлозы.

При этом скорость химического разложения нитрата целлюлозы тем выше, чем выше в нем содержание H_2SO_4 . По мере повышения степени этерификации нитратов целлюлоз наблюдается закономерное снижение содержания химически связанной в виде сульфозефиров серной кислоты и соответственно этому увеличивается количество сорбированной свободной H_2SO_4 .

Высокоазотные (с высокой степенью этерификации) нитраты целлюлоз с содержанием азота порядка 13% содержат лишь следы сульфозефиров.

Для низкоазотных (с малой степенью этерификации) нитратов целлюлоз химическая стойкость определяется в основном содержанием сульфозефиров целлюлоз.

Химическая стойкость высокоазотных нитратов целлюлоз определяется содержанием сорбированной серной кислоты и наличием окисленных группировок. С повышением содержания азота в нитратах целлюлоз коли-

чество сульфозэфиров уменьшается, а количество сорбированной кислоты увеличивается.

Содержание связанной H_2SO_4 в нитратах целлюлоз, полученных на основе различных по природе исходных целлюлоз, одинаково и зависит от степени этерификации. Для получения нитратов целлюлоз с минимальным количеством сульфозэфиров целесообразно использовать нитрационные кислотные смеси с большим содержанием HNO_3 и снизить температуру процесса этерификации.

Фаза стабилизации - одна из основных в производственном цикле изготовления нитратов целлюлоз. Она включает два основных процесса:

- собственно стабилизацию, обеспечивающую требуемую химическую стойкость нитратов целлюлоз путем удаления из них нестойких примесей и побочных веществ, ухудшающих их стойкость;
- формирование технологических показателей нитратов целлюлоз, обеспечивающее требуемую вязкость, степень полимеризации (сп), растворимость и дисперсность нитратов.

Основы стабилизации были заложены Абелем (1865г.) с введением им измельчения нитратов целлюлоз в целях последующего извлечения сорбированных волокном свободных кислот.

В 1906г. Робертсон предложил разрушить сернокислые эфиры нитратов целлюлоз омылением их, варкой в кислой среде. Бешери дополнительно для разрушения продуктов деструкции целлюлозы (нитросахара) предложил щелочные варки.

Принятый на пороховых заводах метод стабилизации последовательной обработкой нитратов целлюлоз горячими слабокислотными и слабощелочными растворами длителен по времени, особенно для таких высокоазотных нитратов целлюлоз, как пироксилины. Так, с применением измельчения длительность стабилизации (сумма времени всех варок) составляет для пироксилина №2 $15 \div 20$ ч, пироксилина №1 $70 \div 100$ ч. Фаза стабилизации энергоемка и малопроизводительна в пироксилиновом производстве, требует большого количества аппаратов и больших производственных площадей.

Как за рубежом, так и в нашей стране всегда актуален вопрос о сокращении продолжительности этого процесса. Эта задача решается по-разному: различными методами изготовления нитратов целлюлоз, химическим, термодинамическим и другими способами обработки нитратов целлюлоз.

Существующие методы стабилизации.

Процессы стабилизации - разрушения нестойких примесей и доведение нитратов целлюлоз до требуемых вязкостных характеристик, степени пол-

имеризации, растворимости - взаимосвязаны и взаимообусловлены, в технологическом цикле идут одновременно при всех технологических схемах.

В заводских условиях эти процессы проводят по следующим технологическим схемам.

Пироксилины №1, №2 в основном обрабатываются по периодической технологии, включающей предварительную стабилизацию в чанах горячей промывки путем варки в кислой, затем в щелочной средах, измельчение в измельчительных машинах, окончательную стабилизацию в лаверах.

Коллоксилины Н обрабатываются в основном по непрерывной технологии, которая состоит из предварительной стабилизации в трубчатых автоклавах в кислотной среде, измельчения в измельчительных машинах, окончательной стабилизации в лаверах.

Низковязкие нитраты целлюлоз (например, лаковые коллоксилины) подвергаются: предварительной стабилизации в чанах горячей промывки варкой в кислой среде (снижение вязкости достигается обработкой в трубчатых или периодически действующих автоклавах), окончательной стабилизации в лаверах.

При обработке целлюлозы серно - азотными кислотными смесями наряду с реакцией этерификации (с образованием нитратных групп) протекает ряд побочных процессов с образованием смешанных серно - азотных эфиров целлюлозы, нитропентозанов (при этерификации древесной целлюлозы), нитропродуктов окисления и гидролизованной целлюлозы (нитросахаров). Эти примеси по своей природе химически нестойки, из-за чего нитраты целлюлоз имеют пониженную химическую стойкость. Кроме того, внутри капилляров нитроцеллюлозного волокна имеется свободная закапсьюлированная кислота.

Серно - азотные эфирные группы целлюлозы образуются в основном при получении низкоэтерифицированных нитратов целлюлоз (коллоксилины и пироксилин №2). Они более легко разрушаются (омыляются) кипячением в кислых растворах.

Достаточно 2 + 4 ч кипячения нитрата целлюлозы в растворе серной кислоты с массовой долей 0,1 + 0,3% для полного их разрушения. Вместе с тем они легко разрушаются и при температурах 130 + 135°C. Эти группы не влияют на продолжительность стабилизации низкоэтерифицированных нитратов целлюлоз.

Нитропродукты гидролиза и окисления целлюлозы (нитросахара), обладающие резко пониженной стойкостью, разрушаются при температуре 70 + 80°C, также легко разрушаются (омыляются) в щелочных растворах. Следовательно, они также не влияют на продолжительность стабилизации.

Варка в щелочных растворах необходима и для нейтрализации всех кислот, выделенных из нитратов целлюлоз при стабилизации: диффундирующих свободных кислот из нитрата целлюлозы в процессе стабилизации,

значительного количества кислот, образующихся в результате гидролиза и отщепления из деструктурированного нитрата целлюлозы.

Существенно влияют на продолжительность стабилизации свободные кислоты, содержание которых в высокоэтерифицированных нитратах целлюлоз типа пироксилина №1 больше, чем в низкоэтерифицированных. После отмывки этерифицированного волокна от кислот до получения нейтральной реакции в волокне остается свободная серная кислота, а азотная кислота отмывается полностью. Для нейтрализации этой кислоты в низкоазотных нитратах целлюлоз после их варки в кислой среде достаточно 2 - 4 - часовой варки в щелочной среде. При изготовлении пироксилина №1 для нейтрализации свободной серной кислоты требуется не только его кипячение в щелочной среде, но и его измельчение.

При предварительной стабилизации низковязких нитратов целлюлоз (таких, как лаковые коллоксилины, не содержащие высокоэтерифицированных сахаров) стабилизацию можно вести только в кислых растворах без применения щелочных. При варках нитратов целлюлоз как в кислых, так и щелочных средах происходит разрушение нестойких примесей, снижение вязкости, степени полимеризации, потеря азота. В щелочных средах снижение вязкости и потеря азота происходит быстрее, чем в кислых. Значительные потери азота наблюдаются у высокоазотных нитратов целлюлоз. Таким образом, при стабилизации происходит денитрация отщеплением нитратных групп. Этот процесс можно представить как результат образования свободных радикалов через разрыв $\text{CO} - \text{NO}$ связей.

Снижение вязкости.

Вязкость нитратов целлюлоз, вернее их растворов, является одной из важнейших технологических характеристик, определяющих их применение. Условная вязкость колеблется от $0,95^{\circ}\text{Э}$ для особо низковязких коллоксилинов до 12°Э и более для пироксилинов. Со снижением вязкости уменьшается степень полимеризации, увеличивается растворимость нитратов целлюлоз. В основе снижения вязкости нитратов целлюлоз лежит процесс деполимеризации макромолекул, который происходит в основном за счет разрывов гликозидных $\text{C}-\text{O}-\text{C}$ связей.

В производственных условиях вязкость снижают до требуемых характеристик пироксилинов №1 и №2 в основном варкой в чанах горячей промывки, низковязких нитратов целлюлоз (коллоксилины) в автоклавах периодического и непрерывного действия при повышенных температурах и давлении.

При кислотности среды $0,3+0,5\%$ наблюдается уменьшение условной вязкости нитратов целлюлоз до $2+2,5^{\circ}\text{Э}$ в течение $30+40\text{ч}$ варки при $90+96^{\circ}\text{C}$, при дальнейшем увеличении времени варки не снижается вязкость, а следовательно, и степень полимеризации. Дальнейшее эффектив-

ное снижение вязкости возможно при обработке нитратов целлюлоз при температурах более 100°C .

Снижение вязкости нитратов целлюлоз можно вести при нагревании в водных раствора аммиака и некоторых других азотосодержащих веществ. Но эти методы не нашли широкого применения, одновременно со снижением вязкости наблюдается их денитрация, материал желтеет, понижаются прочностные характеристики изделий, полученных из этих нитратов целлюлоз.

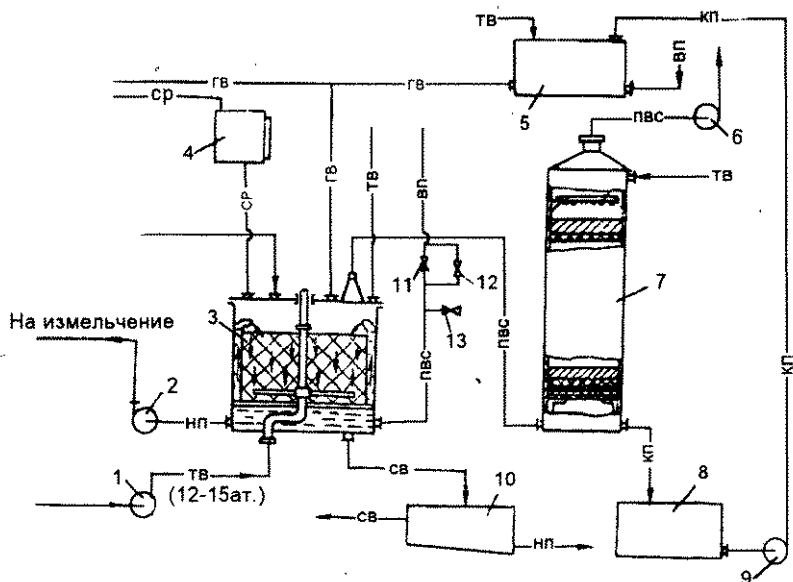
Предварительная стабилизация в чанах горячей промывки.

В производственных условиях варка нитратов целлюлоз в чанах горячей промывки в кислой, затем щелочной средах является процессом предварительной стабилизации. Однако за последние годы в результате более глубокого изучения физико-химических основ процесса стабилизации нитратов целлюлоз, а также усовершенствования промышленных методов их получения (в частности, освоения рекуперации кислот и др.) технологический цикл стабилизации сокращен. В процессе варки нитратов целлюлоз в чанах (за исключением пироксилина №1) химически нестойкие примеси разрушаются быстрее, чем снижается их вязкость, степень полимеризации, поэтому длительность варки определяется не достижением требуемой химической стойкости, а получением требуемой вязкости. Для пироксилина №1 условную вязкость в чанах доводят до $8 \cdot 10^{\circ}\text{Э}$, пироксилина №2 - до $6 \cdot 10^{\circ}\text{Э}$, для лаковых коллоксилинов - до $2 \cdot 2,3^{\circ}\text{Э}$, в производственных условиях иногда и выше.

Термин "предварительная стабилизация" можно отнести только к пироксилину №1, так как химическая стойкость достигается только после его измельчения. При этом необходимость измельчения пироксилина №1, как пироксилина №2 и коллоксилинов марки Н, обуславливается технологическими требованиями порохового производства по их дисперсности.

Процесс предварительной стабилизации с 70-х годов прошлого столетия до наших дней почти не изменился, если не считать сокращения продолжительности холодных и горячих промывок, применения нержавеющей стали вместо дерева для изготовления чанов и внедрения гидравлических методов загрузки и выгрузки нитратов целлюлоз.

На рис. 75 приведена технологическая схема установки чана горячей промывки. После вытеснения кислот из нитратов целлюлоз последние массонасосами подаются в чаны горячей промывки 3. В течение всего времени заполнения чана нитратом целлюлозы кислые транспортные воды сливаются. После заполнения чана нитратом целлюлозы и слива транспортных вод производят кислую варку. Чан заполняется чистой водой; требуемая кислотность среды обеспечивается кислотами, содержащимися в нитратах



НП - водная смесь неизмельченного пироксилина;

СР - содовый раствор;

ГВ - горячая вода;

ТВ - технологическая вода;

ТВ(12-15 ат) - технологическая вода высокого давления;

ВП - пар;

КП - конденсат;

СВ - сточные воды;

ПВС - паровоздушная смесь.

Рис. 75. Технологическая схема установки чана горячей промывки.

целлюлоз, в начале варки она составляет $0,1 + 0,3\%$, затем может увеличиваться до $0,5\%$. Варка ведется при $97 \div 100^\circ\text{C}$. Для подогрева содержимого чана до температуры кипения на основной линии, подающей пар в сопла, открывают вентиль 11. По достижении в чане температуры кипения этот вентиль закрывается, и пар в чан для поддержания в нем постоянной температуры подается через обводную линию вентилем 12, все вентили на паровой линии выше уровня воды в чане. Иногда перед кислой варкой продукт отмывают от поверхностных кислот холодной чистой водой. Учитывая, что при рекуперации кислот (вытеснении), гидровыгрузке и транспортировании нитратов целлюлоз в чан частично отмываются эти кислоты

и кислотность транспортных вод $0,15 \pm 0,5\%$, такая отмывка не обязательна.

По окончании кислой варки кислые отработанные воды сливаются, и продукты отмываются от кислых вод, содержащих разложившиеся при варке примеси. Из бака 5 в чан заливают подогретую до 95°C чистую воду и, спустя некоторое время, ее сливают и вновь заливают чан чистой горячей водой для щелочной варки. Такую промывку проводить холодной водой нерационально.

Для создания требуемой щелочности $0,01 \pm 0,05\%$ в чан из мерника 4 заливается необходимое количество содового раствора. Щелочная варка, как и кислая, ведется при $97 \pm 100^{\circ}\text{C}$. Для поддержания требуемой щелочности среды в чан из мерника периодически добавляется содовый раствор. Варку низковязких нитратов целлюлоз типа лаковых коллоксилинов ведут только в кислой среде.

В период отмывки и по окончании варки подача пара в чан прекращается, в целях исключения подхода отработанных вод из чана к паровым вентилям открывается спускной вентиль 13. По окончании варки отработанные щелочные воды сливаются. Иногда после слива отработанных щелочных растворов проводят отмывку продукта чистой водой. В этом нет необходимости, так как при гидровыгрузке нитраты целлюлоз размываются водой до массовой доли 2-3%, т.е. частично отмываются. Кроме того, измельчение ведут в щелочной среде.

Все отработанные кислые и щелочные воды поступают через фильтр 8 на станцию нейтрализации. Уловленные в фильтре нитраты целлюлоз загружаются обратно в чан, который находится в это время под загрузкой. Нитраты целлюлоз из чанов выгружаются гидравлическим способом (их размывом).

В технологической схеме приведен чан с механизмом гидровыгрузки. Перед разгрузкой чана в подсеточное пространство подается вода, "бабка" нитрата целлюлозы поднимается, после чего включают водяной насос 1. Вода под давлением $12 \div 15$ ат поступает в механизм гидровыгрузки и через сопло выходит с большой скоростью. За счет реактивной силы вал с соплами получает вращательное движение и размывает "бабку". В это время насосом 2 пироксилин №1 и №2 с массовой долей $2 \div 3\%$ подается в отделение измельчения, низковязкие коллоксилины - в отделение автоклавной обработки для дальнейшего снижения их вязкости. Цикл повторяется.

На некоторых заводах низковязкие коллоксилины (в частности, лаковые) обрабатываются в автоклавах, затем окончательную стабилизацию и дальнейшее снижение вязкости до требуемых величин при необходимости ведут в чанах.

При принятых температурных режимах в процессе кислых и щелочных варок испаряется около $13 \div 15$ кг воды в час с 1 м^2 поверхности испарения.

В целях регенерации тепла и повторного использования этой воды ее пары вентилятором 6 отсасываются в конденсационную колонну 7, где пары конденсируются и отдают свое тепло орошающей воде. Горячая вода с температурой около 60°C из конденсационной колонны поступает в сборник горячей воды 8, несконденсированный пар и газы вентилятором 6 выбрасываются в атмосферу. Горячая вода из сборника 8 насосом 9 подается в бак 5, где она подогревается до температуры около 95°C и снова поступает в чаны горячей промывки, эта же вода поступает для приготовления содового раствора.

Чан горячей промывки.

Чаны горячей промывки можно подразделить на две группы: без механизма гидроразмыва нитратов целлюлоз; с механизмом гидроразмыва нитратов целлюлоз.

Чан с механизмом гидроразмыва нитрата целлюлозы (рис. 76) представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар 2 из нержавеющей стали. Наружная поверхность цилиндрической части теплоизолирована досками 4. На высоте 0,2 м от дна установлено ложное дно с отверстиями диаметром $2 + 3\text{ мм}$. В пространстве между ложным дном

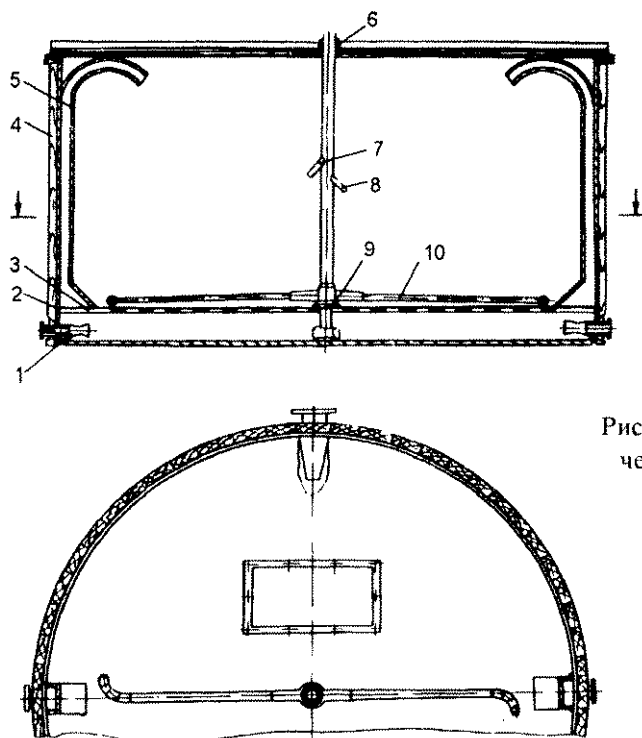
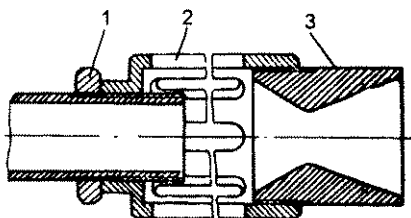


Рис. 76. Чан горячей промывки.

Рис. 77. Сопло.



и дном чана подогревают воду до требуемой температуры паром, который вводится в воду, при этом лучше используется тепло, так как паровой конденсат смешивается с нагреваемой водой и их температуры выравниваются. Пар подается с двух противоположных сторон под ложное дно чана через сопло 1 (рис 77). Проходя через сопло, пар захватывает жидкость, поступающую через боковые отверстия в смешивающий диффузор.

Смешение жидкости с паром внутри диффузора способствует уменьшению шума и устраняет гидравлические удары. Для улучшения циркуляции воды внутри по бокам установлены трубы 5. Чаны имеют по две циркуляционные трубы в местах ввода пара. Имеются чаны с четырьмя циркуляционными трубами. Нагретая в междонном пространстве вода поднимается по этим трубам вверх и орошает поверхность нитратов целлюлоз. В верхней части циркуляционные трубы имеют козырьки, которые направляют струи горячей воды к центру чана и тем самым распределяют ее по всей поверхности нитратов целлюлоз. Горячая вода из верхних слоев нитратов целлюлоз по мере охлаждения опускается в нижние слои, при этом, омывая их волокна, поступает в поддонное пространство, где подогревается и снова по циркуляционным трубам поднимается наверх.

Для очистки междонного пространства от нитратов целлюлоз и проведения необходимого ремонта в ложном дне имеется люк, для слива отработанных вод в дне - патрубок. Заподлицо с ложным дном в корпусе чана вмонтирован патрубок для выгрузки нитратов целлюлоз. В крышке чана - люк для его осмотра, патрубок с шибером для отсоса водяных паров, люк для загрузки целлюлоз, а также патрубки для подачи в чан холодной и горячей воды и содового раствора. Механизм гидроразмыва состоит из пустотелого вала 7, смонтированного на двух подшипниках. Верхний подшипник 6 - в крышке чана, нижний 9 - на входном патрубке подвода воды под высоким давлением. В нижней части пустотелого вала - две трубы 10 диаметром 75мм, концы которых загнуты и заканчиваются соплами диаметром 15мм. По высоте пустотелого вала для лучшего размыва "бабки" имеются сопла 8.

Рациональный технологический режим в чанах горячей промывки должен быть выбран с учетом дальнейшего стабилизирующего эффекта на последующих фазах пироксилинового и начальных фазах порохового про-

изводства (табл.37). В промышленности в основном эксплуатируется два вида чанов горячей промывки с полезной вместимостью 13 и 35 м³. Геометрические размеры для чана вместимостью 35 м³: диаметр 4м, высота 3,2м. Примерный технологический оборот чана горячей промывки приведен в табл.38.

Таблица 37

**Примерный технологический режим чана
горячей промывки**

Операция	Продолжительность операции, ч				
	Пироксилин №1		Пироксилин №2		
	ЦА	РБ	ЦА	ХЦ	РБ
Варка в кислой среде (массовая доля среды 0,1 - 0,6%; 97° - 100° С)	10 - 15	15 - 20	1 - 4	3 - 8	3 - 10
Промывка горячей водой (95° С)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Варка в щелочной среде (массовая доля среды 0,02 - 0,05%; 97° - 100° С)	12 - 20	15 - 25	3 - 8	2 - 6	3 - 8

Технологический расчет чана горячей промывки.

Расчетом определяют производительность, необходимое количество тепла и воды для ведения процесса, который можно вести по двум направлениям. Зная технологический режим и среднюю производительность, можно определить габаритные размеры чана и необходимое количество тепла и воды или, зная его габаритные размеры и технологический режим, можно определить необходимое количество воды, тепла и его среднюю производительность. Принимаем второй вариант расчета, который включает элементы первого расчета.

Габаритные размеры чана: диаметр 4м, высота 3,2м, полезная вместимость 35м³.

Марки нитратов целлюлозы: пироксилин №1; марка сырья ЦА; пироксилин №2; марка сырья ХЦ, массовая доля пироксилина в чане 12 + 15%.

Таблица 38

**Примерный технологический оборот чана
горячей промывки**

Операция	Продолжительность операции				
	Пироксилин №1		Пироксилин №2		
	ЦА	РБ	ЦА	ХЦ	РБ
Загрузка и слив транспортных вод	--	--	--	--	--
Заливка теплой водой	20 мин	20 мин	20 мин	20 мин	20 мин
Подогрев до кипения	3,5 ч	4 ч	3,5 ч	4 ч	4 ч
Кислая варка при кипячении	10 - 15 ч	15 - 20 ч	1 - 4 ч	3 - 8 ч	3 - 10 ч
Слив кислой воды	40 мин	40 мин	40 мин	40 мин	40 мин
Заливка теплой воды	20 мин	20 мин	20 мин	20 мин	20 мин
Промывка теплой водой	30 мин	30 мин	30 мин	30 мин	30 мин
Слив теплой воды	40 мин	40 мин	40 мин	40 мин	40 мин
Заливка теплой воды	20 мин	20 мин	20 мин	20 мин	20 мин
Подогрев до температуры кипения	1 ч	1 ч	1 ч	1 ч	1 ч
Щелочная варка при кипении	12 - 20 ч	15 - 25 ч	3 - 8 ч	2 - 6 ч	3 - 8 ч
Слив щелочных вод	40 мин	40 мин	40 мин	40 мин	40 мин
Выгрузка чана	--	--	--	--	--
Осмотр чана	1 ч	1 ч	1 ч	1 ч	1 ч
Полный оборот чана, включая время загрузки	31 - 44 ч	39,5 - 54,5 ч	13 - 21 ч	14,5 - 26,5 ч	27,5 ч

Расчет расхода воды.

Общий объем воды в чане при варке:

$$V_{\text{общ.}} = V_1 - V + V_2,$$

где V_1 - полезная вместимость чана, м^3 ;

V - объем, занимаемый пироксилином в чане, м^3 ;

V_2 - объем воды под ложным дном, м^3 .

Объем, занимаемый пироксилином в чане,

$$V = \frac{G}{\gamma},$$

где $\gamma = 1,66 \text{ т/м}^3$ - плотность пироксилина;

G - количество пироксилина в чане,

$$G = \frac{V_i \cdot \kappa \cdot \eta}{100}.$$

κ - массовая доля пироксилина в чане, принимаем 15 %;

$\eta = 0,9$ - коэффициент заполнения полезной вместимости чана.

Подставляя цифровые значения, получаем:

$$G = \frac{35 \cdot 15 \cdot 0,9}{100} = 4,725 \text{ (т)}.$$

Тогда

$$V = \frac{4,725}{1,66} = 2,85 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Объем воды под ложным дном

$$V_2 = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot h_1}{4},$$

где $h_1 = 0,2 \text{ м}$ - принятая высота между днищем и ложным дном.

Тогда

$$V_2 = \frac{3,14 \cdot 4^2 \cdot 0,2}{2} = 2,5 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Общий объем воды в чане;

$$V_{\text{общ}} = 35 - 2,85 + 2,5 = 34,65 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Принимаем $V_{\text{общ}} = 35 \text{ м}^3$.

Определяем количество вод, подлежащих сливу,

$$V_c = V_{\text{общ}} - V_{\text{уд}},$$

где $V_{\text{уд}}$ - объем удержанных пироксилином вод после слива транспортных вод,

$$V_{\text{уд}} = G \cdot V'$$

V' - объем удержанных вод 1 т пироксилина, $\text{м}^3/\text{т}$.

Объем удержанных (адсорбированных) вод нитратами целлюлоз, изготовленными из целлюлоз разных марок.

ХЦ	$5,5 + 6 \text{ м}^3/\text{т}$
ЦА	$4 + 4,5 \text{ м}^3/\text{т}$
РБ	$3,5 + 4 \text{ м}^3/\text{т}$

Принимаем

для пиросилина №1	$V'_1 = 4 \text{ м}^3/\text{т};$
для пиросилина №2	$V'_2 = 5,5 \text{ м}^3/\text{т}.$

Тогда объем удержанных пиросилином вод:

для пиросилина №1	$V_{уд} = 4,725 \cdot 4 \approx 19 \text{ (м}^3\text{)};$
для пиросилина №2	$V_{уд} = 4,725 \cdot 5,5 \approx 26 \text{ (м}^3\text{)}.$

Количество воды, подлежащей сливу,

для пиросилина №1	$V_{c1} = 35 - 19 = 16 \text{ (м}^3\text{)};$
для пиросилина №2	$V_{c2} = 35 - 26 = 9 \text{ (м}^3\text{)}.$

Количество воды, подлежащее сливу, равно количеству воды заливки.

Расход воды на одну варку

$$V_B = V_c \cdot n,$$

где $n = 3$ - количество заливок воды в чан,

для пиросилина №1	$V_{B1} = 16 \cdot 3 = 48 \text{ м}^3;$
для пиросилина №2	$V_{B2} = 9 \cdot 3 = 27 \text{ м}^3.$

Расход воды на 1 т пиросилина при варке в чанах горячей промывки:

для пиросилина №1	$V'_{B1} = \frac{V_{B1}}{G} = \frac{48}{4,725} = 10 \text{ (м}^3\text{)};$
для пиросилина №2	$V'_{B2} = \frac{V_{B2}}{G} = \frac{27}{4,725} = 6 \text{ (м}^3\text{)};$

Расчет количества затрачиваемого тепла при предварительной стабилизации в чанах горячей промывки.

В общем виде необходимое количество тепла:

$$Q = q_{\text{под}} + q_{\text{исп}} + q_{\text{о.с}};$$

где $q_{\text{под}}$ - количество тепла, затрачиваемого на подогрев содержимого чана, материала самого чана и его теплоизоляций,

$q_{\text{исп}}$ - потери тепла на испарение воды во время варки:

$q_{\text{о.с}}$ - потери тепла в окружающую среду.

Количество тепла, затрачиваемого на подогрев,

$$q_{\text{под}} = V_{\text{общ}} C_B (t_K - t_{\text{см}}) + G C_n (t_K - t_{\text{см}}) + G_{\text{ст}} C_{\text{ст}} (t_K - t_{\text{см}}) + G_{\text{дер}} C_{\text{дер}} (t_{\text{ср}} - t_{\text{см}});$$

где $C_B = 1$, $C_n = 0,4$, $C_{\text{ст}} = 0,12$, $C_{\text{дер}} = 0,65$ - теплоемкость воды, пиросилина, стали, сосны соответственно;

$t_{\text{см}}$ - температура смешения, °C;

$t_{\text{к}}$ - температура кипения, °C;

$G, G_{\text{ст}}, G_{\text{дер}}$ - масса пироксилина, чана и теплоизоляции соответственно,

$t_{\text{ср}}$ - средняя температура теплоизоляции, °C.

Определяем количество тепла, необходимого для подогрева содержимого чана после первой заливки. Расчет ведем на зимние условия. Принимаем температуру транспортной воды 6°C, следовательно, температура содержимого чана будет иметь эту же температуру.

Температура теплоизоляции $t_{\text{из}} = 25^{\circ}\text{C}$;

$$t_{\text{ср}} = \frac{6 + 25}{2} = 15,5^{\circ}\text{C};$$

$G_{\text{ст}} = 4,8$ т - масса чана;

$G_{\text{дер}} = 3,6$ т - масса теплоизоляции.

Температура смешения

$$t_{\text{см}} = \frac{C_{\text{в}} t_{\text{тр}} V_{\text{уд}} + C_{\text{п}} t_{\text{тр}} G_{\text{п}} + C_{\text{ст}} t_{\text{тр}} G_{\text{ст}} + C_{\text{дер}} t_{\text{ср}} G_{\text{дер}} + C_{\text{в}} V_{\text{с}} t_{\text{зал}}}{C_{\text{в}} V_{\text{уд}} + C_{\text{п}} G_{\text{п}} + C_{\text{ст}} G_{\text{ст}} + C_{\text{дер}} G_{\text{дер}} + C_{\text{в}} V_{\text{с}}}.$$

$t_{\text{зал}} = 90^{\circ}\text{C}$ - температура заливаемой воды.

Подставляя цифровые значения для первой заливки, получаем:
для пироксилина №1

$$t_{\text{см}} = \frac{1 \cdot 6 \cdot 19 + 0,4 \cdot 6 \cdot 4,725 + 0,12 \cdot 6 \cdot 4,8 + 0,65 \cdot 15,5 \cdot 3,6 + 1 \cdot 16 \cdot 90}{1 \cdot 19 + 0,4 \cdot 4,725 + 0,12 \cdot 4,8 + 0,65 \cdot 3,6 + 1 \cdot 16} = 40^{\circ}\text{C};$$

для пироксилина №2

$$t'_{\text{см}} = \frac{1 \cdot 6 \cdot 26 + 0,4 \cdot 6 \cdot 4,725 + 0,12 \cdot 6 \cdot 4,8 + 0,65 \cdot 15,5 \cdot 3,6 + 1 \cdot 9 \cdot 90}{1 \cdot 16 + 0,4 \cdot 4,725 + 0,12 \cdot 4,4 + 0,65 \cdot 3,5 + 1 \cdot 9} = 34^{\circ}\text{C}.$$

Зная температуру смешения после первой заливки, определяем количество тепла для подогрева.

Подогрев воды.

Для пироксилина №1

$$q_1 = V_{\text{общ}} \cdot (t_{\text{к}} - t_{\text{см}}) = 35000 \cdot (100 - 40) = 2100000 \text{ (ккал)}.$$

Для пироксилина №2

$$q'_1 = V_{\text{общ}} \cdot (t_{\text{к}} - t'_{\text{см}}) = 35000 \cdot (100 - 34) = 2310000 \text{ (ккал)}.$$

Подогрев пироксилина.

Для пироксилина №1

$$q_2 = G_n c_n (t_k - t_{cm}) = 4725 \cdot 0,4 (100 - 40) = 113400 \text{ (ккал)}.$$

Для пироксилина №2

$$q'_2 = 4725 \cdot 0,4 \cdot (100 - 34) = 124740 \text{ (ккал)}.$$

Подогрев чана.

Для пироксилина №1

$$q_3 = G_{ст} \cdot c_{ст} \cdot (t_k - t_{cm}) = 4800 \cdot 0,12 (100 - 40) = 34560 \text{ (ккал)}$$

Для пироксилина №2

$$q'_3 = 4800 \cdot 0,12 (100 - 34) = 38016 \text{ (ккал)}$$

Подогрев теплоизоляции

Принимаем $t_{ст} = 100^\circ\text{C}$ (температура внутренней стенки чана). Наружная температура деревянной изоляции определяется условиями охраны труда, и ее принимают $30-50^\circ\text{C}$. Принимаем $t_{из} = 40^\circ\text{C}$.

$$\text{Средняя температура изоляции } t_{ср} = \frac{100 + 40}{2} = 70^\circ\text{C}.$$

Подставляя цифровые значения, получаем:

для пироксилина №1

$$q_4 = G_{дер} \cdot c_{дер} (t_{ср} - t_{cm}) = 3600 \cdot 0,65 (70 - 40) = 70200 \text{ (ккал)}$$

для пироксилина №2

$$q'_4 = 3600 \cdot 0,65 (70 - 34) = 79560 \text{ (ккал)}$$

Общее количество тепла для первого подогрева:

для пироксилина №1

$$q_{под} = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 = 2100000 + 113400 + 34560 + 70200 = 2318160 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$q'_{под} = q'_1 + q'_2 + q'_3 + q'_4 = 2310000 + 124740 + 38016 + 79560 = 2552310 \text{ (ккал)}.$$

Определяем количество тепла, необходимого для второго подогрева, согласно технологическому обороту чана (см. табл.38) После слива кислых вод пироксилин промывается горячей водой с температурой 90°C . Учитывая это, принимаем температуру смешения, равную температуре промывных вод для пироксилина №1 и №2.

Для подогрева воды:

$$q_1 = V_{общ} \cdot (t_k - t_{cm}) = 35000 (100 - 90) = 350000 \text{ (ккал)}.$$

Для подогрева пироксилина:

$$q_2 = 4725 \cdot 0,4 (100 - 90) = 18900 \text{ (ккал)}.$$

Для подогрева чана:

$$q_3 = 48000 \cdot 0,12 (100 - 90) = 57600 \text{ (ккал)}.$$

Для подогрева теплоизоляции:

$$q_4 = G_{\text{дер}} \cdot c_{\text{дер}} (t_{\text{ср}} - t'_{\text{ср}}) = 3600 \cdot 0,65 (70 - \frac{90 + 40}{2}) = 11700 \text{ (ккал)}.$$

Общее количество тепла для пироксилина №1 и пироксилина №2

$$q_{\text{общ.под}} = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 = 350000 + 18900 + 57600 + 11700 = 438200 \text{ (ккал)}$$

Затраты тепла для двух подогревов:

для пироксилина №1

$$\Sigma Q_1 = q_{\text{под}} + q_{\text{общ.под}} = 2318160 + 438200 = 2756360 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$\Sigma Q_2 = q'_{\text{под}} + q_{\text{общ.под}} = 2552316 + 438200 = 2990516 \text{ (ккал)}.$$

Потери тепла в окружающую среду.

$$Q_{\text{о.с}} = F \cdot \alpha \cdot \tau (t_{\text{из}} - t_{\text{возд}}),$$

где F - площадь поверхности чана, м^2 ;

$$F = \pi \cdot D \cdot H + 2 \cdot \frac{\pi D^2}{4} = 3,14 \cdot 4 \cdot 3,2 + 2 \cdot \frac{3,14 \cdot 4^2}{4} \approx 65 \text{ (м}^2\text{)};$$

α - общий коэффициент теплоотдачи, $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{ч})$ [31].

Для расчета тепловых потерь аппаратов, находящихся в закрытых помещениях, при температуре поверхности аппарата до 150°C можно пользоваться приближенным общим коэффициентом теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией.

$$\alpha = 8,4 + 0,06 \Delta t \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{ч})$$

Принимаем температуру помещения 20°C , тогда $\Delta = 40 - 20 = 20^\circ\text{C}$; подставляя цифровые значения, получаем:

$$\alpha = 8,4 + 0,06 \cdot 20 = 9,6 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{ч}).$$

τ - время, в течение которого поверхность чана отдает свое тепло окружающей среде.

Согласно технологическому обороту чана (см. табл. 38)

для пироксилина №1:

время нагрева $3,5 + 1 = 4,5$ (ч); кипячения $15 + 20 = 35$ (ч); слива, заливки между горячими промывками $3,2$ (ч), итого $\tau = 4,5 + 35 + 3,2 = 42,7$ (ч);

для пироксилина №2:

время нагрева $4 + 1 = 5$ (ч); кипячения $8 + 6 = 14$ (ч); слива, заливок между горячими промывками 3,2 (ч), итого $\tau = 5 + 14 + 3,2 = 22,2$ (ч).

Потери тепла в окружающую среду:

для пироксилина №1

$$Q_{o,c} = 65 \cdot 9,6 + 42,7 \cdot 20 = 532896 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$Q'_{o,c} = 65 \cdot 9,6 + 22,2 \cdot 20 = 277056 \text{ (ккал)}.$$

Расход тепла на испарение и кипячение воды в чане.

Количество тепла, выделяемого с поверхности при испарении во время технологического цикла

$$Q = F \cdot q \cdot \tau \cdot i,$$

где F - площадь зеркала испарения,

$$F = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 4^2}{4} = 12,5 \text{ (м}^2\text{)};$$

q - количество воды, испаряющей с 1 м^2 при $t_{cp} = \frac{t_{cm} + t_k}{2}$;

τ - время испарения, ч;

i - скрытая теплота парообразования при t_{cp} .

При первом подогреве

для пироксилина №1

$$t_{cp} = \frac{40 + 100}{2} = 70 \text{ }^\circ\text{C};$$

для пироксилина №2

$$t'_{cp} = \frac{34 + 100}{2} = 67 \text{ }^\circ\text{C}.$$

При этом для пироксилина №1

$$q = 4,68 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)} \text{ (табл.39)};$$

$$i = 556 \text{ ккал/кг};$$

$$q' = 12,5 \cdot 4,68 \cdot 35 \cdot 556 = 113841 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$q = 4,16 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)} \text{ (табл.39)};$$

$$i = 560 \text{ ккал/кг};$$

$$q' = 12,5 \cdot 4,16 \cdot 4 \cdot 560 = 116480 \text{ (ккал)}. \quad [32]$$

При втором подогреве количество тепла, выделяемого при испарении для пироксилина №1, №2, одинаково:

$$t_{\text{ср}} = \frac{90 + 100}{2} = 95 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

$$q = 12,7 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч});$$

$$i = 542 \text{ ккал}/\text{кг};$$

$$q' = 12,5 \cdot 12,7 \cdot 1 \cdot 542 = 86042 \text{ (ккал)}.$$

Количество тепла, выделяемого при кислотных и щелочных варках.

При кипячении пар расходуется только на компенсацию потерь тепла при испарении с поверхности кипения.

При $t = 100^{\circ}\text{C}$; $g = 15,2 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $i = 539,4 \text{ ккал}/\text{кг}$;
для пироксилина №1

$$q_3 = 12,5 \cdot 15,2 \cdot 35 \cdot 539,4 = 3587010 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$q'_3 = 12,5 \cdot 15,2 \cdot 14 \cdot 539,4 = 1434804 \text{ (ккал)}.$$

Количество тепла, выделяемого при сливах, заливках и промывках теплой водой.

Общее время $\tau = 3,2 \text{ ч}$.

Принимаем $t = 90^{\circ}\text{C}$, при этом $q = 10,55 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, $i = 545,4 \text{ ккал}/\text{кг}$. В данном случае для пироксилина №1 и №2 количество выделяемого тепла одинаково:

$$q_4 = 12,5 \cdot 10,55 \cdot 3,2 \cdot 545,5 = 230158 \text{ (ккал)}.$$

Количество воды, испаряющейся с 1 м^2 в зависимости от температуры, приведено в табл 39.

Общее количество тепла, выделяемого при испарении:
для пироксилина №1

$$\Sigma Q_{\text{исп}} = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 = 113841 + 86042 + 3587010 + 230158 = 4017051 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$\Sigma Q_{\text{исп}} = q'_1 + q'_2 + q'_3 + q_4 = 116480 + 86042 + 1434804 + 230158 = 1867484 \text{ (ккал)}.$$

В целях регенерации этого тепла и повторного использования испаренной воды пары отсасываются в конденсационные колонны. Принимаем, что в отсасывающих газоходах теряется до 10% тепла. Тогда на конденсационные колонны поступает тепла:

Таблица 39

Количество воды q , испаряющейся с 1 м^2 в зависимости от температуры

$t, ^\circ\text{C}$	q (кг/м ² ч)	$t, ^\circ\text{C}$	q (кг/м ² ч)	$t, ^\circ\text{C}$	q (кг/м ² ч)	$t, ^\circ\text{C}$	q (кг/м ² ч)
40	0,68	55	2	70	4,68	85	8,7
41	0,72	56	2,14	71	4,9	86	9,05
42	0,8	57	2,29	72	5,1	87	9,4
43	0,91	58	2,45	73	5,28	88	9,78
44	1	59	2,61	74	5,55	89	10,2
45	1,05	60	2,8	75	5,76	90	10,55
46	1,17	61	3,03	76	6	91	11
47	1,2	62	3,28	77	6,3	92	11,4
48	1,25	63	3,48	78	6,55	93	11,8
49	1,35	64	3,6	79	6,85	94	12,25
50	1,41	65	3,88	80	7,1	95	12,7
51	1,52	66	4	81	7,4	96	13,2
52	1,64	67	4,16	82	7,7	97	13,7
53	1,78	68	4,36	83	8,05	98	14,25
54	1,87	69	4,5	84	8,35	99	14,8
						100	15,2

от пироксилина №1

$$Q'_1 = 4017051 \cdot 0,9 = 3615345 \text{ (ккал);}$$

от пироксилина №2

$$Q'_2 = 1867484 \cdot 0,9 = 1680735 \text{ (ккал).}$$

На колоннах коэффициент улова паров составляет 40-60%, принимаем 50%. Тогда количество тепла, возвращаемого с колонн в виде подогретой воды,

для пироксилина №1

$$Q_{\text{возв}} = Q'_1 \cdot 0,5 = 3615845 \cdot 0,5 = 1807672 \text{ (ккал);}$$

для пироксилина №2

$$Q'_{\text{возв}} = Q'_2 \cdot 0,5 = 1680735 \cdot 0,5 = 840367 \text{ (ккал).}$$

Определяем количество тепла, необходимого для подогрева воды:

$$Q_{\text{п}} = V_{\text{в}} \cdot c \cdot (t - t_{\text{тр}}).$$

Подставляя цифровые значения, получаем:

для пироксилина №1

$$Q_{n1} = 48000 \cdot 1 (90 - 6) = 4032000 \text{ (ккал)},$$

для пироксилина №2

$$Q_{n2} = 27000 \cdot 1 (90 - 6) = 2268000 \text{ (ккал)}.$$

С учетом регенерированного тепла в конденсационной колонне затраты для нагрева воды на одну варку:

для пироксилина №1

$$Q'_{n1} = 4022000 - 1807672 = 2224328 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$Q'_{n2} = 2268000 - 840367 = 1427633 \text{ (ккал)}.$$

Полная потребность тепла в чане горячей промывки приведена в табл. 40.

Таблица 40

Полная потребность тепла (ккал) для ведения технологического процесса в чане горячей промывки

Статья расхода	Пироксилин №1	Пироксилин №2
Подогрев содержимого чана, самого чана и изоляции:		
первый подогрев	2318160	2552316
второй подогрев	438200	438200
Потери тепла в окружающую среду	532896	277056
Расход тепла на испарение:		
при первом подогреве	113841	116480
при втором подогреве	86042	86042
при кислотных и щелочных варках	3587010	1434804
при сливах, заливках и промывках	230158	230158
Полная потребность тепла	7306307	5135056

Учитывая непредвиденные расчетом потери тепла, полученный общий расход тепла увеличиваем на 10%.

Необходимое количество пара на один технологический цикл чана равно:

для пироксилина №1

$$G_{\text{пар1}} = \frac{7306307 \cdot 1,1}{539,4} = 14899 \text{ (кг)};$$

для пироксилина №2

$$G_{\text{пар2}} = \frac{5135056 \cdot 1,1}{539,4} = 10472 \text{ (кг)}.$$

Расход пара на изготовление 1 т:

$$\text{пироксилина №1} \quad \frac{14\,899}{4725} = 3,15 \text{ (т)}$$

$$\text{пироксилина №2} \quad \frac{10472}{4725} = 2,2 \text{ (т)}$$

Расход пара в чанах горячей промывки находится в прямой зависимости от принятого технологического режима. При расчете расхода пара в чанах горячей промывки для смесевых пироксилинов принимаем для пироксилина марки ВА соотношение пироксилина №1 к пироксилину №2 как 80:20, для марки СА - 65:35.

Расход пара на изготовление 1 т пироксилина:

$$\text{марки ВА} \quad 4,3 \cdot 0,8 + 3,2 \cdot 0,2 = 4,08 \text{ (т)};$$

$$\text{марки СА} \quad 4,3 \cdot 0,65 + 3,2 \cdot 0,35 = 3,915 \text{ (т)}.$$

Производительность чана горячей промывки

$$G' = \frac{V \cdot \kappa \cdot \eta \cdot \eta_1}{\Sigma \cdot \tau \cdot 100},$$

где $\Sigma \tau$ - полный оборот чана, ч;

$\eta_1 = 0,86$ - коэффициент использования оборудования

Из табл. 38

для пироксилина №1

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{31 + 44}{2} = 37,5 \text{ (ч)};$$

для пироксилина №2

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{14,5 + 23,5}{2} = 19 \text{ (ч)}.$$

Средняя производительность при изготовлении:

пироксилина №1

$$G'_1 = \frac{35 \cdot 15 \cdot 0,9 \cdot 0,86}{37,5 \cdot 100} \approx 0,11 \text{ (т/ч) или } G'_1 = 110 \text{ кг/ч};$$

пироксилина №2

$$G'_2 = \frac{35 \cdot 15 \cdot 0,9 \cdot 0,86}{19 \cdot 100} \approx 0,215 \text{ (т/ч) или } G'_1 = 215 \text{ кг/ч};$$

Конденсационные колонны.

Для регенерации тепла отходящих паров из чанов горячей промывки и повторного использования воды в отделении устанавливаются конденсационные колонны. Конденсационная колонна представляет собой цилиндр высотой 6 ÷ 8 м и диаметром 1,2 ÷ 1,5 м, заполненный насадкой - кольцами Рашига. Для поддержания насадки в нижней части колонны смонтирована решетка, ниже ее патрубок для подвода пара из чанов горячей промывки, в верхней - вытяжной патрубок отвода несконденсировавшихся паров и

газа, который газоходами соединен с вытяжным вентилятором. Для удобства загрузки и выгрузки колец Рашига по высоте колонны имеется несколько люков. Вода для орошения насадки в колонну подается сверху.

Наибольшая эффективность колонны достигается при равномерном распределении орошающей воды по поперечному сечению колонны. Для этого орошающие воды подаются через оросители. Течение воды по насадке носит пленочный характер. Движение паров воды и орошающих вод идет в противотоке. Большая часть паров контактирует на поверхности насадки с орошающей водой и конденсируется, при этом отдает свое тепло орошающей воде. Смесь орошающей воды с конденсатом с температурой порядка 60°C собирается в хранилища. Затем она подогревается до $90 - 95^{\circ}\text{C}$ и подается в чаны горячей промывки. В колонне конденсируются не все пары, и часть их вентилятором выбрасывается в атмосферу. Регенерация тепла составляет $40 - 60\%$.

Методы стабилизации нитратов целлюлоз при повышенных температурах и давлении

Использование горячей промывки для разработки непрерывного технологического процесса стабилизации из-за ее длительности нерационально. В основу непрерывного процесса заложена стабилизация нитратов целлюлоз при высоких температурах и давлении.

Шмидт рассматривал стабилизацию не только как процесс химического разрушения нестойких примесей, но и как диффузионный процесс удаления примесей, вызывающих нестойкость нитратов целлюлоз, скорость которого зависит от температурных факторов. Он показал, что при повышении температуры на 10° скорость удаления серной кислоты из волокон нитратов целлюлоз возрастает в три раза, а также при повышении температуры на 15° скорость деструкции увеличивается примерно в три раза. Происходит процесс деполимеризации нитратов целлюлоз, т.е. отщепление элементарного звена от конца макромолекул. Следовательно, как и при стабилизации в чанах горячей промывки, при автоклавной обработке нитратов целлюлоз наряду с разрушением нестойких примесей протекает деполимеризация-снижение степени полимеризации.

Исследовательскими работами показан характер снижения степени полимеризации нитратов целлюлоз в зависимости от температуры и времени. При 100°C незначительно уменьшается степень полимеризации во времени. С повышением температуры наблюдается в первоначальный момент спад степени полимеризации и с уменьшением его в последующее время обработки, с последующим повышением температуры рост скорости первоначального спада увеличивается (рис. 78) при кислотности среды $0,1+0,2\%$.

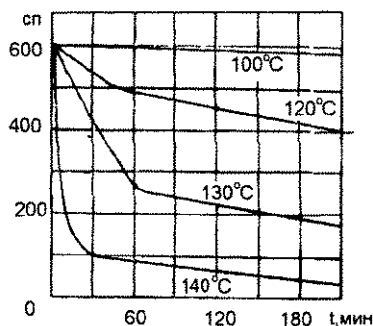


Рис. 78. Зависимость снижения степени полимеризации (СП) от температуры.

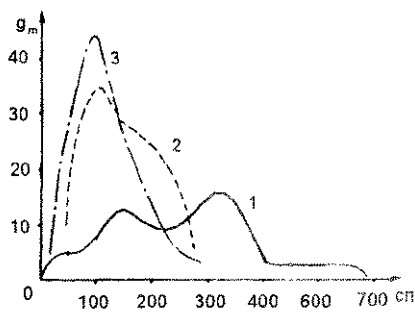


Рис. 79. График молекулярно-массового распределения образцов нитратов целлюлозы, подвергшихся автоклавной обработке.

Нитраты целлюлозы, полученные после обработки в автоклавах, обладают меньшей структурной вязкостью, чем нитраты целлюлозы, полученные стабилизацией в чанах горячей промывки. При автоклавной обработке коллоксилина Н снижаются степень полимеризации высокомолекулярных фракций и коэффициент внутреннего трения пороховых масс. При этом изменяется молекулярно-массовое распределение нитрата целлюлозы. На рис. 79 приведено молекулярно-массовое распределение для образцов, подвергнутых автоклавной обработке при 140°C в течение 10, 30 и 80 мин (соответственно 1, 2, 3).

При стабилизации в чанах горячей промывки получается необходимая стойкость нитратов целлюлозы быстрее, чем оптимальная для пороходелия условная вязкость. Удаление химически нестойких примесей в значительной степени происходит на последующих фазах пироксилинового и порохового производства. Длительность варки высокоазотных нитратов целлюлозы для достижения необходимой вязкости на фазах горячей и лаверной промывок достигается 40÷45 ч, что превышает время, требующееся для достижения необходимой стойкости (10÷15 ч). При автоклавной обработке повышение температуры до 135÷155°C ускоряется разрушение гликозидных связей, и снижение вязкости высокоазотных нитратов целлюлозы опережает время получения их химической стойкости. Это требует дополнительной их варки в лаверах в течение не менее 10 ч после измельчения.

Технологический процесс стабилизации в чанах горячей промывки для низкоазотных нитратов целлюлозы типа коллоксилина Н и пироксилина №2 длится 4÷14 ч. При автоклавной обработке это время составляет 15÷20 мин.

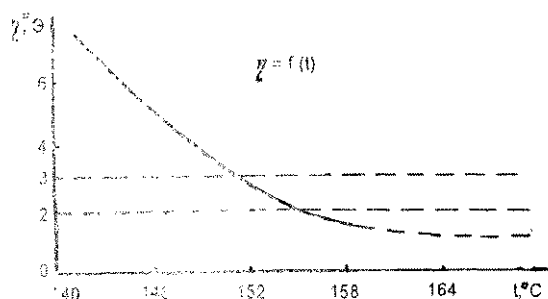


Рис. 80. Зависимость снижения вязкости при автоклавной обработке от температуры.

При этом для коллоксилинов Н при температуре $155 \pm 157^{\circ}\text{C}$ и времени 10 ± 15 мин достигается требуемая условная вязкость $9 \pm 3^{\circ}\text{Э}$. На рис. 80 приведена зависимость снижения вязкости коллоксилина Н от температуры.

Вязкость с более высоких значений до минимальных снижается при $153 \pm 159^{\circ}\text{C}$. Повышение температур в зоне подогрева выше 160°C для достижения требуемых физико-химических показателей коллоксилина Н неэкономично.

Теоретические исследования механизма стабилизации при высоких температурах открыли пути к разработке непрерывных процессов стабилизации под давлением. Технологический процесс стабилизации под давлением при высоких температурах отработан практически для всех марок нитратов целлюлоз. В промышленности нашли широкое применение автоклавы как непрерывного, так и периодического действия.

Непрерывнодействующий трубчатый автоклав (рис. 81).

Непрерывнодействующий автоклав — это многогранная система, состоящая из аппаратов предварительного нагрева 2, предназначенных для нагревания нитроцеллюлозной водной взвеси до заданных температур и доведения ее до массовой доли $3 \pm 5\%$, питающего чана 3, в котором поддерживается постоянный уровень массы, двух питающих массонасосов высокого давления 5, работающих последовательно и создающих в автоклаве 7 + 9 ат (вторая пара насосов-резервная), трубчатого автоклава 6.

В аварийных случаях для охлаждения автоклава предусматривается подача воды с температурой $25 \pm 30^{\circ}\text{C}$ в зону выдержки, а также взамен пара в зону подогрева. Для чего в баках 9 имеется определенный запас воды, и в случае необходимости насосом 10 эта вода заканчивается в зоны автоклава. Для поддержания определенного давления, а следовательно, и необ-

ходимой температуры в трубчатом автоклаве в его конце установлены тормозные насосы или тормозные сопла 7, создающие обратное давление $3,5 \pm 5$ ат. При установке тормозных насосов требуемое обратное давление достигается изменением частоты их вращения.

При установке тормозного сопла обратное давление создается изменением площади его выходного отверстия. В эксплуатации тормозные сопла проще, чем тормозные насосы, и позволяют создать противодавление в более широких диапазонах, поэтому система тормозных насосов заменится тормозными соплами. Во избежание забивок трубчатого автоклава перед тормозными устройствами масса разбавляется водой до массовой доли $1,5 \pm 2$ %, для чего в массопровод подается вода. Для приема массы после автоклавной обработки установлены приемные баки 8. Кроме того, имеются баки для горячей и промывных вод, бойлеры и насосы. Весь технологический комплекс трубчатого автоклава оснащен контрольно-измерительными, сигнализирующими и регулирующими автоматическими приборами. Вся информация о ходе технологического процесса выведена на щит КИП. На щите КИП размещены все вторичные показывающие и самопишущие приборы технологического контроля.

Работа трубчатого автоклава.

Нитраты целлюлоз с массовой долей $1,5 \pm 2$ % из вытеснителей кислот поступают в аппараты предварительного нагрева 2. В этих аппаратах сливают транспортные воды, доводят массу до требуемой массовой доли и создают $0,1 \pm 0,3$ %-ную кислотность среды, для чего при необходимости из бачка 1 в аппарат 2 заливается 45% азотная кислота. Подогревает содержимое аппарата до 90 ± 95 °С. В системе устанавливается несколько аппаратов предварительного нагрева так, чтобы за время выработки одного аппарата последующий аппарат был подготовлен к выработке. Таким образом, обеспечивается непрерывная работа автоклава. Из аппарата предварительного нагрева массонасосами 4 водная взвесь перекачивается в питающий чан, в нем поддерживается постоянный уровень.

Одновременно из питающего чана массонасосами 5 водная взвесь нитратов целлюлоз подается в трубчатый автоклав 6. В трубчатом автоклаве в зоне подогрева взвесь дополнительно подогревается до 135 ± 155 °С. При этом температура обусловлена не получением их химической стойкости, а требуемой вязкостью. Затем в зоне выдержки при той же температуре взвесь находится в течение 10 ± 15 мин., а в зоне охлаждения она охлаждается до 70 ± 100 °С.

При автоклавной варке нитратов целлюлоз в кислой среде разрушаются сульфозфиры, частично удаляются свободная серная кислота из высокоазотных нитратов целлюлоз и ее соли, а также снижается степень полимеризации, следовательно, и условная вязкость. В конце трубчатого

автоклава перед тормозными соплами в массопроводе взвесь разбавляется водой до массовой доли $1,5 \pm 2 \%$, одновременно при этом дополнительно охлаждаясь, и через тормозные устройства поступает в приемные баки. В приемных баках сливаются слабокислые воды с последующей заливкой содовых вод из расчета создания $0,01 \pm 0,03 \%$ щелочности среды для нейтрализации выделившихся кислот при кислой автоклавной обработке нитратов целлюлоз. Из приемных баков нитраты целлюлоз подаются в отделение измельчения. По такой схеме обрабатываются нитраты целлюлоз, условная вязкость которых $2 \pm 12^{\circ}\text{Э}$ (коллоксилины Н, пироксилины №2 и №1).

Низковязкие нитраты целлюлоз, такие как лаковые коллоксилины, условная вязкость которых $0,95 \pm 1^{\circ}\text{Э}$, перед автоклавной обработкой подвергаются варке в кислой среде с кислотностью $0,5 \pm 0,75\%$ в чанах горячей промывки, где их условная вязкость доводится до $2 \pm 2,3^{\circ}\text{Э}$, затем она доводится до требуемых величин автоклавной обработкой. В этом случае автоклав работает как аппарат, снижающий условную вязкость.

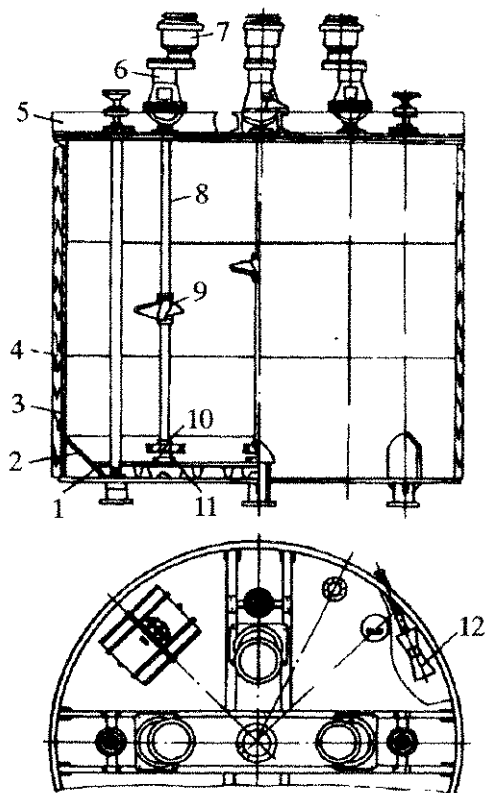
Аппарат предварительного нагрева.

На заводах эксплуатируются несколько типов аппаратов предварительного нагрева. На рис. 82 приведен один из них. Аппарат представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар - чан 3 из нержавеющей стали. Наружная поверхность цилиндрической части теплоизолирована досками 4. На высоте 150 мм от дна установлено ложное дно 1 с отверстиями диаметром 2 ± 3 мм. В днище имеются клапаны для слива транспортных вод, откачки массы и слива промывных вод. Для очистки междонного пространства от нитратов целлюлоз в нем имеется люк. Пар для подогрева подается в воду через сопла 12, установленные в нижней части аппаратов с двух противоположных сторон. В крышке чана имеются люк для его осмотра, патрубков для загрузки нитратов целлюлоз, а также патрубков для подачи холодной и горячей воды и азотной кислоты.

Для перемешивания массы аппарат имеет четыре самостоятельные вертикальные турбовинтовые мешалки. Перемешивание ведут не в целях получения однородной массы по ее физико - химическому составу, а для равномерного распределения твердой фазы в объеме массы. Каждая мешалка состоит из вертикального вала 8, нижний конец которого находится в подшипнике 11, а верхний выходит через отверстия в крышке, соединяется с выходным валом редуктора 6, входной вал которого соединен с электродвигателем 7. Все приводы смонтированы на раме 5. На каждом валу мешалки имеется в нижней части турбинная мешалка 10, от нее выше на расстоянии 1500 ± 1600 мм винтовая (пропеллерная) мешалка 9. Турбины и винты левого и правого исполнения. На одних валах - турбинка и винт только левого исполнения, на других - только правого, при этом винты по

Рис. 82. Аппарат предварительного нагрева.

высоте валов находятся на разных расстояниях. Так, например, винты правого исполнения на валах на $500 + 600$ мм выше винтов левого исполнения. Чтобы избежать застойных зон, мешалки по сечению аппарата расположены равномерно и образуют как бы квадрат, при этом по одной диагонали установлены мешалки левого исполнения, по другой диагонали - правого. Все мешалки вращаются в одном направлении. Во избежании застойных зон между дном и корпусом аппарата установлен козырек 2.



Техническая характеристика аппарата.

Габаритные размеры, м:

диаметр 4

высота 5

полезная вместимость, м^3 44

параметры турбинки, мм:

D 450

α 110

β 45

Параметры винта, мм:

D 600

h 540

Количество мешалок 4

Мощность электродвигателей, кВт $10 \times 4 = 40$

Частота вращения вала, об/мин 276

Примерный технологический оборот аппарата предварительного нагрева приведен в табл. 41.

Таблица 41

Примерный технологический оборот аппарата
предварительного нагрева

Операция	Продолжительность операции, ч
Загрузка	0,75
Установление массовой доли $3 \pm 5\%$	$0,5 \pm 0,75$
Установление кислотности среды $0,2 \pm 0,7\%$	$0,5 \pm 0,75$
Подогрев до $70 \pm 95^\circ\text{C}$	$0,75 \pm 2$
Разгрузка	1,5
Полный оборот	4 + 6

Трубчатый автоклав.

Автоклав представляет собой теплообменник "труба в трубе" в виде змеевика с размещенными друг над другом прямыми участками труб. Сама труба является массопроводом, а в межтрубные пространства подается теплоагент нагрева или охлаждения. Трубчатый автоклав разделен на 3 зоны: I - зона нагрева; II - зона выдержки; III - зона охлаждения. По всей длине зоны нагрева и выдержки теплоизолированы. Длина прямого участка труб - звена составляет 30 м. Для удобства монтажа и эксплуатации он состоит из 3 элементов, два из них по 12 м и один 6 м.

На рис. 83 приведен элемент трубчатого автоклава длиной 12 м. Каждый 6-метровый участок трубчатого автоклава имеет рубашку 1. Рубашки с двух сторон имеют карман 2 для отвода конденсата в случае работы зоны

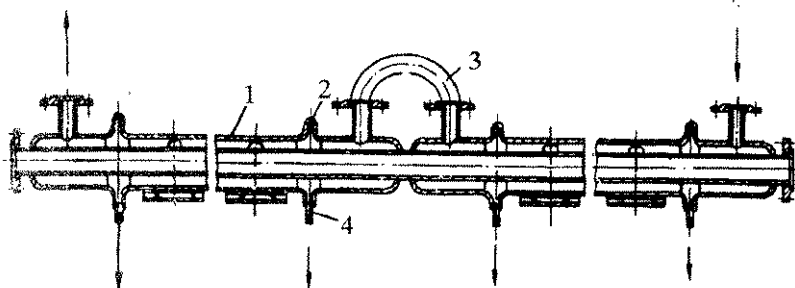


Рис. 83. Элемент трубчатого автоклава.

в режиме нагрева и при необходимости отвода воды, они же являются и компенсаторами термического расширения, а также патрубки 4 для ввода пара или воды. Пар в рубашку зоны нагрева, охлаждающая вода в зону охлаждения подаются по принципу противотока. В аварийном случае для охлаждения автоклава в рубашки зоны нагрева и выдержки подается вода. Рубашки между собой объединены калачами 13, они также являются и компенсаторами. Все звенья взаимозаменяемы, и при необходимости каждое звено может быть установлено в той или иной зоне автоклава.

Для сохранения противотока каждое звено имеет самостоятельный ввод пара и охлаждающей воды. Во избежание отложения солей на стенках межтрубного пространства, вызывающего резкое снижение коэффициента теплопередачи, на охлаждение подается только умягченная вода. Как и противоток, отвод конденсата от каждого 6-метрового участка трубы зоны нагрева, отдельный ввод пара и охлаждающей воды в рубашки звена способствуют повышению коэффициентов теплопередачи.

Весь трубчатый автоклав смонтирован на эстакаде, на опорах который лежат его отдельные звенья, соединенные между собой калачами. На определенном расстоянии от торца одна опора каждого звена жестко крепится с трубкой.

Звено удлиняется или укорачивается при нагревании и охлаждении в двух направлениях от жесткой опоры. В начале зоны нагрева и в конце зоны охлаждения в массопроводе установлены датчики давления.

В промышленности эксплуатируются автоклавы диаметрами труб массопровода 100 и 120 мм и длиной 1100 м и 1250 м.

Техническая характеристика автоклава.

Габаритные размеры, м:

Общая длина массопровода	1100
Длина зон	
I	490
II	490
III	120
Диаметр трубы массопровода, мм	100
Максимальное давление в массопроводе, атм	9
Средняя производительность, кг/ч	100

Тормозное сопло.

Тормозное сопло (рис. 84) состоит из корпуса 7, который является и камерой приема массы из автоклава. Это — труба сечением на 40÷50% больше сечения массопровода автоклава, нижней частью подсоединяется к массопроводу приемных чанов. В корпусе вварено сопло 6, диаметр входного

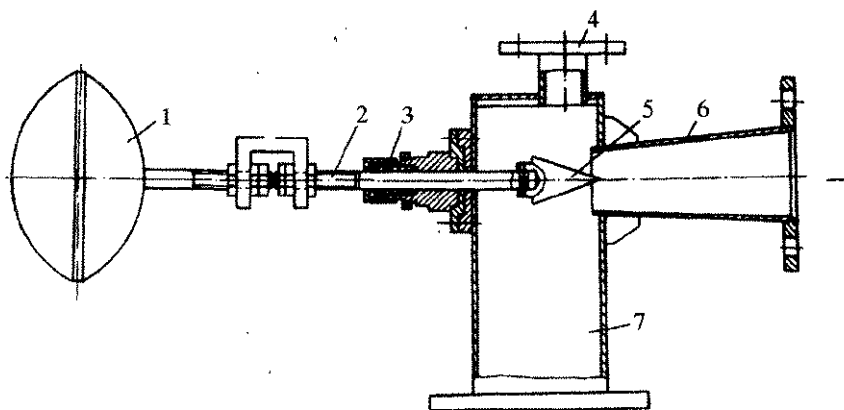


Рис. 84. Тормозное сопло.

отверстия равен диаметру массопровода автоклава, выходное отверстие на 40+50% меньше входного.

Изменение сечения выходного отверстия сопла, за счет которого регулируется противодавление, производится конусом 5. Конус закреплен на одном конце штока 2, вторым концом он специальной скобой крепится к исполнительному механизму I. Исполнительным механизмом шток вместе с конусом перемещается в нужном направлении, образуя живое сечение выходного отверстия сопла. Сам шток в камере уплотнен сальниковым уплотнением 3. Для предупреждения забивки камеры массой в нее подается вода, через патрубок 4.

Непрерывнодействующий трубчатый автоклав с барометрической трубой (рис. 85).

Это система также состоит из аппаратов предварительного нагрева 3, питающего чана 4, питающих насосов 5 и 6, самого трубчатого автоклава 7, приемного чана 10, баков 1, 2 для горячей воды, бака 13 сбора конденсата. Система питания трубчатого автоклава состоит из двух последовательно работающих массонасосов, один массонасос 5 низкого давления, второй массонасос 6 высокого давления, частота вращения которого может изменяться путем изменения частоты вращения электродвигателя.

Зона подогрева имеет три ступени нагрева: первые звенья нагреваются конденсатом, затем идет подогрев паром низкого давления (3+5 ат), для третьей ступени подогрева используется пар высокого давления (8+9 ат).

Для поддержания постоянной температуры в зоне выдержки в средней ее части имеется дополнительная зона подогрева, где также используется пар высокого давления. Трубопровод зон подогрева и выдержки на всем протяжении теплоизолирован.

В целях поддержания определенного давления в трубчатом автоклаве, в отличие от ранее рассмотренной системы установлена барометрическая труба 8 высотой 54,7 м. Требуемый технологический режим устанавливается подбором температуры, массовой доли взвеси нитрата целлюлоз и частоты вращения массонасоса высокого давления 6. Весь технологический комплекс также оснащен контрольно-измерительными сигнализирующими и регулируемыми автоматическими приборами с выводом на щит КИП вторичных приборов технологического контроля. По этой схеме обрабатываются в основном низковязкие нитраты целлюлоз, в частности, лаковые коллоксилины марок ВВ, СВ, ПСВ и др.

Нитраты целлюлоз из чанов горячей промывки с условной вязкостью 2-2,3⁰Э с массовой долей 1,5±2% перекачиваются в аппараты предварительного нагрева 3. В этих аппаратах сливаются транспортные кислые воды, и взвесь доводится до требуемой массовой доли 3,5±4%. Затем подогревается содержимое аппарата до 55±85⁰С. Из аппарата предварительного нагрева массонасосом водно - коллоксилиновая взвесь перекачивается в питающий чан 4, в котором поддерживается постоянный уровень взвеси на протяжении всей работы автоклава. Одновременно из питающего чана питающими насосами 5,6 водно - коллоксилиновая взвесь подается в трубчатый автоклав 7. Устанавливается частота вращения массонасоса 6. В трубчатом автоклаве в зоне подогрева взвесь подогревается до 140 ± 160⁰С. Температура в зависимости от марки перерабатываемых нитратов целлюлоз обусловлена достижением их условной вязкости. При этом конденсат пара низкого и высокого давления из второй и третьей ступеней подогрева поступает на подогрев первой ступени и затем в сборник конденсата 13, из сборника насосом 14 подается в баки горячей воды 1, 2 для дальнейшего использования, затем в зону выдержки, где взвесь находится в течение 10 - 15 мин, она подогревается до температуры нагрева, а в зоне охлаждения охлаждается до 70 - 100⁰С. В конце трубчатого автоклава перед барометрической трубой в массопроводе взвесь разбавляется оборотной водой до массовой доли 1,5±2% и, пройдя через барометрическую трубу, поступает в приемный чан 10. Из приемного чана часть транспортных вод - обратные воды - насосом 9 подается на разбавление взвеси перед барометрической трубой. Нитраты целлюлоз из приемного чана 10 массонасосом 12 подаются в чаны 11 окончательной стабилизации.

Техническая характеристика трубчатого автоклава с барометрической трубой

Габаритные размеры, м:

Длина	1200
Длина зон	
1	147
2	868
3	88 + длина барометрической трубы
Диаметр трубы массопровода, мм	102
Максимальное давление в массопроводе, ат	7,5
Средняя производительность, кг/ч	900 + 1000

Технологический расчет непрерывнодействующего трубчатого автоклава.

Расчет технологического оборудования непрерывнодействующего трубчатого автоклава можно вести в двух направлениях: зная производительность и технологический режим, определить габаритные размеры технологического оборудования или, зная его габаритные размеры и технологический режим, определить его производительность.

Принимаем первый вариант расчета. Дано: производительность $G_{\text{гр}} = 1000$ кг/ч; массовая доля водно-нитратцеллюлозной взвеси $3 \pm 5\%$.

Расчет аппарата предварительного нагрева.

Принимаем вместимость массы аппаратом на 1,5ч работы автоклава $q = 1,5$ т. Необходимая вместимость аппарата при средней массовой доле взвеси $k = 4\%$:

$$V = \frac{\frac{q(100 - k)}{k} + \frac{q}{\gamma}}{\eta},$$

где $\gamma = 1,65$ т/м³ - средняя плотность нитрата целлюлозы;
 $\eta = 0,9$ - коэффициент заполнения аппарата.

Подставив цифровые значения в уравнение, получим

$$V = \frac{\frac{1,5 \cdot 96}{4} + \frac{1,5}{1,65}}{0,9} = 42 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Принимаем габаритные размеры аппарата: $D = 4$ м; $H = 5$ м. Учитывая объем аппарата под ложным дном, а также объем, занимаемый лопастями, его полезная вместимость $V_{\text{пол}} = 42 + 44 \text{ м}^3$.

Производительность аппарата

$$G = \frac{q \cdot \eta}{\sum \cdot \tau},$$

где $\eta = 0,86$ - коэффициент использования оборудования;

$\sum \cdot \tau = 5$ ч - среднее время полного оборота аппарата (см. табл. 41).

Подставив цифровые значения, получим

$$G = \frac{1500 \cdot 0,85}{5} = 258 \text{ (кг/ч)}.$$

Для бесперебойной работы трубчатого автоклава необходимо количество аппаратов:

$$n = \frac{G_{\text{тр}}}{G}; \quad n = \frac{1000}{258} = 3,9 \text{ (аппарата)}$$

Принимаем $n = 4$ аппарата.

Выбор перемешивающего устройства и его расчет.

Для равномерного распределения твердых частиц в объеме массы принимаем комбинированные турбовинтовые мешалки. В нижней части вала у ложного дна аппарата устанавливаются турбинные мешалки и на расстоянии $1,5 \div 2$ м от турбинных - винтовые. Винтовые мешалки в основном создают осевые потоки перемешивания среды. Турбинные мешалки создают радиальные потоки. Вертикальные и радиальные потоки, возникающие под действием центробежных сил при вращательном движении мешалок, приводят к интенсивному перемешиванию содержимого аппарата и препятствуют образованию в нем застойных зон.

Расчет винтовой мешалки.

Винты применяются с шагом $a = 0,9 \div 1,2$. Винты с малым шагом дают максимальный вертикальный поток и минимальный круговой. При $a = 1,2 \div 1,5$ винты дают $70 \div 85\%$ вертикального потока и $30 \div 35\%$ малоэффективного кругового. При $a = 0,6 \div 1$ винты дают мощный вертикальный поток.

Для данного аппарата принимаем

$$a = 0,9 = \frac{h}{d_b}$$

Диаметр винта принимаем $d_b = 600$ мм. Тогда шаг винта $h = 0,9 \cdot 600 = 540$ (мм). При диаметре аппарата $D = 4$ м и незначительном по отношению к нему диаметре винта $d_b = 600$ мм область действия последних не обеспечит соответствующего витания частиц нитратов целлюлоз в объеме аппарата. Для обеспечения требуемого витания частиц в объеме аппарата и исключе-

ния образования в нем застойных зон необходимо устанавливать несколько валов с мешалками, которые определяются уравнением:

$$z = \left(\frac{D}{\xi} \right)^2 \cdot \frac{1}{d_B^2},$$

где ξ - отношение действия винта к его диаметру.

Из табл.42 при $\alpha = 0,9$ принимаем $\xi = 5,7$.

Таблица 42.

Числовые значения ζ и ξ при различных α и при $\lambda = 0,02$.

α	ζ	ξ	α	ζ	ξ
0,6	5,45	4,0	1,1	6,2	6,4
0,7	5,5	4,6	1,2	6,3	6,8
0,8	5,8	5,0	1,3	6,5	7,2
0,9	5,9	5,7	1,4	6,6	7,5
1,0	6,1	6	1,5	6,6	8,0

* Отношение диаметра зоны действия к диаметру пропеллера.

Так как взвеси неизмельченных нитратов целлюлоз быстро оседают, ее подвижность понижается, принимаем этот коэффициент на 35 ÷ 40% меньше. Тогда $\xi = 5,75 \cdot 0,65 = 3,7$. Подставляя в уравнение цифровые значения, получаем:

$$z = \left(\frac{4}{3,7} \right)^2 \cdot \frac{1}{0,6^2} = 3,22.$$

Принимаем $Z = 4$.

Число мешалок на одном валу

$$n_1 = \frac{H_1}{4 d_B},$$

где H_1 - высота жидкости в аппарате, принимаем $H_1 \cdot 0,9 = 5 \cdot 0,9 = 4,5$ (м).

Тогда $n_1 = \frac{4,5}{4 \cdot 0,6} = 1,85$. Принимаем $n_1 = 2$.

Винтовые мешалки имеют окружную скорость большую, чем турбинные [33] исходя из этого, частота вращения для винтовой мешалки

$$n = \frac{v_0}{k_2 h},$$

где v_0 - средняя осевая скорость, равная скорости жидкости, проходящей через винт, м/с.

Для среды вода +5% неизмельченного твердого продукта $v_0 = 2 \div 2,5$ м/с (продукт во взвешенном состоянии). Принимаем $v_0 = 2$ м/с. (см. табл.43)

$k_2 = 0,82$ - коэффициент скорости, принятый по табл.44, при $a = 0,9$.

Таблица 43.

Средние показатели при перемешивании различных жидкостей.

Характеристика жидкости	Осевая скорость, v_0	Кратность перемешивания, n	Расход мощности на 1 м ³ , кВт
Группа 1 1. Кислота* 2. Вода + 2+3% измельченного продукта**	1,75÷2,0	1,5÷2,0	0,1
Группа 2 1. Вода + 10% измельченного твердого продукта* 2. Вода + 10% продукта** 3. Кислота + 10% твердого продукта** 4. Вода + 5% неизмельченного продукта* и **	2÷2,5	2÷2,5	0,25
Группа 3 1. Вода + 10% твердого продукта*** 2. Вода + 10% гелеобразной массы* и **	2,5÷3,0	4	0,5÷0,7
Группа 4 1. Вода + 10% гелеобразной массы* и **	3,0÷3,5	6	1,0

Назначение аппарата:

* - перемешивание;

** - поддержание продукта в взвешенном состоянии;

*** - то же при равномерной массовой доле.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$n = \frac{2}{0,82 \cdot 0,54} = 4,5 \text{ (об/с) или } n \approx 270 \text{ об/мин}$$

Потребляемая мощность винтовой мешалки

$$N_v = k_0 \cdot h^5 \cdot n^3 \cdot \gamma_c$$

где $k_0 = 0,666$ принимаем по табл.44 при $a = 0,9$

γ_c = плотность перемешивающейся среды.

Таблица 44.

Числовые значения коэффициентов.

Коэффициенты скорости, расхода и мощности в зависимости от шагового отношения						Средние значения		
α	φ_1^*	φ_2^{**}	K_1	K_2	K	K_3	K_0	$\frac{K \cdot K_2}{K_0}$
0,4	33°30'	7°15'	4,520	0,965	4,360	2,470	6,830	0,618
0,5	38°15'	9°05'	2,760	0,923	2,540	0,800	3,340	0,705
0,6	43°40'	10°50'	1,885	0,910	1,750	0,323	2,073	0,770
0,7	48°75'	12°35'	1,380	0,900	1,240	0,150	1,390	0,805
0,75	50°05'	13°25'	1,150	0,860	0,990	0,106	1,096	0,780
0,8	51°55'	14°20'	0,985	0,842	0,830	0,076	0,906	0,775
0,9	55°05'	16°00'	0,760	0,820	0,623	0,043	0,666	0,768
1,0	57°50'	17°40'	0,590	0,785	0,464	0,0256	0,4896	0,748
1,1	60°15'	19°20'	0,468	0,755	0,354	0,0156	0,370	0,720
1,2	62°20'	20°55'	0,378	0,728	0,275	0,010	0,285	0,700
1,25	63°20'	21°45'	0,340	0,710	0,240	0,008	0,248	0,685
1,3	54°15'	22°30'	0,308	0,695	0,215	0,0067	0,222	0,675
1,4	65°50'	24°00'	0,260	0,680	0,177	0,0046	0,182	0,665
1,5	67°20'	25°30'	0,224	0,670	0,150	0,0033	0,153	0,660

* У втулки.

** На конце лопасти.

Плотность двухкомпонентной смеси:

$$\gamma_c = \gamma_\phi \cdot \varphi + \gamma_{ж} (1 - \varphi),$$

где $\gamma_{ж}$ - 1 кг/дм³ - плотность основной жидкости (воды);

$\gamma_\phi = 1,6$ кг/дм³ - плотность дисперсной фазы (нитратов целлюлоз);

$\varphi = 2,5$ объемная доля дисперсной фазы (соответствует массовой доли 4%);

$$\gamma_c = 1,6 \cdot 0,025 + 1 (1 - 0,025) = 1,015 \text{ (кг/дм}^3\text{)}.$$

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$N_B = 0,666 \cdot 0,54^5 \cdot 4,5^3 \cdot 1,015 \approx 2,8 \text{ (кВт)}.$$

Принимаем $N_B = 3$ кВт.

Расчет турбинной мешалки.

Взвешивание в жидкости волокнистых частиц с их массовой долей до 5%. Принимаем турбинную мешалку открытого типа с криволинейными лопастями [33]. Диаметр турбинки берется в пределах $d_m = (0,15 \div 0,65) D_B$. В аппарате установлено четыре мешалки, диаметр ванны условно принимаем $D_B = 2$ м. Для нашего случая $d_m = D_B \cdot 0,2 = 2 \cdot 0,2 = 0,4$ (м). Принимаем $d_m = 450$ мм.

Потребляемая мощность турбинной мешалки

$$N_T = K_N \cdot \gamma_c \cdot n^3 \cdot d_m^5,$$

где $n = 4,5$ об/с - частота вращения вала;

$$\gamma_c = 1,015 \text{ кг/дм}^3;$$

K_N - критерий мощности зависит от центробежного критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{\gamma \cdot h^3 \cdot d_m^5}{\mu_c},$$

где μ_c - динамический коэффициент вязкости перемешиваемой среды.

При условии витания твердых частиц в жидкости, если объемная концентрация твердой фазы меньше или равна 10%, что соответствует нашему случаю,

$$\mu_c = \mu_{ж} \cdot (1 + 2,5 \varphi),$$

где $\mu_{ж}$ - динамический коэффициент вязкости основной жидкости (воды).

Для воды при температуре 20°C

$$\mu_{ж} = 0,01 \text{ нс/м}^2, \mu_c = 0,01 (1 + 2,5 \cdot 2,5) = 0,0725 \text{ (нс/м}^2\text{)}.$$

Тогда

$$Re = \frac{1,015 \cdot 10^3 \cdot 4,5 \cdot 0,45^2}{0,0725} = 13 \cdot 10^3.$$

Критерий мощности при данном значении Re определяем по графику 2 рис.31.3 работы [33] $K_N = 4$. Подставляя цифровые значения в уравнения, получаем:

$$N_T = 4 \cdot 4,5^3 \cdot 0,45^5 \cdot 1,015 = 6,8 \text{ (кВт)}. \text{ Принимаем } N_T = 7 \text{ кВт}.$$

Общая потребляемая мощность одной мешалки

$$N_M = N_B + N_T = 3 + 7 = 10 \text{ (кВт)}.$$

Установочная мощность аппарата $N = 10 \cdot 4 = 40$ (кВт).

Для лучшего перемешивания на двух валах винты и турбинки монтируются в левом исполнении, на других - в правом. Тепловой расчет аналогичен расчету чанов горячей промывки.

Расчет питающих насосов.

Необходимый объем водной взвеси нитратов целлюлоз, подаваемый массонасосом в трубчатый автоклав при заданной производительности.

$$V = \frac{G \cdot 100}{K},$$

где $G = 1$ т/ч - производительность комплекса;

$k = 4\%$ - средняя массовая доля взвеси.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем:

$$V = \frac{1 \cdot 100}{4} = 25 \text{ (м}^3\text{/ч)}.$$

Давление в массопроводе автоклава должно быть таким, чтобы при максимальной температуре нагрева взвесь не вскипала. Максимальная температура нагрева взвеси не превышает 160°C . Исходя из этого, среднее давление в массопроводе должно быть в пределах 8 ат, температура вскипания взвеси при этом составит $169,3^\circ\text{C}$. Учитывая, что массонасосы должны обеспечить перемещение в массопроводе взвеси с определенной скоростью и преодолеть при этом сопротивление, создаваемое массопроводом автоклава, принимаем, что массонасосы должны создать давление в пределах 9 ат. Зная подачу и необходимое давление, по каталогу подбирается соответствующий тип массонасосов.

Расчет трубчатого автоклава.

Для расчета дано следующее:

- температура нагрева массы в аппарате предварительного нагрева - $70\div 90^\circ\text{C}$;
- температура нагрева массы в трубчатом автоклаве - $120\div 160^\circ\text{C}$;
- температура охлаждения массы в зоне охлаждения в конце автоклава - $70\div 100^\circ\text{C}$;
- время пребывания массы в зоне выдержки - $10\div 15$ мин;
- скорость движения массы в массопроводе минимально допустимая - $v_{\min} = 0,9$ м/с;
- температура греющего пара при давлении 9 ат - $174,5^\circ\text{C}$;
- скрытая теплота парообразования при $174,5^\circ\text{C}$ - $486,8$ ккал/кг [32];
- теплоемкость нитратов целлюлоз - $0,4$ ккал/кг.

Диаметр массопровода

$$d = \sqrt{\frac{V \cdot 4}{\pi \cdot v \cdot 3600}} \text{ (м)},$$

где $v = 0,9$ м/с - минимально допустимая скорость движения массы в массопроводе.

Подставляя цифровые значения, получаем

$$d_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{25 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,9 \cdot 3600}} = 0,099 \text{ (м)}.$$

Согласно ГОСТ 9940-72 принимаем внутренний диаметр трубы 100мм и толщину стенки 4мм.

Длина массопровода зоны подогрева $l_1 = \frac{F}{f}$,

где f - площадь поверхности нагрева 1 пог.м массопровода, м^2 ;

$$f = \pi \cdot d_{\text{н}} \cdot 1 = 3,14 \cdot 0,108 \cdot 1 = 0,34 \text{ (м}^2\text{)};$$

$d_{\text{н}} = 0,108$ наружный диаметр массопровода;

F - общая площадь поверхности нагрева массопровода,

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t},$$

Q - необходимое количество тепла для нагрева в зоне подогрева, ккал;

$V = 25 \text{ м}^3$ воды,

$q = 1$ т нитратов целлюлоз;

$$Q = V (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) + q C (t_{\text{к}} - t_{\text{н}}) \text{ (ккал)};$$

$t_{\text{к}} = 160^\circ\text{C}$ - верхний предел температуры нагрева массы в массопроводе;

$t_{\text{н}} = 70^\circ\text{C}$ - нижний предел нагрева массы в аппарате предварительного подогрева.

Подставляя цифровые значения, получаем:

$$Q = 25000 (160 - 70) + 1000 \cdot 0,4 (160 - 70) = 2286000 \text{ ккал}.$$

Расход пара за 1ч

$$G = \frac{Q}{i} = \frac{Q}{486,8} = \frac{2286000}{486,8} = 4695 \text{ (кг)} \approx 4,7 \text{ (т)},$$

где i - скрытая теплота парообразования, равная 486,8 ккал;

k - общий коэффициент теплопередачи;

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}} \text{ (ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C)},$$

α_1 - частный коэффициент теплопередачи от греющей стенки к воде.

Для горизонтальной труб при малых скоростях жидкости и условии, когда жидкость заполняет все ее сечение, частный коэффициент теплоотдачи от греющей стенки к воде

$$\alpha_1 = B \sqrt[3]{\Delta t}$$

где B - коэффициент,

$$B = 64,3 \cdot \sqrt[3]{\frac{\gamma^2 \cdot \beta \cdot C \cdot \lambda}{\eta}},$$

γ - удельная масса, $\text{кг}/\text{м}^3$;

β - коэффициент объемного расширения теплоносителя;

C - теплоемкость теплоносителя, $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$;

η - вязкость теплоносителя, $\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{ч})$;

λ - теплопроводность теплоносителя, $\text{ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C})$.

Значение B зависит от температуры пленки, для воды равно $400 \div 450$ при средних температурах $100 \div 120^\circ\text{C}$, а $230 \div 350$ при $40 \div 80^\circ\text{C}$ соответственно [34].

При средней температуре пленки $t_{\text{cp}} = \frac{160 + 70}{2} = 115^\circ\text{C}$

$^\circ\text{C}$ принимаем по ближайшему значению 120°C $B = 450$;

Δt - средняя разность температур.

Для случая противотока

$$\begin{matrix} t_k = 160^\circ & t_n = 174,5^\circ \\ t_n = 70^\circ & t_k = 174,5^\circ \end{matrix} \rightarrow \Delta t = \frac{(174,5 - 160) + (174,5 - 70)}{2} = 59,5^\circ\text{C}.$$

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$\alpha_1 = 450 \sqrt[3]{59,5} = 1755 \text{ (ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C})).$$

Частный коэффициент теплопередачи от греющего пара к наружной поверхности горизонтальной трубы при конденсации пара на ее поверхности (изменение агрегатного состояния)

$$\alpha_2 = \frac{A}{\sqrt[4]{d_n \cdot \Delta t}},$$

где $A = B^{0,75} \cdot r^{0,25}$; $B = 328 \lambda \cdot \sqrt[3]{\frac{\gamma^2}{\xi}}$; $r = 486,8$ - скрытая теплота парообразования. Значение коэффициента B берем из табл. 13 работы [34], при $t_{\text{cp}} \approx 150^\circ\text{C}$ $B = 24500$. Тогда $A = 24500^{0,75} \cdot 486,8^{0,25} \approx 9200$.

Подставляя полученные данные в уравнение, получаем

$$\alpha_2 = \frac{9200}{\sqrt[4]{0,108 \cdot 59,5}} \approx 5750 \text{ (ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C))},$$

$\delta = 0,004$ м - толщина стенки трубы;

$\lambda = 15$ - теплопроводность нержавеющей стали [32]

Тогда

$$k = \frac{1}{\frac{1}{1755} + \frac{1}{5750} + \frac{0,004}{15}} = 992 \text{ (ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C))}$$

Учитывая неизбежные загрязнения на трубах, полученный коэффициент теплопередачи следует уменьшить на 20%. Тогда $k = 992 \cdot 0,8 \approx 794$ (ккал/(м² · ч · °C)).

Площадь поверхности нагрева зоны подогрева

$$F = \frac{2286000}{794 \cdot 59,5} = 48,38 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Длина массопровода зоны подогрева

$$l_1 = \frac{F}{f} = \frac{48,38}{0,34} = 142 \text{ (м)}$$

Зона выдержки.

Длину массопровода зоны выдержки определяем исходя из оптимальной скорости движения взвеси в массопроводе (0,9 ÷ 1 м/с) и времени пребывания в ней взвеси. Для получения необходимой вязкости коллоксилинов Н и пироксилина №2 при данных температурах взвесь находится в течение 10+16 мин.

Длина массопровода зоны выдержки

$$l_2 = v \cdot t \cdot 60 \text{ (м)}.$$

Для расчета длины массопровода принимаем минимально допустимую скорость взвеси 0,9 м/с и время 16 мин.

Тогда длина массопровода зоны выдержки

$$l_2 = v \cdot t \cdot 60 = 0,9 \cdot 16 \cdot 60 = 864 \text{ (м)}$$

При такой длине массопровода и времени пребывания в ней взвеси 16 мин возможно понижение ее температуры на 10 ÷ 12° по отношению к температуре подогрева. Для поддержания постоянной температуры подогрева в зоне на расстоянии 400 ÷ 450 м от зоны подогрева предусматриваются два звена промежуточного нагрева.

Зона охлаждения.

Охлаждение массы в зоне охлаждения автоклава ведут холодной умягченной водой. Температуру воды принимаем $t_{\text{охл}} = 20^\circ\text{C}$. Как и в зоне подогрева, охлаждение ведут в противотоке воды в рубашках и взвеси в массопроводе. Длину массопровода, как и зоны подогрева, определяют уравнением:

$$l_3 = \frac{F}{f},$$

где $F = \frac{Q_{\text{охл}}}{k \cdot \Delta t}, \text{ м}^2,$

$Q_{\text{охл}}$ - количество тепла, которое необходимо отнять в течение 1 ч в зоне охлаждения.

$$Q_{\text{охл}} = V(t_k - t_{\text{охл}}) + q C (t_k - t_{\text{охл}}) \text{ (ккал)},$$

$t_{\text{охл}}$ - температура охлаждения массы в зоне охлаждения.

Учитывая, что в процессе разбавления взвеси водой до массовой доли 1,5 ÷ 2% на выходе из автоклава она будет дополнительно охлаждаться, температуру охлаждения в зоне принимаем $t_{\text{охл}} = 90^\circ\text{C}$.

Тогда

$$Q_{\text{охл}} = 25000(160 - 90) + 1000 \cdot 0,35(160 - 90) = 1774500 \text{ (ккал)}.$$

Общий коэффициент теплопередачи зоны охлаждения:

$$k' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}},$$

где α_1 - частный коэффициент теплопередачи от массы к стенке трубы, его принимаем таким же, как и при нагреве,

$$\alpha_1 = 1755 \text{ (ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C))},$$

α_2 - частный коэффициент теплопередачи от стенки к охлаждающей воде,

$$\alpha_2 = B \sqrt[3]{\Delta t}$$

Δt - средняя разность температур при охлаждении равна:

$$\begin{matrix} t_n = 70^\circ & t_n = 160^\circ \\ t_v = 20^\circ & t_{\text{охл}} = 90^\circ \end{matrix} \rightarrow \Delta t = \frac{(160 - 90) + (70 - 20)}{2} = 60^\circ\text{C}$$

Коэффициент B берем при $t_{\text{ср}} = 40^\circ\text{C}$ равным 230.

Тогда $\alpha_2 = 230 \sqrt[3]{60} = 903$ (ккал/(м² · ч · °С))

Общий коэффициент теплопередачи

$$k = \frac{1}{\frac{1}{1755} + \frac{1}{903} + \frac{0,004}{15}} \approx 516 \text{ (ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°С))}$$

Площадь поверхности охлаждения зоны охлаждения составит:

$$F = \frac{Q_{\text{охл}}}{k \Delta t} = \frac{1774500}{516 \cdot 60} \approx 57,5 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Длина массопровода зоны охлаждения

$$l_3 = \frac{F}{f} = \frac{57,3}{0,34} = 168 \text{ (м)}.$$

Потребное количество воды для охлаждения

$$G_{\text{в}} = \frac{Q_{\text{охл}}}{1000 (t_{\text{н}} - t_{\text{в}})} = \frac{1774500}{1000 \cdot (70 - 20)} = 35 \text{ (м}^3\text{/ч)}.$$

Для удобства монтажа и эксплуатации весь трубчатый автоклав разбивается на звенья длиной 30 м, которые соединяются между собой калачами. Таким образом, каждая зона состоит из звеньев.

Зона нагрева:

$$n_1 = \frac{l_1}{30} = \frac{142}{30} = 4,7$$

принимаем $n_1 = 5$, длина массопровода зоны $l_1 = 30 \cdot 5 = 150$ (м).

Зона выдержки:

$$n_2 = \frac{l_2}{30} = \frac{864}{30} = 28,8,$$

принимаем $n_2 = 29$, длина массопровода зоны $l_2 = 30 \cdot 29 = 870$ (м).

Зона охлаждения:

$$n_3 = \frac{l_3}{30} = \frac{168}{30} = 5,6,$$

принимаем $n_3 = 6$, длина массопровода зоны $l_3 = 6 \cdot 30 = 180$ (м).

Общая длина массопровода трубчатого автоклава

$$L = l_1 + l_2 + l_3 = 150 + 870 + 180 = 1200 \text{ (м)}.$$

При сравнении технических характеристик эксплуатируемых трубчатых автоклавов с расчетными необходимо отметить следующее:

- зона подогрева массопровода длиной 490 м завышена, что подтверждает эксплуатируемый автоклав с массопроводом длиной 147 м, соответствующей расчетным данным;
- зона выдержки массопровода длиной 490 м занижена, что также подтверждает эксплуатируемый автоклав с массопроводом длиной 868 м, соответствующей расчетным данным;
- зона охлаждения эксплуатируемых трубчатых автоклавов длиной 120 м и 88 м плюс барометрическая труба по существу соответствует расчетным. Небольшая разница в длинах массопровода объясняется перепадом температур охлаждающей воды и охлаждаемой взвеси, взятых при расчете.

Для разбавления массы с массовой долей с 4% до $1,5 \div 2\%$ перед тормозным соплом потребуется количество воды

$$V = \frac{1 \cdot 100}{1,5} - \frac{1 \cdot 100}{4} \approx 66,6 - 25 = 41,6 \text{ (м}^3/\text{ч)}.$$

Приемные чаны.

Приемные чаны должны обеспечить непрерывный прием массы, сток кислых вод с подачей на последующие технологические фазы обработки. На некоторых заводах при изготовлении низковязких коллоксилинов типа лаковых в приемных чанах ведут и процесс окончательной стабилизации. Для расчета принимаем вариант использования чанов по прямому назначению. При габаритных размерах приемного чана $D = 5,5$ м и $H = 3,8$ м полезная вместимость составит 80 м^3 . В такой чан можно загрузить $3,2 \div 4,8$ т нитрата целлюлозы при его массовой доле в чане $4 \div 6\%$.

Режим работы чана: загрузка 3,5 ч; разгрузка 2 ч; осмотр 0,5 ч; полный оборот 6 ч.

Производительность чана

$$G = \frac{3200}{6} \approx 533 \text{ кг/ч.}$$

Количество чанов на 1 автоклав производительностью 1000 кг/ч:

$$n = \frac{1000}{533} = 1,8,$$

принимаем $n = 2$.

Примерный технологический режим обработки нитратов целлюлозы в автоклаве приведен в табл. 45.

Таблица 45.

Примерные технологические работы трубчатого автоклава.

(температура в аппарате предварительного нагрева $70+90^{\circ}\text{C}$, в тормозном сопле давление $3,5+5\text{ ат}$ и массовая доля $1,5+2\%$)

Нитрат целлюлозы (массовая доля $3+5\%$)	Температура в трубчатом автоклаве, $^{\circ}\text{C}$			Давление в питающих насосах, ат	Условная вязкость, $^{\circ}\text{Э}$
	Зона нагрева	Зона выдержки	Зона охлаждения		
Пироксилин №1	120+130	120+130	80+100	5+7	13+14
Пироксилин №2	125+145	125+145	80+100	6+10	6+10
Коллоксилин Н	135+160	135+160	80+90	7+9	1,9+3

Примечание: Для достижения необходимой стойкости пироксилина №1 требуется окончательная стабилизация в лаверах в щелочной среде ($0,04+0,05\%$) при температуре $90+95^{\circ}\text{C}$ в течение $15+20\text{ ч}$.

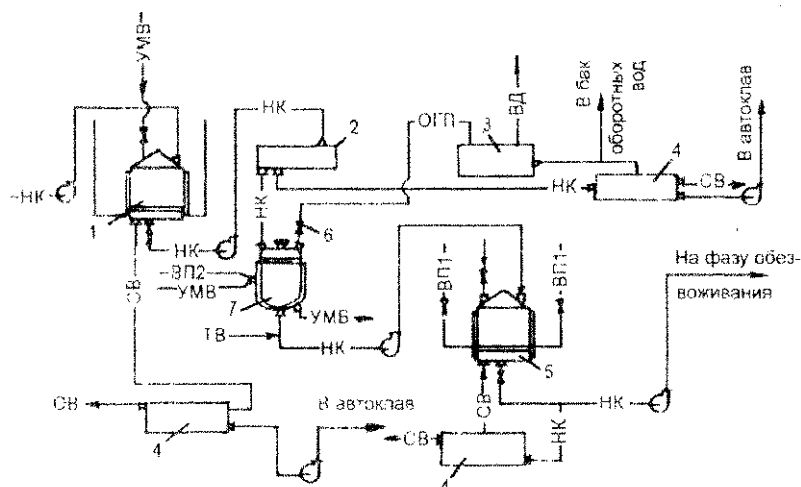
Автоклав периодического действия.

Наряду с автоклавами непрерывного действия в промышленности широко используются автоклавы периодического действия. Они в основном применяются для снижения вязкости при получении низковязких нитратов целлюлоз типа лаковых и им подобных коллоксилинов.

Технологическая схема установки автоклава периодического действия (рис.86).

Коллоксилины всех марок (перед обработкой в автоклаве) обрабатываются в чанах предварительной стабилизации - горячей промывки 1. В чанах коллоксилины промываются холодной и горячей водами, количество промывок зависит от марки обрабатываемого коллоксилина. Так например, для коллоксилина марки ВНВА проводят три промывки: умягченной водой без подогрева в течение 15 мин, умягченной водой, подогретой до $95\pm 2^{\circ}\text{C}$, в течение 2 ч и холодной умягченной водой в течение 15 мин.

Промывание (сточные) воды из чана через фильтр 4 поступают в канализацию. После всех промывок коллоксилины из чанов массонасосом подаются в шнек - сгуститель 2. В шнек - сгустителе часть транспортных вод отфильтровывается и через фильтр 4 поступает в канализацию, коллоксилин с массовой долей $9 + 11\%$ - в автоклав 7. Перед загрузкой автоклава включаются в работу мешалки, которые должны работать в течение всего технологического цикла. Уловленные в фильтре коллоксилины подаются в чан горячей промывки. В автоклаве с полезной вместимостью $3,5 + 4\text{ м}^3$ загружается $300 + 390\text{ кг}$ коллоксилина. По окончании загрузки крышку



НК - водная взвесь неизмельченного пироксилина;

СВ - сточные воды;

УМВ - умягченная вода;

ОГП - отходящие газы;

ВП1 - пар под давлением 3÷5 ат;

ВД - воздушник;

ТВ - технологическая вода;

ВП2 пар под давлением 4÷5 ат;

КП - конденсат.

Рис. 86. технологическая схема установки автоклава периодического действия.

люка закрывают и подогревают массу в автоклаве. Во время подогрева и варки коллоксилина из жидкостной фазы выходят воздух и газы в виде окислов азота, которые удаляются из автоклава. При подогреве автоклава до 100°C сдвунный вентиль 6 открыт.

При 100°C сдвунный вентиль закрывается, и подогрев массы в автоклаве продолжается до температуры варки соответствующей марки коллоксилина. Одновременно в автоклаве повышается и давление. По достижении требуемой температуры отмечается время, которое считается началом варки. В процессе варки сдвунный вентиль периодически открывается, и накопившиеся газы в автоклаве удаляются через бак 3 в атмосферу. Вместе с газами в бак уносится некоторое количество коллоксилина, который пери-

одически удаляется в чан для формирования сборной партии коллоксилина.

Время варки той или иной марки коллоксилина определяется требуемой его условной вязкостью. Так, например, для коллоксилина марки ВНВА время варки 115 ± 130 мин при 140°C , что соответствует давлению в автоклаве 2,8 ат. По истечении времени варки в автоклаве снижают давление и температуру, для этого прекращают подачу пара в рубашку, и в нее подается умягченная холодная вода, частично открывая сдувной вентиль, давление в автоклаве снижают до нулевого, а температура массы при этом понижается до $90\text{--}98^{\circ}\text{C}$, после этого автоклав вскрывается, и коллоксилины массонасосом перекачиваются в чаны горячей промывки 5 для окончательной стабилизации.

Автоклав оснащен контрольно-измерительными приборами, вторичные приборы контроля вынесены на пульт управления. Регулирование технологического процесса ведется подачей пара в рубашку автоклава и осуществляется автоматически и ручным управлением.

Процесс окончательной стабилизации в чанах проводится с помощью определенного количества промывок водой до достижения стойкости 2,5 (мл NO)/г.

Первые промывки ведут при температуре порядка 95°C , последующие - холодной водой. Так, например, коллоксилины марки ВНВА подвергаются первой промывке в течение 1 ч и второй промывки - 0,3 ч. Загрузка одного чана является одной частной партией коллоксилина. Чаны для окончательной стабилизации бывают с мешалками и без них; при этом производительность первых ниже из-за уменьшенной загрузки массы.

Автоклав

Автоклав (рис.87) представляет собой емкость 4 - вертикальный цилиндр со сферическим дном и крышкой. Емкость имеет рубашку 2 для нагрева и охлаждения. Автоклав имеет смесительное устройство, состоящее из вертикального вала 12 квадратного сечения. Нижний конец вала вмонтирован в подшипник 15, верхний муфтой 10 соединен с валом 8 редуктора 7. Вал редуктора уплотнен сальниковым уплотнением в крышке автоклава. На валу 12 крепятся три лопастные мешалки 11 и у самого дна - одна якорная 14. Внутри цилиндра между лопастями приварены отражатели 13, препятствующие круговому движению массы.

В крышке автоклава имеется люк 5 для загрузки коллоксилина, внутреннего его осмотра и ремонта, а также пять патрубков. Один из них - технологический - для отбора проб на анализ, другой - для установки приборов, третий - для отвода газов. У этого патрубка устанавливается сдувной вентиль, с внутренней стороны автоклава - сетка 9, препятствующая уносу коллоксилина в момент удаления газа из автоклава. Четвертый патрубок

служит для ввода в автоклав воды. Пятый патрубок - для установки мембраны, предохраняющей от повышения давления в автоклаве выше допустимого. Мембрана представляет собой алюминиевую пластину толщиной 0,5мм и диаметром 100÷120мм, которая периодически заменяется через 30÷35ч. варки.

В нижней части автоклава имеется разгрузочный клапан 16, в его патрубок подведена вода для разбавления массы перед поступлением ее к массонасосу. Для подвода пара в рубашку имеется патрубок 3 и для отвода конденсата - патрубок 1, а также патрубки ввода и отвода охлаждающей воды. В рубашке устанавливается датчик давления. Вал мешалок приводится во вращательное движение от электродвигателя 6 через редуктор 7. Снаружи автоклав теплоизолирован.

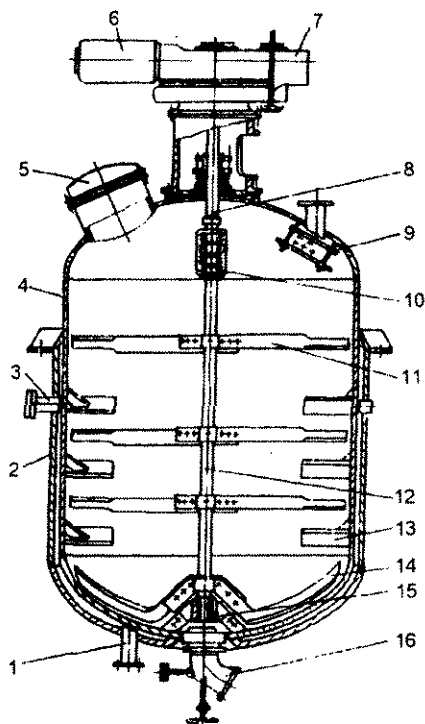


Рис. 87. Автоклав периодического действия.

Техническая характеристика автоклава

Полезная вместимость, м ³	3,6
Температура в рубашке, °С	
обогревающего пара	164,2
охлаждающей воды	12-18
Температура в автоклаве, °С	130-145
Максимальное давление, ат	
в автоклаве	4,5
в рубашке	7
Частота вращения мешалок, об/мин	30
Мощность электродвигателя, кВт	7,5
Средняя производительность, кг/ч	100

Производительность автоклава

$$G = \frac{V \cdot K \cdot \eta \cdot \eta_l}{\sum t \cdot 100},$$

где V – вместимость автоклава, м^3 ;

K – массовая доля в нем нитрата целлюлозы;

$\eta = 0,9$ – коэффициент заполнения автоклава;

$\eta_1 = 0,86$ – коэффициент использования оборудования;

Σt – время полного оборота автоклава, ч.

Технологическая схема периодически действующего автоклава по сравнению с автоклавом непрерывного действия более маневренна в работе. Однако имеет ряд недостатков:

- значительный разброс физико-химических показателей нитратов целлюлозы отдельных варок (порция порядка 300÷390 кг), обусловленный периодичностью технологического процесса;
- малую производительность;
- низкий КПД агрегата из-за того, что технологическое время обработки материала составляет только 30÷35 % общего времени оборота автоклава и др.

Измельчение нитратов целлюлозы.

При измельчении нитратов целлюлозы изменяются не только геометрические размеры волокна, но и такие структурные характеристики, как удельная поверхность и др. Измельчение – одна из наиболее ответственных операций при изготовлении как нитратов целлюлозы, так и пироксилиновых и баллиститных порохов. Однако не все получаемые нитраты целлюлозы измельчаются. Измельчению подлежат пироксилины и коллоксилины, идущие на изготовление порохов, пироксилино-целлюлозного полотна, линолеумные коллоксилины. Коллоксилины лакомастичные, лаковые и им подобные не измельчаются.

Получить химически стойкие неизмельченные нитраты целлюлозы со степенью этерификации выше 13 % практически невозможно при обычных методах стабилизации (варка в воде). Измельчение позволило решить задачу стабилизации высокоазотных нитратов целлюлозы их промышленного применения и хранения.

В измельченных нитратах целлюлозы быстро проникают промывные жидкости внутрь волокна и удаляются из их каналов закисляющие свободные кислоты, оставшиеся после первой стадии стабилизации. Вместе с тем измельчение позволило получить однородную смесь в водной среде разнотиповых нитратов целлюлозы смешением, например, пироксилина №1 и №2 при изготовлении смесевых пироксилинов, что в неизмельченном виде было бы практически невозможно.

Измельченные нитраты целлюлозы имеют большую насыпную массу, чем неизмельченные. Это позволило увеличить производительность аппаратуры, применить непрерывнодействующие аппараты в производстве как

нитратов целлюлоз, так и порохов (водоотжимочные и обезвоживающие центрифуги, непрерывнодействующие мешатели и др.)

Если в бумажной промышленности от качества размола целлюлозы зависят такие свойства собственно бумаги, как прочность на разрыв, изгиб и раздирание, а также способность удерживать наполнители, проклеивающие свойства, водонепроницаемость и др, то в пороховой промышленности качественное измельчение нитратов целлюлоз обеспечивает получение технологичных пороховых масс и соответственно качественного пороха.

В зависимости от характера измельчения, формы и размеров частиц измельченных нитратов целлюлоз частично изменяются такие физико-химические показатели, как их сорбционная способность, характер и скорость взаимодействия растворителя и др. Степень измельчения нитратов целлюлоз существенно влияет на скорость пластификации волокон соответствующими растворителями. С повышением степени измельчения скорость пластификации увеличивается. Это в одинаковой мере относится как к пироксилиновым, так и к баллиститным порохам. Однако технологический процесс получения этих порохов принципиально отличен, а следовательно, влияние степени измельчения на технологичность переработки неоднозначно.

Для пироксилиновых порохов применяется смесевой пироксилин, один из компонентов которых (№2) полностью растворим в спиртоэфирном растворителе, второй (№1) почти нерастворим. В этом случае слишком тонкий помол пироксилина №2 затрудняет процесс водоотжима и обезвоживания. Если учесть, что водная влажность отжатого пироксилина должна быть $29 \div 32\%$, при большей его влажности расход спирта на обезвоживание увеличивается. Степень и характер измельчения пироксилина №1 влияют не только на процесс его пластификации, но и на процесс течения пороховых масс. При грубом измельчении пироксилина №1 пороховые элементы на поверхности будут иметь белые вкрапления непластифицированного пироксилина. Усадка такого пороха, его плотность будет понижена. Уменьшенные размеры частиц приводят к увеличению вязкости массы и, как следствие, к увеличению давления прессования пороховых шнуров. Это объясняется тем, что с уменьшением размеров волокна при одной и той же объемной доле наполнения общая поверхность их увеличивается. И как следствие, по поверхности раздела частиц пироксилина №1 уменьшается межфазный слой растворимого пироксилина №2, этим и обуславливается увеличение вязкости. Следовательно, нецелесообразна как слишком высокая степень измельчения, так и слишком низкая. В свою очередь, фракционный состав нитратов целлюлоз также существенно влияет на технологические свойства пороховой массы и процесс течения ее при формировании пороховых шнуров. Однако оптимальные показатели по степени измельчения и фракционному составу нитратов целлюлоз для

производства порохов не установлены. Вместе с тем, необходимо иметь нормы по степени измельчения как по нижнему пределу, ограничивающему переизмельчение, так и по верхнему пределу, не допускающему недоизмельчения. Согласно ГОСТ В 16784 - 80 ограничен только верхний предел степени измельчения. Остаток на сите №016 должен быть не более 7% для пироксилина №1 и 9% для пироксилина №2. Однако эти показатели недостаточно обоснованы. Для пироксилина №1 желательное содержание крупноты иметь меньше положенных 7%, а для пироксилина №2 - больше 9%. Нежелательная при водоотжиме и обезвоживании пироксилина спиртом слишком развитая его поверхность в то же время является весьма положительным фактором, ведущим к увеличению площади непосредственного контакта волокон нитратов целлюлоз с растворителем, облегчающим пластификацию.

В производстве баллистических порохов степень измельчения влияет как на скорость пластификации, так и на ее равномерность. Согласно ГОСТ В 2163 - 73 содержание крупной фракции при определении на сите №016 допускается до 6,3%. Однако этот уровень недостаточно теоретически обоснован, как и для пироксилинов. Более рациональным считается содержание крупной фракции в коллоксилине 0,5 - 4%. Это создает наиболее благоприятное соотношение между крупными и мелкими фракциями.

Физико - химические основы процесса измельчения.

Основы теории размола целлюлозы высказаны Хинчиным. Он полагал, что во время размола происходит освобождение свободных полярных гидроксильных макромолекул целлюлозы, находящихся на поверхности микрофибрилл наружных стенок волокна, благодаря чему повышаются адсорбция воды поверхностью волокна и его гидратация [35]. Волокна целлюлозы в основном пластифицированы за счет набухания в воде, при этом диаметр волокна увеличивается почти в два раза, что происходит за счет ослабления межмолекулярных связей, снижается степень полимеризации. При размоле волокон целлюлоз в основном наблюдается их раздавливание. Процесс размола волокна в воде сопровождается набуханием, которое способствует размолу и фибриллированию волокна. В производстве бумаги фибриляция является основным процессом при размоле целлюлоз. Фибриляция может происходить на поверхности и внутри клеточной стенки волокна. В первом случае поверхность волокна разрушается, и от нее отделяются фрагменты клеточных оболочек и фибрилл, образуя своеобразный ворс на поверхности волокна. Такая фибриляция увеличивает наружную поверхность волокна. При внутренней фибриляции отделения фибрилл не происходит, повышаются лишь гибкость и пластичность волокон в результате набухания гемицеллюлоз в междофибрильных простран-

ствах, ослабления и частичного разрушения связей между фибриллами [36].

Нитраты целлюлоз по своей структуре отличаются от исходной целлюлозы. В них гидроксильные группы, имеющие наибольшее сродство с водой, замещены нитрогруппами, вследствие чего они незначительно набухают в воде и легко отдают поглощенную воду. При этом гидрофильность становится тем меньше, чем больше степень этерификации волокон.

Волокна нитратов целлюлоз при их размоле в воде в отличие от волокон целлюлозы не пластифицируются. Это подтверждается тем, что диаметры его волокна после этерификации и стабилизации не отличаются от диаметра исходной целлюлозы. С некоторыми допущениями можно представить волокна нитратов целлюлоз как хрупкое тело, имеющее многочисленные микро- и макротрещины, возникающие при его этерификации и стабилизации. Это и обуславливает различный характер размола целлюлозы и ее нитратов.

При измельчении волокон нитратов целлюлоз как непластифицированного вещества на аппаратах с гарнитурой из пластинчатых ножей (голландеры, конические мельницы и др.) происходит в основном хрупкое разрушение волокна. Механизм процесса измельчения нитратов целлюлоз заключается в том, что их волокна при размоле на ножевых механизмах разрушаются преимущественно как хрупкое тело за счет развития микротрещин по направлениям наиболее ослабленными различными воздействиями в процессе его изготовления.

Дезориентация жестких макромолекул нитратов целлюлоз достигается при интенсивном измельчении, приводит к резкому снижению плотности упаковки - "разрыхлению структуры", к повышению реакционной способности волокон нитратов целлюлоз. Степень дезориентации волокон нитратов целлюлоз зависит от особенностей применяемой для этой цели измельчительной аппаратуры и времени обработки.

На процесс измельчения нитратов целлюлоз в определенной степени влияют их физико-химические показатели:

- при одной и той же вязкости полученный из одной и той же целлюлозы пироксилин №1 измельчается значительно легче, чем коллоксилин и пироксилин №2;
- нитраты целлюлозы из древесной целлюлозы при одном и том же содержании азота и одинаковой вязкости измельчаются труднее, чем нитрат целлюлозы из целлюлозы марки ХЦ;
- при одном и том же содержании азота и одинаковой вязкости нитратов целлюлоз коэффициент полимеризации исходной целлюлозы не влияет на длительность процесса измельчения;
- вязкость нитратов целлюлоз влияет на продолжительность измельчения.

Чем больше вязкость при одном и том же содержании азота в нитратах целлюлоз, тем длительнее процесс его измельчения.

На процесс измельчения влияют также технологические особенности процесса на фазах этерификации и стабилизации:

- применение нитрационных кислотных смесей с повышенным содержанием азотной кислоты при получении пироксилина №1 при низком содержании воды (до 6,5%) не влияет на длительность процесса измельчения, повышение содержания воды до 10% приводит к увеличению продолжительности измельчения;
- чем выше температура этерификации (при одинаковой вязкости целлюлозы), тем меньше длительность процесса измельчения;
- различные режимы стабилизации нитратов целлюлоз (содовая, чистая, автоклавная) при одной и той же его вязкости не влияют на длительность процесса измельчения.

Характер механического дробления волокон нитратов целлюлоз обуславливается не только физической структурой волокна (рыхлая или уплотненная форма), но и более тонкой их структурой, связанной с взаимодействием макромолекул нитратов целлюлоз за счет различных связей (химических, водородных и др.).

Измельчение нитратов целлюлоз сопровождается механодеструкцией, и его можно рассматривать как механико - химический процесс дробления волокна, который приводит к изменению геометрических размеров и его физико - химических свойств.

При измельчении понижается вязкость. Так, условная вязкость коллоксилинов Н в процессе измельчения уменьшается на $0,3 + 0,6^\circ\text{Э}$ в зависимости от их исходной вязкости. Снижается и степень полимеризации, которая проявляется в вязкостных характеристиках. При этом чем больше вязкость исходных нитратов целлюлоз, тем больше ее снижение при измельчении. Следовательно, увеличивается растворимость в спирте и спиртоэфирном растворителе. Одновременно разброс показателя вязкости внутри партии уменьшается. Растворимость нитратов целлюлоз изменяется в результате механодеструкции и обусловлена укорочением цепи, т.е. снижением молекулярной массы. При измельчении наблюдается также понижение содержания азота.

Механодеструкция полимеров происходит по радикальному механизму [37]. Для нитратов целлюлоз первичным процессом при механодеструкции является разрыв глюкозидных связей. Можно предположить, что образующиеся радикалы вступают в сложные вторичные процессы, результатом которых и является понижение содержания азота в измельчаемых нитратах целлюлоз.

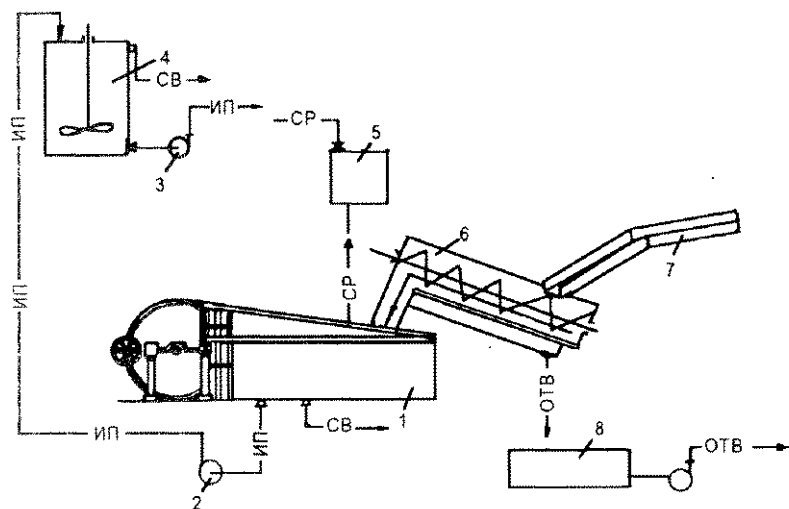
Измельчительные машины.

В 1865г. Абель предложил нитраты целлюлоз измельчать в голландерах - роллах для придания им большей плотности при получении пироксилиновых шашек, а также для лучшей отмывки из него нитрационных кислот и повышения его химической стойкости. С этого времени и начинается развитие промышленного производства нитратов целлюлоз, особенно интенсивное с открытием пироксилиновых порохов. До 1955г. ролл являлся единственной измельчительной машиной в производствах нитратов целлюлоз. Однако при возросшей потребности в выпуске нитратов целлюлоз малопроизводительные, металлоемкие роллы периодического действия явились узким местом в технологическом процессе производства. Взамен роллов в промышленности начали внедряться непрерывнодействующие размалывающие машины, конические мельницы типа РК-01 отечественного производства, мельницы ДМК. Ведутся работы по применению дисковых мельниц типа МД. Эти мельницы находят широкое распространение в целлюлозно - бумажной промышленности. Все эти размалывающие машины сохраняют принцип размола ролла, но в ином конструкторском оформлении. Для этих мельниц, так же как и для ролла, характерен общий измельчительный элемент: неподвижные и подвижные ножи, между которыми происходит основное размалывающее действие. В силу больших окружных скоростей размалывающих органов этих машин в потоках возникают напряжения сдвига, переменные давления и интенсивные удары о подвижные и неподвижные элементы машины.

Таким образом, размол волокнистого материала происходит под воздействием не только ножевой гарнитуры, но и переменных давлений, трения и ударов о детали машины, трения волокон друг о друга вследствие градиентов скорости. В целлюлозно - бумажной промышленности наряду с ножевыми нашли применение гидродинамические размалывающие машины, в которых преобладает гидродинамический принцип размола, а не ножевой. Ведутся работы по применению этого типа машин и для размола нитратов целлюлоз.

Размольные роллы (голландеры).

На некоторых заводах нитраты целлюлоз измельчают в роллах типа "Хойт - Хорн". На рис. 88 приведена технологическая схема установки ролла с механической его загрузкой. Пироксилиноводная взвесь из чанов горячей промывки с массовой долей $2+3\%$ по общему желобу 7 поступает в шнек - сгуститель 6, он является и загрузочным шнек - транспортером. По мере продвижения массы по желобу шнек - сгустителя к загрузочному лотку голландера 1 часть транспортных вод отфильтровывается и поступает в сборник 8, а пироксилиноводная взвесь с определенной массовой долей



ИП - водная взвесь измельченного пироксилина;

СР - содовый раствор;

ОТВ - отводящие транспортные воды повторного использования;

СВ - сточные воды;

НП - водная взвесь неизмельченного пироксилина.

Рис. 88. Технологическая схема установки ролла.

- в ванну ролла. Из сборника транспортная вода поступает в производственный цикл для повторного использования, а уловленные нитраты целлюлоз - на измельчение. Массовая доля нитратов целлюлоз в смеси влияет на процесс измельчения, наряду с формой ножей обуславливает характер измельчения. При высокой массовой доле вследствие наличия между ножами большого количества пучков волокон измельчение происходит раздавливанием волокон, режущий эффект сведен к минимуму. В этих условиях характерно образование удельной развитой поверхности. Такой размол желателен для коллоксилина Н. При низкой массовой доле наблюдается режущий эффект ножевой гарнитуры. На практике массовая доля при рольном размолу $9 \div 10\%$.

Загрузка ролла идет постепенно в течение $25 \div 30$ мин, при этом барабан приподнят, зазор между неподвижными ножами увеличен. От своевременной и надлежащей присадки ножей зависит скорость измельчения. В производственных условиях присадку ножей регулируют по потребляемой роллом мощности. На практике по мере загрузки ванны ролла производят

постепенное сближение ножей так, чтобы нагрузка на электродвигатель была 75 - 85 А. По мере измельчения нитратов целлюлоз ножи постепенно сближаются, регулируя нагрузку электродвигателя 85 - 95 А.

Время измельчения (без учета времени загрузки ванны) составляет для пироксилина №1 примерно 2,5 ч и для пироксилина №2 - 1,5 ч.

Во время загрузки ролла и после его заполнения нитратами целлюлоз скорость движения массы в ванне незначительна - примерно 0,3 м/с. При такой незначительной горизонтальной скорости нитраты целлюлоз сравнительно быстро оседают на дно ванны ролла, так как они имеют высокую относительную плотность и их волокна не подвергаются гидратации при измельчении. По мере увеличения степени помола укороченные волокна теряют между собой взаимосвязь, и хотя при этом увеличивается подвижность массы в ванне, интенсивность оседания массы на дно ванны возрастает, что отрицательно сказывается на равномерности его размолла. Для устранения оседания нитратов целлюлоз при его размолла в ванне устанавливают щитки, уменьшающие ее поперечное сечение, при этом увеличивается скорость движения массы, частицы нитратов целлюлоз поддерживаются во взвешенном состоянии. Щитки в ванне устанавливают на первой фазе измельчения, когда волокна еще достаточно длинны и щитки затрудняют движение массы, а после предварительного измельчения нитрата целлюлоз оставляют в ней до полного измельчения.

При измельчении идет дальнейшая стабилизация нитратов целлюлоз. Выделяющиеся при измельчении волокна закапсулированные кислоты вымываются, и для их нейтрализации в ванну ролла из мерника 5 подается содовый раствор. Щелочность в ванне $0,01 \pm 0,03\%$.

При измельчении кромка ножей подвергается местному воздействию выделяющихся кислот, следовательно, ножи механически и химически изнашиваются. Таким образом, измельчение нитратов целлюлоз в щелочной среде вызвано не только технологическими факторами (стабилизацией), но и необходимостью предохранения от химического износа ножей.

По окончании измельчения масса проверяется на степень измельчения и при положительных показателях перекачивается в лавер 4 через нижний клапан массонасосом 2 для окончательной стабилизации. Из лаверов массонасосом 3 взвесь перекачивается в смесители. Из-за периодичности технологического процесса измельчения масса ролльного помола неоднородна. Наблюдается наличие отдельных пучков неизмельченных и грубоизмельченных волокон (приставшие на первой фазе измельчения к стенкам ванны и внутренней поверхности крышки), и при разгрузке ролла они смываются в массу. Поэтому для улова этих частиц измельченные нитраты целлюлоз пропускаются через просейки.

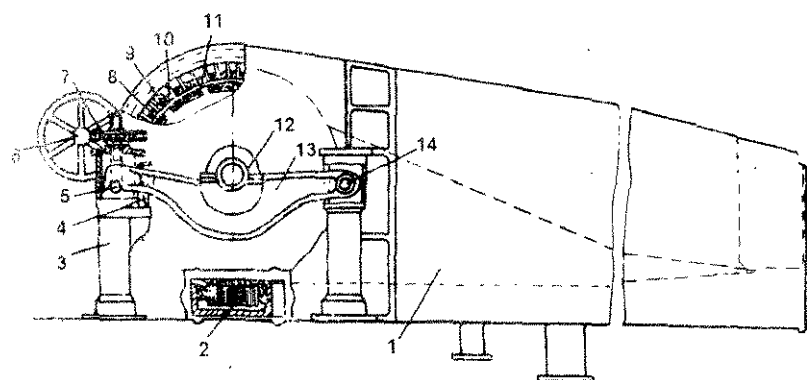


Рис. 89. Ролл типа "Хойт - Хорн".

Ролл типа "Хойт - Хорн".

Ролл, изобретенный в Голландии (откуда название "Hollander") примерно в 1668 г., несмотря на то, что со времени его изобретения прошло более 300 лет, принципиально конструктивно не изменился (рис.89). Представляет собой ванну 1 овальной формы (рис.90). Ванна разделена перегородкой на два канала: передний канал "а" и обратный канал "б". Масса по переднему каналу "а", имеющему уклон, поступает под измельчительные ножи. У своего конца канал имеет искривление в горизонтальной плоскости, заканчивается канал небольшим прямолинейным участком, в котором устанавливается барабан 11 и под ним - пачка ножей 2. Вращением барабана масса перебрасывается в обратный канал "б". В начале обратный канал имеет противоположное переднему каналу искривление, затем он выпрямляется и в конце, описывая полуокружность, соединяется с передним каналом. В начале обратного канала - горка, от которого дно ванны имеет определенный уклон ($7+8^{\circ}$) в сторону пачки ножей, способствующий увеличению скорости движения массы. В самом низком месте дна ванны ролла два сливных отверстия, одно из них для слива массы в лаверы, второе для слива смывных вод в канализацию.

Барабан 11 насажен на вал, который лежит на двух подшипниках 12. Барабан занимает всю ширину протока ванны. По всей ширине барабана 30 ребер, между которыми закреплены по четыре ножа 10, выступающих выше ребер на $45 + 50$ мм. Ножи зажаты между ребрами дубовыми прокладками 9 и затянуты по обеим сторонам барабана кольцами 8, входящими между прорезями ребер, ножей и планок. Ножи на барабане в поперечном сечении имеют радиальное направление и расположены по образующей

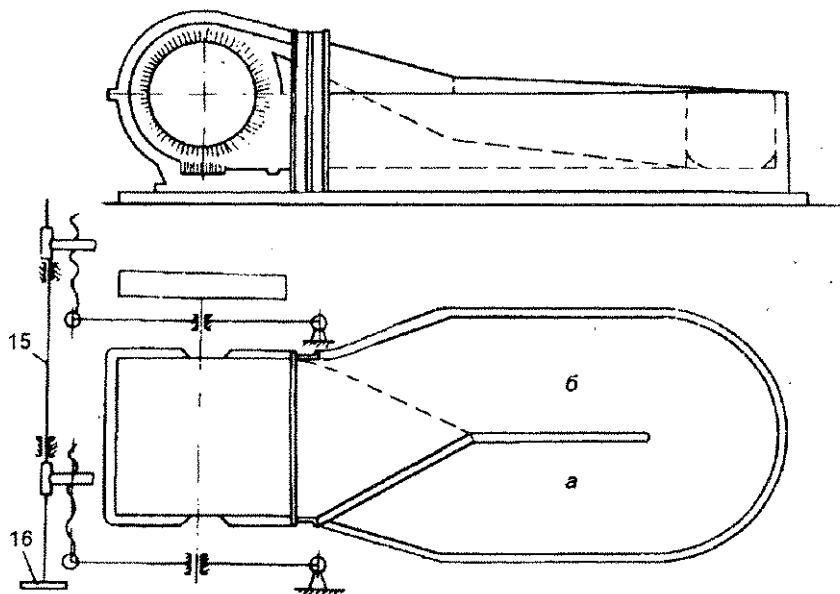


Рис. 90. Схема ванны и кинематическая схема подъемного механизма барабана.

цилиндра. Во вращательное движение барабан приводится от электродвигателя через ременную передачу. Частота вращения должна обеспечить окружную скорость барабана $9 + 9,5$ м/с. Казалось бы, увеличение окружной скорости (частоты вращения) барабана ведет к увеличению числа метрорезов, что должно увеличить эффективность измельчения роллом. Однако увеличение окружной скорости барабана выше указанной нецелесообразно, так как это вызывает повышенный расход электроэнергии и не увеличивает эффективность измельчения; значительная часть энергии расходуется на бесполезный гон массы.

Подшипники 12 закреплены на подвижной траверсе 13, поднятием или опусканием которой барабан опускается или поднимается. Траверсы смонтированы на колоннах 3 и одним концом опираются на неподвижную ось 14, вторым подвешены на оси винта 5 механизма подъема. Он состоит из оси винта 5, гайки с червячным колесом 7, червяка 6 и валика 15, смонтированного в подшипниках. На одном конце валика крепится штурвал 16. Вращение штурвала через червячную пару передается гайке, и оси винта вместе с траверсой поднимаются или опускаются, чем и достигается присадка ножей барабана.

Для ограничения опускания траверсы, а следовательно, и барабана ниже предела в траверсе имеется регулирующий болт 4. Под барабаном в углублении крепится коробка с пачкой ножей 2. Количество ножей в пачке колеблется от 20 до 30. Ножевая пачка устанавливается под углом не менее 3° к валу барабана во избежание западания ножей барабана между ножами пачки.

На практике угол наклона ножевой пачки $6 - 7^\circ$. Измельчение нитратов целлюлоз происходит ножами при движении подвижных ножей, надетых на барабане, относительно неподвижных ножей пачки. По мере изнашивания ножей время измельчения постепенно увеличивается. Характер измельчения нитратов целлюлоз в зависимости от их назначения достигается соответствующим режимом измельчения.

Основными факторами, влияющими на характер измельчения, являются форма ножей, расстояние между ножами барабана и пачки, удельные давления на ножи и массовая доля нитратов целлюлоз в измельчаемой массе. Если необходимо получить измельчение нитратов целлюлоз с преобладанием волокон с повышенной удельной поверхностью, применяют толстые ножи. Для получения массы, где преобладали бы в основном укороченные волокна с меньшей удельной их поверхностью, устанавливают тонкие ножи при относительно низкой массовой доле нитратов целлюлоз. В зависимости от требуемого помола применяют ножи для установки на барабане толщиной $8 + 10$ мм и 5 мм для ножевой пачки. Материал ножей - сталь марки у7 и у8. Более тонкие ножи применяются для измельчения пироксилина №1.

Максимальный режущий эффект достигается при сильной присадке ножей, при этом ножи барабана и пачки не соприкасаются, между ножами существует зазор не менее 0,05 мм. Рабочий зазор между ножами барабана и пачки $0,08 + 0,4$ мм.

На рис. 91 показано действие ножей измельченного элемента. Расстояние между ножами барабана и планки устанавливается в зависимости от характера измельчения и назначения нитратов целлюлоз. Показано укорачивающее действие ножей на волокна при малом зазоре между ними (а), расчесывающее и раздавливающее действие ножей на волокно при большом зазоре между ними (б), образование волокнистой наслойки на кромках ножей барабана и завихрение массы в ячейках между ножами (в), что способствует покрытию режущих кромок ножей волокном.

Измельчительный эффект рола характеризуется количеством пересечений кромками подвижных ножей кромок неподвижных - числом метровок

$$L_3 = \frac{a_n \cdot a_b \cdot l \cdot n}{60 \cos \alpha},$$

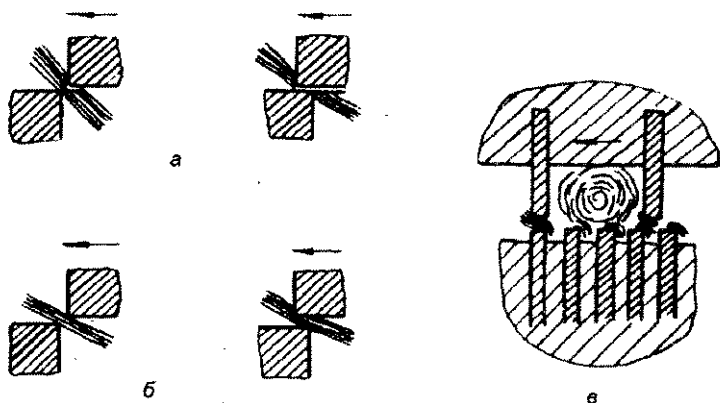


Рис. 91. Схема действия ножей на волокно при разных зазорах между ножами.

где a_n , a_b - число ножей пачки и барабана соответственно;

n - частота вращения барабана;

l - длина ножей, м;

α - угол между ножами барабана и пачки.

В роллах число метрорезов составляет около 13100 в секунду.

Основным недостатком ролльного измельчения является неоднородность измельчения нитратов целлюлоз.

Неоднородность вызывается не только за счет незначительного оседания массы на дно ванны, но большой разности во времени загрузки и общего измельчения. Так, например, при общем обороте ролла $2 \div 3$ ч, из которого 0,5 ч идут на загрузку, получить однородность измельчения массы невозможно. Неоднородность измельчения обусловлена и неравномерной скоростью движения массы по сечению массы в ванне.

Аппараты периодического действия имеют большую металлоемкость и удельные энергозатраты, малопродуктивны.

Техническая характеристика ролла.

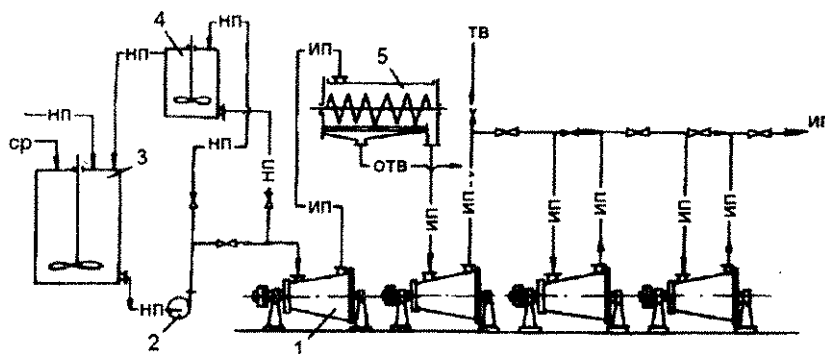
Вместимость ванны, м ³	4,5
Диаметр барабана, м	1,26
Длина ножей, м	1,5
Частота вращения барабана, об/мин.	140 ÷ 150
Число ножей:	
на барабане	120
в пачке	28 ÷ 30

Измельчительные конические мельницы типа РК - 01.

Замена роллов - аппаратов периодического действия аппаратами непрерывного действия - мельницами типа РК - 01 - экономически оправдана. В отличие от периодического измельчения в роллах непрерывный размол массы в мельницах типа РК - 01 допускает только постоянную установку присадки ножей. Поэтому измельчаемая масса должна пропускаться последовательно через серию мельниц, отрегулированных на разную степень измельчения и рассчитанных на пропуск массы с определенной длиной волокна при постоянной массовой доле. На последних стадиях измельчения, когда волокно достаточно укорочено, возможно применение массы с большей массовой долей.

Исходная масса нитратов целлюлоз поступает на фазу измельчения в форме жгутиков длиной $10 + 12$ мм для хлопковой и $5 + 8$ мм для древесных масс. Измельчать такую массу при малых ножевых зазорах затруднительно из-за забивок аппарата. При этом зазоры между ножами должны быть $0,1 + 0,12$ мм на первой степени измельчения. Учитывая, что в процессе обработки волокнистой массы на первой ступени измельчения увеличилась ее текучесть на второй ступени измельчения зазоры между ножами должны быть $0,07 + 0,08$ мм. Зазоры меньше $0,05 + 0,06$ мм нежелательны, так как при этом ножи сильно изнашиваются.

На рис. 92 приведена технологическая схема непрерывного измельчения на мельницах типа РК - 01. Из фазы предварительной стабилизации



НП - водная взвесь неизмельченного нитрата целлюлозы;

СР - содовый раствор;

ИП - водная взвесь измельченного нитрата целлюлозы;

ТВ - технологическая вода;

ОТВ - отводящие транспортные воды повторного использования.

Рис. 92. Технологическая схема установки мельниц типа РК-01.

Рис. 93. Схема водного потока массы, движущейся в лазах между ножами.



нитраты целлюлоз с массовой долей $2,0 \div 2,5\%$ поступают в смеситель 3. В смесителе пироксилиноводная взвесь сгущается сифонированием избытка воды до требуемой массовой доли. Для создания постоянства напора массы, поступающей в мельницу, из смесителя массонасосом 2 она перекачивается в бачок постоянного напора 4, откуда под собственным напором поступает в первую мельницу 1, избыток ее через переливную линию возвращается в смеситель 3.

Перед пуском мельницы в работу в нее подают воду, затем массу на измельчение. При этом ротор мельницы должен быть отжат, и в процессе работы постепенно делают прижимку ножей до заданной мощности электродвигателя.

Масса в мельницу поступает со стороны меньшего диаметра и выходит со стороны большего. Внутри мельницы она перемещается по сложной траектории и в зависимости от напора внутри мельницы имеется обратный поток массы, движущейся в лазах между ножами от широкого конца мельницы к узкому (рис. 93) [38]. При этом волокнистая масса не может беспрепятственно пройти без измельчения между ножами ротора и статора. Первая мельница в технологической схеме обычно работает при массовой доле $3 \div 4,5\%$. Масса в мельнице движется за счет развиваемой при вращении ротора центробежной силы. Благодаря разности окружных скоростей на входе и выходе, центробежная сила увеличивается.

Таким образом, коническая мельница может рассматриваться как центробежный насос, высота напора при выходе массы из мельницы может достигать 5,5 м. Это позволяет осуществлять последовательно установку нескольких конических мельниц без дополнительных средств передачи массы из одного аппарата в другой. Подызмеленная масса из первой мельницы подается в сгуститель 5, в котором она сгущается до массовой доли пироксилина №1 $10 \div 12\%$ и пироксилина №2 $8 \div 10\%$ и самотеком поступает во вторую мельницу для дальнейшего измельчения.

В зависимости от марки измельчаемых нитратов целлюлоз последовательно работают две или три мельницы. Так, при измельчении пироксилина №1 достаточно двух последовательно работающих мельниц, тогда как для измельчения пироксилина №2 работают три мельницы и при необходимости подключают четвертую. Можно работать и по схеме подачи массы

из смесителя 3 в первую мельницу 1 насосом 2, минуя бак постоянного напора 4.

После измельчения нитраты целлюлоз поступают в лаверы для окончательной стабилизации. Измельчение ведут в щелочной среде, поэтому для поддержания ее в пределах $0,01 + 0,03$ в смеситель подается содовый раствор.

Необходимо отдать предпочтение первой схеме подачи массы с помощью баков постоянного уровня, а не непосредственно насосом, работа мельниц как транспортирующих устройств в этом случае всегда устойчива. Однако массовая доля суспензии ниже, что уменьшает производительность этого измельчительного агрегата. При последовательном включении мельниц напор на выходе будет равен сумме напоров, создаваемых каждой мельницей, а производительность равна номинальной производительности одной мельницы.

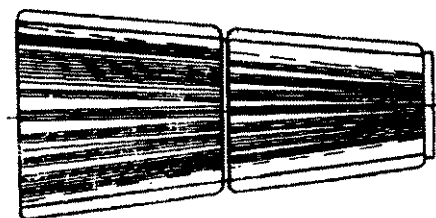
В целях создания противодавления в мельнице, влияющего на скорость прохождения массы в ней, а следовательно, и на измельчительное ее действие бак постоянного уровня и сгуститель желательно устанавливать на высоте $2 + 3$ м над мельницей, это относится также и к высоте питающих и отводящих массопроводов последующих мельниц.

Коническая мельница РК - 01.

Коническая мельница была изобретена Жорданом и Т.Хартфордом в 1858г. Конические мельницы по принципу своей работы сходны с роллом. Ножи ротора мельницы выполняют функцию барабана ролла, а ножи статора - неподвижных ножей пачки. Волокна, как и в ролле, измельчаются между ножами ротора и статора, при этом зазор между ними такой же, как и зазор между ножами барабана и пачки в ролле. Конические мельницы имеют малые углы конусности - $16 + 20^\circ$, характеризуются небольшими окружными скоростями ротора, что обуславливает незначительную скорость движения потока массы и, следовательно, малые градиенты сдвига в потоке. Поэтому при измельчении волокна подвергаются в основном механическому укорочению рубкой, тупому разрезу, раздавливанию, а гидродинамические воздействия на измельчение волокон незначительны.

Конические мельницы с гидравлической точки зрения имеют очень низкий КПД, с увеличением массовой доли транспортируемой массы он уменьшается.

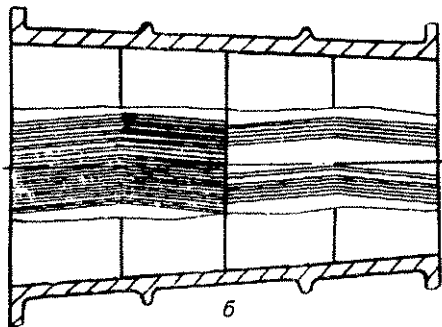
Коническая мельница типа РК - 01 (рис.94) состоит из ротора 5, укрепленного на валу 3, и корпуса 6, являющегося статором. На внутренней поверхности статора и наружной поверхности ротора по всей поверхности деревянными планками расклинены ножи 7. Ножи на роторе располагаются по образующей, промежутки между которыми сужаются к узкому концу. Ротор по длине разделен на два каскада с расстоянием между ними - 5



а

Рис. 95. Расположение
ножей в мельнице типа
РК-01.

а - на роторе;
б - на статоре.



б

мм, на которых количество ножей набирается пачками (рис.95а).

Статор, как и ротор, разделен на два каскада, в которых монтируются ножи. Ножи в отличие от ножей ротора изогнуты под углом $170 \div 174^\circ$ (рис. 95б), набираются ножи на статоре с учетом набега- ния ножей ротора на вер-

шину угла ножей статора, при этом они образуют угол $3 \div 5^\circ$ к ножам ротора. Такое расположение ножей обеспечивает постоянство окружного усилия во времени и исключает западание ножей при совпадении шага между ними на роторе и статоре. Со стороны малого диаметра на валу в корпусе 2 установлены радиальные подшипники, на втором конце вала в корпусе 9 - радиальные и упорный подшипники. Упорный подшипник воспринимает на себя осевое усилие вала ротора, возникающее вследствие прокачивания массы к выгрузочному патрубку. Ротор вместе с валом и подшипниками может перемещаться в осевом направлении по направляющим корпусов. На валу ротора со стороны впуска массы укреплены лопасти 4 для лучшего проталкивания массы через мельницу, что позволяет повысить массовую долю. Увеличение массовой доли улучшает измельчительный эффект мельницы и повышает ее экономичность. Вал с обеих сторон корпуса мельницы уплотнен сальниковыми уплотнениями 8. Для регулирования зазора между ножами ротора и статора мельница снабжена механизмом присадки. Он состоит из ходового винта 11 и гайки 12, закрепленных на корпусе 10 радиального подшипника. Корпус 10 крепится к корпусу 9 радиальных и упорного подшипников вала ротора 3. Свободный конец винта входит в отверстие вала ротора. На другом конце ходового винта закреплены штурвал 14 и червячная пара 13. Вращая ходовой винт, вал с подшипниками и ротором перемещается в осевом направлении относительно неподвижного статора, чем и регулируется зазор между их ножа-

ми. Вращение ротору от электродвигателя передается через редуктор, при этом входной вал редуктора и вал ротора соединяются эластичной муфтой 1, допускающей осевое смещение вала ротора. Частота вращения должна обеспечить среднюю окружную скорость ротора $8 + 12$ м/с, повышение ее нежелательно, так как увеличивается расход электроэнергии при снижении измельчительного эффекта.

Как и в роллах, основными факторами, влияющими на измельчение, являются форма ножей, степень их присадки, удельное давление на ножи и массовая доля нитратов целлюлоз. Форму ножей выбирают, как и для роллов, исходя из того, что гарнитуры с узкими ножами способствуют интенсивной рубке волокна, уменьшая их геометрические размеры по длине; при использовании гарнитуры с широкими ножами волокна в большей мере истираются, мнутся поверхностями ножей и в меньшей степени режутся. Для изготовления ножей применяется сталь марки 65. Толщина ножей - $3 + 4$ мм.

Массовая доля нитратов целлюлоз, как и при ролльном измельчении, влияет на характер измельчения.

С увеличением массовой доли снижается режущий эффект ножевой гарнитуры на измельчение в результате увеличения толщины волокнистой прослойки на ножах, при этом сокращаются затраты электроэнергии, активнее происходит смятие и расщепление, увеличивающие удельную поверхность волокна, но сокращающие его длину.

Измельчительный эффект мельницы, как и роллов определяется числом метрорезов

$$L = \frac{(z_p \cdot z_c \cdot l + z'_p \cdot z'_c \cdot l_1) \cdot n}{60} \text{ (метрорезов/с)},$$

где z_p и z_c - число ножей ротора и статора первого каскада соответственно;
 z'_p и z'_c - число ножей ротора и статора второго каскада соответственно;
 n - частота вращения ротора, об/мин;

l, l_1 - длина ножей ротора и статора первого и второго каскадов соответственно;

$L = 200600$ метрорезов/с.

На степень измельчения влияют межножевой зазор, массовая доля и вязкость нитратов целлюлоз.

С увеличением этих параметров качество измельчения снижается (увеличивается остаток на сите). На однородность измельчения нитратов целлюлоз наиболее влияет их массовая доля, затем величина межножевого зазора и вязкость нитратов целлюлоз. Увеличение этих параметров ведет к снижению однородности. На удельные электрозатраты влияют массовая доля нитратов целлюлозы и величина межножевого зазора. Увеличение этих параметров способствует снижению удельных энергозатрат. В кони-

ческих мельницах в отличие от ролла масса находится незначительное время - 1,5+5 с. С увеличением времени пребывания массы в мельнице степень измельчения ее повышается за счет уменьшения производительности мельницы.

На мельницах типа РК-01 получают недостаточную однородность измельченных нитратов целлюлоз, так как время пребывания отдельных элементов объемов массы в мельнице различно вследствие обратного потока и переброса массы. Ротор и статор имеют наборную гарнитуру, что требует большой трудоемкости при замене ножей. Машины имеют большую металлоемкость.

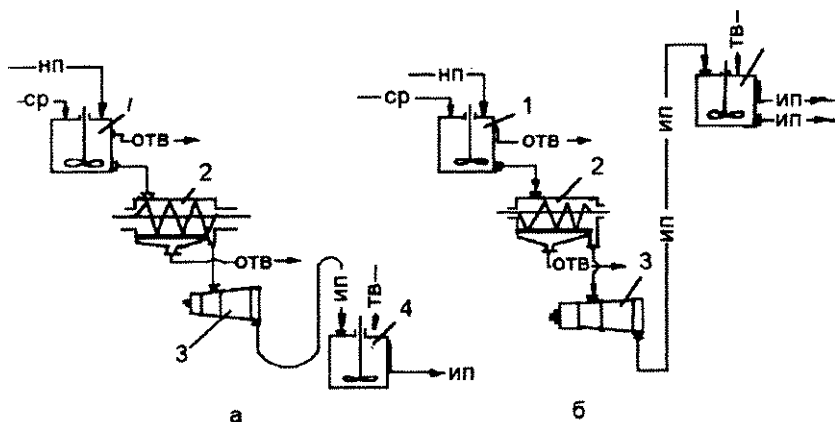
Техническая характеристика.

Диаметр ротора, мм	992,552
Количество ножей:	
на роторе: I каскад	144
II каскад	240
статора	420
Толщина ножей, мм	3-4
Частота вращения, об/мин	335
Мощность двигателя, кВт	160
Габаритные размеры, мм	7450×1400

Измельчительные мельницы типа ДМК.

Наряду с непрерывнодействующими коническими мельницами в промышленности широко применяются дисковые мельницы типа ДМК (автор В.В. Кузьмин). Основное отличие мельниц ДМК от конических - использование в них пластинчатых ножей в дисковом конструктивном оформлении. Это позволило увеличить число метрорезов за счет повышения частоты вращения ротора в аппаратах, по габаритным размерам значительно меньших, чем измельчительные машины с обычными пластинчатыми ножами. Мельница имеет три последовательно расположенные по оси секции: разрыхлительную, подызмелительную и измельчительную. Степень измельчения нитратов целлюлоз обеспечивается соответствующей компоновкой ножей измельченной секции. В отличие от конических мельниц в мельницах ДМК измельчение нитратов целлюлоз достигается при однократном его пропуске через одну мельницу. Измельчение на мельницах ДМК ведут по двум технологическим схемам: с гидравлическим затвором и под напором.

На рис. 96а приведена технологическая схема непрерывного измельчения в мельницах ДМК с гидравлическим затвором. Из чанов горячей промывки нитраты целлюлоз с массовой долей 2 + 3 % подаются в мутильник I фазы измельчения. Из мутильника масса поступает в питатель-сгуститель.



НП - водная взвесь неизмельченного нитрата целлюлозы;
 СР - содовый раствор;
 ИП - водная взвесь измельченного нитрата целлюлозы;
 ОТВ - отводящие транспортные воды повторного использования;
 ТВ - технологическая вода.

Рис. 96. Технологическая схема установки мельницы ДМК с гидрозатвором (а), мельницы ДМК, работающей под напором (б).

тель 2, где она сгущается отводом избытка вод до требуемой массовой доли и далее поступает в приемный бункер мельницы ДМК 3. Перед пуском мельницы в работу дисковые ножи разводятся прижимным устройством на $1 + 1,5$ мм от нулевого положения (по нониусу). Пускают воду в приемный бункер и сальниковые уплотнения и затем пускают мельницу на холостом ходу, спустя несколько минут ножи сдвигаются, и из питателя-сгустителя нитраты целлюлоз с массовой долей $10 + 12$ % поступают в бункер мельницы ДМК. Массовую долю измельчаемых нитратов целлюлоз устанавливают в зависимости от сырья, из которого они изготовлены, и его марки. Нитраты целлюлоз, изготовленные из древесной целлюлозы, измельчаются с повышенной массовой долей, а нитраты целлюлоз, изготовленные из хлопковой целлюлозы, с пониженной массовой долей. Так, например, пироксилин №1, изготовленный из ЦА, измельчается с массовой долей $10 + 12$ %, пироксилин №2, изготовленный из ХЦ, - $7 + 9$ %. Отдельные комки нитратов целлюлоз, загруженных в разрыхлительную секцию мельницы, разрыхляются подающим шнеком на частицы и подаются в секцию предварительного измельчения.

Масса в подызмельчительной секции дисковыми ножами, имеющими рифы, подвергается аморфизации, смятию и расщеплению волокон, при

этом длина их сокращается незначительно, и далее поступает в измельчительную секцию. Масса вдоль оси мельницы движется под действием динамического напора, создаваемого наклонными плоскостями пластин подвижных ножей. В измельчительной секции геометрические размеры волокна уменьшаются до требуемых в основном за счет поперечной его рубки с их аморфизацией. После измельчительной секции масса из мельницы поступает в лавер 4. В целях создания противодействия в мельнице, влияющего на скорость прохождения массы в мельнице и измельчительный ее эффект, на выходе из мельницы сделан гидравлический затвор, создающий подпор массы 500 + 600 мм вод.ст. (4,9-5,9кПа).

Массу измельчают в щелочной среде. На рис.96б приведена технологическая схема, в которой лавер 4 установлен над мельницей ДМК на высоте 2 + 3 м. Мельница ДМК выполняет функции не только измельчительного аппарата, но и насоса. При включении мельницы в технологический цикл по этой схеме в ней создается подпор, что снижает массовую долю измельчаемой массы. Так, пироксилин №1 измельчается при массовой доле 7+8 %, пироксилин №2 - 3+5 %. При этом сокращается и скорость продвижения массы в мельнице, следовательно, снижается производительность мельницы при незначительном улучшении качества измельчения.

Мельница ДМК.

Мельница ДМК (рис. 97) состоит из плиты I, на которой крепится корпус 7. В измельчительной зоне в корпус запрессована рубашка охлаждения 13. С одной стороны на корпусе крепится корпус питателя 4, с другой-корпус 18 прижимного механизма. В корпусе питателя имеется загрузочный люк, в корпусе прижимного механизма- выгрузочный. Для обеспечения плотности и водонепроницаемости при сборке между корпусами устанавливаются уплотнения 6. В корпусах питателя и прижимного механизма установлены радиально-упорные подшипники 22, на которых смонтирован вал 2.

Вал в корпусах уплотнен сальниковыми уплотнениями 3. Рабочим измельчительным элементом в мельнице является пара, состоящая из неподвижного и подвижного дисковых ножей. Подающий шнек 5, подвижные ножи всех секций, крыльчатка насоса 17 монтируются на валу 2 мельницы и являются ее ротором. Вращательное движение от электродвигателя ротору передается через эластичную муфту. Неподвижные ножи монтируются в корпусе мельницы и являются ее статором. Разрыхлительная секция состоит из подающего шнека 5 и неподвижного ножа 8, закрепленного в корпусе. На внутренней поверхности корпуса питателя и ножа имеются рифы.

Секция предварительного измельчения состоит из четырех подвижных II и трех неподвижных 10 ножей. Между секцией предварительного из-

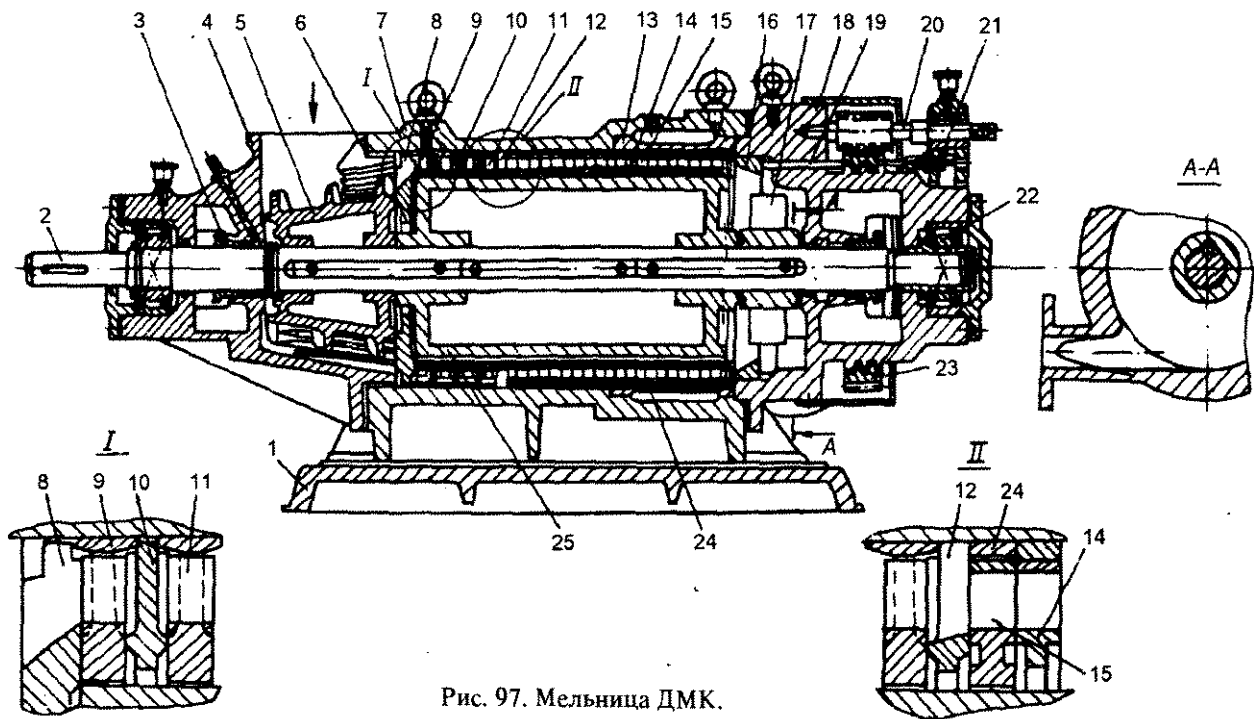


Рис. 97. Мельница ДМК.

мельчения и измельчительной секцией устанавливается неподвижный переходной нож 12. Измельчительная секция является основной и состоит из неподвижных 14 и подвижных 15 ножей. Компонировка рабочих элементов секций определяется требуемой степенью измельчения нитратов целлюлоз.

Подызмельченные ножи представляют собой диски с вырезами, которые образуют лопасти. У неподвижных ножей (рис. 98а) их шесть, у подвижных (рис. 98б) – десять. На лопастях с двух сторон нанесены рифы. Материал ножей – каленная до твердости 55+60 HRC сталь, поверхность их цементирована. Ножи измельчительной секции (рис. 99а,б) сборные и состоят из внешней 1 и внутренней 2 обечаек, между которыми под углом 10° приварены пластины 3, они же являются и режущими ножами. У неподвижных ножей по окружности располагается 100 ножей, у подвижных – 80, толщина их – 2 мм.

К верхней обечайке у неподвижных (рис. 99) и к внутренней (рис. 99б) у подвижных ножей приварены шпонки 4.

Все измельчительные элементы (подвижные и неподвижные ножи) могут перемещаться вдоль оси мельницы под действием прижимного механизма: подвижные – в пазах роторного барабана 25, неподвижные – в пазах корпуса. Для устранения расклинивания и трения ножей друг о друга между неподвижными ножами устанавливаются ограничительные кольца 9, 24, фиксирующие постоянный зазор между подвижными и неподвижными ножами $0,05 \pm 0,06$ мм в сжатом состоянии. Эти кольца предохраняют от износа внутреннюю поверхность корпуса мельницы.

Прижимный механизм состоит из корпуса 18 с резьбой, на которую навинчена гайка-шестерня 23. Гайка-шестерня находится в зацеплении с шестерней 20, при вращении которой гайка-шестерня, вращаясь, перемещается в осевом направлении. Через стержень 19 и прижимное кольцо 16 движение передается ножами. Осевое перемещение дисковых ножей вдоль оси мельницы фиксируется отметкой на корпусе фиксатора 21. Степень присадки ножей контролируется по нониусу и нагрузке на электродвигатель, фиксируемой амперметром. Показания амперметра на холостом ходу должны быть 25–50 А, при измельчении пироксилина №1 и пироксилина №2 – 210 ± 220 А.

Основными факторами, влияющими на измельчение, являются массовая доля измельчаемых нитратов целлюлоз, степень присадки дисковых ножей и соответствующий их набор в секции измельчения. Массовая доля влияет на характер измельчения. Однако, учитывая большую скорость резания (15 м/с) и незначительную толщину режущих ножей (2 мм), с увеличением массовой доли режущий эффект не снижается, измельчение в основном идет укорочением волокон за счет рубки, смятие идет за счет гидродинамических факторов. Поэтому удельная поверхность волокон, их

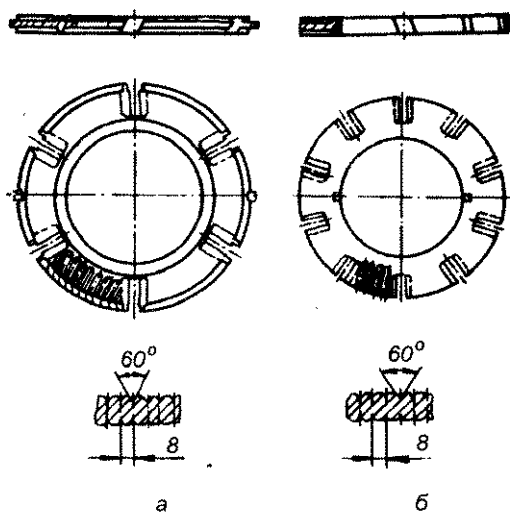


Рис. 98. Подызмельчительные ножи.

а - неподвижные; б - подвижные.

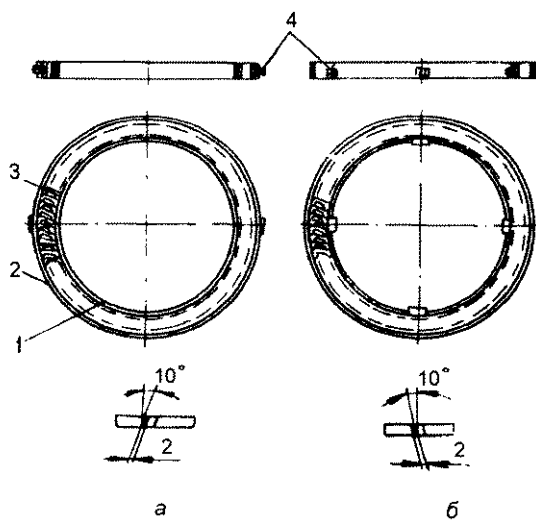


Рис. 99. Измельчительные ножи.

сорбционная способность меньше, чем у волокон, измельченных на роллах или мельнице РК-01.

Число метрорезов

$$L_s = \frac{z_n \cdot z_n \cdot l_n \cdot a_n^2 \cdot n}{60},$$

где $z_n = 80$ - количество пластин в подвижном дисковом ноже;

$z_n = 100$ - количество пластин в неподвижном дисковом ноже;

$l_n = 0,032$ м - длина пластины (ножа);

$n = 960$ об/мин - частота вращения ротора;

$a_n = 13$ - количество режущих подвижных и неподвижных элементов.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем

$$L_s = \frac{80 \cdot 100 \cdot 0,032 \cdot 13^2 \cdot 960}{60} = 692224 \text{ (метрорезов/с)}.$$

На мельницах типа ДМК получают недостаточную однородность измельчаемых нитратов целлюлоз и малую удельную поверхность волокна. При сравнительно малой производительности мельниц требуется сложная размалывающая гарнитура.

Техническая характеристика мельницы ДМК.

Диаметр ротора, мм	330
Количество ножей:	
в подизмельчительной секции:	
неподвижных	3
подвижных	4
в измельченной секции:	
неподвижных	13
подвижных	13
Мощность электродвигателя, кВт	130
Частота вращения ротора, об/мин	960
Габаритные размеры, мм	1600×525

Измельчительные мельницы типа МД.

Существующие способы измельчения не только не в полной мере обеспечивают требования к качеству измельчения, но и сложны в эксплуатации, имеют большую удельную энергоемкость и т.д. Поэтому встал вопрос о замене устаревшего измельчительного оборудования новым, более современным и производительным.

Одним из направлений являются работы по освоению и внедрению в промышленности дисковых мельниц типа МД для измельчения нитратов целлюлоз. Эти мельницы широко распространены в целлюлозно-бумаж-

ной промышленности. Их можно рассматривать как конические мельницы с углом конусности 180° .

Дисковые мельницы отличаются более высокой окружной скоростью ротора ($V_{\text{ср}} = 30$ м/с мельницы МД 31), волокна наряду с механической подвергаются более интенсивной гидродинамической обработке за счет турбулентных вихревых образований в потоке градиентов скоростей. В них разность скоростей на входе и выходе больше, чем в конических, следовательно, и развиваемый ротором напор будет больше. Это позволяет уменьшить размеры ячеек гарнитуры и на поверхности диска расположить большее количество ножей. Кроме того, при большой разности в скоростях возможно измельчать при больших массовых долях - около 20 %. С увеличением массовой доли нитрата целлюлоз в измельчаемой массе доля мощности, затрачиваемой на измельчение волокон, увеличивается, удельный расход энергии уменьшается, активнее протекает смятие и расщепление волокна. Мельницы этого типа просты в обслуживании, и особенно важна простота смены их гарнитуры.

Технологическая схема установки представлена на рис. 100.

Коллоксилиноводная взвесь с массовой долей 4 + 5 % из смесителя 1 массонасосом 2 подается в измельчительную камеру первой дисковой мельницы 3. Затем крыльчаткой, закрепленной на вращающемся диске, подается к размалывающим дискам. Под действием центробежной силы масса проходит в зазор между дисками и рабочими поверхностями гарнитуры, волокна измельчаются перерезанием, растиранием (гидродинамический эффект амортизации).

Межножевой зазор устанавливается 0,1 + 0,12 мм. Качество измельчения нитратов целлюлоз зависит от состояния размалывающей гарнитуры, зазора между дисками и их массовой доли. Дисковая мельница выполняет функции не только измельчительного аппарата, но и центробежного насоса, поэтому подызмеленная масса из первой мельницы передается во вторую мельницу 4, как и в конических. Учитывая, что после обработки

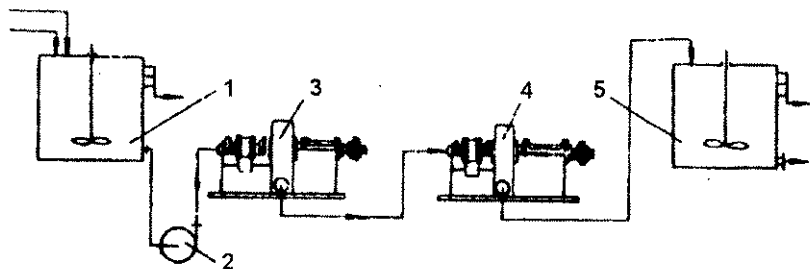


Рис. 100. Технологическая схема установки.

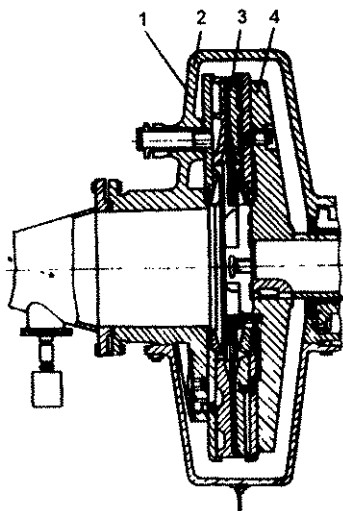


Рис. 101. Узел размола мельницы типа МД.

массы на первой мельнице текучесть ее увеличилось, во второй мельнице устанавливают зазоры $0,07 \pm 0,08$ мм. Измельченный коллоксилин из второй мельницы подается в лаверы 5 для дальнейшей технологической обработки.

Дисковая мельница МД - 31.

Дисковая мельница, узел размола которой (рис.101) состоит из корпуса мельницы 1, где закреплен статор 2 и смонтирован на подшипниках вал с ротором 4. На статоре и роторе закреплены размалывающие диски - измельчительная гарнитура 3. Мельница имеет насосную станцию гидропосадки, с помощью которой регулируется

зазор между дисками измельчительной гарнитуры. Эффективность измельчения волокна определяется числом метрорезов, и она различна в зависимости от применяемого типа ножей. Так, для гарнитуры с узкими ножами она составляет 420000, а с широкими ножами - 310000 метрорезов/с. При использовании гарнитуры с тонкими ножами преобладает воздействие на волокно кромки ножей, которые интенсивно рубят - укорачивают волокна, уменьшают их геометрические размеры по длине. При использовании толстых (широких) ножей волокна в большей мере истираются, мнутся поверхностями ножей и в меньшей степени режутся.

Конфигурация гарнитуры дисковых мельниц влияет на качество и технико - экономические показатели измельчения нитратов целлюлоз. Определяющим в гарнитуре являются толщина ножей ротора и статора, ширина канавок между ножами, угол наклона ножей относительно радиуса или друг друга и длина их рабочей части. С увеличением количества ножей в измельчительной гарнитуре повышается производительность мельницы, удельный расход электроэнергии уменьшается. Из измельчительных машин мельница типа МД наиболее эффективная.

Если учесть, что степень измельчения определяется по ситовому анализу, в основе которого лежит фракционирование массы по предельно допустимой длине волокна, то чем интенсивнее происходит укорочение волокон, тем эффективнее работа мельницы. Следовательно, гарнитура с

тонкими ножами при этом способе анализа более эффективна, чем гарнитура с толстыми ножами. Однако при этом учитывается только дисперсность измельчения и не учитывается удельная поверхность измельченных нитратов целлюлоз.

Для получения нитратов целлюлоз с требуемыми показателями по дисперсности и их удельной поверхности необходим подбор гарнитуры (разная толщина ножей, угол наклона и др.), оптимальной массовой доли измельчаемой массы и степени прижима ножей.

Мельница типа МД обладает большими возможностями для варьирования этими параметрами. Учитывая различные требования к качеству измельчения пироксилинов №1, №2 и коллоксилинов Н, целесообразно иметь для соответствующих измельчаемых нитратов целлюлоз свою измельчительную гарнитуру.

Технико - экономические характеристики применяемых измельчительных машин приведены в табл. 46.

Таблица 46.

**Сравнительные технико-экономические характеристики
измельчительных машин.**

Аппарат	Измельчи- тельный эффект, метроре- зов/с	Масса аппа- рата, кг	Массо- вая доля измель- чаемой ПВВ, %	Марка нитрата целлюлозы	Произво- дитель- ность, кг/ч	Удельный расход электро- энергии, кВт · ч
Голлан- дер	13100	5000	8+10	Пироксилин №1 Пироксилин №2	200+220 125+135	400+600
РК-01 *	200600	6500	5+8	Пироксилин №1 Пироксилин №2 Коллоксилин Н	640+800 400+500 750+850	300+375 480+60 -
ДМК	692224	1900	5+9	Пироксилин №1 Пироксилин №2 Коллоксилин Н	500+550 300+330 170+180	300+375 410+560 -
МД-31 *	310000+ 420000	-	2+6	Коллоксилин Н	1700 + 1800	260+300

* Установка из двух аппаратов.

Окончательная стабилизация.

Нитраты целлюлоз, поступающие на фазу окончательной стабилизации, имеют значительный разброс физико - химических показателей (содержание азота, вязкость, дисперсность и др.) При современном техническом уровне изготовить партию нитратов целлюлоз с физико - химическими показателями, однородными по всему объему, без смешения практически невозможно. Различия в физико - химических показателях разных порций нитратов целлюлоз при их изготовлении обусловлены нестабильностью ведения технологического процесса. Например, нитраты целлюлоз, полученные после фазы нитрации, неоднородны по содержанию азота; после предварительной стабилизации - по вязкости и растворимости, после измельчения - по дисперсности и т.д. Масса нитратов целлюлоз одного лавера является частной партией. Если общая партия коллоксилинов Н состоит из частных партий нитратов целлюлоз одного вида, то однородность общей партии будет достигнута в смесителе общих партий. При изготовлении смесевых пироксилинов, которые состоят из разнотипных нитратов целлюлоз (пироксилина №1, №2), частные их партии перед смешением общей партии смесевого пироксилина должны быть усреднены. Таким образом, в лаверах, помимо окончательной стабилизации (лаверной промывки), происходит и усреднение частных партий пироксилина.

При изготовлении коллоксилинов Н лаверы одновременно служат накопителями частных партий перед смешением общих. Низковязкие коллоксилины, к которым предъявляются повышенные требования по их физико - химической однородности, например, коллоксилины целлулоидные, не формируются в общие партии из частных, каждая частная партия является общей.

В процессе окончательной стабилизации (лаверной промывки) нитратов целлюлоз полностью нейтрализуются кислоты и удаляются водорастворимые нестойкие примеси, образовавшиеся при измельчении и автоклавной обработке. Одновременно с этим при необходимости нитраты целлюлоз доводятся до требуемой вязкости и степени полимеризации. В зависимости от марки нитратов целлюлоз процесс лаверной стабилизации ведут как в щелочной, так и в нейтральной средах с подогревом и без подогрева.

Так, например, промывки пироксилина №1 ведут в щелочной среде с содержанием щелочи $0,01 + 0,05\%$ при $70 + 90^{\circ}\text{C}$, пироксилина №2 - в нейтральной среде при $60 + 95^{\circ}\text{C}$. Однако технологический режим окончательной стабилизации обусловлен качеством стабилизации в чанах горячей промывки. Чем лучше проведена предварительная стабилизация, тем быстрее идет процесс доведения нитратов целлюлоз до требуемых физико - химических показателей при окончательной стабилизации. Окончатель-

ную стабилизацию пироксилинов №1 и №2 и коллоксилинов Н в лаверах ведут после их измельчения, а низковязких коллоксилинов, которые не подлежат измельчению, - после автоклавной обработки.

Операцию окончательной стабилизации ведут в лаверах (от французского слова *laveur* - промывной аппарат) аналогично операциям, проводимым в чанах горячей промывки. Лаверы для окончательной стабилизации неизмельченных нитратов целлюлоз аналогичны чанам горячей промывки. Они также снабжены дном для отделения воды, в некоторых имеются смесительные устройства. Лаверная промывка измельченных нитратов целлюлоз отличается от обработки неизмельченных нитратов целлюлоз, отделение воды осуществляется сифонированием. Так как измельченные нитраты целлюлоз очень легко оседают на дно лавера, при промывке их необходимо перемешивать, для чего лаверы снабжены мешалками разного типа: лопастными с простым или планитарным приводами, винтовыми.

На рис. 102 приведен один из лаверов с лопастными мешалками. Он представляет собой цилиндрическую емкость 2, в дне которой имеются патрубок слива массы 16 и патрубок 1 для слива промывных вод в канализацию. В крышке лавера имеется люк для внутреннего осмотра, который в процессе работы герметично закрыт, патрубок для ввода нитратцеллюлозной взвеси, залива холодной и горячей воды, содового раствора, вмонтирован паропровод с пароструйным нагревательным соплом 15. В крышке также имеются два отверстия для валов 14, вращающихся в одну сторону.

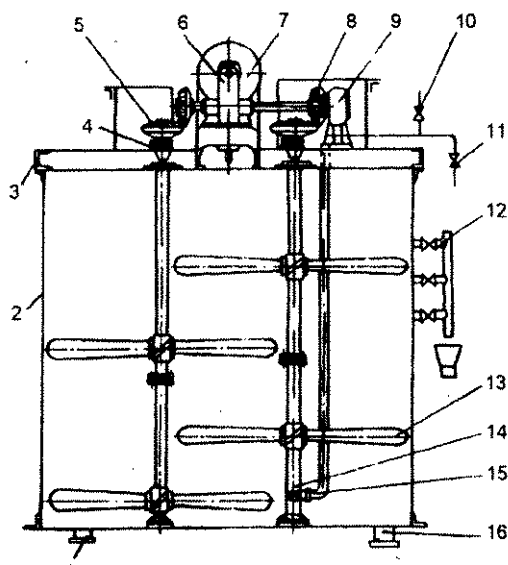


Рис. 102. Лавер.

На каждом валу смонтировано по две четырехлопастные мешалки 13. Мешалки смонтированы так, что в промежутке между мешалками одного из валов находятся мешалки другого вала. Для удобства эксплуатации валы сделаны разъемными. Вал смонтирован на двух скользящих подшипниках, один из которых крепится на дне лавера, второй - на крышке. Для жесткости крышки на ней установлена рама 3, на которой монтируется привод лопастей. Привод состоит из червячного редуктора 6, на концах выходных валов - две малые конические шестерни 8. Удлиненный конец вала установлен на подшипнике 9. На конце вертикальных валов крепятся большие конические шестерни 5, ступицы которых являются упорными кольцами упорного подшипника 4, смонтированного на раме. Редуктор эластичной муфтой соединен с электродвигателем 7. Частота вращения лопастей мешалок - $20 + 25$ об/мин. Для слива промывной воды на поверхности корпуса по вертикали устанавливаются сифонные пробковые краны 12. Верхний кран - на расстоянии около 0,5 м от верхней кромки лавера, ниже этого крана - по вертикали на расстоянии друг от друга 250-300 мм еще три-четыре крана. Ниже всех кранов - воронка, через которую отбираются пробы сифонируемых вод для определения количества в них измельченных нитратов целлюлоз. Перед сливом промывных вод мешалки лавера останавливают и дают нитратам целлюлоз отстояться в течение $1,5 + 2$ ч. За это время нитраты целлюлоз оседают на дно лавера, а отстоявшуюся промывную воду сливают. Для этого открывается верхний кран, затем последовательно краны, расположенные ниже, слив производят до требуемого уровня содержимого лавера после сифонирования. Плотность осевших нитратов целлюлоз зависит от времени отстаивания, с увеличением которого плотность их увеличивается, что может привести к поломке привода мешалок при очередном запуске лавера. Поэтому время отстоя не должно превышать $3 + 4$ ч.

Сифонируемые промывные воды всегда содержат некоторые количества измельченных нитратов целлюлоз, поэтому они поступают не в канализацию, а в сборники, затем в отстойники для улова уносимых ими нитратов целлюлоз. Взвесь до заданных температур подогревается острым паром, поступающим в нижнюю часть лавера через пароструйное сопло 15. Для ускорения нагрева устанавливаются по два пароструйных сопла, расположенных в диаметрально противоположных сторонах лавера. На паровой линии вентиль 11 установлен выше уровня содержимого в лавере. Подогрев производится при работающих мешалках. Пуск пара при неработающих лопастях недопустим.

По окончании лаверной стабилизации подача пара в лавер прекращается. Одновременно открывается вентиль 10, что исключает возможность подхода жидкости из лавера к паровому вентилю 11.

Лаверы имеют полезную вместимость $20 + 35$ м³ при загрузке в них 2,5 + 4 т пироксилина, что составляет одну частную (малую) партию. В лавер

закачивают нитраты целлюлоз с массовой долей $7 + 10 \%$. Сифонирование транспортных вод ведут до массовой доли $20 + 25 \%$. Так как обработка в лавере ведется при массовой доле взвеси $12 + 14 \%$, то это достигается заливкой в лавер свежей воды. Перекачку отстабилизированных нитратов целлюлоз из лаверов можно вести только по получении всех требуемых значений физико-химических показателей: стойкости, вязкости, растворимости, содержания азота, зольности.

Техническая характеристика лавера.

Габаритные размеры:

диаметр, м	3,5
высота, м	3,5
полезная вместимость, м ³	30
Частота вращения лопастей мешалок, об/мин	25
Мощность электродвигателя, кВт	12,5

Таблица 47.

Примерный технологический оборот лавера для изготовления пироксилинов №1 и №2.

Операция	Продолжительность операции			
	Пироксилин №1		Пироксилин №2	
	ЦА	РБ	ХЦ	РБ
Загрузка	В зависимости от производительности участка			
Отстой	1,5÷2ч	1,5÷2ч	1,5÷2ч	1,5÷2ч
Сифонирование воды	25÷30мин	25÷30мин	25÷30мин	25÷30мин
Залив воды	20÷25мин	20÷25мин	20÷25мин	20÷25мин
Подогрев	2÷4ч	2÷4ч	-	-
Отбор проб и ожидание результатов анализа	10÷12ч	10÷12ч	10÷12ч	10÷12ч
Перекачка в смесители, осмотр и очистка	1,5ч	1,5ч	1,5ч	1,5ч
Полный оборот, исключая время загрузки лавера	17,75 ÷ +26,5 ч	17,75ч	15÷17,5ч	15÷17,5ч

Окончательная стабилизация в лаверах - одна из несовершенных в технологическом отношении производственных фаз. Технологическая обработка занимает около $10 + 20 \%$ времени в зависимости от марки нитратов

целлюлоз, от продолжительности полного оборота лавера (табл. 47). Остальное время отводится на вспомогательные операции. Только простой лавера в ожидании результатов анализа составляют 50 + 70 %. Из этого видно, насколько нерационально используется лавер как промывной аппарат, при этом не учитывается еще время ожидания до смешения общей партии.

Производительность лавера

$$G = \frac{V \cdot K \cdot \eta}{\Sigma \tau},$$

где V - полезная вместимость лавера, м^3 ;

K - массовая доля нитратов целлюлозы в процессе его обработки, %;

$\eta = 0,86$ - коэффициент использования оборудования;

$\Sigma \tau$ - полный оборот лавера, ч.

Количество воды, необходимое для окончательной стабилизации в лаверах,

$$V_v = \left(\frac{G'}{K} - \frac{G'}{K_1} \right) \cdot n,$$

где G' - масса нитратов целлюлоз в лавере, т;

$$G' = V \cdot K$$

K_1 - массовая доля нитратов целлюлоз после сифонирования, %;

n - количество промывок.

Необходимое количество воды для получения 1 т нитратов целлюлоз

$$q = \frac{V_n}{G}$$

Глава X

Формирование общих партий нитратов целлюлоз и отжим их от воды.

Эта фаза является конечной в производственном цикле изготовления нитратов целлюлоз. На этой фазе формируются и готовятся к водоотжиму общие партии нитратов целлюлоз, отвечающие по своим физико - химическим показателям требованиям пороховых производств. В производствах как баллистических, так и пироксилиновых порохов величина партии нитратов целлюлоз и однородность ее по физико - химическим показателям являются одними из важнейших требований. Чем больший объем партии нитратов целлюлоз и более их физико - химическая однородность, тем легче выдерживать технологические параметры ведения процесса производства порохов для получения более однородных физико - химических и баллистических характеристик.

Частные (лаверные) партии коллоксилинов Н смешиваются в целях укрупнения партий однородных в малых объемах нитратов целлюлоз и обеспечения их однородности в объеме общих партий по физико - химическим показателям. Частные партии смесевых пироксилинов смешиваются не только в целях их укрупнения, но и смешения в определенных соотношениях двух разных пироксилинов: №1 с содержанием азота не менее 13,09% и растворимостью $4 \div 10$ % и №2 с растворимостью $96 \div 99$ % и содержанием азота $11,76 \div 12,35$ % для получения партий смесового пироксилина соответствующей марки. В зависимости от марки формируемого смесового пироксилина пироксилин №2 должен соответствовать показателям по содержанию азота и растворимости, указанным в табл.2.

При смешении общей партии достигается физико - химическая однородность в объеме массы. Для формирования общей партии смесового пироксилина частные (лаверные) партии подбираются из расчета получения средних взвешенных по массе значений содержания азота и растворимости, отвечающих требованиям ГОСТа, на общую партию смесового пироксилина соответствующей марки.

Остальные физико - химические показатели (стойкость, дисперсность, вязкость и др.) должны быть в пределах допусков для частных и общих партий. Определение среднеарифметических значений показателей менее точно.

Партии подбираются, исходя из определения средневзвешенных показателей:

содержания азота

$$N = \frac{\sum (N_i q_i + \dots + N_n q_n)}{\sum G}$$

где $N_{1,2,\dots,n}$ - содержание азота в каждой малой партии, мл NO/г;

$q_{1,2,\dots,n}$ - масса каждой малой партии, т;

$$\sum G = (q_1 + q_2 + \dots + q_n),$$

растворимости

$$R = \frac{\sum (r q_1 + \dots + r_n q_n)}{\sum G},$$

где $r_{1,2,\dots,n}$ - растворимость каждой малой партии, %.

Пример расчета.

Необходимо получить партию смесового пироксилина марки ВА для изготовления зернистых порохов по шнековой технологии. В соответствии с этим партия пироксилина должна иметь содержание азота $208,5 \pm 210$ мл NO/г и растворимость не менее 31,5 %.

Из общего количества лаверных партий берем следующие партии.

Пироксилин №1			
Номер частной партии	Содержание азота, мл NO/г	Растворимость г, %	Масса, т
1	212,6	5,4	1,33
2	213	5,0	1,38
3	213,4	4,3	1,88
4	213,7	5,3	1,49
5	213,5	5,5	1,31
6	213,5	5,0	2,03
7	213,2	5,1	1,9
Пироксилин №2			
1	197,1	99,8	2,0
2	196,2	99,8	2,25

Для расчета составляем таблицу.

Номер частной партии	Содержание азота, мл NO/г	Растворимость г, %	Масса q, г	N · q	г · q
Пироксилин №1					
1	212,6	5,4	1,33	282,76	7,18
2	213	5,0	1,38	293,94	6,90
3	213,4	4,3	1,88	401,19	8,08
4	213,7	5,3	1,49	318,41	7,89
5	213,5	5,5	1,31	279,68	7,20
6	213,5	5,0	2,03	432,99	10,15
7	213,2	5,1	1,9	405,08	9,69
Пироксилин №2					
1	197,1	99,8	2,0	394,20	199,6
2	196,2	99,8	2,25	441,45	224,55
			ΣG = 15,57	ΣNq = 3249,67	Σrg = 486,3

Содержание азота в общей партии:

$$N = \frac{\Sigma Nq}{\Sigma G} = \frac{3249,67}{15,57} = 208,79 \text{ (мл NO/г)},$$

и растворимость

$$R = \frac{\Sigma rg}{\Sigma G} = \frac{486,3}{15,57} = 31,23 (\%).$$

Полученная партия смесового пироксилина не соответствует требованиям по растворимости. Для доведения данной партии до норм по растворимости к ней необходимо добавить соответствующее количество пироксилина №2.

Принимаем, что имеется лаверная (частная) партия пироксилина №2 с содержанием азота 195,7 мл NO/г, растворимостью $r = 99,6\%$.

Масса добавки данной партии к общей

$$q' = \frac{\Sigma G \cdot (R' - R)}{r - R},$$

где R' - требуемая растворимость формируемой смесовой партии.

Принимаем $R' = 31,7\%$.

Подставляя цифровые значения, получаем:

$$q' = \frac{15,57 \cdot (31,7 - 31,23)}{99,6 - 31,23} = \frac{7,32}{68,37} \approx 0,107 \text{ (т)}.$$

Принимаем $g' = 0,2$ т.

Тогда масса общей партии:

$$G' = 15,57 + 0,2 = 15,77 \text{ (т)}.$$

Содержание азота в смесевой партии после добавки можно проверить с помощью уравнения:

$$N = \frac{\Sigma N g + N g'}{\Sigma G} = \frac{3249,67 + 195,7 \cdot 0,2}{15,77} = 208,55 \text{ (мл NO/г)}$$

Сформированная смесевая партия пироксилина массой 15,77 т, с содержанием азота 208,55 мл NO/г, растворимостью 31,7% соответствует требованию ГОСТа. Сформированные общие партии нитратов целлюлоз очищаются от посторонних примесей перед водоотжимом. Источниками загрязнения в производстве могут быть плохо очищенные и отфильтрованные содовые растворы, оборотные воды и ловушечные нитраты целлюлоз, плохо промытые коммуникации и аппаратура. Наряду с этим возможно случайное попадание посторонних предметов. Загрязнение массы нитратов целлюлоз встречаются в виде песка, мельчайших металлических осколков от ножевой гарнитуры, ржавчины и окалина от аппаратов и коммуникаций, частицы плохо измельченных нитратов целлюлоз. При этом чем ниже культура производства на предприятии, тем больше источников загрязнения. Для очистки массы от этих примесей применяются песочники, просейки с магнитоуловителями металла. В последнее время стали применяться каскады отстойников с магнитоуловителями.

На рис. 103 приведена технологическая схема смешения общих нитратов целлюлоз и их отжима от воды. Из лаверов окончательной стабилизации по получении результатов полного физико - химического анализа всех частных лаверных партий пироксилина №1 и №2 с массовой долей 7 + 9 % в соответствии с расчетом закачиваются массонасосом в смесители общих партий 1.

Коллоксилины Н, как однотипные нитраты целлюлоз могут закачиваться в смесители, в которых операции промывки и смешения общих партий совмещены. При этом образцы для анализа берут при заполнении смесителя на 1/2 его объема. По заполнении смесителя пироксилино - водной взвесью с массовой долей 7 + 9 % взвесь перемешивается в течение заданного времени, после чего образец смесового пироксилина отбирается для анализа. При получении положительных результатов физико - химического анализа нитраты целлюлоз подаются массонасосом 2 в питающие

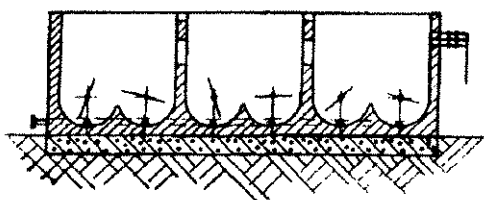


Рис. 104. Железобетонный смеситель.

Железобетонные смесители.

Железобетонные смесители (рис.104) - это прямоугольные резервуары, разделенные на три ячейки, каждая из которых является отсеком в одну треть длины смесителя. В каждой ячейке имеется по два горизонтальных смесительных вала с лопастями рамного типа. Ячейки имеют дно в виде полуцилиндров. Вверху все три ячейки между собой сообщаются через окна, расположенные в вертикальных стенках, внизу находится массопровод для выкачивания массы из смесителя. Время перемешивания в смесителе с полезной вместимостью 270 м^3 - 3 ч. Частота вращения валов - $8 + 10$ об/мин. Одним из недостатков этих смесителей является образование трещин в стенках, что нежелательно из-за забивки их пироксилином.

Цилиндрические смесители с лопастными мешалками.

Они имеют вращательно - планетарное движение - планетарные смесители. Это цилиндрические резервуары (рис.105) с полезной вместимостью до 300 м^3 (большие планетарные лаверы). В резервуаре установлены два вертикальных вала с закрепленными на каждом из них четыремя лопаст-

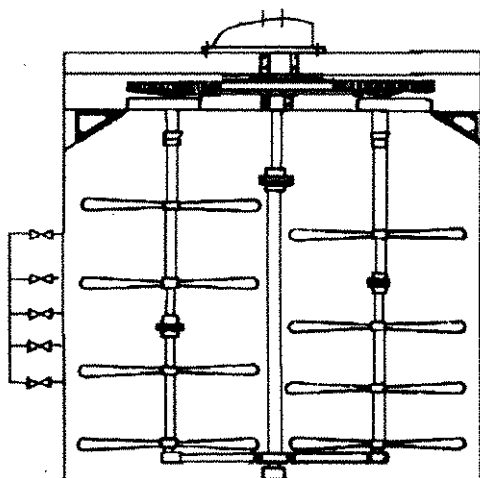


Рис. 105. Планетарный смеситель.

ными мешалками. На раме крышки резервуара смонтирован привод, обеспечивающий планетарное и вращательное движение смесительных валов.

Этот тип смесителей, помимо сложности и большой металлоемкости привода, имеет большое количество болтовых соединений, подшипников в зоне смешения массы, что усложняет их эксплуатацию. Для данного типа смесителей время смешения при полезной вместимости 300 м^3 - около 3 ч.

Цилиндрический смеситель с горизонтальными винтовыми мешалками.

Смесители этого типа (рис.106) широко применяются в промышленности. Он представляет собой цилиндрический резервуар 14 вместимостью $300 + 400 \text{ м}^3$, в днище которого имеется патрубок 15 для выгрузки нитратов целлюлоз. Для того, чтобы не образовалось застойных зон, в нижней части резервуара смонтированы козырьки 13. На высоте $430 + 450 \text{ мм}$ от дна - четыре винтовые горизонтальные мешалки 2. Мешалки расположены в радиально - противоположных сторонах друг от друга, при этом ось винтов

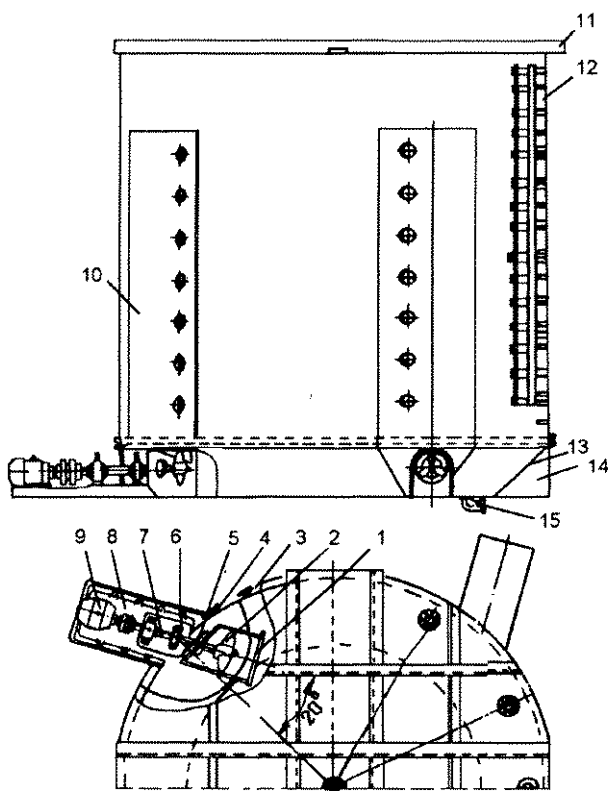


Рис. 106. Цилиндрический смеситель с горизонтальными винтовыми мешалками.

под углом $30 \pm 28^\circ$ к радиальной оси. Вращение винту передается от электродвигателя 9, который эластичной муфтой соединен с валом 7, смонтированным на двух подшипниках 6, они крепятся на общей плите 8 с электродвигателем.

Валы в корпусе смесителя уплотнены сальниковыми уплотнениями 5. Для размыва массы у винта в момент его пуска имеются патрубки 4 подвода воды. Винты имеют направляющие цилиндры 1, над которыми по высоте корпуса установлены циркуляционные трубы 10, имеющие по высоте 7 - 8 отверстий по радиальной оси, смещенных от оси винтовой мешалки на $28 \pm 30^\circ$.

По высоте они расположены друг от друга на расстоянии 700 + 800 мм. При этом первое отверстие от винта в зоне максимального напора взвеси имеет минимальный диаметр 300 мм и остальные - 400 + 450 мм.

Циркуляционные трубы по высоте не доходят до крышки смесителя 11 на 1000 + 1200 мм. У смесителей, предназначенных для перемешивания смесевых пироксилинов, в крышке имеется два загрузочных патрубка, в некоторых по три патрубка.

Один из патрубков служит для загрузки пироксилина №1, другой - пироксилина №2, третий - ловушечных пироксилинов. Кроме того, имеются два патрубка для подачи воды, патрубок - воздушник, четыре люка для промывки смесителя и люк для осмотра. От этого люка внутри корпуса сверху донизу приварены скобы 12, по которым можно опускаться в смеситель для его осмотра и ремонта. Внизу - патрубок для подвода пара, в верхней боковой части корпуса - пять патрубков 3 для сифонных кранов.

Сифонные краны и подогрев в смесителях предусматриваются на случай исправления смесевой партии без перекачивания ее в лаверы, если в результате анализа она окажется не соответствующей требованиям по какому-либо физико-химическому показателю. Следовательно, эти приспособления работают периодически и при правильном ведении процесса на предыдущих технологических операциях они излишни. В целях исключения засорения массы ржавчиной, окалиной емкостную аппаратуру, в том числе и смесители, желательно изготавливать из нержавеющей стали. Время заполнения смесителей рассчитывается по производительности массонасосов.

Отсчет длительности перемешивания массы в смесителе начинается с момента его заполнения. Эти смесители более просты в эксплуатации, они обеспечивают высокую степень перемешивания за счет интенсивной циркуляции массы, создаваемой винтами в объеме смесителя. В нижней части смесителя масса засасывается винтами и по циркуляционным трубам подается вверх. По мере подъема масса через окна поступает обратно в полость смесителя, откуда винтами вновь засовывается и подается в циркуляционные трубы.

Из общего количества смесителей один смеситель должен быть резервным на случай хранения партии нитрата целлюлоз, некондиционного по одному из физико - химических показателей. Такая партия подлежит исправлению или постепенному применению в качестве добавки при формировании других общих партий. Использовать такие партии как ловушечные недопустимо.

По окончании времени перемешивания пробы нитратов целлюлоз отбираются для полного физико - химического анализа (определение стойкости, содержания азота, зольности, растворимости в спиртоэфирной смеси, спирте, вязкости, щелочности, степени измельчения). При положительных результатах по всем этим показателям смесевую партию подают на водоотжим.

Техническая характеристика смесителя

Габаритные размеры, м:	
диаметр	7
высота	8
Полезная вместимость, м ³	300
Тип мешалок	винтовые горизонтальные
Количество мешалок	4
Частота вращения винта, об/мин	725
Мощность электродвигателя, кВт	28
Общая мощность, кВт	$28 \cdot 4 = 112$
Время перемешивания, ч	$3 + 4$

Пескоуловители.

Для очистки взвеси нитратов целлюлоз от посторонних примесей применяют пескоуловители, просейки и электромагниты. Эти аппараты громоздки, в эксплуатации неудобны. Вместо просеек начали применяться аппараты отстойного типа.

Аппарат очистки от посторонних примесей отстойного типа (рис. 107) состоит из приемной емкости 1, питающего лотка 2, каскада из трех отстойников 3, в которых установлены магнитные ловушки 4. Ловушки представляют собой набор магнитных стержней на пути движения массы из отстойников. Магнитные стержни - набор магнитов из сплава альнико-4 с остаточной индукцией $B = 12500$ гс и напряжением $H = 300 + 500$ Э в стальной трубке.

Водно-целлюлозная взвесь из питающего бака поступает в приемную емкость, затем по лотку с незначительной скоростью - в каскад отстойников. Крупные частицы окаины, песок, плохо измельченные нитраты целлюлоз оседают в отстойниках, мелкие частицы металла задерживаются на магнитных стержнях при прохождении массы через магнитные ловушки. В

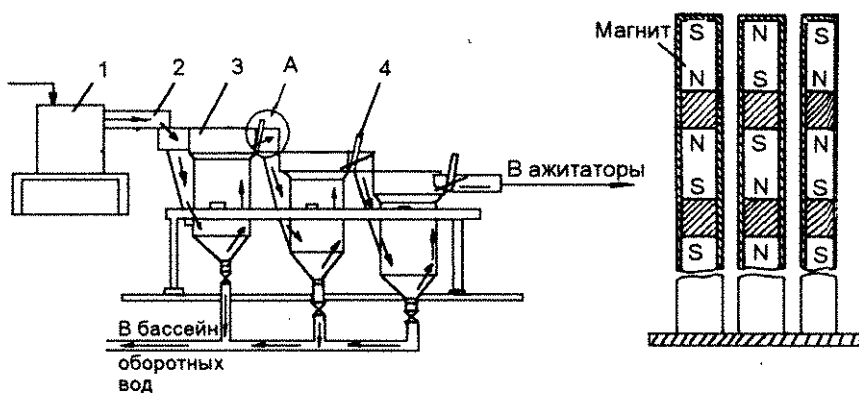


Рис. 107. Аппарат очистки нитратов целлюлозы от посторонних примесей.

процессе работы магнитные стержни периодически очищаются. После каждой партии, пропущенной через каскад, последний промывается водой, и осевшие частицы смываются в бассейн сифонных вод. Скорость прохождения массы через каскад около $20 + 25 \text{ м}^3/\text{ч}$. При этом улавливается около $10 + 15 \text{ кг/т}$ плохо измельченных нитратов целлюлозы. Из каскада отстойников нитроцеллюлозная взвесь самотеком поступает в агитаторы.

Ажитаторы.

Ажитаторы - аппараты, в которых взвесь нитратов целлюлозы подготавливается к водоотжиму, в них взвесь измельченных нитратов целлюлозы доводится до массовой доли $12 + 14 \%$, неизмельченных - до $2 + 3 \%$ при работе на водоотжимных центрифугах периодического действия и до $6 + 9 \%$ при водоотжиме на пульсирующих центрифугах типа 1/2 ФГП-809К-5. Так как с повышением температуры вязкость и поверхностное натяжение жидкой фазы (воды) уменьшаются, что благоприятно сказывается на результатах последующего центрифугирования, масса в агитаторах перед водоотжимом подогревается.

Для пироксилинов, изготовленных из сырья ЦА + ХЦ, массу подогревают до $55 + 65^\circ\text{C}$, при сырье ХЦ + РБ, ЦА + РБ - до $60 + 70^\circ\text{C}$. По своей конструкции эти аппараты аналогичны лаверам.

Техническая характеристика агитатора.

Полезная вместимость, м^3	30
Частота вращения мешалки, об/мин	22
Мощность электродвигателя, кВт	17

Водоотжим нитратов целлюлоз от воды.

Пироксилины хорошо пластифицируются под действием растворителя при содержании в них $2 \div 4$ % воды. Такие же требования по влажности предъявляются и к низкоазотным коллоксилинам типа лаковых, целлюлозных и других, поступающих на дальнейшую переработку.

При существующих механических способах отделения воды от нитроцеллюлозной взвеси (центрифугированием, прессованием и фильтрацией) достигнуть требуемой влажности этих нитратов целлюлоз невозможно. Необходимую их влажность можно достигнуть сушкой, однако процесс сушки длителен и опасен. Оптимальным был признан способ удаления воды из нитратов целлюлоз, основанный на вытеснении (замещении) ее спиртом - обезвоживание.

Перед обезвоживанием нитроцеллюлозную взвесь с массовой долей $6 \div 14$ % отжимают от воды до влажности $29 \div 32$ %. Такая влажность обусловлена требованием минимального разбавления отработанного спирта и минимальной его подачи на фазу рекуперации. При разделении взвеси прессованием до влажности нитратов целлюлоз $28 \div 32$ % происходит его уплотнение до $0,8 \div 0,9$ кг/дм³. Такая плотность усложняет дальнейшую его переработку.

При вакуумной фильтрации достигается средняя плотность $0,6 \div 0,65$ кг/дм³, при этом влажность нитратов целлюлоз составляет $37 \div 40$ %.

Для разделения нитроцеллюлозной взвеси используется метод центрифугирования как наиболее рациональный. Этот метод обеспечивает получение влажности нитратов целлюлоз $28 \div 32$ % при плотности $0,5 \div 0,6$ кг/дм³.

На большинстве заводов водоотжим всех марок нитратов целлюлоз вписывается в технологический поток их производства. Обезвоживание пироксилинов ведут в технологическом потоке производства пироксилиновых порохов.

Водоотжим на центрифугах периодического действия.

В промышленности на фазе водоотжима на некоторых заводах еще находятся в эксплуатации трехколонные центрифуги периодического действия с верхней выгрузкой типа ПМ-I, ПНМ-15 и др. Это самобалансирующиеся центрифуги (малочувствительные к неравномерному распределению материала в роторе) с электроприводом. Электродвигатели двухскоростные с частотой вращения ротора на тихом ходу $n_1 = 350 \div 360$ об/мин; на быстром ходу $n_2 = 750 \div 760$ об/мин. Центрифуга имеет электрический и ручной тормоз. В верхней части ротора (диаметром 1500 мм и высотой 400 мм) - козырек. Для улучшения отделения воды от центрифугирующего нитрата целлюлоз в корзину закладывается дренажная сетка

крупного плетения (диаметр проволоки около 2 мм, размер ячейки 10 мм), затем фильтрующая сетка репсового плетения. В кожухе центрифуги имеется патрубок для отвода отработанных вод.

Центрифугу загружают на тихом ходу. Водно- нитроцеллюлозную взвесь заливают в ротор центрифуги в несколько приемов до набора толщины слоя на уровне козырька (заполнения полезной вместимости ротора), что составляет примерно $100 + 120$ кг на сухую массу. После окончательной загрузки ротор центрифуги переводят на быстрый ход и производят отжим воды. Время отжима зависит от целлюлозы, из которой изготовлены нитраты целлюлоз, и устанавливается, исходя из влажности отжатых нитратов целлюлоз $28 + 32$ %.

По истечении установленного времени отжима центрифуга с режима быстрого хода переводится на торможение. В момент полной остановки ротора электродвигатель отключают, после чего приступают к выгрузке нитратов целлюлоз. Примерный технологический режим работы центрифуги на водоотжиме приведен в табл.48.

Таблица 48.

Примерный технологический режим работы центрифуги на водоотжиме смесевых пироксилинов.

Операция	Продолжительность операции, мин при применении	
	ЦА+ХЦ	ХЦ+РБ
Разгон и загрузка на быстром ходу	7	7
Отжим на быстром ходу	25+35	30+40
Торможение	2	2
Разгрузка	5	5
Чистка	1	1
Полный оборот	40+50	45+55

Основной недостаток центрифуги с выгрузкой вручную- непроизводительные затраты времени на разгон, торможение, выгрузку нитратов целлюлоз вручную, неравномерный расход энергии во время работы центрифуги. [39,40]

Центрифуги с пульсирующей выгрузкой типа 1/2 ФГП-809К-05.

Центрифуги с пульсирующей выгрузкой типа 1/2 ФГП-809К-05 практически являются непрерывнодействующими. В них при непрерывной за-

грузке взвеси нитратов целлюлоз в ротор осадок из ротора выталкивается отдельными порциями. Это двухступенчатая центрифуга с пульсирующей выгрузкой.

Центрифуга (рис. 108) состоит из станины 2, в которой на подшипниках 12 смонтирован вал 14. На одном конце этого вала закреплено днище с наружной обечайкой ротора 11, на втором - гидроцилиндр 16, внутри которого находится поршень 17 с золотниковым переключателем подачи масла в полость гидроцилиндра. Внутри полого вала на бронзовых втулках смонтирован шток 13, на конце, входящем внутрь ротора, закреплен толкатель с внутренней обечайкой ротора 10, на противоположном конце - поршень 17 гидроцилиндра. Внутренняя обечайка представляет собой первый, а наружная - второй каскады ротора. В центрифуге не применяются металлические сетки, оказывающие большое сопротивление движению нитратов целлюлоз (осадка) при их выталкивании из ротора и из-за их недостаточной прочности, поэтому внутрь обечаек смонтированы колосниковые (шпальтовые) щелевидные сита с щелями размером $0,25 \pm 0,3$ мм. К стоянкам ротора прикреплен защитный конус 8 со съемным кольцом 9, предназначенным для сбрасывания осадка с 1 каскада на 2 каскад ротора при обратном ходе толкателя. В роторе установлен приемный конус 5 для равномерного распределения взвеси нитратов целлюлоз в роторе, который крепится к стоянкам защитного конуса 8. Приемный конус имеет уравнивающее кольцо 7 для формирования слоя осадка в роторе и ограничения толщины его слоя. Ротор помещен в кожухе 6, закрепленном на фланце станины. В верхней части кожуха имеется патрубок для отвода паров, в нижней части - патрубок для отвода отжатой из нитратов целлюлоз воды. В передней части кожуха закреплены труба 4 для подачи в ротор водно-нитроцеллюлозной взвеси и патрубок отвода отфильтрованных нитратов целлюлоз. На случай воспламенения нитратов целлюлоз в центрифуге на передней крышке и на боковых стенках кожуха в зоне выгрузки предусмотрены вышибные мембраны, а также орошение водой.

Для наблюдения за процессом водоотжима в центрифуге в ее крышке имеется два смотровых окна.

Возвратно-поступательное движение штока 13 с 1 каскадом ротора осуществляется подачей масла в гидроцилиндр 16 через торцевую муфту 18 с помощью маслонасосной установки. Резервуаром для масла служит внутренняя полость станины. В ней же размещен холодильник масла 3. Из гидроцилиндра отработанное масло сбрасывается в резервуар через отверстие, просверленное по оси штока 13. Вращательное движение ротора осуществляется от электродвигателя с помощью клиновых ремней через гидромуфту и приводной шкив 15, смонтированного на стакане гидроцилиндра. При средней плотности гидромуфта облегчает пусковой момент

Вязкость в зависимости от температуры.

Температура, °С	Вязкость, сП	Температура, °С	Вязкость, сП
15*	1,140	55	0,5064
20**	1,006	56	0,4985
25	0,8937	57	0,4907
30	0,8007	58	0,4832
35	0,7225	59	0,4759
40	0,6560	60***	0,4688
45	0,5988	61	0,4618
46	0,5883	62	0,4550
47	0,5782	63	0,4483
48	0,5683	64	0,4418
49	0,5588	65	0,4355
50	0,5494	66	0,4293
51	0,5404	67	0,4233
52	0,5315	68	0,4174
53	0,5229	69	0,4117
54	0,5146	70	0,4061

Поверхностное натяжение воды:

* 75,6 дин/см;

** 72,8 дин/см;

*** 66,2 дин/см.

Унос нитратов целлюлоз с отработанными водами в процессе водоотжима при соответствующей массовой доле, температуре взвеси и зазоре между шпальтами сит $0,15 \div 0,25$ мм составляет $0,8 \div 1$ г/л.

Эти центрифуги используются только для водоотжима измельченных нитратов целлюлоз - пироксилинов и коллоксилинов Н.

Примерный технологический режим центрифуги.

Массовая доля взвеси, %	7-10
Температура подаваемой взвеси, °С	65 ± 5
Число двойных ходов	40+45
Толщина слоя осадка, мм	
1 каскада	50+55
2 каскада	35+40
Величина хода толкателя, мм	40

Техническая характеристика центрифуги.

Внутренний диаметр, мм	800
Число каскадов	2
Частота вращения ротора, об/мин	1200
Фактор разделения 1 каскада ротора	644
Число двойных ходов толкателя	до 45
Величина хода толкателя, мм	50
Наибольшее рабочее давление маслосистемы, кгс/см ²	25
Зазор между шпальтами сит (номинал), мм	0,3
Производительность в расчете на влажность отжатой массы 28+32%, кг/ч	500
Габаритные размеры центрифуги с виброизоляцией, мм	325×2260×2670
Мощность электродвигателя, кВт	32

Глава XI

Водопотребление в производстве нитратов целлюлоз.

В производстве нитратов целлюлоз технологические воды играют большую роль. В водной среде происходят все технологические процессы на фазах стабилизации, смешения и водоотжима. Вода используется для отмывки нестойких примесей из нитратов целлюлоз, является теплоносителем (водяной пар и горячая вода), охлаждающим агентом и основным транспортным средством для перемещения суспензии нитратов целлюлоз через все технологические операции производства.

В водной среде протекают также процессы кислотного и щелочного гидролиза нитратов целлюлоз, играющие важную роль в механизме денитрации, и лежащий в основе процессов стабилизации кислый и щелочной гидролиз сульфонитратов целлюлоз, нитратов окисленных целлюлоз и других нестойких примесей нитратов целлюлоз. Поэтому чистота вод, применяемых в производстве нитратов целлюлоз, является одним из факторов, определяющих качество конечного продукта. Особенно высокие требования предъявляются к технологической воде при изготовлении высококачественных коллоксилинов (целлулоидных, лаковых и др.).

В промышленности не установлены единые требования к технологической воде как по органолептическим показателям, так и по химическому составу. Примерные требования к технологической воде следующие.

1. Цветность воды - обусловлена главным образом присутствием в воде гуминовых веществ, коллоидных соединений железа, придающих воде оттенки от желтых до зеленых, а также примесей, попадающих с промышленными стоками. Цветность воды определяется по платино-кобальтовой или имитирующей шкале в градусах. Для получения высококачественных коллоксилинов показатель цветности воды должен быть не более 5. Для пироксилинов, к которым предъявляются менее жесткие требования по качеству по сравнению с высококачественными коллоксилинами, цветность воды может быть не более 20.

2. Мутность воды - характеризуется количеством грубодисперсных примесей и взвешенных веществ, не способных к осаждению в обычных условиях. К ним относятся в основном органические соединения, а также мельчайшие хлопья коагулянта. Мутность воды вызывается и выделением твердых частиц различных веществ, нитратов, некоторых углекислых солей, гидрата окиси железа и др. Мутность воды согласно ГОСТ 2874-73 измеряется по стандартной шкале: для высококачественных коллоксилинов она не более 0,5 мг/л; для пироксилина не более 1,5 мг/л. В производ-

ственных условиях пользуются показателем прозрачности, измеряемым в сантиметрах по стандартному шрифту или кресту. Однако этот метод не точен.

3. Жесткость воды - характеризуется содержанием в воде карбонатов, бикарбонатов, сульфатов, хлоридов, нитратов и силикатов кальция и магния. Различают карбонатную и некарбонатную жесткость. Карбонатная, или временная, жесткость вызывается содержанием в воде бикарбонатов Са и Mg. Эта жесткость почти полностью удаляется при кипячении воды, когда бикарбонаты подвергаются распаду с образованием углекислоты и карбонатов, выпадающих в осадок. Некарбонатная, или постоянная, жесткость вызывается содержанием остальных солей. Сумма временной и постоянной жесткостей составляет общую жесткость. Жесткость воды характеризуется содержанием в 1л воды миллиграмм-эквивалентов двухвалентных металлов. 1 мг экв/л соответствует $2,8^{\circ}\text{H}$ (немецкого градуса). $1^{\circ}\text{H} = 10 \text{ мг/л СаО}$, что эквивалентно 14 мг/л MgO.

При предварительной стабилизации в чанах горячей промывки, где процесс ведут при температуре кипения, и при автоклавной обработке, где температура выше температуры кипения, применение воды с повышенной жесткостью исключено, так как образовавшиеся карбонаты оседают на волокнах нитратов целлюлоз, увеличивая их зольность. Кроме того, образуется накипь на поверхности теплообмена автоклавов, что недопустимо по условиям эксплуатации этих аппаратов, поэтому необходимо применять умягченную воду с жесткостью не более 3 мг · экв/л.

Нитраты целлюлоз темнеют в процессе стабилизации тем больше, чем больше жесткость воды. При этом с повышением температуры потемнение идет более интенсивно. Это не оказывает существенного влияния при изготовлении пироксилинов и коллоксилинов Н.

При изготовлении коллоксилинов с повышенными требованиями по качеству от жесткости воды зависит цветность самого коллоксилина. Для коллоксилинов с повышенными требованиями по качеству применяемая технологическая вода должна иметь общую жесткость не более 3 мл · экв/л.

Бикарбонатные соли кальция и магния способствуют разрушению малостойких примесей, т.е. повышению стойкости нитратов целлюлоз. В целях ускорения стабилизации при окончательной стабилизации пироксилинов, где температура ниже температуры кипения, желательно применять воду с повышенной жесткостью. Практически для этих целей применяют воду с жесткостью 7 мг · экв/л, что соответствует требованиям к питьевой воде.

4. Содержание хлоридов. Вследствие большой растворимости хлористых солей ионы Cl содержатся почти во всех водах. Наличие в воде свыше 50 мг/л хлоридов (в пересчете на хлор ион) в кислой среде оказывает

коррозионное действие на кислотоупорную сталь, особенно при высоких температурах [41]. Поэтому при автоклавной обработке нитратов целлюлоз содержание хлоридов в воде желательно иметь не более 30 мг/л. Содержание в технологической воде пироксилинового производства активного хлора в количествах, практически имеющихся в питьевой воде, не оказывает отрицательного влияния на стойкостные характеристики изготавливаемого пироксилина. Остающиеся в пироксилине следы активного хлора удаляются при обезвреживании его спиртом.

5. Содержание железа. Практически железо присутствует в любой воде в различных формах. Нитраты целлюлоз - сильные адсорбенты солей, находящихся в воде, и ионы железа легко адсорбируются ими из водных растворов. Поэтому наличие в технологической воде для изготовления высококачественных коллоксилинов солей железа ведет к ухудшению их показателей по цветности и прозрачности.

Для изготовления высококачественных коллоксилинов содержание в воде железа должно быть не более 0,05 мг/л; для пироксилинов допускается до 0,3 мг/л.

6. Содержание марганца. Ионы марганца, как и ионы железа, легко адсорбируются нитратами целлюлоз. Марганец может выпадать на волокна нитратов целлюлоз в виде черной окиси. Поэтому наличие в технологической воде для изготовления высококачественных коллоксилинов марганца нежелательно, так как это ведет к снижению их показателей по цветности.

7. Водородный показатель (рН) - характеризуется концентрацией в воде водородных ионов. Он является одним из важнейших качественных характеристик промышленных сточных вод. Величина рН дает наиболее полную информацию о степени загрязнения сточной воды кислотами и щелочами. В нейтральном растворе концентрация водородных ионов равняется концентрации гидроксильных ионов

$$[\text{H}^+] = [\text{OH}^-] = 10^{-7} \text{ - число ионов в 1 л.}$$

Водородный показатель рН - величина, характеризующая активность (или концентрацию) водородных ионов (a_{H^+}), численно равна отрицательному десятичному логарифму этой активности

$$\text{pH} = -\lg a \text{H}^+;$$

При 25°C в нейтральной среде водородный показатель рН = 7, в кислотной среде меньше 7, и по мере его понижения кислотность среды увеличивается. В щелочной среде он больше 7 и по мере его увеличения щелочность повышается (рис. 109) [42].

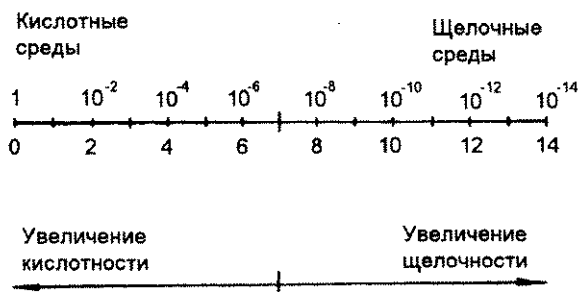


Рис. 109. Значение показателя рН в зависимости от кислотности и щелочности среды.

В табл. 50 приведены примерные требования к технологической воде для изготовления пироксилинов.

Таблица 50.

Примерные требования к технологической воде для изготовления пироксилинов.

Показатель	Норма	Метод испытания
Цветность по платино-кобальтовой или имитирующей шкале	20	ГОСТ 3351-74
Мутность по стандартной шкале, мг/л, не более	15	ГОСТ 3351-74
Общая жесткость, мг·эquiv/л, не более	7	ГОСТ 4151-72
Массовая концентрация хлоридов, мг/л, не более	350	-
Массовая концентрация железа, мг/л, не более	0,3	-
Водородный показатель	6,5÷8,5	-

Примерные требования к технологической воде для изготовления высококачественных коллоксилинов (лаковых, лакомастичных и целлулоидных) приведены в табл.51.

Таблица 51.

Примерные требования к технологической воде для изготовления высококачественных коллоксилинов (лаковые, целлулоидные и др.)

Показатель	Норма	Метод испытания
Цветность по платино-кобальтовой или имитирующей шкале, град, не более	20	ГОСТ 3351-74 -
Мутность по стандартной шкале	0,2	ГОСТ 3351-74
Общая жесткость, мг·экв/л, не более	3	ГОСТ 4151-72
Сухой остаток, мг/л, не более	200	ГОСТ 18164-71
Массовая концентрация железа, мг/л, не более	0,005	ГОСТ 4011-72
Массовая концентрация марганца, мг/л	Не допускается	ГОСТ 4974-72
Массовая концентрация сульфатов, мг/л, не более	60	ГОСТ 4389-72
Массовая концентрация хлоритов, мг/л, не более	30	ГОСТ 4245-72
Водородный показатель, не менее	7,2	ГОСТ 4245-72

Технологические воды в производстве нитратов целлюлоз условно можно разделить на:

- воды, используемые в качестве теплоносителя в теплообменниках на фазах приготовления нитрационных кислотных смесей, нитрации, охлаждающего агента для сальников и корпусов измельчительных машин и др.;
- воды, используемые для ведения технологического процесса на фазах этерификации, вытеснения кислот, предварительной и окончательной стабилизации (промывки), а также транспортные воды;
- воды для промывки масопроводов и технологической аппаратуры (лаверов, смесителей, пескоуловителей, agitаторов и др.) после их освобождения от нитратов целлюлоз;
- воды общего назначения - промывки полов, стен, аппаратуры после ремонта и др.

Производства нитратов целлюлоз в основном работают по прямоточной системе водопотребления. Расход свежей воды в производстве - 225 + 310

Такое колебание расхода воды объясняется особенностью ведения технологического процесса предприятия.

Применение на всех участках технологического цикла свежей воды, не используя оборотной, проще; это требует меньшего внимания обслуживающего персонала, исключает применение дополнительного количества коммуникаций, сборников отводящих вод, насосов с электродвигателями и другого оборудования. Однако, несмотря на некоторые преимущества применения свежей воды, использование оборотной воды жизненно необходимо следующим причинам:

Свежая вода в большинстве случаев стоит дороже, чем оборотная; сточные воды фазы стабилизации содержат определенное количество нитроцеллюлозного волокна и других побочных примесей. Слив этих вод в водоем без тщательной их очистки, предусмотренной санитарными требованиями и законодательством об охране природы не только загрязняет водоемы, но при этом теряется значительное количество ценного волокна. Использование этих вод как оборотных уменьшает расход свежей воды, сброс загрязненных вод в водоемы и потери ценного нитроцеллюлозного волокна.

Производство нитратов целлюлоз характеризуется большим сбросом сточных вод, загрязненных в основном сильными минеральными кислотами и взвесями нитратов целлюлоз различной степени измельчения.

Одним из наиболее эффективных путей уменьшения количества сточных вод, направляемых в водоемы, является их повторное использование после очистки. Очистка сточных вод в производстве нитратов целлюлоз производится в направлении уменьшения потерь получаемого продукта из-за фильтрования и их отстаивания.

Распространенные методы в производстве нитратов целлюлоз - отстаивание взвеси в поле сил тяжести, где происходит естественное разделение фаз, и центрифугирование. Однако сточные воды должны соответствовать требованиям "Правил охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами". Как и потребляемые исходные воды, отводящие воды можно разделить на:

отводящие воды из теплообменников, используемые для охлаждения котельных и измельчительных машин, которые являются нормативно - чистыми, по качеству они соответствуют исходной воде и могут быть повторно использованы в производстве;

сточные воды чанов горячей промывки на фазе предварительной стабилизации.

Эти воды можно разделить на:

- 1) сточные транспортные кислые воды (из вытеснителей);
- 2) сточные воды после стабилизации нитратов целлюлоз в кислой среде, в основном загрязнены минеральными кислотами H_2SO_4 и HNO_3 . Водород-

ный показатель этих вод pH 2 - 3. При такой высокой кислотности эти воды коррозионно активны и, как следствие, массовая концентрация железа в них 0,6 - 2,2 мг/л против 0,3 мг/л в исходной воде;

3) сточные после стабилизации нитратов целлюлоз в щелочной среде, загрязнены избыточным количеством минеральных солей (сода), имеют повышенный водородный показатель pH в пределах 7 + 8, высокую цветность порядка 2500. При щелочной варке нитратов целлюлоз (из марки ЦА) растворяется имеющийся в продукте остаточный лигнин, наличие которого в щелочных водах и обуславливает высокую цветность этих вод. Кроме того, как кислые, так и щелочные воды загрязнены взвесью неизмельченного нитрата целлюлоз и содержат другие органические нестойкие примеси, вымытые из нитратов целлюлоз, эти воды отстаивают в горизонтальных ловушках. Остаточная массовая концентрация нитратов целлюлоз в них после ловушки - 100 + 300 мг/л; для повторного использования этих вод требуется особая их очистка.

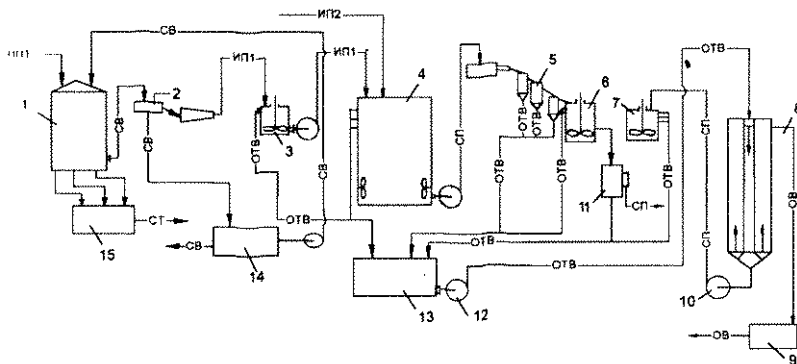
В промышленности производят взаимную нейтрализацию кислых и щелочных вод их соединением в единый сток, и после ловушки их направляют на станцию нейтрализации и затем в сток.

Отводящие воды из сгустителей нитратов целлюлоз перед их измельчением, эти воды, как и воды фазы предварительной стабилизации, отстаиваются в горизонтальных ловушках. Остаточная массовая концентрация нитратов целлюлоз в них после горизонтальных ловушек 100 + 300 мг/л и водородный показатель pH = 7 + 8. Эти воды могут быть повторно использованы как транспортные; эффективность очистки вод от неизмельченных нитратов целлюлоз в горизонтальных ловушках 80 + 95 %.

Отводящие воды фаз окончательной стабилизации, смешения, пескоуловителей и водоотжима очищаются от нитратов целлюлоз отстаиванием в вертикальных отстойниках. Осветленные воды после отстойников содержат в своем составе измельченные нитраты целлюлоз 800 + 1000 мг/л. Эффективность очистки в них 60 + 80 %; водородный показатель pH 7 + 8 и они могут быть повторно использованы в производственном технологическом цикле без дополнительной очистки. Пироксилин, изготовленный с использованием этих вод на фазах нитрации, стабилизации, измельчения, по физико-химическим показателям удовлетворяет требованиям ГОСТа и не отличается от стандартных образцов. На многих заводах эти воды идут в сток.

Отводящие промывные технологические воды можно отнести к отводящим технологическим водам соответствующих фаз производства.

На рис. 110 приведена технологическая схема движения сточных и отводящих вод отделения стабилизации при изготовлении пироксилинов по периодической технологии. Из чанов горячей промывки I сточные транспортные воды, воды после кислой и щелочной варок поступают в горизон-



- ИП1 - неизмельченный пироксилин №1;
 ИП1 - измельченный пироксилин №1;
 ИП2 - измельченный пироксилин №2;
 СП - смесевой пироксилин;
 СВ - сточные транспортные воды;
 ОТВ - отводящие воды после сгустителя;
 ОВ - осветленные воды из вертикальных отстойников;
 СТ - сточные воды (кислые, щелочные).

Рис. 110. примерная технологическая схема движения сточных и отводящих вод отделения стабилизации.

ильную ловушку 15, затем на станцию нейтрализации и в сток, отводящие воды из сгустителей 2 - в горизонтальный отстойник 14.

Эти воды используются как транспортные для разгрузки чанов горячей промывки. Все отводящие воды из лаверов 3, смесителей 4, пескоуловителей 5, ажитаторов 6, водоотжимочных центрифуг 11 - сифонные воды - поступают в бассейн 13 отводящих вод, затем насосом 12 подаются в вертикальный отстойник 8. Отстойник представляет собой цилиндр диаметром 5 м и высотой 9 - 12 м, имеющий конусное дно. Внутри цилиндра вмонтирована труба диаметром 0,7 - 0,9 м, нижний конец которой не достигает до цилиндрической части отстойника. Отводящие воды, несущие взвесь пироксилина, из бассейна 13 насосом 12 подаются на верх отстойника во внутреннюю трубу. Опускаясь по ней до конической части отстойника, воды поступают в широкую кольцевую его часть, при этом они меняют направление движения и теряют скорость.

При незначительной скорости движения вверх частицы пироксилина оседают, а вода, поднявшись по кольцевой части отстойника, через пере-

ливную трубу поступает в сборник осветленных вод 9. По мере накопления в отстойнике осевший пироксилин периодически насосом 10 с массовой долей $5 + 6\%$ перекачивается в лавер 7. В лавере формируются ловушечные партии пироксилинов. Степень улова пироксилина в отстойниках зависит от скорости движения в них сифонных вод. Оптимальная скорость движения сифонных вод в отстойнике $0,0002 \div 0,0004$ м/с, при увеличении скорости более $0,004$ м/с улов пироксилина падает. Измельченные нитраты целлюлоз оседают в воде со скоростью $0,5$ м/ч. Пироксилины с частицами размером $20 \div 50$ мк практически не отстаиваются (находятся во взвешенном состоянии) и уносятся с осветленной водой.

Баланс волокон и воды в производстве нитратов целлюлоз.

Для правильного представления о потоках нитратов целлюлоз и воды по фазам производства, определения расхода целлюлозы и воды на получение 1 т нитратов целлюлоз, выявления возвратных и безвозвратных потерь волокна и определения более рациональной схемы использования свежей технологической и отработанных вод в производстве необходимо составить материальный баланс как по нитратам целлюлоз, так и по воде.

При расчете балансов пользуются существующими технологическими режимами на фазах производства.

Баланс нитратов целлюлоз.

На рис. 111 приведен примерный баланс нитратов целлюлоз при получении пироксилина №1 из целлюлозы марки ЦА. Материальный баланс волокна следует рассчитывать, начиная от исходного сырья - целлюлозы, при поступлении в производство 1000 кг целлюлозы.

Согласно данным табл. 32 на фазе подготовки сырья безвозвратно теряется $1,5 + 2\%$ целлюлозы, принимаем $1,75\%$. При этом безвозвратные потери составляют $17,5$ кг целлюлозы в виде пыли, сметок и др. Эти отходы частично могут быть использованы при изготовлении низкокачественных коллоксилинов типа линолеумных. На фазу нитрации поступает целлюлоза в количестве

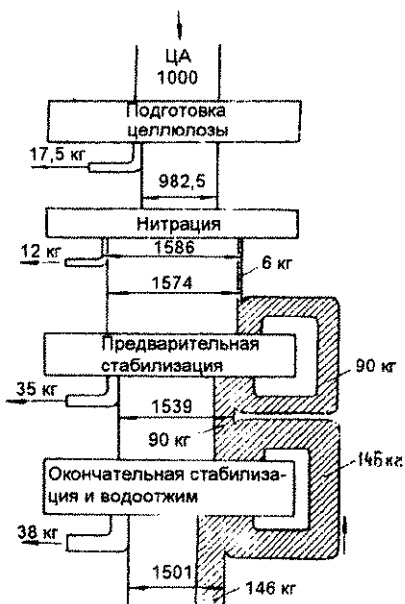


Рис. 111. Баланс нитратов целлюлоз.

$$q = 1000 - 17,5 = 982,5 \text{ (кг)}.$$

Выход пироксилина после нитрации

$$q_n = qk,$$

где k - коэффициент выхода пироксилина после нитрации,

$$k = \frac{K_1 \cdot \alpha}{100}$$

$K_1 = 1,754$ - теоретический коэффициент выхода для пироксилина №1 при содержании азота 213,5 мл NO/г (см. расчет кислотооборота);

$\alpha = .92$ - содержание α - целлюлозы для целлюлозы марки ЦА (см.табл.11)

Подставляя эти величины, получаем:

$$k = \frac{1,754 \cdot 92}{100} = 1,614.$$

Тогда выход пироксилина №1 после нитрации

$$q_n = q \cdot k = 982,5 \cdot 1,614 \approx 1586 \text{ (кг)}.$$

Потери пироксилина на фазе нитрации:

безвозвратные потери принимаем равными 0,75 % (см.табл.32)

$$q_{\text{без}} = \frac{q_n \cdot 0,75}{100} = \frac{1586 \cdot 0,75}{100} = 12 \text{ (кг)};$$

возвратные потери пироксилина принимаем равными 0,4 % (табл.32)

$$q_{\text{возв}} = \frac{1586 \cdot 0,4}{100} = 6 \text{ (кг)}.$$

На фазу предварительной стабилизации поступает пироксилин в количестве

$$q_{\text{ст}} = q_n - q_{\text{без}} = 1574 \text{ (кг)}.$$

Потери пироксилина на фазе предварительной стабилизации, включая фазу измельчения:

безвозвратные потери пироксилина принимаем равными 2,25 % (см. табл.32)

$$q'_{\text{без}} = \frac{1574 \cdot 2,25}{100} \approx 35 \text{ (кг)};$$

на фазу окончательной стабилизации и водоотжим поступает пироксилин:

$$q_{\text{в}} = q_{\text{ст}} - q'_{\text{без}} = 1574 - 35 = 1539 \text{ (кг)};$$

возвратные потери пироксилина принимаем равными 5,75% (см.табл.32)

$$q'_{\text{возв}} = \frac{1574 \cdot 5,75}{100} \approx 90 \text{ (кг)}.$$

Потери пироксилина на фазах окончательной стабилизации и водоотжима: безвозвратные потери пироксилина принимаем равными 2,5 % (см.табл.32)

$$q''_{\text{без}} = \frac{1539 \cdot 2,5}{100} \approx 38 \text{ (кг)},$$

выход пироксилина

$$Q = q_{\text{в}} - q''_{\text{возв}} = 1539 - 38 = 1501 \text{ (кг)};$$

возвратные потери пироксилина принимаем равными 9,5 % (см.табл.32)

$$q''_{\text{возв}} = \frac{1539 \cdot 9,5}{100} \approx 146 \text{ (кг)}.$$

При повторном использовании осветленных вод после вертикальных отстойников безвозвратные потери нитратов целлюлоз на этих фазах могут быть сведены к нулю.

Баланс воды в производстве нитратов целлюлоз.

Количество технологических вод, необходимых для изготовления единицы нитрата целлюлозы, колеблется в широких пределах. Это объясняется особенностью ведения технологического процесса на фазах производства на каждом предприятии в отдельности, гидротранспортных коммуникаций и др.

Количество технологических вод, фактически необходимых для ведения процесса, определяется параметрами процесса, используемым сырьем, длиной и диаметром гидротранспортных коммуникаций и др.

Примерный баланс технологической воды на изготовление 1т пироксилина из целлюлозы марки ЦА по периодической технологии приведен на рис.112.

Количество вод для гидротранспортирования пироксилина из отделения вытеснения кислот в чаны горячей промывки

$$V = \frac{1 \cdot (100 - K)}{K},$$

где K - массовая доля пироксилина в транспортной воде, для целлюлозы марки ЦА при незначительной длине гидропровода принимаем $K = 2 \%$, тогда

$$V = \frac{1 \cdot (100 - 2)}{2} = 49 \text{ (м}^3/\text{т)}.$$

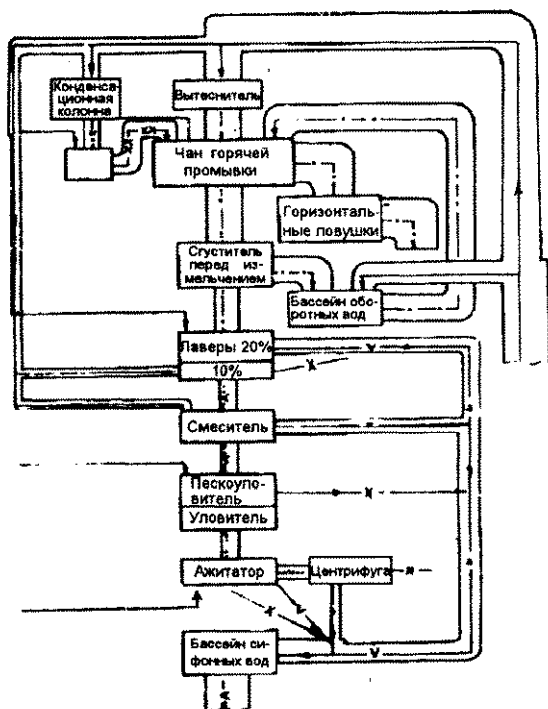


Рис. 112. Примерный баланс технологической воды.

Водооборот в чанах горячей промывки.

Расчет выполняем на основании технологического режима чанов горячей промывки.

1. Слив транспортных вод из чана. Учитывая, что после стока транспортных вод нитратом целлюлозы, изготовленным из целлюлозы марки ЦА, удерживается $4 \text{ м}^3/\text{т}$ воды, количество сливаемых транспортных вод составляет:

$$V_{\text{слив}} = 49 - 4 = 45 \text{ (м}^3/\text{т)}$$

2. Количество воды, заливаемой в чан и сливаемой при кислой и щелочной варках. Согласно расчету количество воды для одной заливки

$$V_{\text{зал}} = \frac{V_{\text{слив}}}{G} = \frac{16}{4,725} = 3,4 \text{ (м}^3/\text{т)}.$$

Принимаем $V_{\text{зал}} = 4 \text{ м}^3/\text{т}$.

G - количество пироксилина в чане.

Согласно технологическому режиму производят три заливки и соответственно три слива вод. Тогда количество вод для трех заливок:

$$\Sigma V_{\text{зал}} = V_{\text{зал}} \cdot 3 = 4 \cdot 3 = 12 \text{ (м}^3/\text{т)}.$$

Для кислых и щелочных варок в чанах горячей промывки применяется смягченная вода, для этого используют воду из конденсационных колонн.

Количество испаренной воды с площади зеркала испарения в чане горячей промывки на 1 т пироксилина:

$$V_{\text{исп}} = \frac{7,5}{G} = \frac{7,5}{4,725} = 1,58 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Принимаем 2 м^3 .

Необходимое количество орошающей воды, подаваемой в конденсационную колонну, для охлаждения и конденсации паров:

$$V_{\text{ор}} = \frac{Q}{(t_{\text{под}} - t_{\text{исх}}) \cdot 1000} \text{ (м}^3\text{)},$$

где $t_{\text{под}} = 60^\circ$ - температура подогрева воды;

$t_{\text{исх}} = 6^\circ$ - температура воды, поступающей на орошение (расчет на зимнее время);

$Q = 1804170$ ккал - количество тепла, возвращенного с колонны в виде подогретой воды

Подставляя эти значения в уравнение, получаем:

$$V_{\text{ор}} = \frac{1804170}{(60 - 6) \cdot 1000} = 34 \text{ (м}^3\text{)}$$

или в расчете на 1 т

$$V_{\text{ор}}' = \frac{V_{\text{ор}}}{G} = \frac{34}{4,725} = 7,2 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Принимаем $V_{\text{ор}}' = 8 \text{ м}^3$.

Общее количество воды, поступающей из конденсационной колонны,

$$V_{\text{общ}} = V_{\text{ор}} + V_{\text{исп}} = 8 + 2 = 10 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Так как для заливки в чаны требуется 12 м^3 воды, дополнительно к воде из конденсационных колонн подается 2 м^3 свежей технологической. При гидровыгрузке из чанов горячей промывки пироксилинов массовую долю его в транспортной воде принимаем 2% . Количество вод для гидротранспортирования пироксилина в отделение измельчения $V_{\text{тр}} = 45 \text{ м}^3/\text{т}$.

Количество отводящих вод из сгустителя перед измельчением 1 т пироксилина

$$V_{\text{отв}} = \frac{100 - K_1}{K_1} - \frac{100 - K_2}{K_2} (\text{м}^3),$$

где $K_1 = 2\%$ - массовая доля пироксидина, транспортируемого из чанов горячей промывки в сгустители;

$K_2 = 7\%$ - массовая доля пироксидина, измельчаемого в мельнице ДМК.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем (см. табл.46):

$$V_{\text{отв}} = \frac{100 - 2}{2} - \frac{100 - 7}{7} = 49 - 13 = 36 (\text{м}^3)$$

Количество вод, сливаемых и доливаемых в лаверы. После измельчения в лаверы водная взвесь пироксидина поступает с массовой долей 7 %. Согласно технологическому режиму работы лавера производят одну промывку пироксидина. Для этого в лавере сифонированием массовая доля доводится до 20 % и затем доливом технологической воды до 10 %.

Количество воды, сливаемой в бассейн сифонных вод при сифонировании:

$$V_{\text{слив}} = \frac{100 - 7}{7} - \frac{100 - 20}{20} = 13 - 4 = 9 (\text{м}^3).$$

Количество воды, заливаемой в лавер для промывки,

$$V_{\text{зал}} = \frac{100 - 10}{10} - \frac{100 - 20}{20} = 9 - 4 = 5 (\text{м}^3).$$

Количество сливаемой воды из agitаторов. Из лаверов пироксидины с массовой долей 10 % поступают в смесители общих партий, пескоуловители и затем в agitаторы. Сифонированием в agitаторе доводят взвесь до массовой доли 12 %, при этом сливается вода в бассейн сифонных вод:

$$V_{\text{аж}} = \frac{100 - 10}{10} - \frac{100 - 12}{12} = 9 - 7 = 2 (\text{м}^3).$$

На фазе водоотжима пироксидин отжимают до 32 % водной влажности, при этом он содержит воды:

$$V = \frac{100 + 32}{100 - 32} = 2 (\text{м}^3).$$

Количество отжатой воды, отводимой в бассейн,

$$V_{\text{отж}} = 7 - 2 = 5 (\text{м}^3).$$

Расчет потребного количества технологических вод для промывки аппаратуры.

На основании опыта эксплуатации на промывку аппаратуры используется вода в количестве 0,5 объема вместимости аппарата.

Периодичность промывок: для лаверов, agitаторов - через шесть оборотов; для смесителя общих партий - через четыре оборота при условии смешения партий однотипных нитратов целлюлоз. В случае смешения разнотиповых партий промывку производят после смешения каждой отдельной партии.

Пескоуловитель промывается после прохождения каждой партии нитратов целлюлоз.

Для промывки лаверов необходимое количество технологической воды:

$$V' = \frac{n \cdot 0,5 V_{\text{лав}}}{6 G} \text{ (м}^3\text{/т)},$$

где $n = 10$ - количество лаверов, используемых для составления общей партии пироксилина массой $G = 30$ т;

$V_{\text{лав}}$ - вместимость лавера, $V_{\text{лав}} = 30 \text{ м}^3$.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем:

$$V' = \frac{10 \cdot 0,5 \cdot 30}{6 \cdot 30} \approx 1 \text{ (м}^3\text{/т)}.$$

Для промывки смесителя общих партий при условии работы на разнотиповых партиях пироксилина расход воды

$$V = \frac{0,5 \cdot V_{\text{см}}}{G},$$

где $V_{\text{см}}$ - вместимость смесителя, $V_{\text{см}} = 300 \text{ м}^3$;

$G = 30$ т - масса общей партии.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем:

$$V = \frac{0,5 \cdot 300}{30} = 5 \text{ (м}^3\text{/т)}.$$

Для промывки agitатора расход воды:

$$V = \frac{0,5 \cdot V_{\text{аж}}}{6 \cdot G} \text{ (м}^3\text{/т)},$$

где $V_{\text{аж}}$ - вместимость agitатора, $V_{\text{аж}} = 30 \text{ м}^3$;

G - масса пироксилина, находящегося в agitаторе, $G = 3$ т.

Подставляя цифровые значения в уравнение, получаем:

$$V = \frac{0,5 \cdot 30}{6 \cdot 3} \approx 1 \text{ (м}^3\text{/т)}$$

Для промывки пескоуловителя принимаем $V \approx 0,5 \text{ м}^3\text{/т}$.

Количество технологической воды, необходимой для промывки массопроводов, определяется из условия полного их заполнения:

$$V = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot l}{4 \cdot G} \text{ (м}^3\text{/т)},$$

где l - длина массопровода, м;

d - диаметр массопровода, м;

G - масса перекаченного нитрата за один цикл.

Расход хозяйственных вод на ежемесячные уборки рабочих мест, генеральные периодические уборки помещений и оборудования, а также на очистку оборудования при подготовке его к ремонту не приводится.

Общее количество свежей технологической воды, необходимое для ведения процесса промывки аппаратуры на фазе стабилизации пироксилина, без учета использования осветленной воды после вертикальных отстойников составляет $\Sigma V = 80,5 \text{ м}^3\text{/т}$. Принимаем $\Sigma V = 85 \text{ м}^3\text{/т}$.

При этом воды содовых растворов, подаваемых в технологический цикл, учтены в принятых массовых долях по технологическому процессу, из них транспортные воды из вытеснителей и промывные воды после кислой и щелочной варок из чанов горячей промывки в количестве $57 \text{ м}^3\text{/т}$, как наиболее загрязненные идут в сток через станцию нейтрализации. Воды из сгустителей перед измельчением в количестве 36 м^3 повторно используются как транспортные для чанов горячей промывки. Сифонные, щелочные и промывные технологические воды после вертикальных отстойников в количестве $23,5 \text{ м}^3\text{/т}$ (принимаем $24 \text{ м}^3\text{/т}$) могут быть повторно использованы в технологическом цикле; потребное количество свежих технологических вод составит только $V = 57 \text{ м}^3\text{/т}$.

Таким образом, количество технологической воды, необходимое для ведения процесса на фазе стабилизации в производстве нитратов целлюлоз, зависит от принятых режимов предварительной и окончательной стабилизации (количества промывок, массовой доли нитратов целлюлоз, марки сырья, из которого изготавливаются нитраты целлюлоз, длины и диаметров коммуникаций и др.). Учитывая прочие потери технологической воды, расчетные данные необходимо увеличить на $10 \div 15 \%$.

ГЛАВА XII

Методические основы расчета производственных мощностей пироксилиновых порохов.

Расчет производственной мощности пироксилиновых порохов.

Определяющими в производстве одноосновных бездымных порохов являются цеха по

- производству нитратов целлюлоз
- производству собственно порохов.

По технологическому признаку эти цеха разделяются на технологические фазы.

Производственная мощность обоих цехов рассчитывается в номенклатуре выпускаемого пороха и выражает максимальную возможность предприятия по выпуску порохов в заданной номенклатуре.

Расчет мощности проводится последовательно от отдельных видов оборудования на технологических фазах к фазе, далее к цеху. По мощности цехов определяется мощность предприятия в целом.

Производственная мощность единицы оборудования является базой для определения мощности технологических фаз и цехов.

Типовое уравнение для расчета единичной мощности ($M_{ед}$) оборудования

$$M_{ед} = q_t \cdot T_{эф.},$$

где q_t - технически обоснованная норма часовой производительности или техническая норма съема продукции с единицы оборудования в единицу времени;

$T_{эф.}$ - годовой эффективный фонд времени работы оборудования по выпуску данного вида продукции.

$T_{эф.}$ - рассчитывается на основании утвержденных нормативов длительности планово - предупредительных ремонтов оборудования ($T_{ппр}$), технически обоснованных ($T_{то}$) и технологически неизбежных ($T_{но}$) остановок путем вычитания их из режимного фонда времени работы оборудования (T_p)

$$T_{эф.} = T_p - T_{ппр} - T_{то} - T_{но},$$

где T_p - определяется как остаток после вычитания количества праздничных (T_n) и выходных (T_v) дней из количества календарных (T_k) дней в году.

$$T_p = T_k - T_n - T_v$$

Технически обоснованная норма производительности оборудования должна быть определена при условии соблюдения параметров технологического процесса, выпуска продукции требуемого качества и нормативного использования технических возможностей оборудования.

По мере старения оборудования технически обоснованные нормы производительности его убывают, если не производится модернизация.

Снижение производительности (выработки) оборудования по мере его старения обусловлено снижением технологической точности и увеличением времени простоя на ремонте. Количественно это характеризуется коэффициентом старения K_c . Определение коэффициента старения каждой единицы оборудования в производстве порохов представляет некоторые трудности ввиду большого количества установленного оборудования. Поэтому отраслевой системой ППР предусмотрен общий коэффициент $K_c = 1,1$ для всех видов оборудования старше 10 лет.

С учетом коэффициента старения технически обоснованная норма производительности оборудования q рассчитывается по уравнению

$$q = \frac{q_T}{K_c}$$

$$\text{Тогда } M_{\text{ед.}} = q \cdot T_{\text{эф}}$$

В отдельных случаях определение норм производительности оборудования оказывается весьма сложным. Тогда они устанавливаются на базе фактических устойчивых прогрессивных показателей на предприятии.

Объем продукции требуемого качества, изготовленной с соблюдением технологических режимов ($G_{\text{изг.}}$) на технологической фазе, отнесенный ко времени ее изготовления ($t_{\text{изг.}}$) определить фактическую часовую выработку q' на данной технологической фазе.

$$q' = \frac{G_{\text{изг.}}}{t_{\text{изг.}}}$$

Расчет мощности технологической фазы.

Расчет мощности технологической фазы производства базируется на расчете единичной мощности оборудования с учетом его количества по видам и типам.

При этом следует подчеркнуть, что мощность отдельных видов и типов оборудования или агрегатов на фазах измеряется в единицах той продукции (полуфабриката), которая непосредственно изготавливается на этом оборудовании.

Если на фазе установлено "С" единиц однотипного оборудования одного назначения, то производственная мощность технологической фазы определяется уравнением

$$M_{\phi} = M_{\text{ед}} \cdot C$$

Если на фазе установлено несколько типов оборудования разных технологических характеристик, но одного назначения, то производственная мощность данной фазы будет определена как сумма мощностей групп оборудования ($M_{\text{гр.об.}}$) различных типов.

$$M_{\phi} = \sum_1^n M_{\text{гр.об.}}$$

где n - число групп (типов) оборудования

На фазах многономенклатурного (многомарочного) производства, каковыми являются пироксилиновые и пороховые производства, оснащенных взаимозаменяемым оборудованием, расчет мощности может быть проведен

- на основе прямого (безвариантного) распределения марок как пироксилинов, так и порохов по оборудованию.
- на основе оптимального распределения марок как пироксилинов, так и порохов по оборудованию с использованием экономико-математических методов. При этом следует придерживаться принципа максимальной загрузки наиболее прогрессивного высокопроизводительного оборудования.

Расчет мощности цеха.

Каждый из цехов по производству пироксилинов и порохов представляет собой единый технологический процесс, состоящий из целого ряда взаимосвязанных и взаимообусловленных технологических фаз, оснащенных, в свою очередь, соответствующим количеством однотипного и разнотипного оборудования с более или менее жесткой системой связи.

Характер связи определяется возможностью создания между ними буферных запасов полуфабрикатов. В свою очередь, возможность создания последних обусловлена хранимостью полуфабриката.

Поскольку хранение полуфабрикатов пироксилинового и порохового производств либо ограничено во времени, либо невозможно по физико-хи-

мическим параметрам, производства пироксилинов и порохов относятся к производственным системам с жесткой связью между фазами.

Мощность цеха по производству пироксилинов и порохов определяется мощностью одной из фаз технологического процесса. В зависимости от уровня решаемых задач определяющей может быть либо ведущая фаза, оснащенная ведущим оборудованием, либо "узкая" фаза с наименьшей мощностью.

При годовом или перспективном планировании требуемую мощность цеха целесообразно определять по ведущей фазе с комплексом организационно-технических мероприятий по расширке узких мест и доведению мощностей остальных фаз до уровня ведущей. В случае нецелесообразности реализации мероприятий требуемая мощность цеха определяется мощностью той технологической фазы, до уровня мощности которой экономически целесообразно доведение мощностей остальных фаз.

При оценке фактической мощности цеха по состоянию на определенный срок в качестве определяющей принимается технологическая фаза с наименьшим значением мощности или "узкая" фаза.

Расчет мощности предприятия

Хотя единичная мощность отдельных видов оборудования и является основой определения производственной мощности цеха и предприятия по производству порохов в целом, однако последние представляют собой не механическую сумму, а сложную систему основного технологического и вспомогательного оборудования с различным характером связей между технологическими фазами внутри цехов и между цехами.

Предприятия по выпуску порохов состоят из системы взаимосвязанных цехов, предназначенных для осуществления частичных, последовательно проводимых технологических процессов. Поэтому мощность предприятия по выпуску порохов определяется по мощности ведущего цеха. Для пороховых заводов таковым является цех по производству порохов.

При определении производственной мощности предприятия по выпуску порохов важно не только правильно установить ее величину, но и выявить, соответствует ли ей производственная мощность всех других цехов и технологических фаз, их составляющих, т.е. выявить фактическую пропорциональность мощностей всех звеньев производственной системы как на внутри -, так и на межцеховом уровнях, "узкие места" и резервы. Поэтому встает вопрос о соизмерении мощностей различных звеньев между собой.

Соизмерение мощностей производственной системы.

Поскольку количество перерабатываемого полуфабриката на технологических фазах возрастает против хода технологического процесса за счет возвратных и безвозвратных технологических отходов, то мощности фаз, исчисленные в единицах выпускаемого на них полуфабриката, представляют собой несопоставимые величины. Сопоставлять производственные мощности смежных технологических фаз и цехов можно только после приведения их к одному измерителю: к одному из полуфабрикатов или к готовому продукту.

По цеху производства пироксилинов готовым продуктом будет являться пироксилин после фазы водоотжима, в производстве порохов — порох после фазы укупорки. Пересчет мощностей по производству полуфабрикатов на готовую продукцию ведется при помощи коэффициентов пересчета $K^{\text{пер}}$, определяемых в свою очередь, коэффициентами прямых затрат $K^{\text{п.з.}}$.

Коэффициент прямых затрат $K^{\text{п.з.}}$ показывает, сколько единиц продукции данной технологической фазы необходимо затратить на изготовление единицы продукции последующей технологической фазы.

$$K_i^{\text{п.з.}} = \frac{1}{K_{\text{вых}_i}}$$

$K_{\text{вых}_i}$ — коэффициент выхода годной продукции, определяемый как остаток после вычитания абсолютных потерь ($a, \%$) и возвратных технологических отходов ($b, \%$)

$$K_{\text{вых}_i} = \frac{100 - (a + b)}{100}$$

Коэффициент пересчета $K^{\text{пер}}$ характеризует затраты продукции данной технологической фазы на единицу готовой продукции

$$K_i^{\text{пер}} = K_i^{\text{п.з.}} \cdot K_{i+1}^{\text{п.з.}} \cdot \dots \cdot K_n^{\text{п.з.}},$$

где n — количество фаз технологического процесса.

Коэффициент пересчета на каждой фазе учитывает затраты продукции всех последующих фаз, начиная с расчетной, на изготовление готовой продукции, поэтому может быть охарактеризован как коэффициент комплексных затрат.

Делением величины мощности каждой отдельной технологической фазы ($M_{\text{ф}_i}$), исчисленной в единицах выпускаемого на ней полуфабриката, на коэффициент пересчета этой фазы определяется производственная

мощность этой фазы в единицах готовой продукции или приведенная мощность ($M_{пр_i}$)

$$M_{пр_i} = \frac{M\phi_i}{K_i^{пер}}$$

Приведенная мощность представляет собой реальную основу для планирования объема производства, и для оценки мощности предприятия, цеха, технологической фазы, а также сравнения их мощностей между собой должна использоваться именно ее величина.

С учетом коэффициентов пересчета можно рассчитать мощности, необходимые для выполнения производственной программы ($P_{пл}$), или планово необходимые мощности ($M_{пл_i}$) для каждой технологической фазы.

$$M_{пл_i} = P_{пл} \cdot K_i^{пер},$$

где $P_{пл}$ - производственная программа в единицах готовой продукции.

Планово - необходимые мощности следует определять с учетом нормативного коэффициента использования мощностей.

Проведенными исследованиями установлено, что оптимальный нормативный коэффициент использования мощности для производства пироксилиновых порохов составляет 0,94.

Тогда планово - необходимая мощность фазы составит

$$M_{пл_i} = \frac{P_{пл} \cdot K_i^{пер}}{0,94} \tau / \text{год},$$

Соотношением планово необходимых мощностей с фактическими определяется как реальность плановых заданий, так и резервы мощностей, и "узкие места", которые представляют собой разность

$$M_{пл_i} - M_i \quad \text{или} \quad M_i - M_{пл_i}$$

Пропорциональность производственных мощностей.

Пропорциональность означает равенство или кратность продолжительности технологических операций, уровней мощностей технологических фаз и цехов.

Обеспечение пропорциональности производственных систем является одним из основных принципов организации производства.

Совершенствование технологии, замена физически изношенного и морально устаревшего оборудования новым, более производительным при отсутствии комплексного подхода приводит к появлению или увеличению

диспропорций между взаимосвязанными технологическими стадиями производственного процесса.

Количественная оценка пропорциональности дается расчетом отношения приведенной мощности каждой фазы ($M_{прi}$) к приведенной мощности "узкой" или ведущей фазы ($M_{пр0}$)

$$\frac{M_{пр1}}{M_{пр0}}; \frac{M_{пр2}}{M_{пр0}}; \dots; \frac{M_{прn}}{M_{пр0}}; \quad \text{или}$$

$$\frac{M_{\phi_1} \cdot K_0^{пер}}{K_1^{пер} M_{\phi_0}}; \frac{M_{\phi_2} \cdot K_0^{пер}}{K_2^{пер} M_{\phi_0}}; \dots; \frac{M_{\phi_n} \cdot K_0^{пер}}{K_n^{пер} M_{\phi_0}}, \text{ т.е.}$$

$$\frac{M_{прi}}{M_{пр0}} = \frac{M_{\phi_i} \cdot K_0^{пер}}{K_i^{пер} M_{\phi_0}} = K_{прi},$$

где $K_{прi}$ - коэффициент пропорциональности i -той фазы.

Планово -необходимые пропорции мощностей фаз технологического процесса будут определены в виде ряда коэффициентов пропорциональности

$$K_{пр1}; K_{пр2}; \dots; K_{прn-1}; K_{прn};$$

При этом $K_{пр0}$ базовой ("узкой" или ведущей) фазы будет равен 1, и каждая составляющая этого ряда пропорциональности будет показывать, во сколько раз мощность i -той фазы должна быть больше (или меньше) базовой мощности.

В идеале соотношение $\frac{M_{прi}}{M_{пр0}}$ должно равняться единице.

Исходя из этого,

$$\frac{M_{прi}}{M_{пр0}} = \frac{M_{\phi_i} \cdot K_0^{пер}}{K_i^{пер} M_{\phi_0}} = K_{прi} = 1$$

Тогда

$$\frac{M_{\phi_i}}{M_{\phi_0}} = \frac{K_i^{пер}}{K_0^{пер}} = K_{прi},$$

т.е. коэффициент пропорциональности мощности i -той фазы по отношению к мощности базовой (ведущей или "узкой") фазы будет соответствовать соотношению коэффициентов пересчета на этих фазах.

Необходимые мощности на фазах M_{Φ_i} будут равняться произведению базовой мощности M_{Φ_0} на коэффициент пропорциональности соответствующих фаз $K_{пр_i}$

$$M_{\Phi_i} = M_{\Phi_0} \cdot K_{пр_i}$$

Если за базу принимается годовая плановая производственная программа $\Pi_{пл}$, то

$$\frac{M_{\Phi_i}}{\Pi_{пл}} = \frac{K_i^{пер}}{1}; M_{\Phi_i} = \Pi_{пл} \cdot K_i^{пер}$$

В этом случае коэффициент пропорциональности фазы будет равен ее коэффициенту пересчета $K_{пр_i} = K_i^{пер}$.

Тогда плано - необходимые пропорции мощностей фаз технологического процесса могут быть представлены как

$$K_1^{пер}; K_2^{пер}; K_3^{пер}; \dots; K_n^{пер}; 1$$

Каждый из членов этого ряда пропорциональности показывает, во сколько раз плано - необходимая мощность i -той фазы должна быть, больше производственной программы.

При перспективном планировании за базу, как правило, принимается ведущая фаза, до уровня мощности которой доводятся мощности всех остальных фаз. В этом случае необходимые коэффициенты пропорциональности мощностей фаз технологического процесса определяются отношением коэффициентов пересчета каждой фазы к коэффициенту пересчета ведущей фазы.

Если, к примеру, в качестве ведущей принята 3-я по счету фаза, тогда ряд пропорциональности мощностей фаз технологического процесса будет выглядеть следующим образом

$$\frac{K_1^{пер}}{K_3^{пер}}; \frac{K_2^{пер}}{K_3^{пер}}; \frac{K_3^{пер}}{K_3^{пер}}; \dots; \frac{K_n^{пер}}{K_3^{пер}}, \text{ или}$$

$$K_{пр_1}; K_{пр_2}; 1; \dots; K_{пр_n}$$

Каждый член этого ряда показывает, во сколько раз требуемая расчетная мощность i -той фазы данного технологического процесса должна

быть больше (или меньше) мощности фазы, принятой за базу (в данном случае - 3-ей по счету фазы). При анализе мощностного обеспечения любой производственной программы (годовой, перспективной) планомерно - необходимая мощность должна быть определена из условия обеспечения пропорциональности.

Сравнению подлежат только сопоставимые значения мощностей.

В этом случае "узкой" может оказаться не одна, а несколько фаз, не соответствующих условиям пропорциональности мощностей.

Для многофазных производственных систем с жесткой связью, каковыми являются производства по выпуску пироксилинов и порохов, свойственна высокая вероятность сбоев в производстве.

Поэтому соблюдение пропорциональности мощностей на внутрицеховом уровне является одним из первых факторов стабилизации производства, надежности его функционирования.

Межцеховые пропорции мощностей.

Для обеспечения бесперебойной ритмичной работы предприятия, наряду с созданием нормальных технологических заделов, в экономической литературе предлагаются опережающие разрывы между производственными мощностями цехов по ходу технологического процесса изготовления продукции.

На предприятиях пороховой промышленности, учитывая практику их работы, специфику, а также возрастную структуру установленного оборудования, также необходимо принять мощности смежных цехов с опережением их по ходу технологического процесса.

Предварительные исследования показали, что наилучшие результаты по использованию мощностей порохового производства (93+95%) достигаются при соотношении мощностей пироксилинового (M_3) и порохового (M_5) производств

$$\frac{M_3}{M_5} = 1,23 \text{---} 1,27$$

В качестве оптимальных уровней принято соответственно коэффициент использования мощности КИМ=0,94 и $\frac{M_3}{M_5} = 1,25$.

Величина отношения мощностей порохового производства (M_5) и цеха по сборке зарядов (M_6) пока не определена. Ориентировочно она может составить $\frac{M_5}{M_6} = 1,1 \text{---} 1,15$. Если принять товарный выпуск порохов в зарядах и россыпью за 1, то мощности порохового (M_5) и пироксилинового (M_3) производств должны превысить его в $1,1 + 1,15$ и $1,35 + 1,40$ раза

соответственно, и ряд пропорциональности мощностей на межцеховом уровне должен принять вид

$$M_3; M_5; M_6$$

$$1,35; 1,1; 1$$

Связь между цехами имеет гибкий характер, поэтому оптимизация мощностей должна проводиться во взаимосвязи с размерами буферных запасов во избежание излишних затрат на создание мощностей. Однако этот вопрос не входит в круг задач, освещаемых настоящим изданием.

Для выполнения расчетов мощностей обязательно наличие следующих документов:

1. Нормативы часовой производительности оборудования по видам и маркам изготавливаемой продукции.
2. Нормы времени на ППР по отраслевой "системе ППР"
3. Сведения о возрасте технологического оборудования
4. Нормы продолжительности простоев технологического оборудования по технически обоснованным причинам (на основании инструкций на рабочих местах)
5. Нормы продолжительности простоев технологического оборудования по неизбежным технологическим причинам (на основании статистических данных)
6. Сведения о количестве календарных, праздничных и выходных дней в году.

При наличии указанной документации расчет мощности единицы оборудования и групп оборудования, установленных на технологических фазах пироксилинового и порохового производств, не представляет трудности. Мощность определяется по уравнениям, представленным ранее

$$M_{\text{ед}} = q_{\text{т}} \cdot T_{\text{эф.}}, \quad q = \frac{q_{\text{т}}}{K_{\text{с}}}$$

Гораздо сложнее привести расчетные мощности в сопоставимый и соизмеримый вид, для чего необходимы расчеты коэффициентов пересчета и пропорциональности.

Поэтому в главах XII 1-го тома и XVII 2-го тома данного издания не приводится расчет мощности как таковой, определяемой из технологических характеристик оборудования. Это изложено в главах, посвященных вопросам технологии и аппаратурного оформления на фазах пироксилинового и порохового производств.

Здесь представлены расчеты коэффициентов пересчета на фазах пироксилинового и порохового производств и порядок их использования для расчета приведенных и соизмеримых мощностей.

Для этого дополнительно необходимы

- регламент технологического процесса производства продукции;
- нормативы абсолютных потерь сырья и полуфабрикатов и возвратных технологических отходов (ВТО) на фазах производства;
- схема движения массопотоков в производстве.

Порядок расчета

Порядок расчета производственных мощностей может быть разным в зависимости от поставленной задачи. Наиболее часто встречаются из них две:

1. Определение необходимого количества технологического оборудования для изготовления заданного количества B (т/год) порохов заданной номенклатуры.

2. При наличии технической оснащенности производства - определение возможного объема выпуска порохов или пироксилинов заданной номенклатуры.

При решении 1-й задачи сначала должна быть определена база, по отношению к которой рассчитываются пропорции мощностей. В данном случае базой является годовое плановое задание $\Pi_{пл} = B$ т/год порохов.

Для пироксилинового производства по объему порохов, исходя из их рецептуры, рассчитывается плановый объем пироксилинов.

Затем по данным об абсолютных потерях и ВТО на основании схемы массопотоков рассчитываются коэффициенты пересчета по технологическим фазам пироксилинового и порохового производств.

После определения коэффициентов пересчета по величине производственной программы рассчитываются планово - необходимые мощности на фазах пироксилинового и порохового производств $M_{пл_i}$, а затем на основании данных о единичной мощности оборудования определяется необходимое его количество C . С учетом оптимального коэффициента использования мощности производства пироксилиновых порохов, составляющего 0,94, планово необходимая мощность любой технологической фазы составит

$$M_{пл_i} = \frac{B \cdot K_i^{пер}}{0,94} \text{ т/год.}$$

Мощность при этом измеряется в единицах полуфабриката, выпускаемого на данной фазе.

При решении 1-й задачи потребное количество оборудования C будет равно

$$C = \frac{M_{\text{пл}_i}}{M_{\text{ед}}} = \frac{B \cdot K_i^{\text{пер}}}{0,94 \cdot q \cdot T_{\text{эф.}}} \text{ ед.}$$

При решении 2-ой задачи прежде всего по установленному количеству технологического оборудования рассчитываются фактические мощности на фазах M_{Φ_i} в заданной номенклатуре. Эти мощности исчисляются в единицах полуфабрикатов, изготавливаемых на фазах.

Затем рассчитываются коэффициенты пересчета на готовую продукцию по каждой фазе $K_i^{\text{пер}}$. С помощью последних фактические расчетные мощности пересчитываются на готовую продукцию, т.е. определяются приведенные мощности по фазам

$$M_{\text{пр}_i} = \frac{M_{\Phi_i}}{K_i^{\text{пер}}}$$

Фаза, имеющая наименьшую мощность, является определяющей.

Возможный объем выпуска порохов (или пироксилинов) G определяется по приведенной мощности этой фазы с учетом оптимального коэффициента использования мощности

$$G = M_{\text{пр}_i} \cdot 0,94 = \frac{M_{\Phi_i} \cdot 0,94}{K_i^{\text{пер}}}, \text{ т/год.}$$

Расчеты производственных мощностей пироксилинового производства.

Производство одноосновных порохов состоит из двух стадий: производство смесового пироксилина и самих порохов. В соответствии с номенклатурой выпускаемых порохов производство должно обеспечивать выпуск соответствующих марок смесовых пироксилинов в необходимом количестве. В силу взаимосвязанности и взаимообусловленности этих производств расчеты производственной мощности их необходимо вести из условия обеспечения потребности в смесовом пироксилине на изготовление заданного количества порохов как по объему выпуска, так и по номенклатуре.

В пороховой промышленности действуют производства пироксилинов как по периодической, так и по непрерывной технологиям. На ряде предприятий выпуск пироксилинов осуществляется по комбинированной технологии. Для расчета производственной мощности необходима классификация оборудования по различным признакам. Первый из них - назначение оборудования. В связи с этим все оборудование производства

делится по технологическим фазам. В производстве пироксилинов это следующие фазы:

- подготовка целлюлозного материала к этерификации;
- этерификация (нитрация);
- предварительная стабилизация;
- измельчение;
- окончательная стабилизация;
- формирование общих партий смесового пироксилина;
- водоотжим.

Промежуточные фазы с обработкой пироксилиноводной взвеси в сгустителях, пескоуловителях и ажитаторах являются вспомогательными для фаз измельчения и водоотжима соответственно.

Расчетам мощностей любого производства должны предшествовать расчеты коэффициентов пропорциональности между фазами этого производства, но прежде чем приступить к расчету их в пироксилиновом производстве, необходимо определить требуемое количество целлюлозного материала, подвергаемого обработке на фазе подготовки целлюлозы. Метод расчета его показан ниже на примере.

Для расчета принято:

- плановое задание по выпуску порохов составляет $P_{пл} = B$ т;
- из смесового пироксилина ВА-75%;
- из смесового пироксилина СА-25%;
- соотношение пироксилинов №1 и №2 принято, %:
- для пироксилина ВА - 80:20;
- для пироксилина СА - 65:35;

Для обеспечения $P_{пл}$ в заданной номенклатуре необходимо изготовить

пироксилина №1	$0,75 \cdot 0,80 + 0,25 \cdot 0,65 = 0,76$ и
пироксилина №2	$0,75 \cdot 0,20 + 0,25 \cdot 0,35 = 0,24$

частей, или 76% и 24% соответственно от общего содержания пироксилина в порохе. Содержание пироксилина в порохе в среднем составляет 95%.

Следовательно, для изготовления B т пороха заданной номенклатуры потребуется $0,76 \cdot 0,95 \cdot B = 0,722 \cdot B$ т пироксилина №1 и $0,24 \cdot 0,95B = 0,228B$ т пироксилина №2. Принимая такие же соотношения между пироксилинами №1 и №2 на фазах, начиная с фазы смешения общих партий и кончая водоотжимом, по таблице 52 определяем средние суммарные абсолютные потери:

- | | |
|---------------------|--------|
| по пироксилину №1 - | 5,06%; |
| по пироксилину №2 - | 3,49%. |

Таблица 52

Отходы производства, %

№	Фаза производства	Всего		в том числе в производстве пироксилина №1		в том числе , в производстве пироксилина №2	
		абсол. потери	ВТО	абсол. потери	ВТО	абсол. потери	ВТО
Целлюлоза							
1	Рыхление и сушка	-	-	1,53 ± 2,3	-	0,5 ± 1	-
Неизмельченный пироксилин							
2	Нитрация	-	-	0,5 - 1,10	0,3 ± 0,5	0,5 ± 1	0,3 - 0,5
3	Предварительная стабилизация (в т. ч. сгустители)	-	-	2,0 ± 2,5	5,0 ± 6,5	1,5 ± 2	2 ± 2,5
4	Измельчение	-	-	-	-	-	-
Измельченный пироксилин							
5	Окончательная стабилизация	-	-	0,8 ± 1,0	5,0 ± 5,5	0,6 ± 0,7	4,4 ± 5,0
6	Смесители общих партий	0,1 ± 0,2	-				
7	Пескоуловитель	-	1,0 ± 1,5				
8	Ажитаторы	0,1 ± 0,3	1,2 ± 1,3				
9	Водоотжим	1,0 ± 1,3	2,8 ± 3,2				

Тогда необходимое количество пироксилинов №1 и №2 составит

$$\text{№1} - 0,722 \cdot B \cdot 1,0506 = 0,758 \cdot Bт$$

$$\text{№2} - 0,228 \cdot B \cdot 1,0349 = 0,236 \cdot Bт$$

Необходимый объем смесового пироксилина для изготовления Bт порохов составит

$$(0,758 + 0,236) \cdot B = 0,944 \cdot Bт.$$

Согласно расчету расход целлюлозы марки ЦА для получения 1т пироксилина №1 (азот 213,5 млNO/г) составляет 0,656т, целлюлозы марки ХЦ для пироксилина №2 (азот 195,0 млNO/г) - 0,646т/т.

Тогда для изготовления пироксилина №1 необходимо целлюлозы марки ЦА

$$G_{ца} = 0,656 \cdot 0,758 \cdot B = 0,497 \cdot Bт.$$

Для пироксилина №2 целлюлозы марки ХЦ

$$G_{\text{ХЦ}} = 0,646 \cdot 0,236 \cdot B = 0,152B \text{ т}$$

Имея необходимое количество целлюлозного материала по маркам, следует определить выход пироксилинов из нитратов целлюлоз по уравнению

$$G_{\text{н}} = \frac{G_{\text{ц}} \cdot K_{\text{т.в}} \cdot \alpha}{100},$$

где $K_{\text{т.в}}$ - коэффициент теоретического выхода пироксилина после этерификации

$G_{\text{ц}}$ - необходимое количество целлюлозного материала (ЦА или ХЦ), т

α - содержание α - целлюлозы в целлюлозном материале соответствующей марки, %. Для целлюлозы марки ЦА $\alpha = 92\%$; для ХЦ $\alpha = 98\%$.

Согласно расчетам для пироксилина №1 (азот - 213,5 млNO/г)

$$K'_{\text{т.в}} = 1,754$$

для пироксилина №2 (азот - 195,0 млNO/г)

$$K''_{\text{т.в}} = 1,647.$$

Тогда выход пироксилина №1 составит

$$G'_{\text{н}} = \frac{0,497 \cdot B \cdot 1,754 \cdot 92}{100} \approx 0,802 \cdot B \text{ т}$$

пироксилина №2

$$G''_{\text{н}} = \frac{0,152 \cdot B \cdot 1,647 \cdot 98}{100} \approx 0,245 \cdot B \text{ т}$$

Общее количество пироксилина $\Sigma G_{\text{н}}$ для изготовления Bт порохов составит

$$\Sigma G_{\text{н}} = G'_{\text{н}} + G''_{\text{н}} = 0,802 \cdot B + 0,245B = 1,047 B \text{ т}$$

Имея выход пироксилина из нитратов целлюлоз, абсолютные потери и ВТО по фазам пироксилинового производства (табл.52), можно провести расчет материального баланса по схеме движения массопотоков в производстве пироксилина, представленной на рис.113. На данном рисунке представлены результаты расчета материального баланса, позволяющие судить о величине нагрузок на каждой фазе в расчете на 1т пороха. Как видно из рисунка, величина нагрузок между фазами изменяется в определенных пропорциях.

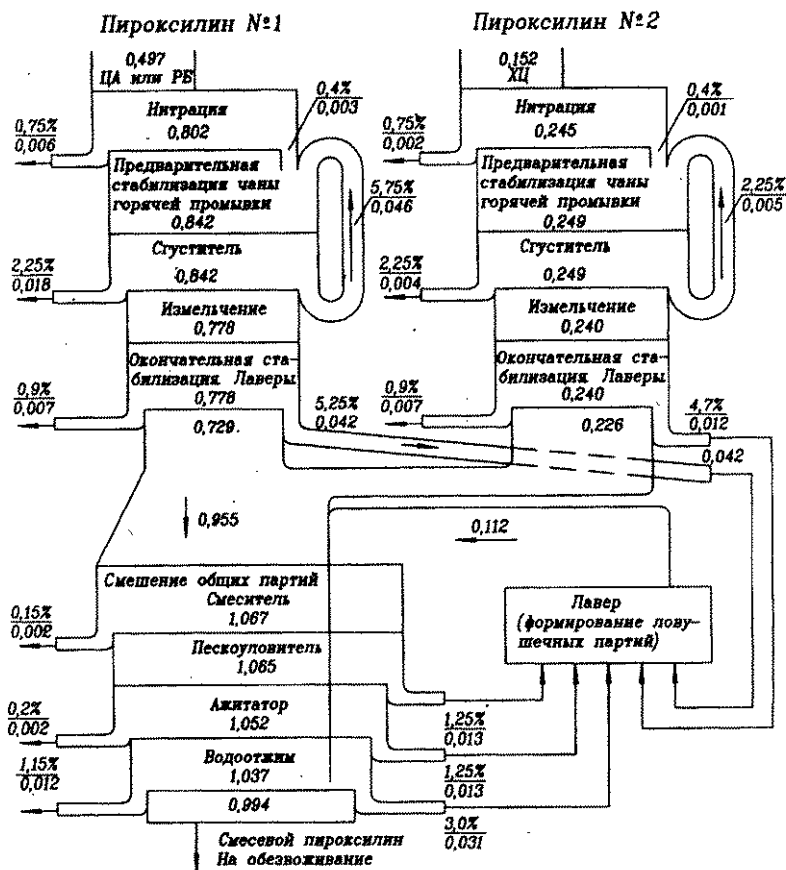


Рис. 113. Схема движения массопотоков в производстве пироксилина.

Для расчета мощностей эти пропорции можно всякий раз определять по данной схеме, что очень трудоемко, а можно использовать сугубо формализованный, абстрактный метод, описанный в данной работе выше.

В таблицах 53 и 54 показаны последовательность и порядок определения коэффициентов пересчета ($K^{\text{пер}}$) на готовую продукцию по каждой фазе производства пироксилинов №1 и №2. Следует отметить, что порядок расчета $K^{\text{пер}}$ определяется схемой движения массопотоков и не представляет особой сложности. Исключение составляет фаза окончательной ста-

билизации, где, судя по схеме движения массопотоков, нагрузка на фазу в расчете на готовый порошок должна определяться абсолютными потерями на всех последующих фазах и суммой отходов на самой фазе. Однако необходимо учесть, что ловушечные партии пироксилина, формируемые из ВТО от лаверов и всех последующих фаз, подвергаются обработке в лаверах по технологическому режиму пироксилина №2. Поэтому нагрузка на фазу окончательной стабилизации повышается на размер ловушечных партий, и потребность в лаверах увеличивается за счет необходимости переработки этих партий.

В расчетах $K_4^{\text{пер}}$ в производствах пироксилинов №1 и №2.

I вариант показывает нагрузку собственно фазы окончательной стабилизации пироксилина по ходу технологического процесса,

II вариант - нагрузку на фазу с учетом ловушечных партий.

Оценка предлагаемого метода, представленная в табл. 55, показывает его приемлемость, поскольку относительная погрешность расчетов по данному методу не превышает 5%.

В таблицах 56, 56а и 57 приведен порядок расчетов мощностей, необходимого количества оборудования и возможного объема выпуска продукции применительно к производству пироксилина №1. В таблице 56 приведен порядок расчетов при решении задачи №1: определение необходимого количества оборудования для изготовления заданного количества пироксилина №1, которое проводится в 2-х вариантах. В таблице 57 представлен порядок расчетов при решении задачи №2: определение возможного объема выпуска пироксилина заданной номенклатуры при наличии производства пироксилина №1, которое проводится в три этапа. С использованием коэффициентов из таблицы 54 такой же расчет можно сделать и применительно к пироксилину №2. Плановое задание для него составляет

$$P''_{\text{пл}} = 0,236 \text{ В т/год.}$$

При этом необходимо отметить, что при расчетах по фазе окончательной стабилизации следует использовать $K_4^{\text{пер}}$ по варианту I=1,060.

Для определения количества лаверов для окончательной стабилизации пироксилина №2 и переработки ловушечных партий необходимо:

- сначала рассчитать $M_{\text{пл4}}$ по варианту II

$$M_{\text{пл4}} = P''_{\text{пл}} \cdot 1,074 = 0,236 \cdot 1,074 \cdot \text{В} \approx 0,253 \text{В}$$

- то же по варианту I

$$M_{\text{пл4}} = P''_{\text{пл}} \cdot 1,060 = 0,250 \text{В;}$$

учесть разницу мощностей по I и II вариантам в производстве пироксилина №1

$$0,253B + 0,04B = 0,293B;$$

определить мощность, приходящуюся на переработку ловушечных партий,

$$0,293B - 0,250B = 0,043B;$$

затем определить количество необходимого оборудования-лаверов для окончательной стабилизации пироксилина:

$$- \text{№2 } C_4 = \frac{M_{\text{пл4}}}{M_{\text{ед4}}} = \frac{0,250B}{M_{\text{ед4}}}$$

$$\text{ловушечных партий } C_{\text{лп}} = \frac{0,043B}{M_{\text{ед4}}},$$

где $M_{\text{ед4}}$ - единичная мощность лавера при обработке пироксилина №2. Разделение потоков по пироксилинам №1 и №2 на фазах, начиная от смешения общих партий и кончая отправкой готового пироксилина на обезвоживание, является сугубо условным и применяется исключительно для удобства расчета. Поэтому для определения мощностей по фазам смешения общих партий и водоотжима результаты расчетов по пироксилинам №1 и №2 должны быть просуммированы.

Используя расчетные значения мощностей, можно:

1. Определить мощностное обеспечение планового задания (сопоставлением мощностей гр.4 таблицы 56 с гр.4 таблицы 57) и выявить "узкие места" сопоставлением мощностей гр.7 таблицы 56 с гр.4 таблицы 57.

2. Определить обеспеченность мощностями уровня ведущей (при "узкой") фазы и также выявить "узкие места" сопоставлением мощностей гр.4 таблицы 56 с гр.4 таблицы 57.

3. Определить максимально возможный объем выпуска в расчете на готовую продукцию по фазам производства - данные гр.6 таблицы 57, что необходимо при планировании.

Основное условие при анализе мощностей - сравнивать сопоставимые величины. Только на основе анализа сопоставимых мощностей в дальнейшем можно разрабатывать организационно-технические мероприятия по расширке "узких мест" и развитию мощностей.

Порядок определения $K^{пер}$ в производстве пироксилина №1

№	Фаза производства	Отходы производства, % $C_{ср}$			Выход годной продукции $K_{вых}'''$		Прямые затраты, $K_{пз}^{пз} = 1/K_{вых}$		$K^{пер}$ - пересчета на готовую продукцию
		абсол. потери	ВТО	Сумма	$K'_{вых}$ - по абсол. потерям	$K_{вых}'''$ - по сумме отходов	$K_{пз}'$ - по абсол. потерям	$K_{пз}'''$ - по сумме отходов	$K^{пер} = K_n^{пз} \cdot K_{n-1}^{пз} \cdot \dots \cdot K_1^{пз}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Нитрация	0,75	0,40	1,15	$K'_{вых1} = \frac{100 - 0,75}{100} = 0,9925$	$K_{вых1}''' = \frac{100 - 1,15}{100} = 0,9885$	$K_{пз1}' = \frac{1}{0,9925} = 1,00756$	$K_{пз1}''' = \frac{1}{0,9885} = 1,01163$	$K_1^{пер} = K_7^{пз1'} \cdot K_6^{пз'} \cdot K_5^{пз'} \cdot K_4^{пз'} \cdot K_3^{пз'} \cdot K_2^{пз'} \cdot K_1^{пз'''} = 1 \cdot 1,0091 \cdot 1,00261 \cdot 1,00910 \cdot 1,02302 \cdot 1,01163 = 1,00756$
2	Предварительная стабилизация и сгустители	2,25	5,75	8,00	$K'_{вых2} = 0,9775$	$K_{вых2}''' = 0,9200$	$K_2^{пз'} = 1,02302$	$K_2^{пз'''} = 1,08696$	$K_2^{пер} = K_7^{пз1'} \cdot K_6^{пз'} \cdot K_5^{пз'} \cdot K_4^{пз'} \cdot K_3^{пз'} \cdot K_2^{пз'''} = 1,11$
3	Измельчение	--	--	--	$K'_{вых3} = 1$	$K_{вых3}''' = 1$	$K_3^{пз'} = 1$	$K_3^{пз'''} = 1$	$K_3^{пер} = K_7^{пз1'} \cdot K_6^{пз'} \cdot K_5^{пз'} \cdot K_4^{пз'} \cdot K_3^{пз'''} = 1,02$

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
4	Окончательная стабилизация	0,9	5,25	6,15	$K'_{\text{вых}4} = 0,9910$	$K'''_{\text{вых}4} = 0,9385$	$K_4^{\text{пз}'} = 1,0080$	$K_4^{\text{пз}'''} = 1,06553$	<p>(I вариант) $K_4^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'} \cdot K_6^{\text{пз}'} \cdot K_5^{\text{пз}'} \cdot K_4^{\text{пз}'''} \approx 1,078$</p> <p>(II вариант) $K_4^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'''} \cdot K_6^{\text{пз}'''} \cdot K_5^{\text{пз}'''} \cdot K_4^{\text{пз}'''} \approx 1,125$</p>
5	Смещение общих партий	$0,35 \times 0,71 = 0,26$	$2,5 \times 0,76 = 1,9$	2,16	$K'_{\text{вых}5} = 0,9974$	$K'''_{\text{вых}5} = 0,9784$	$K_5^{\text{пз}'} = 1,0024$	$K_4^{\text{пз}'''} = 1,02208$	$K_5^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'''} \cdot K_6^{\text{пз}'''} \cdot K_5^{\text{пз}'''} \approx 1,056$
6	Водоотжим	0,90	2,3	3,22	$K'_{\text{вых}6} = 0,9910$	$K'''_{\text{вых}6} = 0,9680$	$K_6^{\text{пз}'} = 1,0091$	$K_4^{\text{пз}'''} = 1,03306$	$K_6^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'''} \cdot K_6^{\text{пз}'''} = 1,04$
7	Отправка на обезвреживание	-	-	-	$K'_{\text{вых}7} = 1,0$	$K'''_{\text{вых}7} = 1,0$	$K_7^{\text{пз}'} = 1,0$	$K_7^{\text{пз}'''} = 1,0$	$K_7^{\text{пер}} = 10$
Итого:		5,06	15,6	20,66	<p>I - вариант - собственно лаверная обработка пироксилина №1</p> <p>II - вариант - с учетом пироксилина №1, направляемого в ловушку.</p>				

Порядок определения $K^{\text{пер}}$ в производстве пироксилина №2

№	Фаза производства	Отходы производства, % $C_{\text{ср}}$			Выход годной продукции $K_{\text{вых}}$		Прямые затраты, $K^{\text{пз}} = 1/K_{\text{вых}}$		К - пересчета на готовую продукцию
		абсол. потери	ВТО	Сумма	$K'_{\text{вых}}$ - по абсол. потерям	$K''_{\text{вых}}$ - по сумме отходов	$K^{\text{пз}'}$ - по абсол. потерям	$K^{\text{пз}''}$ - по сумме отходов	$K^{\text{пер}} = K^{\text{пз}}_n \cdot K^{\text{пз}}_{n-1} \cdot \dots \cdot K^{\text{пз}}_1$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Нитрация	0,75	0,40	1,15	$K'_{\text{вых}1} = 0,9925$	$K''_{\text{вых}1} = 0,9885$	$K^{\text{пз}'}_1 = 1,00756$	$K^{\text{пз}''}_1 = 1,01163$	$K^{\text{пер}}_1 =$ $= K^{\text{пз}'}_7 \cdot K^{\text{пз}'}_6 \cdot K^{\text{пз}'}_5 \cdot K^{\text{пз}'}_4 \cdot K^{\text{пз}'}_3 \cdot K^{\text{пз}'}_2 \cdot K^{\text{пз}^m}_1 =$ $= 1,040$
2	Предварительная стабилизация и сгустители	1,75	2,25	4,00	$K'_{\text{вых}2} = 0,9825$	$K''_{\text{вых}2} = 0,9600$	$K^{\text{пз}'}_2 = 1,01781$	$K^{\text{пз}''}_2 = 1,04167$	$K^{\text{пер}}_2 =$ $= K^{\text{пз}1'}_7 \cdot K^{\text{пз}'}_6 \cdot K^{\text{пз}'}_5 \cdot K^{\text{пз}'}_4 \cdot K^{\text{пз}'}_3 \cdot K^{\text{пз}^m}_2 \approx 1,05$ 2
3	Измельчение	--	--	--	$K'_{\text{вых}3} = 1$	$K''_{\text{вых}3} = 1$	$K^{\text{пз}'}_3 = 1$	$K^{\text{пз}''}_3 = 1$	$K^{\text{пер}}_3 =$ $= K^{\text{пз}1'}_7 \cdot K^{\text{пз}'}_6 \cdot K^{\text{пз}'}_5 \cdot K^{\text{пз}'}_4 \cdot K^{\text{пз}^m}_3 \approx 1,01$

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
4	Оконча- тельная стабилиза- ция	0,65	4,7	6,35	$K_{\text{вых}4} = 0,9935$	$K_{\text{вых}4}''' = 0,9465$	$K_4^{\text{пз}'} = 1,00654$	$K_4^{\text{пз}'''} = 1,05652$	<p>(I вариант) $K_4^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'} \cdot K_6^{\text{пз}'} \cdot K_5^{\text{пз}'} \cdot K_4^{\text{пз}'''} = 1,060$</p> <p>(II вариант) $K_4^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'''} \cdot K_6^{\text{пз}'''} \cdot K_5^{\text{пз}'''} \cdot K_4^{\text{пз}'''} = 1,074$</p>
5	Смещение общих пар- тий	0,09	0,6	0,69	$K_{\text{вых}5} = 0,9991$	$K_{\text{вых}5}''' = 0,9931$	$K_5^{\text{пз}'} = 1,00090$	$K_5^{\text{пз}'''} = 1,00695$	$K_5^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'''} \cdot K_6^{\text{пз}'''} \cdot K_5^{\text{пз}'''} = 1,017$
6	Водоот- жим	0,25	0,7	0,95	$K_{\text{вых}6} = 0,9910$	$K_{\text{вых}6}''' = 0,9905$	$K_6^{\text{пз}'} = 1,00251$	$K_6^{\text{пз}'''} = 1,00959$	$K_6^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}'''} \cdot K_6^{\text{пз}'''} = 1,010$
7	Отправка на обезво- живание				$K_{\text{вых}7} = 1,0$	$K_{\text{вых}7}''' = 1,0$	$K_7^{\text{пз}'} = 1,0$	$K_7^{\text{пз}'''} = 1,0$	$K_7^{\text{пер}} = K_7^{\text{пз}1'''} = 1$
Итого:		3,49	8,65	12,14	<p>I - вариант - собственно лаверная обработка пироксилина №2</p> <p>II - вариант - с учетом пироксилина №2, направляемого в ловушку.</p>				

Оценка метода определения $K_{\text{пер}}$

№	Фаза производства	Производство пироксилина №1				Производство пироксилина №2				Производство смешанного пироксилина		
		$K_{\text{пер}}$	Количество продукта на 1 т пороха		относительная погрешность, %	$K_{\text{пер}}$	Количество продукта на 1 т пороха		относительная погрешность, %	Количество продукта на 1 т пороха		относительная погрешность, %
			по расчету	по сумме массопотребл.			по расчету	по сумме массопотребл.		по расчету	по сумме массопотребл.	
1	Нитрация (этерифик.)	1,057	0,801 (0,758х 1,087)	0,802	0,12	1,040	0,245 (0,236х 1,070)	0,245	0	-	-	
2	Предварит. стабилизация	1,11	0,841	0,843	0,2	1,052	0,248	0,249	0,4	-	-	
3	Измельчение	1,02	0,773	0,778	0,6	1,01	0,238	0,240	0,8	-	-	
4	Окончател. стабилизация	1,078 - I 1,125 - II	0,817 0,853	0,778	5,0	1,060 - I 1,074 - II	0,250 0,253	0,240	4,2	0,853 - II <u>0,253 - II</u>	0,778 <u>0,240</u>	2,1

Порядок расчетов при решении задачи №1 применительно к производству пироксилина №1

I вариант: за базу принимается плановое задание по выпуску пироксилина №1.

$$П_{пл1} = 0,758В, \text{т/год}$$

№	Фаза производства	К - пропорциональности $K_i^{пр} = K_i^{пер}$	Мощность планово необходимая $M_{пл1} = П_{пл} \cdot K_i^{пр}$ (в единицах полуфабриката, выпускаемого на фазе)	Количество необходимого оборудования $C_i = \frac{M_{пл1}}{M_{ед1}}$
1	2	3	4	5
1	Нитрация	$K_1^{пр} = 1,057$	$M_{пл1} = 1,057 \times 0,758В = 0,80В$	$C_1 = \frac{M_{пл1}}{M_{ед1}}$
2	Предварительная стабилизация и сгустители	$K_2^{пр} = 1,11$	$M_{пл2} = 1,11 \times 0,758В = 0,841В$	$C_2 = \frac{M_{пл2}}{M_{ед2}}$
3	Измельчение	$K_3^{пр} = 1,02$	$M_{пл3} = 1,02 \times 0,758В = 0,773В$	$C_3 = \frac{M_{пл3}}{M_{ед3}}$

1	2	3	4	5
4	Окончательная стабилизация	$K_4^{пр} = 1,078$ - I вариант $K_4^{пр} = 1,125$ - II вариант	$M_{пл4} = 1,078 \times 0,758B = 0,817B$ $M_{пл4} = 1,125 \times 0,758B = 0,853B$ $(0,853 - 0,817) \times B = 0,04B$ - передается для расчета количества товаров для переработки ловушечных партий.	$C_4 = \frac{M_{пл4}}{M_{ед4}}$
5	Смещение общих партий	$K_5^{пр} = 1,056$	$M_{пл5} = 1,56 \times 0,758B = 0,800B$	$C_5 = \frac{M_{пл5}}{M_{ед5}}$
6	Водоотжим	$K_6^{пр} = 1,040$	$M_{пл6} = 1,040 \times 0,758B = 0,788B$	$C_6 = \frac{M_{пл6}}{M_{ед6}}$
7	Отправка пироксилина на обезвоживание	$K_7^{пр} = 1$	$M_{пл7} = 1 \times 0,758B = 0,758B$	

II вариант: за базу принимается ведущая фаза (в данном случае фаза предварительной стабилизации).

№	Фаза производства	К - пропорциональности $K_i^{пр} = \frac{K_i^{пер}}{K_B^{пер}}$	Мощность требуемая для обеспечения уровня ведущей фазы, в единицах полуфабриката, выпускаемого на фазе.	Количество необходимого оборудования $C_i = \frac{M_i}{M_{ед_i}}$
1	2	3	4	5
1	Нитрация	$K_1^{пр} = \frac{K_1^{пер}}{K_2^{пер}} = \frac{1,057}{1,11} = 0,952$	$M_1 = M_{ф2} \cdot 0,952$	$C_1 = \frac{M_1}{M_{ед1}}$
2	Предварительная стабилизация и сгустители	$K_2^{пр} = \frac{K_2^{пер}}{K_2^{пер}} = \frac{1,11}{1,11} = 1$	$M_2 = M_{ед2} \cdot C_2$	C_2 - фактическое количество установленного оборудования
3	Измельчение	$K_3^{пр} = \frac{K_3^{пер}}{K_2^{пер}} = \frac{1,08}{1,11} = 0,919$	$M_3 = M_{ф2} \cdot 0,912$	$C_3 = \frac{M_3}{M_{ед3}}$
4	Окончательная стабилизация	$K_4^{пр} = \frac{K_4^{пер}}{K_2^{пер}} = \frac{1,078}{1,11} = 0,978$	$M_4 = M_{ф2} \cdot 0,971$	$C_4 = \frac{M_4}{M_{ед4}}$

1	2	3	4	5
5	Смещение общих партий	$K_5^{\text{пр}} = \frac{K_5^{\text{пр}}}{K_2^{\text{пер}}} = \frac{1,056}{1,11} = 0,981$	$M_5 = M\phi_2 \cdot 0,951$	$C_5 = \frac{M_5}{M_{\text{ед}5}}$
6	Водоотжим	$K_6^{\text{пр}} = \frac{K_6^{\text{пр}}}{K_2^{\text{пер}}} = \frac{1,040}{1,11} = 0,971$	$M_6 = M\phi_2 \cdot 0,937$	$C_6 = \frac{M_6}{M_{\text{ед}6}}$
7	Отправка пироксилина на обезвоживание	$K_7^{\text{пр}} = \frac{K_7^{\text{пр}}}{K_2^{\text{пер}}} = \frac{1}{1,11} = 0,901$	$M_7 = M\phi_2 \cdot 0,91$	--

№	Фаза производства	Этап 1: Расчет наличной мощности по установленному оборудованию (в единицах-полуфабриката, выпускаемого на фазе)		Этап 2: Расчет приведенной мощности в единицах готовой продукции	Этап 3: Расчет возможного объема выпуска пироксилина №1 в единицах готовой продукции
		К-т пересчета на готовую продукцию $K_1^{пер.}$	Мощность фактическая по количеству установленного на фазе оборудования $M\phi_1 = C_1 \cdot Мед_1$	Мощность приведенная $M_{пр1}$ $M_{пр1} = \frac{M\phi_1}{K_1^{пер.}}$	Возможный объем выпуска G_1 $G_1 = M_{пр1} \cdot КИМ_H$
1	2	3	4	5	6
1	Нитрация	$K_1^{пер.} = 1,057$	$M\phi_1 = C_1 \cdot Мед_1$	$M_{пр1} = \frac{M\phi_1}{K_1^{пер.}} = \frac{M\phi_1}{1,057}$	$G_1 = M_{пр1} \cdot КИМ_H$
2	Предварительная стабилизация и сгустители	$K_2^{пер.} = 1,11$	$M\phi_2 = C_2 \cdot Мед_2$	$M_{пр2} = \frac{M\phi_2}{K_2^{пер.}} = \frac{M\phi_2}{1,11}$	$G_2 = M_{пр2} \cdot КИМ_H$
3	Измельчение	$K_3^{пер.} = 1,02$	$M\phi_3 = C_3 \cdot Мед_3$	$M_{пр3} = \frac{M\phi_3}{K_3^{пер.}} = \frac{M\phi_3}{1,02}$	$G_3 = M_{пр3} \cdot КИМ_H$
4	Окончательная стабилизация	$K_4^{пер.} = 1,078$	$M\phi_4 = C_4 \cdot Мед_4$	$M_{пр4} = \frac{M\phi_4}{K_4^{пер.}} = \frac{M\phi_4}{1,078}$	$G_4 = M_{пр4} \cdot КИМ_H$

1	2	3	4	5	6
5	Смещение общих партий	$K_5^{\text{пер.}} = 1,056$	$M\phi_5 = C_5 \cdot \text{Мед}_5$	$M_{\text{пр}5} = \frac{M\phi_5}{K_5^{\text{пер.}}} = \frac{M\phi_5}{1,056}$	$G_5 = M_{\text{пр}5} \cdot \text{КИМ}_n$
6	Водоотжим	$K_6^{\text{пер.}} = 1,040$	$M\phi_6 = C_6 \cdot \text{Мед}_6$	$M_{\text{пр}6} = \frac{M\phi_6}{K_6^{\text{пер.}}} = \frac{M\phi_6}{1,040}$	$G_6 = M_{\text{пр}6} \cdot \text{КИМ}_n$
7	Отправка на обезвоживание	1,0			

Приложение к таблице 57.

1. Для производства пироксилина готовой продукцией является пироксилин после водоотжима, отправляемый на обезвоживание.

2. КИМ — коэффициент пересчета массы пироксилина в массу готовой продукции.

Глава XIII

Регенерация отработанных и рекуперированных нитрационных кислотных смесей

При производстве нитратов целлюлоз образуется значительное количество отработанных нитрационных кислотных смесей, которые необходимо разделить на составные части и укрепить до нужной массовой доли. Состав и количество отработанных нитрационных кислотных смесей определяются в основном видом нитратов целлюлоз, а также характером их приготовления. На регенерацию поступают в основном избыточные нитрационные кислотные смеси, рекуперированные и уловленные из отходящих газов. Проблема их регенерации приобрела еще более важное значение в целях увеличения сырьевой базы, а также защиты и охраны окружающей среды.

В кислотных смесях, поступающих на регенерацию, по данным заводов, массовая доля азотной кислоты $10 + 18 \%$; серной кислоты $23 + 39 \%$; около $0,5 \%$ нитратов целлюлоз и воды. Целесообразность возвращения этих кислот в производственный цикл в требуемых массовых долях бесспорна. Первая стадия регенерации отработанных нитрационных кислотных смесей осуществляется в колоннах разделения и концентрирования азотной кислоты.

При регенерации тройных кислотных смесей азотная кислота - серная кислота - вода как дегидратирующий агент применяется техническая серная кислота. В колонну одновременно с отработанными кислотными смесями поступает техническая серная кислота, и в результате в процессе разгонки образуется слабая отработанная серная кислота с массовой долей $68 + 70 \%$ и продукционная азотная кислота с массовой долей 96% .

Вторая стадия регенерации - это укрепление отработанной $68 + 70 \%$ -ной серной кислоты до массовой доли $92 + 93 \%$ с последующим направлением ее в производственный цикл: около $8 + 10 \%$ - в производство нитратов целлюлоз; часть как отнимающий агент на фазе регенерации и избыток этих кислот идет на сторону.

Процесс концентрирования ведут методом упаривания воды как на аппаратах барботажного, так и капельного типа (труба Вентури).

При упаривании в определенных условиях выделяется значительное количество тумана серной кислоты SO_2 , O_2 . Эти газообразные вещества очищаются в электрофилтрах, после чего выбрасываются в атмосферу. Однако в электрофилтрах улавливается в основном туман и брызги серной

кислоты, SO_2 не улавливается и выбрасывается в атмосферу, что недопустимо из экологических соображений.

Технологические схемы регенерации отработанных нитрационных кислотных смесей.

В настоящее время одним из методов, получивших наиболее широкое распространение в промышленности, является процесс дистилляции водных растворов азотной кислоты в присутствии добавок, понижающих упругость паров воды над кислотными смесями. Из множества известных водоотнимающих средств в промышленности долгое время применялась только серная кислота, которая и сейчас является основным дегидратирующим агентом для этого процесса.

Сернокислый метод концентрирования HNO_3 получил широкое распространение в нашей стране, и в настоящее время основным водоотнимающим агентом при концентрировании разбавленной HNO_3 является серная кислота. Процесс отличается простотой и надежностью в эксплуатации. Однако технологической схеме с применением серной кислоты присущи серьезные недостатки. Среди них: загрязнение продукционной азотной кислоты сульфатами, громоздкость аппаратуры, подверженность ее воздействию сильной коррозионной среды.

Кроме того, при регенерации отработанного водоотнимающего агента (серной кислоты) в атмосферу выбрасывается большое количество туманообразной серной кислоты.

Так, в отходящих газах после электрофильтров примерно содержится следующее количество кислых примесей, г/м³: туманообразной серной кислоты - $0,1 \div 0,3$; оксидов серы в зависимости от производительности концентратора - $0,2 \div 0,6$ и оксидов азота - $0,15$ [17].

Как уже отмечалось, применение серной кислоты как дегидратирующего агента приводит к загрязнению воздушного пространства, в связи с чем изучается возможность по замене серной кислоты другим дегидратирующим агентом. Ведутся работы по внедрению метода концентрации азотной кислоты с помощью водоотнимающего агента - нитрата магния $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$.

Сравнительный экономический анализ свидетельствует о перспективности использования для концентрации азотной кислоты нитратов магния по сравнению с серной кислотой. Однако при регенерации отработанных нитрационных кислот производства нитратов целлюлоз, состоящих из $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$, более целесообразно вести процесс по сернокислотному способу, при регенерации бинарных смесей азотной кислоты более целесообразно применять нитратмагнийный метод.

Технологическая схема регенерации кислот сернокислотным способом (рис. 114).

Процесс разделения отработанных нитрационных кислотных смесей и концентрирования азотной кислоты ведут в колонне концентрации 7. Отработанная нитрационная кислотная смесь из хранилища 30 насосом 1 подается в напорный бак 2, в котором поддерживается постоянный уровень кислотной смеси. Бак имеет переливную линию, по которой избыток кислоты отводится обратно в хранилище. За переливом наблюдают через смотровое стекло, установленное на этой же линии.

Из напорного бака отработанная кислота через ротаметр 3 (расчетное ее количество) поступает в подогреватель 25, где подогревается до 100°C . В целях уменьшения количества пара, вводимого в колонну, подогрев ведется в подогревателе глухим паром. Из подогревателя отработанная кислотная смесь поступает на 8-ю (считая сверху) царгу колонны концентрации. Слабая азотная кислота с массовой долей порядка 50% из хранилища 28 насосом 29 подается в напорный бак 4 постоянного уровня кислоты и без подогрева через ротаметр подается на 11-ю царгу.

В зависимости от состава отработанной кислотной смеси и соотношения ее со слабой азотной кислотой в колонну подается расчетное количество технической серной кислоты с массовой долей не менее 91%. Техническая серная кислота из отделения концентрирования слабой серной кислоты поступает в хранилище 26 и насосом 27 подается в бак 5 постоянного уровня, из которого через ротаметр 6 она с температурой $20 + 30^{\circ}\text{C}$ поступает на 6-ю царгу.

Так как процессы разгонки кислотной смеси и гидролиза нитрозилсерной кислоты идут при температуре, в днище колонны подается перегретый водяной пар в пределах температур $200 + 250^{\circ}\text{C}$ в зависимости от состава перерабатываемой смеси, давление перегретого пара на паропроводе, идущем к колонне, 1,5 ат (0,147 МПа). Недостатком подвода тепла с острым паром является увеличение расхода технической серной кислоты для связывания дополнительно вводимой воды.

Очень важно для технологического режима работы колонны поддерживать оптимальный температурный режим, так как при повышении температуры происходит снижение дегидратирующей способности серной кислоты и увеличение степени разложения азотной кислоты. На практике температурный режим обычно регулируют за счет дробного ввода как кислот, так и тепла по высоте колонны. В колонне, начиная с 8-й сверху царги, происходит испарение азотной кислоты из тройных кислотных смесей и выделение оксидов азота.

Серная кислота по полкам опускается в нижнюю часть колонны, обогатившись водой и, контактируя с оксидами азота от разложившейся азотной

кислоты, образует нитрозилсерную кислоту. В 20 - 22 царгах колонны (в зоне гидролиза) при температуре серной кислоты около $150 + 160^{\circ}\text{C}$ и ее массовой доле $65 + 70\%$ происходит гидролиз нитрозилсерной кислоты. Слабая серная кислота с содержанием оксидов азота не более $0,03\%$, получаемая в процессе гидролиза из нижней части колонны, через гидравлический затвор по трубам из ферросилида поступает на регенерацию (укрепление).

Под воздействием вакуума $20 + 30$ мм рт.ст. ($2660 - 3990$ Па), создаваемого газодувкой 15, установленной в конце поглотительных абсорберов, в процессе отгонки пары азотной кислоты и оксиды азота поднимаются вверх. Пары обогащаются более летучим компонентом - азотной кислотой, в стекающую вниз серную кислоту переходят менее летучие компоненты - вода. При установившемся процессе азотная кислота из смеси кислот поступает в колонну на полку испарения, частично возгоняется на вышележащие полки, частично уходит на нижележащие полки, откуда снова возгоняется на полку испарения. Таким образом, процесс разгонки азотной кислоты происходит в средней части колонны - зоне испарения, состоящей из 11 - 19 царг. Затем пары азотной кислоты поступают в зону осушки, состоящую из 6, 7, 8 и 9-й царг, где они осушаются серной кислотой. В зоне брызгоотбивной, состоящей из 5-й и 4-й царг, они освобождаются от брызг серной кислоты.

Из крышки колонны пары азотной кислоты (нитрозные газы) при температуре $85 + 86^{\circ}\text{C}$ поступают в конденсатор 8, в котором они охлаждаясь до $30 + 40^{\circ}\text{C}$ и конденсируются, а оксиды азота частично растворяются в крепкой азотной кислоте.

Охлажденная крепкая азотная кислота содержит большое количество растворенных оксидов азота, поэтому она из конденсатора поступает на 1-ю царгу отбеливающей зоны колонны, где встречаясь с горячими газами, идущими с 4-й царги колонны, нагревается до $85 + 86^{\circ}\text{C}$ и освобождается от оксидов азота, после чего из 3-й царги зоны отбеливания поступает в холодильник крепкой азотной кислоты 24, в котором охлаждается до $30 - 40^{\circ}\text{C}$. Из холодильника крепкая азотная кислота через эпруvetteку 23 поступает в хранилище. Эпруvetteка служит для измерения массовой доли и температуры кислоты, а также для отбора проб.

Дистилляция азотной кислоты из отработанных нитрационных кислотных смесей и ее концентрация сопровождается выделением нитрозных газов. Это приводит не только к значительным потерям азотной кислоты, но и к загрязнению окружающей среды. Следовательно, абсорбция оксидов азота необходима не только для устранения этих потерь, но и обеспечения необходимых требований по очистке окружающей среды. Поэтому после конденсатора 8 несконденсировавшиеся пары азотной кислоты и нитрозные газы направляются в отделение абсорбции.

На случай отключения электродвигателя или остановки газодувки на газопроводе к абсорберам установлен эжектор 9.

Пар под давлением $4 + 6$ ат ($0,39 + 0,58$ МПа), проходя через сопло, с большой скоростью вырывается из него, создавая разрежение внутри колонны порядка 10 мм рт. ст. (1330 Па), и нитрозные газы выбрасываются в атмосферу.

На заводах при получении нитратов целлюлоз эксплуатируются, в основном, абсорбционные системы башенного типа. Количество абсорберов и их размер определяется в каждом отдельном случае в зависимости от количества отработанных нитрационных кислотных смесей, поступающих на регенерацию. В основном эксплуатируются абсорбционные системы с 5-ю или 6-ю абсорберами, установленными последовательно.

Абсорбционная система поглощения нитрозных газов состоит из поглощательных абсорберов 10, в которых происходит окисление монооксидов азота до диоксидов и их абсорбция водой или разбавленной азотной кислотой, конденсация паров азотной кислоты, поступающих вместе с нитрозными газами.

Тепло, выделяющееся при экзотермических процессах, отводится кислотой, подаваемой на орошение абсорберов. У каждого абсорбера установлены циркуляционные центробежные насосы 17, которые из нижней его части через холодильники 18 подают кислоту на орошение. Наибольшая эффективность абсорбера достигается при равномерном распределении орошающей кислоты по поперечному сечению абсорбера. Распределительным устройством кислота равномерно разбрызгивается по насадке, стекает вниз, охлаждая нитрозные газы, и поглощает азотную кислоту. Течение жидкости по насадке носит пленочный характер. Отходящие газы и орошающие кислоты движутся в противотоке. Нитрозные газы контактируют на поверхностях насадки с орошающими кислотами.

Избыток кислоты, получившейся за счет образования азотной кислоты из оксидов азота и конденсации паров азотной кислоты, переливается за счет перепада уровней из абсорбера в абсорбер в противотоке нитрозных газов. За переливаемой кислотой наблюдают в смотровые стекла 19, установленные на переточных трубопроводах. В последний по ходу абсорбер (шестой) из напорного бака постоянного уровня 11 через ротаметр 16 подается вода. При этом необходимо отметить, что слабые кислоты, получаемые на базе этих вод, из абсорбционной системы непосредственно поступают в колонну концентрации, процесс в которой идет при температурах выше температуры кипения воды.

Жесткость технологической воды характеризуется содержанием карбонатов, бикарбонатов, сульфатов, хлоридов, нитратов и силикатов кальция и магния. Карбонатная, или так называемая временная жесткость, вызывается содержанием в виде бикарбонатов Са и Mg. Эта жесткость почти

полностью ликвидируется при кипячении воды, когда бикарбонаты подвергаются распаду с образованием углекислоты и карбонатов, выпадающих в осадок. В колонне они оседают на внутренней поверхности царг и переливных патрубков, особенно в зоне царг 8 - 9 - 10, что недопустимо в условиях эксплуатации колонны концентрации.

Поэтому на орошение необходимо применять умягченную воду с жесткостью не более 3 мг-экв/л. Кроме того, необходимо отметить, что дополнительно в колонну с отработанными кислотными смесями поступают нитраты целлюлоз, которые, разлагаясь, дают твердый осадок. Количество воды на орошение регулируется из расчета получения азотной кислоты с массовой долей $48 \div 50 \%$, которая из первого абсорбера через эпруветку 21 поступает в бак - сборник 22, затем насосом 17 откачивается на регенерацию. На линии орошающих кислот первого абсорбера смонтирован концентратометр 20.

Наименьшую массовую долю кислота имеет в последнем по ходу газа абсорбере, и по мере перетекания из абсорбера в абсорбер навстречу движению нитрозных газов ее массовая доля повышается.

Нитрозные газы, освобожденные от оксидов азота на $95 \div 98 \%$, поступают в брызгоуловитель 14, где оседают увлеченные газом брызги азотной кислоты, и с помощью газодувки 15 через инжекционное сопло 13 и смесительную трубку 12 выбрасываются в атмосферу. С целью снижения агрессивного действия выхлопных газов в смесительной трубе производят их разбавление воздухом. Кратность разбавления выбросных газов атмосферным воздухом достигает $5 \div 7$.

Для интенсивных абсорбционных процессов в абсорбере температурный режим в них желательно держать на наиболее низком уровне, не превышающем $30 - 35^\circ\text{C}$. Для обеспечения этих условий устанавливаются холодильники для охлаждения циркулирующих в абсорберах кислот, поверхность охлаждения различна и соответствует количеству тепла, выделяющегося в абсорберах.

В первых двух абсорберах холодильники имеют максимальную поверхность охлаждения. Вся система, включая и колонны концентрации азотной кислоты, работает под разрежением, создаваемым газодувкой 15.

Разгонка отработанных нитрационных кислотных смесей с получением азотной кислоты $55 \div 60 \%$.

При регенерации отработанных кислотных смесей одновременно производят и концентрирование слабых азотных кислот, изготовленных из аммиака. Это объясняется тем, что при регенерации сильно обводненных или так называемых слабых отработанных кислотных смесей производства нитратов целлюлоз состава примерно $16,5 \%$ HNO_2 - 38% H_2SO_4 - $45,5 \%$

H_2O получить продукционную азотную кислоту (95 + 96 %) без одновременного ввода в колонну определенного количества слабой азотной кислоты довольно сложно. При условии отсутствия слабой азотной кислоты, что имеет место на ряде заводов ввиду отсутствия производства свежей азотной кислоты из аммиака, некоторая часть обводненных кислотных смесей предварительно разгоняется с получением азотной кислоты 55 + 60 %, которая затем подается в качестве слабой азотной в колонны концентрирования при регенерации отработанной кислотной смеси. Здесь, как и при концентрировании азотной кислоты, применяется дегидратирующий агент H_2SO_4 .

Технологическая схема разгонки слабых отработанных кислотных смесей аналогична ранее описанной, но с некоторыми отличиями в ведении самого процесса разгонки. Слабая отработанная кислотная смесь, как и в ранее описанной схеме, подается на восьмую царгу колонны (считая сверху), но без подогрева, дегидратирующий агент - 91 + 92 % H_2SO_4 - температурой порядка 100 + 120 °C поступает на шестую царгу. В нижнюю часть колонны подается определенное количество пара из расчета получения

65 - 70 % отработанной серной кислоты, и поддерживается температура 160 + 170 °C. Слабая серная кислота с содержанием около 0,03 % оксида азота из колонны поступает на регенерацию.

Под воздействием вакуума пары азотной кислоты и оксида азота поднимаются в верх колонны, обогащаясь азотной кислотой, а вода переходит в стекающую вниз серную кислоту.

Из крышки колонны пары азотной кислоты поступают в конденсатор температурой 180 + 200 °C, а не 85 + 86 °C, как в ранее описанной схеме. Такое повышение температуры в верхней части колонны повышает давление насыщенных водяных паров, что способствует их "проскоку", вследствие чего массовая доля азотной кислоты снижается до уровня 55 + 60 %. Дальнейший технологический процесс разгонки аналогичен ранее описанному.

Глава XIV

Регенерация азотной кислоты.

Концентрирование азотной кислоты при помощи дегидратирующего агента H_2SO_4 на действующих предприятиях производства нитратов целесообразно для регенерации отработанных нитрационных кислотных смесей и концентрации слабых азотных кислот применяют в основном три типа переливных колонн:

Колонна Варваричева - колонна с семью барботажными колпачками, колонна ГВХ (авторы Гуськов, Быков, Халымбаджа) - с одним барботажным колпаком и двумя переливными патрубками, колонна В.А.Степанова - с одним барботажным колпаком.

Все колонны барботажного типа состоят из отдельных царг, изготовленных из ферросилида. Каждая царга отливается вместе с тарелкой (днищем).

Колонна Варваричева.

Колонна Варваричева (рис.115) получила широкое применение. На заводах отрасли эксплуатируемые колонны имеют от 20 до 30 царг. Изменение количества царг отмечается в основном в зоне испарения. Рассмотрим колонну, состоящую из 22 царг (каждая высотой 250 мм), днища и крышки, внутренний диаметр колонны - 1000 мм общая высота 6834 мм.

В днище каждой царги (рис. 116) имеется семь штуцеров диаметром 120 мм для прохода газов и паров. Каждый штуцер закрывается барботажным колпаком диаметром 260 мм с зубцами 35 мм. На горловине штуцеров имеются приливы, а колпак имеет соответствующие пазы, которые при его повороте в горизонтальной плоскости закрепляются на тарелке, не позволяя ему смещаться при движении паров. Пары и газы, проходя зазор между стенками колпака и газового штуцера, барботируют через слой кислоты на царге, создавая тем самым хороший контакт между газовой и жидкой фазой.

Для перетока жидкости с одной царги на другую, в дне царги имеются отверстия, куда вставляется переливной патрубок диаметром 120 мм. Переливные патрубки, расположенные по диаметру, поочередно с противоположных сторон от центра тарелки для того, чтобы кислота, стекающая по патрубку, омывала равномерно все барботажные колпаки.

Верхний конец патрубка имеет расширение, увеличивающее периметр омыва кислоты на царгу, лежащую ниже. Патрубки устанавливаются так, чтобы верхний конец их был несколько выше верха прореза зубцов колпака, а нижний был погружен в кислоту, находящуюся на царге, лежащей

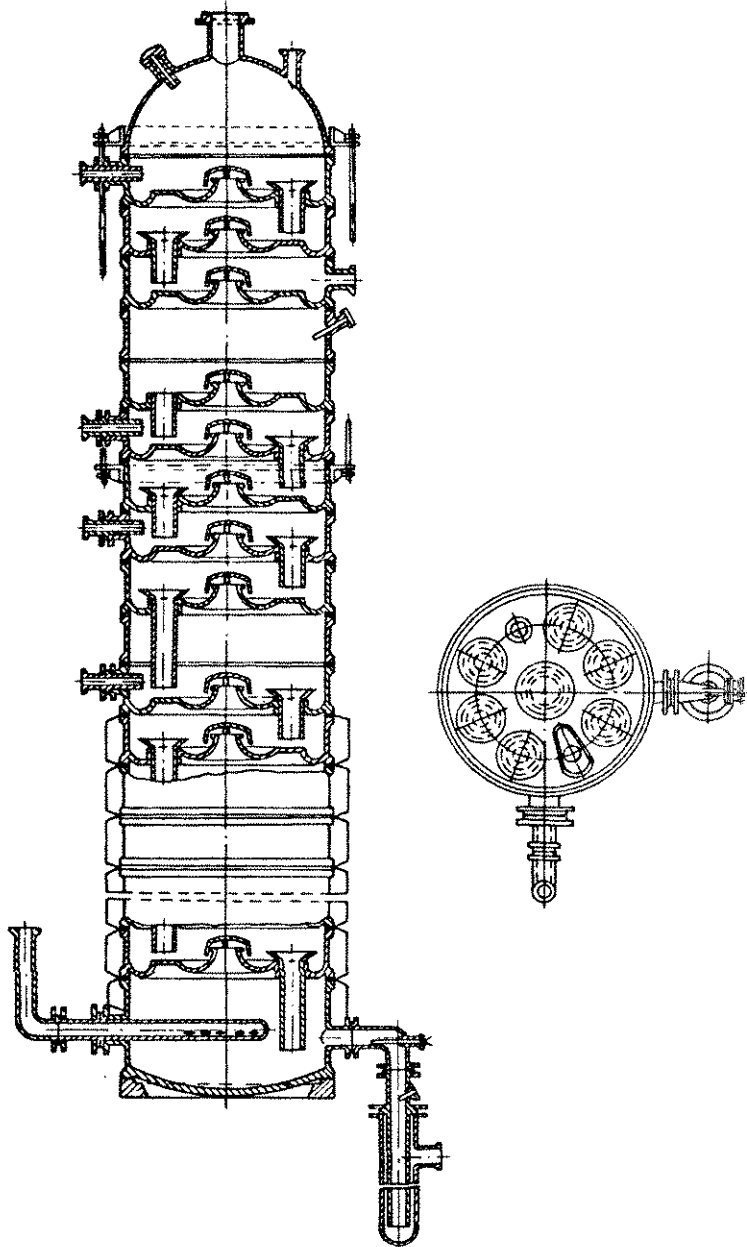


Рис. 115. Колонна Варваричева.

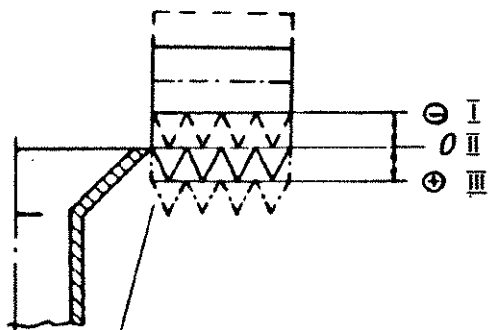
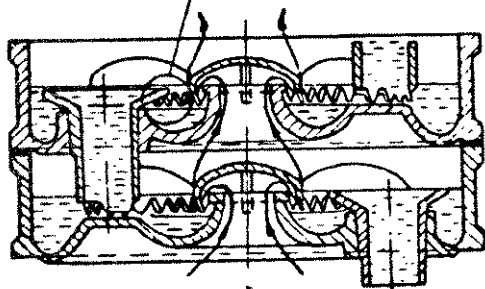


Рис. 116. Деталь колонны Варваричева.



ниже. Три верхние царги колонны 1, 2, 3 - так называемая зона отбеливания, служат для нагрева концентрированной азотной кислоты и отдувки ее от растворенных оксидов азота, поэтому 3-я царга не имеет переливного патрубка, а имеет патрубок отвода крепкой азотной кислоты; 4-я царга представляет собой полое кольцо со штуцером для термометра, по которому наблюдают за температурой пара, поступающего в отбеливающую зону колонну.

5-я царга - брызгоуловительная, переливной патрубок в ней устанавливается заподлицо с дном царги. При ударе паров и газов о барботажные колпачки этой царги брызги отделяются, и жидкость стекает обратно на лежащую ниже царгу колонны.

Царги 6, 7, 8, 9 составляют так называемую зону осушки; 6-я царга имеет патрубок для ввода технической серной кислоты, 8-я царга имеет патрубок для ввода отработанных нитрационных кислотных смесей; 10-я царга представляет полое кольцо. Царги 11, 12, 13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, составляют зону испарения, царги 20, 21, 22 - зону гидролиза, 11-я царга имеет патрубок для ввода слабой азотной кислоты, 19-я имеет штуцер для термометра. Все остальные царги конструктивно аналогичны описанным

ныне. Каждая царга, на которую поступает кислота, имеет штуцер, в который вставляется патрубок, предохраняющий стенку колонны царг от растрескивания в случае подачи в колонну холодной кислоты.

Днище колонны имеет два штуцера: в один из них вставляется форсунка для ввода перегретого пара в колонну, второй служит для отвода слабой серной кислоты. В крышке колонны имеется центральное отверстие диаметром 150 мм, которое предназначено для отвода из колонны газов и паров; в два других отверстия вставляются термометр и манометр (для измерения температуры и разрежения вверху колонны).

Техническая серная кислота подается на 6-ю царгу колонны с массовой долей не менее 91 %, и по мере перемещения ее вниз она обогащается водой и одновременно, взаимодействуя с оксидами азота, образовавшимися при разложении азотной кислоты при ее нагревании, образует стойкое соединение - нитрозилсерную кислоту (нитрозу).

При сборке колонны на фундамент кладут свинцовый лист толщиной 3-4 мм, являющийся поддоном; на поддоне укладывают чугунное кольцо, на которое устанавливается днище колонны. Колонну собирают последовательной установкой одной царги на другую, соблюдая горизонтальность расположения царг для обеспечения равномерного барботирования паров через кислоту. При этом весьма важно выдерживать так называемый установочный барботажный уровень, т.е. расстояние от верхнего обреза зубцов барботажного колпака до верха переливного патрубка. Величины барботажного уровня для каждой царги устанавливаются паспортом на колонну. Фактические значения барботажных уровней в колонне, получаемые замером при монтаже, фиксируются специальным актом.

Для герметичности между царгами помещают асбестовые прокладки, специально проваренные в тяжелом минеральном масле или камнеугольной смоле с добавлением 10% парафина.

В последнее время вместо асбестовых прокладок применяют фторопластовые шнуры ФУМ диаметром 2 мм, укладываемые на торец царги в несколько рядов. Этот тип уплотнения царг более надежен и долговечен.

После установки царги на газовые штуцера надевают колпаки, и в ее днище вставляется переливной патрубок таким образом, чтобы создать определенный уровень кислоты на царге.

После сборки колонны в штуцера для входа кислот вставляются патрубки и скрепляются со штуцером царги, также вставляется форсунка для водяного пара в штуцер днища колонны. После сборки колонна изолируется, при этом каждая царга изолируется отдельно слоем диатомового кирпича толщиной 40 мм. На изоляцию наносится слой асбестита толщиной 10-15 мм, крышка колонны не изолируется. Верхние царги колонны крепятся стяжными болтами. Производительность колонны типа Варваричева

при условии концентрирования с массовой долей 50% HNO_3 составляет 40 т моногидрата в сутки.

Колонны Варваричева сложны в сборке. Их достоинство - это удлиненный периметр барботажа. Однако неравномерное распределение кислоты между колпачками, различные уровни погружения их в кислоту вследствие гидравлического градиента на тарелке царги и отступления в размерах высоты горловин и колпачков, обусловленные допусками на литье и обработку ферросилида, из которого изготавливаются царги колонны, сводятся на нет - это преимущество.

Колонна ГБХ.

Практика эксплуатации колонны Варваричева показала, что узким местом увеличения ее производительности является малая площадь сечения переливного патрубка. Это объясняется тем, что при увеличении жидкостной нагрузки на колонну, когда скорость ее течения по тарелке царги начинает превышать 0,1 м/с, пузырьки газа, образовавшиеся при барботаже, не успевают выделиться из кислоты и оторваться от нее. Они увлекаются в переливной патрубок и при недостаточной площади его сечения образуют газовую пробку. Это приводит к "подвисанию" кислоты, повышению ее уровня на тарелке царги и резкому увеличению сопротивления прохождению газов и паров, что приводит к нарушению нормальной работы колонны.

Эти недостатки частично устранены в колонне ГБХ. На рис 117 показана деталь колонны. Для повышения производительности колонны с учетом сложности изготовления царг с семью колпачками, авторами предложены царги 1, имеющие один барботажный колпак 2 и два переливных патрубка 3. По габаритным размерам царги этой колонны не отличаются от царг семиколпачковой колонны и имеют внутренний диаметр 1000 мм и высоту 250 мм; число царг, как и в колонне Варваричева, 22.

Барботажный колпак царги выполнен в виде четырехлепестковой формы и имеет зубцы 25 мм. В днище царги расположены два переливных патрубка диаметром 115 мм каждый. Диаметр для прохода газов равен 450 мм. Производительность этой колонны при условии концентрирования HNO_3 с массовой долей 50 % составляет 60 т моногидрата в сутки.

Колонна В.А. Степанова (рис. 118).

Несмотря на то, что производительность колонны ГБХ была увеличена в 1,5 раза по сравнению с колонной Варваричева, узким местом в ней являются так же переливные патрубки. С увеличением жидкостной нагрузки здесь, как и у колонны Варваричева, происходит "подвисание" кислоты в переливных патрубках.

В колонне Степанова эти недостатки устранены. Барботаж практически не зависит от уровня кислоты на тарелке. Колонна изготавливается из

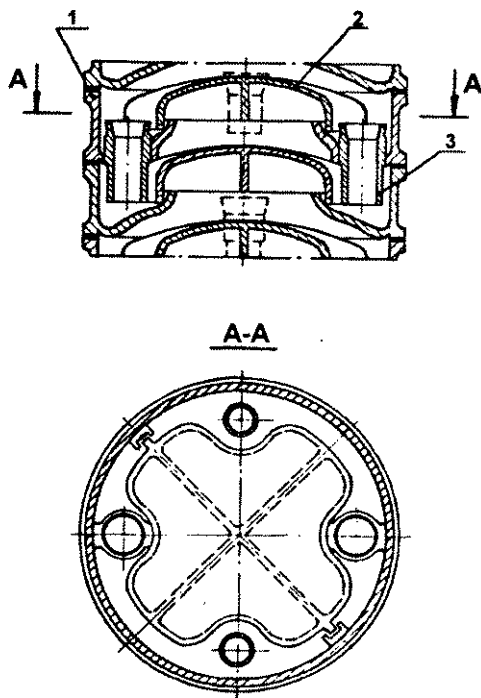


Рис. 117. Деталь колонны ГВХ.

ферросилида и также состоит из 22 царг (каждая высотой 350 мм, за исключением царг 6,8,11 ввода H_2SO_4 , отработанной и слабой кислот, которые имеют высоту 425 мм) днища и крышки. Общая высота колонны 8900 мм.

Две верхние царги колонны представляют собой зону отбеливания, служат для нагрева концентрированной азотной кислоты и отдувки ее от растворенных оксидов азота, поэтому 2 царга не имеет патрубка для перелива кислоты на 3-ю царгу, а имеет патрубок для отвода крепкой азотной кислоты. Техническая серная кислота подается в 6-ю царгу, тройная кислотная смесь подается в 9-ю царгу, слабая азотная кислота - в 11-ю царгу. Днище имеет два штуцера: один - для отвода слабой серной кислоты, второй - для подвода пара. Предусматривается подвод дополнительного пара в 22 царгу.

На рис. 118а показана деталь колонны, состоящей из царги с тарелкой 1 диаметром 1000 мм и высотой 350 мм, направляющих 2, барботажного колпака 3 и входного патрубка 4. На каждой царге устанавливается один барботажный колпак.

Пары и газы поступают снизу, проходят через горловину гидравлического затвора и колпак, барботируют через кислоту и уходят в расположен-

ную выше царгу между разобщенными друг от друга струями кислоты, стекающей с верхней царги. Поступающая с верхней тарелки кислота, стекая по поверхности колпака, проходит барботаж и переливается через бортик направляющей. Непосредственный контакт между паром и кислотой осуществляется не только в процессе барботажа, но и при движении их навстречу друг другу по поверхности колпака и при сливе кислоты с верхней царги.

По сравнению с колонной Варваричева (при одном и том же диаметре царг), в этой колонне периметр слива кислоты увеличен более чем в 2,5 раза, периметр барботажа - более чем в 1,5 раза и площадь сечения прохода паров - более чем в 2,5 раза. Производительность этих колонн более чем в два раза выше производительности колонны Варваричева при том же диаметре.

При монтаже колонны важно выдержать установочные барботажные уровни, т.е. расстояние от верхнего уровня обреза зубцов барботажного колпака до верха переливного патрубка, которые задаются паспортом. Барботажные уровни для каждой царги колонны Степанова приведены в табл.58

Таблица 58.

Барботажные уровни для каждой царги колонны Степанова.

Номер царги	Барботажный уровень, мм	Примечание
1	+10	Ввод концентрированной HNO_3 (флегма)
2	-10	Глухая царга (вывод HNO_3)
3	-35	Определение температуры
4,5	-5	Рабочая
6	-24	Ввод технической H_2SO_4
7	0	Рабочая
8	-5	Ввод отработанных кислот
9	-5	Рабочая
10	-5	Рабочая
11	-5	Ввод слабой HNO_3
12	+2	Рабочая
13	-3	Рабочая
15÷18	+5	Рабочие
19	-35	Определение температуры
20+22	-	Рабочие

Примечание. Высота царги - 350мм, кроме царг 6, 8, 11, высота которых 425.

Расчет технологического режима работы колонны.

При отгонке концентрированной азотной кислоты определенного состава расход безводной серной кислоты зависит от содержания HNO_3 в разбавленной азотной кислоте, при этом расход H_2SO_4 будет тем больше, чем сильнее разбавленная азотная кислота. Для одной и той же исходной разбавленной азотной кислоты расход серной кислоты обратно пропорционален ее концентрации: чем меньше концентрация H_2SO_4 , тем больше ее расход. При переменных концентрациях разбавленной азотной и технической серной кислот следует подобрать такую смесь, при перегонке которой образуются пары нужного состава. Для этого необходимо, чтобы соотношение

$$\frac{\text{H}_2\text{SO}_4}{\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O}} \cdot 100 \%$$
 так называемый "растворитель", отвечало требуемой массовой доле H_2SO_4 и H_2O % в составе отработанной нитрационной кислотной смеси.

Установлено, что для получения HNO_3 с массовой долей 95% при массовой доле "растворителя" более 70% допускается любое содержание HNO_3 в тройной кислотной смеси, а при массовой доле "растворителя" менее 70% количество ограничено (чем меньше массовая доля "растворителя" тем меньше в отгонке HNO_3).

Следовательно, на колонне концентрации для получения паров HNO_3 с массовой долей 95% можно разогнать любую тройную кислотную смесь, для чего необходимо отдозировать такое количество технической серной кислоты или воды (например в виде слабой азотной кислоты), чтобы растворитель на полке смешения содержал более 70% H_2SO_4 .

При переработке отработанных кислотных смесей (избыточных, реконденсированных) непосредственно в крепкую HNO_3 производительность колонны по товарному продукту установить невозможно, так как состав их значительно колеблется. Так, например, по содержанию азотной кислоты - от 10 до 18%; по серной кислоте - от 23 до 46%.

Для слабых тройных кислотных смесей производительность колонны более правильно определять не массой товарной азотной кислоты, а массой жидкости, которую способна пропустить колонна за сутки. Так, например, установлено, что колонна ГБХ вырабатывает 60 т моногидрата HNO_3 в сутки при условии переработки с массовой долей 50%. Имея выработку колонны по моногидрату, легко определить ее жидкостную нагрузку.

В соответствии с расчетом по треугольным диаграммам (условия температура кипения смеси на полках) согласно литературным данным при массовой доле HNO_3 48 - 50% и технической серной кислоты 91 ÷ 92% соотношение HNO_3 : H_2SO_4 составляет 1,5 ÷ 4,5.

Учитывая, что фактическая температура на полках колонны ниже температуры кипения, определенной по диаграммам, соотношение азотной

кислоты к серной в этом случае составит $\text{HNO}_3 : \text{H}_2\text{SO}_4 = 1 : 3,8$ при 50% - ной исходной азотной кислоте и 92% - ной H_2SO_4 .

При употреблении технической серной кислоты с массовой долей 92%, соотношение моногидрата $\text{HNO}_3 : \text{H}_2\text{SO}_4 = 1 : 3,8$, отдаче аппарата 0,96, для переработки HNO_3 с массовой долей 50% жидкостная нагрузка колонны ГВХ составит:

$$G = 1,04 \cdot 60 \cdot 2 + \frac{60 \cdot 3,8 \cdot 1,04}{0,92} = 382,5 \text{ т/сутки}$$

Проектный выход $G = 385 \text{ т/сут.}$

Пропуская через колонну это количество слабых тройных кислотных смесей, при соблюдении технологического режима работы колонны, имея необходимую массовую долю "растворителя", равную 72 + 73% H_2SO_4 , продукционная азотная кислота будет иметь массовую долю 95 + 96%.

М.Я. Поляков, с вводом термина "растворитель", предложил уравнение для определения дозировки технической серной кислоты в колонну концентрации. Дозировка технической серной кислоты на полку смешения зависит от состава тройной кислотной смеси, подаваемой на регенерацию, и определяется уравнением:

$$g = \frac{p(c + b) - 100 \cdot b}{100(a - p)} \text{ кг/кг,}$$

где p - содержание H_2SO_4 в "растворителе", %

c - содержание H_2O в тройной кислотной смеси, %

b - содержание H_2SO_4 в тройной кислотной смеси, %

a - содержание H_2SO_4 в технической H_2SO_4 .

Для расчета примем состав отработанной кислотной смеси:

HNO_3	15,90%
H_2SO_4	23,13%
H_2O	60,47%
Нитрат целлюлозы	0,50%
Итого:	100

Учитывая, что на заводах изготовления нитратов целлюлозы, изготавливают и слабую азотную кислоту, концентрацию которой производят на этих же колоннах, в колонну одновременно с подачей отработанных кислотных смесей подается и слабая азотная кислота с массовой долей 50%. На практике соотношение подаваемых отработанных кислот к слабой азотной кислоте равно 2:1.

Расчет проведем на 1000 кг перерабатываемой кислотной смеси, при этом, если в колонну подается $G_1 = 333,4 \text{ кг}$ слабой с массовой долей 50%-ной, то $G_2 = 666,6 \text{ кг}$ - отработанной кислотной смеси.

Тогда состав перерабатываемой кислотной смеси будет, %:

$$\text{HNO}_3 = \frac{333,4 \cdot 50 + 15,9 \cdot 666,6}{1000} = 27,3$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \quad 15,4$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 56,8$$

$$\text{Нитрат целлюлозы} \quad 0,5$$

Имея состав кислотной смеси, при регенерации в колонне на 1 кг смеси необходимо подать технической серной кислоты с массовой долей 92 % при "растворителе" с массовой долей серной кислоты 73 %.

$$g = \frac{100(56,8 + 15,4) - 100 \cdot 15,4}{100(92 - 73)} = 1,9 \text{ кг/кг.}$$

В колонну подается технической серной кислоты

$$g' = \frac{1,9 \cdot 100}{2,9} = 65,5 \text{ \%};$$

тройной кислотной смеси

$$g'' = 100 - 65,5 = 34,5 \text{ \%}.$$

Тогда дозировка в колонну ГВХ составит:

$$g_{\text{мин}} = \frac{G}{24 \cdot 60} = \frac{385}{24 \cdot 60} = 0,267 \text{ т/мин};$$

в том числе тройной кислотной смеси

$$g'_{\text{тр}} = g_{\text{мин}} \cdot 0,345 = 267 \cdot 0,345 = 92 \text{ кг/мин.}$$

Из них отработанной кислотной смеси

$$g''_1 = \frac{92 \cdot 2}{3} = 61,35 \text{ кг/мин.}$$

Слабой азотной кислоты с массовой долей 50 %

$$g''_2 = \frac{61,35}{2} = 30,67 \text{ кг/мин.}$$

Серная кислота с массовой долей 92 %

$$g''_3 = 267 - 92 = 175 \text{ кг/мин}$$

В литрах:

$$V_{\text{отр}} = \frac{g''_1}{\gamma''_1} = \frac{61,35}{1,26} = 48,6 \text{ лит/мин}$$

$$V_{\text{HNO}_3} = \frac{g''_2}{\gamma''_2} = \frac{30,67}{1,31} = 23,4 \text{ лит/мин}$$

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\gamma_3''}{\gamma_3'''} = \frac{175}{1,82} = 96,2 \text{ лит/мин}$$

где γ_1'' - плотность отработанной кислотной смеси, при общей кислотности 42,7% $\gamma_1'' = 1,26$ (табл. 59)

$\gamma_2'' = 1,31$ - плотность HNO_3 с массовой долей 50% при 20°C (приложение 1);

$\gamma_3''' = 1,82$ - плотность H_2SO_4 с массовой долей 92% при 20°C (приложение 2).

Таблица 59.

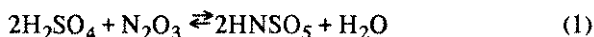
Массовая доля кислотных смесей в зависимости от их плотности γ при 20°C.

$\gamma, \text{т/м}^3$	Массовая доля, %	$\gamma, \text{т/м}^3$	Массовая доля, %	$\gamma, \text{т/м}^3$	Массовая доля, %	$\gamma, \text{т/м}^3$	Массовая доля, %
1,01	2	1,15	30	1,23	39,6	1,31	50,4
1,02	4	1,16	31,2	1,24	40,8	1,32	51,6
1,03	6	1,17	32,4	1,25	42,0	1,33	54,0
1,04	8	1,18	33,6	1,26	43,2	1,34	55,2
1,05	10	1,19	34,8	1,27	44,4	1,35	56,0
1,06	11	1,20	36,0	1,28	45,6	1,36	57,6
1,07	13	1,21	37,2	1,29	48,0	1,37	58,8
1,08	15	1,22	38,4	1,30	49,2	1,38	60,0

В колонне можно регенерировать любой состав тройной кислотной смеси при условии, если на полке смешения образуется "растворитель" с массовой долей серной кислоты 72 + 73%.

Если при определении дозировки технической серной кислоты получится отрицательная величина, то это показывает какое количество технической серной кислоты необходимо изъять из 1 кг тройной кислотной смеси, чтобы на полке получить требуемый состав "растворителя". В этом случае в колонну необходимо подать воду в чистом виде или в составе слабой азотной кислоты.

Принимаем, что в отработанной кислотной смеси всегда есть оксиды азота и нитрозилсерная кислота, равновесное содержание которых в смеси поддерживается в соответствии с реакцией:



Примем для расчета, что в отработанной кислотной смеси 3% азотной кислоты в виде оксидов азота связаны в нитрозилсерную кислоту по реакции 1. Пересчитав состав отработанной кислотной смеси с учетом изложен-

и, получим следующее содержание компонентов в смеси, %

HNO ₃	24,30
H ₂ SO ₄	13,0
H ₂ O	58,30
N ₂ O ₃	0,90
HNSO ₅	3,00
нитрат целлюлозы	0,50
	100

Расчет материального баланса колонны концентрирования.

Для расчета принимаем следующие исходные условия:

выход азотной кислоты - 96 %;

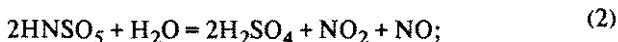
массовая доля получаемой HNO₃ - 96 %;

массовая доля слабой (отработанной) серной кислоты - 68 %;

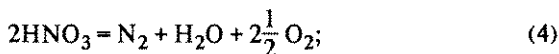
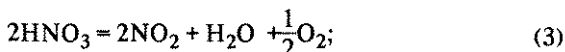
массовая доля технической H₂SO₄ - 92 %.

В процессе разгонки кислотных смесей и гидролиза нитрозилсерной кислоты в колонне протекают следующие реакции:

разложение нитрозилсерной кислоты:

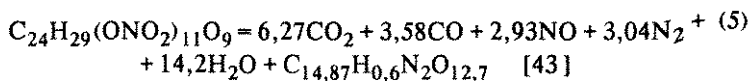


разложение азотной кислоты:

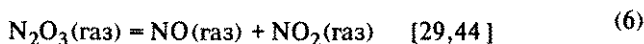


Разложение нитратов целлюлозы.

Принимаем, что нитрат целлюлозы с содержанием азота 13,34 % и при температуре 150°C разлагается по формуле [43]



Разложение триоксида азота



В колонну концентрации поступает:

1. Перерабатываемая кислотная смесь в количестве $G' = 1000$ кг, в том числе, кг:

HNO_3	243
H_2SO_4	130
H_2O	583
N_2O_3	9
HNSO_5	30
нитрат целлюлозы	5
	1000

2. Техническая серная кислота с массовой долей 92% $G'' = 1900$ кг, в том числе воды

$$g_1 = 1900 \cdot 0,08 = 152 \text{ кг.}$$

3. Вода в виде перегретого пара:

$$g_2 = \sum g_{\text{расх}} - g'_{\text{прих}}$$

4. Азотная кислота с массовой долей 96% в количестве

$$G'_1 = \frac{243}{0,96} = 253,152 \text{ кг}$$

Ориентировочно принимаем, что 3% азотной кислоты в колонне разлагается на нитрозные газы и 1% уносится с нитрозными газами.

Тогда из колонны выходит:

1. Азотная кислота с массовой долей 96% в количестве

$$G'_2 = G'_1 \cdot 0,96 = 253,125 \cdot 0,96 = 243 \text{ кг}$$

При этом с парами этой кислоты уносится вода $g = 243 \cdot 0,04 = 9,72$.

Принимаем $g = 10$ кг

2. Нитрозные газы:

- а. В колонне 1/2 количества (1,5 %) азотной кислоты разлагается до NO по реакции (3), кг:

$$g' = 253,125 \cdot 0,015 = 3,79$$

При этом образуются газообразные вещества, кг

$$\text{NO}_2 = \frac{3,79 \cdot m_6}{m_2} = \frac{3,79 \cdot 46}{63} = 2,76,$$

($m_6 = 46$ - молекулярная масса NO_2)

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{3,79 \cdot m_1}{2 \cdot m_2} = \frac{3,79 \cdot 18}{2 \cdot 63} = 0,55,$$

($m_1 = 18$ - молекулярная масса H_2O).

$$\text{O}_2 = \frac{3,79 \cdot m'}{2 \cdot m_2} = \frac{3,79 \cdot 32 \cdot 0,5}{2 \cdot 63} = 0,46,$$

($m' = 32$ - молекулярная масса кислорода);

По реакции (4) разлагается вторая половина (1,5%) азотной кислоты до N_2 , кг:

$$N_2 = \frac{3,79 \cdot m''}{2 \cdot m_2} = \frac{3,79 \cdot 28}{2 \cdot 63} = 0,842$$

($m'' = 28$ - молекулярная масса азота);

$$H_2O = \frac{3,79 \cdot m_1}{2 \cdot m_2} = \frac{3,79 \cdot 18}{2 \cdot 63} = 0,541$$

$$O_2 = \frac{3,79 \cdot m' \cdot 2,5}{2 \cdot m_2} = \frac{3,79 \cdot 32 \cdot 2,5}{2 \cdot 63} = 2,406.$$

При разложении N_2O_3 по реакции (6), кг:

$$NO_2 = \frac{9 \cdot m_6}{m_3} = \frac{9 \cdot 46}{76} = 5,5$$

($m_3 = 76$ - молекулярная масса N_2O_3);

$$NO = \frac{9 \cdot m_7}{m_3} = \frac{9 \cdot 30}{76} = 3,5$$

($m_7 = 30$ - молекулярная масса NO);

4 При разложении нитрозилсерной кислоты по реакции (2) кг:

$$NO_2 = \frac{30 \cdot m_6}{2 \cdot m_5} = \frac{30 \cdot 46}{2 \cdot 127} = 5,4;$$

$$NO = \frac{30 \cdot m_7}{2 \cdot m_5} = \frac{30 \cdot 30}{2 \cdot 127} = 3,54$$

($m_5 = 127$ - молекулярная масса $HNSO_5$).

Выделившая в процессе реакции серная кислота вновь войдет в состав обработанной кислоты и содержание ее в последней составит 154кг.

5. При разложении нитратов целлюлозы по реакции (5) кг:

$$CO_2 = \frac{5 \cdot m''_1 \cdot 6,27}{m'_2} = \frac{5 \cdot 44 \cdot 6,27}{1143} = 1,20$$

($m''_1 = 44$ - молекулярная масса CO_2 ;

($m'_2 = 1143$ - молекулярная масса нитрата целлюлозы);

$$CO = \frac{5 \cdot m''_3 \cdot 3,58}{m'_2} = \frac{5 \cdot 28 \cdot 3,58}{1143} = 0,43$$

($m''_3 = 28$ - молекулярная масса CO);

$$NO = \frac{5 \cdot m_7 \cdot 2,93}{m'_2} = \frac{5 \cdot 30 \cdot 2,93}{1143} = 0,38;$$

$$N_2 = \frac{5 \cdot m'' \cdot 3,04}{m'_2} = \frac{5 \cdot 28 \cdot 3,04}{1143} = 0,37;$$

$$H_2O = \frac{5 \cdot m''_4 \cdot 14,2}{m'_2} = \frac{5 \cdot 18 \cdot 14,2}{1143} = 1,10$$

При этом образуется твердых остатков, кг

$$g = \frac{5 \cdot m'_4}{m'_2} = \frac{5 \cdot 410,24}{1143} = 1,79$$

($m'_4 = 410,24$ - молекулярная масса твердого остатка).

6. С нитрозными газами уносится 1 % азотной кислоты:

$$HNO_3 = 253,125 \cdot 0,01 = 2,53 \text{ кг.}$$

7. Слабая серная кислота с массовой долей 68 %, кг.

В колонну поступает с кислотной смесью моногидрата H_2SO_4 - 154 кг и 1900 кг 92 %-ной H_2SO_4 . Тогда жидкостная нагрузка по серной кислоте составит:

$$G'_3 = \frac{154}{0,68} + \frac{1900 \cdot 0,92}{0,68} = 226 + 2570 = 2796 \text{ кг.}$$

При этом с этой кислотой уносится воды

$$g_2 = 2796 \cdot 0,32 = 894,72 \text{ кг.}$$

Принимаем $g_2 = 895$ кг.

В результате гидролиза получается следующее количество сухих газов (без учета подсоса воздуха):

	$G, \text{кг}$	$V, \text{м}^3$
NO_2	$2,76 + 5,50 + 5,40 = 13,66$	$\frac{13,66 \cdot 22,4}{46} = 6,65$
NO	$3,50 + 3,54 + 0,38 = 7,38$	$\frac{7,38 \cdot 22,4}{30} = 5,51$
N_2	$0,84 + 0,37 = 1,21$	$\frac{1,212 \cdot 22,4}{28} = 1,13$
CO	$0,43 = 0,43$	$\frac{0,43 \cdot 22,4}{28} = 0,34$
CO_2	$1,20 = 1,20$	$\frac{1,2 \cdot 22,4}{44} = 0,51$
O_2	$0,96 + 2,40 = 3,36$	$\frac{3,36 \cdot 22,4}{32} = 2,35$
HNO_3	2,53	$\frac{2,53 \cdot 22,4}{63} = 0,89$
Итого	29,77	17,48

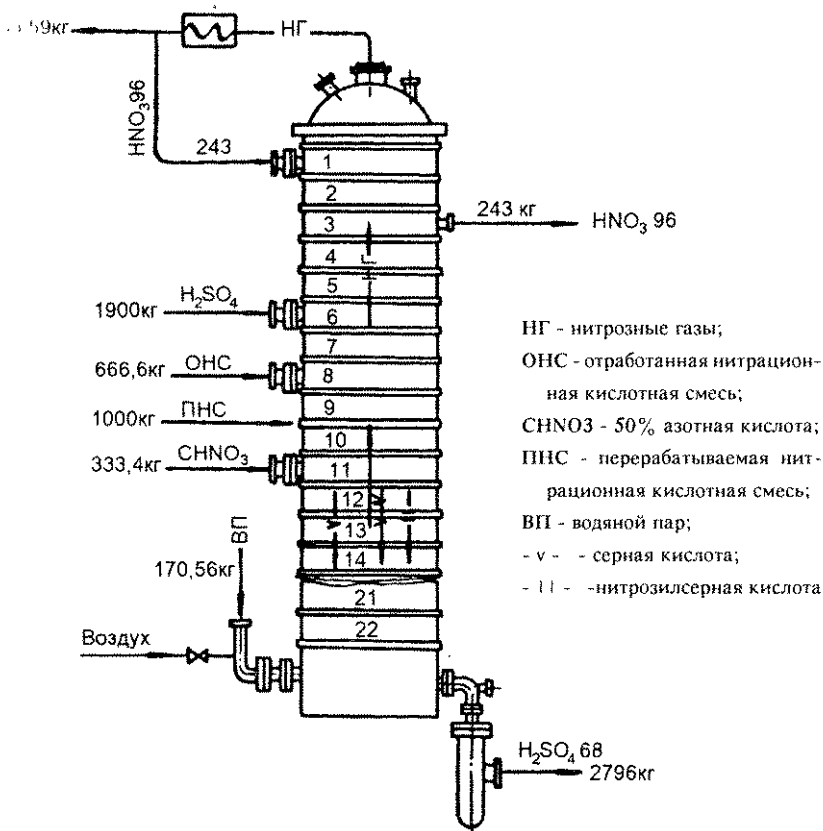


Рис. 119. Движение потоков масс в колонне.

На рис. 119 приведено движение массопотоков в колонне (без учета всасываемого воздуха).

Подсос воздуха через неплотности соединений царг концентрационной колонны принимаем равным 100% объема сухих газов. Тогда

$$\begin{aligned}
 V_{\text{под}} &= 17,48 \text{ м}^3, \text{ в том числе:} \\
 N_2 &= 0,78 \cdot 17,48 = 13,63 \text{ м}^3, \\
 O_2 &= 0,21 \cdot 17,48 = 3,67 \text{ м}^3,
 \end{aligned}$$

78% - содержание азота в сухом воздухе,

21% - содержание кислорода, или

$$N_2 = \frac{13,63 \cdot 28}{22,4} = 17,04 \text{ кг},$$

$$O_2 = \frac{3,67 \cdot 32}{22,4} = 5,24 \text{ кг}$$

$$\text{Итого } g_{\text{под}} = 22,28 \text{ кг}$$

Принимаем, что подсасываемый воздух поступает при 20°C с относительной влажностью 70%. Следовательно, согласно I-d диаграммам влагосодержание его составит $d_0 = 10,42 \text{ г/кг с.в.}$

Масса водяных паров, поступающих в колонну с воздухом, составит, кг

$$0,01042 \cdot 22,28 = 0,232$$

Количество и состав сухих газов, выходящих из колонны, с учетом подсоса воздуха

	g, кг	V, нм ³
NO ₂	13,66	6,65
NO	7,38	5,51
N ₂	1,21 + 17,04 = 18,25	$\frac{18,25 \cdot 22,4}{28} = 14,60$
CO	0,43	0,34
CO ₂	1,2	0,61
O ₂	2,88 + 5,24 = 8,6	$\frac{8,6 \cdot 22,4}{32} = 6,02$
HNO ₃	2,53	0,89
Итого	52,052	34,62

Количество паров воды, уходящих из колонны концентрации (за конденсатором) с нитрозными газами, при $t_{\text{ср}} = 35^\circ\text{C}$ определяем уравнением

$$H_2O = \frac{V \cdot P \cdot m}{(760 - P) \cdot 22,4} \text{ кг},$$

или V – объем сухих газов, м^3 ;

P – парциальное давление паров воды, мм рт.ст.;

m – молекулярная масса воды.

Принимаем разрежение в верхней части колонны 30 мм рт.ст. или $(133 \cdot 30 = 3999 \text{ Па} \cdot \text{мм})$, парциальное давление воды над 96 %-ной HNO_3 и температуре 35°C принимаем 1,8 мм рт.ст. (Приложение 3)

$$P = 1,8 \cdot 133 = 239 \text{ Па}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{34,62 \cdot 239,994 \cdot 18}{(760 \cdot 133,33 - 239,994) \cdot 22,4} = 1,54 \text{ кг}$$

или в объеме

$$V = \frac{1,54 \cdot 22,4}{18} = 1,92 \text{ м}^3$$

Общий состав и количество газов, выделившихся из системы гидролиза (из конденсатором) и поступающих на поглощение:

	g, кг	$V, \text{м}^3$
NO_2	13,66	6,65
NO	7,38	5,51
N_2	18,25	14,60
CO	0,43	0,34
CO_2	1,2	0,61
O_2	8,6	6,02
HNO_3	2,53	0,89
H_2O	1,54	1,92
Итого	53,59	36,54

На основании полученных данных в табл. 60 приведен сводный баланс воды при регенерации кислотной смеси.

- При определении количества водяных паров этот параметр не учтен, поскольку влияние его на конечные результаты материального баланса несущественно.

Таблица 60.

Сводный баланс воды при регенерации 1 т кислотной смеси.

Приход	Масса, кг	Расход	Масса, кг
С перерабатываемой кислотной смесью	583 $\Sigma g_{\text{пр}}^1$ $g_1 - 152$	С отработанной с массовой долей 68 % - H_2SO_4	895
С 92 % - H_2SO_4		С парами с массовой долей 96 % - HNO_3	10
С перегретым паром	$\Sigma g_{\text{расх.}} - \Sigma g_{\text{пр}}^1$ $905 - 735 = 170$ $\Sigma g_{\text{пр}} = 905$		$\Sigma g_{\text{расх.}} = 905$

В табл. 61 приведен сводный баланс по кислотам и нитрозным газам.

Таблица 61.

Сводный баланс по кислотам и нитрозным газам при регенерации 1 т кислотной смеси.

Приход	Масса, кг	Расход	Масса, кг
С массовой долей 50 % - HNO_3 $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$	1000 $\left\{ \begin{array}{l} 333,40 \\ 666,60 \end{array} \right.$	С массовой долей 96 % - HNO_3	243,00
С массовой долей 92 % - H_2SO_4		Отработанная с массовой долей 68 % - H_2SO_4	2796,00
Воздух с учетом влаги	23,82 $\left\{ \begin{array}{l} 22,28 \\ 1,54 \end{array} \right.$	Нитрозные газы с учетом подачи воздуха	53,59
Вода в виде подогретого пара	170,56	Твердый остаток	1,79
Итого:	3094,38		3094,38

Расчет технологического режима колонны при работе на отработанных нитрационных смесях производства коллоксилинов.

По статистическим данным ряда заводов при изготовлении коллоксилинов по непрерывной технологии с применением круговых аппаратов количество отработанных нитрационных кислотных смесей поступает на регенерацию в количестве $3 + 3,5$ т на тонну получаемого коллоксилина. При этом средний состав этих кислот, %: HNO_3 - 18,5, H_2SO_4 - 39,5, H_2O - 42.

Расчет колонны ведется исходя из того, что на некоторых заводах не готовят азотную кислоту, и в колонну наряду с подачей отработанной нитрационной кислотной смеси азотная кислота с массовой долей 50% не подается.

Имея состав отработанной кислотной смеси при ее регенерации, необходимое количество технической серной кислоты с массовой долей 92%, подаваемой в колонну на 1 кг смеси g'' при 73%-ном "растворителе" определяем уравнением:

$$g'' = \frac{P(c + b) - 100b}{100(a - P)}, \text{ кг/кг}$$

где P - содержание H_2SO_4 в "растворителе" - 73 %;

c - массовая доля H_2O в кислотной смеси - 42 %;

b - массовая доля H_2SO_4 в кислотной смеси - 39,5 %;

a - массовая доля H_2SO_4 в технической серной кислоте - 92 %.

Подставляя данные значения в уравнение получим:

$$g'' = \frac{73(42 + 39,5) - 100 \cdot 39,5}{100(92 - 73)} = 1,05 \text{ кг/кг},$$

Принимаем $g'' = 1,1 \text{ кг/кг}$.

В колонну подается:
технической серной кислоты

$$x = \frac{g'' \cdot 100}{g'' + 1}, \%$$

$$x = \frac{1,1 \cdot 100}{2,1} = 52,4 \%;$$

отработанной нитрационной кислотной смеси

$$g = 100 - 52,4 = 47,6 \%.$$

При жидкостной нагрузке колонны ГВХ $G = 385$ т/сут. дозировка в колонну составит:

$$g_{\text{мин}} = \frac{385 \cdot 100}{24 \cdot 60} = 267 \text{ кг/мин},$$

в том числе кислотной смеси

$$g' = g_{\text{мин}} \cdot 0,476 = 267 \cdot 0,476 = 127 \text{ кг/мин},$$

технической серной кислоты с массовой долей 92%.

$$g'_{\text{мин}} = 267 - 127 = 140 \text{ кг/мин.}$$

Принимаем, что в отработанной кислотной смеси 3% азотной кислоты в виде оксидов азота связаны в нитрозилсерную кислоту.

Тогда массовая доля компонентов в отработанной кислотной смеси составит, %:

HNO_3	$18,5 - 3 = 15,5$
H_2SO_4	$39,5 - 2,4 = 37,1$
H_2O	$42 + 1,5 = 43,5$
N_2O_3	0,9
HNSO_5	3
Итого:	100

Расчет материального баланса.

Для расчета принимаем:

1. Выход азотной кислоты - 96 %
2. Массовая доля получаемой HNO_3 - 96 %
3. Массовая доля слабой отработанной серной кислоты - 68 %
4. Массовая доля технической H_2SO_4 - 92 %

В колонну поступает:

отработанной кислотной смеси 1000 кг, в том числе, кг:

HNO_3	155
H_2SO_4	371
H_2O	435
N_2O_3	9
HNSO_5	30

Итого: 1000

Технической серной кислоты с массовой долей 92%

$$G = 1,1 \cdot 1000 = 1100 \text{ кг},$$

в том числе воды

$$g_{\text{H}_2\text{O}} = 11000 \cdot 0,08 = 880 \text{ кг};$$

азотной кислоты с массовой долей 96 % поступает в количестве

$$G'' = \frac{155}{0,96} = 161,5 \text{ кг.}$$

Принимаем, что 3 % азотной кислоты в колонне разлагается на нитро-
зные газы и 1 % уносится нитрозными газами.

Тогда из колонны выходит:

азотной кислоты с массовой долей 96 % в количестве

$$G' = 161,5 \cdot 0,96 = 155 \text{ кг,}$$

парами этой кислоты уносится воды, кг

$$g_B = 155 \cdot 0,04 = 6,2,$$

Принимаем $g_B = 6 \text{ кг.}$

Нитрозных газов:

а В колонне половина (1,5%) азотной кислоты разлагается до NO_2 по
реакции (3) в количестве, кг:

$$g' = 161,5 \cdot 0,015 = 2,42.$$

При этом образуется следующее количество газов, кг:

$$\text{NO}_2 = \frac{2,42 \cdot m_6}{m_2} = \frac{2,42 \cdot 46}{63} = 1,77,$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{2,42 \cdot m_1}{2 \cdot m_2} = \frac{2,42 \cdot 18}{2 \cdot 63} = 0,34,$$

$$\text{O}_2 = \frac{2,42 \cdot m'}{2 \cdot m_2} = \frac{2,42 \cdot 32 \cdot 0,5}{2 \cdot 63} = 0,31;$$

б По реакции (4) разлагается вторая половина (1,5 %) азотной кислоты до
 N_2 и образуется следующее количество газов, кг:

$$\text{N}_2 = \frac{2,42 \cdot m''}{2 \cdot m_2} = \frac{2,42 \cdot 28}{2 \cdot 63} = 0,54;$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{2,42 \cdot m_1}{2 \cdot m_2} = \frac{2,42 \cdot 18}{2 \cdot 63} = 0,34;$$

$$\text{O}_2 = \frac{2,42 \cdot m' \cdot 2,5}{2 \cdot m_2} = \frac{2,42 \cdot 32 \cdot 2,5}{2 \cdot 63} = 1,54.$$

При разложении N_2O_3 по реакции (6) образуется следующее количест-
во газов, кг:

$$\text{NO}_2 = \frac{9 \cdot m_6}{m_3} = \frac{9 \cdot 46}{76} = 5,5$$

$$\text{NO} = \frac{9 \cdot m_7}{m_3} = \frac{9 \cdot 30}{76} = 3,5;$$

При разложении нитрозилсерной кислоты по реакции (2) образуется газов, кг:

$$\text{NO}_2 = \frac{30 \cdot m_6}{2 \cdot m_5} = \frac{30 \cdot 46}{2 \cdot 127} = 5,4$$

$$\text{NO} = \frac{30 \cdot m_7}{2 \cdot m_5} = \frac{30 \cdot 30}{2 \cdot 127} = 3,54$$

Выделившаяся в процессе реакции серная кислота вновь войдет в состав отработанной кислотной смеси, и доля ее в последней составит 371 кг; с нитрозными газами уносится 1 % азотной кислоты $\text{HNO}_3 = 161,5 \cdot 0,01 = 1,61$ кг;

слабая серная кислота с массовой долей 68 %, в колонну поступает с кислотной смесью H_2SO_4 в моногидрате - 371 кг и 1100 кг с массовой долей 92 %. Тогда из колонны выходит H_2SO_4 с массовой долей 68 %

$$G = \frac{371}{0,68} + \frac{1100 \cdot 0,92}{0,68} = 545,6 + 1488,2 = 2033,8 \text{ кг.}$$

Принимаем $G = 2034$ кг,
с этой кислотой уносится воды

$$g_{\text{H}_2\text{O}} = 2034 \cdot 0,32 = 650 \text{ кг}$$

В результате гидролиза получается следующее количество сухих нитрозных газов (без учета подсоса воздуха)

	g , кг	V, нм^3
NO_2	$1,77 + 5,5 + 5,4 = 12,67$	$\frac{12,67 \cdot 22,4}{46} = 6,16$
NO	$3,5 + 3,54 = 7,04$	$\frac{7,04 \cdot 22,4}{30} = 5,25$
N_2	0,54	$\frac{0,54 \cdot 22,4}{28} = 0,43$
O_2	$0,31 + 1,54 = 1,85$	$\frac{1,85 \cdot 22,4}{32} = 1,29$
HNO_3	1,61	$\frac{1,61 \cdot 22,4}{63} = 0,57$
Итого:	23,71	13,7

Подсос воздуха $V_{\text{под}}$ через неплотности соединений царг колонны принимаем равным 100 % объема сухих газов. Тогда

$$V_{\text{под}} = 13,7 \text{ нм}^3,$$

в том числе

$$N_2 = 0,78 \cdot 13,7 = 10,68 \text{ нм}^3,$$

$$O_2 = 0,21 \cdot 13,7 = 2,88 \text{ нм}^3 \text{ или}$$

$$N_2 = \frac{10,68 \cdot 28}{22,4} = 13,35 \text{ кг}$$

$$O_2 = \frac{2,88 \cdot 32}{22,4} = 4,11 \text{ кг}$$

Итого подсоса: $g_{\text{под}} = 17,46 \text{ кг}$.

Принимаем, что подсасываемый воздух поступает в колонну с относительной влажностью 70 %. Согласно J - d диаграмме влагосодержание его составит

$$d_o = 10,42 \text{ г/кг с.в.}$$

Количество водяных паров, поступающих в колонну с воздухом:

$$0,01042 \cdot 17,46 = 0,18 \text{ кг}$$

Количество и состав сухих газов, выходящих из колонны с учетом подсоса воздуха

	g , кг	V , нм ³
NO ₂	12,67	6,16
NO	7,04	5,25
N ₂	0,54 + 13,35 = 13,89	11,11
O ₂	1,85 + 4,11 = 5,96	4,17
HNO ₃	1,63	0,57
Итого:	41,19	27,26

Количество паров воды, уходящих из колонны (за конденсатором) с нитрозными газами при 350°C, определяется уравнением

$$H_2O = \frac{V \cdot P \cdot m}{(760 - P) \cdot 22,4}, \text{ кг.}$$

Принимаем разрежение в верхней части колонны 30 мм рт.ст. (133,33 · 30 = 3999,9 Па), парциальное давление воды над HNO₃ с массовой долей 96 % при 35°C - 1,8 мм рт.ст. (см. Приложение 3)

$$P = 1,8 \cdot 133,33 = 239,994 \text{ Па}$$

$$H_2O = \frac{27,26 \cdot 239,994 \cdot 18}{(760 \cdot 133,33 - 239,994) \cdot 22,4} = 1,41 \text{ кг},$$

или в объеме

$$V = \frac{1,41 \cdot 22,4}{18} = 1,75 \text{ нм}^3$$

Общий состав газов, поступающих на поглощение:

	g , кг	V, нм ³
NO ₂	12,67	6,16
NO	7,04	5,25
N ₂	13,89	11,11
O ₂	1,63	0,57
H ₂ O	1,41	1,75
Итого:	42,6	29,01

В соответствии с принятыми условиями на переработку в колонны концентрации в расчете на 1 т изготавливаемого коллоксилина принимаем 3 т отработанных нитрационных кислотных смесей принятого состава. При этом в колонны поступает HNO₃ (в моногидрате) с отработанной нитрационной кислотной смесью $\frac{3000 \cdot 18,5}{100} = 555 \text{ кг/т.}$

При условии, что выход азотной кислоты принят 96 %, количество продукционной кислоты с массовой долей 96 %.

$$g_{\text{пр}} = \frac{555 \cdot 0,96}{0,96} = 555 \text{ кг/т.}$$

В колонны поступает серной кислоты (в моногидрате) с отработанными кислотными смесями.

$$\frac{3000 \cdot 39,5}{1000} = 1185 \text{ кг/т}$$

и водоотнимающей серной кислоты с массовой долей 92 %

$$3000 \cdot 1,1 = 3300 \text{ кг/т.}$$

Из колонны на концентрацию поступает серной кислоты с массовой долей 68%

$$G = 1742,6 + 4755,8 = 6498,4 \text{ кг/т.}$$

Принимаем $G = 6498 \text{ кг/т}$.

При этом из колонн концентрации в абсорбционные установки поступает нитрозных газов с 1т коллоксилина (с учетом подсоса воздуха)

$$42,6 \cdot 3 = 127,8 \text{ кг/т состава:}$$

	g , кг	V, м ³
NO ₂	38,01	18,5
NO	21,12	15,8
N ₂	41,67	33,3
O ₂	17,88	12,5
HNO ₃	4,89	1,7
H ₂ O	2,23	5,3
Итого:	127,8	87,1

Тепловой расчет не приводится, следовательно, не указываются и количества перегретого пара подаваемого в колонну.

Основные требования по эксплуатации колонн концентрирования.

Назначение технологического процесса - обеспечить производство азотной кислоты, соответствующей ГОСТ 701 - 78.

Получение азотной кислоты требуемого состава достигается соблюдением необходимых параметров, представляющих собой требования как к температуре и составу перерабатываемых кислотных смесей, так и к массовой доле серной кислоты на полках, выполняющей роль "растворителя". Температуру паров азотной кислоты и нитрозных газов, выходящих из колонны, необходимо выдерживать на уровне $85 \div 86^\circ\text{C}$. Температура на четвертой царге должна быть $90 \div 120^\circ\text{C}$. Эта температура поддерживается подачей пара в колонну и подогревом отработанной кислотной смеси. Отработанную кислотную смесь подогревают до $80 \div 100^\circ\text{C}$.

Отработанная серная кислота должна иметь температуру $150 \div 170^\circ\text{C}$. Температура газов на выходе из конденсатора поддерживается на уровне $30 \div 45^\circ\text{C}$, температура концентрированной азотной кислоты на выходе из холодильника должна быть не выше $30 \div 40^\circ\text{C}$. Температура перегретого пара - в пределах $200 \div 250^\circ\text{C}$ в зависимости от перерабатываемой кислотной смеси. Давление перегретого пара, подаваемого в колонну, должно быть не более 1,5 ат, что диктуется прочностными характеристиками колонны.

Массовая доля слабой отработанной серной кислоты должна быть 65 + 68 %. Эти условия обеспечиваются дозировкой технической серной кислоты, слабой азотной кислоты, вводом в колонну перегретого пара и подогретой отработанной кислотной смеси. Дозировка кислот в колонну рассчитывается по жидкостной нагрузке в зависимости от типа колонны при сохранении соотношений отработанной кислотной смеси к слабой азотной кислоте как 1:2 - 2,5 и соотношение HNO_3 к H_2SO_4 как 1:3,8 - 4. Практически на заводах этот параметр поддерживается в пределах 1:4,2 - 4,5.

Необходимо отметить, что регенерация менее обводненных кислотных смесей (например HNO_3 - в среднем 17,5 %, H_2SO_4 - в среднем 45,75%) возможна без дозировки слабой азотной кислоты. Примерный технологический режим работы колонн приведен в табл.62

Таблица 62.

**Примерный технологический режим работы колонны
концентрирования.**

Наименование показателя	Единица измерения	Допустимые пределы
Массовая доля производственной азотной кислоты	%	95+98
Температура азотной кислоты после конденсатора	°C	30+40
Температура нитрозных газов на выходе из колонны	°C	85+86
Температура на четвертой царге колонны	°C	90+120
Отработанная серная кислота: массовая доля температура	%	65+68
	°C	150+170
Количество азотной кислоты в отработанной серной кислоте	%	не более 0,03
Разрежение в верхней части колонны	мм рт.ст. Па	20+60 2666,6+7999,1
Давление поступающего в колонну перегретого пара	ат Мпа	1,5 0,147
Температура подогрева отработанной кислотной смеси	°C	80+100

Пуск колонны в работу.

Перед пуском колонны проводится тщательный осмотр всего агрегата с проверкой его исправности. Особенно необходимо проверить герметичность всех аппаратов. Пуск колонны начинается с ее подогрева. При разогреве колонны очень важно выдерживать определенный режим подогрева, так как ферросилид, из которого изготовлена колонна, не выдерживает резких изменений температуры. Вначале, перед подогревом, производится запуск хвостового вентилятора, в системе создается разрежение порядка $20 + 60$ мм рт. ст. (2666-7980 Па). Одновременно, через дозировочный аппарат колонна заливается отработанной кислотной смесью.

Через паровой штуцер подается паровоздушная смесь. Первоначальная температура паровоздушной смеси путем подогрева паром устанавливается на 5°C выше температуры окружающего воздуха. При такой температуре паровоздушной смеси колонна выдерживается в течение одного часа.

Дальнейшее повышение температуры паровоздушной смеси проводят равномерно на 5°C через каждые $25 + 30$ мин. С такой скоростью ведут подогрев колонны до достижения температуры $80 + 90^{\circ}\text{C}$ на 4-ой царге. При этом температура паровоздушной смеси будет около 150°C . Затем подачу воздуха прекращают и дальнейший подогрев колонны ведут паром до достижения температуры $95 + 100^{\circ}\text{C}$ на 4-й царге.

Для промывки парового конденсата в колонну вначале подают техническую серную кислоту. Тепло, выделяющееся при разбавлении H_2SO_4 конденсатом, а также физическое тепло пара расходуется на поддержание в верхней части колонны температуры не ниже 80°C . В разогретую колонну постепенно подают отработанную кислотную смесь и слабую азотную кислоту. При этом дозировка кислот до расчетной ведется в три - четыре приема в течение $25 + 30$ мин. При получении продукционной азотной кислоты требуемой массовой доли ее передают на склад. Время с момента пуска агрегата до достижения требуемого технологического режима и полной загрузки колонны кислотами составляет 9-10 ч.

Пуск колонны после кратковременной остановки.

Во время простоя колонна охлаждается и тем более, чем больше время ее простоя. Следовательно, тем больше времени потребуются для восстановления ее производительности. Обычно, при кратковременных остановках колонну поддерживают в горячем состоянии путем подачи в нее небольшого количества пара. Пуск колонны в работу производят постепенным подогревом ее до температуры на 4-й царге $90 + 120^{\circ}\text{C}$ путем дополнительной подачи пара и затем подачей соответствующего количества кислот.

Остановка колонны.

При плановой остановке колонны сначала прекращают подачу в колонну кислот и отработанной кислотной смеси в подогреватель, переводят продукцию на сборник слабой азотной кислоты и убавляют подачу пара. Через $25 + 30$ мин убавляют подачу воды на конденсатор и в холодильник. Затем производят вытеснение оксидов азота из колонны. Для этого в колонну подается пар и температура в верхней ее части поддерживается $80 + 90^{\circ}\text{C}$.

Вытеснение оксидов азота из колонны ведут до появления в эпруvette чистой воды, после чего прекращают подачу пара в колонну и воды в холодильник и конденсатор. При временной остановке колонны прекращают подачу в нее кислот и переводят продукцию в сборник слабой азотной кислоты. Подачу пара в колонну продолжают в течение $10 + 15$ минут, после чего пар частично перекрывают и поддерживают колонну в теплом состоянии до следующего пуска.

Факторы, влияющие на работу колонны концентрирования.

Для получения азотной кислоты требуемого качества необходимо температурные режимы выдерживать в соответствии с требованиями, приведенными в табл.62. Существует общая зависимость состава концентрированной азотной кислоты от температуры в верхней части колонны (выше места ввода отработанной кислотной смеси) и состава отработанной серной кислоты от температуры в нижней части колонны. Массовая доля азотной кислоты и содержание в ней оксидов азота изменяется обратно пропорционально температуре в верхней части колонны. Повышение температуры в зоне сушки уменьшает поглощающую способность серной кислоты, и большая часть паров воды, не поглощаясь, проходит вместе с парами азотной кислоты через зону осушки и конденсируется в конденсаторе. Это приводит к разбавлению продукционной азотной кислоты. Одновременно повышение температуры в зоне осушки улучшает условия выделения оксидов азота из концентрированной азотной кислоты.

Повышение температуры отработанной кислотной смеси, поступающей в колонну, приводит к повышению температуры во всей колонне, причем в большей степени - на тарелках, расположенных выше ввода (зона осушки), и в меньшей степени внизу (зона испарения и гидролиза).

За счет повышения температуры в зоне осушки паров азотной кислоты возрастает давление насыщенных водяных паров. Происходит их "проскок", вследствие чего снижается массовая доля продукционной азотной кислоты с одновременным уменьшением содержания в ней оксидов азота. При этом массовая доля отработанной серной кислоты возрастает вследствие частичного "проскока" водных паров в азотную кислоту.

Увеличение подачи острого пара в колонну выше расчетного вызывает уменьшение массовой доли продукционной азотной и отработанной серной кислот. При этом массовая доля HNO_3 снижается в значительно большей степени, чем отработанной H_2SO_4 . Содержание азотной кислоты в отработанной серной кислоте заметно уменьшается. Температура в нижней части колонны при этом почти не меняется, так как избыточный острый пар, подаваемый в небольших количествах, отдает кислотной смеси только тепло подогрева, а тепло конденсации при прохождении выше 13 - 11-й тарелок. При этом в зоне ввода технической серной кислоты в колонну избыток острого пара поглощается серной кислотой с выделением теплоты ее разбавления и теплоты конденсации пара, вследствие чего температура в зоне ввода повышается. Избыток конденсата острого пара разбавляет стекающую вниз отработанную серную кислоту и, главным образом, способствует увеличению содержания водяных паров в поднимающихся вверх парах азотной кислоты, что приводит к снижению массовой доли продукционной азотной кислоты и сравнительно небольшому разбавлению отработанной серной кислоты.

Уменьшение массовой доли кислот снижает также количество оксидов азота в азотной кислоте, что объясняется уменьшением растворимости их в разбавленных кислотах. Увеличение подачи технической серной кислоты в колонну выше расчетной приводит к образованию в месте ввода ее в колонну тройной смеси с большой поглотительной способностью по отношению к воде. Стекая вниз, смесь поглощает воду, что вызывает повышение температуры на тарелках, расположенных ниже ввода технической серной кислоты. В результате усиливается испарение азотной кислоты на этих тарелках. Массовая доля отработанной серной кислоты при этом возрастает. Одновременно с этим повышается температура в нижней части колонны вследствие перемещения зоны дегидратации азотной кислоты. Влияние температуры здесь сказывается сильнее, чем влияние повышения массовой доли отработанной серной кислоты, в результате понижается ее нитрозность.

Из приведенных выше последствий отклонения от нормальных режимов работы колонны следует, что температура технологического процесса концентрирования азотной кислоты имеет решающее значение. Повышение температуры в верхней части колонны всегда сопровождается снижением массовой доли продукционной азотной кислоты и, наоборот, понижение температуры ведет к увеличению ее массовой доли.

С понижением температуры в нижней гидролизной части колонны уменьшается массовая доля отработанной серной кислоты, и только при условии подачи в колонну более богатой азотной кислотой перерабатываемой кислотной смеси, одновременной со снижением температуры возрастает и массовая доля отработанной серной кислоты.

С подачей в колонну перерабатываемой кислотной смеси с большим содержанием азотной кислоты, одновременно со снижением температуры во всей колонне возрастает массовая доля отработанной серной кислоты и продукционной азотной кислоты. При этом увеличивается содержание оксидов азота в азотной кислоте и количество нитрозы (HNSO_5) в отработанной серной кислоте [44].

Конденсатор - холодильник.

Конденсатор - холодильник, называемый в производственных условиях "конденсатор", предназначен для конденсации паров азотной кислоты и охлаждения нитрозных газов, выходящих из колонны концентрации. Пары кислоты и оксиды азота поступают в конденсатор с температурой $85 + 86^\circ\text{C}$. В конденсаторе пары азотной кислоты, охлаждаясь до $30 + 40^\circ\text{C}$, конденсируются, поглощая при этом часть оксидов азота, и выходят из него в виде концентрированной кислоты.

Глава XV

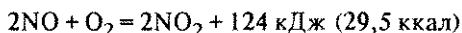
Переработка оксидов азота в разбавленную азотную кислоту.

Регенерация отработанной нитрационной кислотной смеси сопровождается выделением нитрозных газов. Согласно расчету при регенерации 1 т нитратной смеси данного состава выделяется 53,59 кг нитрозных газов, из них - 21,04 кг оксидов азота и 2,53 кг паров азотной кислоты. Практически эта величина бывает значительно больше. Это приводит к значительным потерям азотной кислоты, которые необходимо компенсировать свежей кислотой. Для улова и утилизации оксидов азота и паров азотной кислоты в целях снижения загрязнения окружающей среды отделения концентрации азотной кислоты снабжены абсорбционными установками.

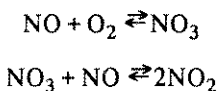
Оксиды азота и пары азотной кислоты, уловленные абсорбционными установками из газовой среды, извлекаются водой и разбавленной азотной кислотой. Оксиды азота окисляются и, смешиваясь с водой, образуют азотную кислоту, а пары азотной кислоты конденсируются. В абсорбционных установках получают азотную кислоту с массовой долей 45 + 50 %, поступающую затем в колонну концентрации. В отходящие газы, выбрасываемых в атмосферу после абсорбции, в соответствии с требованиями промышленной санитарии объемная доля оксидов азота должны быть не более 0,1 %.

Окисление монооксида азота.

Для взаимодействия с водой монооксиды азота окисляют до высших оксидов азота



Реакцию окисления монооксида азота рассматривают как сумму двух молекулярных реакций (ступеней)



При таком двухстадийном механизме предполагается, что первая реакция протекает очень быстро, причем с повышением температуры скорость ее увеличивается. Одновременно - с повышением температуры равновесие смещается влево, в сторону распада NO_3 .

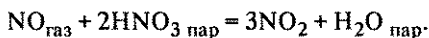
Вторая реакция протекает более медленно. Таким образом, с понижением температуры массовая доля NO_3 увеличивается. Это приводит к ус-

корению второй реакции, которая является определяющей для скорости суммарного процесса. Кроме того, на скорость реакции окисления монооксида азота оказывают влияние пары воды, диоксид азота, соотношение $O_2 : NO$.

В условиях движения газа в абсорберах при получении азотной кислоты, а следовательно, при большом соотношении объема к поверхности эта реакция протекает, в основном, как гомогенная. Поскольку реакционный объем, необходимый для окисления монооксида азота, уменьшается обратно пропорционально росту давления (закон Бойля - Мариотта), то объем аппарата будет обратно пропорционален давлению в третьей степени.

Необходимо отметить, что скорость окисления монооксида азота при пониженных температурах будет увеличиваться. Однако достигнуть полного окисления монооксида азота почти невозможно. Для ускорения этой медленно протекающей реакции необходимо применять пониженные температуры и по возможности создавать высокие массовые доли монооксида азота и кислорода в газе.

Моноксиды азота способны окисляться парами азотной кислоты.



Расчет степени окисления монооксида азота α в зависимости от отношения O_2 к NO , $\gamma = \frac{b}{a}$ и модуля $K_{\%} \cdot a^2 \cdot p^2 \cdot \tau$ можно вести, пользуясь номограммой В.А.Каржавина (рис.120). На оси абсцисс номограммы отло-

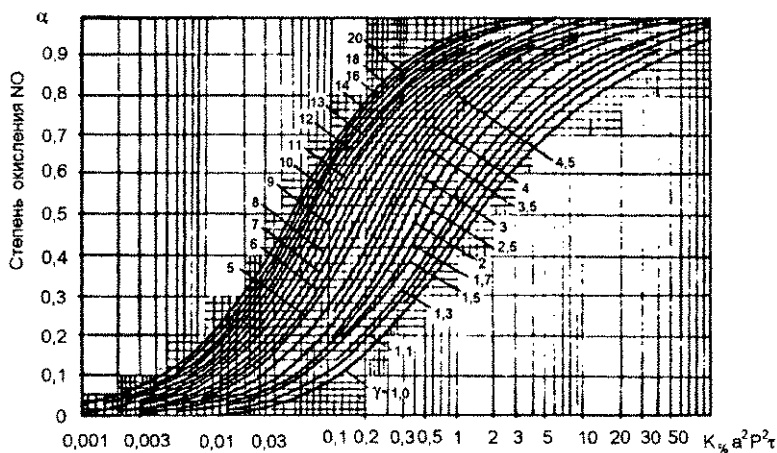


Рис.120. Номограмма В.А. Каржавина для определения α - степени окисления в зависимости от модуля $K_{\%} \cdot a^2 \cdot p^2 \cdot \tau$

значения модуля, на оси ординат - величина α . При этом $K\%$ - константа скорости реакции, соответствующая объемным долям NO и O₂, выраженным в процентах, и времени в секундах, значения которых приведены в приложении 4.

a - половина начального количества NO - в газе, объемная доля, %;

t - время нахождения газа в абсорбере, с (время окисления, с);

b - объемная доля O₂ в газе, %

При оквимолекулярном соотношении монооксида азота и кислорода в газе ($\text{NO} : \text{O}_2 = 2$) $a = b$.

Скорость реакции окисления NO в NO₂ при этом определяется уравнением

$$Z = k \cdot a^2 \cdot b,$$

где k - коэффициент пропорциональности;

a - массовая доля NO в данный момент;

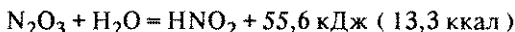
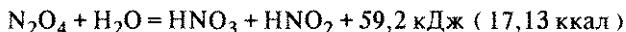
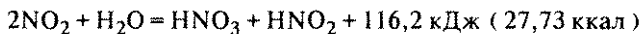
b - массовая доля O₂ в данный момент.

Из этого уравнения видно, что скорость реакции зависит от массовой доли монооксида азота " a^2 " и от массовой доли кислорода " b ".

При увеличении массовой доли кислорода в нитрозных газах путем дополнительного ввода воздуха, максимальная скорость окисления достигается при массовой доле кислорода 6,9 %. Если используется воздух, содержащий 20,8 % O₂ в качестве окислительного агента, массовую долю кислорода в нитрозных газах необходимо поддерживать на уровне 6,9 % во всей системе [29,44].

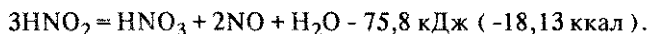
Реакции взаимодействия оксидов азота с водой.

Нитрозные газы подаются в абсорберы, в которых проходит процесс поглощения. В газовой фазе могут присутствовать оксиды различной степени окисления. Все они, за исключением монооксида азота, взаимодействуют с водой.



Процесс поглощения оксидов азота водой связан с растворением в ней диоксида, четырехоксида (тетраоксида) и триоксида азота, с образованием азотной и азотистой кислот. В газовой фазе вследствие взаимосвязи паров с оксидами азота также получают азотную и азотистую кислоты, но в незначительном количестве.

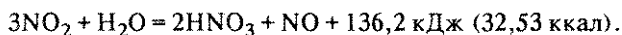
Азотистая кислота, образовавшаяся при поглощении оксидов азота, является малоустойчивым соединением и распадается на монооксид азота и азотную кислоту.



Повышение температуры приводит к быстрому увеличению скорости распада азотистой кислоты, особенно при температуре выше 40°C . В условиях, когда для лучшего поглощения оксидов азота необходимо стремиться к низкой температуре, главную роль в ускорении распада азотистой кислоты играет интенсивное перемешивание и разбрызгивание кислоты в абсорберах, что способствует ускорению выделения монооксида азота из жидкой фазы и окислению его до диоксида. Получение разбавленной азотной кислоты сопровождается следующими процессами:

- диффузии оксидов азота из газовой фазы в жидкую;
- взаимодействия оксидов азота с водой и образования азотной и азотистой кислот;
- разложения азотистой кислоты и возвращение образующегося при этом монооксида азота в газовую фазу.

Основная реакция, определяющая предельную массовую долю получаемой азотной кислоты, выражается уравнением:

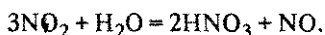


Согласно реакции, степень превращения диоксида азота в азотную кислоту равна $2/3$ степени поглощения NO_2 .

Поглощение диоксида азота водными растворами азотной кислоты происходит полнее при пониженных температурах. Чем меньше массовая доля кислоты, тем больше степень превращения диоксида азота в азотную кислоту.

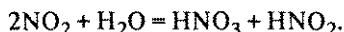
При массовой доле азотной кислоты выше 65 % поглощение диоксида азота почти прекращается. Незначительное количество монооксида азота, находящегося в газовой фазе, задерживает поглощение диоксида азота. Этим и объясняется, что в заводских условиях в абсорберах трудно получить азотную кислоту с массовой долей более 50 %.

При температурах ($30-40^\circ\text{C}$) абсорбции оксидов азота разбавленной азотной кислотой скорость разложения азотистой кислоты не влияет на скорость образования азотной кислоты. Количество выделяющегося монооксида азота соответствует $1/3$ количества поглощаемого диоксида азота по реакции:



Механизм образования разбавленной азотной кислоты из оксидов азота можно представить следующим образом. В пограничном слое газ - жидкость

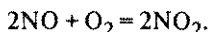
происходит переход NO_2 в жидкую фазу. Скорость этого процесса в условиях абсорбции в абсорберах определяется скоростью перехода NO_2 в раствор. Затем происходит химическая реакция:



По сравнению с процессом диффузии она протекает относительно быстро. В жидкой фазе происходит сравнительно медленное разложение азотистой кислоты



Образующийся монооксид азота частично окисляется в растворе кислородом, большая часть NO взаимодействует с кислородом уже в газовой фазе по гомогенной реакции:



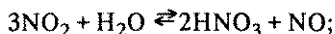
Эта стадия является самой медленной и определяет весь процесс образования азотной кислоты [44]. Степень превращения NO_2 в азотную кислоту и состав газа при равновесии определяются уравнением равновесия при поглощении нитрозных газов водными растворами азотной кислоты, предложенным Д.А.Чернобаевым: [29,45]

$$X + \frac{2}{3k_1 \cdot k^{2/3}} \cdot X^{2/3} + \frac{1}{3k^{1/3}} \cdot X^{1/3} = \frac{1}{3} (c + 3a) p,$$

где $X = x p$ (x - содержание NO в нитрозном газе при равновесии, моль);
 p - абсолютное давление, (ат); (0,098 МПа)

k_1 - константа равновесия реакции полимеризации $2\text{NO}_2 \rightleftharpoons \text{N}_2\text{O}_4$;

k - константа равновесия реакции



c - количество $\text{NO}_2 + \text{N}_2\text{O}_4$ в одном моле газа, поступающего на поглощение;

a - количество NO в одном моле газа, поступающего на поглощение.

Для решения этого уравнения в приложении 5 приведены значения $\frac{1}{3} (c + 3a) p$ при различных значениях X , массовой доли азотной кислоты при температуре 30°C .

Так как технологические расчеты удобно вести не в молях, а в объемных процентах, т.е. в долях моля, увеличенных в 100 раз, в приложении 5 приведены значения $\frac{1}{3} \cdot (c + 3a) \cdot p$ и X , умноженные на 10^2 каждый [29]

тельные системы для поглощения оксидов азота обычно состоят из 6 + 8 абсорберов.

Степень превращения оксидов азота в азотную кислоту.

При поглощении оксидов азота водными растворами азотной кислоты по мере прохождения газа через систему абсорберов массовая доля их постепенно снижается, скорость окисления монооксида азота при этом быстро падает, и для проведения процесса окисления требуется все больше времени. Это стремление к более полному поглощению оксидов азота, приводит к необходимости значительного увеличения объема поглотительной системы. На рис. 121е показана зависимость свободного удельного объема от степени поглощения оксидов азота в азотную кислоту. При степени поглощения выше 96 % удельный объем абсорбционной системы резко увеличивается. Поэтому на практике степень превращения оксидов азота в азотную кислоту ограничивают 95 + 96 %. При указанной выше степени поглощения не обеспечиваются требования промышленной санитарии по содержанию оксидов азота в отходящих газах. Для соблюдения санитарных требований отходящие газы разбавляют атмосферным воздухом, инжестируя его в специально установленных трубах. Для более полной очистки выбросных газов последние проходят санитарную очистку на установках каталитического восстановления оксидов азота аммиаком.

Насадка абсорберов.

Степень окисления NO в NO_2 зависит от величины реакционного объема, а количество поглощаемых оксидов азота - от поверхности соприкосновения газа с жидкостью, орошающей абсорбер.

Поэтому основное требование к насадке - создание максимального свободного объема при сильно развитой поверхности поглощения. Насадка не должна оказывать большого сопротивления движению газа. Вместе с тем она должна обеспечить равномерное распределение жидкости и газа по сечению абсорбера, обладать большой стойкостью к действию кислоты и газа и значительной механической прочностью. В наибольшей степени этим требованиям удовлетворяют керамические и фарфоровые кольца. В приложении б приведены характеристики применяемых в производстве колец.

Плотность орошения.

Для чисто абсорбционного процесса на орошение абсорберов необходимо было бы подавать количество кислоты, обеспечивающее полное смачивание поверхности насадки, дальнейшее увеличение орошения малоэффективно.

Однако, количество орошающей кислоты должно определяться необходимостью отвода всего выделяющегося в абсорберах тепла. Увеличение

интенсивности орошения, главным образом, в первых по ходу газа абсорберах, где образуется наибольшее количество кислоты и выделяется основная часть тепла, может дать большой эффект. Интенсивность (плотность) орошения – это количество кубических метров жидкости, поступающей в течение 1 ч на 1 м² поперечного сечения насадки или абсорбера. Рекомендуется в 1-м и 2-м абсорберах доводить плотность орошения до $10 \div 15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, в остальных абсорберах до $5 \div 7 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ [29,44]

Материальный расчет абсорбционной установки.

Расчетом материального баланса колонны концентрации показано, что при условии соотношений отработанной и слабой азотной кислот как 2:1 можно принять, что из одной тонны отработанной кислоты заданного состава поступает на поглощение нитрозных газов

$$g' = \frac{3 \cdot 53,59}{2} = 80,38 \text{ кг/т.}$$

В производствах нитратов целлюлоз отработанных нитрационных кислотных смесей поступает на регенерацию в пределах $5 \div 7 \text{ т}$ на 1 т смесевых нитроксилинов и $3 \div 3,5 \text{ т}$ на 1 т коллоксилина.

На заводах число одновременно работающих колонн зависит от мощности производства нитратов целлюлоз, т.е. количества поступающих на переработку отработанных нитрационных кислот. Если принять, что на переработку из производства нитратов целлюлозы поступает 20 т/ч отработанных нитрационных кислот принятого состава, тогда общее количество нитрозных газов, поступающих на поглощение, составляет:

$$g' = 20 \cdot 80,38 = 1607,7 \text{ кг/ч состава:}$$

		кг/ч	моль/ч	нм ³ /ч
NO ₂	13,66 · 30	409,8	8,90	199,36
NO	7,38 · 30	221,4	7,38	165,31
N ₂	18,25 · 30	547,5	19,55	437,92
CO	0,43 · 30	12,9	0,46	10,30
CO ₂	1,20 · 30	36,0	0,82	18,37
O ₂	8,60 · 30	258,0	8,06	180,54
HNO ₃	2,53 · 30	75,9	1,20	26,88
H ₂ O	1,54 · 30	46,2	2,57	57,57
Итого:	53,59	1607,7	48,94	1096,25

Принимаем степень поглощения паров азотной кислоты - 100 %, а степень поглощения оксидов азота в соответствии с расчетом - 98 %. По расчету часовая производительность системы поглощения составит, кг/ч:

- за счет паров HNO_3 75,9

- за счет оксидов азота

$$\text{HNO}_3 = (8,9 + 7,38) \cdot 63 \cdot 0,98 = g' = 1005,1$$

Итого: 1081

Расчет необходимого объема подсасываемого воздуха.

При практическом осуществлении процесса окисления важно не достижение максимальной скорости реакции, а проведение ее в минимальном объеме. Наименьший удельный объем поглотительной системы, как уже отмечалось, будет при содержании кислорода в нитрозном газе 5,2 %. Принимаем, что содержание кислорода в газах, покидающих поглотительную систему, не изменяется, а оксиды азота уходят из системы в виде NO.

Образование азотной кислоты с расходом кислорода происходит по реакциям:



Количество NO, уходящего из системы, составит:

$$(199,36 + 165,31) \cdot 0,02 = 7,29 \text{ нм}^3/\text{ч}.$$

Расход кислорода в системе:

по реакции (1):
$$\frac{199,36 \cdot 0,5}{2} = 49,84 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

по реакции (2)
$$\frac{(165,31 - 7,29) \cdot 1,5}{2} = 118,5 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Итого:
$$168,34 \text{ нм}^3/\text{ч}$$

Принимаем $168 \text{ нм}^3/\text{ч}$.

Влаги в нитрозных газах, покидающих поглотительную систему при 30°C и полном насыщении, исходя из парциального давления содержится, (% объемной доли)

$$\frac{31,548 \cdot 100}{76,0} = 4,15 \%,$$

т.е. 31,548 мм рт.ст. - парциальное давление водяного пара (Приложение 1)

В нитрозных газах, уходящих из системы абсорбирования, содержится, $\text{мм}^3/\text{ч}$:

NO	7,29
N ₂	438,92 + 0,79x
CO	10,3
CO ₂	18,37
O ₂	180,54 - 168 + 0,21x

т.е. 0,21 и 0,79 % содержание в воздухе кислорода и азота соответственно.

Объем подсасываемого воздуха "X" $\text{мм}^3/\text{ч}$ находим из условия:

$$\frac{7,29 + 437,92 + 0,79X + 10,30 + 18,37}{100 - (4,15 + 5,2)} = \frac{180,54 - 168 + 0,21X}{5,2}$$

Решая это уравнение, находим:

$$X = \frac{1327,43}{14,93} = 88,9 \text{ мм}^3/\text{ч}$$

Принимаем $X = 89 \text{ мм}^3/\text{ч}$ или $\frac{89 \cdot 28,98}{22,4} = 115 \text{ кг/ч}$.

В том числе:

кислорода

$$89 \cdot 0,21 = 18,69 \text{ мм}^3/\text{ч}$$

или

$$\frac{18,69 \cdot m'}{22,4} = \frac{18,69 \cdot 32}{22,4} = 26,7 \text{ кг/ч}$$

азота

$$89 \cdot 0,79 = 70,3 \text{ мм}^3/\text{ч}$$

или:

$$\frac{70,3 \cdot m''}{22,4} = \frac{70,3 \cdot 28}{22,4} = 87,9 \text{ кг/ч}$$

Определяем количество влаги, поступающей в систему с подсасывающим воздухом.

Поскольку влагосодержание d в летнее время больше, чем зимой, расчет ведем на летний период времени. Принимаем температуру воздуха $t = 20^\circ\text{C}$, относительную влажность $\varphi = 80\%$.

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{89 \cdot 17,391 \cdot 0,8}{760 - 17,391 \cdot 0,8} = 1,65 \text{ мм}^3/\text{ч};$$

или

$$\frac{1,65 \cdot m_1}{22,4} = \frac{1,65 \cdot 18}{22,4} = 1,32 \text{ кг/ч},$$

где 17,391 мм рт.ст. - парциальное давление водяного пара.

Тогда количество и состав газа с учетом подсасываемого воздуха, поступающего в первый абсорбер системы:

	g, кг/ч	g, моль/ч	V, м ³ /ч	V, %
NO ₂	409,80	8,90	199,36	16,79
NO	221,40	7,38	165,31	13,93
N ₂	547,5+87,9=635,40	22,69	508,26	42,81
CO	12,90	0,46	10,30	0,86
CO ₂	36,00	0,82	18,37	1,55
O ₂	258,0+26,7=284,70	8,89	199,14	16,77
HNO ₃	75,90	1,20	26,88	2,27
H ₂ O	46,2+1,32=47,52	2,64	59,58	5,02
Итого:	1723,97	52,98	1187,2	100

Принимаем, что поглотительная система абсорбров работает при температуре 30°C, объем нитрозных газов V, поступающих в первый абсорбер:

$$V = \frac{1187,2 \cdot (T + 30)}{T} = \frac{1187,2 \cdot (273 + 30)}{273} = 1318 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Исходя из этого, определяем размеры абсорбера. Принимаем линейную скорость нитрозных газов в абсорбере $v = 0,2$ м/с. Размеры насадочных колец для абсорбера берем 50 × 50мм. Диаметр абсорбера с учетом удельного свободного объема насадки определяется уравнением:

$$D = \sqrt{\frac{V}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,778 \cdot v}} = \sqrt{\frac{1318}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,778 \cdot 0,2}} = 1,73 \text{ м},$$

принимаем D = 1,8 м,

где 0,778 - удельный объем принятой насадки, беспорядочно насыпанной в абсорбер (Приложение 6.).

Если принять отношение высоты насадки к его диаметру как 6:1, то высота абсорбера h' составит 10,8 м.

Определяем реакционный объем абсорбера V'.

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

Для этого принимаем расстояние от насадки до крышки абсорбера и от решетки до уровня жидкости в нем равным одному метру. Тогда

$$h' = 10,8 \cdot 0,778 + 1 + 1 = 10,4 \text{ м.}$$

Реакционный объем составит

$$V' = 0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 10,4 = 26,45 \text{ м}^3.$$

Принимаем $V' = 27 \text{ м}^3$.

Материальный расчет системы поглощения.

Расчет первого абсорбера.

Окисление NO.

Время прохождения нитрозных газов в абсорбере.

$$\tau = \frac{V' \cdot 3600}{V};$$

$$\tau = \frac{V' \cdot 3600}{V} = \frac{27 \cdot 3600}{1318} = 73,7 \text{ с.}$$

Для расчета степени окисления α определяем:

$$a = \frac{\text{NO}\%}{2} = \frac{13,93}{2} = 6,96 \%;$$

$$b = \text{O}_2 = 16,77 \%;$$

$$\gamma = \frac{b}{a} = \frac{16,77}{6,96} = 2,4$$

$K \% = 0,00428$ (см. Приложение 4)

$$\text{Тогда } K\% \cdot a^2 \cdot \tau = 0,00428 \cdot 6,96^2 \cdot 73,7 = 15,28$$

По графику (рис. 120) при этих значениях γ и $K\% \cdot a^2 \cdot \tau$ степень окисления составит $\alpha_1 = 0,95\%$.

Количество и состав нитрозных газов после окисления, моль/ч

NO ₂	8,90 + 7,38 · 0,95 = h ₁ = 15,9	c ₁ = 32%
NO	7,38 · (1 - 0,95) = 0,369	α ₁ = 0,74 %
O ₂	8,89 - $\frac{7,38 \cdot 0,95}{2}$ = 5,39	
N ₂	22,69	
CO	0,46	
CO ₂	0,82	

HNO ₃	1,20
H ₂ O	2,66
Итого:	49,455

Поглощение NO₂.

Пренебрегая при расчете изменением объема нитрозного газа, степень превращения NO₂ в азотную кислоту определяем уравнением:

$$\beta'_1 = \frac{100x - a'_1}{0,5 c_1},$$

где a'_1 - молярная масса NO в нитрозном газе после окисления, %;

c_1 - молярная масса NO₂ в нитрозном газе после окисления, %.

Степень поглощения (сорбции) азотной кислоты определяется уравнением:

$$\beta = \frac{\beta'_1 \cdot 3}{2}, \%$$

Для определения степени превращения NO₂ в азотную кислоту и состава нитрозного газа находим равновесие смеси при $1000 a'_1 = 0,74 \%$, $100c_1 = 32 \%$; $p = 1$ ат (0,098 МПа).

$$\text{Тогда } K = \frac{1}{3} (c_1 + 3a'_1) = \frac{1}{3} (32 + 3 \cdot 0,74) = 11,4$$

В соответствии с приложением 5 при поглощении 50 %-ной азотной кислотой, температуре 30°C и $K = 11,46$, $100x$ отвечает значению:

$$\begin{aligned} 100x &= 7 - 10,50 \\ 100x &= 8 - 11,715 \\ 100x &= 7 + \frac{11,46 - 10,50}{1,225} = 7,73 \%. \end{aligned}$$

Степень превращения NO₂ в азотную кислоту:

$$\beta'_1 = \frac{100x - a'_1}{0,5 \cdot c_1} = \frac{7,73 - 0,74}{0,5 \cdot 32} = 0,436$$

Степень поглощения составит:

$$\beta_1 = \frac{0,436 \cdot 3}{2} \approx 0,66 \text{ или } 66 \%.$$

Тогда содержание NO₂ и NO в нитрозном газе составит, моль/ч:

$$\text{NO}_2 = 15,9 (1 - 0,66) = 5,40$$

$$NO = 0,369 + \frac{15,9 \cdot 0,66}{3} \approx 3,87$$

Количество паров азотной кислоты и воды (моль/ч) в нитрозных газах, выходящих из 1-го абсорбера, определяем исходя из парциальных давлений над 50 %-ной азотной кислотой при температуре 30°C по уравнению:

$$P_{HNO_3} = \frac{\Sigma(NO_2 + NO + O_2 + N_2 + CO + CO_2) P_{HNO_3}}{760 - P_{общ}}$$

$$P_{HNO_3} = 0,56 \text{ мм рт. ст.}$$

$$P_{H_2O} = 14,4 \text{ мм рт. ст.}$$

$P_{общ} = 15$ - общее давление (Приложение 3.)

$$HNO_3 = \frac{38,63 \cdot 0,56}{760 - 15} = 0,029 ;$$

$$H_2O = \frac{38,63 \cdot 14,4}{760 - 15} = 0,746 .$$

Когда количество и состав нитрозных газов, уходящих во второй абсорбер после поглощения, моль/ч:

NO ₂	5,40	
NO	3,87	- 9,82 %
O ₂	5,39	- 13,68 %
N ₂	22,69	
CO	0,46	
CO ₂	0,82	
HNO ₃	0,029	
H ₂ O	0,746	
Итого:	39,405	

Определяем массовую долю азотной кислоты во 2-ом абсорбере. Для этого составляем материальный баланс в системе. Для получения в системе 50 % HNO₃ из моногидрата расходуется воды $g = 1081$ кг/ч. По реакции образования азотной кислоты из оксидов азота расходуется воды:

$$g_1 = \frac{g \cdot m_1}{m_2 \cdot 2} = \frac{1005 \cdot 18}{63 \cdot 2} = 143,6 \text{ кг/ч} .$$

Поступает воды в 1-й абсорбер с нитрозными газами:

$$g''_{H_2O} = 47,52 \text{ кг/ч} .$$

Следовательно, в систему необходимо подать воды без учета компенсации водяных паров, уносимых выхлопными газами, количество которых выделяется в процессе расчета:

$$G_{H_2O} = g + g_1 - g_{H_2O} = 1081 + 143,6 - 47,52 = 1177,08 \text{ кг/ч}$$

Принимаем $G_{H_2O} = 1177 \text{ кг/ч}$.

В 1-ом абсорбере получается кислоты из оксидов азота:

$$g'_1 = n_1 \cdot \beta'_1 \cdot m_2 = 15,9 \cdot 0,436 \cdot 63 = 436,74 \text{ кг/ч.}$$

На образование этого количества кислоты из оксидов азота расходуется воды:

$$g_2 = \frac{g'_1 \cdot m_1}{m_2 \cdot 2} = \frac{436,74 \cdot 18}{63 \cdot 2} = 62,3 \text{ кг/ч.}$$

Из 2-го абсорбера в 1-ый переходит воды:

$$\begin{aligned} G_1 &= G_{H_2O} + 0,746 \cdot m_1 - (g_1 - g_2) = \\ &= 1177 + 0,746 \cdot 18 - (143,6 - 62,3) = 984,5 \text{ кг/ч.} \end{aligned}$$

В 1-м абсорбере получается азотной кислоты за счет конденсации ее паров:

$$g_k = (1,2 - 0,029) \cdot 63 = 73,77 \text{ кг/ч.}$$

Общее количество получаемой в 1-м абсорбере азотной кислоты:

$$G' = g'_1 + g_k = 436,74 + 73,77 = 510,51 \text{ кг/ч.}$$

Если на установке в соответствии с расчетом получаем 1081 кг/ч азотной кислоты, следовательно, из второго абсорбера переходит в первый

$$g''_2 = G - G' = 1081 - 510,51 = 570,49 \text{ кг/ч.}$$

Тогда массовая доля азотной кислоты во втором абсорбере составит:

$$\frac{g''_2 \cdot 100}{g''_2 + G_1} = \frac{570,49 \cdot 100}{570,49 + 984,5} = 36,7 \text{ \%}.$$

Принимаем 37 %.

Материальный расчет 2-го абсорбера.

Окисление NO.

Аналогичен расчету первого абсорбера

$$a = \frac{NO \text{ \%}}{2} = \frac{9,82}{2} = 4,91 \text{ \%};$$

$$b = O_2 = 13,68 \text{ \%};$$

$$\gamma = \frac{b}{a} = \frac{13,68}{4,91} = 2,78$$

$$\tau = \frac{V \cdot 3600 T}{39,405 \cdot 22,4 \cdot (T + 30)} = \frac{27 \cdot 3600 \cdot 273}{39,405 \cdot 22,4 \cdot (273 + 30)} = 99,2 \text{ с.}$$

$$K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau = 0,00428 \cdot 4,91^2 \cdot 99 = 10,2$$

Принимаем $\tau = 99$ с.

По графику (рис. 120) при этих значениях γ и $K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau$ степень окисления NO $\alpha_2 = 0,94$.

Количество и состав нитрозных газов после окисления, моль/ч:

NO_2	$5,40 + 3,87 \cdot 0,94 - n_2 = 9,04$	$c_2 = 24 \%$
NO	$3,87 \cdot (1 - 0,94) = 0,23$	$a'_2 = 0,6 \%$
O_2	$5,39 \cdot \frac{3,87 \cdot 0,94}{2} = 3,57$	
N_2	22,69	
CO	0,46	
CO_2	0,82	
HNO_3	0,029	
H_2O	0,746	
Итого:	37,585	

Поглощение NO_2 .

Имеем $100a'_2 = 0,6 \%$

$100 c_2 = 24 \%$

$p = 1$ ат (0,098 МПа)

Равновесие смеси составит:

$$K = \frac{1}{3} \cdot (24 + 3 \cdot 0,6) = 8,6$$

Согласно расчету массовая доля азотной кислоты во втором абсорбере равна 37 %.

Интерполируя данные приложения 5 для 37 % азотной кислоты, определяем, что указанному значению отвечает величина 100х.

при 100х = 7 К = 8

при 100х = 8 К = 9,054

$$\text{Следовательно, } 100х = 7 + \frac{8,6 - 8,0}{1,054} = 7,57$$

Тогда степень превращения NO_2 в азотную кислоту:

$$\beta'_2 = \frac{7,57 - 0,60}{0,5 \cdot 24} = 0,58.$$

Степень поглощения:

$$\beta_2 = \frac{\beta'_2 \cdot 3}{2} = \frac{0,58 \cdot 3}{2} = 0,87 \text{ или } (87\%)$$

После поглощения количество NO_2 и NO в нитрозном газе:

$$\text{NO}_2 = 9,04 \cdot (1 - 0,87) = 1,17 \text{ моль/ч}$$

$$\text{NO} = 0,23 + \frac{9,04 \cdot 0,87}{3} = 2,85 \text{ моль/ч}$$

Во 2-ом абсорбере вследствие малой упругости паров азотной кислоты, последние в нем полностью поглощаются. Содержание паров воды в газах, уходящих из 2-го абсорбера, определяем исходя из парциального давления их над HNO_3 с массовой долей 37 % и при температуре 30°C .

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{31,56 \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}{760 - p_{\text{общ}}} = \frac{31,56 \cdot 20,82}{760 - 20,96} = 0,89 \text{ моль/ч}$$

где $p_{\text{H}_2\text{O}} = 20,82 \text{ мм рт.ст.}$ - парциальное паров воды,

$p_{\text{общ.}} = 20,96 \text{ мм рт.ст.}$ - общее давление паров (Приложение 3)

Тогда количество и состав нитрозных газов, уходящих в 3-ий абсорбер, моль/ч:

NO_2	1,17	
NO	2,85	8,87 %
O_2	3,57	11 %
N_2	22,69	
CO	0,46	
CO_2	0,82	
H_2O	0,89	
Итого:	32,45	

Определяем массовую долю азотной кислоты в 3-ем абсорбере. Во 2-ом абсорбере получается азотной кислоты:

за счет оксидов азота

$$g'_2 = n_2 \cdot \beta'_2 \cdot m_2 = 9,04 \cdot 0,58 \cdot 63 = 330 \text{ кг/ч}$$

за счет конденсации паров азотной кислоты

$$g'_k = 0,29 \cdot 63 = 1,83 \text{ кг/ч}$$

Общее количество получаемой во 2-ом абсорбере азотной кислоты

$$G' = g'_2 + g'_k = 330 + 1,83 = 331,83 \text{ кг/ч}$$

Из 3-го абсорбера во 2-ой переходит азотной кислоты

$$g_3'' = g_2'' - G_2 = 570,49 - 331,83 = 238,66 \text{ кг/ч}$$

Принимаем $g_3'' = 239$.

Во 2-ом абсорбере на образование азотной кислоты расходуется воды

$$g_3 = \frac{g'_2 \cdot m_1}{m_2 \cdot 2} = \frac{330 \cdot 18}{63 \cdot 2} = 47 \text{ кг/ч}$$

Из 3-го абсорбера во 2-ой переходит воды:

$$\begin{aligned} G_2 &= G_{H_2O} + 0,89 \cdot m_1 - (g_1 - g_2 - g_3) = \\ &= 1177 + 0,89 \cdot 18 - (143,6 - 62,3 - 47) = 942 \text{ кг/ч} \end{aligned}$$

Массовая доля азотной кислоты в 3-м абсорбере:

$$\frac{239 \cdot 100}{239 + 942} = 19,89 \%$$

Принимаем 20 %

Расчет 3-го абсорбера

Окисление NO.

Аналогично с предыдущим расчетом имеем:

$$a = \frac{NO \%}{2} = \frac{8,78}{2} = 4,39 \%$$

$$b = O_2 = 11 \%$$

$$\gamma = \frac{b}{a} = \frac{11}{4,39} = 2,5$$

$$\tau = \frac{27 \cdot 3600 \cdot 273}{32,45 \cdot 22,4 \cdot 303} = 120 \text{ с.}$$

$$K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau = 0,00428 \cdot 4,39^2 \cdot 120 = 9,9$$

По графику (рис. 120) при этих значениях γ и $K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau$ степень окисления NO $\alpha_3 = 0,91$.

Количество и состав нитрозных газов после окисления, моль/ч:

NO ₂	$1,170 + 2,85 \cdot 0,91 = n_3 = 3,760$	$c_3 = 12 \%$
NO	$2,85 \cdot (1 - 0,91) = 0,257$	$a'_3 = 0,82 \%$
O ₂	$3,57 - \frac{2,85 \cdot 0,91}{2} = 2,27$	
N ₂	22,69	
CO	0,46	
CO ₂	0,82	
H ₂ O	0,89	
Итого:	31,2	

Поглощение NO_2 .

Имеем $100a'_3 = 0,82 \%$

$100c_3 = 12 \%$

$p = 1 \text{ ат (0,098 МПа)}$

Равновесие смеси составит:

$$K = \frac{1}{3} \cdot (12 + 3 \cdot 0,82) = 4,82$$

При поглощении HNO_3 с массовой долей 20 % кислотой при температуре 30°C и $K = 4,82$ (в соответствии с приложением 5) $100x$ отвечает следующему значению:

$$100x = 4 + \frac{4,82 - 4,172}{1,014} \approx 4,64$$

Степень превращения NO_2 в азотную кислоту:

$$\beta'_3 = \frac{4,64 - 0,82}{0,5 \cdot 12} = 0,636.$$

Степень поглощения составит:

$$\beta_3 = \frac{0,636 \cdot 3}{2} = 0,96 \text{ или } (96\%)$$

Тогда после поглощения содержание NO_2 и NO в нитрозном газе:

$$\text{NO}_2 = p_3 \cdot (1 - \beta_3) = 3,76 \cdot (1 - 0,96) = 0,15 \text{ моль/ч}$$

$$\text{NO} = 0,257 + \frac{3,76 \cdot 0,96}{3} = 1,46 \text{ моль/ч}$$

Количество паров воды в нитрозных газах исходя из парциального давления их над HNO_3 с массовой долей 20 % и температуре 30°C ,

$$p_{\text{H}_2\text{O}} = 27,6; p_{\text{общ}} = 27,6 \text{ (Приложение 3)}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{27,9 \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}}{760 - p_{\text{общ.}}} = \frac{27,9 \cdot 27,6}{760 - 27,6} = 1,05$$

Количество и состав нитрозных газов, уходящих в четвертый абсорбер после поглощения, моль/ч

NO_2	0,15	
NO	1,46	5,04 %
O_2	2,27	7,84 %
N_2	22,69	
CO	0,46	

CO ₂	0,82
H ₂ O	1,05
Итого:	28,95

Определение массовой доли азотной кислоты в четвертом абсорбере.

В 3-м абсорбере получается азотной кислоты из оксидов азота

$$g'_3 = n_3 \cdot \beta'_3 \cdot 63 = 3,76 \cdot 0,636 \cdot 63 = 150 \text{ кг/ч}$$

Переходит кислоты из 4-го абсорбера в 3-й

$$g''_4 = g''_3 - g'_3 = 238,66 - 150 = 88,66 \text{ кг/ч}$$

В 3-ем абсорбере на образование азотной кислоты расходуется воды:

$$g_4 = \frac{g'_3 \cdot m_1}{m_2 \cdot 2} = \frac{150 \cdot 18}{63 \cdot 2} = 21,4 \text{ кг/ч}$$

Из 4-го абсорбера переходит воды в 3-й :

$$G_3 = G_{H_2O} + 1,05 \cdot m_1 - (g_1 - g_2 - g_3 - g_4) = \\ 1174 + 1,05 \cdot 18 - (143,6 - 62,3 - 47 - 21,4) = 920 \text{ кг/ч}$$

Массовая доля азотной кислоты в 4-ом абсорбере

$$\frac{g''_4 \cdot 100}{g''_4 + g'_4} = \frac{88,66 \cdot 100}{88,66 + 920} = 8,78 \%$$

Принимаем 9 %.

Материальный расчет 4-го абсорбера.

Окисление NO.

Аналогично с предыдущим расчетом имеем:

$$a = \frac{NO \%}{2} = \frac{5,04}{2} = 2,52 \%;$$

$$b = O_2 = 7,84 \%;$$

$$\gamma = \frac{b}{a} = \frac{7,84}{2,52} = 3,11$$

$$\tau = \frac{27 \cdot 3600 \cdot 273}{28,95 \cdot 22,4 \cdot 303} = 135 \text{ с.}$$

$$K \% \cdot a^2 \cdot \tau = 0,00428 \cdot 2,52^2 \cdot 135 = 3,67$$

По графику (рис. 120) этим значениям γ и $K\% \cdot a^2 \cdot \tau$ соответствует степень окисления NO $\alpha_4 = 0,89$.

Количество и состав нитрозных газов после окисления, моль/ч

NO ₂	$0,15 + 1,46 \cdot 0,89 = n_4 = 1,45$	$c_4 = 5,2\%$
NO	$1,46 \cdot (1 - 0,89) = 0,16$	$a_4 = 0,56\%$
O ₂	$2,27 - \frac{1,46 \cdot 0,89}{2} = 1,62$	
N ₂	22,69	
CO	0,46	
CO ₂	0,82	
H ₂ O	1,05	
Итого:	28,25	

Поглощение NO₂.

Имеем $100a'_4 = 0,56\%$

$100c_4 = 5,2\%$

$p = 1$ ат (0,098 МПа)

Равновесие смеси составит:

$$K = \frac{1}{3} \cdot (c_4 + 3a_4) = \frac{1}{3} \cdot (5,2 + 3 \cdot 0,56) = 2,29$$

Массовая доля азотной кислоты в соответствии с расчетом в 4-ом абсорбере 9%. Руководствуясь приложением 5, интерполируя для 9% азотной кислоты находим, что указанному значению $K = 2,29$ отвечает величина 100х:

при 100х = 2; $K = 2,049$

при 100х = 3; $K = 3,056$

Следовательно,

$$100х = 2 + \frac{2,29 - 2,049}{1,007} = 2,24$$

Степень превращения NO₂ в азотную кислоту:

$$\beta'_4 = \frac{100х - NO\%}{0,5 \cdot NO_2\%} = \frac{2,24 - 0,56}{0,5 \cdot 5,2} = 0,65.$$

Степень поглощения составит:

$$\beta_4 = \frac{\beta'_4 \cdot 3}{2} = \frac{0,65 \cdot 3}{2} = 0,97 \text{ или } (97\%)$$

Количество и состав нитрозных газов, уходящих в 5-й абсорбер после поглощения, моль/ч:

$$\text{NO}_2 = n_4 \cdot (1 - \beta_4) = 1,45 \cdot (1 - 0,97) = 0,0435$$

$$\text{NO} = 0,161 + \frac{1,45 \cdot 0,97}{3} = 0,631$$

Содержание паров воды в нитрозных газах, уходящих в 4-й абсорбер, определено из парциального давления их над водой при 30°C,

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{26,3 \cdot 31,548}{760 - 31,548} = 1,14,$$

где 31,548 - парциальное давление водяного пара.

Количество и состав нитрозных газов, уходящих в 5-й абсорбер после поглощения, моль/ч:

NO_2	0,0435	
NO	0,631	2,3 %
O_2	1,62	5,9 %
N_2	22,69	
CO	0,46	
CO_2	0,82	
H_2O	1,14	
Итого:	27,4	

Определяем массовую долю азотной кислоты в 5-ом абсорбере.

В 4-м абсорбере получается азотной кислоты из оксидов азота:

$$g'_4 = n_4 \cdot \beta'_4 \cdot m_2 = 1,45 \cdot 0,65 \cdot 63 = 59 \text{ кг/ч}$$

Из пятого абсорбера в 4-ый переходит кислоты:

$$g''_5 = g''_4 - g'_4 = 88,66 - 59 = 29,66 \text{ кг/ч}$$

В 4-м абсорбере на образование азотной кислоты расходуется воды:

$$g_5 = \frac{g'_4 \cdot m_1}{m_2 \cdot 2} = \frac{59 \cdot 18}{63 \cdot 2} \approx 8,4 \text{ кг/ч}$$

Из 5-го абсорбера переходит воды в 4-й абсорбер:

$$G_4 = G_{\text{H}_2\text{O}} + 1,14 \cdot 18 - (g_1 - g_2 - g_3 - g_4 - g_5) = \\ 1177 + 20,5 - (143,6 - 62,3 - 47 - 21,4 - 8,4) = 914 \text{ кг/ч}$$

Массовая доля азотной кислоты в 5-м абсорбере

$$\frac{29,66 \cdot 100}{29,66 + 914} = 3 \%$$

Материальный расчет 5-го абсорбера.

Окисление NO.

Аналогично с предыдущим расчетом имеем:

$$a = \frac{\text{NO} \%}{2} = \frac{2,3}{2} = 1,15 \%$$

$$b = \text{O}_2 = 5,9 \%$$

$$\gamma = \frac{b}{a} = \frac{5,9}{1,15} = 5,13$$

$$\tau = \frac{27 \cdot 3600 \cdot 273}{27,4 \cdot 22,4 \cdot 303} = 143 \text{ с.}$$

$$K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau = 0,00428 \cdot 1,15^2 \cdot 143 = 0,739$$

По графику (рис. 120) этим значениям γ и $K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau$ соответствует степень окисления NO $\alpha_5 = 0,75$.

Количество и состав газов после окисления, моль/ч

NO ₂	0,0435 + 0,631 · 0,75 = n ₅ = 0,517	c ₅ = 1,9 %
NO	0,631 · (1 - 0,75) = 0,158	a' ₅ = 0,58 %
O ₂	1,62 - $\frac{0,631 \cdot 0,75}{2}$ = 1,38	
N ₂	22,69	
CO	0,46	
CO ₂	0,82	
H ₂ O	1,14	
Итого:	27,2	

Поглощение NO₂.

Имеем 100a'₅ = 0,58 %

100 c₅ = 1,9 %

p = 1 ат (0,098 МПа)

Значение равновесия смеси составит:

$$K = \frac{1}{3} \cdot (1,9 + 3 \cdot 0,58) = 1,21$$

Массовая доля азотной кислоты 3 %.

В соответствии с данными в приложении 5 экстраполируя для 3 % азотной кислоты, находим, что указанному значению $K = 1,21$ отвечает величина $100x$:

при $100x = 1$; $K = 1,011$

при $100x = 2$; $K = 2,013$

Следовательно:

$$100x = 1 + \frac{1,21 - 1,011}{1,002} = 1,2$$

Степень превращения NO_2 в азотную кислоту:

$$\beta'_5 = \frac{100x - \text{NO}\%}{0,5 \cdot \text{NO}_2\%} = \frac{1,2 - 0,58}{0,5 \cdot 1,9} = 0,653.$$

Степень поглощения составит:

$$\beta_5 = \frac{0,653 \cdot 3}{2} = 0,98 \text{ или } (98\%)$$

Определяем количество и состав нитрозных газов, уходящих в 6-й абсорбер после поглощения, моль/ч:

$$\text{NO}_2 = n_5 \cdot (1 - \beta_5) = 0,517 \cdot (1 - 0,98) = 0,0103$$

$$\text{NO} = 0,158 + \frac{0,517 \cdot 0,98}{3} = 0,327$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{25,7 \cdot 31,548}{760 - 31,548} = 1,11$$

Тогда, моль/ч

NO_2	0,0103	
NO	0,327	1,22 %
O_2	1,38	5,15 %
N_2	22,69	
CO	0,46	
CO_2	0,82	
H_2O	1,11	

Итого: 26,8

Определяем массовую долю азотной кислоты в 6-м абсорбере.

В 5-м абсорбере получается азотной кислоты из оксидов азота

$$g'_5 = n_5 \cdot \beta'_5 \cdot m_2 = 0,517 \cdot 0,653 \cdot 63 = 21 \text{ кг/ч}$$

Кислота из 6-го абсорбера переходит в 5-ый :

$$g'_6 = g''_5 - g'_5 = 22,66 - 21 = 8,66 \text{ кг/ч}$$

В 5-м абсорбере на образование азотной кислоты расходуется воды:

$$g_6 = \frac{g'_5 \cdot m_1}{m_2 \cdot 2} = \frac{21 \cdot 18}{63 \cdot 2} = 3 \text{ кг/ч}$$

Из 6-го абсорбера переходит воды в 5-й:

$$G_5 = G_{H_2O} + 1,11 \cdot 18 - (g_1 + g_2 + g_3 + g_4 + g_5 + g_6) = \\ 11,77 + 19,98 - (143,6 - 62,3 - 47 - 21,4 - 8,4 - 3) = 910 \text{ кг/ч}$$

Массовая доля азотной кислоты в 6-м абсорбере

$$\frac{g'_6 \cdot 100}{g'_6 + G_5} = \frac{8,66 \cdot 100}{8,66 + 910} = 0,94 \%$$

Материальный расчет 6-го абсорбера.

Окисление NO.

Аналогично с предыдущим расчетом имеем:

$$a = \frac{NO \%}{2} = \frac{1,22}{2} = 0,61 \%$$

$$b = O_2 = 5,15 \%$$

$$\gamma = \frac{b}{a} = \frac{5,15}{0,61} = 0,84$$

$$\tau = \frac{27 \cdot 3600 \cdot 273}{26,8 \cdot 22,4 \cdot 303} = 146 \text{ с.}$$

$$K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau = 0,00428 \cdot 0,81^2 \cdot 146 = 0,232$$

По графику (рис. 120) этим значениям γ и $K_{\%} \cdot a^2 \cdot \tau$ соответствует степень окисления $NO \alpha_6 = 0,63$.

Количество и состав газов после окисления, моль/ч

NO_2	$0,0103 + 0,327 \cdot 0,63 = n_6 = 0,216;$	
NO	$0,327 \cdot (1 - 0,63) = 0,12$	$a'_6 = 0,45$
	%	
O_2	$1,38 - \frac{0,327 \cdot 0,63}{2} = 1,277$	
N_2	22,69	
CO	0,46	
CO_2	0,82	
H_2O		

1,11

Итого:

26,693

*Поглощение NO₂.*Имеем $100a'_6 = 0,45 \%$ $100c_6 = 0,8 \%$ $p = 1 \text{ ат (0,098 МПа)}$

Значение равновесия смеси составит:

$$K = \frac{1}{3} \cdot (0,8 + 3 \cdot 0,45) = 0,72$$

Массовая доля азотной кислоты в соответствии с расчетом 0,94 %.

В соответствии с данными в приложении 5 и экстраполируя для 0,94 % азотной кислоты, находим, что указанному значению $K = 0,72$ отвечает величина $100x$:

при $100x = 0,5$; $K = 0,503$ при $100x = 1$; $K = 1,006$

Следовательно

$$100x = 0,5 + \frac{0,720 - 0,503}{(1,006 - 0,503) \cdot 2} = 0,71$$

Степень превращения NO₂ в азотную кислоту:

$$\beta'_6 = \frac{100x - \text{NO}\%}{0,5 \cdot \text{NO}_2\%} = \frac{0,71 - 0,45}{0,5 \cdot 0,8} = 0,65.$$

Степень поглощения составит:

$$\beta_6 = \frac{0,65 \cdot 3}{2} = 0,98$$

Определяем количество и состав нитрозных газов, уходящих из системы абсорберов.

$$\text{NO}_2 \quad 0,216 \cdot (1 - 0,98) = 0,0043 \text{ моль/ч}$$

$$\text{NO} \quad 0,12 + \frac{0,216 \cdot 0,98}{3} = 0,193 \text{ моль/ч}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{25,444 \cdot 31,548}{760 - 31,548} = 1,10 \text{ моль/ч}$$

Тогда состав нитрозных газов, уходящих из системы абсорберов, составит:

	моль/ч	г, кг/ч	V, %
NO ₂	0,0043	0,197	0,0162
NO	0,1930	5,790	0,7270
O ₂	1,2770	40,863	4,8100
N ₂	22,6900	635,320	85,4810
CO	0,4600	12,880	1,7330
CO ₂	0,8200	36,080	3,0890
H ₂ O	1,1000	19,800	4,1440
Итого:	26,544	750,93	100

В объеме $V^0_n = 26,544 \cdot 22,4 = 594,58 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Принимаем $V^0_n = 600 \text{ м}^3/\text{ч}$.

В 6-м абсорбере из оксидов азота получается азотной кислоты:

$$g'_6 = 0,216 \cdot 0,65 \cdot 63 = 8,8 \text{ кг/ч}$$

Результаты расчета приведены в табл. 63. Определяем реакционный объем абсорбированной системы. Выход азотной кислоты из оксидов азота в абсорбированной системе составит:

$$G = g' \cdot \tau = 1005,54 \cdot 24 = 24133 \text{ кг/сут или } 24,133 \text{ т/сут}$$

Общий реакционный объем системы, состоящей из шести абсорберов:

$$\Sigma \cdot V = V' \cdot 6 = 27 \cdot 6 = 162 \text{ м}^3$$

Реакционный объем системы азотной кислоты с массовой долей 100 % составляет:

$$V_{\text{уд}} = \frac{\Sigma \cdot V}{G} = \frac{162}{24,133} = 6,7 (\text{м}^3 \cdot \text{т/сут})$$

Аппаратура абсорбционной системы.

Насадочные абсорберы.

Насадочные абсорберы представляют собой колонны, загруженные насадкой. Соприкосновение газа с жидкостью происходит в основном на смоченной поверхности насадки, по которой стекает орошающая жидкость.

Развитая площадь поверхности абсорбера способствует более тесному соприкосновению нитрозных газов и орошающей жидкости, которая

№ аб-сорбера	Выход HNO_3 в моногидрате, кг/ч			Расход воды, кг/ч		Всего	Массовая доля кислоты, %	Степень окисления, α	Степень превращения β_1	Степень поглощения, β_1
	по реакции образования	конденсации	всего	по реакции образования	на разбавление					
1	$g_1-436,74$	$g_k-73,77$	$G'-510,51$	$g_2-62,30$		62,30	50,00	$\alpha_1-0,95$	$\beta_1'-0,436$	$\beta_1-0,66$
2	$g_2-330,00$	$g_k-1,83$	$G-331,83$	$g_3-47,00$		47,00	37,00	$\alpha_2-0,94$	$\beta_2'-0,580$	$\beta_2-0,87$
3	$g_3-150,00$	-	150,00	$g_4-21,40$		21,40	20,00	$\alpha_3-0,91$	$\beta_3'-0,636$	$\beta_3-0,96$
4	$g_4-59,00$	-	59,00	$g_5-8,40$		8,40	9,00	$\alpha_4-0,89$	$\beta_4'-0,650$	$\beta_4-0,97$
5	$g_5'-21,00$	-	21,00	$g_6-3,00$		3,00	3,00	$\alpha_5-0,75$	$\beta_5'-0,653$	$\beta_5-0,98$
6	$g_6-8,80$	-	8,80	$g-1,25$	1081,1	1082,35	0,94	$\alpha_6 0,63$	$\beta_6'-0,650$	$\beta_6-0,98$
Итого	$g'=1005,54$	75,6	1081,1	143,35		1224,45				

создается путем заполнения абсорбционной башни насадкой. Процесс образования азотной кислоты протекает в абсорберах через ряд стадий, связанных с окислением монооксида в газовой фазе и растворением в орошающей жидкости диоксида азота.

Степень окисления NO в NO_2 зависит от величины свободного объема, а количество поглощаемых оксидов от поверхности соприкосновения нитрозных газов с жидкостью, орошающей абсорбер.

Насадка должна обеспечивать равномерное распределение орошающей жидкости и газа по сечению абсорбера.

Поверхность насадки в единице объема аппарата может быть довольно большой, и поэтому в сравнительно небольших объемах можно создать значительные поверхности массопередачи. Однако в ряде случаев активная поверхность контакта меньше геометрической поверхности. Течение жидкости по насадке носит в основном пленочный характер, вследствие чего насадочные абсорберы можно рассматривать как разновидность пленочных.

При перетекании жидкости с одного элемента на другой пленка жидкости разрушается, и на нижележащем элементе образуется новая пленка. Некоторая часть жидкости при этом проваливается в виде капель через расположенные ниже слои насадки.

Насадочный абсорбер состоит из колонны, в которой для поддержания насадки смонтирована колосниковая решетка.

На решетке укладываются правильными рядами в шахматном порядке $2 + 3$ ряда крупных колец (диаметром $100 \div 80$ мм), на эти кольца - несколько рядов более мелких колец (диаметром $80 \div 50$ мм). После этого послойно засыпается основная масса колец, чередуя кольца разных диаметров. Слой колец мелких размеров ($25 \times 25 \times 3$) более равномерно распределяет нитрозные газы по сечению абсорбера, их укладывают слоем небольшой толщины.

В зависимости от конструктивных особенностей того или иного абсорбера насадку укладывают не сплошным слоем по высоте, а несколькими слоями с установкой между ними перераспределителей для орошающей жидкости. В абсорберах больших диаметров растекание жидкости к стенкам незначительное.

В этом случае необходимость в перераспределителе жидкости может быть только при большой высоте абсорбера и засыпке насадки навалом. Перераспределители устанавливают с учетом отношения расстояния между ними к диаметру абсорбера не более как $2,5 + 3$ для колец Рашига.

В абсорберах с малым диаметром, в которых растекание жидкости к стенкам выражено более сильно, чем в абсорберах большого диаметра целесообразно устанавливать перераспределительные устройства жидкости.

$$q_2 = G_n c_n (t_k - t_{cm}) = 4725 \cdot 0,4 (100 - 40) = 113400 \text{ (ккал)}.$$

Для пироксилина №2

$$q'_2 = 4725 \cdot 0,4 \cdot (100 - 34) = 124740 \text{ (ккал)}.$$

Подогрев чана.

Для пироксилина №1

$$q_3 = G_{ст} \cdot c_{ст} \cdot (t_k - t_{cm}) = 4800 \cdot 0,12 (100 - 40) = 34560 \text{ (ккал)}$$

Для пироксилина №2

$$q'_3 = 4800 \cdot 0,12 (100 - 34) = 38016 \text{ (ккал)}$$

Подогрев теплоизоляции

Принимаем $t_{ст} = 100^\circ\text{C}$ (температура внутренней стенки чана). Наружная температура деревянной изоляции определяется условиями охраны труда, и ее принимают $30-50^\circ\text{C}$. Принимаем $t_{из} = 40^\circ\text{C}$.

$$\text{Средняя температура изоляции } t_{cp} = \frac{100 + 40}{2} = 70^\circ\text{C}.$$

Подставляя цифровые значения, получаем:
для пироксилина №1

$$q_4 = G_{дер} \cdot c_{дер} (t_{cp} - t_{cm}) = 3600 \cdot 0,65 (70 - 40) = 70200 \text{ (ккал)}$$

для пироксилина №2

$$q'_4 = 3600 \cdot 0,65 (70 - 34) = 79560 \text{ (ккал)}$$

Общее количество тепла для первого подогрева:
для пироксилина №1

$$q_{под} = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 = 2100000 + 113400 + 34560 + 70200 = 2318160 \text{ (ккал)};$$

для пироксилина №2

$$q'_{под} = q'_1 + q'_2 + q'_3 + q'_4 = 2310000 + 124740 + 38016 + 79560 = 2552310 \text{ (ккал)}.$$

Определяем количество тепла, необходимого для второго подогрева, согласно технологическому обороту чана (см. табл.38) После слива кислых вод пироксилин промывается горячей водой с температурой 90°C . Учитывая это, принимаем температуру смешения, равную температуре промывных вод для пироксилина №1 и №2.

Для подогрева воды:

$$q_1 = V_{общ} \cdot (t_k - t_{cm}) = 35000 (100 - 90) = 350000 \text{ (ккал)}.$$

Для подогрева пироксилина:

Газ и вода в абсорбере движутся противотоком, газ поступает вниз абсорбера, а вода подается на верхнюю тарелку абсорбера, с нижней части абсорбера отводится кислота с массовой долей $60 + 65\%$ при давлении 7 ат (0,68 мПа). В производствах нитратов целлюлоз эксплуатируются абсорбционные установки с насадочными абсорбентами.

Поэтому в данной работе технологическая схема с применением тарельчатых абсорберов не рассматривается. На рис. 122 показан абсорбер большого диаметра. Для поддержания насадки в абсорбере смонтирована колосниковая решетка 1. На решетке укладывается правильными рядами в шахматном порядке 2 + 3 ряда крупных колец 2 (диаметром 100×80 мм), на эти кольца - несколько рядов более мелких колец (диаметром $80 + 50$ мм). После этого послойно засыпается основная масса колец, чередуя кольца разных диаметров. Верхний небольшой слой, для более равномерного

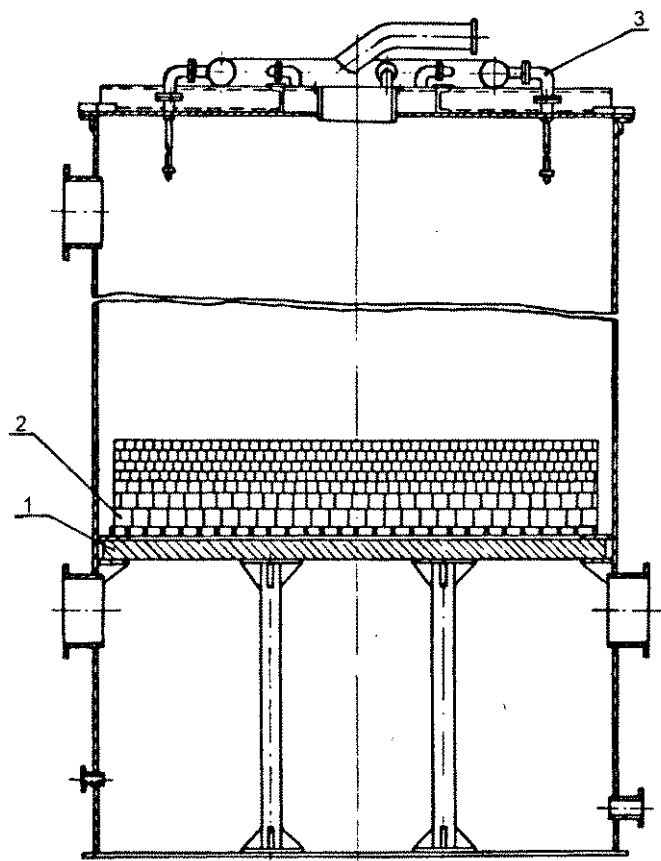


Рис. 122. Абсорбер.

распределения отходящих газов и орошающей жидкости, засыпается кольцами мелкого размера ($25 \times 25 \times 3$ мм). Для орошения насадки в верхней части смонтировано распределительное устройство жидкости 3. Наибольшая эффективность насадочных абсорберов достигается при равномерном распределении жидкости по поперечному сечению абсорбера, при этом эта равномерность должна сохраняться во всех поперечных сечениях по высоте аппарата. При течении жидкости по насадке она не сохраняет первоначального распределения. Однако для достижения хорошего распределения жидкости по всей высоте насадки орошение следует подавать на нее равномерно. Для равномерной орошающей жидкости применяют различные распределительные устройства: распределительные плиты, форсунки, желоба, брызгалки, представляющие собой цилиндрические стаканы или чаши полушаровой формы с отверстиями небольшого диаметра ($3 + 15$ мм) и др.

На рис. 123 показано одно из многих распределительных устройств. Оно состоит из коллектора 1 на котором расположено 18 форсунок 2, обеспечивающих равномерное орошение насадки. Форсунка состоит из корпуса-стакана, в который вставляется винтовой вкладыш 3, жидкость в форсунке подается под избыточным давлением $0,25 + 0,3$ МПа. Распыление жидкости

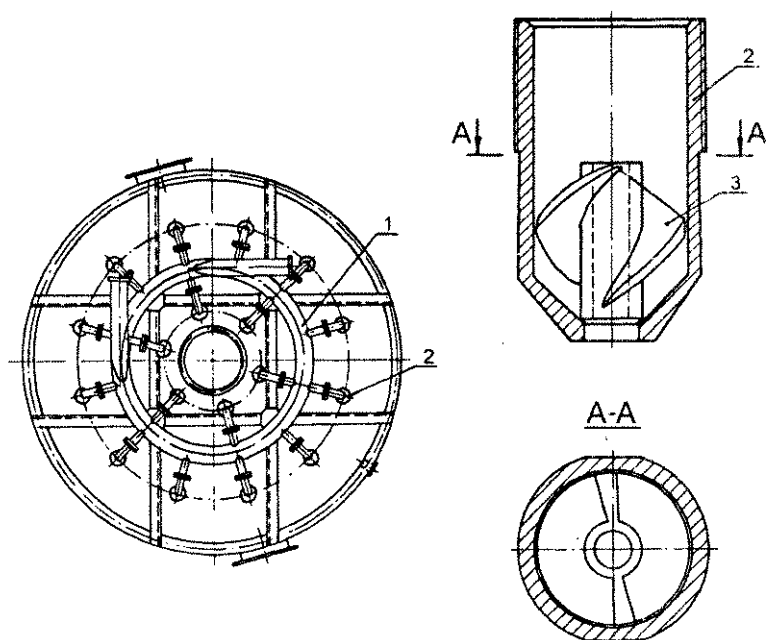


Рис. 123. Распределительное устройство орошающей кислоты.

исходят под действием центробежной силы, развитой при вращении жидкости движением по каналам винтового вкладыша.

На рис. 124 показан абсорбер, диаметр которого соответствует расчетному. В отличие от ранее описанной в данном абсорбере насадка уложена сплошным слоем, а в два слоя с распределителем жидкости 1 между ними.

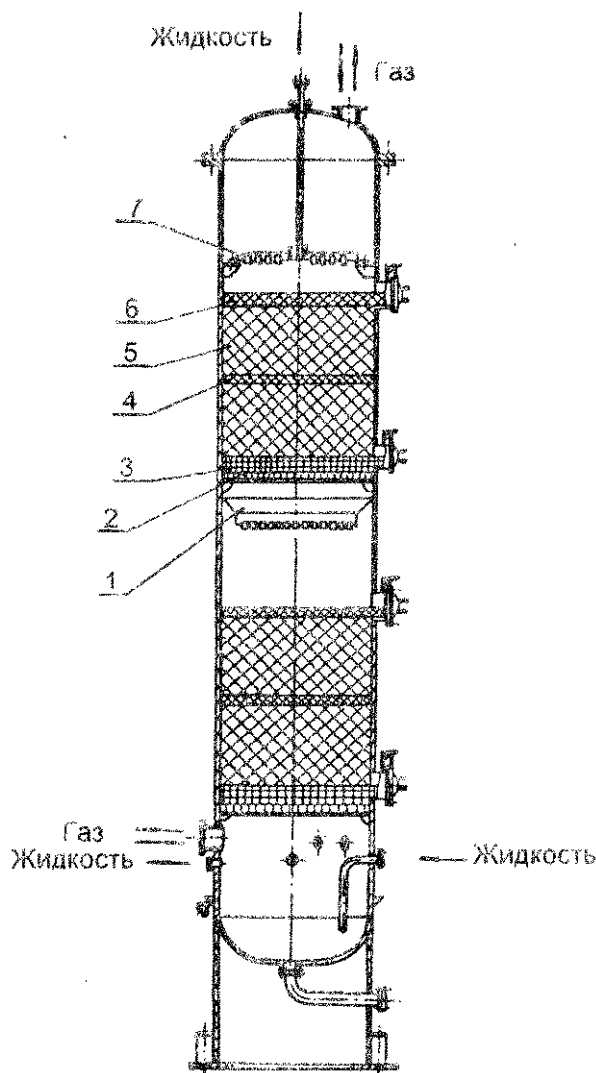


Рис. 124. Абсорбер с двойным слоем насадки

Каждый слой насадки поддерживается колосниковыми решетками 2 и укладывается аналогично ранее описанному порядку. В верхней части абсорбера смонтировано орошающее устройство типа распределительной плиты 3.

Холодильники.

Ввиду экзотермичности процесса получения слабой азотной кислоты, как уже отмечалось, в абсорбционной системе выделяется значительное количество тепла. Учитывая, что поглотительные процессы в абсорберах более интенсивно проходят при низких температурах, отвод этого тепла имеет важное значение. Для этого слабые азотные кислоты, орошающие абсорбер, охлаждают в выносных холодильниках. Чтобы не создавать давления в холодильниках, последние устанавливают на выходе кислоты из абсорбера перед циркуляционными насосами.

В промышленности применяются холодильники различных конструкций. Наиболее широкое распространение получили секционные кожухотрубные, где каждая секция имеет определенную поверхность охлаждения. В зависимости от количества тепла, которое необходимо отвести циркуляционными кислотами, у каждого абсорбера данной группы устанавливается соответствующее количество секций, сумма площадей поверхности охлаждения которых должна быть равна расчетной. Применяют материал для кожуха холодильника - сталь-20, труб сталь 1×18Н9Т. В последнее время широкое распространение получили трубчатые теплообменные аппараты из фторопласта. Для агрессивных сред, к числу которых относится слабая азотная кислота, применяются кожухотрубчатые холодильники типа "К". Материал корпуса - сталь- 20; трубок - фторопласт-4Д. Фторопласт характеризуется высокой коррозионной стойкостью, гидрофобностью. Гидрофобность фторопластовой теплообменной поверхности способствует снижению отложений, облегчает их удаление, что обеспечивает практически постоянную величину коэффициента теплопередачи на протяжении всего периода эксплуатации.

Для транспортирования нитрозных газов через систему абсорбции применяют газодувки. Так как система работает под вакуумом газодувка устанавливается в конце системы. Обычно устанавливают две газодувки, одна из которых резервная. Нитрозные газы, выходящие из системы абсорберов, содержат увлекаемые потоком мельчайшие брызги кислоты, которые под действие центробежной силы отделяются в газодувках в виде конденсата, для отвода последнего в корпусе газодувки имеется штуцер. Металл газодувки - нержавеющая сталь. Производительность газодувки берется на 15 + 20 % больше объема нитрозных газов, выходящих из системы после поглощения.

Глава XVI

Очистка выхлопных нитрозных газов от оксидов азота.

Практика эксплуатации производств нитратов целлюлозы показывает, что содержание оксидов азота в нитрозных газах на выходе из системы абсорберов значительно превышает санитарные нормы.

Загрязнение воздуха нитрозными газами, содержащими оксиды азота, наносит серьезный ущерб окружающей среде, растительному и животному миру.

В соответствии с ПДК предельно допустимое содержание оксидов азота в пересчете на NO_2 равно 2 мг/м^3 , а [17] в приземном слое среднесуточная ПДК не превышает $0,085 \text{ мг/м}^3$. Расчетами установлено, что фактически для рассматриваемых в данном примере условий из системы абсорберов выбрасывается нитрозных газов в общей сумме $26,544 \text{ моль/ч}$, в том числе $0,0043 \text{ моль/ч NO}_2$ и $0,193 \text{ моль/ч NO}$. В пересчете на NO_2 с хвостовыми газами в атмосферу нитрозными газами выбрасывается $g = 9,06 \text{ кг/ч}$ оксидов.

Массовая концентрация NO_2 в нитрозных газах составляет:

$$g_{\text{NO}_2} = \frac{9,06 \cdot 273}{26,544 \cdot 22,4 \cdot (273 + 30)} \approx 0,014 \text{ г/м}^3 (\approx 14 \text{ мг/м}^3).$$

В производствах нитратов целлюлоз очистка хвостовых газов (обезвреживание) после абсорберов от оксидов азота ведется двумя методами:

- рассеивание нитрозных газов в верхних слоях атмосферы;
- каталитическое восстановление оксида азота до молекулярного азота и воды.

Обезвреживание нитрозных газов рассеиванием в атмосферу.

На многих заводах, для удовлетворения требований ПДК по оксидам азота, хвостовые газы разбавляются $5 \div 10$ кратным количеством воздуха и выбрасываются в высокие слои атмосферы. Хотя абсолютное количество выбрасываемых оксидов азота остается неизменным, они разбавляются в большом объеме атмосферы, а их массовая концентрация в объеме воздуха уменьшается.

Выброс хвостовых нитрозных газов в атмосферу ведут через так называемые смесительные трубы. В данном случае величина массовой концентрации оксидов азота, загрязняющих атмосферу в приземном слое, зависит от высоты трубы, абсолютного количества оксидов азота в газах, скорости ветра и других факторов.

С увеличением высоты трубы уменьшается массовая доля вредного вещества в атмосферном воздухе населенных мест. При упомянутых требованиях ПДК метод выброса в атмосферу нитрозных газов через инъекционные трубы с частичным разбавлением их в атмосфере малоэффективен.

Радикальным методом решения проблемы очистки отходящих газов от оксидов азота является их восстановление до молекулярного азота с помощью восстановителей. Различают высокотемпературное каталитическое восстановление (при t более 500°C) и селективное каталитическое восстановление, или, так называемое, низкотемпературное (при t менее 500°C).

Высокотемпературное каталитическое восстановление оксидов азота.

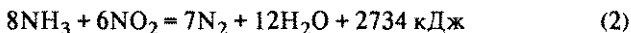
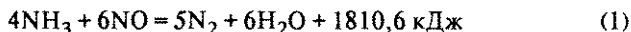
При высокотемпературном каталитическом восстановлении оксидов азота в качестве восстановителей предлагаются: водород, азотоводородная смесь, природный и нефтяной газы, пары керосина и др. В качестве катализаторов применяются металлы: Pt, Pd, Ni, Cu, Cr, сплавы: Ni - Cr, Cu - Cr, Zn - Cr и др., нанесенные на оксиды алюминия, цинка, силикагель, керамику и т.д.

Высокотемпературный процесс каталитической очистки органически связан с технологией получения азотной кислоты, и в этой работе он не рассматривается.

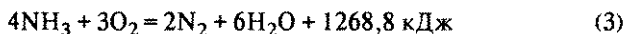
Селективное каталитическое восстановление оксидов азота.

В производствах нитратов целлюлоз получил применение селективный метод каталитического восстановления оксидов азота.

Особенностью этого метода является то, что используемый восстановитель при определенных условиях реагирует только с NO и не взаимодействует с присутствующим в нитрозном газе кислородом. В качестве такого восстановителя в промышленности используется аммиак. Восстановление оксидов азота происходит в основном до молекулярного азота. Процесс восстановления оксидов азота описывается следующими формулами:



Однако в зависимости от типа катализатора возможно и окисление аммиака кислородом до NO_2 :



Селективное взаимодействие аммиака только с оксидами азота обеспечивает низкотемпературное ($200 \div 350^{\circ}\text{C}$) протекание процесса. Процесс

восстановления аммиаком монооксидов и диоксидов азота протекает с равной скоростью.

В нашей стране для селективного восстановления служит алюмованадиевый катализатор АВК-10 (АВК-10М). Процесс на указанном катализаторе протекает при относительно низких температурах ($200 \div 360^\circ\text{C}$) с выделением небольшого количества тепла.

Рекомендуемая объемная скорость нитрозного газа

$$\frac{V_{\Gamma}}{V_{\kappa}} = 15000 \text{ ч}^{-1},$$

где V_{Γ} - объем нитрозного газа, проходящего через катализатор - $\text{м}^3/\text{ч}$;

V_{κ} - объем катализатора, м^3 ;

v - до 1 м/с - линейная скорость прохождения нитрозного газа.

При соотношении $[\text{NH}_3] : [\text{NO}_x] = (1,1 + 1,15) : 1$, при указанной объемной и линейной скоростях, степень восстановления окислов азота достигает $98 \div 98,5 \%$. В этих условиях остаточное содержание оксидов азота колеблется от $0,002 \div 0,003 \%$, объемная доля остаточного аммиака в очищенном нитрозном газе не превышает $0,01 \%$. За период эксплуатации катализатора $2 \div 3$ года, степень очистки снижается до 96% , и остаточная объемная доля оксидов возрастает до $0,01 \%$. Более полное восстановление оксидов азота аммиаком на катализаторе АВК-10 при объемной скорости до 5500 ч^{-1} , температуре 270°C , $v_2 = 0,7 \div 0,8 \text{ м/с}$, время контакта газа с катализатором $\tau = 0,8 \div 0,9 \text{ с}$. К недостаткам этого метода очистки нитрозных газов от оксидов азота можно отнести трудность обеспечения точности дозировки небольших количеств аммиака и газа после системы абсорберов, а также образования в газоходах после очистки нитрит-нитратов аммония. Для исключения образования солей, а также выброса паров воды - температуру газов, выбрасываемых в атмосферу, необходимо поддерживать в пределах $180 - 200^\circ\text{C}$ [17, 46].

Глава XVII

Концентрирование серной кислоты.

В производстве нитратов целлюлоз кислота широко применяется как водоотнимающее средство не только в нитрационных кислотных смесях при этерификации целлюлозы, но и при регенерации и концентрации азотной кислоты.

При разгонке отработанных нитрационных кислотных смесей соотношение подаваемых в колонну концентрации отработанной и слабой 50%-ной азотной кислот, как уже отмечалось, равно 2:1.

Следовательно, в соответствии с расчетом при условии подачи в колонну 92%-ной технической серной кислоты из колонны выводится слабой 68%-ной отработанной серной кислоты:

$$G = \frac{2796 \cdot 1000}{666,6} = 4210 \text{ кг на 1 т нитратов целлюлоз.}$$

На основании статистических данных из производств нитратов целлюлозы на регенерацию поступает 5-6 т отработанных нитрационных кислотных смесей от 1 тонны изготавливаемых нитратов целлюлоз, что составит в среднем $g_{\text{ср}} = G \cdot 5,5 = 4210 \cdot 5,5 = 23155 \text{ кг/т}$, выводимых из технологического цикла на регенерацию H_2SO_4 с массовой долей 68%.

Для того, чтобы эту массу кислот вернуть в технологический цикл для разгонки и концентрации азотной кислоты как дегидратирующего агента, так и в производство нитратов целлюлоз, ее подвергают концентрации до массовой доли 92÷95%. Процесс концентрации серной кислоты, в отличие от азотной, заключается в удалении из нее части воды нагреванием. В настоящее время существует два способа нагрева кислоты:

- а) нагрев кислоты через стенку аппарата- так называемый внешний обогрев;
- б) нагрев непосредственным соприкосновением горячих газов с концентрируемой кислотой, процесс проводится путем барботажа или дробления кислоты на капли при больших скоростях потока горячего газа. В производствах нитратов целлюлоз способ концентрации с внешним ее нагревом не применяется.

Физико-химические основы концентрирования серной кислоты.

При нагревании водных растворов серной кислоты составы паровой и жидкой фаз неодинаковые- паровая фаза содержит больше воды, чем жидкая. При нагревании водных растворов серной кислоты в паровую фазу

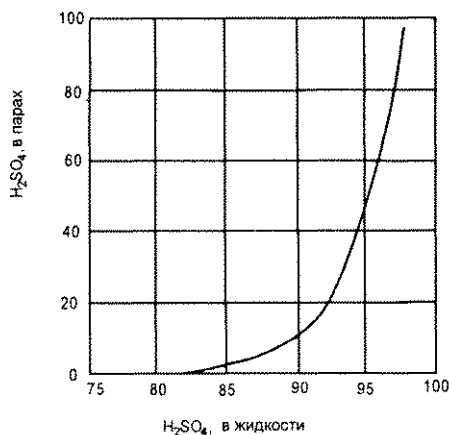


Рис. 125. Диаграмма состава пара над H_2SO_4 при температуре кипения и 1 ат (0,098 МПа) (массовая доля H_2SO_4 выражена в процентах).

переходит больше паров воды, чем серной кислоты, и следовательно, массовая доля H_2SO_4 в растворе повышается.

На рис.125 видно, что с повышением массовой доли серной кислоты разность между содержанием H_2SO_4 в жидкой и паровой фазах уменьшается. Так, например, если пары над 80-ной серной кислотой содержат только следы H_2SO_4 , то над 90%-ной H_2SO_4 в парах ее содержится примерно 10%, а над 98,3%-ной серной кислотой состав паровой и жидкой фаз одинаков.

Это хорошо видно на диаграмме кипения водных растворов H_2SO_4 при 1 ат (0,098 МПа) (рис.126).

С повышением массовой доли растворов серной кислоты температура ее кипения повышается. Кривая температур кипения растворов серной кислоты имеет экстремум, где обе кривые, определяющие состав жидкой и паровой фаз, сливаются, следовательно, состав их одинаков.

Состав газовой фазы над 98,3%-ной серной кислотой (т.е. моногидратом и олеумом) также отличается от жидкой фазы, газовая фаза содержит больше H_2SO_4 или SO_3 , чем жидкая. При упаривании высококонцентрированной серной кислоты и олеума при достижении 98,3%-ной H_2SO_4 содержание H_2SO_4 в растворе остается постоянным.

Вследствие образования азеотропной смеси, теоретически массовая доля серной кислоты может быть повышена простым выпариванием до 98,3%; практически же ее доводят не более, чем до 96%.

При концентрировании серной кислоты протекает два основных процесса: испарение воды и передача кислоте теплоты.

Расход теплоты складывается из следующего:

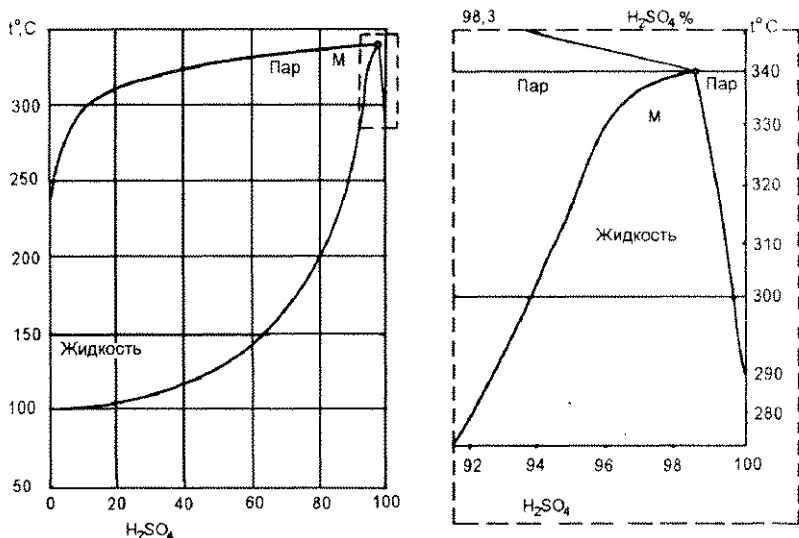


Рис. 126. Диаграмма кипения водных растворов H_2SO_4 при давлении 1 ат (0,098 МПа) (массовая доля H_2SO_4 выражена в процентах).

Q_1 - теплота, необходимая для нагревания кислоты от исходной температуры до температуры концентрирования;

Q_2 - теплота дегидратации, необходимая для удаления воды из разбавленной кислоты, определяемая как разность тепловых эффектов разбавления исходной и конечной кислот;

Q_3 - теплота, расходуемая на испарение удаляемой воды (численно равно скрытой теплоте парообразования);

Q_4 - теплота, расходуемая на испарение части самой H_2SO_4 : теплота испарения безводной серной кислоты равна 122,12 ккал/кг (512,68 кДж/кг).

Это количество невелико и в общем тепловом балансе не учитывается;

Q_5 - теплота с отходящими газами и потери в окружающую среду.

Количество теплоты, требуемой для нагревания серной кислоты :

$$Q_1 = G (H_2 - H_1),$$

где G - масса нагреваемой кислоты, кг;

H_1 и H_2 - удельная энтальпия кислоты при t_1 - исходной температуре;

t_2 - температура концентрирования, кДж/кг (ккал/кг).

Количество тепла, требуемого для удаления воды:

$$Q_2 = G \cdot 272 \cdot \left[\frac{100 - a}{150 - a} - \frac{100 - b}{150 - b} \right], \text{ ккал/кг,}$$

где a - начальная массовая доля кислоты, % H_2SO_4 ;

b - конечная массовая доля кислоты, % H_2SO_4 .

Количество тепла на испарение воды (в ккал на 1 кг испарения H_2O):

$$Q_3 = G' \cdot 83.9 \cdot \sqrt[3]{365 - t},$$

где t - температура упаривания, $^{\circ}C$

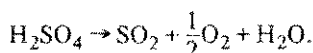
G' - количество воды (в кг), которое необходимо удалить из разбавленной кислоты:

$$G = 100 \cdot G'' \left[\frac{1}{a} - \frac{1}{b} \right],$$

где G'' - количество кислоты, получаемой с требуемой массовой долей, кг [47, 48].

Установки для концентрирования серной кислоты.

Установки для концентрирования серной кислоты - это установки с внешним обогревом кислоты, с омываемыми трубами, вакуум-концентраторы, установки с непосредственным нагревом кислоты и др. В концентрационных аппаратах с непосредственным соприкосновением горючих топочных газов и кислоты обеспечивается высокая интенсивность массо- и теплопередачи. Однако существенным недостатком этого метода являются значительное образование тумана серной кислоты и разложение ее по формуле:



Все перечисленные методы не нашли применения в производствах нитратов целлюлозы, в данной работе они не рассматриваются. В настоящее время в производствах нитратов целлюлозы широко применяют высокопроизводительные установки с барботажными концентраторами, капельные концентраторы (трубы "Венгури"), начали внедрение концентраторов с вихревым распылением кислоты.

Установки с барботажными концентраторами.

В установках с барботажными концентраторами концентрирование производится при барботаже горючих газов через упариваемую кислоту.

Взаимодействие горючих газов с упариваемой кислотой протекает как в слое кислоты, так и в зоне брызг, где на поверхности капля происходит интенсивный теплообмен. Технологическая схема процесса концентрирования с применением трехкамерного барботажного концентратора приве-

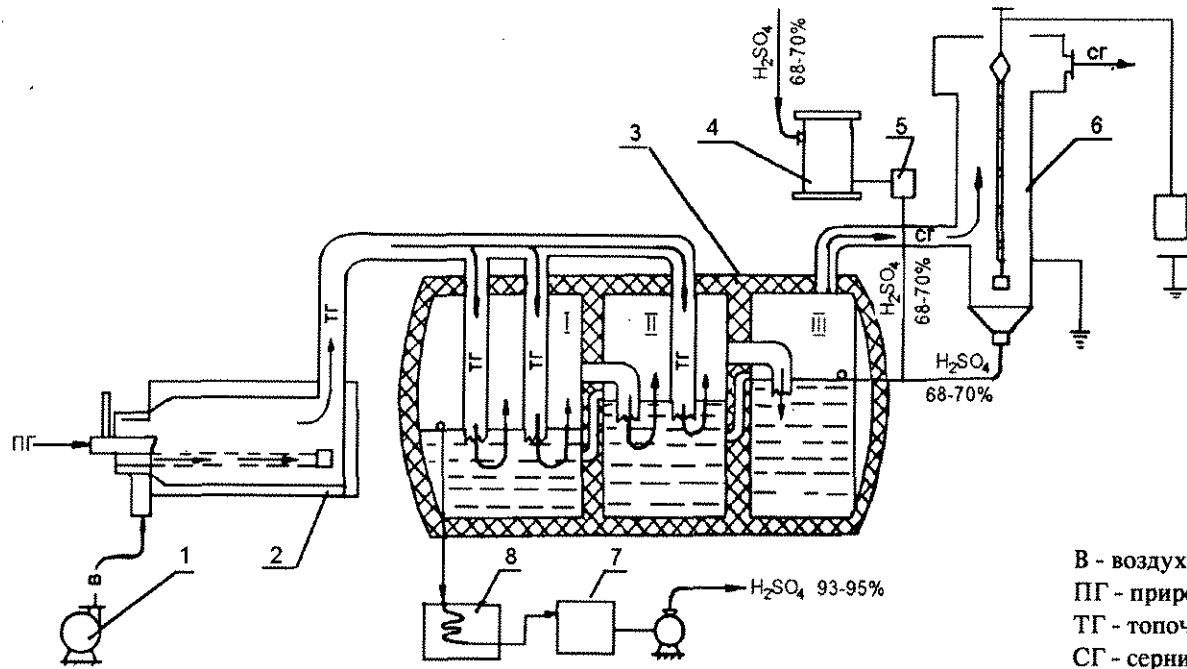


Рис. 127. Технологическая схема процесса концентрирования серной кислоты в барботажном концентраторе.

дена на рис. 127. Имеются в эксплуатации также двухкамерные концентраторы.

Отработанная серная кислота с массовой долей $65 \div 68 \%$ с температурой $120 \div 140^\circ\text{C}$ из напорного бака постоянного уровня 4 через расходомер 5 поступает в третью (по ходу газа) камеру и по внутренним каналам в перегородках постепенно перетекает из третьей камеры во вторую и далее - в первую. По мере перетекания из камеры в камеру топочными газами кислота постепенно нагревается, давление пара над ней повышается, вода испаряется, и массовая доля кислоты повышается.

Природный газ (применяют и мазут) через регулирующий клапан и горелку поступает в топку 2. В нее же высоконапорной воздуходувкой I подается воздух: часть его идет на сжигание газа, вторая по боковым каналам поступает в конец топки, где, смешиваясь с топочными газами, он снижает их температуру.

Температура в топке поддерживается около $1100 \div 1200^\circ\text{C}$. Однако, при такой температуре топочные газы не могут быть направлены в концентратор из-за опасности быстрого износа и выхода из строя барботажных труб первой камеры концентратора, а также из-за увеличения потерь H_2SO_4 вследствие ее термического разложения. Для снижения температуры топочных газов до $800 \div 900^\circ\text{C}$ в конце топки топочные газы разбавляются воздухом. Температура топочных газов на выходе из топки регулируется с изменением подачи в нее воздуха. В конце топки в верхней ее части имеется соединенный с концентратором газоход, при помощи которого топочные газы распределяются по барботажным трубам концентратора. Топочные газы по газоходам одновременно поступают в первую и вторую камеры концентратора. Такая схема подачи в концентратор топочного газа в какой-то степени выравнивает температуру и давление газа в камерах и позволяет вести процесс концентрирования серной кислоты с меньшим тупанообразованием серной кислоты.

Движение топочного газа и концентрируемой кислоты в концентраторе идет в противотоке. Топочные газы, поступающие в первую камеру концентратора, барботируют через кислоту, происходит эффективный теплообмен между газом и кислотой, одновременно газы насыщаются парами воды, массовая доля H_2SO_4 увеличивается.

Температура кислоты достигает $230 \div 250^\circ\text{C}$, ее массовая доля - $93 \div 95\%$ H_2SO_4 . Продукционная серная кислота из первой камеры поступает в холодильник 8, где она охлаждается. Затем она поступает в сборник 7, откуда насосом перекачивается в хранилище. Одновременно с водой в этой камере частично испаряется и серная кислота. Газ, выходящий из первой камеры, насыщается парами H_2SO_4 до 50 г/м^3 . Во второй камере давление насыщенного водяного пара над разбавленной серной кислотой выше, чем в газах, поступающих в эту камеру.

Давление насыщенного пара H_2SO_4 во второй камере в сотни раз меньше, чем в поступающем газе, а поэтому во второй камере пары серной кислоты конденсируются. Во второй камере основное количество паров серной кислоты конденсируется в объеме с образованием тумана, содержание которого в газе, выходящем из этой камеры, составляет около 40 г/м^3 (не считая брызг кислоты). Пройдя вторую камеру концентратора, газы поступают в третью, в которой они также барботируют через кислоту, и дополнительно насыщаются парами воды, из третьей камеры охлажденные до $150 + 160^\circ\text{C}$ газы вместе с парами воды, брызгами и туманом серной кислоты поступают в электрофильтр на очистку. Вместе с газами в электрофильтр б в виде брызг и тумана уносится до 10 % общего количества серной кислоты, поступающей на концентрирование. Уловленная кислота в электрофильтре в виде конденсата с массовой долей примерно 70 % и температурой около 150°C возвращается в первую камеру концентратора.

Установки концентрирования серной кислоты с двухкамерными концентраторами менее производительны, в них образуется большее количество тумана серной кислоты, чем на установках с трехкамерными концентраторами.

Факторы, влияющие на образование тумана серной кислоты при ее концентрировании.

На установках для концентрирования соприкосновением топочных газов с кислотой значительно образование тумана серной кислоты, даже при наличии электрофильтров значительное количество серной кислоты выбрасывается в атмосферу с отходящими газами. Повышение мощности электрофильтров связано с большими капитальными и эксплуатационными затратами и не всегда экологически оправдано. Поэтому разрабатываются мероприятия, направленные на уменьшение количества тумана в отходящих газах в концентрационных установках, что имеет большое значение не только с точки зрения уменьшения серной кислоты, но и охраны окружающей среды.

Механизм образования тумана серной кислоты рассмотрим на примере трехкамерного барботажного концентратора. В первой камере концентратора, куда поступают топочные газы с температурой $800 + 900^\circ\text{C}$, происходит их охлаждение и обогащение парами воды и серной кислоты. В последующих второй и третьей камерах газ проходит через слой кислоты, массовая доля и температура которой значительно ниже, чем в первой камере. Более низкой массовой доле кислоты соответствует более высокое давление насыщенных паров воды. Вместе с тем резкое понижение температуры и массовой доли во второй и третьей камерах по сравнению с кислотой в первой камере ведет к резкому снижению давления ее паров.

В случае увеличения давления паров происходит их конденсация на поверхности, уменьшение давления паров приводит к испарению жидкости

с поверхности. Если давление паров в газовой фазе больше давления насыщенного пара, пар называется перенасыщенным и соотношение, характеризующее величину пересыщения S , выражается уравнением

$$S = \frac{P}{P_n};$$

где P - давление пара в газовой фазе;

P_n - давление насыщенного пара над поверхностью жидкости при той же температуре.

Пары конденсируются в объеме при определенной величине пересыщения S , называемом критическим $S_{кр}$. С понижением температуры поверхности конденсации пересыщение пара повышается. Ниже приведены значения критического пересыщения паров серной кислоты в воздухе:

Температура, °C	100	150	200	250
$S_{кр}$ пара H_2SO_4	5,5	3,8	3,0	2

Пересыщенный пар может образоваться при охлаждении парогазовой смеси смешением с более холодным воздухом.

Во второй камере в результате более высокого давления насыщенных паров воды выделяются пары воды, идет дальнейший процесс увеличения массовой доли серной кислоты, с уменьшением давления паров серной кислоты во второй и третьей камерах происходит не испарение, а конденсация паров серной кислоты. При этом пересыщение паров серной кислоты больше критического значения, вследствие чего пары конденсируются в объеме с образованием тумана серной кислоты. Для снижения туманообразования технологический процесс концентрирования необходимо вести так, чтобы пересыщение паров серной кислоты, возникающее при охлаждении газа после первой камеры, было ниже критического значения в течение всего процесса охлаждения газа.

Пересыщение пара серной кислоты во второй камере в значительной степени определяется отношением:

$$\frac{t - t_2}{t_1 - t_2},$$

где t и t_1 - температура газа соответственно на входе во вторую камеру и на выходе из нее;

t_2 - температура кислоты.

С уменьшением этого отношения замедляется процесс пересыщения пара и образования тумана. Его значение может быть уменьшено за счет увеличения температуры газа на входе его в следующие за первой камерой (t_1).

достигается подачей части топочного газа непосредственно во вторую камеру барботажного концентратора. Распределение топочного газа по камерам и параллельная подача газа в первые две камеры соответственно примерно в четыре и три раза уменьшили количество серной кислоты перед электрофильтром по сравнению с двухкамерным конденсатором при последовательном ходе топочных газов.

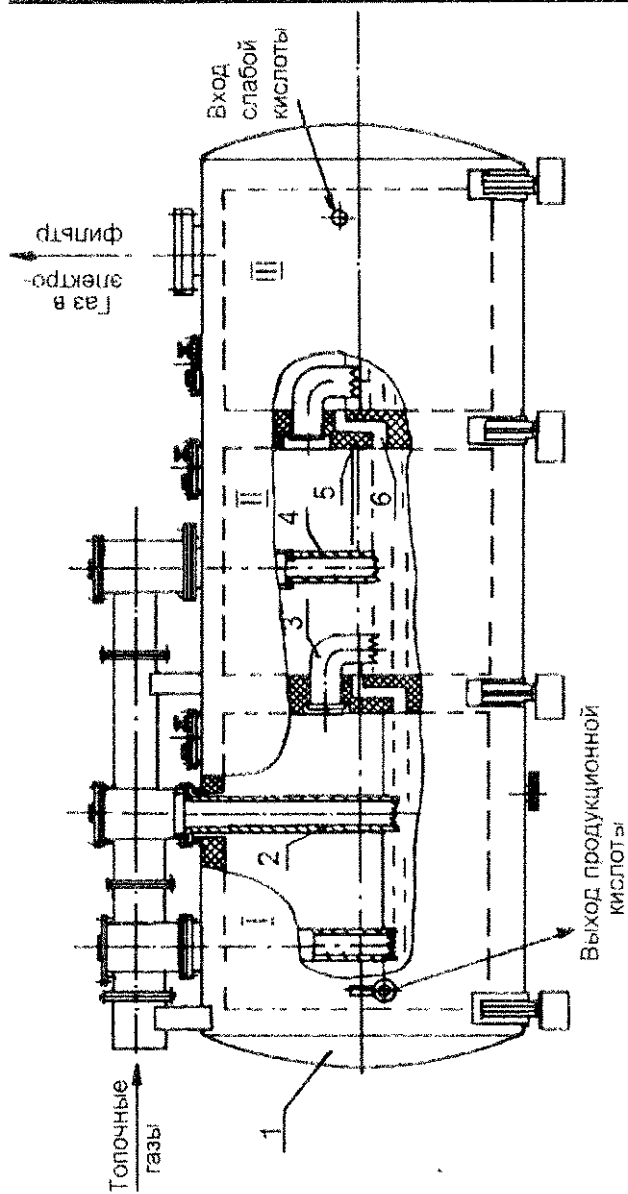
Описанные принципы снижения туманообразования серной кислоты при концентрировании по существу заложены как в капельных, так и в барботажных концентраторах [29, 48].

Трехкамерный барботажный концентратор.

Трехкамерный барботажный концентратор (рис. 128) представляет собой горизонтальный сварной цилиндр 1 из листовой стали, имеющий сферические днища. Внутри цилиндр футерован кислотоупорными диалами на толщину 290 мм. Вначале внутренняя металлическая поверхность корпуса покрывается жидким раствором диабазовой замазки в 5 мм, затем производится футеровка двумя слоями диабазовой замазки толщиной 18 мм на диабазовой замазке, после чего поверхность обивается асбестом толщиной 10 мм. В местах расположения горловин люков асбест выводится на металлическую поверхность корпуса и прибивается, затем производится футеровка в два слоя кислотоупорным бетоном по 113 мм на диабазовой замазке. Футеровка на верхней части концентратора, вокруг люков и горловин выполняется из андезитовых плит толщиной 150 мм в два слоя.

Асбест является компенсатором, предохраняющим диабазовую плитку от раздавливания кирпичом при температурных расширениях. Кислотоупорный кирпич служит защитой диабазовой плитки от воздействия агрессивной среды и температуры. Внутри концентратор разделен на три камеры перегородками 5 из кислотоупорного кирпича толщиной 460 мм. Длина первой камеры составляет 1,35 + 1,40, длины второй и третьей камер - 2600 мм. В перегородках камер имеется по два канала 6 сечением 150 × 150 мм, расположение которых по высоте перегородки обеспечивает соответствующий перепад уровней кислоты в камерах, что позволяет упаривать кислоту поступать из третьей камеры во вторую, а затем в первую.

В верхней части концентратора имеются штуцера для присоединения к газопроводам от топки к электрофильтру. В каждой камере также имеются люки для ремонта и чистки аппарата. Эти люки закрываются андезитовыми крышками, сверху крышек укладывается слой из кислотоупорного кирпича насухо, затем слой в 65 мм из кислотоупорного кирпича на диабазовой замазке и закрываются оцинкованной стальной крышкой на болтах.



В крышке люка имеются штуцера, в которые вставляются ферросилиновые штуцера для установки термометра и манометра. В третьей камере ниже оси концентратора имеется штуцер, через который подается в аппарат слабая серная кислота. На гильзу, расположенную в этом штуцере, с внутренней стороны надевается на андезитовой замазке труба, которая частично погружается в кислоту, создавая гидравлический затвор, благодаря которому газы не выбрасываются из аппарата в помещение. В первой камере ниже оси концентратора имеется штуцер с гильзой для стекания индукционной кислоты в холодильник. К гильзе пригоняется ферросилиновая труба, которая опускается в кислоту, находящуюся в холодильнике и образует также гидравлический затвор. В нижней части первой и второй камер, в которых происходит наибольшее выделение шлама из кислоты, имеются люки для чистки концентратора, которые закрываются пробками из андезита и имеют освинцованные заглушки.

Газоходы для направления газов из топки в первую и вторую камеры сделаны из углеродистой стали, внутри футерованы огнеупорным кирпичом.

В первой камере установлены три барботажные трубы 2, во второй одна. Барботажные трубы первой камеры изготавливаются из хромистой стали X28. Барботажная труба второй камеры состоит из двух частей: верхняя часть выполнена из стали X28, нижняя часть 4 (из-за более низкой массовой доли кислоты) - из ферросилина. Количество газа, направляемого во вторую камеру концентратора, регулируется сменой шайб различной площадью проходного сечения, которые укладываются в барботажную трубу. Для лучшего распределения газа в кислоте в нижней части барботажных труб имеются зубцы. Для перехода газа из одной камеры в другую в перегородках смонтировано по три барботажных колена 3 из ферросилида с шайбами.

Весьма важно выдержать при монтаже концентратора так называемые установочные барботажные уровни - расстояние от верхнего обреза зубцов барботера до низа отверстия для перелива кислоты.

После монтажа концентратора на барботажные уровни составляется акт, как на скрытые работы. Газоход из концентратора к электрофильтру изготавливается из углеродистой стали и футерируется двумя слоями диатомовой плитки толщиной 18 мм, слоем асбеста и кислотоупорным кирпичом.

Режим работы трехкамерного концентратора.

При работе концентратора необходимо выдержать следующие значения температуры топочных газов при входе в концентратор и при выходе из него:

температура топочных газов, поступающих в концентратор $t = 800 \div 900^{\circ}\text{C}$;

температура газов, поступающих в электрофильтр, должна быть не выше $t = 150 \div 160^\circ\text{C}$.

При соблюдении указанных условий и питании аппарата слабой серной кислотой с массовой долей $67 \div 68 \%$ крепость продукционной технической серной кислоты, выходящей из аппарата, будет $92,5 \div 95 \%$. При этом установится следующий режим по камерам:

температура газов в I камере $t = 245 \div 285^\circ\text{C}$;

массовая доля кислоты во второй камере $85 \div 88 \%$ H_2SO_4 ;

температура газов во второй камере $t = 180 \div 210^\circ\text{C}$;

массовая доля кислоты в III камере $68 \div 70 \%$ H_2SO_4 ;

температура кислоты на выходе из аппарата (в зависимости от ее массовой доли) $220 \div 250^\circ\text{C}$.

Производительность концентратора $180 \div 200$ т/сут. при питании концентратора кислотой с температурой $t = 120^\circ\text{C}$; потери с отходящим газом составляют $1 \div 2 \%$.

Пуск и остановка концентратора.

Перед пуском концентратора осматривают весь агрегат и проверяют готовность его к работе. Проверяют состояние всех фланцевых соединений на коммуникациях серной кислоты, на входе в аппарат и на выходе продукционной кислоты из аппарата в холодильник, проверяют герметизацию газовых люков, наличие необходимых заглушек на кислотопроводах, также установку на фланцах защитных кожухов. Перед пуском концентратор заливают технической серной кислотой до появления кислоты в холодильнике, подают воду в охлаждающие элементы холодильника. Затем приступают к прогреву как топки, так и самого концентратора - из расчета повышения температуры в топке примерно на $50^\circ\text{C}/\text{ч}$, температуры на выходе из концентратора - не более чем на $10 \div 15^\circ\text{C}/\text{ч}$. При этом выхлопной клапан в топке открыт. Когда температура в топке достигает 600°C , выхлопной клапан постепенно закрывают и топочные газы направляют в концентратор; в это время в работу включают электрофильтр. По истечении $10 \div 12$ ч с момента пуска аппарата, когда температура на шлемовой трубе достигнет примерно 130°C , в концентратор начинают подавать слабую серную кислоту. С этого момента начинается период вывода аппарата на технологический режим, установленный регламентом. Нагрузку по кислоте, давление воздуха и приход тепла увеличивают постепенно из расчета, чтобы принятый технологический режим по всем параметрам установился не раньше, чем через $4 \div 6$ ч после начала подачи кислоты в концентратор. По достижении температуры в топке $1000 \div 1100^\circ\text{C}$, на газоотходе в концентратор - $800 \div 900^\circ\text{C}$, на шлемовой трубе $150 \div 160^\circ\text{C}$, давление воздуха перед топкой достигает $800 \div 1000$ мм вод.ст. ($59 \div 74$ мм рт.ст. или $7847 \div 9842$ Па), аппарат считается пущенным в работу.

При пуске концентратора после кратковременной остановки на 2 + 3 ч, когда топка и электрофилтр еще горячие, подачу топлива и его поджог производят как при первоначальном пуске аппарата.

После розжига топки, учитывая что аппаратура еще не остыла, пуск аппарата от подачи кислоты до достижения полной нагрузки и нормального температурного режима продолжается до 2 часов. Если концентратор останавливается на более длительное время, то пуск его производится в соответствии с требованиями регламента.

При плановой остановке концентратора вначале необходимо уменьшить подачу топлива и воздуха примерно на 20 % затем прекратить подачу кислоты в аппарат, открыть клапан для выхода топочного газа в атмосферу, после чего остановить топку. В случае ремонта концентратора, после выполнения футеровочных работ, аппарат просматривают и начинают его просушку факелом газа при температуре $150 + 200^{\circ}\text{C}$. В конце третьих суток температуру в топке поднимают до 250°C , после чего аппарат считается просушенным.

Материальный расчет концентратора.

Расчетом материального баланса концентратора определяется расход топлива и воздуха, необходимых для концентрирования серной кислоты. На основании балансов определяются расходные коэффициенты для получения тонны серной кислоты требуемой массовой доли.

Расчет материального баланса. Для расчета принимаем следующие исходные данные:

- производительность концентратора 200 т/сут по моногидрату серной кислоты;
- массовая доля продукционной кислоты 92 %;
- массовая доля слабой серной кислоты, поступающей на концентрирование, 68 %;
- количество конденсата, получаемого в электрофилтре, принимаем в размере 10 % от производительности аппарата; (в том числе 5 % за счет конденсации пара и 5 % за счет брызг), (массовая доля конденсата 70 % H_2SO_4);
- потери серной кислоты с отходящими газами - 1,5 %, из которых 0,1 % выбрасывается в атмосферу в виде паров и 1,4 % - в виде SO_2 , получаемого за счет разложения серной кислоты.

В концентратор поступает:
слабой серной кислоты, с учетом 1,5 % потерь:

$$G = \frac{200 \cdot 1,015}{0,68} = 298,52 \text{ т/сут.} = (12438,75 \text{ кг/ч}),$$

в том числе воды

$$g_b = 298,53 \cdot 0,32 = 95,53 \text{ т/сут.} - (3980,4 \text{ кг/ч.})$$

конденсата из электрофилтра (70%-ный H_2SO_4)

$$g_k = \frac{200 \cdot 0,1}{0,7} = 28,5 \text{ т/сут.} - (1187,50 \text{ кг/ч.}),$$

в том числе воды

$$g_b = 28,5 \cdot 0,3 = 8,55 \text{ т/сут.} - (356,25 \text{ кг/ч.})$$

Из концентратора выходит:

- продукционной кислоты (H_2SO_4 с массовой долей 92%).

$$G' = \frac{200}{0,92} = 217,39 \text{ т/сут.} - (9057,97 \text{ кг/ч.})$$

в том числе воды

$$g_b' = 217,39 \cdot 0,08 = 17,39 \text{ т/сут.} - (724,6 \text{ кг/ч.})$$

- брызги H_2SO_4 , поступающие в электрофилтр:

$$g_{бр} = 28,5 \cdot 0,5 = 14,25 \text{ т/сут.} - (593,75 \text{ кг/ч.})$$

в том числе воды

$$g_b'' = 14,25 \cdot 0,3 = 4,27 \text{ т/сут.} - (178,13 \text{ кг/ч.}).$$

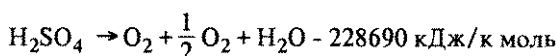
- пары H_2SO_4 , поступающие в электрофилтр:

$$g_n'' = 28,5 \cdot 0,5 = 14,25 \text{ т/сут.} - (415,62 \text{ кг/ч моногидрата})$$

- уносится с газами в виде паров H_2SO_4

$$g_n''' = 200 \cdot 0,001 = 0,2 \text{ т/сут.} - (8,33 \text{ кг/ч моногидрата});$$

при концентрации серная кислота разлагается по формуле:



или 54580 ккал/к моль

всего серной кислоты разлагается

$$g_k' = 200 \cdot 0,014 = 2,8 \text{ т/сут.} - (116,6 \text{ кг/ч})$$

При разложении серной кислоты образуется:

Статья прихода	Приход, кг/ч			Статья расхода	Расход, кг/ч		
	M _{нг.}	H ₂ O	Всего		M _{нг.}	H ₂ O	Всего
Отработанная H ₂ SO ₄ с массовой долей 68 %	8458,35	3980,40	12438,75	Производственная H ₂ SO ₄ с массовой долей 92 %	8333,30	724,60	9057,97
				Брызги кислоты в электро-фильтр - H ₂ SO ₄ с массовой долей 70 %	415,62	178,13	593,75
Конденсат из электро-фильтра 70 % H ₂ SO ₄	831,25	356,25	1187,50	Пары H ₂ SO ₄ , поступающие в электрофильтр	415,62	-	415,62
				Уносится H ₂ SO ₄ с газами в виде паров	8,33	-	8,33
				Разлагается серной кислоты	116,60	-	116,60
				Выпаривается воды	-	3433,92	3433,92
Итого	9289,6	4336,65	13626,25		9289,47	4336,65	13626,12

$$\text{SO}_2 = \frac{2,8 \cdot 64}{98} = 1,83 \text{ т/сут.} - (76,25 \text{ кг/ч});$$

$$\text{O}_2 = \frac{2,8 \cdot 16}{98} = 0,46 \text{ т/сут.} - (19,1 \text{ кг/ч.});$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{2,8 \cdot 18}{98} = 0,51 \text{ т/сут.} - (21,25 \text{ кг/ч.})$$

В расчете не учитывались 0,03 % нитрозилсерной кислоты, содержащейся в отработанной серной кислоте.

По данным заводов в выходящих газах после электрофильтров содержится, кроме SO_2 , NO_2 порядка $0,08 \text{ г/м}^3$, паров HNO_3 - в пределах $0,15-0,19 \text{ г/м}^3$ и неуловленных паров H_2SO_4 - около $0,05-0,055 \text{ г/м}^3$.

Сводная таблица материального расчета приведена в таблице 64.

Топка.

Топка, (рис. 129) представляет собой барабан 3, выложенный листовым асбестом 4 и футерованным слоем красного кирпича 6 и двумя слоями огнеупорного 7 (общая толщина футеровки 440 мм). Воздух подается вентилятором в стальную коробку, откуда он распределяется по двум направлениям:

- через завихритель поступает в основное отверстие в центре передней стенки и затем в топочное пространство для сжигания топлива;
- по двум боковым каналам 5 - в конец топки для охлаждения газов.

Распределение воздуха между главным (центральным) входом в топку и каналами регулируется задвижкой 9 так, чтобы температура топочных газов, поступающих в первую камеру концентратора, была в пределах $800 \div 900^\circ\text{C}$. Газ или жидкое топливо подается в топочное пространство форсункой 1, сюда же через стальную коробку поступает воздух. Температура в топке составляет $1100 \div 1200^\circ\text{C}$, а в первую камеру концентратора топочный газ должен поступать с температурой $800 \div 900^\circ\text{C}$. В конце топки температура газа снижается путем смешения его с воздухом, движущимся через каналы 5. Для определения температуры в корпусе топки имеется гильза для термомпары 8.

Для наблюдения за горением топлива на фронте топки имеется смотровое окно - стальная труба с фланцами, между которыми зажато стекло 2. Чтобы стекло не лопалось под воздействием тепла топки, оно охлаждается воздухом.

В газоходе установлен чугунный тройник с клапаном, которым открывающая или закрывающая отверстие направляют газ в атмосферу при разжигании топки. Для этого установлена специальная лебедка 10.

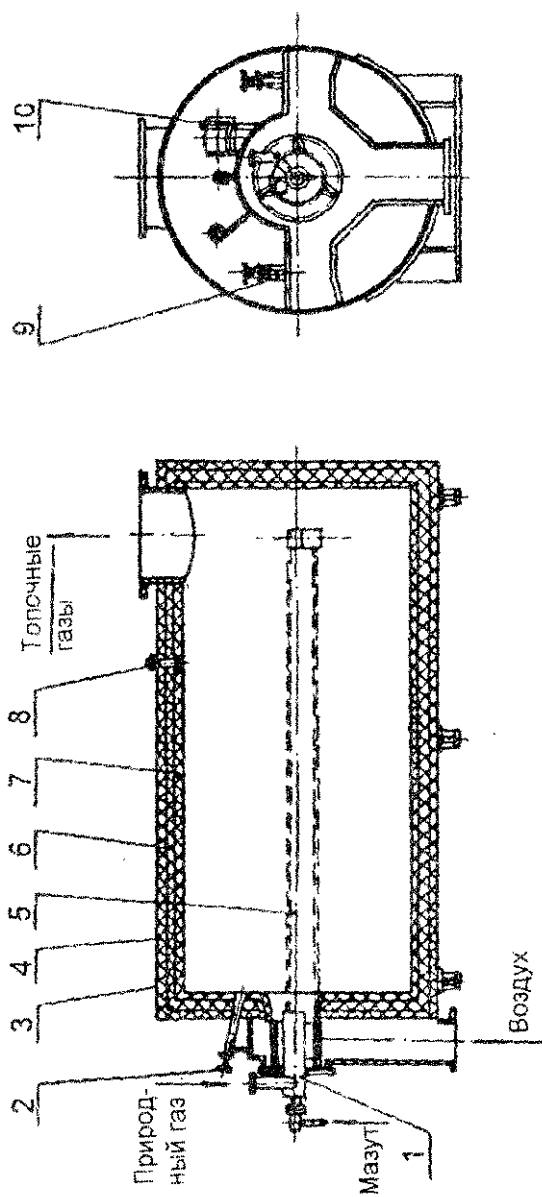


Рис. 129. Топка.

Из топки газ по чугунным газоходам направляется в концентратор. При сжигании мазута или природного газа тепловое напряжение топки составляет примерно $(820 \div 1050) \cdot 10^3$ кДж/ч $(200 \div 250) \cdot 10^3$ ккал/ч на 1 м^3 топочного объема при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1,15$. В целях защиты футеровки коэффициент избытка вдуваемого воздуха увеличивают до 2-х. При этом тепловое напряжение топки достигает $(1257 \div 1466) \cdot 10^3$ кДж/ч $(300 \div 350) \cdot 10^3$ ккал/ч на 1 м^3 топочного объема.

При погружении барботажных труб во всех камерах в кислоту в концентраторе создается сопротивление газовому потоку $1000 \div 1500$ мм рт.ст., которое преодолевается создаваемым напором в топке. Для этого топку герметизируют, а воздух, необходимый для горения и охлаждения нагнетают воздуходувкой.

Электрофилтр.

Процесс упаривания серной кислоты сопровождается образованием тумана и брызг серной кислоты, уносимой из концентратора топочными газами. Для уменьшения потерь и загрязнения окружающей среды сернокислотный туман и брызги должны быть выделены перед выбросом газов в атмосферу. Для этого применяют электрофилтры.

Электрофилтр представляет собой камеру с кислотоупорной футеровкой, заполненную системой осадительных и коронирующих электродов

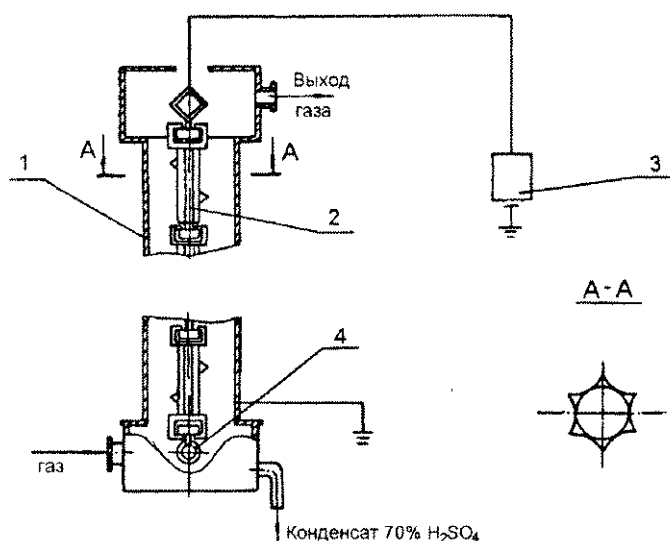


Рис. 130. Осадительный коронирующий элемент.

рис. 130. В зависимости от типа электрофилтра в камере устанавливают то или иное количество осадительных коронирующих элементов, так, например, в электрофилтре типа КТ-144 устанавливаются 144 элемента.

Осадительный электрод - это труба 1 с внутренним диаметром 250 мм, общая длина ее - 4000 мм. Труба устанавливается на ферросилидовую опорную плиту и заземляется, заземляется и положительный провод, идущий от выпрямителя. На трубу укладывают установочную плиту. В центре трубы проходит коронирующий электрод 2, который соединен с отрицательным проводом выпрямителя 3. Коронирующий электрод состоит из 8 отдельных звеньев, соединенных между собой специальными замками. Каждое звено - это ферросилидовые шестигранные элементы типа звездочки диаметром 14 мм. На гранях звездочек имеется по 2 - 3 небольших прилива в виде игл. Внизу электроды имеют грузы 4 для натягивания, все грузы элементов соединены между собой, что исключает раскачку отдельных электродов.

Напряжение на коронирующих электродах электрофилтров не ниже 80 В, ток кроны составляют $100 + 125$ мА. Степень очистки газов от тумана серной кислоты зависит и от их скорости в осадительных трубах, а также от горючего, на котором топка работает.

При работе топки на мазуте и скорости газов в трубах электрофилтра $1,0 + 1,2$ м/с количество серной кислоты в отходящих газах $0,3 + 0,45$ г/м³, при работе на природном газе при скорости 0,9 м/с количество серной кислоты в отходящих газах составляет 0,2 г/м³. Рекомендованная скорость газов в осадительных трубах равна $1 + 1,2$ м/с. Центральным расположенный электрод в трубе (отрицательный полюс) и труба (положительный полюс) оказываются заряженные электричеством высокого напряжения. Поступающие в трубу газы, содержащие частицы тумана и брызги серной кислоты, получают заряд у коронирующего электрода - отрицательный; в результате чего они притягиваются к положительно заряженному осадительному электроду - трубе, осаждаются на ее внутренней поверхности и по мере накопления стекают вниз.

Постоянный ток обеспечивает движение заряженных частиц в одном направлении к внутренней поверхности трубы. При улавливании тумана и брызг в электрофилтре нужно не только полнее очистить выхлопные газы, но и получить при этом конденсат с высоким содержанием H_2SO_4 .

Для получения конденсата, содержащего 68 + 70 % H_2SO_4 , температура в электрофилтре должна быть не ниже 130°C.

Недостаток электрофилтров - это невозможность улавливать выбрасываемый в атмосферу сернистый газ и оксиды азота. При хорошей работе электрофилтров на выхлопе в газах остается значительное содержание

SO_2 , NO_2 , пары H_2SO_4 и HNO_3 , что недопустимо с точки зрения загрязнения окружающей среды. Кроме того, стоимость электрофилтра высока и составляет примерно 30 % затрат на всю установку. Поэтому ведутся работы по устранению потерь кислоты в виде тумана путем изменения технологического режима - по понижению количества тумана в газе на выходе из концентраторов. Для этого ведут процесс с разбивкой на большое число стадий упаривания. При этом снижается температура упарки, кроме того, создаются условия для более полной конденсации тумана серной кислоты. Одновременно ведутся работы в направлении замены электрофилтров более дешевыми и простыми аппаратами - волокнистыми фильтрами [49,50].

Движение кислот на отдельных фазах их регенерации.

Для расчета движения кислот взята технологическая схема регенерации отработанных кислотных смесей с применением для концентрации серной кислоты трехкамерных барботажных концентраторов. Процесс регенерации этих кислотных смесей состоит из двух фаз:

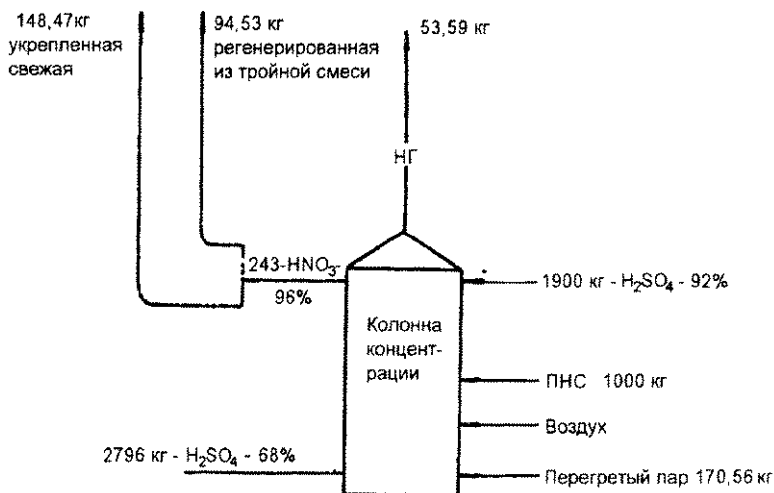
- первая фаза - разделение тройных кислотных смесей, которую можно разбить на два этапа: первый этап - это собственное разделение в колонне концентрации кислот с получением продукционной азотной кислоты с массовой долей не менее 95 % и слабой серной кислоты с массовой долей около 68 %; второй этап - это абсорбция нитрозных газов с получением азотной кислоты с массовой долей 45÷50 %.
- вторая фаза - концентрация слабой серной кислоты до ее массовой доли не менее 92 %.

Разделение тройных кислотных смесей.

На рис. 131 приведена схема движения кислот на этапе их разделения в колонне концентрирования. Расчет произведен исходя из поступления 1000 кг на разгонку тройной кислотной смеси в соотношении 2:1 отработанной (среднего состава HNO_3 - 15,9 %, H_2SO_4 - 23,13 %, H_2O - 60,47 %, нитрат целлюлозы 0,5 %) и азотной кислоты с массовой долей 50 %.

При данных соотношениях в колонну поступает азотной кислоты 61,1 % в моногидрате со слабой азотной кислотой и 38,9 % с тройной кислотной смесью. Следовательно, с учетом потерь на разложение и уноса с парами из колонны выходит в моногидрате 94,53 кг регенерированной из тройных кислотных смесей и 148,47 кг из слабой азотной кислоты. Из колонны поступает на абсорбцию нитрозных газов в количестве 53,59 (объемом $36,54 \text{ м}^3$) состава, %:

NO_2 -	25,5
NO -	13,8
N_2 -	34,0
CO -	0,8
CO_2 -	2,3
O_2 -	16,0
HNO_3 -	4,7
H_2O -	2,9
	100



H_2SO_4 - техническая серная кислота с массовой долей 92 %;

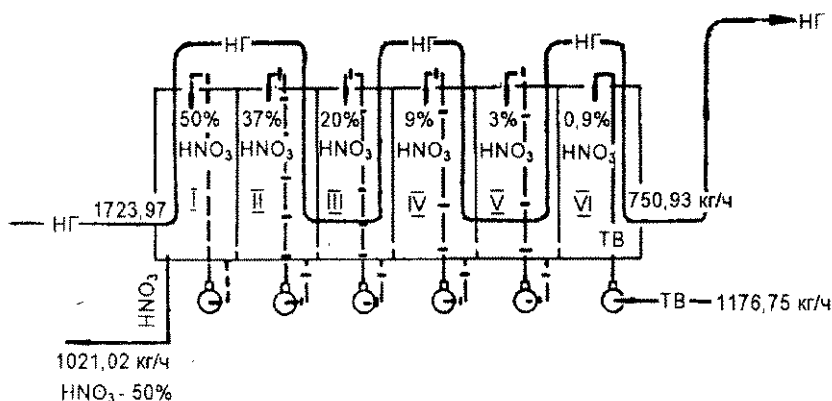
ПНС - перерабатываемая нитрационная кислотная смесь (HNO_3 - 243кг, H_2SO_4 - 13кг, H_2O - 583кг, N_2O_3 - 9кг, HNSO_4 - 30кг, HCl - 5кг);

H_2SO_4 - 68 - отработанная серная кислота с массовой долей 68 %;

НГ - нитрозные газы (NO_2 - 25,5 %, NO - 13,8 %, N_2 - 34,0 %, CO - 0,8 %, CO_2 - 2,3 %, O_2 - 16,0 %, HNO_3 - 4,7 %, H_2O - 2,9 %);

HNO_3 96 - продукционная азотная кислота с массовой долей 96 %.

Рис. 131. Схема движения кислот на этапе их разделения в колонне концентрации.



НГ - нитрозные газы;

ТВ - технологическая вода;

HNO_3 - орошающая обводненная азотная кислота;

HNO_3 - 50% - азотная кислота с массовой долей 50%.

Рис. 132. Схема движения нитрозных газов и кислот в абсорбционной установке.

Общая масса слабых серных кислот, состоящая из кислот, поступающих в колонну с отработанными нитрационными кислотами, и водоотнимающими, выходящих из колонны и поступающих на укрепление, составит 2796 кг с массовой долей 68%. На рис. 132 приведена схема движения нитрозных газов и кислот в абсорбционной установке.

В отличие от колонны концентрирования материальный расчет абсорбционной установки проводится исходя из мощности производства нитратов целлюлозы. Принимаем, что на фазу регенерации поступает 20 т/ч отработанных нитрационных кислотных смесей заданного состава. При принятом технологическом режиме работы колонны и принятом количестве отработанных кислот, поступающих на регенерацию, общее количество нитрозных газов поступающих на поглощение после колонны концентрации составит 1607,7 кг/ч, а с учетом подсасываемого воздуха - 1723,97 кг/ч состава:

	кг	%
NO ₂	409,80	16,79
NO	221,40	13,93
N ₂	635,40	42,81
CO	12,90	0,86
CO ₂	36,00	1,55
O ₂	284,70	16,77
HNO ₃	75,90	2,27
H ₂ O	47,87	5,02
		в объеме V=1187,2 нм ³ /ч

В систему подается вода - 1177 кг/ч, из системы выходит азотной кислоты, полученной по реакции образования из окислов азота и конденсации паров азотной кислоты 510,51 кг/ч моногидрата или 1021,02 кг/ч 50% HNO₃. Далее эта кислота поступает на укрепление в колонну концентрации. Нитрозные газы после поглощения в абсорбционных установках в количестве 750,93 кг/ч, состава, кг:

NO ₂	0,197
NO	5,790
O ₂	40,863
N ₂	635,320
CO	12,880
CO ₂	36,080
H ₂ O	19,800

поступают на установку селективного восстановления или выбрасываются в атмосферу, 600 нм³/ч.

Направление движения слабых кислот и нитрозных газов приведено на технологической схеме. Общее количество нитрозных газов и слабой азотной кислоты в системе абсорберов составит:

$$\Sigma G = 1723,97 + 1177 - 1021,02 - 750,93 = 1129,02 \text{ кг/ч.}$$

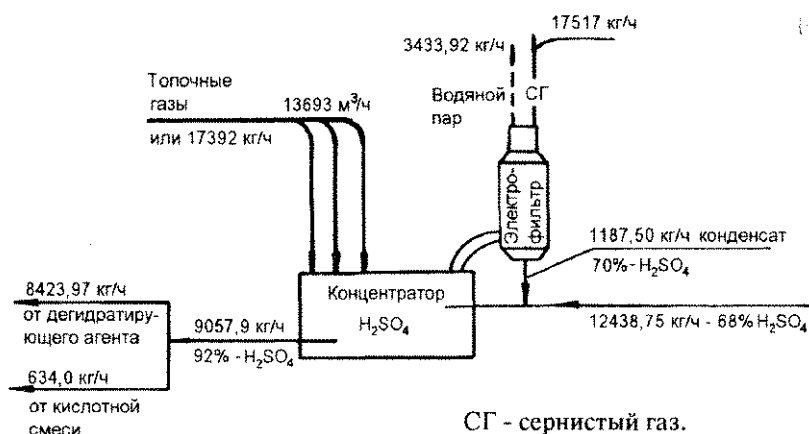


Рис. 133. Технологическая схема движения серных кислот и кислых газов при их концентрировании в трехкамерном концентраторе.

Концентрирование серной кислоты.

На рис. 133 приведена технологическая схема движения серных кислот и кислых газов при ее концентрировании в трехкамерном концентраторе при заданной его производительности 200 т/сут. по моногидрату. При заданном режиме работы концентратора с учетом 1,5% потерь из колонны концентрирования HNO₃ должны подать на концентрирование серной кислоты с массовой долей 68 % 12438,75 кг/ч и поступает конденсата серной кислоты из электрофилтра с массовой долей 70% 1187,50 кг/ч. Одновременно в концентратор поступает топочных газов 13693 м³/ч или 17392 кг/ч состава, %

CO ₂ -	4,14
N ₂ -	75,39
O ₂ -	12,77
H ₂ O -	7,70

Из концентратора выходит продукционной серной кислоты с массовой долей 92 % в количестве 9057,97 кг/ч. Из них от дегидратирующих кислот-8428,97 кг/ч, от нитрационных кислотных смесей - 634,0 кг/ч, одновременно в виде брызг серной кислоты, поступающих в электрофилтр, в количестве 593,75 с массовой долей 70% и в виде паров (моногидрат)

415,62 кг/ч. Уносится с газами в виде паров 8,33 кг/ч (моногидрат). В процессе концентрации серной кислоты последняя разлагается в количестве 116,6 кг/ч, при этом образуется, кг/ч: SO_2 - 75,25, O_2 - 19,1, H_2O - 21,25. После электрофильтров в атмосферу выбрасывается водяных паров 3433,92 кг/ч, газов топочных и от разложения серной кислоты и их паров - 17517 кг/ч состава, кг: SO_2 - 76,25, CO_2 - 720, N_2 - 13112, O_2 - 2240, H_2O - 1360, H_2SO_4 - 8,3.

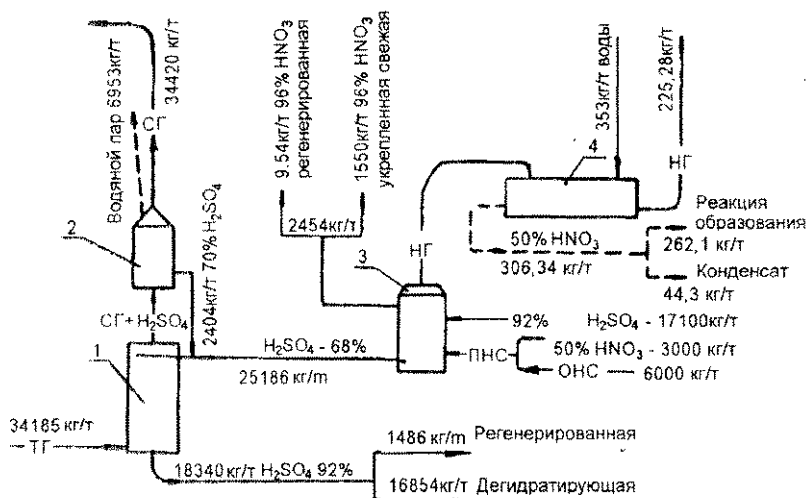
Баланс кислот на фазе регенерации (рис.134).

Кислотооборот на фазе регенерации кислот приведен в расчете количества избыточных кислот 5 - 7 т, полученных при изготовлении 1 т нитрата целлюлоз. Баланс кислот на фазе их регенерации колеблется в значительных пределах, что объясняется особенностью ведения технологического процесса на технологических фазах производства нитратов целлюлоз. Для расчета принимаем среднее количество отработанных кислот 6 т на 1 т получаемого нитрата целлюлоз. Состав отработанных кислот аналогичен принятому в расчете HNO_3 - 15,9 %; H_2SO_4 - 23,13 %, при соотношении подаваемых в колонну отработанных и слабых азотных кислот как 2:1. В производственных условиях кислоты, поступающие на фазу регенерации, называют избыточными, и они равны разности между дозирочными и абсолютными расходами.

Дозировочный расход - количество свежей азотной и серной кислот, которые добавляются в смесители при дозировке (укреплении) отработанных нитрационных кислотных смесей.

Абсолютные или удельные расходы - количество азотной и серной кислот, безвозвратно теряемое в производстве при изготовлении 1 т нитрата целлюлоз. Они складываются:

- по азотной кислоте - из расходов на реакции этерификации целлюлозы, потерь с отходящими газами, из этих потерь на абсорбционных установках улавливается 80 ÷ 85 % и поступает на регенерацию, потери при переливах и перекачках, потери кислот, удержанных (абсорбированных) нитратами целлюлоз после их рекуперации.
- по серной кислоте - из потерь с отходящими газами, удержанных (адсорбционных) нитратами целлюлозы, потерь при перекачках и переливах. На реакцию этерификации серная кислота не расходуется. Избыточные кислоты - это избыточные кислотные смеси №2 при изготовлении смесевых пироксилинов, рекуперированных из нитратов целлюлозы, абсорбированных из нитрозных газов на абсорбционных установках.



ПНС - перерабатываемая нитрационная смесь;

ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь (HNO_3 - 15,9%, H_2SO_4 - 23,13%);

НГ - нитрозные газы (NO_2 - 0,06, NO - 1,74, O_2 - 12,26, N_2 - 190,6, CO - 3,86, CO_2 - 10,82, H_2O - 5,94);

ТГ - топочный газ (CO_2 - 4,14%, N_2 - 75,39, O_2 - 12,77, H_2O - 7,7);

СГ - сернистый газ (SO_2 - 154,9, CO_2 - 1414,7, N_2 - 25756,5, O_2 - 4402,3, H_2SO_4 - 17,2, H_2O - 2674,4).

Рис. 134. Баланс кислот на фазе регенерации.

1 - концентратор;

2 - электрофильтр;

3 - колонна концентрации;

4 - абсорбционная установка.

В соответствии с принятыми условиями на переработку в колонны концентрирования в расчете на тонну изготовленного нитрата целлюлоз поступают 6 т отработанной кислотной смеси принятого состава и дополнительные 3 т HNO_3 с массовой долей 50%. При этом в колонну поступает азотной кислоты с отработанной кислотной смесью (моногидрат)

$$\frac{6000 \cdot 15,9}{100} = 954 \text{ кг/т};$$

с азотной кислотой с массовой долей 50%.

$$\frac{3000 \cdot 50}{100} = 1500 \text{ кг/т.}$$

Общее количество азотной кислоты с массовой долей 96 %, поступающей в колонну, составит $\frac{954 + 1500}{0,96} = 2556 \text{ кг/т}$. При условии, что выход азотной кислоты принят 96 %, количество продукционной азотной кислоты с массовой долей 96% после ее концентрирования составит: от отработанной кислотной смеси:

$$\frac{954 \cdot 0,96}{0,96} = 954 \text{ кг/т,}$$

от HNO_3 с массовой долей 50%

$$\frac{1500 \cdot 0,96}{0,96} = 1500 \text{ кг/т.}$$

Общее количество продукционной азотной кислоты на 1 т нитрата целлюлозы составит $954 + 1500 = 2454 \text{ кг/т}$.

В колонну концентрирования поступает серной кислоты в моногидрате с отработанной кислотной смесью

$$\frac{6000 \cdot 23,13}{100} = 1388 \text{ кг/т,}$$

или 92 %

$$\frac{1388}{0,92} = 1509 \text{ кг/т}$$

и водоотнимающего агента - с массовой долей серной кислоты 92% на 1 т нитрата целлюлозы

$$9 \cdot 1,9 = 17,1 \text{ т/т (17100 кг/т)}$$

или в моногидрате

$$17100 \cdot 0,92 = 15732 \text{ кг/т}$$

На концентрирование из колонн серной кислоты с массовой долей 68% поступает

$$\frac{1388 + 15732}{0,68} = 25177 \text{ кг/т.}$$

При этом из колонны в абсорбционные установки поступает нитрозных газов на 1 т нитрата целлюлозы (с учетом подсоса воздуха) в количестве

$$\frac{1723,97 \cdot 6}{20} = 517 \text{ кг/т состава, кг:}$$

NO ₂	122,9
NO	66,4
N ₂	190,6
CO	3,8
CO ₂	10,8
O ₂	85,4
HNO ₃	22,7
H ₂ O	14,4

Из абсорбционной установки после поглощения выходит нитрозных газов

$$\frac{750,93 \cdot 6}{20} = 225,28 \text{ кг/т, состава, кг:}$$

NO ₂	0,06
NO	0,06
O ₂	12,26
N ₂	190,60
CO	3,86
CO ₂	10,82
H ₂ O	5,94

В абсорбционной установке за счет конденсации паров азотной кислоты и реакции образования ее из оксидов азота получают азотной кислоты в моногидрате, отнесенной к 1 т полученного нитрата целлюлоз

$$\frac{6 \cdot 510,51}{20} = 153,2 \text{ кг/т,}$$

или с массовой долей 50 % - 306,4 кг/т.

Из них по реакции образования из оксидов азота - 262,1 кг/т и конденсации паров азотной кислоты - 44,3 кг/т.

Эти кислоты поступают на укрепление в колонны концентрирования. Слабая серная кислота поступает в трехкамерный концентратор.

В колонну концентрирования HNO₃ поступает серной кислоты с отработанный нитрационной кислотной смесью в расчете на получение 1 т нитрата целлюлоз

$$\frac{6000 \cdot 23,13}{100} = 1388 \text{ кг/т.}$$

Из колонны эти кислоты с массовой долей 68 % в количестве $\frac{1388}{0,68} = 2041 \text{ кг/т}$ поступают на укрепление. В колонну также подается серная кислота с массовой долей 92 % как водоотнимающий агент в расчете на 1 т получаемого нитрата целлюлоз в количестве:

$$\frac{750,93 \cdot 6}{20} = 17107 \text{ кг/т}$$

в моногидрате $17107 \cdot 0,92 = 15738 \text{ кг/т}$.

Из колонны эта кислота с массовой долей 68 % поступает на укрепление

$$\frac{15738}{0,68} = 23145 \text{ кг/т}$$

Общее количество поступающей на укрепление слабой серной кислоты с массовой долей 68 % составит $2041 + 23145 = 25186 \text{ кг/т}$.

С учетом потери в количестве 1,5 % при ее укреплении, продукционной серной кислоты с массовой долей 92 % получим:

$$\frac{25186 \cdot 0,68}{0,92 \cdot 1,015} = 18340 \text{ кг/т,}$$

в том числе из отработанных нитрационных кислот (регенерированных)

$$\frac{2041 \cdot 0,68}{0,92 \cdot 1,015} = 1486 \text{ кг/т} \quad \text{и}$$

$$\frac{23145 \cdot 0,68}{0,92 \cdot 1,015} = 16854 \text{ кг/т - дегидратирующих.}$$

При составлении нитрационных кислотных смесей регенерированная серная кислота с массовой долей 92 % идет только на составление нитрационных кислотных смесей №2. Для составления нитрационной кислотной смеси №1, в которой HNO_3 содержится в пределах $24 \div 26 \%$ и воды $7 \div 9 \%$ и ниже, использовать регенерированную H_2SO_4 с массовой долей 92 % практически невозможно.

Даже если такую кислотную смесь с использованием рекуперированной H_2SO_4 и удастся составить, то азотной кислоты в ней должно быть в пределах $35 \div 40 \%$, что экономически нецелесообразно, так как азотная кислота значительно дороже олеума. Регенерированная кислота используется как водоотнимающий агент при концентрировании азотной кислоты в

количестве $17100 - 16854 = 246$ кг/т или округленно 250 кг/т и возвращается в производство нитратов целлюлоз для составления нитрационной кислотной смеси №2 в количестве $\frac{1486 \cdot 20}{100} = 287$ кг/т, принимаем 300 кг/т. Избыток серной кислоты на фазе регенерации кислот составит $1486 - 250 - 300 = 936$ кг на 1т пироксилина.

На этой фазе общие абсолютные потери продукционной кислоты составят:

по 96 %- ной азотной кислоте

$$2556,25 - 2454 = 102,25 \text{ кг/т};$$

по 92 % - ной серной кислоте

$$\frac{25186 \cdot 0,68}{0,92} - 18340 = 275,7 \text{ кг/т}$$

В концентратор подается 34185 кг/т топочных газов. Из электрофильтров выбрасывается водяных паров 6953 кг/т и газов в количестве 34420 кг/т.

Из приведенного расчета баланса отработанных нитрационных кислотных смесей на фазе их регенерации видно, что при принятых для расчета заводских технологических параметрах выбрасывается в атмосферу значительное количество как нитрозных (из колонны концентрации HNO_3), так и сернистых газов из концентраторов серной кислоты. Это приводит не только к значительным потерям кислот, но и к загрязнению окружающей среды.

Из общей суммы выбрасываемых газов в атмосферу на фазе регенерации большую часть составляет сернистый газ, являющийся основным источником загрязнения окружающей среды.

Это объясняется тем, что в отработанной серной кислоте, поступающей из колонны на концентрирование содержится всего $8 + 10$ % регенерированной из отработанных кислот, остальные $90 + 92$ % - это кислоты водоотнимающие, поступающие в колонну концентрирования, и затем как отработанные поступающие на укрепление.

Если по нейтрализации нитрозных газов (каталитическое восстановление) имеется решение, то по ликвидации сернистых газов решения в настоящее время нет.

В целях снижения количества выбросов сернистых газов в атмосферу ведется работа в направлении совершенствования технологии производства нитратов целлюлоз и процесса концентрирования отработанных серных кислот с массовой долей 68 %.

Необходимость использовать резервы существующих технологий (периодический и непрерывный), путем рационального ведения технологического процесса в целях снижения количества, поступающих на регенерацию отработанных кислотных смесей. О чем свидетельствует то, что на одних заводах это количество составляет $3,0 + 3,5$, а на других $5,5 + 6,0$ т на 1 тонну выпускаемых нитратов целлюлоз. Последние данные положены в основу приведенного расчета.

Анализ составов, поступающих на фазу регенерации отработанных нитрационных кислотных смесей показал, что они идентичны, мало отличаются между собой и не могут сильно влиять на количество выбрасываемых в атмосферу вредных веществ. Из расчета видно, что из общего количества укрепленных до 92 % серных кислот 18340 кг/т в производство нитратов целлюлоз поступает только 1486 кг/т, остальные 16854 кг/т поступают в колонны концентрирования HNO_3 как водоотнимающий агент. Эти кислоты и дают основную массу выбрасываемых в атмосферу сернистых газов.

Если при составлении нитрационных кислотных смесей требуется техническая серная кислота с массовой долей не менее 91 %, то обязательно иметь серную кислоты как дегидратирующий фактор с такой же массовой долей. Ранее отмечалось, что при концентрировании H_2SO_4 с понижением ее массовой доли количество в парах H_2SO_4 резко уменьшается. Так, над кислотой с массовой долей 80 % в парах содержится менее 1 % H_2SO_4 .

Диаграмма кипения показывает, что при нагревании кислоты, содержащей менее 80 % H_2SO_4 , температура кипения лежит ниже 200°C , при этом в пары переходит исключительно вода. При концентрировании отработанной серной кислоты с массовой долей 68 % до массовой доли $80 + 85$ % резко сокращается разложение серной кислоты, туманообразование и испаряется в основном вода. Следовательно, при этих условиях существенно уменьшится выделение вредных веществ и будет незначителен их выброс в атмосферу.

Одним из путей снижения выбросов в атмосферу вредных веществ на фазе регенерации кислот, таким образом, можно считать применение в колоннах концентрирования азотной кислоты серной кислоты как водоотнимающего агента с массовой долей порядка 85 %, вместо технической с массовой долей $91 + 92$ %. При этом не вся масса отработанной серной кислоты после колонны концентрирования доводится до массовой доли 91 %, а только $8 + 10$ %, и $90 + 92$ % до массовой доли $80 + 85$ %.

Установка для концентрирования серной кислоты в каплях.

Применяемые в настоящее время для концентрирования серной кислоты установки с барботажными концентраторами имеют ряд недостатков.

Существующий барботажный концентратор должен работать как барботирующий аппарат, в котором газ в виде пузырьков пронизывает слой жидкости. Однако при скорости газового потока до 40 м/с в водной трубе первой камеры барботажа не существует. Потоки струй и брызг, разлетаясь, образуют ту активную среду, в которой идет процесс упаривания (концентрирования кислоты). При этом кислота перегревается, образуя пары серной кислоты, как уже отмечалось, при определенных условиях переходящие в туман.

В барботажных концентраторах испарение воды из кислоты идет не в слое горячей кислоты, а при полете ее струй и капель. При этом процесс в аппарате происходит бессистемно ненаправленно. Эти аппараты громоздки, в них образуется значительное количество паров и тумана серной кислоты, движение кислоты в камерах концентратора, имеющих большую ширину, произвольно, что не обеспечивает полного соприкосновения всей массы жидкости с горячими газами.

В промышленности наряду с барботажными концентраторами начали применять капельные концентраторы (авторы М.Я.Поляков, В.В.Мусатов), в которых потоком горячего газа жидкость дробится на капли. Благодаря высокой скорости газа и огромной поверхности образующихся мелких капель серной кислоты процесс концентрирования протекает весьма интенсивно. Существенное достоинство этого способа концентрирования состоит в том, что благодаря огромной поверхности капель, образующихся при распылении серной кислоты в трубе Вентури, интенсивность процесса очень высока, поэтому температура концентрируемой кислоты в трубе Вентури ниже и время соприкосновения кислоты с горячими газами меньше, чем в барботажном концентраторе. Это снижает степень разложения серной кислоты, уменьшает количество образующегося тумана, а также сокращает расход топлива. Кроме того, содержание туманообразной кислоты на входе в электрофильтр после трубы Вентури составляет $0,7 \pm 0,8$ г/м³ вместо 20 ± 35 г/м³ в барботажном концентраторе.

Кроме того, трубы Вентури отличаются небольшими габаритными размерами и быстро охлаждаются, поэтому уже через 2 ч после остановки их можно ремонтировать. Пуск установки и наладка технологического режима занимает всего $0,5 \pm 1$ ч. Управление агрегатом легко поддается автоматизации.

Технологическая схема концентрации серной кислоты с капельным концентратором (рис.135).

Источником топочного газа для концентрирования кислоты принимаем природный газ, как наиболее удобный не только для технологического процесса, но для уменьшения туманообразования. Так при работе на мазуте содержание тумана серной кислоты после концентратора составляет $5 \div 8 \text{ г/м}^3$, при работе на газообразном топливе - до $1 \div 3 \text{ г/м}^3$. Однако на основании исследовательских работ установлено, что туманообразование зависит и от скорости газового потока в сопле трубы и не зависит от массовой доли и температуры подаваемой и получаемой серной кислоты. Это объясняется тем, что при $v_{кр} = 160 \text{ м/с}$ очень малое количество кислоты попадает на стенки трубы, и от ее перегрева образуется малое количество ее паров, и следовательно, образуется малое количество тумана. Напряжение топочного пространства топки 1 должно быть не менее $500 \cdot 10^3 \text{ ккал}$ или $2095 \cdot 10^3 \text{ кДж}$ на 1 м^3 топочного пространства.

Как и в ранее описанных топках, после камеры сгорания в конец топки подается холодный воздух для регулирования температуры входящего в концентратор топочного газа. Затем топочный газ с температурой $850 \div 900^\circ\text{C}$ подают в конфузор концентратора - трубу Вентури 12.

Выходя из концентратора, газожидкостный поток поступает в входной патрубок циклона 11, где порядка 98 % жидкости отделяются из газового потока.

Выходящий из циклона топочный газ с некоторым количеством брызг тумана серной кислоты направляется в туманоловушку 3, конструктивно оформленную в виде трубы Вентури. Наиболее благоприятная для улова тумана скорость газового потока в горловине туманоловушки (в отличие от концентратора, где скорость его равна 160 м/с) составляет около 200 м/с . Следовательно, диаметр горловины туманоловушки составит 0,8 диаметра горловины концентратора ($160 : 200 = 0,8$).

Газожидкостный поток, содержащий не только туман и брызги серной кислоты, но и пары всей выпаренной из кислоты воды, из туманоловушки поступает в циклон 2. В туманоловушке идет дальнейшее охлаждение топочного газа и с температурой порядка $135 \div 150^\circ\text{C}$ он поступает в электрофильтр 4. Слабая отработанная серная кислота с массовой долей $67 \div 68\%$ из напорного бака 6 через дозировочные аппараты 5 и 7 примерно в равных количествах направляется в концентратор 12 и туманоловушку 3. Такое распределение отработанной кислоты способствует лучшему использованию тепла топлива.

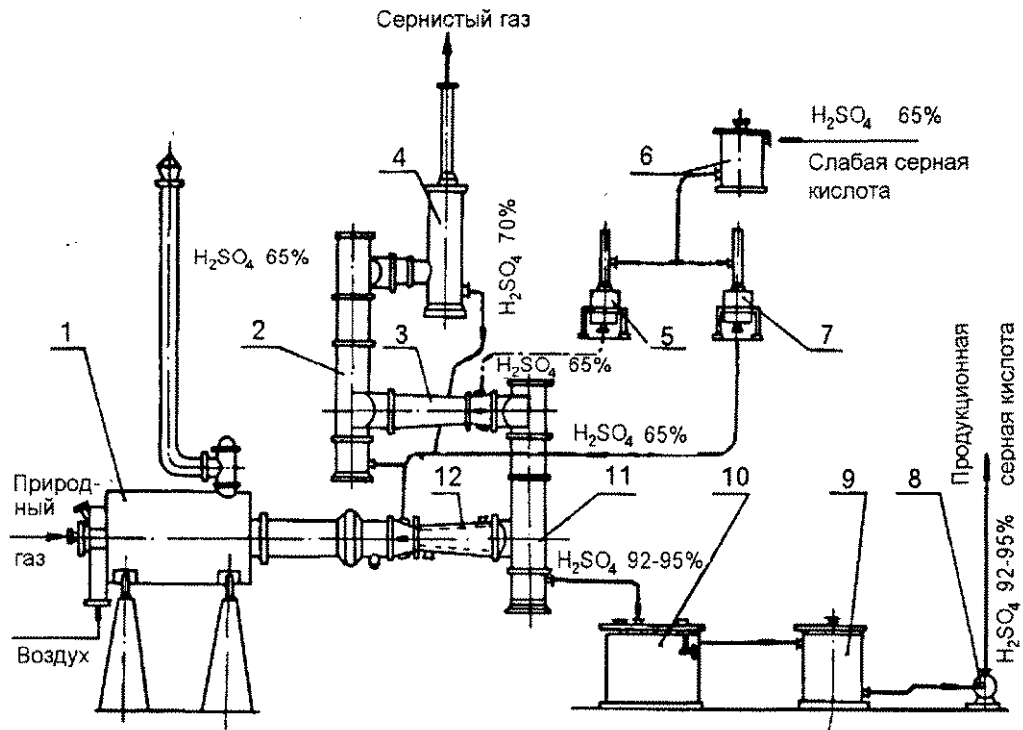


Рис. 135. Технологическая схема концентрирования серной кислоты с капельным концентратором.

Первый поток кислоты поступает в туманоловушку, разбиваясь на капли, улавливает туман, в результате чего повышается ее массовая доля на 10 %, а температура - на 10°C . Таким образом, туманоловушка выполняет функции не только улова тумана серной кислоты, но является и форконцентратором и подогревателем кислоты.

Второй поток кислоты направляется непосредственно в концентратор. Отсепарированная от газа кислота в циклоне 2 самотеком поступает в концентратор совместно с потоком непосредственно подаваемой туда кислоты. Отсепарированная продукционная кислота с массовой долей 92,5 ÷ 95 % и температурой $180 \div 220^{\circ}\text{C}$ из циклона 11 самотеком поступает в холодильник 10 и затем в сборник 9 и насосом 8 перекачивается на склад.

В аппарате одновременно находится незначительное количество кислоты, вследствие чего исключается та инерционность системы, которая присуща барботажным концентратором.

Все движение кислоты между аппаратами происходит самотеком, при этом напор между выходом из циклона туманоловушки и входом в трубу концентратора должен быть не менее 1 м.

Капельный концентратор Вентури (рис.136) [51,52].

Конструктивно он представляет собой трубу Вентури в виде двух усеченных конусов, соединенных между собой цилиндрической трубой, так называемой горловиной 4.

Диаметр трубы на входе и выходе топочного газа одинаков и равен $D = 650$ мм. Входной конус, или конфузор 2 имеет угол раскрытия конуса 25° , выходной конус, или диффузор 5, имеет конус раскрытия $15,5^{\circ}$.

Целесообразно располагать "сопла" - трубки 3, распределяющие слабую серную кислоту, по периферии равномерно по сечению конфузора. Сопла должны располагаться под углом $80 \div 100^{\circ}$ к оси трубы по ходу газа, всего достаточно четырех вводов кислоты по периферии конфузора. Сопла должны быть выдвинуты внутрь трубы примерно на величину $1/6 \div 1/7$ диаметра горловины, при этом срез конца трубок (сопл) должен быть параллелен к стенке конфузора. Ввод сопел на конфузоре должен быть на расстоянии $1/2 d$ от кромки горловины. Длина горловины равна ее диаметру d . Для наблюдения за работой сопел на газоотходе перед трубой (конфузором) смонтировано смотровое окно 1.

Плотность орошения составляет $185 \div 195 \text{ м}^3/\text{ч}$ жидкости на 1 м^2 сечения горловины. При больших скоростях газового потока обратного давления газа нет, поэтому кислоту подают в сопла самотеком с наибольшим гидравлическим давлением. В газовом потоке, имеющем высокую скорость, кинетическая энергия газа частично преобразовывается в энергию

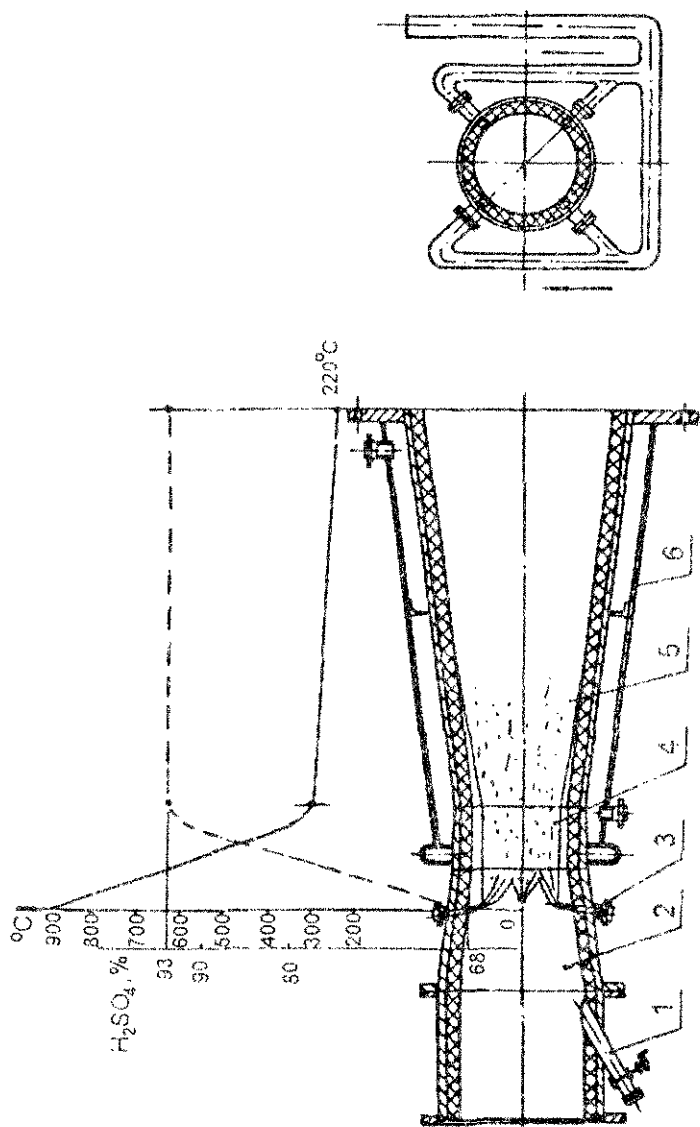


Рис. 136. Капельный концентратор Вентури.

распыления жидкости и испарения. Поток газа увлекает с собой мелкие частицы жидкости, придавая им скорость, составляющую $0,6 + 0,8$ скорости потока.

Сочетание высокого температурного напряжения и больших скоростей способствует сильному возрастанию коэффициента тепло- и массопередачи. В этих условиях процесс концентрации серной кислоты заканчивается внутри трубы через незначительное время с момента возникновения капель (рис. 136). Температура жидкости ниже температуры ее кипения вследствие энергичного поглощения тепла испаряющейся из капли воды. При скорости газового потока в горловине $v_{кр} = 160 \text{ м/с}$ на стенки диффузора попадает всего около 2% несущейся с газами жидкости. Кислота, попавшая на стенки, движется медленнее основного потока капель и нагревается до температуры значительно выше, чем капельный поток с выделением паров H_2SO_4 . Для охлаждения пристенного потока кислоты диффузор имеет водяную охлаждающую рубашку 6.

Корпус аппарата выполнен из углеродистой листовой стали, внутри имеет футеровку толщиной 130 мм, уложенную на диабазовой замазке. В качестве подслоя под футеровку укладывается листовой свинец, а на участке со стороны входа газа, где наиболее высокая температура, труба гомогенно освинцовывается на толщину 3 мм.

К футеровке концентратора предъявляются жесткие требования особенно к горловине, так как на нее одновременно воздействуют высокие температуры, агрессивные среды и эрозия. Футеровочный материал должен быть не только кислотоупорным и термостойким, но и иметь гладкую поверхность, сопряжение его элементов должно быть без граней, выступов, впадин во избежание возникновения дополнительного сопротивления и образования завихрений в трубе при значительной скорости газокислотного потока. Для футеровки было испытано несколько видов материалов.

При проектировании промышленных аппаратов применяют обыкновенный кислотоупорный кирпич марки ЩК (Щекинского завода "Кислотоупор"). Однако этот материал имеет ряд недостатков, поэтому необходимо вести работы по изысканию футеровочных материалов с более высокой термической стойкостью, с большей механической прочностью, устойчивостью к коррозии, более гладкой поверхностью. К материалам, обладающим этими свойствами, в настоящее время можно отнести ситалл.

Для улова тумана серной кислоты, образующего в концентраторе, использовано свойство слияния крупных капель кислоты с мелкими.

Таким образом, капли являются не только действенным фактором для концентрирования жидкости, но также могут служить и для улавливания образующихся в газовой среде туманов. Для слияния две относительно

крупные капли, должны обладать относительной критической скоростью; соударение капель выжимает газ между каплям из газовой прослойки и дает возможность соприкоснуться. Чем больше относительная влажность, чем легче происходит это слияние, и необходимая критическая скорость может быть меньше. Слияние капель труднолетучих жидкостей происходит гораздо чаще, чем легколетучих, что благоприятно для тумана серной кислоты. Для этого, чтобы уловить капли тумана, необходимо на них направить капли с большей скоростью, заведомо превышающей тот барьер "критической" скорости, который необходим для слияния капли-снаряда с каплей тумана. Механизм улавливания капель тумана объясняется "захватом" мелких капель тумана более крупными, образующимися от разрыва струй кислоты из сопел.

Для удобства эксплуатации туманоловушку изготавливают таких же размеров, как и концентратор, но без охлаждающей рубашки. При этом диаметр горловины туманоловушки должен быть таким, чтобы скорость газового потока в горловине была около 200 м/с. Диаметр входа и выхода туманоловушки для удобства монтажа берется (аналогично концентратору) - 650 мм. Как и концентратор, туманоловушка футерована изнутри, но так как резкие температурные деформации в ней отсутствуют, то требования к футеровке могут быть менее жесткими.

Циклон.

Газокислотный поток выносится из трубы - концентратора и трубы туманоловушки с большей скоростью. Это используется для отделения капель кислоты от газового потока путем сепарации.

Сепаратор должен не только хорошо отделять брызги кислоты, но и обеспечить малое сопротивление газовому потоку. В условиях сепарации агрессивной жидкости из горячего газового потока наиболее подходят цилиндрические пустотелые циклоны типа ЛИОТ (рис.137), которые легко и прочно футеруются кислотоупорным кирпичом или плиткой и не имеют внутренних деталей.

Корпуса циклонов как для концентратора, так и для туманоловушки по размерам одинаковы. Корпус циклона изготовлен из углеродистой листовой стали толщиной 6 мм, футеруется 3-мм свинцовой рубашкой, по которой наносится кладка химзащиты. Так как в циклоне нет жестких температурных условий, материал химзащиты не испытывает такого большого разрушающего воздействия среды, как в концентраторе. Для футеровки можно применять фасонный кислотоупорный кирпич на диабазовой замазке. Однако для удобства в эксплуатации аппаратов целесообразнее применять материал футеровки тот же, что и для концентратора. Газовоз-

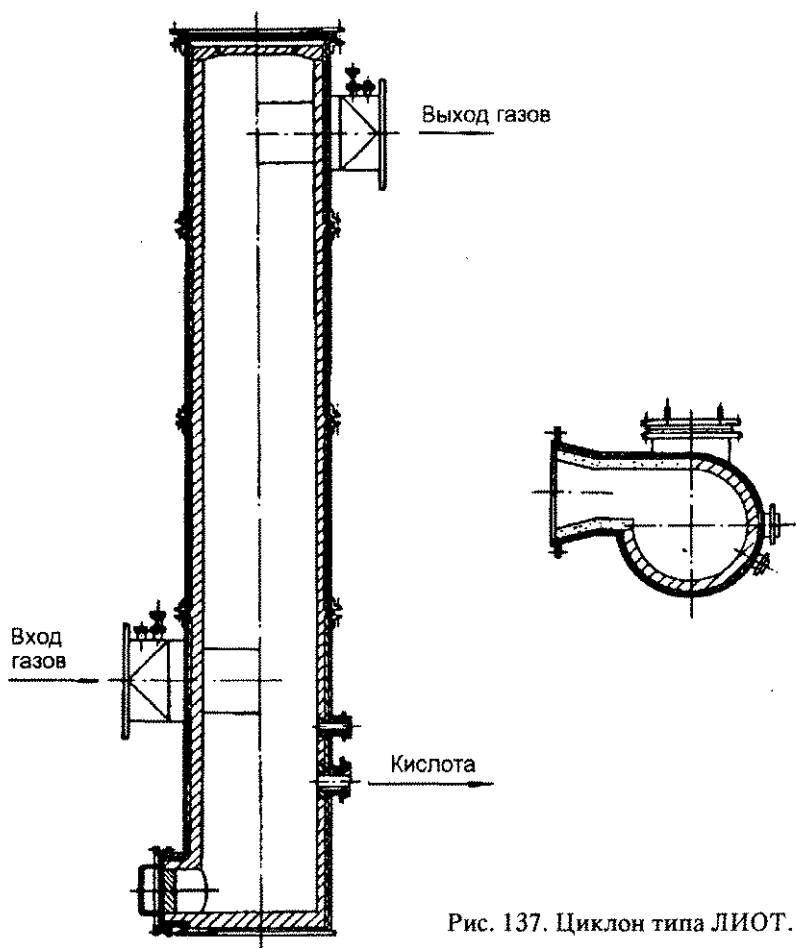


Рис. 137. Циклон типа ЛИОТ.

душная смесь с кислотой поступает в циклон по касательной, приобретает в нем винтообразное движение, и благодаря центробежной силе кислота оседает на стенках циклона, а затем стекает в холодильник. Из циклона туманоловушки уловленная кислота непосредственно стекает в концентратор - трубу Вентури.

Для лучшей направленности газожидкостной струи вдоль стенки циклона, отверстия для входа и выхода ее имеют переходы с круглого на

прямоугольное сечение при сохранении их площадей. Скорость газа на входе в циклон из концентратора Вентури составляет примерно 25 м/с.

При эксплуатации аппарата в нем образуется значительное количество шлама, для отстоя которого в нижней части циклона создается сборник. Высота сборника - от штуцера выхода кислоты до дна циклона - составляет 3000 мм, шлам из сборника периодически выгружается через специальный люк, расположенный в нижней части сборника. Сборник шлама у циклона туманоловушки может быть менее емким, чем у циклона концентратора. Для осмотра внутренней поверхности в крышке циклона имеется люк. Штуцер для вывода кислоты из циклона концентратора должен быть диаметром не менее 200 мм. Для туманоловушки он может быть меньше.

Технологический расчет установки.

В зависимости от заданной мощности установки, состава получаемой продукционной кислоты и массовой доли слабой серной кислоты, поступающей на упаривание, а также их температур составляется материальный и тепловой баланс установки.

Расчет материального баланса.

Принимаем следующие исходные данные:

производительность концентратора - 300 т/сут по моногидрату серной кислоты;

массовая доля продукционной кислоты - 92 %;

массовая доля слабой серной кислоты, поступающей на концентрирование - 68 %;

количество конденсата, получаемого в электрофилт্রে, принимаем в размере 5 % производительности концентратора; (в том числе 2,5 % за счет конденсации паров и 2,5 % за счет брызг, массовая доля конденсата 70 % H_2SO_4);

потери серной кислоты с отходящими газами 1,5 %, из которых 1,45 % теряется в виде SO_2 , получаемого при разложении серной кислоты и 0,05 % в виде паров.

На концентрирование поступает:

слабой серной кислоты, с учетом 1,5% потерь:

$$G = \frac{300 \cdot 1,015}{0,68} = 447,79 \text{ т/сут (18658,0 кг/ч.)}$$

Принимаем, что в том числе поступает:

в концентратор

$$g = 227,79 \text{ т/сут (9491,2 кг/ч)}$$

том числе воды

$$g_b = 227,79 \cdot 0,32 = 72,89 \text{ т/сут (3037,2 кг/ч)}$$

в туманоловушку

$$g_1 = 220 \text{ т/сут.}$$

В туманоловушке массовая доля этой серной кислоты повышается от 68 до 75 %. Тогда из туманоловушки в концентратор поступает 75%-ный кислоты:

$$g_2 = \frac{220 \cdot 0,68}{0,75} = 199,46 \text{ т/сут (8311 кг/ч)},$$

том числе воды

$$g_b' = 199,46 \cdot 0,25 = 49,9 \text{ т/сут (2078 кг/ч)}.$$

Конденсата из электрофильтра (H_2SO_4 с массовой долей 70%)

$$g_k = \frac{300 \cdot 0,05}{0,7} = 21,4 \text{ т/сут (892,8 кг/ч)},$$

том числе воды

$$g_b'' = 21,4 \cdot 0,3 = 6,42 \text{ т/сут (267,5 кг/ч)}.$$

Из концентратора выходит:
продукционной кислоты (H_2SO_4 с массовой долей 92%)

$$G = \frac{300}{0,92} = 326 \text{ т/сут (13587 кг/ч)},$$

том числе воды

$$g_b' = 326 \cdot 0,08 = 26,08 \text{ т/сут (1087 кг/ч)}.$$

Брызги H_2SO_4 , поступающие в электрофильтр

$$g_{bp} = 21,4 \cdot 0,5 = 10,7 \text{ т/сут (446 кг/ч)},$$

том числе воды

$$g_b''' = 10,7 \cdot 0,3 = 3,2 \text{ т/сут (133,7 кг/ч)}.$$

Пары H_2SO_4 , поступающие в электрофильтр:

$$g_n' = 21,4 \cdot 0,5 = 10,7 \text{ т/сут (446 кг/ч моногидрат)};$$

Сводный баланс материального расчета.

Статья прихода	Приход, кг/ч			Статья расхода	Расход, кг/ч		
	$M_{\text{кг}}$	H_2O	Всего		$M_{\text{кг}}$	H_2O	Всего
Отработанная H_2SO_4 с массовой долей 68 % в концентратор	6454	3037,2	9491,2	Продукционная H_2SO_4 с массовой долей 92%	12500	1087	13587
				Брызги кислоты в электро-фильтр - H_2SO_4 с массовой долей 70%	312,3	133,7	446
Отработанная кислота с массовой долей 75 % H_2SO_4 в концентратор из циклона 2	6233	2078	8311	Пары H_2SO_4 , поступающие в электрофильтр	312,3	-	312,3
				Уносится H_2SO_4 с газами в виде паров	6,25	-	6,25
Конденсат из электро-фильтра с массовой долей 70% H_2SO_4	625,3	267,5	892,8	Разлагается серной кислоты	181,2	-	181,2
				Выпаривается воды	-	4162	4162
Итого	13312,3	5382,7	18695		13312,05	5382,7	18694,75

Уносится с газами в виде паров H_2SO_4

$$g_n'' = 300 \cdot 0,0005 = 0,15 \text{ т/сут (6,25 кг/ч)}$$

При концентрации серной кислоты разлагается

$$g_k'' = 300 \cdot 0,0145 = 4,35 \text{ т/сут (181,2 кг/ч)}.$$

При разложении серной кислоты образуется:

$$\text{SO}_2 = \frac{4,35 \cdot 64}{98} = 2,84 \text{ т/сут (118,1 кг/ч)};$$

$$\text{O}_2 = \frac{4,35 \cdot 16}{98} = 0,71 \text{ т/сут (29,6 кг/ч)};$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{4,35 \cdot 18}{98} = 0,8 \text{ т/сут (33 кг/ч)}.$$

В расчете не учитываются продукты разложения содержащейся 0,03% азотной кислоты. Сводная таблица материального расчета приведена в таблице 65.

Глава XVIII

Многоступенчатое концентрирование серной кислоты

Как уже отмечалось, снижение образования тумана серной кислоты в газе при выходе из концентраторов достигается снижением температуры упаривания, уменьшением перепада температур между камерами в барботажных концентраторах, с уменьшением степени диссоциации H_2SO_4 . Эти условия можно реализовать, увеличивая время упаривания при концентрировании.

На практике это достигается разбивкой процесса упаривания на большее число ступеней.

Двухступенчатая система концентрации серной кислоты обеспечивает значительное снижение выбросов в атмосферу вредных веществ.

Средние сравнительные данные по выбросу ($г/м^3$) вредных веществ в атмосферу приведены ниже.

Наименование компонента	Капельный концентратор Вентури	
	Действующие режимы	Двухступенчатый
Туман серной кислоты	2,6	0,45
Сернистый ангидрид	0,7	0,15
Остальные компоненты в пересчете на серную кислоту	1,2	1,05

Рассмотрена технологическая схема с установкой концентраторов типа труба Вентури.

Пятиступенчатое концентрирование серной кислоты в вихревом потоке.

Применяемые для концентрирования серной кислоты барботажные концентраторы, несмотря на их широкое применение, имеют присущие им недостатки.

Аппараты громоздки, в них образуется значительное количество паров и тумана серной кислоты, для осаждения которых требуются еще более сложные электрофилтры и др. Учитывая недостатки барботажных концентраторов, в промышленности начали внедряться концентраторы типа

трубы Вентури, в которых потоком горячего газа жидкость дробится на капли, образуя огромную поверхность капель, в результате чего идет интенсивное выпаривание воды.

Однако, как и барботажные концентраторы, концентраторы типа трубы Вентури не лишены присущих им недостатков. Это жесткие требования к футеровочному материалу горловины трубы, так как на нее одновременно воздействуют как высокие температуры, так и агрессивная среда и эрозия. Футеровочный материал должен быть не только кислотоупорным, термостойким, но иметь при этом и гладкую поверхность. Эти требования в какой-то степени создают определение трудности в эксплуатации.

Разработан и рекомендован для внедрения в данной отрасли промышленности концентратор серной кислоты (Авторы Г.С.Богатырев, А.Ф.Махоткин, А.Д.Сапожников, Г.С.Кабатов, Р.А.Халитов), представляющий собой колонну, в которой процесс упаривания воды идет в вихревом потоке серной кислоты. При больших скоростях в вихревом движении горячих газов образуются потоки струй и разлетающихся в потоке газа брызг серной кислоты, создавая ту активную среду, в которой идет процесс выпаривания. Сочетание сравнительно высокого температурного напряжения и больших скоростей способствует возрастанию коэффициента массопередачи. Предусмотренные в колонне пять рабочих ступеней испарения почти исключают туманообразование серной кислоты в процессе упаривания и позволяют отказаться в этих системах от установки электрофильтров.

На рис. 138 приведена технологическая схема пятиступенчатого концентрирования серной кислоты с установкой колонны концентрации. Отработанная $68 \div 70$ %-ная серная кислота с температурой $150 \div 170^\circ\text{C}$ по трубопроводу через мерник 10 поступает в нижнюю царгу на 5-ю рабочую ступень концентрационной колонны 5. Воздух в топку 3 нагнетается воздуходувкой 1 под давлением $100 \div 105$ мм рт.ст. ($13330 \div 13996,5$ Па). Расход воздуха регулируется задвижкой 2. Нагрев воздуха в топке осуществляется сжиганием природного газа или мазута. Горячие топочные газы из топки с температурой $900 \div 950^\circ\text{C}$ подаются на 1-ю ступень колонны. Контактное горение горячих газов и кислоты осуществляется в колонне в режиме противотока.

Топочные газы, поступающие на 1-ю ступень концентрирования, отдают свое тепло кислоте, охлаждаются при этом до $200 \div 230^\circ\text{C}$; поднимаясь вверх со ступени на ступень и контактируя с кислотой, они концентрируют ее на ступенях, насыщаясь парами воды.

Из 5-й ступени топочные газы с температурой $150 \div 160^\circ\text{C}$ поднимаются на 6-ю и 7-ю абсорбционные ступени, на которые подается через ротаметр 4 вода для очистки газового потока и улавливания брызг серной кислоты.

Затем газовый поток поступает на 8-ю брызгоулавливающую ступень. Далее отходящие газообразные вещества из колонны при $110 \div 130^\circ\text{C}$ по-

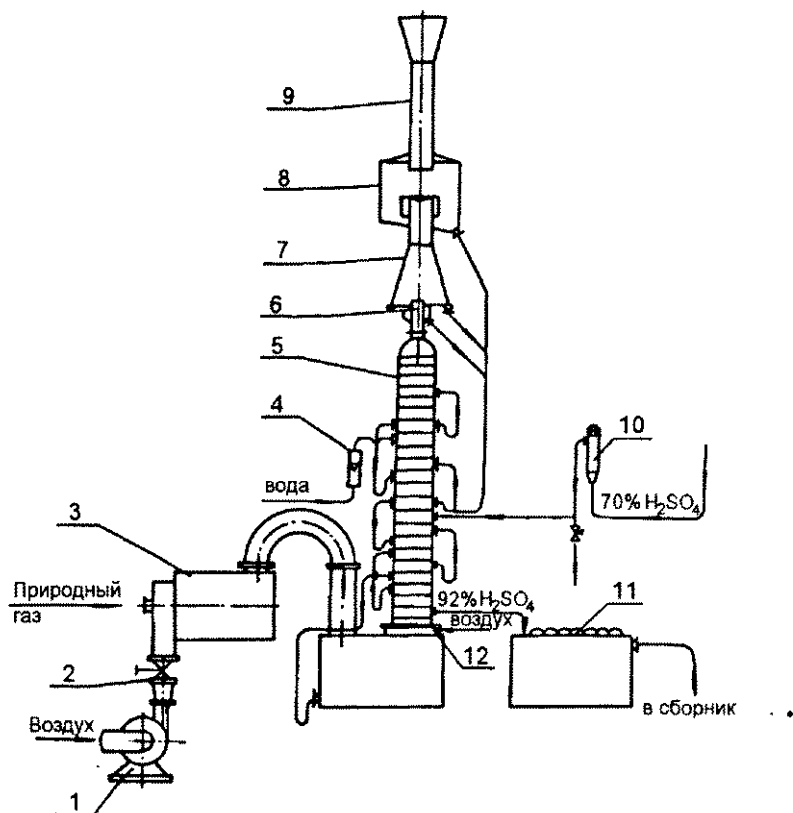


Рис. 138. Технологическая схема пятиступенчатого концентрирования серной кислоты с установкой колонны концентрации.

ступают в эжекторное устройство, состоящее из сопла эжектора 6 и коллектора 7.

В эжекторном устройстве за счет подсоса холодного воздуха происходит снижение температуры отходящих газов до $40 + 50^{\circ}C$.

Отходящие газы, пройдя дополнительную брызгоуловшку 8, направляются через трубу выброса газов 9 в атмосферу. Уловленная кислота из брызгоуловителя и коллектора, а также слабая кислота из 8-й ступени и абсорбционных ступеней по наружным кислотопроводам поступает на 2-ю царгу 5-й рабочей ступени концентрирования.

Серная кислота из 5-й рабочей ступени перетекает по наружным кислотопроводам со ступени на ступень, концентрируется и в виде продукционной с массовой долей 92 % выходит с 1-й ступени, направляясь далее в

холодильник 11 и затем в сборник готовой продукции. Для предотвращения вытеснения кислоты по наружной стенке цилиндра 1-й ступени предусмотрен пневмозатвор 12, в который подается воздух с давлением превышающим давление топочных газов.

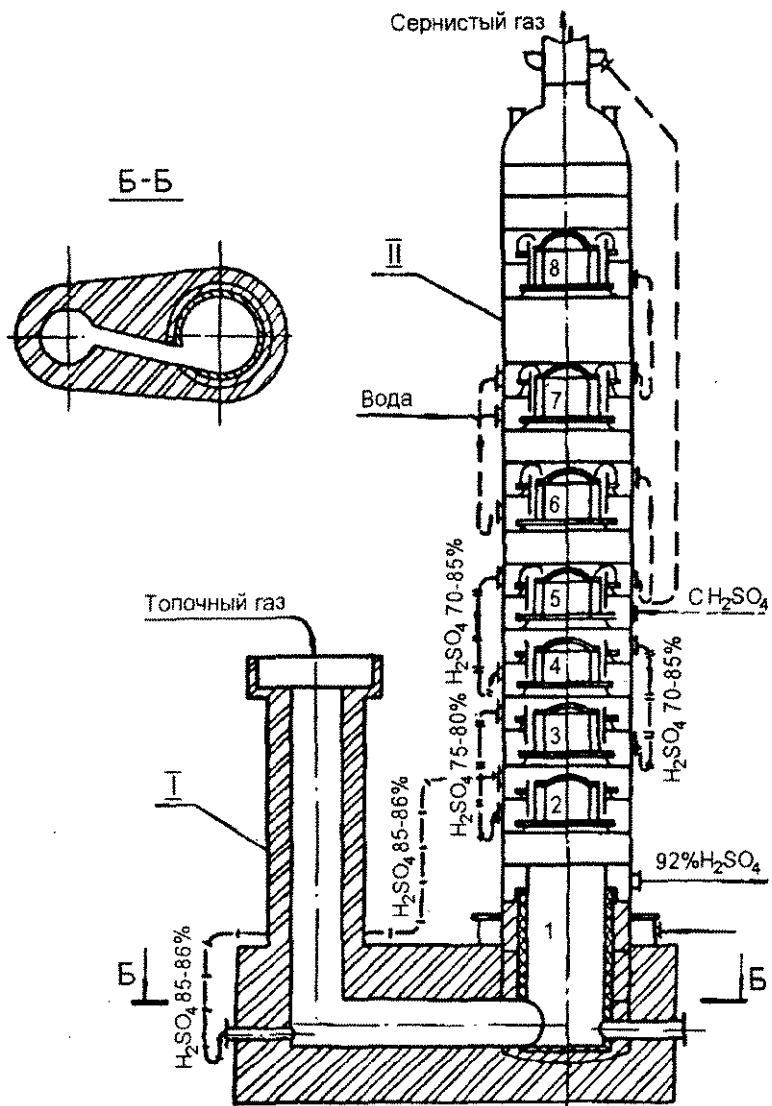
Колонна концентрации серной кислоты.

Колонна концентрации H_2SO_4 БМСКХ имеет пять (1-5) рабочих ступеней, две абсорбированных ступени (6-7) для улова паров H_2SO_4 (зона абсорбции) и одну брызгоулавливающую ступень 8. Между 5, 6, 7 и 8 ступенями установлены полые царги, над 8-й ступенью - дополнительно полые царги и крышка колонны, имеющая три патрубка. Центральный патрубок диаметром 350 мм - для отвода отходящих газов из колонны, два других - для датчиков замера температуры и давления вверху колонны. Для герметизации колонны, которая работает под небольшим давлением, применяют фторопластовые шнуры марки ФУМ диаметром 2 мм, укладываемые на торец царг в несколько рядов.

Нижняя часть колонны I по существу является 1-й ступенью концентрирования H_2SO_4 . Это емкость из стали, футерованная изнутри кислотоупорным кирпичом: в нее вставлены ферросилидовые царги, которые внутри футерованы тремя слоями дунитовых плиток. На этих царгах монтируется вся верхняя часть колонны II. Нижняя часть колонны имеет три патрубка: один патрубок с внутренним диаметром 400 мм, через который в колонну подаются горячие топочные газы, один диаметром 120 мм - для аварийного слива кислоты из колонны и патрубок приема кислоты из 2-ой ступени. Подача топочных газов в нижнюю часть колонны осуществляется по вертикальному и далее по горизонтальному каналу, образованному футеровкой и расположенному тангенциально относительно ферросилидовых колец. (см.сеч. Б_Б рис. 139)

Уловленная слабая серная кислота из коллектора и брызгоголовушки на абсорбционной и брызгоулавливающей ступенях перетекает на верхнюю царгу 5-й ступени. Слабая 70 %-ная серная кислота подается на нижнюю царгу 5-й ступени. Рабочие, абсорбционная и брызгоулавливающая ступени выполнены конструктивно одинаковыми - из высококремнистого чугуна - ферросилида марки ЧС-15, за исключением 5, 6, 7, 8 ступеней, имеющих каплеотбойники, улучшающие сепарацию жидкости.

Рабочая ступень рис. 140 состоит из нижней 2 и верхней 3 царг, установленных друг над другом. Нижняя царга имеет патрубок для приема кислоты, верхняя - для отвода. На нижней царге укладывается тарелка 1, на которую устанавливается завихритель 4, контактный патрубок 5 устанавливается во 2-й царге, нижняя часть его не доходит до тарелки 1, образуя щель для прохода кислоты. Завихритель газового потока имеет



CH₂SO₄ - слабая серная кислота.

Рис. 139. Колонна концентрирования серной кислоты.

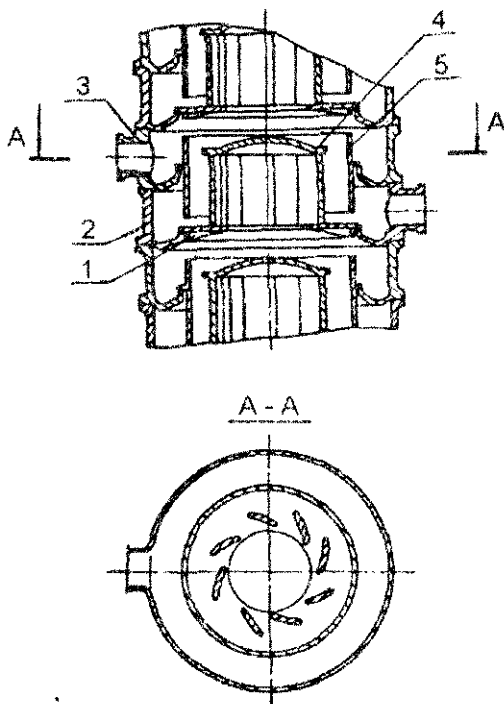


Рис. 140. Рабочая ступень колонны концентрирования.

восемь тангенциально расположенных лопаток, образующих между собой тангенциальную щель для прохода газа.

Все ступени связаны между собой внешними кислотопроводами, имеющими U-образные соединения, образующие гидрозатвор для предотвращения проскока газов по линии перетока кислоты. При этом подача кислоты на ступень осуществляется в нижнюю царгу, а ее вывод - из верхней царги.

В зонах контакта газовой и жидкой фаз на ступенях применено прямоточное их взаимодействие при сохранении противоточного движения потоков по колонне в целом. По мере перетекания из вышележащей ступени серная кислота по линии перетока поступает на нижнюю царгу нижележащей ступени, перетекает во внутреннюю полость между завихрителем и внутренней стенкой контактного патрубка.

При перетекании серной кислоты из верхних ступеней на нижние происходит их концентрирование. При пятиступенчатом упаривании на каждой ступени концентрация кислоты увеличивается примерно на $4 \div 5\%$. Таким образом, из 2-й ступени в 1-ю серная кислота поступает с массовой долей порядка $85 \div 86\%$.

Топочные газы, поступающие на 1-ю ступень с температурой $900 + 950^{\circ}\text{C}$, своим потоком подхватывают кислоту в виде капель и струй и по тангенциальному каналу поступают в днище колонны. Здесь кислота раскручивается газовым потоком и поднимается в виде высокотурбулизованного слоя жидкости, струй брызг по внутренней стенке цилиндра (днища) колонны вверх, в зону сепарации, между 1-й и 2-й ступенями.

Отсепарированная серная кислота с массовой долей $91 + 93\%$ перетекает через патрубок из зоны сепарации по трубопроводу в холодильник. Далее топочные газы поднимаются вверх и входя в щель между лопатками завихрителя, приобретают вращательное движение. Серная кислота из вышележащей ступени по линии перетока поступает на нижнюю царгу ступени, протекает через щель контактного патрубка во внутреннюю полость между завихрителем и внутренней стенкой контактного патрубка. Поток кислоты разделяется на две части. Часть кислоты эжектируется внутрь завихрителя и выводится из него в виде капель и струй. Основная доля жидкости раскручивается газожидкостным потоком и движется по спирали вверх по внутренней стенке контактного патрубка. Выходящий из щели завихрителя свежий газовый поток образует вихри жидкости, которые сливаются и движутся по спирали в восходящем потоке в виде высокотурбулизованного слоя жидкости, основная часть которой затем отсекается от газового потока под вышележащей царгой, служащей отбойником. Часть серной кислоты уносится газовым потоком на вышележащую ступень. Количество уносимой кислоты определяется расходами газовой и жидкой фаз, поступающих на ступень. За счет уноса определенного количества кислоты со ступени на ступень осуществляется такое распределение концентраций серной кислоты на ступенях, при которых величина пересыщения паров серной кислоты на ступенях не достигает критических значений и исключаются условия образования тумана серной кислоты. Отсепарированная на верхней царге серная кислота перетекает через внешний гидрозатвор на нижнюю царгу нижележащей ступени. В зону абсорбции на нижнюю царгу 7-й ступени в качестве абсорбента подается вода. Абсорбированная серная кислота из верхней царги 7-й ступени перетекает по внешнему кислотопроводу на нижнюю царгу 6-й ступени и затем с ее верхней царги на верхнюю царгу 5-й ступени упаривания.

Использование воды как абсорбента снижает содержание кислых газов в отходящих газах, а также оказывает влияние на температурный режим в верхней части колонны. Газовый поток, пройдя пять рабочих ступеней упаривания и контактируя на ступенях с кислотой, отдает ей свое тепло и, насыщаясь парами воды и пройдя абсорбционные и брызгоулавливающие ступени, с содержанием кислых компонентов в пределах санитарных норм выбрасывается в атмосферу.

Рассмотрен один из вариантов сборки колонны. В зависимости от конкретных условий эксплуатации конструкция колонны допускает изменения ее паспортной сборки. Так, увеличение числа ступеней концентрирования положительно скажется на уменьшении туманообразования, установка дополнительных абсорбционных ступеней обеспечит снижение газового выброса за счет увеличения эффективности улова брызг и капель, а также абсорбции кислых веществ.

Плотность водных растворов азотной кислоты при различной температуре.

Массовая доля, %	Плотность (в кг/м ³) при								
	5°C	10°C	15°C	20°C	30°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1005,7	1005,4	1004,7	1003,7	1000,9	997,3	988,2	976,7	963,2
5	1029,0	1028,2	1027,0	1025,6	1022,2	1018,2	1008,4	996,5	982,9
10	1059,4	1057,8	1056,1	1054,3	1050,3	1045,5	1034,7	1022,1	1008,3
15	1090,9	1088,7	1086,5	1084,2	1079,4	1073,9	1061,9	1048,5	1034,1
20	1123,4	1120,6	1117,8	1115,0	1109,4	1103,1	1089,9	1075,4	1059,8
25	1156,9	1153,6	1150,3	1146,9	1170,6	1133,2	1118,5	1102,7	1085,7
30	1191,7	1187,6	1183,8	1180,0	1172,7	1164,5	1148,2	1130,7	1112,2
35	1227,5	1222,7	1218,3	1214,0	1205,5	1196,6	1178,4	1159,1	1139,0
40	1261,3	1256,6	1251,1	1246,3	1237,0	1227,0	1206,9	1185,8	1163,8
45	1294,7	1289,0	1283,6	1278,3	1268,0	1257,0	1235,0	1211,9	1187,9
50	1327,7	1321,5	1315,7	1310,0	1298,7	1286,7	1262,8	1237,7	1211,8
60	1368,8	1380,1	1373,4	1366,7	1327,0	1314,1	1288,3	1261,5	1233,9
65	1412,8	1405,5	1398,4	1391,3	1353,3	1339,8	1312,4	1283,9	1254,7

Массовая доля, %	Плотность (в кг/м ³) при								
	5°C	10°C	15°C	20°C	30°C	40°C	60°C	80°C	100°C
70	1436,2	1428,5	1421,0	1413,4	1377,0	1363,0	-	-	-
75	1457,3	1449,4	1441,5	1433,7	1418,0	-	-	-	-
80	1476,4	1468,3	1460,1	1452,1	1435,7	-	-	-	-
85	1493,6	1485,2	1476,9	1468,6	1456,8	-	-	-	-
90	1508,5	1499,7	1491,1	1482,6	1465,6	-	-	-	-
91	1511,2	1502,3	1493,6	1485,1	1468,0	-	-	-	-
92	1513,7	1504,8	1496,0	1487,4	1470,3	-	-	-	-
93	1515,6	1506,7	1497,9	1489,2	1472,1	-	-	-	-
94	1517,7	1508,8	1409,9	1491,2	1474,1	-	-	-	-
95	1519,8	1510,9	1501,9	1493,2	1476,1	-	-	-	-
96	1521,0	1512,4	1504,0	1495,3	1478,1	-	-	-	-
97	1522,4	1513,9	1506,2	1497,5	1480,3	-	-	-	-
98	1526,0	1517,6	1509,4	1500,9	1483,7	-	-	-	-
99	1531,0	1522,7	1514,0	1505,5	1488,7	-	-	-	-
100	1537,8	1529,3	1521,1	1512,6	1494,8	-	-	-	-

Плотность серной кислоты и олеума в г/см³.

Массовая доля, %	Температура, °C					
	20	25	40	60	80	90
Серная кислота (в % H ₂ SO ₄)						
5	1,0317	1,0300	1,0240	1,0140	1,0022	0,9955
40	1,3028	1,2991	1,2879	1,2732	1,2589	1,2589
90	1,8144	1,8091	1,7933	1,7729	1,7525	1,7428
91	1,8195	1,8142	1,7986	1,7783	1,7581	1,7485
92	1,8240	1,8188	1,8033	1,7832	1,7633	1,7546
93	1,8279	1,8227	1,8074	1,7876	1,7681	1,7583
94	1,8312	1,8200	1,8110	1,7914	1,7720	1,7624
95	1,8337	1,8286	1,8137	1,7944	1,7751	1,7656
96	1,8355	1,8305	1,8157	1,7965	1,7773	1,7680
97	1,8364	1,8314	1,8166	1,7976	1,7785	1,7695
98	1,8361	1,8310	1,8163	1,7978	1,7786	1,7698
99	1,8342	1,8292	1,8145	1,7958	1,7778	1,7693
100	1,8305	1,8255	1,8107	1,7925	1,7765	1,7686
Олеум [в % SO ₃ (см)]						
10	1,867	1,863	1,844*	1,829	1,810	-
15	1,884	1,880	1,862*	1,847	1,827	-
18	1,894	1,890	1,872*	1,857	1,837	-
20	1,902	1,898	1,879*	1,864	1,843	-
25	1,918	1,915	1,897*	1,880	1,858	-
30	1,935	1,932	1,914*	1,895	1,872	-
35	1,950	1,947	1,928*	1,909	1,884	-
40	1,965	1,961	1,940*	1,919	1,894	-
45	1,978	1,974	1,950*	1,927	1,901	-
50	1,989	1,984	1,957*	1,933	-	-
60	2,000	1,994	1,958*	(1,916)	-	-
65	2,001	1,992	1,948*	(1,897)	-	-

* Плотность приведена не для 40, а для 45°C

Парциальные давления (мм рт.ст.) паров азотной кислоты (pHNO_3), воды (pH_2O) и общее давление $\text{p}_{\text{общ}}$ паров над водными растворами азотной кислоты в зависимости от температуры раствора при различном содержании HNO_3 (1 мм рт.ст. = 133,3 Па)

Температура раствора, °C	При массовой доле HNO_3 , %								
	20			25			30		
	pHNO_3	pH_2O	$\text{p}_{\text{общ}}$	pHNO_3	pH_2O	$\text{p}_{\text{общ}}$	pHNO_3	pH_2O	$\text{p}_{\text{общ}}$
0	-	4,1	4,1	-	3,8	3,8	-	3,6	3,6
5	-	5,7	5,7	-	5,4	5,4	-	5,0	5,0
10	-	8,0	8,0	-	7,6	7,6	-	7,1	7,1
15	-	10,9	10,9	-	10,3	10,3	-	9,7	9,7
20	-	15,2	15,2	-	14,2	14,2	-	13,2	13,2
25	-	20,6	20,6	-	19,2	19,2	-	17,8	17,8
30	-	27,6	27,6	-	25,7	25,7	0,05	23,8	23,8
35	-	36,5	36,5	0,04	33,8	33,8	0,07	31,1	31,2
40	-	47,5	47,5	0,06	44,0	44,1	0,11	41,0	41,1
45	0,05	62,0	62,0	0,09	57,5	57,6	0,17	53,0	53,2
50	0,07	80,0	80,0	0,13	75,0	75,0	0,25	69,0	69
55	0,09	100,0	100,0	0,18	94,0	94,0	0,35	87,0	87
60	0,13	128,0	128,0	0,28	121,0	121,0	0,51	113,0	114
65	0,19	162,0	162,0	0,40	151,0	151,0	0,71	140,0	141
70	0,27	200,0	200,0	0,54	187,0	188,0	1,00	174,0	175
75	0,38	250,0	250,0	0,77	234,0	235,0	1,38	217,0	218
80	0,53	307,0	308,0	1,05	287,0	288,0	1,87	267,0	269
85	0,74	379,0	380,0	1,44	352,0	353,0	2,53	325,0	328
90	1,01	458,0	459,0	1,95	426,0	428,0	3,38	393,0	396
95	1,37	555,0	556,0	2,62	517,0	520,0	4,53	478,0	483
100	1,87	675,0	677,0	3,50	628,0	632,0	6,05	580,0	586
105	2,50	800,0	803,0	4,65	745,0	750,0	7,90	690,0	698

Темпе- ратура раствора, °C	При массовой доле HNO ₃ , %								
	35			40			45		
	РHNO ₃	РH ₂ O	Робщ	РHNO ₃	РH ₂ O	Робщ	РHNO ₃	РH ₂ O	Робщ
0	-	3,3	3,3	-	3,0	3,0	-	2,6	2,6
5	-	4,6	4,6	-	4,2	4,2	0,05	3,6	3,6
10	-	6,5	6,5	-	5,8	5,8	0,07	5,0	5,1
15	-	8,9	8,9	0,07	8,0	8,0	0,10	6,9	7,0
20	-	12,0	12,0	0,09	10,8	10,9	0,15	9,4	9,5
25	0,07	16,2	16,3	0,12	14,6	14,7	0,23	12,7	13,0
30	0,09	21,7	21,8	0,17	19,5	19,7	0,33	16,9	17,2
35	0,13	28,3	28,4	0,25	25,5	25,7	0,48	22,3	22,8
40	0,20	37,7	37,9	0,36	33,6	34,0	0,68	29,3	30,0
45	0,28	48,0	48,3	0,52	43,2	43,7	0,96	38,0	39,0
50	0,42	63,0	63,0	0,75	56,0	56,8	1,35	49,5	50,8
55	0,59	79,0	80,0	1,04	71,0	72,0	1,83	62,5	64,0
60	0,85	102,0	103,0	1,48	90,0	92,0	2,54	80,0	83,0
65	1,18	127,0	128,0	2,05	114,0	116,0	3,47	100	103,0
70	1,63	159,0	161,0	2,80	143,0	146,0	4,65	126	131,0
75	2,26	198,0	200,0	3,80	178,0	182,0	6,20	158	164,0
80	3,07	243,0	246,0	5,10	218,0	223,0	8,15	195	203,0
85	4,15	297,0	301,0	6,83	268,0	275,0	10,70	240	251,0
90	5,50	359,0	365,0	9,00	325,0	334,0	13,70	292	306,0
95	7,32	432,0	443,0	11,70	394,0	406,0	17,80	355	373,0
100	9,70	530,0	540,0	15,50	480,0	495,0	23,00	430	453,0
105	12,70	631,0	644,0	20,00	573,0	593,0	29,20	520	549,0
110	16,50	755,0	772,0	25,70	688,0	714,0	37,00	625	662,0
115	21,20	897,0	918,0	32,50	810,0	843,0	46,00	740	786,0

Продолжение приложения 3.

Температура раствора, °C	При массовой доле HNO ₃ , %								
	50			55			60		
	PHNO ₃	PH ₂ O	Pобщ	PHNO ₃	PH ₂ O	робщ	PHNO ₃	PH ₂ O	Pобщ
0	0,095	1,97	2,06	0,13	1,8	1,9	1,9	1,2	1,4
5	0,14	2,80	3,0	0,18	2,5	2,7	0,29	1,8	2,1
10	0,22	3,95	4,2	0,27	3,5	3,8	0,43	2,5	2,9
15	0,33	5,50	5,8	0,39	4,9	5,2	0,62	3,6	4,2
20	0,49	7,50	8,0	0,55	6,7	7,2	0,84	5,0	5,8
25	0,52	10,70	11,2	0,66	9,1	9,8	1,21	7,7	8,9
30	0,56	14,40	15,0	0,93	12,2	13,1	1,66	10,3	12,0
35	0,80	19,00	19,8	1,30	16,1	17,4	2,28	13,6	15,9
40	1,13	25,00	26,1	1,82	21,3	23,1	3,10	18,1	21,2
45	1,57	32,50	34,0	2,50	28,0	30,5	4,20	23,7	28,0
50	2,18	42,50	45,0	3,41	36,3	39,7	5,68	31,0	37,0
55	2,95	54,00	57,0	4,54	46,0	51,0	7,45	39,0	46,0
60	4,05	70,00	74,0	6,15	60,0	66,0	9,90	51,0	61,0
65	5,46	88,00	93,0	8,13	76,0	84,0	13,00	64,0	77,0
70	7,25	110,0	117,0	10,70	95,0	106,0	16,80	81,0	98,0
75	9,60	138,0	148,0	13,90	120,0	134,0	21,80	102,0	124,0
85	16,30	211,0	227,0	23,00	182,0	205,0	34,80	156,0	191,0
90	20,90	258,0	279,0	29,40	223,0	252,0	43,70	192,0	236,0
95	26,80	315,0	342,0	37,30	272,0	309,0	55,00	233,0	288,0
100	34,20	383,0	417,0	47,0	331,0	378,0	69,50	285,0	354,0
105	43,00	463,0	506,0	58,50	400,0	459,0	84,50	345,0	430,0
110	54,50	560,0	615,0	73,00	485,0	558,0	103,0	417,0	520,0
115	67,00	665,0	732,0	90,00	575,0	665,0	126,0	495,0	620,0
120	84,00	785,0	869,0	110,0	685,0	795,0	156,0	590,0	746,0
125	-	-	-	-	-	-	187,0	700,0	887,0

Продолжение приложения 3.

При массовой доле HNO ₃ , %									
65			70				80		
г/г	г/100	H ₂ O	Р _{общ}	PHNO ₃	PH ₂ O	Р _{общ}	PHNO ₃	PH ₂ O	Р _{общ}
0	0,00	0,0	1,31	0,76	0,62	1,38	2,9	0,27	3,2
5	0,05	1,1	1,9	1,10	0,92	2,02	4,0	0,41	4,4
10	0,10	1,9	2,8	1,57	1,36	2,9	5,6	0,62	6,2
15	0,15	2,8	4,0	2,20	1,97	4,2	7,7	0,92	8,6
20	0,20	3,9	5,6	3,08	2,83	5,9	10,4	1,4	11,8
25	0,25	6,4	8,7	4,10	5,10	9,2	12,2	2,7	14,9
30	0,30	8,8	12,0	5,50	7,40	12,9	14,5	4,0	18,5
35	0,35	11,6	15,9	7,30	9,80	17,1	18,5	5,5	24,0
40	0,40	15,5	21,2	9,65	12,80	22,5	24,5	7,0	32,0
45	0,45	20,0	27,6	12,60	10,70	29,3	32,0	9,5	42,0
50	0,50	26,0	36,0	16,50	21,80	38,3	41,0	12,0	53,0
55	0,55	33,0	46,0	21,00	27,30	48,0	52,0	15,0	67,0
60	0,60	43,0	60,0	27,10	35,30	62,0	67,0	20,0	87,0
65	0,65	54,5	76,0	34,50	44,50	79,0	85,0	25,0	110,0
70	0,70	68,0	96,0	43,30	56,00	99,0	106,0	31,0	137,0
75	0,75	86,0	121,0	54,50	70,00	124,0	130,0	38,0	168,0
80	0,80	106,0	150,0	67,50	86,00	154,0	158,0	48,0	206,0
85	0,85	131,0	186,0	83,00	107,0	190,0	192,0	60,0	252,0
90	0,90	160,0	228,0	103,0	130,0	233,0	230,0	73,0	303,0
95	0,95	195,0	279,0	125,0	158,0	283,0	278,0	89,0	367,0
100	1,00	238,0	341,0	152,0	192,0	344,0	330,0	108,0	438,0
105	1,05	274,0	412,0	183,0	231,0	414,0	392,0	129,0	521,0
110	1,10	315,0	497,0	221,0	270,0	491,0	465,0	155,0	620,0
115	1,15	361,0	591,0	262,0	330,0	592,0	545,0	185,0	730,0
120	1,20	400,0	708,0	312,0	393,0	705,0	640,0	219,0	859,0
125	1,25	460,0	840,0	372,0	469,0	841,0	-	-	-

Темпе- ратура рас- твора, °C	При массовой доле HNO_3 , %			
	90		100	
	ρ_{HNO_3}	$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$	ρ_{HNO_3}	$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$
0	7,8	0,08	7,9	1,8
5	10,7	0,13	10,8	15,7
10	14,5	0,20	14,7	23,3
15	19,5	0,31	19,8	31,2
20	26,0	0,46	26,5	43,3
25	29,0	0,8	29,8	57,0
30	36,0	1,3	37,0	71,0
35	47,0	1,8	49,0	100,0
40	62,0	2,4	64,0	135,0
45	80,0	3,0	83,0	170,0
50	103,0	4,0	107,0	213,0
55	127,0	5,0	132,0	261,0
60	157,0	6,5	163,0	325
65	192,0	8,0	200,0	400
70	232,0	10,0	242,0	490
75	282,0	13,0	295,0	590
80	338,0	16,0	354,0	710
85	405,0	20,0	425,0	850
90	480,0	24,0	504,0	1000
95	570,0	29,0	599,0	
100	675,0	35,0	710,0	
105	790,0	42,0	832,0	

Значение константы скорости $K_{\%}$ реакции окисления оксида азота при давлении 1 ат (0,098 МПа).

Температура $t, ^\circ\text{C}$	$K_{\%}$	Температура $t, ^\circ\text{C}$	$K_{\%}$
0	0,00693	200	0,000871
30	0,00428	240	0,000683
60	0,00292	300	0,000513
100	0,00196	340	0,000434
140	0,00135	390	0,000366

Массовая доля HNO_3 , %	$100X=0$,1	Δ^*	$100X=0,5$	Δ^*	$100X=1$	Δ^*	$100X=2$	Δ^*	$100X=3$	Δ^*	$100X=4$	Δ^*	$100X=5$
5	0,109	0,406	0,515	0,505	1,020	1,005	2,025	1,003	3,028	1,033	4,031	1,002	5,033
10	0,120	0,414	0,534	0,509	1,043	1,012	2,055	1,008	3,063	1,007	4,070	1,005	5,075
20	0,149	0,435	0,584	0,522	1,106	1,029	2,135	1,021	3,156	1,016	4,172	1,014	5,186
30	0,221	0,468	0,689	0,553	1,242	1,068	2,310	1,049	3,359	1,040	4,399	1,034	5,433
40	0,344	0,593	0,937	0,629	1,566	1,172	2,738	1,127	3,865	1,105	4,970	1,091	6,061
45	0,482	0,716	1,198	0,718	1,916	1,296	3,212	1,221	4,433	1,185	5,618	1,162	6,780
50	0,691	0,919	1,610	1,111	2,478	1,510	3,988	1,389	5,377	1,328	6,705	1,290	7,995
55	1,090	1,350	2,440	1,198	3,638	1,995	5,633	1,774	7,407	1,161	9,068	1,588	10,656
60	1,899	2,411	4,210	1,963	6,173	3,138	9,311	2,766	12,077	2,394	14,471	2,317	16,788
65	3,814	4,892	8,706	4,095	12,801	6,392	19,193	5,354	24,547	4,804	29,351	4,444	33,795

Массо- вая доля HNO ₃ , %	100x=5	Δ^*	100x=6	Δ^*	100x=7	Δ^*	100x=8	Δ^*	100x=9	Δ^*	100x=10	Δ^*	100x=11	Δ^*
5	5,033	1,003	6,036	1,002	7,038	1,001	8,039	1,002	9,041	1,001	10,042	1,002	11,044	1,001
10	5,075	1,005	6,080	1,004	7,084	1,004	8,088	1,004	9,092	1,003	10,095	1,003	11,098	1,003
20	5,186	1,012	6,198	1,008	7,206	1,014	8,220	1,009	9,229	1,009	10,238	1,008	11,246	1,008
30	5,433	1,030	6,463	1,034	6,497	1,019	8,516	1,023	9,539	1,022	10,561	1,021	11,582	1,019
40	6,061	1,080	7,142	1,074	8,216	1,069	9,285	1,064	10,349	1,060	11,409	1,058	12,467	1,055
45	6,780	1,145	7,925	1,134	9,059	1,125	10,184	1,116	11,300	1,110	12,410	1,105	13,515	1,100
50	7,995	1,262	9,257	1,243	10,500	1,225	11,725	1,213	12,938	1,202	14,140	1,194	15,334	1,172
55	10,656	1,520	12,195	1,500	13,695	1,468	15,163	1,443	16,606	1,423	18,029	1,405	19,434	1,389
60	16,788	2,210	18,998	2,132	21,130	2,062	23,192	2,012	25,204	1,966	27,170	1,931	29,101	1,895
65	33,795	4,185	37,980	3,993	41,973	3,821	45,794	3,694	49,488	3,583	53,071	3,492	56,563	3,404

Массо- вая доля HNO_3 , %	100x=12	Δ^*	100X=13	Δ^*	100x=14	Δ^*	100x=15	Δ^*	100x=16	Δ^*	100x=17	Δ^*	100x=18
5	12,045	1,001	13,046	1,002	14,048	1,001	15,049	1,001	16,050	1,001	17,051	1,001	18,052
10	12,101	1,003	13,104	1,003	14,107	1,002	15,109	1,003	16,112	1,002	17,114	1,004	18,116
20	12,254	1,008	13,262	1,006	14,268	1,007	15,275	1,006	16,281	1,006	17,287	1,006	18,293
30	12,601	1,019	13,620	1,017	14,637	1,017	15,654	1,017	16,671	1,016	17,687	1,015	18,702
40	13,522	1,052	14,574	1,050	15,624	1,048	16,672	1,046	17,718	1,047	18,765	1,043	19,808
45	14,615	1,096	15,711	1,093	16,804	1,089	17,893	1,105	18,998	1,066	20,064	1,082	21,146
50	16,516	1,181	17,697	1,171	18,868	1,167	20,035	1,259	21,194	1,166	22,354	1,152	23,506
55	20,823	1,276	22,199	1,363	23,562	1,353	24,915	1,339	26,254	1,340	27,594	1,325	28,919
60	30,996	1,865	32,861	1,840	34,700	1,817	36,518	1,791	38,309	1,783	40,092	1,756	41,848
65	59,967	3,323	63,290	3,263	66,553	3,205	69,758	3,138	72,896	3,118	76,011	3,051	79,065

Массовая доля HNO ₃ , %	Δ^*	100X=19	Δ^*	100x=20	Δ^*	100x=21	Δ^*	100x=22	Δ^*	100x=23	Δ^*	100x=24
5	1,001	19,053	1,001	20,054	1,001	21,055	1,001	22,056	1,000	23,056	1,001	24,057
10	1,003	19,119	1,002	20,121	1,002	21,123	1,002	22,125	1,002	23,127	1,002	24,129
20	1,006	19,299	1,006	20,305	1,005	21,310	1,005	22,315	1,005	23,320	1,005	24,325
30	1,015	19,717	1,0016	20,733	1,012	21,745	1,014	22,759	1,013	23,772	1,013	24,785
40	1,043	20,851	1,047	21,898	1,035	22,933	1,039	23,972	1,039	25,011	1,037	26,048
45	1,080	22,226	1,088	23,314	1,065	24,379	1,094	25,453	1,072	26,525	1,071	27,596
50	1,149	24,655	1,165	25,820	1,123	26,943	1,139	28,082	1,136	29,218	1,134	30,352
55	1,318	30,237	1,354	31,591	1,263	32,854	1,298	34,152	1,295	35,447	1,287	36,734
60	1,742	43,590	1,827	45,417	1,592	47,029	1,698	48,727	1,691	50,416	1,675	52,091
65	3,013	82,078	2,972	85,050	2,939	87,989	2,900	90,889	2,878	93,767	2,841	96,608

Примечание: разность Δ между смежными значениями $\frac{1}{3}(c + 3a) \cdot P \cdot 100$ приведена для интерполяции.

Характеристика насадочных колец.

Характер загрузки колец	Размер колец, мм	Свободный объем, %	Площадь по- верхности 1м ³ колец, м ²	Масса 1м ³ колец, кг
Навалом	10×10×15	70	440	700
	15×15×2	71	330	690
	25×25×3	74	200	530
	50×50×5	77,8	91	490
	100×100×10	79,6	44,5	449
равномерно укладенная насадка	50×50×5	71,7	113	650
	80×80×8	72,0	80	670
	100×100×10	73,5	57,8	582
	120×120×10	77,7	47,8	491
	150×150×15	73,7	39,2	578

Плотность воздуха, давление водяного пара и содержание в нем влаги при 760 мм рт.ст. (1 мм рт.ст. = 133,3 Па)

Температура, °C	Плотность сухого воздуха, кг/м ³	Давление водяного пара, мм рт.ст.	Содержание влаги при полном насыщении, приходящееся на (в г)		
			1 м ³ паровоздушной смеси	1 кг паровоздушной смеси	1 кг сухого воздуха
0	1,293	4,60	4,9	3,8	3,8
1	1,288	4,940	5,2	4,1	4,1
2	1,284	5,302	5,6	4,3	4,3
3	1,279	5,687	6,0	4,7	4,7
4	1,275	6,097	6,4	5,0	5,0
5	1,270	6,535	6,8	5,4	5,4
6	1,265	6,998	7,3	5,7	5,82
7	1,261	7,492	7,7	6,1	6,17
8	1,256	8,017	8,3	6,6	6,69
9	1,252	8,574	8,8	7,0	7,12
10	1,248	9,165	9,4	7,5	7,64
11	1,243	9,762	9,9	8,0	8,07
12	1,239	10,457	10,6	8,6	8,69
13	1,235	11,162	11,3	9,2	9,80
14	1,230	11,908	12,0	9,8	9,91
15	1,226	12,699	12,8	10,5	10,62
16	1,222	13,536	13,6	11,2	11,33
17	1,217	14,421	14,4	11,9	12,10
18	1,213	15,357	15,3	12,7	12,93
19	1,209	16,347	16,2	13,5	13,75
20	1,205	17,391	17,2	14,4	14,61
21	1,201	18,495	18,2	15,3	15,60
22	1,197	19,659	19,3	16,3	16,60
23	1,193	20,888	20,4	17,3	17,68

Продолжение приложения 7.

Температура, °С	Плотность сухого воздуха, кг/м ³	Давление водяного пара, мм рт.ст.	Содержание влаги при полном насыщении, приходящееся на (в г)		
			1 м ³ паровоздушной смеси	1 кг паровоздушной смеси	1 кг сухого воздуха
24	1,189	22,184	21,6	18,4	18,81
25	1,185	23,550	22,9	19,5	19,95
26	1,181	24,988	24,2	20,7	21,20
27	1,177	26,505	25,6	22,0	22,55
28	1,173	28,101	27,0	23,4	24,00
29	1,169	29,782	28,5	24,8	25,47
30	1,165	31,548	30,1	26,3	27,03
31	1,161	33,406	31,8	27,8	28,65
32	1,159	35,359	33,5	29,5	30,41
33	1,154	37,411	35,4	31,2	32,29
34	1,150	39,565	37,3	33,1	34,23
35	1,146	41,827	39,3	35,0	36,37
36	1,142	44,201	41,4	37,0	38,58
37	1,139	46,691	43,6	39,2	40,90
38	1,135	49,302	45,9	41,4	43,35
39	1,132	52,039	48,3	43,8	45,93
40	1,128	54,906	50,8	46,3	48,64
41	1,124	57,910	53,4	48,9	51,20
42	1,121	61,055	56,1	51,6	54,25
43	1,117	64,346	58,9	54,5	57,56
44	1,114	67,79	61,9	57,5	61,04
45	1,110	71,391	65,0	60,7	64,80
46	1,107	75,158	68,2	64,0	68,61
47	1,103	79,093	71,5	67,5	72,66
48	1,100	83,204	75,0	71,1	76,90
49	1,096	87,499	78,6	75,0	81,45
50	1,098	91,982	82,3	79,0	86,11

Температура, °C	Плотность сухого воздуха, кг/м ³	Давление водяного пара, мм рт.ст.	Содержание влаги при полном насыщении, приходящееся на (в г)		
			1 м ³ паровоздушной смеси	1 кг паровоздушной смеси	1 кг сухого воздуха
51	1,090	96,661	86,3	83,2	91,30
52	1,086	101,543	90,4	87,7	95,62
53	1,083	108,636	94,6	92,3	102,29
54	1,080	111,945	99,1	97,2	108,22
55	1,076	117,478	103,6	102,3	114,43
56	1,073	123,244	108,4	107,6	121,06
57	1,070	129,251	113,3	113,2	127,98
58	1,067	135,505	118,5	119,1	135,13
59	1,063	142,015	123,8	125,2	142,88
60	1,060	148,791	129,3	131,7	152,45
61	1,057	155,839	135,0	138,4	160,7
62	1,054	163,170	140,9	145,5	170,4
63	1,051	170,791	147,1	153,0	180,07
64	1,048	178,714	153,4	160,7	191,6
65	1,044	186,945	160,0	168,9	203,5
66	1,041	195,496	166,9	177,5	214,8
67	1,038	204,376	173,9	186,4	229
68	1,035	213,596	181,2	195,8	244
69	1,032	223,165	188,8	205,7	259
70	1,029	233,093	196,6	216,1	275
75	1,014	288,517	239,9	276,0	381
80	1,000	354,643	290,7	352,8	544
85	0,986	433,041	350,0	452,8	824
90	0,973	525,392	418,8	582,5	1395
95	0,959	633,692	498,3	757,6	3110
100	0,947	760,000	589,5	1000,0	-

Литература.

1. Красногоров В. *Подражающие молниям*. - М.: Знание, 1977.
2. Лукьянов П. М. *История химических промыслов и химической промышленности России до конца XIX века*. Том V. - М.: Академия наук СССР, 1961.
3. Роговин З. А. *Химия целлюлозы*. М.: Химия, 1972.
4. *Политехнический словарь*. - М.: Советская энциклопедия, 1977.
5. Z. D. Milcs. *Cellulose nitrate*. Т. I-II, 1955, London.
6. Андреев К. К. *Термическое разложение и горение взрывчатых веществ*. - М.: Наука, 1966.
7. Казаков А. И., Рубцов Ю. И., Манелие Г. Б. *Известия А. Н. СССР серия химическая*, 1986, № 6
8. Орлова Е. Ю. *Химия и технология бризантных взрывчатых веществ*. - М.: Химия, 1981.
9. Ингольд К. *Теоретические основы органической химии*. - М.: Мир, 1973.
10. Попов С. П., Чичиров А. А., Карчин Ю. М., Кузнецов А. В. *Гетерогенный подход к реакции нитрования целлюлозы*. Тезисы докладов на X Всесоюзном совещании по кинетике и механизму реакции в твердом теле. Черноголовка, 1989 г.
11. Попов С. П., Чичиров А. А., Карчин Ю. М. *Гетерогенная модель синтеза нитратов целлюлозы*. (Материалы итоговой научной конференции КГУ им. В. И. Ульянова-Ленина за 1987 г. Казань, 1989.
12. *Расчет нормального технологического режима колонны концентрации азотной кислоты*. / Поляков М. Я. - ЦНИИНТИ, 1972.
13. *Технология получения азотной кислоты: учебное пособие*. / Атрощенко В. И., Карчин С. И. - М.: Химия, 1970.
14. *Целлюлоза и ее производные*. / Под редакцией Н. Байклза и С. Сечила / М.: Мир, 1979.
15. Франк-Каменецкий Д. А. *Диффузия и теплопередача в химической кинетике*. - М.: Наука, 1967.
16. Закошиков А. П. *Нитроцеллюлоза*. - М.: Оборонгиз, 1950.
17. *Справочник азотчика*. - М.: Химия, 1987.
18. Васильев Б. Т., Отвагина М. И. *Технология серной кислоты*. - М.: Химия, 1985.
19. Забелин А. В., Закошиков А. П., Постников В. К. *Хлопковая целлюлоза*. / Учебное пособие. - ЦНИИНТИ, 1976.
20. Никитин В. М., Оболенская А. В., Щеголев В. П. *Химия древесины и целлюлозы*. / Учебное пособие. - М.: Лесная промышленность, 1978.
21. Касаткин А. Г. *Основные процессы и аппараты химической технологии*. - М.: Химия, 1971.
22. Урбан Я. *Пневматический транспорт*. - М.: Машиностроение, 1967.

23. Сорокин Н.С. *Аспирация машин и пневмотранспорт в текстильной промышленности.*-М.: Легкая индустрия, 1970.
24. Бурсиан В.Р. *Пневматический транспорт на предприятиях пищевой промышленности.*-М.: Пищевая промышленность, 1964.
25. Гинзбург А.С. *Сушка пищевых продуктов.*-М.: Пищепромиздат, 1960.
26. Рысин С.А. *Вентиляционные установки машиностроительных заводов.* / Справочник.-М.: Машиностроение, 1969.
27. Орлова Е.Ю. *Химия и технология брызгантных веществ.*-Л.: Химия, 1973.
28. Лебедев А.Я., Тарасов А.П. *Регенерация отработанных смесей азотной и серной кислот.*-М.: Дом техники, 1963.
29. Лебедев А.Я. *Установки для денитрации и концентрации серной кислоты.*-М.: Химия, 1972.
30. Рамм В.М. *Абсорбция газов.*-М.: Химия, 1976.
31. Таланцев Ю.З. *Оборудование пироксилинового производства.*-М.: Оборонгиз, 1940.
32. Павлов К.Ф., Романов П.Г., Носков А.А. *Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.*-Л.: Химия, 1981.
33. Лещинский А.А., Толщинский А.Р. *Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры.* / Справочник.-Л.: Машиностроение, 1970.
34. Рамм В.М. *Теплообменные аппараты.*-М.: Госхимиздат, 1948.
35. Пашинский В.Ф. *Машины для размола волокнистой массы.*-М.: Лесная промышленность, 1972.
36. Иванов С.Н. *Технология бумаги.*-М.: Лесная промышленность, 1970.
37. Барамбойм Н.К. *Механохимия высокомолекулярных соединений.*-М.: Химия, 1978.
38. Найман И.М., Терлецкий Н.А. *Непрерывное измельчение нитроклетчатки.*-М.: Оборонгиз, 1945.
39. Соколов В.М. *Современные промышленные центрифуги.*-М.: Машиностроение, 1967.
40. Лукьяненко В.М., Таранец А.В. *Промышленные центрифуги.*-М.: Химия, 1974.
41. Заморцев Б.М. *Использование воды в целлюлозно-бумажной промышленности.*-М.: Лесная промышленность, 1969.
42. Киреев В.И. *Краткий курс физической химии.*-М.: Химия, 1969.
43. Клименко Г.К. *Методы испытаний порохов.*-М.: Оборонгиз, 1941.
44. *Технология получения азотной кислоты: Учебное пособие* / В.И. Андрощенко, С.И. Каргин.-М.: Химия, 1970.
45. *Расчеты по технологии связанного азота: Учебное пособие* / В.В. Киржавин.-М.: ОНТИ, 1935.

46. Чернышев А.К., Караваев М.М. *Очистка промышленных газов от окислов азота.* // Журнал ВХО им.Д.И.Менделеева.-1979, №1.
47. Васильев Б.Т., Отвагина М.И. *Технология серной кислоты.*-М.: Химия, 1985.
48. *Технология серной кислоты: Учебное пособие* / А.Г.Амелин.-М.: Химия, 1971.
49. *Технология серной кислоты.*-М: Госхимиздат, 1955.
50. Каржи А.И. Сосновский Н.П. *Концентрирование серной кислоты.*-М.:Л.: Госхимиздат, 1940.
51. Поляков М.Я. *Концентрация серной кислоты.*-М.: Дом техники, 1966.
52. *Технология неорганических веществ и минеральных удобрений: Учебник* / Е.Я. Мельников, В.П.Салтанова, А.Н. Наумова, Ж.С. Блинова.-М.: Химия, 1983.

Введение	
Глава I. Развитие производства нитратов целлюлоз	
Классификация технических нитратов целлюлоз и их применение.	
Глава II. Физико-химические свойства нитратов целлюлоз	
Структура нитратов целлюлоз	
Действие на нитраты целлюлоз различных реагентов.	
Свойства нитратов целлюлоз как взрывчатых веществ.	
Растворимость нитратов целлюлоз	
Вязкость нитратов целлюлоз	
Химическая стойкость нитратов целлюлоз	
Кинетика и механизм химического разложения нитратов целлюлоз	
Глава III Физико-химические основы этерификации целлюлоз.	
О механизме процесса этерификации целлюлоз.	
Некоторые вопросы физико - химии нитрационных кислотных смесей на основе HNO_3	
Влияние состава нитрационных кислотных смесей на процесс этерификации.	
Влияние свойств целлюлозы на процесс этерификации.	
Влияние внешних условий на скорость этерификации.	
Сернокислотный метод этерификации.	
Различные целлюлозосодержащие материалы, используемые для изготовления целлюлоз.	
Глава IV. Технологические схемы производства нитратов целлюлоз	
Периодически действующая технологическая схема изготовления смесового пироксилина	
Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления смесового пироксилина	
Комбинированная технологическая схема изготовления смесового пироксилина.	
Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления коллоксилинов	
Глава V. Подготовка целлюлоз и кислотных смесей к этерификации	
Механическая подготовка целлюлоз к этерификации	
Подготовка целлюлоз марок ХЦ и ЦА к этерификации	

Работа кипорыхлителя.	92
Подготовка целлюлозы марки РБ к этерификации.	93
Сушка целлюлоз.	99
Пневмотранспортный сушильный агрегат (автор Р.Г.Фридендер) – нагнетательная система пневмотранспортирования.	100
Работа пневмосушильного агрегата.	106
Технологический расчет пневмотранспортного сушильного агрегата.	107
Подготовка кислотных смесей к этерификации.	118
Подготовка нитрационных кислотных смесей и их расчет.	120
Смешение кислот.	126
Периодически действующий нитрационный агрегат.	137
Непрерывнодействующий нитрационный агрегат.	152
Непрерывнодействующий нитрационный агрегат в комплексе РПА-НУОК.	155
Непрерывнодействующий нитрационный агрегат с дополнительным промежуточным нитратором.	160
Глава VII. Рекуперация кислотных смесей.	164
Периодический метод рекуперации кислотных смесей.	167
Скоростной метод рекуперации кислотных смесей в кислотоотжимочных центрифугах.	174
Непрерывнодействующий метод рекуперации кислотных смесей.	176
Абсорбция азотной кислоты из отходящих газов.	208
Глава VIII. Кислотооборот в производстве нитратов целлюлоз.	218
Расчет кислотооборота для смесевого пироксилина по периодической технологии.	218
Расчет теоретических расходных норм.	219
Определение дозировочных расходов и количества избыточной отработанной нитрационной кислотной смеси.	227
Расчет кислотооборота при изготовлении коллоксилинов марки НД по непрерывнодействующей технологии.	238
Баланс нитрационных кислотных смесей при изготовлении смесевых пироксилинов.	246
Глава IX. Стабилизация нитратов целлюлоз.	257
Существующие методы стабилизации.	258
Предварительная стабилизация в чанах горячей промывки.	261

Методы стабилизации нитратов целлюлоз при повышенных температурах и давлении	
Непрерывнодействующий трубчатый автоклав.	
Непрерывнодействующий трубчатый автоклав с барометрической трубой	
Автоклав периодического действия.	
Измельчение нитратов целлюлоз.	
Измельчительные машины.	
Окончательная стабилизация.	

Глава X. Формирование общих партий нитратов целлюлоз и отжим их от воды.	
Смесители общих партий.	
Водоотжим нитратов целлюлоз от воды.	

Глава XI. Водопотребление в производстве нитратов целлюлоз.	
--	--

Глава XII. Методические основы расчета производственных мощностей пироксилиновых порохов.	
Расчет производственной мощности пироксилиновых порохов.	
Расчет мощности технологической фазы.	
Расчет мощности цеха.	
Расчет мощности предприятия	
Соизмерение мощностей производственной системы.	
Пропорциональность производственных мощностей.	
Межцеховые пропорции мощностей.	
Порядок расчета	
Расчеты производственных мощностей пироксилинового производства.	

Глава XIII. Регенерация отработанных и рекуперированных нитрационных кислотных смесей	
Технологические схемы регенерации отработанных нитрационных кислотных смесей.	
Технологическая схема регенерации кислот сернокислотным способом	
Разгонка отработанных нитрационных кислотных смесей с получением азотной кислоты 55 ÷ 60 %.	

Глава XIV. Регенерация азотной кислоты.	
Расчет технологического режима работы колонны.	

Глава XV. Переработка оксидов азота в разбавленную азотную кислоту.	
Аппаратура абсорбционной системы.	

Глава XVI. Очистка выхлопных нитрозных газов от оксидов азота.	476
Глава XVII. Концентрирование серной кислоты.	479
Установки для концентрирования серной кислоты.	482
Установки с барботажными концентраторами.	482
Движение кислот на отдельных фазах их регенерации.	498
Установка для концентрирования серной кислоты в каплях.	510
Глава XVIII. Многоступенчатое концентрирование серной кислоты	522
Пятиступенчатое концентрирование серной кислоты в вихревом потоке.	522
Приложение 1. Плотность водных растворов азотной кислоты при различной температуре.	530
Приложение 2. Плотность серной кислоты и олеума в г/см ³	532
Приложение 3. Парциальные давления (мм.рт.ст.) паров азотной кислоты (P_{HNO_3}), воды (P_{H_2O}) и общее давление $P_{общ.}$ паров над водными растворами азотной кислоты в зависимости от температуры раствора при различном содержании HNO_3 (1 мм рт.ст. = 133,3Па)	533
Приложение 4. Значение константы скорости $K\%$ реакции окисления азота при давлении 1 ат. при различных температурах	538
Приложение 5. Значения $\frac{1}{3}(C + 3a) \cdot P \cdot 100 = K$ и разности Δ^* при температуре 30°C, $100X = 0,1 \div 24$ и различной массовой доле HNO_3 (по Чернобаеву)	539
Приложение 6. Характеристика насадочных колец.	543
Приложение 7. Плотность воздуха, давление водяного пара и содержание в нем влаги при 760 мм рт.ст. (1 мм рт.ст.=133,3Па)	545
Литература.	547
Углавление	550
Вклейка №1. Рис. 25. Периодически действующая технологическая схема изготовления смесового пироксилина.	
Вклейка №2. Рис. 26 Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления смесового пироксилина.	
Вклейка №3. №1. Рис. 27. Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления коллоксилинов.	

- Вклейка №4. Рис. 81. Технологическая схема установки трубчатого автоклава.
- Вклейка №5. Рис. 114. Технологическая схема регенерации отработанных нитрационных кислотных смесей сернокислотным способом.
- Вклейка №6. Рис. 118. Колонна В.А.Степанова.

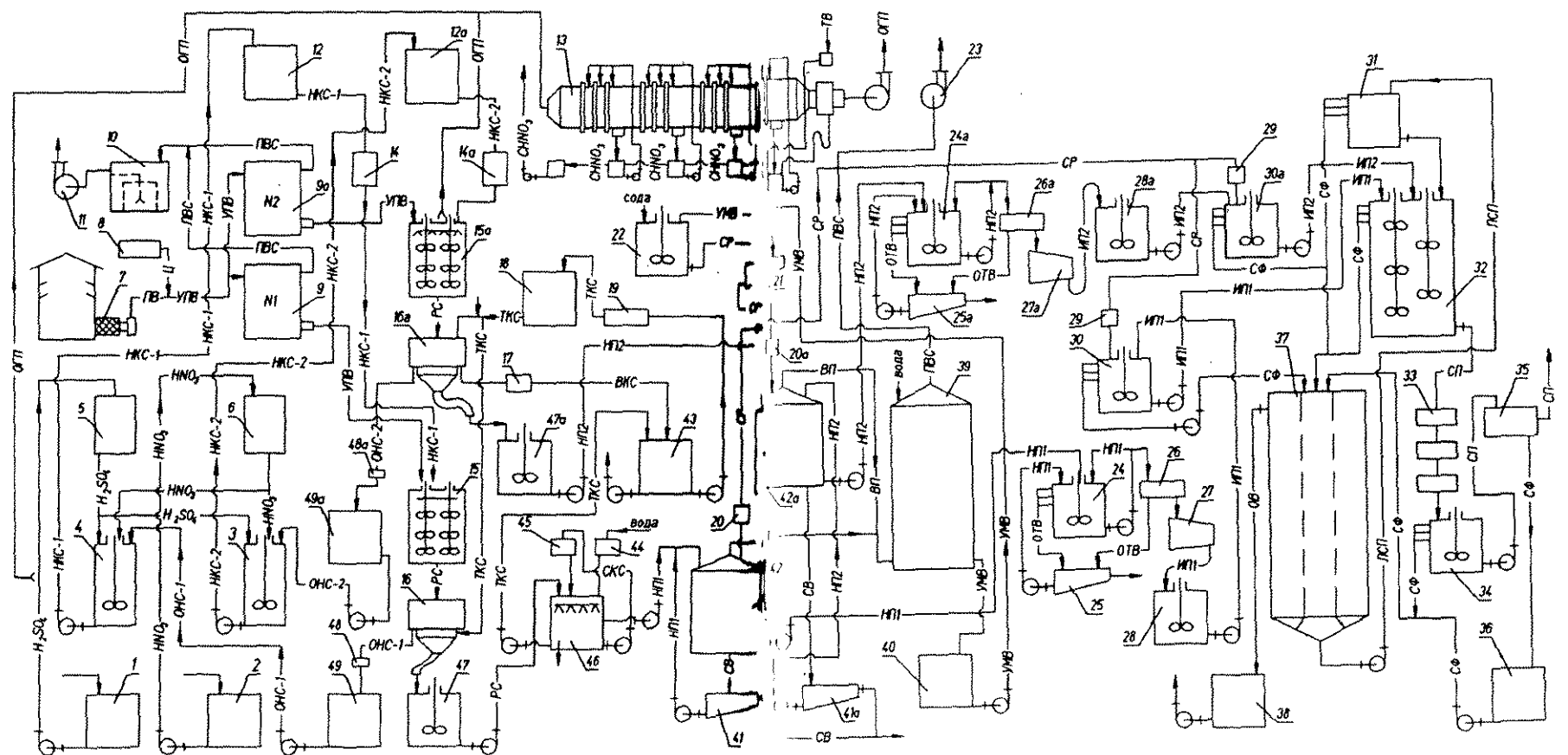


Рис. 25. Периодически действующая технологическая схема изготовления смешового пироксилина.

- ПВ - подогретый воздух;
Ц - целлюлоза;

НКС-1 - нитрационная кислотная смесь №1;
НКС-2 - нитрационная кислотная смесь №2;
H₂SO₄ - серная кислота;
HNO₃ - азотная кислота;
ОКС-1 - отработанная нитрационная кислотная смесь №1;
ОКС-2 - отработанная нитрационная кислотная смесь №2;
- ТКС - транспортная и орошающая кислотная смесь;
СКС - слабая орошающая кислотная смесь;

ВКС - вытесненная кислотная смесь из центрифуги;
НП1 - неизмельченный пироксилин №1;
НП2 - неизмельченный пироксилин №2;
ИП1 - измельченный пироксилин №1;
ИП2 - измельченный пироксилин №2;
ЛСП - смешовый пироксилин из ловушек;
- СР - содовый раствор;
СФ - сифонные воды;

СП - смешовый пироксилин;
ВП - водяной пар;
ПВС - паровоздушная смесь;
УМВ - умягченная вода;
ОПГ - отходящие газы производства;
- СВ - сточные воды;
ОТВ - отводящие транспортные воды повторного использования;

РС - реакционная смесь;
ПС - пылевоздушная смесь;
ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;
ТВ - технологическая вода;
CHNO₃ - слабая азотная кислота.
- ОВ - осветленная вода повторного использования;

сода

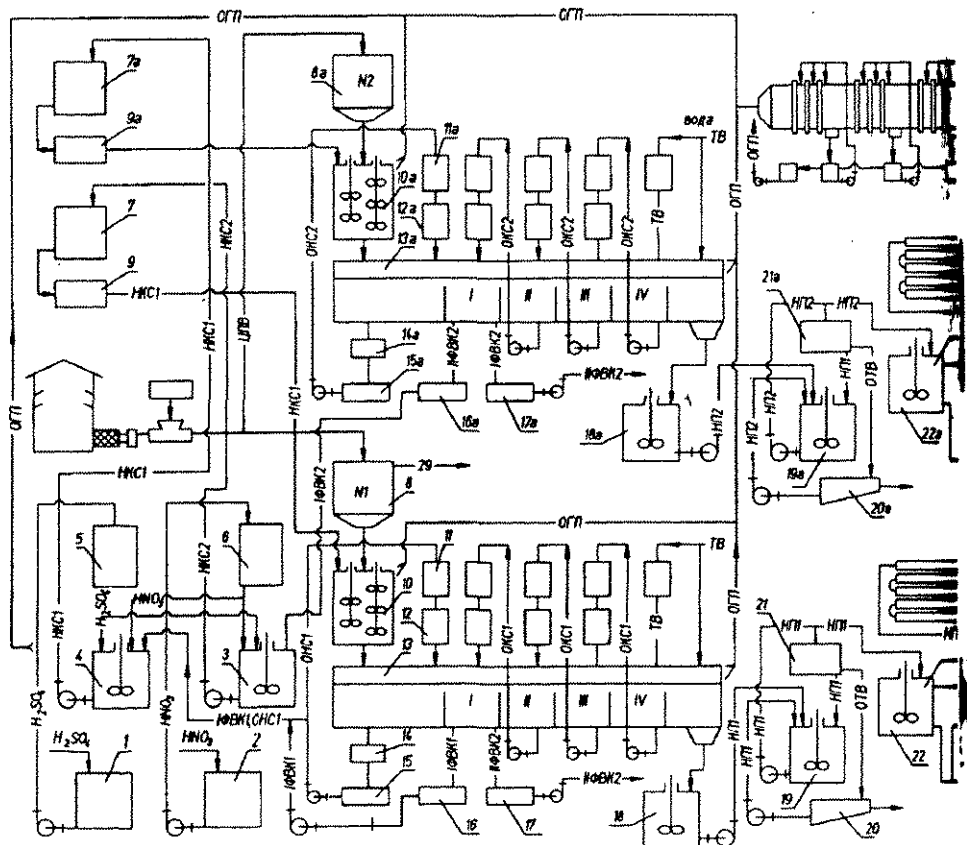


Рис. 26. Непрерывнодействующая технолог

ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;

НКС1 - нитрационная кислотная смесь №1;

НКС2 - нитрационная кислотная смесь №2;

H₂SO₄ - серная кислота;

HNO₃ - азотная кислота;

ОНС1 - отработанная нитрационная кислотная смесь №1;

ІФВК1 - первая фракция вытесненных кислотных смесей №1;

ІІФВК1 - вторая фракция вытесненных кислотных смесей №1;

ОКС1 - орошающие кислотные смеси № третьей ступени вытеснения;

ОНС2 - отработанная нитрационная ки

ІФВК2 - первая фракция вытесненных

ІІФВК2 - вторая фракция вытесненных

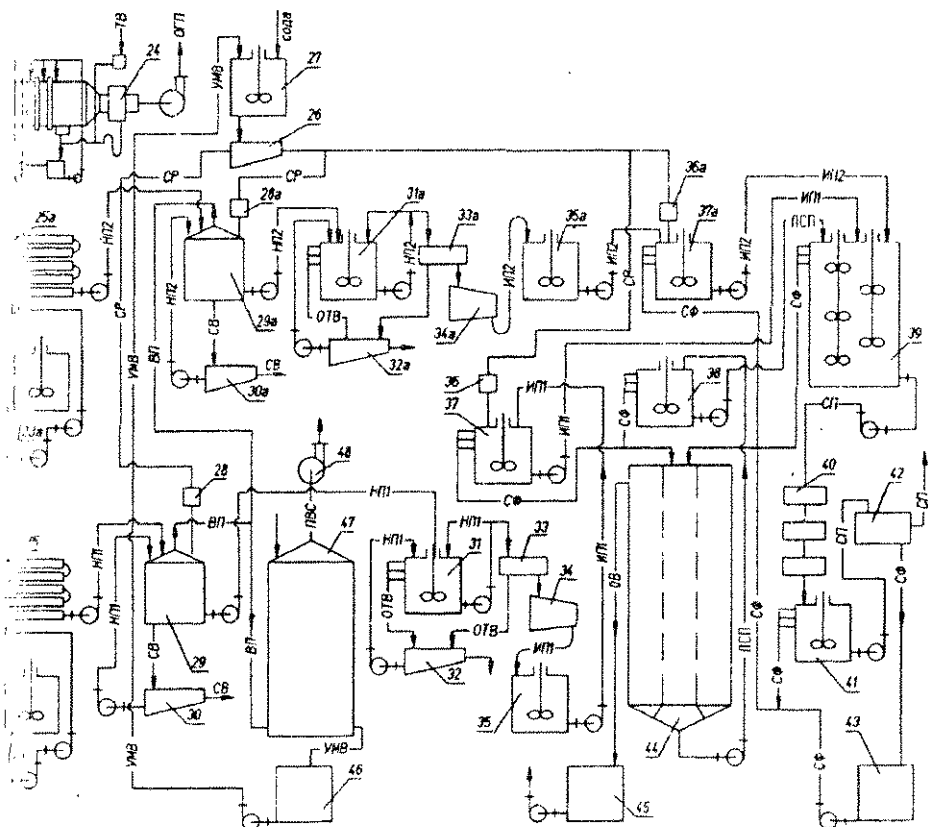
ОКС2 - орошающие кислотные смеси №

третьей ступени вытеснения;

НП1 - неизмельченный пироксилин №1

НП1 - измельченный пироксилин №1;

НП2 - неизмельченный пироксилин №2



Схематическая схема изготовления смешанного пироксилина.

первой, второй,	ИП2 - измельченный пироксилин №2;	УМВ - умягченная вода;
содовая смесь №2;	ЛСП - смешанной пироксилин из ловушек;	ОТВ - отводящие транспортные воды повторного использования;
содовых смесей №2;	СП - смешанной пироксилин;	СВ - сточные воды;
содовых смесей №2,	СР - содовый раствор;	ТВ - технологические воды;
первой, второй,	СФ - сифонные воды;	ПВС - пылевоздушная смесь;
	ОВ - осветленная вода повторного использования;	ОГП - отходящие газы производства;
	ВП - пар;	CHNO ₃ - слабая азотная кислота.
	ПВС - паровоздушная смесь;	сода

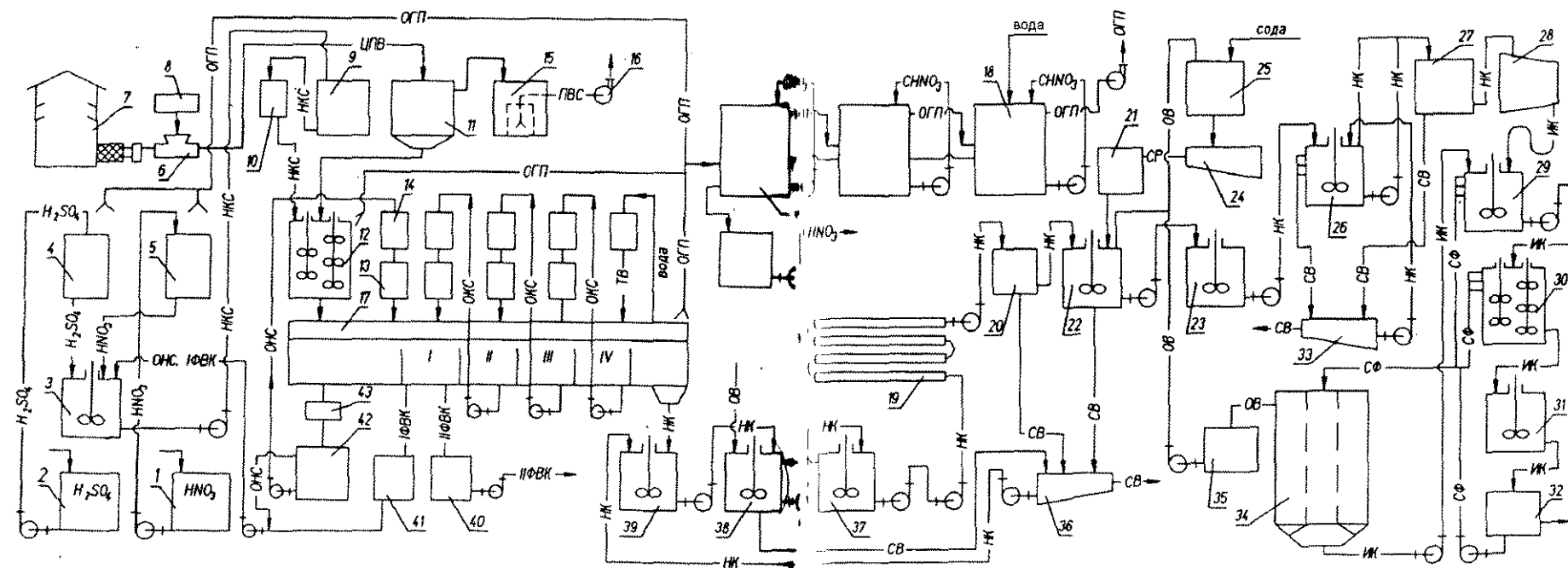


Рис. 27. Непрерывнодействующая технологическая схема изготовления коллоксилинов.

ЦПВ - целлюлоза с подогретым воздухом;

НКС - нитрационная кислотная смесь;

H_2SO_4 - серная кислота;

HNO_3 - азотная кислота;

ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь;

ИФВК - первая фракция вытесненных кислотных смесей;

ИФВК - вторая фракция вытесненных кислотных смесей;

ОКС - орошающие кислотные смеси первой, второй, третьей ступеней вытеснения;

НК - неизмельченный коллоксилин;

ИК - измельченный коллоксилин;

СР - содовый раствор;

СВ - сточные транспортные воды;

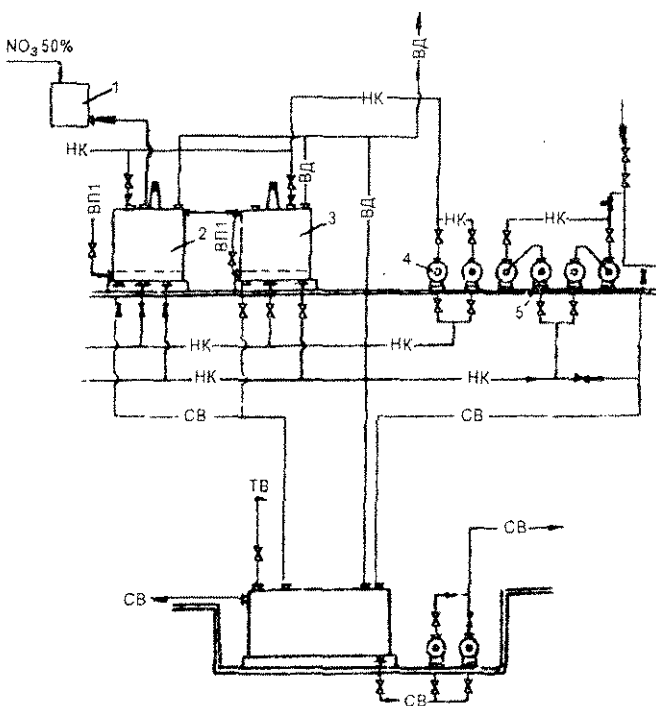
ОВ - осветленная вода повторного использования;

СФ - сифонные воды;

ОГП - отходящие газы производства;

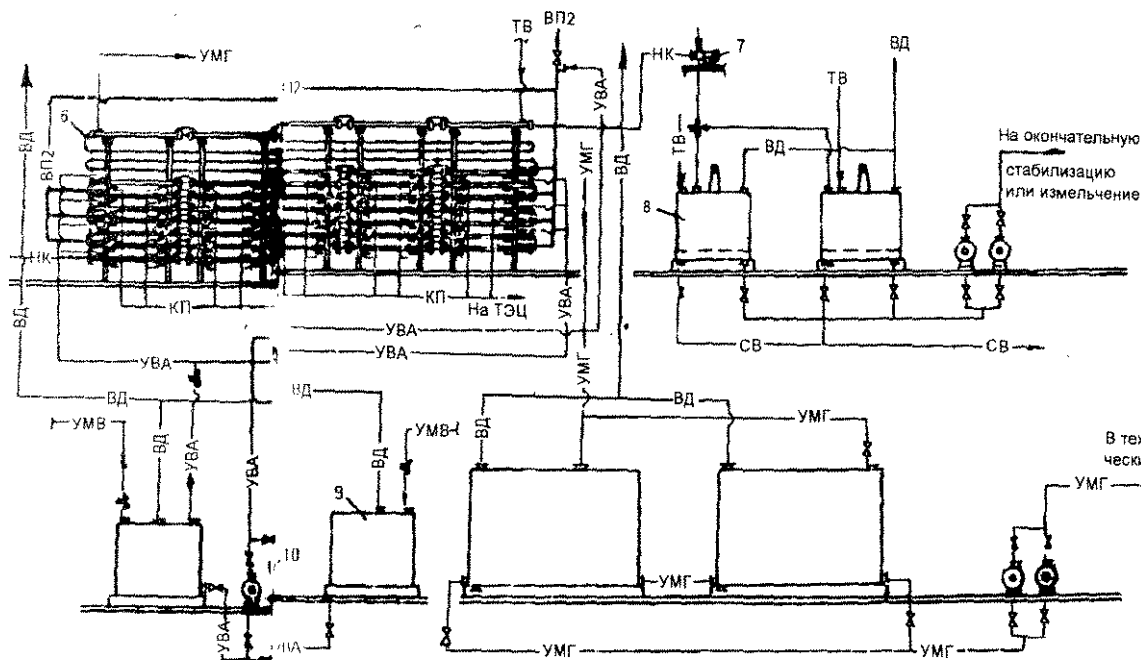
ПВС - пылевоздушная смесь;

$CHNO_3$ - слабая азотная кислота.



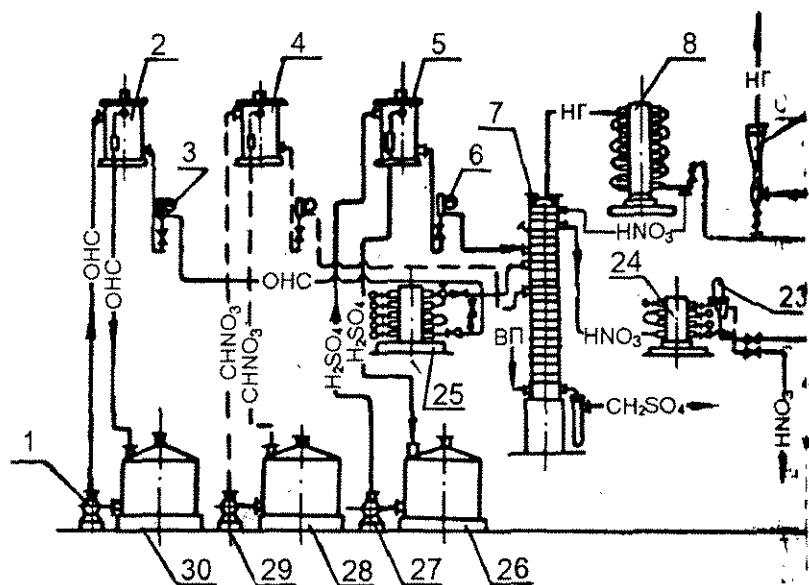
НК - водная взвесь неизмельченного коллоксилина;
 ТВ - технологическая вода;
 СВ - сточные воды;
 ВД - воздушники;
 УВА - умягченная вода аварийного охлаждения;
 УМВ - умягченная вода;

Рис. 81



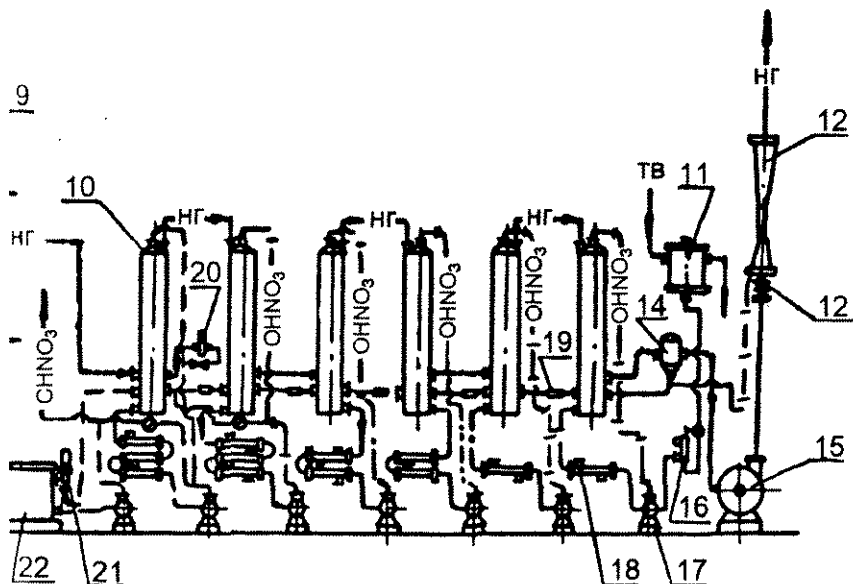
ВП2 - пар под давлением 8+9 ат;
 КП - конденсат;
 УМГ - горячая умягченная вода;
 HNO₃ 50% - азотная кислота;
 ВП1 - пар под давлением 3+5 ат.

Технологическая схема установки трубчатого автоклава.



H_2SO_4 - техническая серная кислота с массовой долей 92%;
 CH_2SO_4 - серная кислота с массовой долей 68+70%;
 ОНС - отработанная нитрационная кислотная смесь;
 HNO_3 - азотная кислота с массовой долей 95%;
 CHNO_3 - азотная кислота с массовой долей 45+50%;

Рис. 114. Технологическая схема реген



ОНО₃ - орошающие обводненные азотные кислоты;
НГ - окислы азота;
ТВ - техническая вода;
ВП - перегретый водяной пар.

рации отработанных нитрационных кислотных смесей.

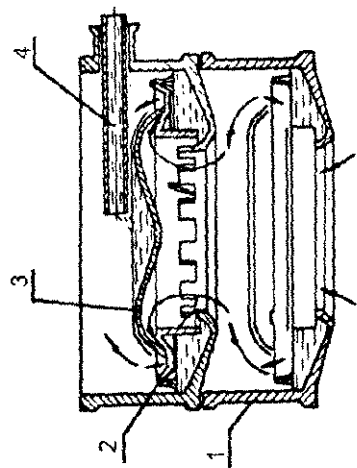
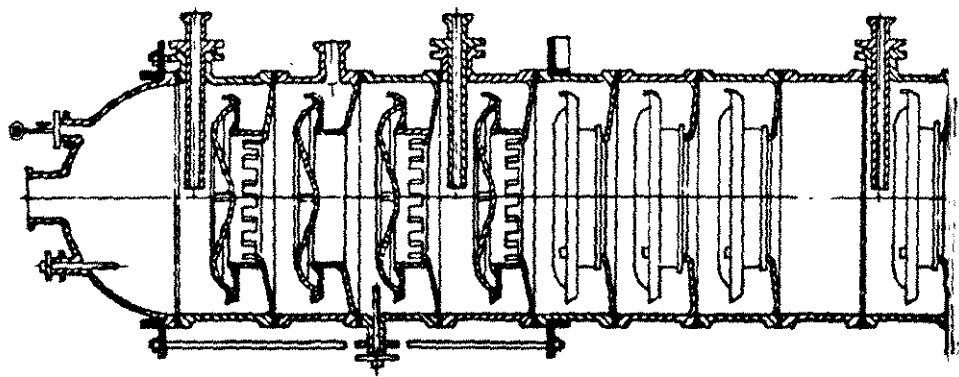


Рис. 118а.

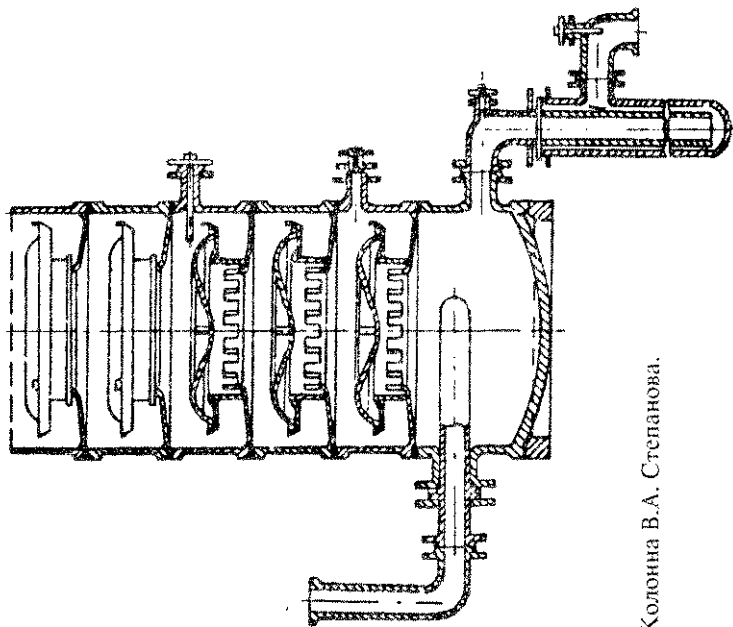


Рис. 118. Колонна В.А. Степанова.

В.И. Гиндич

Технология пироксилиновых порохов.

ТОМ ВТОРОЙ.

ПРОИЗВОДСТВО ПОРОХОВ.

Под общей редакцией А.Г.Корсакова.

Казань 1995

Посвящается 50-летию Государственного научно-исследовательского института химических продуктов.

На основе анализа теоретических основ процессов пороходелия приведена технология изготовления пироксилиновых порохов как по периодическому, так и непрерывному способам, охватывающая все виды производства, начиная с обезвоживания пироксилина и кончая смешением порохов.

Даны методы технологических расчетов оборудования, а также практические указания по его эксплуатации.

Приведен отдельными главами материальный баланс по пироксилину, порохам и растворителю, а также расчет мощности производства.

Книга может быть использована как практическое руководство для инженерно-технических работников, занятых в производстве порохов, а также как учебное пособие для студентов химико-технологических институтов и учащихся техникумов соответствующих специальностей.

Введение

Производство порохов состоит из двух стадий: производства смесового пироксилина и собственно порохов.

В соответствии с номенклатурой выпускаемых порохов производство пироксилинов должно обеспечить выпуск соответствующих марок смесовых пироксилинов в необходимом количестве. Поэтому эти производства взаимосвязаны и взаимообусловлены. В среднем пироксилиновые пороха содержат 95% пироксилина.

В пороховых производствах изготавливают как среднеазотные, так и высокоазотные пороха из смесовых пироксилинов, состоящих из высокоазотного нерастворимого пироксилина с содержанием азота не менее 209 мл NO/г, или пироксилина № 1, и растворимого пироксилина № 2 с содержанием азота 190-198 мл NO/г.

Соотношение пироксилина № 1 и пироксилина № 2 для высокоазотного (ВА) смесового пироксилина 75:25 - 80:20%, для среднеазотного (СА) смесового пироксилина 60:40 - 65:35%.

В книге изложены физико-химические основы производства пироксилиновых порохов. Описаны технологические схемы получения порохов как по периодической, так и по непрерывной технологиям.

Рассмотрено применяемое технологическое оборудование, выполнен его расчет.

Кроме технологических расчетов, приведены режимы работы основного технологического оборудования и правила его эксплуатации.

Из-за отсутствия в литературе обобщенных данных по технологии и оборудованию производства пироксилиновых порохов, автор поставил цель - обобщить и по возможности восстановить накопленный опыт производства, результаты научно-исследовательских и опытно-конструкторских работ.

Книга будет полезна для специалистов предприятий, а также для студентов вузов и учащихся техникумов соответствующих специальностей. При работе над книгой использованы материалы по эксплуатации производства пироксилиновых порохов на заводах (регламенты), отчеты НИИ и заводов по усовершенствованию существующих и отработке новых технологических процессов и аппаратов. Использована литература авторов Гиндича В.И., Зеленского В.П., Тарасова А.П., Тишунина И.В., Фиошиной М.А., а также работы Величко Ю.А., Потаповой Т.П., Тренина О.К., Халитова Н.Х., Шайхутдинова А.Н., Карташевой М.С.

Автор выражает благодарность Ахсановой Р.Р. за помощь в подборе и систематизации материалов, а также за представление данных для напи-

дана глава XVII. Шамову А.Г. за организацию компьютерных работ, прислаженным Насершиной Д. А. и Хамзиной А.М. за верстку материала на компьютере.

Выражаю сердечную признательность доктору технических наук Корсакову А.Г. и кандидату химических наук Кондратьеву И.Н. за внимательное прочтение рукописи и многочисленные предложения по улучшению текста, большая часть которых была с благодарностью принята автором при подготовке окончательного варианта работы.

Глава I

Развитие производства пироксилиновых порохов.

Пороха представляют собой группу метательных взрывчатых веществ, которые горят параллельными слоями, и применяются как источник энергии для метания снарядов. Они обладают способностью гореть закономерно и с определенной скоростью в камере оружия, что обуславливается их химическим составом, плотностью, механической прочностью, формой и размерами [1].

Так называемые пироксилиновые или нитроцеллюлозные пороха представляют собой пластифицированные и уплотненные нитроцеллюлозы (азотнокислые эфиры целлюлозы) [2].

Дымный порох, который имеет начало применения с XIV века, в середине XIX века уже не удовлетворял требованиям по метательным характеристикам, поэтому проводились исследовательские работы по использованию пироксилина как пороха. Фадеев А. считал, что применение пироксилина в зерненном виде с приданием ему большей плотности устранил разрыв орудия [3].

Для упорядочения процесса горения нитроцеллюлозы, создания условий закономерного горения и исключения перехода горения в объемное необходимо пористую нитроцеллюлозу уплотнить. Простым уплотнением нитроцеллюлозу, даже при давлении 500 кгс/см^2 (49 МПа), можно уплотнить до плотности около $1,24 \text{ кг/дм}^3$ при теоретической плотности волокнистого пироксилина $1,65 \text{ кг/дм}^3$. Для придания ей большей плотности ее необходимо пластифицировать растворителем с последующим сжатием.

Вель в 1884 г. определил, что пироксилин в спирто-эфирном растворителе только набухает и растворять его нужно в смеси с коллоксилином.

Полученная масса хорошо формуется в пороховые шнуры заданных размеров и форм с последующим удалением растворителя.

В России опыты по превращению пироксилина в порох были начаты в 1887 г. В них принимали участие профессор Н.Федоров, С.Панпушко, А.Сухинский, З.Калачев. Образцы первого русского пироксилинового пороха были получены в 1888г. В это же время началась разработка новой винтовки, дата ее появления-1891г. Это было первое огнестрельное оружие с применением пироксилинового пороха. Таким образом, к тому времени были разработаны пироксилиновый порох и стрелковое оружие к нему.

Для артиллерийских систем крупного калибра необходим был порох в виде крупных зерен, который в то время не удавался. Д.И.Менделеев начал работать над созданием таких порохов.

В 1891-1895 г. пороховые заводы, изготавливающие "черные" пороха, были реконструированы под производство пироксилиновых порохов. Менделеев отметил, что "черный дымный порох нашли китайцы и монахи - чуть не случайно, ощупью, механическим смешением, в научной темноте. Бездымный порох открыт при полном свете современных химических познаний" [4].

В 1890г. Д.И.Менделеев предложил безопасный метод обезвреживания пироксилина спиртом вместо опасной операции его сушки.

В 1895г. Никольским был предложен способ удаления из пороха инертного летучего спирто-эфирного растворителя путем вымачивания пороха в воде.

Обычные нитроцеллюлозные пороха в своей основе представляют нитраты целлюлоз, пластифицированные различными растворителями и уплотненные в процессе производства до плотности $1,58+1,6 \text{ кг/дм}^3$. Такие пороха приобретают способность к закономерному горению параллельными слоями.

Основу этих порохов до 90+95% составляют нитраты целлюлоз. Для повышения химической стойкости в их состав вводится 1+2% стабилизаторов химической стойкости, замедляющих процесс разложения нитратов целлюлоз.

В порохе всегда содержится 0,5+3,7% растворителя (неудаляемого) в зависимости от марки пороха и (удаляемой) влаги 0,7+1,8%.

Флегматизированные пороха, содержащие, кроме указанных компонентов, графит (0,2+0,4%) и камфору (1,5+1,8%), которые вводятся в поверхностные слои пороховых элементов, что обеспечивает прогрессивность их горения. Эти пороховые зерна имеют переменную скорость горения.

В порохе графит может выполнять несколько функций- являться технологическим компонентом, обеспечивать стабильность горения, устранять электризацию зерновых порохов и улучшать их сыпучесть. В последних двух случаях графит наносится лишь на поверхность пороховых зерен.

Имеется несколько разновидностей порохов:

- малогигроскопические пороха, отличающиеся от обычных порохов тем, что содержат в своем составе гидрофобные добавки, снижающие поглощение атмосферной влаги;
- пороха с противозерозионными добавками, для стрельбы из орудий большой мощности;
- пламягасящие пороха;
- быстрогорящие пороха и другие, которые изготавливаются по принятым технологическим схемам, с соответствующими добавками.

Пироксилиновые пороха обладают рядом положительных свойств по сравнению с баллиститными.

Они не термопластичны, обладают высокой механической прочностью. Этим порохам легко придается зерненная многоканальная форма, обеспечивающая прогрессивность горения, удобства устройства зарядов из одной марки пороха к орудиям различных систем путем изменения массы заряда. Пироксилиновые пороха можно получать с малой толщиной горящего свода ($2e < 1$), они идут на изготовление зарядов к орудиям мелких и средних калибров, а также для стрелкового вооружения.

Устаревшие пороха, которые не могут быть использованы из-за отклонения физико-химических или баллистических показателей, легко поддаются переделке: В 1915-1916г.г. как и пироксилиновые производства была проведена реконструкция и расширение пороховых заводов на базе более совершенного оборудования. Однако оборудование пороховых заводов было несовершенным.

Первые фазы производства-обезвоживание, пластификация, прессование шнуров, резка пороховых элементов- были оборудованы аппаратами периодического действия.

Фазы удаления растворителя- провяливание, вымачивание, сушка, смешение порохов- по существу не имели механизированного технологического оборудования.

За последние 50 лет были проведены научно-исследовательские работы по созданию новых непрерывно- действующих агрегатов на основных фазах производства и модернизации существующей технологии.

Были отработаны шахтные аппараты провяливания и сушки зерненных порохов.

Последующей разработкой был непрерывно - действующий пороховой комплекс для изготовления зерненных порохов, состоящий из двух агрегатов:

Первый агрегат, включающий в себя технологию и непрерывно - действующие аппараты - аппараты для дозировки и загрузки компонентов в непрерывно - действующий мешатель, сам мешатель, шнек - пресс для прессования пороховых шнуров и их резки на пороховые элементы.

Второй агрегат- горизонтальный трехфазный аппарат - Г-ЗФ - для удаления летучего растворителя, включающего в себя провяливание пороха, вымачивание и его сушку. Непрерывная технология изготовления порохов была рассчитана на изготовление крупнозерненных порохов марок 6/7 и крупнее из среднеазотных пироксилинов. В дальнейшем был отработан технологический процесс прессования на шнек- прессе порохов из высокоазотных пироксилинов и определены физико- химические требования к этим пироксилинам.

Отработан технологический процесс удаления растворителя на аппарате Г-ЗФ из трубчатых порохов с сохранением их прямизны и требований по длине. Для этого был создан резательный станок для резки пороховых шнуров непосредственно у шнек-пресса, взамен рамной технологии, разработан кассетный провялочный аппарат, обеспечивающий прямизну провяливаемой пороховой трубки, и станок подрезки удлиненных пороховых трубок после их калибровки.

Однако производительность аппарата Г-ЗФ при изготовлении трубчатых порохов снизилась на 50%. С изготовлением трубчатых порохов увеличился процент возвратных отходов производства.

Для расширения ассортимента изготовления порохов, в том числе и трубчатых, и повышения производительности порохового комплекса аппарат Г-ЗФ был модернизирован.

Существующий метод переделки их методом замочки и изготовления мягких браков с последующей подачей их в мешатели был громоздким и трудоемким.

Разработан принципиально новый способ переделки не только отходов производства, но и устаревших порохов, который заключается в измельчении пороха в крошку с последующие ее обезвоживанием и подачей в мешатель вместе с пироксилином. Затем непрерывнодействующий комплекс был усовершенствован. Взамен периодически - действующих центрифуг установлены непрерывно - действующие центрифуги, в которых совмещены процессы водоотжима и обезвоживания, аппарат КСП - каскадный смеситель - пресс, модернизированный аппарат Г-ЗФ.

Проведена модернизация фазы прессования мелкозернистых порохов по периодической технологии, в которой спаренная работа аппарата КСП с прессом Бюлера обеспечила полную механизацию приготовления пороховой массы. В это же время были построены непрерывно - действующие аппараты смешения зернистых порохов взамен периодически действующих.

Глава II

Схемы технологического процесса производства пироксилиновых порохов

В настоящее время в производствах пироксилиновых порохов существуют две технологии: периодическая технология с применением периодически действующих разрозненных аппаратов (центрифуг, мешателей, гидравлических прессов и другого оборудования) и непрерывная технология с применением шнек-прессов и транспортерного аппарата Г-ЗФ.

Как периодическая, так и непрерывная технологии имеют одни и те же технологические фазы:

- обезвоживание пироксилина спиртом;
- приготовление пороховой массы - пластификация;
- прессование пороховой массы - формование;
- резка пороховых элементов;
- удаление растворителя: провяливание, вымачивание, сушка, увлажнение;
- разымка;
- флегматизация и сушка при фабрикации мелкозерненных порохов ВУ, ВТ, зерновых 4/7, 5/7 и других по периодической технологии;
- мешка и укупорка.

Получение пироксилиновых порохов по периодической технологии

Марки пироксилинов ВА, СА или НА с водной влажностью не более 33% в мешках по 10 - 12 кг на сухую массу завозится в отделение обезвоживания, куда подводится этиловый спирт.

Схема технологического процесса (рис. I.)

Обезвоживание ведут в центрифугах 1. Пироксилин, обезвоженный до водной влажности 4% и спирто - водной влажности не более 33%, в прорезиненных мешках перевозится в отделение мешателей 2, где готовится пороховая масса, сюда же подводится и эфир с растворенным в нем дифениламинол - стабилизатором.

Определенное количество пироксилина загружают в мешатель с вводимыми в порошок добавками (церезин, графит, селитра, пламягасящие вещества и др.), заливают раствор эфира, герметично закрывают крышку и пускают мешатель в работу. Из мешателей приготовленная пороховая масса выгружается, во избежание удаления из нее растворителя, в специаль-

ную герметичную тару, в которой транспортируется в отделение прессования. Прессование ведут на гидравлических прессах Бюлера или ВИВ 3.

Способ приемки пороховых шнуров от пресса зависит от марки пороха. Если прессуются крупнозерненные пороха, шнуры принимаются в "тазики", в которых они укладываются в виде бунтов, если же прессуются трубчатые пороха, пороховой шнур принимают на лотки или в "тазики" в зависимости от марки с последующей наколкой на рамы 5 (при рамной технологии) или их режут на определенную длину с последующей укладкой в лотки для провяливания (при лотковой технологии). В случае прессования порохов ВТМ, ВУ и 4/1 шнуры принимают вручную на шести с последующим вкладыванием в лотки. Отпрессованные пороховые шнуры при изготовлении крупнозерненных порохов в "тазиках" отправляют на резку.

Зерненные пороха 7/7 и более крупные режут на станках Разумеева или ленточных станках-6 Ярославского завода. Мелкозерненные пороха ВТМ, ВТ, ВУ, ФП4/1, РП - 45 отправляют на резку в лотках и режут на станках Сан - Галли 4. Нарезанный порох в мешках перевозят на провяливание.

Провяливание, в основном удаление эфира, ведут в шкафах 8 до содержания летучего растворителя в порохе не более 15%. Провяливание крупнозерненных порохов ведут и на непрерывнодействующих шахтных провялочных аппаратах.

После этого мелкозерненные пороха поступают на сортировку. Сортировку ведут на наклонах 9 и аппаратах "Моро" 10, из которых составляют серии аппаратов в зависимости от марки пороха. Брак (укороченные, удлиненные пороховые зерна, крючки и т.п.) направляют на переделку. Пороха 7/7 и крупнее не сортируют.

На вымачивание порох поступает малыми партиями с учетом того, из какой партии пироксилина он изготавливается. Вымачивают порох, в основном удаляют из него спирт, в бассейнах 11, куда загружают в мешках мелкозерненные, крупнозерненные пороха и заливают их водой. Когда объемная доля спиртовой воды в верхнем слое достигнет 12%, воду в процессе вымачивания меняют. Вымачивание ведут до нужного содержания неудаляемых летучих компонентов (спирта и эфира) в порохе. После вымачивания порох поступает на сушку и увлажнение. Мелкозерненные пороха ВТМ, ВУ фл., П-45 перед сушкой опыляют графитом в барабанах 12. При сушке из пороха удаляется в основном вода и частично некоторое количество неудаляемых летучих веществ. Сушат порох на сушильных столах 13, крупнозерненные пороха можно сушить и в непрерывно действующих шахтных сушилках, в которых при сушке мелкозерненных порохов образуется значительный потенциал статического электричества, что небезопасно в эксплуатации. Увлажнением доводят до установленных норм содержание в порохе удаляемых летучих веществ. Далее порох мешают на аппаратах Рудакова, Тарасова, каскадно - бункерном или на непрерывнодействующем

шем ленточно - бункерном аппарате 15. После этого его просеивают 16 и укупоривают.

Флегматизированные пороха после сушки направляются на операцию флегматизации в полировальные барабаны 14. Далее порох опять просеивают и сушат, а затем мешают, просматривают на наклонах и укупоривают.

Трубчатые пороха с операции прессования, нарезанные на нужную длину, в лотках или вместе с рамами транспортируются на провяливание. Провяленные пороховые шнуры снимаются с рам и режутся на заданную длину на специально для этого приспособленных станках Сан-Гали 7 или на других станках. Нарезанный трубчатый порох вяжут в пучки, вымачивают, сушат и увлажняют.

После сушки порох поступает на калибровку по длине и разбраковку. Далее формируют общие партии с последующей мешкой и укупоркой.

Наряду с отрицательными сторонами как периодичность технологического процесса с применением большого количества ручного труда, периодический способ имеет и положительные стороны.

Так, этот способ производства, кроме обыкновенных порохов, позволяет готовить пироксилиновые пороха специального назначения (пламягасящие, пористые, малогигроскопичные и др.). Кроме того, позволяет достаточно оперативно осуществлять переход от изготовления порохов одного вида к изготовлению других видов порохов и готовить их небольшими партиями.

Получение артиллерийских зерновых порохов по непрерывной технологии.

Непрерывнодействующий пороховой комплекс (рис.2) представляет собой два непрерывнодействующих агрегата, в которых объединены и механизированы почти все трудоемкие фазы производства пироксилиновых порохов. В первом агрегате приготавливают пороховую массу с механизированной подачей и дозировкой пироксилина и эфира в мешатель, прессуют и режут порох. Во втором агрегате провяливают, вымачивают, сушат и увлажняют порох.

Как и при периодической технологии, пироксилин в мешках по 10 - 12 кг на сухую массу с водной влажностью не более 33 % поступает на обезвоживание в центрифуги 1. Пироксилин, обезвоженный до водной влажности 4 % и общей спиртово - водной влажности не более 33 %, в прорезиненных мешках на тележках 2 и гидropодъемником 3 подают в отделение дозировки, затем через сетку загружают в бункер шнек - дозатора 5, который подает его в непрерывно действующий мешатель 7. Одновременно сюда

насосом - дозатором 6 подается соответствующее количество эфира с растворенным в нем дифениламином. К насосу - дозатору раствор поступает самотеком из расходного бака 4, куда он закачивается из мастерской приготовления смеси.

Приготовленная пороховая масса из мешателя поступает на шнек - пресс Ш - 2В 8. Выходящие из пресса пороховые шнуры через гребенку раскладываются на ленту транспортера 9 и подаются на барабан верхнего резательного станка 12, где они режутся на отрезки длиной до 1,2 м, которые по трубкам поступают в нижний резательный станок 11, где режутся на пороховые зерна требуемой длины. Далее пороховые зерна собираются в бункере станка 10, являющемся одновременно загрузочным бункером ковшевого элеватора или ковша скипового подъемника.

Автоматически, по мере наполнения бункера пороховыми зернами, порох скиповым подъемником или ковшевым транспортером 14 через распределительную течку 15 подается в питатель 16, откуда он сыпается в ящики аппарата Г-3Ф 17 и непрерывно, по мере продвижения транспортера этого аппарата, заполняет их.

Ящики, заполненные порохом, проходят через зоны провяливания, вымачивания, сушки и увлажнения. Как и при периодической технологии, в этих зонах ведется удаление растворителя и влаги до установленных норм.

В отличие от вымачивания в бассейне, в аппарате Г-3Ф его ведут орошением спиртовыми водами убывающей объемной доли. При дальнейшем движении транспортера за зоной охлаждения и увлажнения ящики в зоне разгрузки опрокидываются, и готовый порох высыпается в разгрузочный бункер 18, из которого транспортером 19 он подается в приемный бункер 20, на взвешивание 21. Далее формируют партии порохов и мешают его в аппарате механизированного смешения 22, а на заводах, где его нет - на аппаратах Рудакова или Тарасова. Затем порох просеивают и укупоривают. Непрерывно действующая технология рассчитана на изготовление крупнозерновых пушечных порохов марки 7/7 и крупнее.

В настоящее время на этом принципе разработана технология изготовления трубчатых порохов марок 130/50, 100/50. При этом выпрессованные пороховые шнуры с транспортной ленты поступают не в верхний резательный станок, а на 55 - секционный станок для резки трубок; резательный агрегат для зерна отключается. Пороховая трубка, нарезанная в виде элементов определенной длины (с учетом ее усадки), поступает на провяливание в аппарат провяливания. Провяленная трубка вяжется в специальные кассеты и затем вертикально загружается в ящики аппарата Г-3Ф. При этом изменяется длина рабочих зон аппарата Г-3Ф: зона вымачивания удлиняется за счет секций провяливания, а зона сушки - за счет последней

секции вымачивания. Дальнейшая обработка пороховой трубки идет по ранее описанной технологии.

Разработан и освоен комбинированный способ производства трубчатого и зерненого пороха.

По предложенному способу можно получить пороха различных марок, но очень близких по толщине свода. Например, по этому способу можно прессовать одновременно пороховые шнуры порохов 12/1 и 11/7, вставляя втулки - матрицы в обойму пресса Ш-2В для формования пороховых шнуров этих двух марок. После прессования шнуры пороха 11/7 заправляют в резательный агрегат для зерна и после резки обрабатывают по изложенному ранее технологическому циклу. Выпрессованную трубку пороха 12/1 режут на определенную длину с учетом дальнейшей усадки, а затем укладывают на специальные лотки, предварительно провяливают в провялочном шкафу 13 (см. рис. 2) до содержания удаляемых летучих веществ 22 - 26%. После этого трубки с помощью двух пластин вяжут в пучки и в вертикальном положении загружают в ящики аппарата Г - 3Ф. Свободное пространство в ящике заполняют порохом 11/7 с содержанием летучих веществ 17 - 20%, после чего одновременно обрабатывают пороха обеих марок в аппарате Г - 3Ф.

При удалении растворителя и влаги во время провяливания, вымачивания и сушки порох дает усадку. Пространство, образовавшееся между пучками, заполняется зерненым порохом, который со всех сторон сжимает пучки и препятствует тем самым деформации пороховой трубки при ее обработке.

Ввод в эксплуатацию непрерывнодействующих пороховых комплексов позволил:

- механизировать и объединить почти все фазы производства, благодаря чему отпала необходимость в применении тяжелого физического труда, транспорта между фазами пластификации, прессования, резки, провяливания, вымачивания и сушки с погрузочно - разгрузочными работами и большого количества металлической и тканевой тары в производствах порохов по периодической технологии;
- значительно уменьшить безвозвратные потери растворителя (в пересчете на спирт в 3 раза), использование рабочей силы (более чем в 2 раза) и расходы, связанные с межфазным транспортом, что привело к значительному снижению себестоимости готового пороха;
- разместить непрерывнодействующий комплекс в одноэтажном здании значительно меньшего объема (кубатура здания уменьшается на 35 - 40%), чем здания всех фаз периодически работающего производства;
- значительно уменьшить территорию, необходимую для размещения производства, сеть дорог и других коммуникаций (площадь участка, протяженность дороги и инженерных сетей сокращается на 40 - 50 %).

дало возможность значительно улучшить технико - экономические показатели производства.

При введении непрерывнодействующих комплексов длина технологического потока сокращается примерно в 15 раз, а длительность технологического цикла уменьшается в среднем в три раза.

Наряду с положительными сторонами непрерывная технология имеет ряд недостатков. К ним относятся ограниченность применения непрерывно действующего комплекса, ввиду невозможности изготовления мелкозерновых порохов, таких как 4/1, 5/1, 4/7, а также флегматизированных ВУ, ВТ, пористых П - 45, П - 125 и др.

Механизированный комплекс изготовления крупнозерновых порохов по технологической схеме центрифуга ФГП - 909К - I - аппарат КСП - 500А (Каскадный смеситель - пресс).

На рис.3 дана технологическая схема изготовления пироксилинового пороха с использованием циклических центрифуг типа ФГП - 909К - I, совмещающих процесс водоотжима и обезвоживания, и аппарата КСП - 500А, совмещающего процесс пластификации и непрерывного прессования пороховых шнуров.

Процессы резки пороховых элементов и удаления растворителя аналогичны ранее рассмотренной технологической схеме на рис.2. Пироксилино-водная взвесь с массовой долей 3% из производства нитратов целлюлоз по эстакаде поступает через пескоулавливатель и электромагнитный сепаратор 1 в agitator 2.

В agitаторе пироксилино-водная взвесь отстаивается и декантируется до массовой доли 7 - 8% , подогревается острым паром до температуры 40 - 45°C и массонасосом 3 по кольцевой линии подается на обезвоживание.

Пироксилино - водная взвесь с массовой долей 7 - 8% насосом - дозатором 6 с программным управлением дозируется через загрузочный клапан и загрузочную трубу в загрузочный конус центрифуги 5 типа ФГП - 909К - 1.

Вначале в центрифуге идет процесс водоотжима. Фильтрат (отжатая вода) отводится из кожуха центрифуги через разделительный клапан в бак 4 оборотной воды, куда поступают и сифонные воды из agitатора 2. Затем производят обезвоживание пироксилина. Образовавшийся слой осадка пироксилина в центрифуге промывается спиртом - ректификатом с объемной долей не менее 95% и температурой 15 - 30°C. Из расходного бака 12 спирт дозирующим агрегатом 4ДА 11 дозируется через конус центрифуги на слой осадка пироксилина. Контроль нормальной работы дозирующего агрегата

Одновременно с пироксилином в аппарат КСП - 500А дозирочным агрегатом 2ДА 13 из расходного бака 14 дозируется эфир с растворенным в нем дифениламином. Режим работы дозирующих устройств устанавливается в зависимости от изготавливаемой марки пороха.

Из аппарата КСП-500А пластифицированная пороховая масса шнек-прессом через матричные втулки выпрессовывается в виде пороховых шнуров. Пороховые шнуры, выходящие из шнек-пресса, ленточным транспортером подаются на резку пороховых элементов. В зависимости от изготавливаемой марки пороха пороховые шнуры режутся на соответствующие пороховые элементы.

При изготовлении зерновых порохов пороховые шнуры режут на резательном агрегате РА-1-2-15, трубчатых порохов - на 55 - секционном пневматическом станке резки пороховой трубки.

Перед резкой пороховые шнуры на ленточном транспортере обдуваются воздухом с температурой 25-35°С и относительной влажностью 75-85%. Дальнейшая технологическая обработка пороховых элементов ведется на аппарате Г-3Ф, аналогично описанной на рис. 2 технологической схеме.

Прессование мелкозерновых порохов по технологической схеме: аппарат КСП-500А - пресс "Бюлер"

Непрерывнодействующий комплекс прессования и приемки пороховой ленты представляет собой два агрегата: первый агрегат, состоящий из дозирующих устройств пироксилина и эфира в непрерывнодействующий смеситель-пресс с последующей пластификацией пироксилина и резкой пороховой ленты на таблетки заданной длины, так называемый фильтр; второй агрегат, состоящий из пресса "Бюлер" и механизированной приемки выпрессовываемой пороховой ленты (Рис.4.)

Как и при периодической технологии, пироксилин марки ВА в мешках по 10 - 12 кг на сухую массу из отделения обезвоживания со спиртоводной влажностью не более 33% и содержанием воды 4% поступает в отделение дозировки. Здесь пироксилин из мешков поочередно подается в загрузочный лоток 2, периодичность подъема и опрокидывания которого синхронно заблокирована с оборотами шнек-дозатора 3, который непрерывно подает его в аппарат КСП - 500А5. Одновременно в смеситель насосом-дозатором 4 подается соответствующее количество эфира с растворенным в нем дифениламином. К насосу - дозатору раствор поступает самотеком из расходного бака 1.

С целью более равномерного смачивания пироксилина эфиром в период его загрузки в аппарат КСП-500А при производительности аппарата более 270 кг/ч, эфир подается по двум отдельным линиям в две точки.

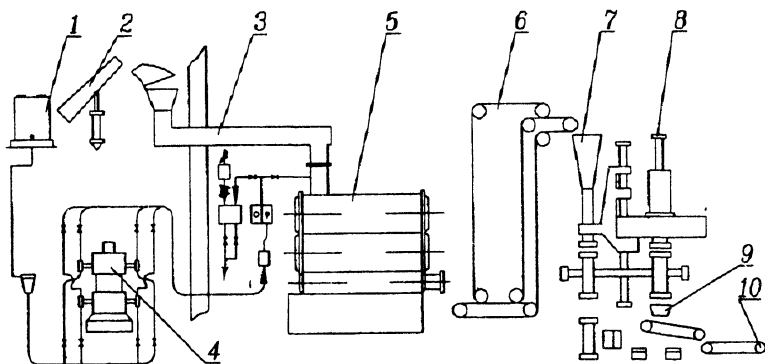


Рис. 4. Прессование мелкозернистых порохов по технологической схеме.

При производительности агрегата менее 270 кг/ч допускается подача эфира по одной линии в одну точку со стороны подачи пироксилина.

Пластифицированная пороховая масса из аппарата КСП - 500А выпрессовывается через фильтрующую решетку с диаметром отверстий 10 - 15 мм.

Выпрессовываемые пороховые шнуры режутся ножом, укрепленным на головке шнек - пресса с наружной стороны фильтрующей решетки, на таблетки длиной 20 - 30 мм.

Текущие отходы с операции резки, прессования и возвратные отходы после пластификации перерабатываются в пороховую крошку с последующей загрузкой в аппарат КСП - 500А. Мягкие браки после КСП-500А и пресса "Бюлер" по мере накопления загружаются непосредственно в аппарат КСП-500А. Для загрузки этих отходов на боковой поверхности переходника от шнек - дозатора к аппарату смонтировано загрузочное устройство. Прессование пороховых шнуров производят на гидравлических прессах "Бюлер" 8 при работе обеих изложниц на прессование пороха.

При этом производительность пресса увеличивается в 1,6 - 1,8 раза, по сравнению с работой пресса на штатной пороховой массе. При ручной загрузке фильтрат в виде пороховой таблетки в прорезиненных мешках порциями 15 - 20кг подается к изложнице пресса.

С целью механизации загрузки пресса смонтирована установка, состоящая из транспортера 6 подачи фильтрата к прессу "Бюлер" и загрузочного бункера 7 фильтрата в изложницу пресса. Транспортер подачи фильтрата имеет две транспортерные ленты, прижатые друг к другу роликами. Обе ленты имеют натяжные устройства. Одна из них приводится в движение от приводного барабана и является ведущей. Вторая является ведомой и приводится в движение при помощи сил трения между лентами и имеет ту же

скорость, что и ведущая лента. Сам бункер закрыт крышкой, имеющей наклонную течку для приема с конвейера фильтра.

В нижней части бункера имеется поворотный патрубок, к которому крепится гибкий рукав.

Таблетка фильтра из аппарата КСП - 500А по наклонному желобу поступает на транспортерную ленту, на которой она равномерно укладывается в один слой. Затем она зажимается ведомой лентой и подается в зону выгрузки. С конвейера таблетка поступает в бункер и поворотный патрубок. По мере заполнения поворотного патрубка таблеткой производится загрузка изложницы прессы 8.

Загрузку фильтра в изложницу производят в три - четыре приема, каждая порция фильтра уплотняется подпрессовыванием.

С целью получения однородного по плотности порохового шнура прессование ведут вначале медленно, с постепенным увеличением давления на массу. Пока идет прессование из одной изложницы, подготавливается к прессованию пороховой ленты вторая изложница.

Приемку выходящих из прессы пороховых шнуров производят вручную на шестике или механически.

Механизированная линия приемки пороховых шнуров мелкозерненных марок ВУфл, ВТМ, ВТ состоит из станка приемки 9 и плоского конвейера 10 для провяливания пороховых шнуров. Станок имеет модуль развеса с воронкой и вращающегося ножа для отрезания пороховых шнуров. Движение всех механизмов синхронизировано и осуществляется одним приводом с вариатором изменения скоростей. Выпрессовываемые пороховые шнуры поступают через воронку формирования, которая неподвижно установлена в верхней части станка, воронка нижней частью входит в качающуюся воронку. Сжатый воздух, подаваемый в сопла, укрепленные в неподвижной воронке, способствует прохождению пороховых шнуров через неподвижную воронку в подвижную.

При возвратно-поступательном движении воронки происходит навешивание пучков шнуров на конвейер приемки.

Вращающийся нож отрезает пряди пороховых шнуров. На плоском конвейере пороховые шнуры провяливаются. Для нормального провяливания шнуров и исключения слипания пороховые шнуры обдуваются теплым воздухом с температурой $30 \pm 10^{\circ}\text{C}$.

Затем шнуры снимаются с конвейера, укладываются в лотки и передаются на резку.

Глава III

Обезвоживание нитратов целлюлозы.

Назначение операции обезвоживания.

Как уже отмечалось, основу одноосновных порохов составляют нитраты целлюлоз. При обычной температуре нитраты целлюлозы не обладают пластичными свойствами. Они не могут быть подвергнуты пластической деформации при повышенных температурах, так как температура их текучести (T_T) выше температуры вспышки ($T_{всп}$). Следовательно, перевод нитратов целлюлозы в вязкотекучее состояние и их переработка в порошок путем одного лишь термического воздействия практически неосуществимы.

Снижение температуры стеклования нитратов целлюлоз может быть достигнуто за счет применения растворителей, то есть для переработки в порошок их необходимо подвергнуть пластификации.

С физико - химической точки зрения под пластификацией понимают снижение температуры стеклования высокополимера по сравнению с теми значениями, которые присущи ему в начальном виде и текучести, а также снижения модуля упругости.

В производстве нитратцеллюлозных порохов пластификация осуществляется путем смешения нитратов целлюлоз со спиртоэфирным растворителем. Приготовление пороховой массы проводят в ограниченном количестве растворителя, обеспечивающего главным образом процесс ограниченного набухания пироксилина, который сопровождается частичным его растворением. Но в целом это приводит к разрушению структуры лишь в такой степени, чтобы обеспечить превращение исходного порошкообразного взрывчатого вещества в пластическую массу, способную формироваться в пороховые элементы.

Технологичность пороховой массы, которая пригодна к переработке, определяется общим содержанием растворителя и, учитывая спиртовую влажность пироксилина, его берут обычно в пределах 75+85% от веса пироксилина в зависимости от его физико - химических свойств.

Пироксилин поступает на пороховое производство с водной влажностью около 30%. Такое содержание воды в пироксилине препятствует его набуханию в растворителе и затрудняет получение пластифицированной пороховой массы.

Однако, особое место в процессе пластификации нитратов целлюлозы и производстве порохов занимает вода. Как показали опыты, присутствие

в пироксилине 2+4 % воды способствует пластификации пороховой массы, избыточное количество воды должно быть удалено. Обезвоживание пироксилина - одна из ответственных операций, влияющих на дальнейшую технологическую переработку и качество получаемого пороха. Основная цель этого процесса - довести содержание воды до требуемых значений в обезвоженном пироксилине.

Наибольшим количеством воды в пироксилине разбавляются первые порции диффундируемого спирта, чем снижается интенсивность его воздействия на поверхностные слои волокон. При этом на границе контакта со спиртом происходит лишь частичное набухание пироксилина, что способствует диффузии новых порций спирта в межмолекулярное пространство волокон и не вызывает образования плотной пленки из растворимых нитратов целлюлозы. Этиловый спирт, как обладающий большим сродством к нитратам целлюлоз, частично замещает воду в гидратных комплексах. При этом в силу невысокой полярности этиловый спирт вызывает только набухание высокоазотных фракций нитратов целлюлоз, а низкоазотные фракции - растворяет.

При обезвоживании пироксилина происходит одновременно и его дополнительная стабилизация в результате извлечения растворимых в спирте веществ с пониженной химической стойкостью. В результате в обезвоженном пироксилине повышается содержание азота и его химическая стойкость.

На процесс обезвоживания пироксилина влияют ряд факторов: повышение содержания азота, а также однородность нитрата целлюлоз по степени этерификации.

Присутствие в пироксилине значительного количества низкоазотных нитратов целлюлозы приводит к образованию высоковязких растворов, что затрудняет диффузию спирта через массу пироксилина.

На скорость обезвоживания значительное влияние оказывают различные растворимые в спирте примеси, с их увеличением процесс обезвоживания затрудняется.

Так, нитраты целлюлозы, полученные из хлопковой целлюлозы, легче обезвоживаются, чем нитраты целлюлозы, полученные из древесной целлюлозы, содержащие большое количество растворимых примесей (смолы, лигнин, пектиновые вещества и др.).

Влияние объемной доли спирта. Спирт с более высокой объемной долей может вызвать интенсивное растворение поверхностного слоя пироксилина с образованием высоковязкой пленки. Поэтому необходимо при обезвоживании применять спирт с более низкой объемной долей, особенно для первых заливок.

Повышение температуры спирта способствует ускорению процесса обезвоживания. Это объясняется снижением вязкости спирта, а также

уменьшением его количества, сорбируемого нитратом целлюлозы. Оптимальная температура равна 30-35°C. На фазе обезвоживания происходит смешение спирта с водой, а затем удаление разбавленного спирта с помощью центробежной силы в центрифугах или в прессах за счет уплотнения пироксилина. При этом устраняется влага, находящаяся в капиллярах, кроме того, спирт "вытесняет" адсорбированную влагу, так как имеет большее сродство к нитратам целлюлозы, чем к воде. На производительность центрифуги и расход спирта влияют многие факторы:

- содержание в пироксилине веществ, растворимых в спирте;
- режим заливки, крепость и температура спирта;
- сорбирующие свойства пироксилина, зависящие от процента содержания азота, степени и характера измельчения, породы целлюлозного материала;
- влажность пироксилина, масса закладки и качество уплотнения.

В случае, когда количество веществ, растворимых в спирте, превышает норму, первые порции заливаемого спирта проходят через толщу пироксилина и быстро насыщаются веществами, растворимыми в спирте. Спиртовой раствор, соприкасаясь с влажным пироксилином, разбавляется водой, растворившийся пироксидин "выскапливается" из раствора и обволакивает влажные частицы пироксилина плотной, трудно проницаемой для спирта пленкой и, как результат, обезвоживание сильно затруднено. В то же время спирт, проходя через толщу пироксилина, не разбавляется и остается крепким.

Повышение содержания растворимых веществ в спирте увеличивает его вязкость, затрудняет его диффузию через толщу пироксилина. На дне корзины центрифуги может образоваться пленка. Поэтому с целью улучшения растворения пироксилина спиртом, необходимо сначала заливать спирт с более низкой объемной долей. В производственных условиях наиболее рациональным режимом обезвоживания считается двухступенчатый. Первую ступень обезвоживания ведут отработанным спиртом с объемной долей 75-80%, вторую ступень - спиртом - ректификатом с однократной заливкой. Поскольку высокоазотный пироксидин содержит много веществ, растворимых в спирте, то увеличение объемной доли спирта способствует обезвоживанию.

При низкоазотных пироксилинах, содержащих много растворимых в спирте примесей, повышение объемной доли спирта замедляет обезвоживание. При повышении температуры время обезвоживания заметно сокращается. Повышение степени измельчения пироксилина затрудняет его отжим. Так называемый "жирный" помол улучшает сорбционные свойства пироксилина и одновременно препятствует уплотнению закладки центрифуги. Чем выше содержание азота в пироксилине, тем он легче обезвоживается. С понижением содержания азота повышается сродство

пироксилина к воде, возрастает его способность удерживать воду. Пироксилин из хлопковой целлюлозы обезвоживается легче, чем из древесной. Последний требует большего времени и большего количества спирта, так как пироксилин из древесной целлюлозы, как уже отмечалось, содержит больше примесей, растворимых в спирте, имеет значение также и структура древесного волокна. Как уже отмечалось, удаление воды из пироксилина ведут методом вытеснения (замещением) ее спиртом. Оставшийся в пироксине спирт является составной частью спиртоэфирного растворителя и в сильной степени влияет на его расход.

Соотношение между спиртом и эфиром в растворителе подбирается опытным путем. В зависимости от физико - химических свойств пироксилина и марки прессуемого пороха это соотношение колеблется в среднем от 1:1 до 1:1,5. Самым активным является спиртоэфирный растворитель при их соотношении 1:1,5.

В производственных условиях наиболее широко пользуются соотношения 1:1,2 - 1,3. Таким образом, с увеличением спиртовой влажности пироксилина увеличивается расход эфира и, следовательно, общий расход растворителя.

Обезвоженные нитраты целлюлоз характеризуются двумя параметрами: спиртоводной (общей влажностью) и водной влажностью. Процентное содержание спирта в обезвоженном пироксине при расходе растворителя 85% и соотношении спирта к эфиру 1:11 определяется следующим образом:

$$\frac{85 \cdot 1}{2,1} = 40,5\%$$

Спиртовая влажность пироксилина равна

$$\frac{40,5 \cdot 100}{100 + 40,5} = 28,8\%,$$

а общая спиртоводная влажность обезвоженного пироксилина при заданном соотношении и количестве растворителя $28,8 + 4 = 32,8\%$. Следовательно, аппараты, на которых ведут обезвоживание, должны обеспечивать:

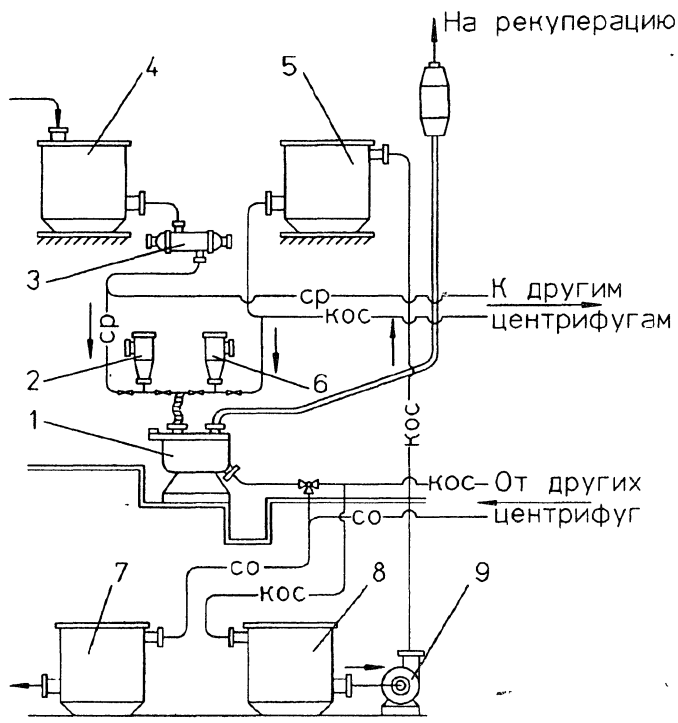
- равномерное обезвоживание пироксилина до содержания воды в нем не более 4% при минимальном расходе спирта;
- общую спиртоводную влажность пироксилина не более 33%;
- герметичность, позволяющую возвращать не только отработанный спирт, но и его пары;
- надежность в работе с точки зрения техники безопасности и противопожарной безопасности.

Обезвоживание ведут на центрифугах как периодического, так и непрерывного действия и гидравлических прессах. Обезвоживание нитратов целлюлозы по технологическому признаку можно разделить на два типа:

- раздельный процесс, при котором обезвоживаются нитраты целлюлоз, предварительно отжатые от воды до влажности 28-32 %;
- совмещенный процесс, где в одном аппарате ведут водоотжим и обезвоживание.

Раздельный процесс обезвоживания

В промышленности широко применяется раздельный процесс обезвоживания для пироксилинов. Для обезвоживания предварительно отжатых от воды пироксилинов применяются вертикальные центрифуги периодического действия с верхней выгрузкой. Они разделяются на центрифуги с гидроприводом и электрическим приводом.



СР - спирт - ректификат;
 КОС - крепкий отработанный спирт;
 СО - спирт отработанный.

Рис. 5. Технологическая схема установки центрифуги.

На рис.5 изображена технологическая схема двухступенчатого обезвоживания пироксилина на центрифугах. При укладке и утрамбовке в корзине центрифуги 1 пироксилин замачивается отработанным спиртом с объемной долей не менее 70-80%.

Согласно технологическому регламенту первую ступень обезвоживания ведут отработанным спиртом с объемной долей 70-80%. Из напорного бака 5 отработанный спирт поступает в мерник 6, далее через ливер самотеком или под давлением воздуха 1,5 - 2 ат (0,147-0,196 МПа) - в центрифугу для вытеснения из пироксилина воды. Слабый отработанный спирт собирается в кожухе центрифуги и самотеком поступает в бак - сборник 7.

Вторая ступень обезвоживания ведется спиртом - ректификатом в одну или несколько заливок. Спирт - ректификат из приемного бака 4 через теплообменник 3, где его подогревают до температуры 30-35°C, поступает в мерник 2, затем через ливер, в один или несколько приемов, необходимое количество спирта заливают в центрифугу. Отработанный спирт с объемной долей ниже 70-75% подается в приемный бак 8; откуда центробежным насосом 9 перекачивается в напорный бак 5 для его дальнейшего использования.

Центрифуги

Центрифуги, применяемые для фугования спиртоводного раствора из пироксилина, имеют фактор разделения, характеризующий отношение центробежного ускорения g^{2w} к ускорению силы тяжести g лежит в пределах 517-805 по наружной обечайке и 490-402 по внутренней, [5].

На рис.6 показана центрифуга марки ВГ-1000х400, вертикальная с гидравлическим приводом. Она состоит из основания центрифуги 10, на котором крепится корпус 6, радиальных и упорных подшипников, вертикального вала 7 и кожуха 12. На вертикальном валу крепится ротор 1, для лучшей центровки и удобств эксплуатации ступица ротора имеет конусную посадку на вал. Этот ротор отличается от роторов типовых центрифуг тем, что он имеет наружную 11 и внутреннюю 5 фильтрующие обечайки и крышку 4. Кожух центрифуги также закрывается крышкой 3. В ней есть патрубок для отсоса паров спирта.

В корпусе центрифуги на вертикальном валу установлены рабочее 8 и тормозное 9 лопастные колеса, к которым подведены соответственно сопла 13, 14 для подачи воды. Вертикальный вал нижней частью с помощью конической пары шестерен соединен с регулятором скорости.

Для подвода спирта через крышку 3 в фильтрующий ротор вводится ливер 2. Он представляет собой трубку с внутренним диаметром 26-28мм, на боковой поверхности которой по высоте сделаны отверстия диаметром 0,7-1,2мм, площадь сечения этих отверстий меньше площади сечения са-

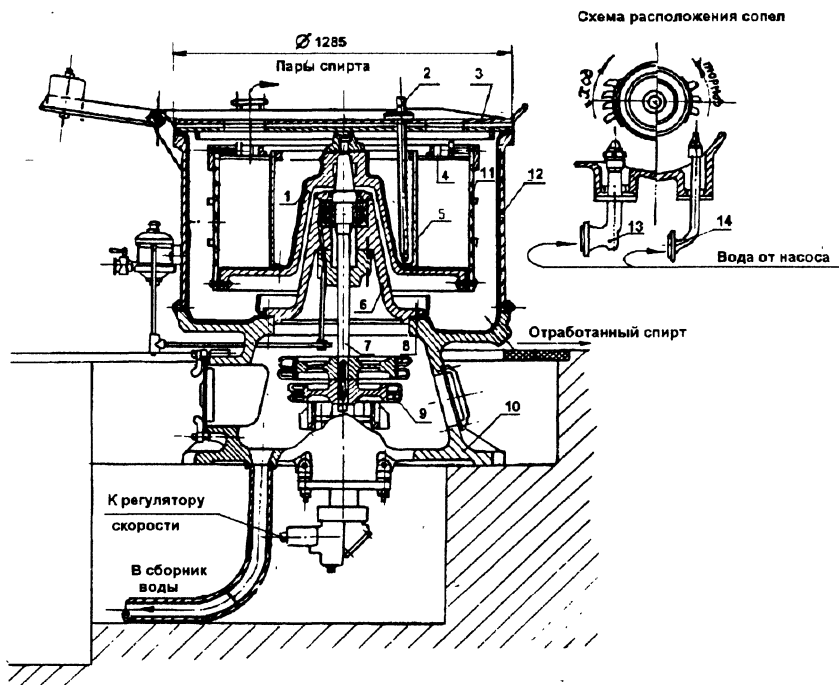


Рис. 6. Центрифуга марки ВГ 1000×400.

мой трубки. Отношение площади сечения трубки ливера к суммарной площади всех отверстий лежит в пределах 1,5-1,8. Расположение их по высоте ливера должно соответствовать отверстиям внутренней фильтрующей обечайки ротора. Если отверстия будут располагаться ниже крышки ротора или не будут доходить до его основания, часть пироксилина не будет омываться спиртом, а в результате этого ухудшится равномерность его обезвреживания и увеличится расход спирта. Центрифуги с механическим и электрическим приводами не рассматриваются ввиду аналогичности устройства самой центрифуги [6].

Привод центрифуги

Привод гидравлических центрифуг состоит из центробежного насоса КСМ - 30, бака - сборника, коммуникаций и вентелей, с помощью которых управляют работой центрифуги.

Вода из бака - сборника насосом, развивающим давление 15-20 ат (1,47-1,98 МПа), через сопло подается на рабочее лопастное колесо центрифуги и приводит во вращение ротор центрифуги, для остановки которого перекрывают подачу воды на рабочее колесо и пускают ее на тормозное до полной остановки ротора.

Частота вращения ротора центрифуги регулируется центробежным регулятором скорости за счет изменения подачи воды на лопасти колеса; регулирование осуществляется в пределах 1000-1100 об/мин. Используемая вода из картера центрифуг направляется в сборник воды, откуда насосом снова подается на рабочее колесо.

Таким образом, система гидравлического привода замкнута, и вода, залитая в нее, находится все время в обороте. Потери воды из-за утечки ее через неплотности периодически пополняются.

Работа обезвоживающей центрифуги

Пироксилин на обезвоживание поступает в специальных мешках с заданной массой.

Мешки вручную закладываются в полость между наружной и внутренней обечайками фильтрующей корзины центрифуги по три мешка в один ряд и в два ряда по высоте с обязательным расположением мешков в шахматном порядке (т.е. перекрытием мешков), при этом дно одного мешка должно соприкасаться с чубом другого. Во время укладки пироксилин в мешках утрамбовывают, сначала нижний ряд, потом верхний до плотности 0,25-0,3 кг/дм³, примачивая при этом отработанным спиртом с объемной долей 70-75%. Равномерное уплотнение пироксилина препятствует "проскоку" спирта, что положительно сказывается на качестве обезвоживания, ведет к уменьшению расхода спирта и повышению производительности центрифуг. После утрамбовки пироксилина корзина ротора закрывается крышкой 4, кожух - крышкой 3 и устанавливается ливер 2, если он не вмонтирован в крышку. Затем пускают центрифугу и начинают вести заливку спирта. В процессе работы центрифуги пироксилин дополнительно уплотняется до плотности 0,45-0,5 кг/дм³.

Спирт под действием центробежной силы проходит через толщу уплотненного пироксилина и вытесняет из него воду. Затем спирт отжимается до нужной общей спиртоводной влажности.

Из мерных бачков спирт поступает в центрифугу самотеком или под давлением воздуха 1,5-2 ат. (0,147-0,196 МПа). Режим работы центрифуг на заводах разный. Это объясняется различием технических характеристик применяемых центрифуг и качеством применяемого сырья.

Примерные режимы обезвоживания пироксилина, получаемого из целлюлозы ЦА и хлопковой, на центрифугах, по данным нескольких заводов, приведены в табл.1.

Из таблицы видно, что дозировочный коэффициент спирта - ректификата меньше по режимам 1 и 2. Технологическое время работы центрифуги минимально по режиму 3. В приведенных режимах вытеснение воды спиртом ведется в две ступени: первая ступень - отработанным спиртом с объемной долей не менее 70-80% и вторая ступень - спиртом - ректификатом. Однако количество заливок спирта - ректификата на каждом режиме разное. В первом режиме их три, во втором - две и в третьем - одна. При этом качество обезвоживания пироксилина по среднему образцу почти одинаково.

Из этого следует, что количество заливок не оказывает существенного влияния на качество обезвоживания, а следовательно, и на дозировочный коэффициент. Количество заливок в какой-то степени оказывает влияние на равномерность обезвоживания пироксилина, что положительно сказывается на значении дозировочного коэффициента растворителя при приготовлении массы.

С точки зрения удобств эксплуатации центрифуг наиболее рациональным режимом нужно считать 3-й.

После обезвоживания и отжима пироксилина центрифуга останавливается. Для этого перекрывается подача воды на рабочее лопастное колесо и открывается подача воды на тормозное колесо - корзина останавливается.

Далее содержимое корзины центрифуги выгружают и цикл повторяется.

Расчет производительности обезвоживающей центрифуги

Производительность обезвоживающих центрифуг зависит от скорости замещения воды спиртом в массе пироксилина, поэтому производительность центрифуг можно определить только исходя из времени, необходимого на полное проведение этого процесса, и определяемого по технологическому режиму.

Масса одновременной закладки пироксилина

$$q = K\pi (R^2 - r^2) \cdot H \cdot \rho \cdot 1000 \text{ кг, где}$$

K - коэффициент, учитывающий массу мешков и неплотности укладки пироксилина (на основании опытных данных ряда заводов $K=0,93-0,94$;
 R - внутренний радиус наружной фильтрующей обечайки корзины, м;
 r - наружный радиус внутренней фильтрующей обечайки корзины, м;
 H - полезная высота корзины центрифуги, м;

Примерный технологический режим

Ре- жимы	Центрифуги	Режимы обезвоживания									
		фак- тор разде- ления	примочка спиртом при загрузке		пред вари- тель- ное уп- лот- нение, мин	заливка отработан- ного спирта			от- жим, мин	I-ая заливка спирта рек- тификата	
			кол- во спир- та, дкл	объ- емная доля отра- би- тан- ного спир- та (не ме- нее), %		кол- во, дкл	объ- емная доля (не ме- нее) %	вре- мя за- ливки, мин		кол- во, дкл	вре- мя за- ливки, мин
	Привод- ная Тау- Болд"	665	1,0	70	-	2	70	1	4	2,0	2
2.	ИГ-1000 24000, л=1100 об/мин	680	2,5	68	2	3	68	2-3	4	3,25	2-3
3.	ИМ-4 л=1200 об/мин	805	2,0	75	-	3	80	5	-	7,0	4

1. Марка тироксилина СА

2. Загрузка центрифуги 60 кг.

Таблица 1

обезвоживания на центрифугах

									Дозировочный расход спирта на закладку			Аналитические результаты обезвоженного пироксилина, %		
от-жим, мин	2-ая заливка спирта-ректифи-ката		от-жим, мин	3-я заливка спирта-ректифи-ката		от-жим, мин	тор-мо же-ние, мин	тех-но логи чес-кое вре-мя, мин	кол-во от рабо-тан-ного, дкл	ректифи-ката		об-щая вла-жно-сть	со-дер-жа-ние спир-та	со-дер-жа-ние вла-ги
	кол-во, дкл	вре-мя за-лив-ки, мин		кол-во, дкл	вре-мя за-лив-ки, мин					кол-во, дкл	до-зи-ро-воч-ный коэф-фи-ци-ент			
4	2,00	2	4	2,5	2	15	2	36	3,0	6,5	1,08	29,9	27,2	2,7
4	3,25	3-5	-	-	-	20	3	33	5,5	6,5	1,08	27,5	24,5	3
-	-	-	-	-	-	19	2	30	5,0	7,0	1,16	29,8	27,1-28,3	2,7

ρ - плотность утрамбованного пироксилина, кг/дм³.

Зная массу закладки пироксилина, определяем производительность центрифуги уравнением

$$G = \frac{q \cdot 60}{\Sigma t} \text{ кг/ч,}$$

где Σt - время одного цикла работы центрифуги, мин. Оно зависит от типа центрифуги, качества сырья и состоит из технологического времени работы центрифуги, времени загрузки и выгрузки пироксилина. Практически, по данным работ заводов, оно составляет 45-55 мин.

Пример расчета. Определить производительность центрифуги марки ВГ-1000х400. Исходные данные: $R = 0,5\text{м}$, $r = 0,25\text{м}$, $H = 0,4\text{м}$; $\rho = 0,28\text{кг/дм}^3$; $K = 0,93$.

Подставляя эти значения в уравнение, получим массу одновременной загрузки центрифуги.

$$\begin{aligned} q &= K \pi (R^2 - r^2) \cdot H \cdot \rho \cdot 1000 = \\ &= 0,93\pi (0,5^2 - 0,25^2) 0,4 \cdot 0,28 \cdot 1000 = 61 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Принимаем массу одновременной загрузки пироксилина 60 кг.

Если время цикла работы центрифуги $\Sigma t = 50$ мин, тогда производительность центрифуги

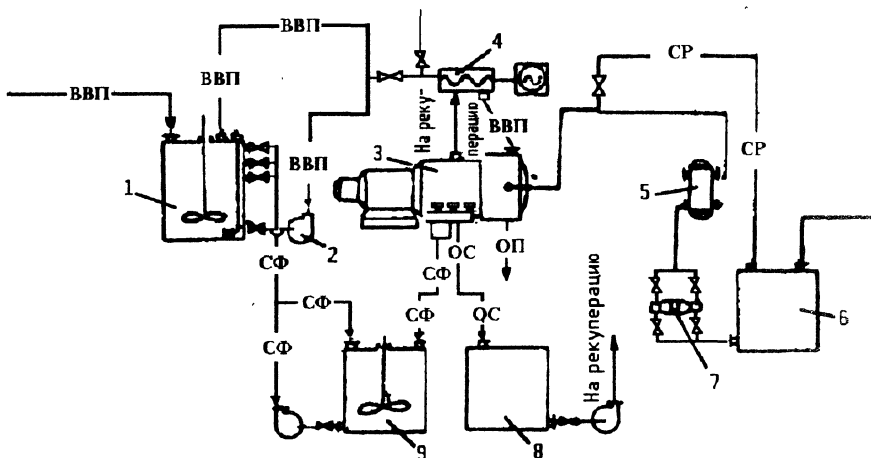
$$G = \frac{q \cdot 60}{\Sigma t} = \frac{60 \cdot 60}{50} = 72 \text{ кг/ч.}$$

Совмещенный процесс обезвоживания на циклических центрифугах типа ФГП-909к 01

Совмещенный процесс водоотжима и обезвоживания на циклически действующих центрифугах применяется только для измельченных пироксилинов. Этот процесс объединяет фазу водоотжима производства пироксилинов и фазу обезвоживания производства пироксилиновых порохов.

Установка обезвоживания (рис.7) состоит из центрифуги 3, приемной емкости пироксилина типа агитатора 1 с массонасосом 2. Для подачи водной взвеси пироксилина в центрифугу установлен насос - дозатор 4 с программным управлением, для подачи спирта - насос - дозатор 7 с подогревателем спирта 5. Для приема спирта - ректификата, отработанного спирта, сифонных и отжатых вод установлены баки 6, 8, 9 соответственно.

Центрифуга типа ФГП-909К-01 представляет собой горизонтальную фильтрующую автоматическую машину циклического действия с выгрузкой осадка толкающим устройством.



ВВП - водная взвесь смесового пироксилина;

СР - спирт - ректификат;

ОП - обезвоженный пироксилин;

ОС - отработанный спирт;

СФ - сифонные воды.

Рис. 7. Технологическая схема установки центрифуги типа ФГП-909Л-01.

Центрифуга (рис.8) состоит из станины 5, в которой на подшипниках смонтирован главный вал 6, в ней имеется ванна для масла. Главный вал полый, в нем смонтирован шток 7 толкающего устройства. На одном конце главного вала крепится ротор, с другой - распределитель масла 8 и приводной шкив 9. Ротор состоит из днища 11, перфорированной обечайки 12, внутри обечайки колосниковое сварное сито (шпальтовая сетка) 13, являющееся фильтрующей основой ротора.

На конце штока 7 со стороны ротора - днище толкателя 14, к нему крепится загрузочный конус 15, к которому крепится борт 3. На другом конце штока толкателя - поршень гидроцилиндра 10, которым шток получает возвратно - поступательное движение. Во время работы центрифуги толкатель находится в крайнем правом положении и борт 3 прижат к уплотнительной прокладке 16 торца ротора. При выгрузке осадка толкатель движется к открытому концу ротора, выталкивая осадок.

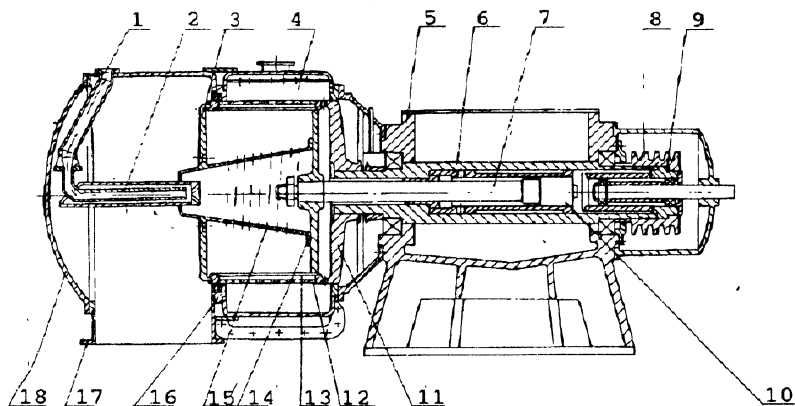


Рис. 8. Центрифуга типа ФГП-909К-01.

Кожух центрифуги 17 перегородкой разделен на две части. В задней части кожуха расположен ротор с толкателем и загрузочным конусом. В нижней его части расположен патрубок, к которому крепится разделительный клапан отвода отфильтрованной воды и отработанного спирта. В верхней части имеется патрубок 4 для отвода паров спирта.

Передняя часть кожуха служит для улавливания и отвода обезвоженного пироксилина, выгружаемого из ротора толкателем. Для подачи водной взвеси пироксилина в нем смонтирована загрузочная труба 1. Горизонтальная часть загрузочной трубы проходит в трубе подачи спирта 2. Таким образом, спирт, поступающий на обезвоживание, подается в межтрубное пространство и затем на загрузочный конус.

Кожух закрывается крышкой 18. Вращательное движение ротору передается от двухскоростного электродвигателя с частотой вращения 1000 и 333 об/мин через клиноременную передачу. Для обеспечения соответствующим давлением масла в гидросистеме автоматики гидроцилиндра толкателя имеется насосная станция.

Для управления процессом центрифугирования как в автоматическом режиме, так и в ручном управлении имеются станция и пульт управления. Центрифуга устанавливается на виброизолирующем устройстве. Для безопасной работы весь комплекс комплектуется электрооборудованием во взрывобезопасном исполнении.

После каждого цикла работы центрифуги тыльная часть ротора автоматически промывается водой, что исключает накопление пироксилина в этой части ротора.

В целях исключения попадания паров спирта в область подшипников главного вала внутренняя полость кожуха отделена от нее гидрозатвором,

который защищен от попадания масла лабиринтом. В процессе работы в гидрозатвор и лабиринт подается вода.

Работа центрифуги. Заливка взвеси пироксилина осуществляется при крайнем заднем положении толкающего устройства. При этом борт прижимается к уплотнительному кольцу на торце ротора и образует замкнутую полость ротора. Взвесь из загрузочной трубы через загрузочный конус поступает в ротор, под действием центробежной силы вода отделяется от пироксилина.

Отфильтрованная вода из кожуха центрифуги через распределительный клапан поступает в сборник, а пироксид оседает на фильтрующей основе ротора. После набора необходимого слоя пироксилина подача взвеси прекращается, производится отжим его от воды, затем насосом - дозатором в ротор подается спирт, с последующим его отжимом до требуемой спирто-водной влажности. После этого электродвигатель автоматически переводится на частоту вращения 333 об/мин, одновременно движением толкателя обезвоженный пироксид выгружается из ротора.

Снижение частоты вращения ротора при его разгрузке обусловлено двумя требованиями:

- уменьшением усилия толкателя при выталкивании обезвоженного пироксилина из ротора;
- уменьшением окружной скорости выталкиваемого пироксилина из ротора, что очень существенно с точки зрения безопасности работ центрифуги (уменьшение пылеобразования пироксилина и выделение паров спирта).

Выгрузив обезвоженный пироксид из ротора, толкатель возвращается в исходное положение, электродвигатель переводится на частоту вращения 1000 об/мин, и цикл повторяется.

Технические характеристики центрифуги ФГП-909К-01

Внутренний диаметр, мм	900
Внутренняя длина ротора, мм	500
Максимальная загрузка, кг	130
Частота вращения ротора, об/мин	1000; 333
Факторы разделения	500; 166
Мощность электродвигателя, кВт	20/6,7
привода центрифуги	
Габаритные размеры, мм	3426×1578×1792

Водная взвесь пироксилина с массовой долей 2÷4% по массопроводу поступает в ажитатор 1, где она сифонированием доводится до массовой доли 7÷9% и затем подогревается до 40÷50°C. Как высокая массовая доля взвеси (более 9%), так и низкая (менее 6%) отрицательно влияет на образование слоя пироксилина в роторе. В первом случае не только образу-

ется неравномерный его слой в роторе, но и забивается загрузочная труба, в результате чего образуются промоины в слое пироксилина. Рекомендуемая массовая доля взвеси - $7\div 9\%$.

При совмещенном процессе водоотжима и обезвоживания высокая температура взвеси (около 70°C) способствует увеличению плотности слоя пироксилина, прилегающего к фильтрующей основе, что снижает скорость фильтрации, а следовательно, способствует увеличению времени дозирования взвеси (загрузки).

Затем водная взвесь пироксилина с требуемой массовой долей и температурой массонасосом 2 подается в циркуляционную линию, из которой насосом - дозатором 4 в ротор центрифуги 3. В первоначальный момент расход водной взвеси пироксилина максимальный и по мере набора толщины слоя пироксилина на фильтрующей основе ротора расход взвеси уменьшается, поэтому загрузка центрифуги осуществляется по измененному закону расхода. Такая подача не только исключает переливы водной взвеси пироксилина по мере набора толщины слоя пироксилина, но и обеспечивает получение равномерного его слоя в роторе, что положительно сказывается на качестве обезвоживания.

Насос - дозатор обеспечивает постоянство выдаваемой дозы взвеси $1\div 5\%$ заданного значения. Производительность насоса - дозатора изменяется по определенному закону изменением его частоты вращения. Частота вращения приводного электродвигателя изменяется с помощью тиристорного преобразователя частоты согласно программе, установленной реле времени.

После набора в роторе центрифуги слоя пироксилина $160\div 165\text{мм}$ подача взвеси прекращается и производится отжим пироксилина от воды. Отжатые воды на центрифуге через распределительный клапан поступают в сборник отжатых вод 9, туда же поступают и сифонные воды из ажитатора 1. Затем эти воды возвращаются в технологический цикл производства пироксилина. По окончании водоотжима производят обезвоживание, для чего в центрифугу подается спирт - ректификат из емкости 6 насосом - дозатором 7 через теплообменник 5, где он подогревается до $20\div 30^{\circ}\text{C}$.

Насос - дозатор - это плунжерный насос, производительность которого регулируется за счет изменения длины хода плунжера и частоты его хода.

После заливки необходимого количества спирта производится спиртоотжим до требуемой общей спиртоводной влажности. Отработанный спирт через распределительный клапан поступает в сборник 8, откуда он перекачивается на ректификацию.

По достижении необходимой спиртоводной влажности ротор центрифуги автоматически переводится на частоту вращения 333об/мин , и обезвоженный пироксид толкателем выгружается из ротора. После выгрузки пироксилина толкатель автоматически возвращается в исходное положение.

ние, и ротор переводится на частоту вращения $n=1000$ об/мин, цикл повторяется. В табл.2 приведен один из рекомендуемых технологических режимов обезвоживания пироксилина, изготовленного из сырья РБ + ХЦ.

Таблица 2

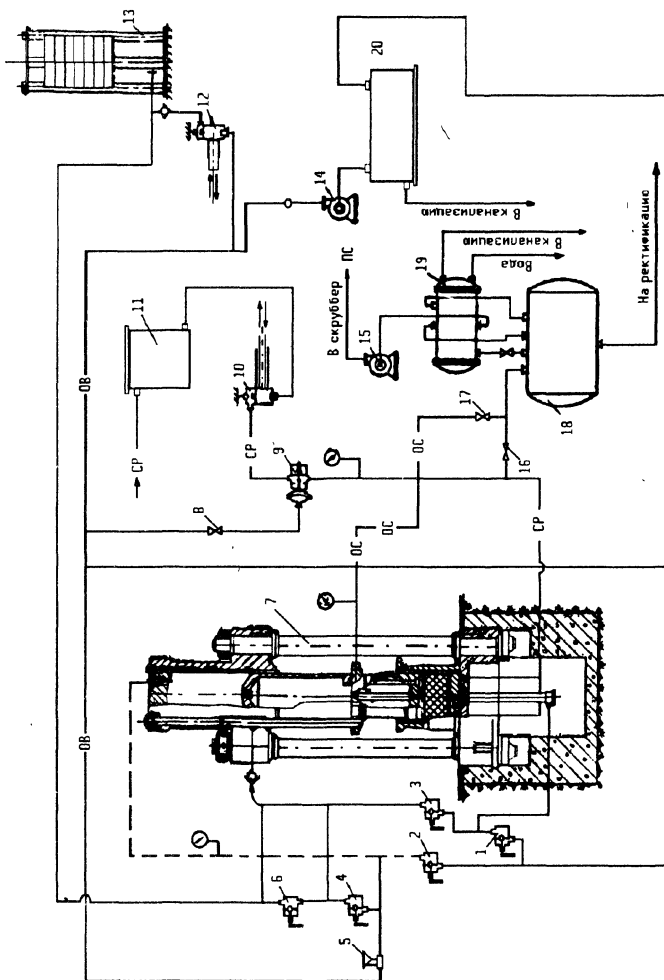
Примерный (один из рекомендуемых) режим обезвоживания пироксилина на центрифуге типа ФГП 909К-01

Операция	Продолжительность операции, мин	Загрузка	Частота вращения ротора, об/мин
Загрузка пироксилино-водной взвеси	6-9	100кг	1000
Отжим воды	13-15	-	1000
Заливка спирта-ректификата	2-3 6-7	10-11 дал	333 1000
Отжим спирта	20-25	-	1000
Выгрузка	1	-	333
Оборот центрифуги	48-60	-	-

Совмещенный процесс обезвоживания на гидравлическом прессе "Лумис"

Установка для обезвоживания неизмельченных коллоксилинов на прессе "Лумис" (рис.9) состоит из пресса 7; его гидропривода, в который входят гидроаккумулятор 13, насос высокого давления 12; насоса низкого давления 14 и баков оборотной воды 20; вспомогательного технологического оборудования операции обезвоживания, состоящего из бака спирта - ректификата 11, насоса 10 для подачи в изложницу пресса крепкого спирта, клапана 9, вакуум - насоса 15 для отсоса отжатой воды и отработанного спирта, сборника 18 для отработанного спирта, конденсатора паров спирта 19, коммуникаций высокого и низкого давлений и арматуры.

Пресс "Лумис" (рис.10) состоит из плиты 21, на которой смонтирована изложница 20 с запрессованной в ней бронзовой втулкой 18, в изложнице - обойма 19, для равномерного распределения спирта по всей поверхности, в нижней части - радиальные и круговые канавки, в которых просверлены отверстия диаметром 6 мм. На изложницу сверху помещаются дренажные и фильтрующие сетки 6 и 7. По оси изложницы к нижней части плиты крепится цилиндр выталкивателя 4, шток 2, который выходит через ман-



жетное уплотнение в верхней крышке 5 и крепится к обойме 19. в нижней части штока расположен поршень 3, цилиндр закрывается крышкой 1.

В плиту вмонтированы приспособление 22 для подвода спирта под изложницу и две колонны 15, на которых крепится главный прессующий цилиндр 12 с запрессованной в него бронзовой втулкой 13. В цилиндр вмонтирован поршень 14, к нижней части которого крепится поршень 16 с закрепленной в торцевой части ее обоймой 17 (аналогичной обойме 19). К обойме крепятся дренажная и фильтрующая сетки. Поршень в цилиндре уплотняется манжетным уплотнением. Верхняя часть цилиндра закрывается крышкой 10 и уплотняется также манжетным уплотнением 11.

Через крышку в цилиндр подается вода как под высоким, так и под средним давлением. Отвод из изложницы отжатой воды и отработанного спирта производится через патрубок 8.

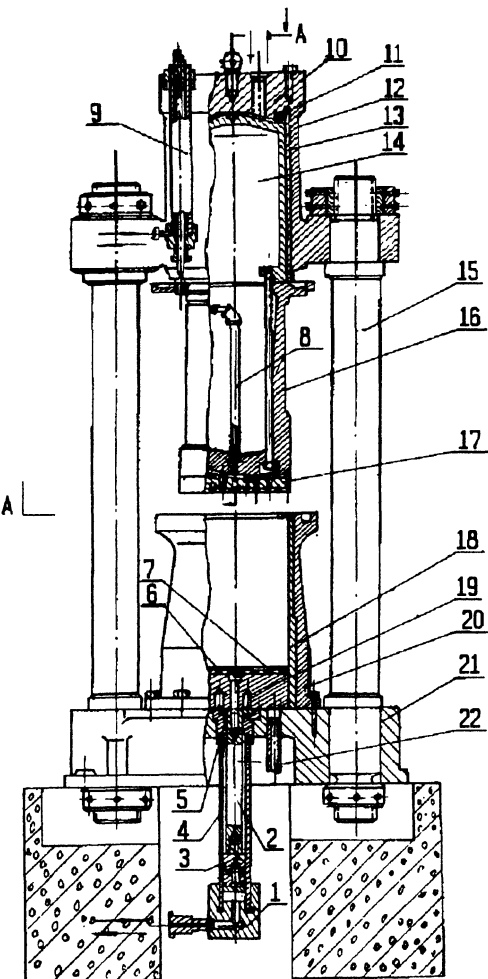
Для подъема поршня пресса есть два устройства 9, по конструкции аналогичных выталкивателю.

Гидравлические аккумуляторы - устройства, в которых при работе гидро - прессовой установки накапливается рабочая жидкость под высоким давлением, т.е. аккумулируется определенная энергия. Гидравлический аккумулятор одновременно выполняет две функции: обеспечивает поступление рабочей жидкости в пресс в соответствии с циклограммой расхода, создает постоянство давления в гидрوليнии насосы - аккумулятор - пресс. Благодаря этому повышается эффективность всей гидравлической системы.

Техническая характеристика пресса.

Усилие прессования, Т	580
Рабочее давление ,кгс/см ² (МПа)	320 (31,36)
Ход плунжера, мм	635
Размеры изложницы, мм:	
диаметр	508
высота	825
Ход выталкивателя, мм	757
Габаритные размеры пресса, мм:	
высота	3200
ширина	1450
Гидроаккумулятор	грузовой, конструкция его аналогична описанной в главе VI

Работа пресса. Навеска неизмельченного коллоксилина 25-30кг на сухую массу с водной влажностью 75-80% (после сжегивания) загружается в изложницу пресса. Открывают вентиль 5 (рис,9). Вода под действием 12-15ат (1,18-1,47МПа) насосом 14 подается в главный цилиндр. Поршень



A-A

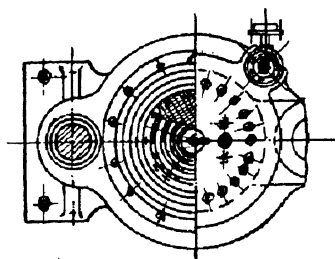


Рис. 10. Пресс "Лумис".

с поршнем опускаются, коллоксилин в изложнице сжимается. В это время открывают вентили 16 и 17, и отжимающая вода вакуум - насосом 15 отсасывается в спиртосборник 18. Поршень опускается до полной остановки. При этом средняя плотность коллоксилина в изложнице - $0,25 \pm 0,3 \text{ кг/дм}^3$.

Наиболее благоприятные условия обезвоживания нитратов целлюлозы при средней плотности $0,5 \pm 0,6 \text{ кг/дм}^3$, поэтому коллоксилин в изложнице дополнительно уплотняется. Для этого вентили 5 и 16 закрываются, и открываются вентили на линии высокого давления 4 и 6. Вода под высоким давлением насоса 12 через аккумулятор 13 поступает в главный цилиндр, и происходит дальнейшее уплотнение коллоксилина.

Когда давление воды в цилиндре доходит до $45 \pm 50 \text{ ат}$ ($4,4 \pm 4,9 \text{ МПа}$), что соответствует средней плотности коллоксилина $0,5 \pm 0,6 \text{ кг/дм}^3$, вентиль 6 закрывают. После этого на линии среднего давления открывают тройной вентиль 8, и вода поступает в полость клапана 9 и своим давлением открывает клапан линии спирта. В это время пускают насос спирта 10. Спирт подается в нижнюю полость изложницы насосом под давлением $30 \pm 35 \text{ ат}$ ($2,9 \pm 3,4 \text{ МПа}$) и продавливается через брикет коллоксилина и обезвоживают его. Отработанный спирт вакуум - насосом 15 отсасывается в сборник отработанного спирта 18, из которого перекачивается на ректификацию. Сборник скоммуницирован с конденсатором паров спирта 19, откуда конденсированный спирт стекает обратно в сборник.

Количество спирта, подаваемого насосом на обезвоживание, определяется временем его работы и устанавливается с помощью реле времени. После того, как насос подал расчетное количество спирта для обезвоживания, с помощью реле времени он останавливается, затем дается небольшая выдержка, после чего открывается вентиль 6, и вода под высоким давлением вновь поступает в главный цилиндр. Поршень поршнем опускается, дополнительно уплотняя коллоксилин в изложнице и отжимая его до нужной спиртоводной влажности.

После того, как давление в цилиндре достигает $100 \pm 120 \text{ ат}$ ($9,8 \pm 11,8 \text{ МПа}$) в зависимости от нужной степени влажности коллоксилина, закрываются вентили 4 и 17, открывается вентиль 2, и поршень с поршнем с помощью цилиндров подъема поднимается в верхнее положение. Затем закрываются вентили 6 и 2 и открывается вентиль 3.

Вода под высоким давлением поступает в цилиндр выталкивателя, и спрессованный брикет коллоксилина со средней плотностью $0,7 \pm 0,75 \text{ кг/дм}^3$ и спиртоводной влажностью $35 \pm 40\%$ выталкивается из изложницы. Закрывается вентиль 3 и открывается вентиль 1, и выталкиватель с ободом под собственным весом опускается в нижнее положение. По достижении ободом крайнего нижнего положения вентиль 1 закрывается. Цикл повторяется.

Примерный технологический режим пресса по обезвоживанию коллоксилина

Загрузка коллоксилина в изложницу, кг	25÷30
Дозированный расход спирта, дкл	5,5÷9
Цикл работы пресса, мин:	
загрузка	3÷4
отжим от воды	1
подача спирта	3÷4
отжим спирта	1
выгрузка	1
подготовка к последующей загрузке	1
Время полного оборота, мин.	10÷12

В данной системе характерно одноступенчатое вытеснение воды спиртом - ректификатом с объемной долей 90,5÷92,5%.

Отличие этой установки состоит в следующем:

- существует вакуум для отсоса отжатой воды из коллоксилина и отработанного спирта в процессе его обезвоживания;
- осуществляется одноступенчатое вытеснение воды спиртом, поэтому отработанный спирт в технологическом цикле не используется и собирается в один бак вместе с отжатой водой;
- отжим спирта из обезвоженного коллоксилина производится комбинированно его уплотнением и вакуумированием.

Недостатком системы обезвоживания "Люмис" является то, что работа прессы и весь технологический процесс не автоматизированы, что усложняет эксплуатацию прессы и всей установки. Однако эта система имеет предпосылки для полной механизации и автоматизации всего технологического процесса обезвоживания.

Глава IV

Приготовление пороховой массы

Назначение и сущность операции.

Назначение операции состоит в приготовлении однородной пороховой массы и придании ей пластических свойств; позволяющих обеспечить в последующем формирование пороховых шнуров.

Получение пороховой массы характеризуется двумя процессами: физико - химическим и механическим.

Физико - химический процесс набухания пироксилина в спиртоэфирном растворителе, причем набухание является первой стадией пластификации пироксилина. Окончательная пластификация происходит при прессовании и провяливании [7]. Механический - процесс механического смешения двух или более компонентов в однородную массу. В конечном счете, смешением необходимо достигнуть такой однородности массы, чтобы небольшой ее объем, взятый в любом месте, имел одинаковое содержание исходных материалов в заданных соотношениях. Практически достигнуть этого довольно трудно. На фазу приготовления пороховой массы поступает предварительно обезвоженный пироксилин, содержащий до 4% воды и 25+29% спирта, подается соответствующее количество второго компонента растворителя - этилового эфира. Одновременно поступают и другие компоненты пороха: стабилизатор химической стойкости (дифениламин) в виде раствора в эфире, пламягасящие вещества, (сульфат калия, перхлорвиниловые смолы), гидрофобизирующие компоненты (тротиловые смолы, динитротолуол, дибутилфталат), порообразователи и др.

Все растворимые в этиловом эфире компоненты поступают на фазу смешения в виде предварительно подготовленных растворов. Нерастворимые в эфире компоненты подаются на смешение в виде расплавов или мелкодисперсных порошков. При изготовлении пороха оба процесса, физико - химический и механический, взаимно связаны и обусловлены. Процесс набухания пироксилина идет во времени и непропорционален интенсивности смешения. При смешении пироксилина с растворителем происходит образование комплексов из молекул спирта и эфира, которые пластифицируют нитраты целлюлоз, при этом пироксилин №2 полностью набухает в спиртоэфирной смеси и частично образует жидко - вязкий раствор, а пироксилин №1 лишь частично набухает в растворителе. Однако волокна пироксилина №1, находясь среди достаточно хорошо растворимых низкоазотных фракций пироксилина №2, приобретают подвижность, мас-

са становится вязкотекучей и пригодной для формования. Пироксилин №1 является в порохе своеобразным наполнителем. Интенсивность смешения в начальной стадии частично ускоряет физико - химический процесс, так как при этом ускоряет соприкосновение частиц пироксилина с растворителем. Само смешение идет интенсивно лишь в начальной стадии перемешивания. Физико - химическая однородность массы при соответствии качества пироксилина зависит в основном от качества смешения. Но если пироксилин будет плохо измельчен или обезвожен, то это также будет влиять на качество смешения, так как будут наблюдаться вкрапления непластифицированного пироксилина.

Кроме того, полнота и время пластификации зависит от температуры пороховой массы. Это объясняется тем, что образование спиртоэфирного комплекса, а также его взаимодействие с нитратами целлюлоз протекает с выделением тепла, понижение температуры положительно сказывается на проведении процесса пластификации.

Температурный режим пластификации, кроме того, может сказаться на режимах переработки пороховой массы, а также на качестве готового пороха. Смешение пороховой массы при пониженных температурах позволяет получить порох более высокого качества. Следовательно, эти процессы необходимо вести при охлаждении.

Вторым фактором, определяющим качество пластификации, является соотношение между этиловым спиртом и эфиром. Наибольшей активностью, как уже отмечалось обладает смесь компонентов растворителя в пределах в соотношении 1:1-:1:1,5.

Качество пластифицированной пороховой массы зависит от количества спиртоэфирного растворителя, взятого для пластификации. Это количество выбирается исходя из свойств пироксилина (содержания азота, растворимости, вязкости), а также в зависимости от вида получаемого пороха.

Смешение производят в аппаратах, называемых мешателями, в них исходные материалы периодически перемешаются относительно друг друга, и частички их сближаются до желаемого конечного состояния однородности. В мешателях нужно получить также физико - химическую однородную массу, обладающую хорошими пластическими свойствами. Это в большой степени сказывается на качестве формования порохового шнура. При выборе типа мешателя необходимо исходить из следующих требований. Мешатель должен надежно смешивать пироксилин с вводимыми в пороховую массу компонентами, быть герметичным; в нем не должно быть мертвых зон, где мог быть залеживаться непромешанный пироксилин или налипать на стенках растворившийся. Кроме того, он должен иметь систему охлаждения пороховой массы во время ее смешения и гарантийность работы с точки зрения пожарной безопасности и техники безопасности. В существующих пороховых производствах со старой технологией для

получения пороховой массы применяются мешатели периодического действия двух типов: лопастные мешатели и перовые, валы которых имеют вращательное и возвратно - поступательное движение. Пороховые шнуры из массы, приготовленной на этих мешателях, прессуют на гидравлических прессах в две ступени: первая - фильтрация пороховой ленты и вторая - формование пороховых шнуров из полученного фильтра.

Для пороховых производств, работающих по новой технологии, применяют горизонтальный перовой мешатель непрерывного действия и аппарат КСП - смеситель - пресс.

Лопастной мешатель

Лопастной мешатель - это один из типов мешателей периодического действия, он широко применяется в пороховых производствах, работающих по периодической технологии.

Принцип действия такого мешателя заключается в том, что при вращении винтообразных лопастей в разные стороны масса смешивается благодаря деформации сдвига и перераспределения компонентов, передвигается вдоль оси корпуса мешателя в разных направлениях и, таким образом, в месте контакта слои массы, перемещающиеся относительно друг друга, смешиваются.

При вращении валов внутрь масса под действием лопастей прижимается к седлу корпуса мешателя и сдавливается. При этом часть ее, выходящая из сферы действия данной лопасти, подхватывается второй лопастью, которая, как и первая, прижимает массу к седлу и сдавливает. Таким образом, происходит уплотнение и деление массы. При вращении валов мешателя наружу происходит перераспределение массы, но так как она не прижимается к седлу корпуса мешателя, она разрыхляется, а не уплотняется.

Для того, чтобы избежать возможности встречи одних и тех же объемов масс (однородных масс) после полного оборота месильных лопастей, необходимо, чтобы положение месильных лопастей друг к другу при их вращении постоянно менялось. С этой целью оба вала вращаются с различными скоростями и соотношение числа оборотов валов лежит в пределах 1:2 [8].

Окружная скорость крайних точек быстроходного месильного вала v_6 , обеспечивающая необходимую эффективность смешения, определена на основании длительной эксплуатации мешателей на заводах и колеблется в пределах 0,3+0,7 м/с. Увеличивать ее нецелесообразно, так как время обработки массы в мешателе от этого сокращается незаметно, а количество затраченной энергии на приготовление 1 т массы увеличивается. Время обработки массы в мешателе для порохов без специальных добавок колеблется в пределах 45-60 мин. и зависит от марки пороха. Так, для массы пороха марки ВТ время обработки равно 60 мин, зерненого пороха - 45 мин.

При обработке массы для порохов с добавками солей и переработке возвратных отходов в "стандартную" массу время переработки может быть увеличено до 2 часов и более. Общий цикл работы мешателя принимается с учетом указанного времени обработки массы, а также времени загрузки и выгрузки мешателя, равного 15 мин, и времени передозировки массы в мешателе (исправления массы), равного 10 мин.

В течение всего времени приготовления пороховой массы в мешателе месильные лопасти периодически меняют направление вращения. Изменение направления вращения лопастей улучшает и ускоряет перемешивание массы, делает ее более однородной.

Время вращения лопастей внутрь и наружу на заводах разное и составляет 5-10 мин, когда лопасти вращаются внутрь, и 1-5 мин, когда лопасти вращаются наружу. В мешателях этого типа масса получается в виде комков вследствие частичной пластификации от интенсивной деформации в процессе смешения.

В табл.3. дан примерный режим работы мешателей некоторых заводов. На основании данных этой таблицы можно сделать вывод, что наиболее рациональным режимом работы мешателя является режим 5. При мини-

Таблица 3

Примерные режимы работы мешателей для порохов без добавок

Ре- жи- мы	Отношение чисел оборо- тов лопастей, мин $i = \frac{n\delta}{n\mu}$	Режим работы					
		Реверсивное вра- щение лопастей, мм		Окружные скорости ло- пастей, м/с	Загрузка, кг	Время работы мешателя мин	Потребля- емая мощ- ность*, кВт
		в н у т р ь	н а р у ж у				
1	2	3	4	5	6	7	8
1	29/13=2,23	4	1	0,715/0,320	120-130	45-60	-
2	28/16=1,75	6	2	0,689/0,393	120-130	45-60	-
3	26/11=2,73	10	3	0,639/0,270	120-130	45-60	-
4	16/8=2,00	10	5	0,396-0,196	"-	"-	-
5	11/5=2,20	-	-	0,270/0,123	"-	"-	2-2,5
6	23/11=2,09	-	-	0,565/0,270	"-	"-	-
7	22/11.5=1,92	5	2	0,540/0,280	"-	"-	4,3-7,8

* Нижний предел соответствует вращению лопастей наружу,
верхний - вращению лопастей внутрь.

Примечание: 1. Диаметр лопастей - 470 мм

2. Емкость мешателя - 600 л.

мальной частоте вращения лопастей (а следовательно, и при минимальной окружной скорости), по сравнению с другими режимами, и при прочих равных параметрах достигается хорошее качество перемешивания, при этом потребляемая мощность значительно снижается. При одинаковых конструктивных параметрах мешателя, одинаковой величине загрузки потребляемая мощность при работе мешателя по режиму 5 снижается почти в 3 раза по сравнению с режимом 7.

Лопастной мешатель приведен на рис. 11, его кинематическая схема - на рис.12. Основными элементами мешателя являются корытообразный корпус 6 и валы с винтовыми лопастями. Форма данной части корпуса выбрана так, чтобы избежать образования мертвых зон, в которых пиро-ксилин может задержаться и не обработаться. Она представляет собой

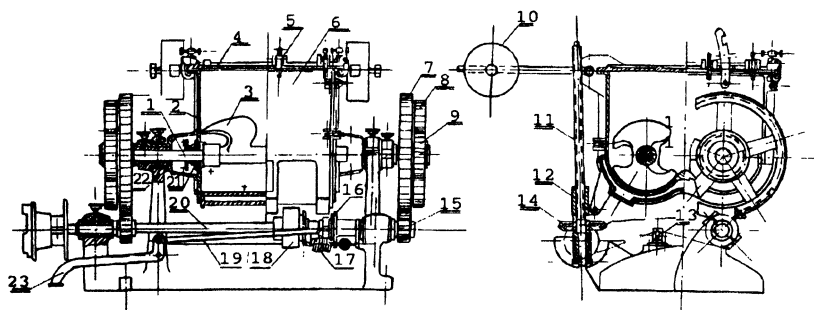


Рис. 11. Лопастной мешатель.

сочленение двух полуцилиндрических поверхностей, которые соединены между собой по образующей, и размерами соответствуют окружности, описываемой крайними точками месильных лопастей.

На боковых стенках (боковины) 2, с которыми корпус мешателя соединяется съемными болтами, крепятся подшипники валов мешателя, во избежание потерь растворителя уплотненные сальниками 21. Днище корпуса имеет двойные стенки, которые образуют охлажденную рубашку мешателя. Сверху корпус мешателя закрывается крышкой 4. Крышка сделана откидной на шарнирах и открывается с той стороны, в которую корпус мешателя опрокидывается для выгрузки. Она снабжена вынесенными в сторону грузами - противовесами 10, облегчающими ее подъем, а также специальными струбцинами 5, которыми она прижимается к корпусу. Для большей герметичности между крышкой и корпусом ложится резиновая прокладка, закрепленная на крышке.

Для заливки эфира в крышку вмонтирована трубка, соединяющаяся с мерником шлангами или трубками, соединенными между собой шарнирно.

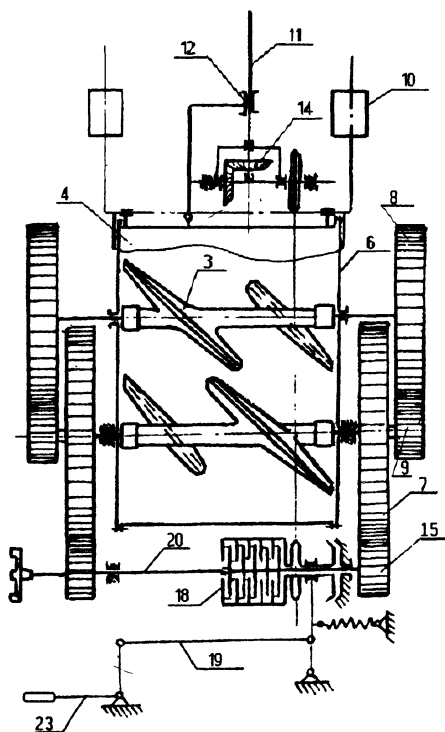


Рис. 12. Кинематическая схема лопастного мешателя.

Для отбора образцов массы и в случае необходимости добавки эфира в мешатель в крышке есть герметически закрывающийся люк.

В подшипниках боковин смонтированы валы мешателя 1, на которых надеты месильные лопасти 3. По условиям техники безопасности они изготавливаются из бронзы. Месильные лопасти имеют сложную пространственную форму. Поверхность лопастей построена так, чтобы крайние точки их при вращении описывали цилиндрическую поверхность, не оставляя мертвых пространств и цилиндрических выпуклостей дна корпуса. Зазор между лопастью и корпусом допускается в пределах 1-4 мм.

Втулки переднего вала мешателя установлены в подшипниках 22 двух

вертикальных стоек станины мешателя и могут поворачиваться в них. Это дает возможность перемещать мешатель во время выгрузки вокруг горизонтальной оси, образуемой втулками переднего вала. При этом обе месильные лопасти независимо от поворотов корпуса мешателя могут продолжать вращательное движение.

Валы мешателя вращаются с помощью зубчатых передач от приводного вала 20, который смонтирован в подшипниках, расположенных в передней части мешателя. На приводном валу насажены две шестерни 15, сцепляющиеся с двумя зубчатыми колесами 7, закрепленными на переднем валу мешателя. Благодаря такому расположению шестерен необходимый для вала мешателя момент вращения делится пополам между обеими зубчатками. Это дает возможность равномерно нагружать валы мешателя, которые в работе подвергаются значительным крутящим и изгибающим моментам.

Малые шестерни 9, сцепляющиеся с зубчатыми колесами 8, составляют одно целое с большими зубчатыми колесами 7 переднего вала мешателя.

Зубчатые колеса 8 закреплены на концах второго вала, который получает вращение от переднего вала мешателя. Благодаря этому, валы мешателя вращаются в противоположные стороны.

Механизм для опрокидывания мешателя состоит из винта 11, вращающегося в нужный момент от приводного вала мешателя или отдельного привода, и маточной гайки 12, шарнирно закрепленной на корпусе. Винт и гайка имеют прямоугольную резьбу, а корпус гайки - проушины, которыми он шарнирно соединяется с ушком кронштейна, прикрепленного к корпусу мешателя. В зависимости от направления вращения винта гайка перемещается по нему вверх или вниз, а за ней - корпус мешателя, который поворачивается вокруг оси переднего вала мешателя. Винт, шарнирно прикрепленный вместе с системой передающих ему вращение шестерен к особым приливам на станине, принимает при этом соответствующий наклон. Вращение от приводного вала, приводящего в движение подъемный винт, к системе конических шестерен 14 передается с помощью пластинчатой цепи. Одна из звездочек цепи насажена на втулку дисковой фрикционной муфты приводного вала 18, а другая - на горизонтальную ось конической шестерни, которая передает вращение второй конической шестерне, насаженной на винт. Цепь всегда поддерживается в нужном натяжении натяжной звездочкой 13. Для включения и выключения цепной передачи от приводного вала к системе шестерен подъемного винта на приводном валу мешателя смонтирован специальный механизм. Этот механизм состоит из конической фрикционной муфты 16, одна из полу муфт которой закреплена неподвижно на первом подшипнике приводного вала мешателя; на вторую полу муфту надет хомут, связанный с тягой 19, которая может двигаться вправо и влево. Тяга пружиной 17 прижата к подшипнику, следовательно, и хомут прижимает конус фрикции второй втулки к конической расточке фланца первой неподвижной втулки. Таким образом, коническая фрикционная муфта 16 находится в сцеплении. Горизонтальная тяга связана системой рычагов с рычагом управления 23. При нажмe на рычаг управления тяга подвигается вправо, преодолевая сопротивление пружины и увлекая за собой вторую полу муфту, благодаря чему коническая фрикционная муфта 16 выходит из зацепления. На втором конце втулки второй полу муфты укреплена вторая фрикционная муфта дискового типа 18 и звездочка цепи. Когда с помощью ножного рычага 23 вторая полу муфта конического фрикциона отводится вправо, дисковая фрикционная муфта приходит в сцепление, вследствие чего внешняя подвижная втулка начинает вращаться вместе с приводным валом, а с ней и звездочка цепи, передающая движение с помощью цепи валу опрокидывания корпуса.

Привод мешателя (рис. 13) по условиям техники безопасности вынесен в машинное отделение. Приводной вал 2 одним концом с помощью муфты 8 соединен с валом мешателя 1, второй конец которого через сальниковые

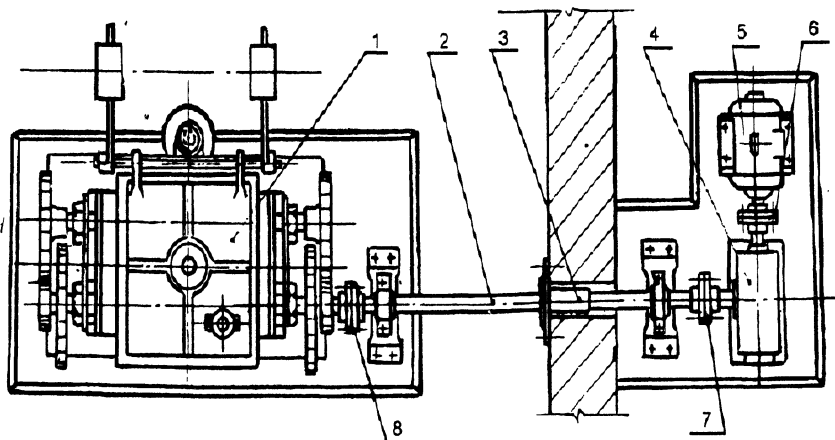


Рис. 13. Привод лопастного мешателя.

уплотнения 3 в стене выходит в машинное отделение. В машинном отделении он через вторую муфту 7 соединен с редуктором 4, а редуктор муфтой 6 соединен с электродвигателем 5.

Переменное вращение месильных лопастей происходит в результате изменения направления вращения электродвигателя автоматически, по заданному режиму или с помощью ручного переключения.

Технологический расчет мешателя

Технологический расчет мешателя можно вести в двух вариантах: проверочный расчет производительности мешателя по основным его заданным размерам и технологическому режиму и определение основных размеров мешателя по заданной производительности и технологическому режиму его работы.

Рассмотрим второй вариант расчета мешателя, который включает в себя элементы и первого варианта.

Принимаем производительность мешателя G кг/ч, время полного его оборота t мин. Тогда мешатель заданной производительности должен одновременно обрабатывать пороховую массу в количестве

$$q = \frac{G \cdot t}{60} \text{ кг,}$$

без учета в нем растворителя.

Объем мешателя определяем исходя из количества загружаемого в мешатель пироксилина.

Средняя объемная масса обезвоженного пироксилина ρ кг/дм³, отсюда занимаемый пироксилином объем равен

$$V = \frac{g}{\rho \cdot 1000} \text{ м}^3$$

Для удобства эксплуатации загружаемый пироксилин не должен заполнять мешатель полностью, поэтому действительный его объем следует брать на 10÷15% больше.

Форма корыта, соотношение его длины и ширины берутся по аналогии с прототипом и корректируются в соответствии с требуемыми габаритными размерами. На основании принятых габаритных размеров корыта мешателя выбирается диаметр лопастей, при этом руководствуются типовыми размерами существующих вариантов или данными отраслевых нормалей НИИхиммаша.

Если выбраны месильные лопасти с размером D , то число оборотов быстроходного вала, обеспечивающего необходимую интенсивность смешения при окружной скорости v_{δ} м/с, равно

$$n_{\delta} = \frac{v_{\delta} \cdot 60}{\pi \cdot D} \text{ об/мин}$$

Отношение числа оборотов быстроходного и тихоходного валов месильных лопастей обозначено через i . Тогда число оборотов тихоходного вала

$$n_m = \frac{n_{\delta}}{i} \text{ об/мин. Как указывали ранее, } i \approx 2.$$

Пример расчета. Определим размеры мешателя, если задана его производительность $G=100$ кг/ч пороховой массы без учета растворителя для порохов без добавок. Время обработки массы в мешателе $t_1=50$ мин, время загрузки и разгрузки $t_2=15$ мин, время передозировки (исправления) массы в мешателе $t_3=10$ мин, тогда время полного его оборота составит $t_{об}=t_1+t_2+t_3=50+15+10=75$ мин

Мешатель должен одновременно вмещать и обрабатывать пироксилин в количестве

$$q = \frac{G \cdot t_{об}}{60} = \frac{100 \cdot 75}{60} = 125 \text{ кг.}$$

При обезвоживании в центрифугах пироксилин уплотняется до $\rho = 0,45 \dots 0,5$ кг/дм³. Однако при разгрузке центрифуг, транспортировке и загрузке в мешатель пироксилин рыхлится, в мешатель он загружается без особого уплотнения, поэтому плотность пироксилина, обрабатываемого в мешателе, следует брать в пределах $0,2 \div 0,25$ кг/дм³. Принимаем среднюю

плотность пироксилина $\rho_{\text{ср.}} = 0,23 \text{ кг/дм}^3$. Занимаемый пироксилином объемом в мешателе

$$V = \frac{q}{\rho_{\text{ср.}}} = \frac{125}{0,23 \cdot 1000} = 0,545 \text{ м}^3$$

Выбираем диаметр лопасти $D = 0,47 \text{ м}$ и окружную скорость $v_{\sigma} = 0,4 \text{ м/с}$. Тогда потребная частота вращения быстроходного вала

$$n_{\sigma} = \frac{v_{\sigma} \cdot 60}{\pi \cdot D} = \frac{0,4 \cdot 60}{3,14 \cdot 0,47} = 16 \text{ об/мин.}$$

При $i = 1,98$ частота вращения тихоходного вала составляет

$$n_m = \frac{16}{1,98} = 8,1 \text{ об/мин.}$$

Мешатель с пером, имеющим вращательное и возвратно - поступательное движение (рис. 14)

Наряду с лопастными мешателями в пороховых производствах периодической технологии применяются мешатели. основным рабочим органом которых является горизонтальный вал с насаженным на его конце пером, совершающий возвратно-поступательное и вращательное движение.

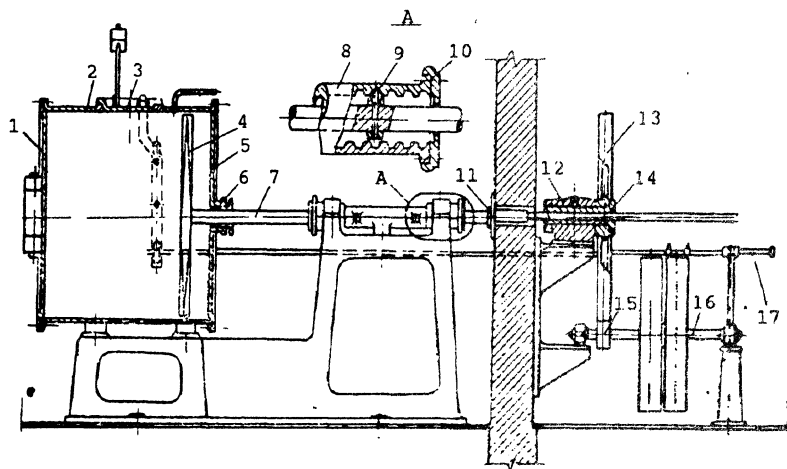


Рис. 14. Мешатель с пером, имеющим вращательное и возвратно-поступательное движение.

Если в лопастных мешателях масса разделяется лопастями и перетирается, то в перовом мешателе она лишь перемешивается, перераспределяется. Причем во время перемешивания происходит равномерное смачивание пироксилина растворителем и его набухание, вследствие чего получается не комкообразная масса, как в лопастных мешателях, а крошкообразная, состоящая из мелких частиц набухшего пироксилина. Частота вращения вала мешателя составляет 20+25 об/мин. Увеличение частоты вращения, как и у лопастного мешателя, нецелесообразно, ибо от этого время смешения массы в мешателе намного не сократится, а потребляемая мешателем мощность резко возрастает.

Время обработки массы в этих мешателях для порохов без специальных добавок колеблется в пределах 75+85 мин в зависимости от марки пороха. Одновременная загрузка пироксилина в мешатель составляет 80+100 кг на сухую массу.

Перовой мешатель представляет собой горизонтальный цилиндр 2 (корпус мешателя) с герметически закрывающимся верхним люком 3 и открывающейся передней крышкой 1.

Верхний люк предназначен для загрузки пироксилина, а также отбора проб пороховой массы в случае определения необходимости добавки эфира. Открывающаяся передняя крышка предназначена для разгрузки и чистки мешателя.

Через сальниковое уплотнение 6 в задней крышке 5 в цилиндрический корпус проходит вал 7 с установленным на конце пером 4. Другой конец вала выведен в машинное отделение, где он присоединяется к контрприводу 16.

По условиям техники безопасности для разделений помещений вал в стене уплотнен сальником 11. Для передачи вращательного движения на вал посажена втулка 14, установленная одним концом в корпусе подшипника 12. На другом конце втулки закреплена большая шестерня 13, которая находится в зацеплении с малой шестерней 15 контрпривода. Отверстие во втулке, через которое происходит вал, имеет форму цилиндра с усеченным с двух сторон сегментами. На валу мешателя по длине хода вала сделаны две лыски в виде сегментов, расположение которых соответствует расположению сегментов во втулке.

Форма вала и соответственно ему форма отверстия во втулке не дает возможности вращаться втулке на валу, поэтому при вращении большой шестерни вращается втулка в корпусе подшипника, а вместе с ней вращается и вал мешателя.

Возвратно - поступательное движение вала осуществляется с помощью гайки 8, имеющей правую и левую винтовые нарезки, в пазу которых своей дугообразной частью ходит якорь 9. Хвостовой частью он вставляется в отверстие на валу.

Таким образом, гайка и вал с якорем образуют пространственный кулачковый механизм.

При вращении вала якорь движется по пазу винтовой нарезки гайки и поступательно перемещается вдоль ее вместе с валом. При подходе якоря к одному из торцов гайки он выходит из паза нарезки, упирается в крышку 10 и поворачивается так, что при дальнейшем вращении вала дугообразная часть его захватывается пазом винтовой нарезки, имеющей обратное направление винтовой линии, и якорь вместе с валом перемещается вдоль гайки в обратном направлении и т.д. Таким образом, одновременно осуществляется вращательное и возвратно - поступательное движение пера мешателя. Шаг винтовой линии гайки принят 101,6мм, длина гайки соответствует длине корпуса смесителя, ширина пера 56мм. Таким образом, вращаясь, перо (лопасть мешателя) обходит весь объем мешателя, обеспечивая хорошее качество смешения.

По условиям техники безопасности крышка верхнего люка заблокирована с приводом мешателя посредством переводки 17 так, чтобы при работающем мешателе была исключена всякая возможность ее открывания, а при открытой крышке пуск мешателя в работу также был бы невозможен.

Горизонтальный непрерывнодействующий мешатель

При непрерывном технологическом процессе пороховую массу выгодно получать крошкообразной, а не в виде комков, так как в шнек - пресс масса должна поступать непрерывно, хорошо заполняя витки винта. В этом случае обеспечивается лучший захват массы витком винта питателя.

Непрерывность работы мешателя исключает возможность чистки его внутренней поверхности, поэтому "мертвые" пространства в нем недопустимы. При этом следует учесть, что пары эфира конденсируются на стенках мешателя, а пироксилин, соприкасаясь с конденсатом, растворяется в нем и налипает на стенках.

Таким образом, в "мертвых" пространствах мешателя раствор пироксилина может наслаиваться и со временем может отделяться от стенок. Эти куски пороховой массы содержат в себе не только растворившиеся и набухшие частицы пироксилина, но и сухие частицы. Такая масса при прессовании дает брак.

В основу непрерывнодействующего мешателя для новой технологии положен каскад трех мешателей с принципом действия, соответствующим мешателю, имеющему возвратно - поступательное и вращательное движение вала пера с принудительной задержкой смешиваемой массы.

Мешатель такого типа обеспечивает получение однородной крошкообразной массы и практически не имеет "мертвых" пространств, находящихся вне сферы влияния лопастей.

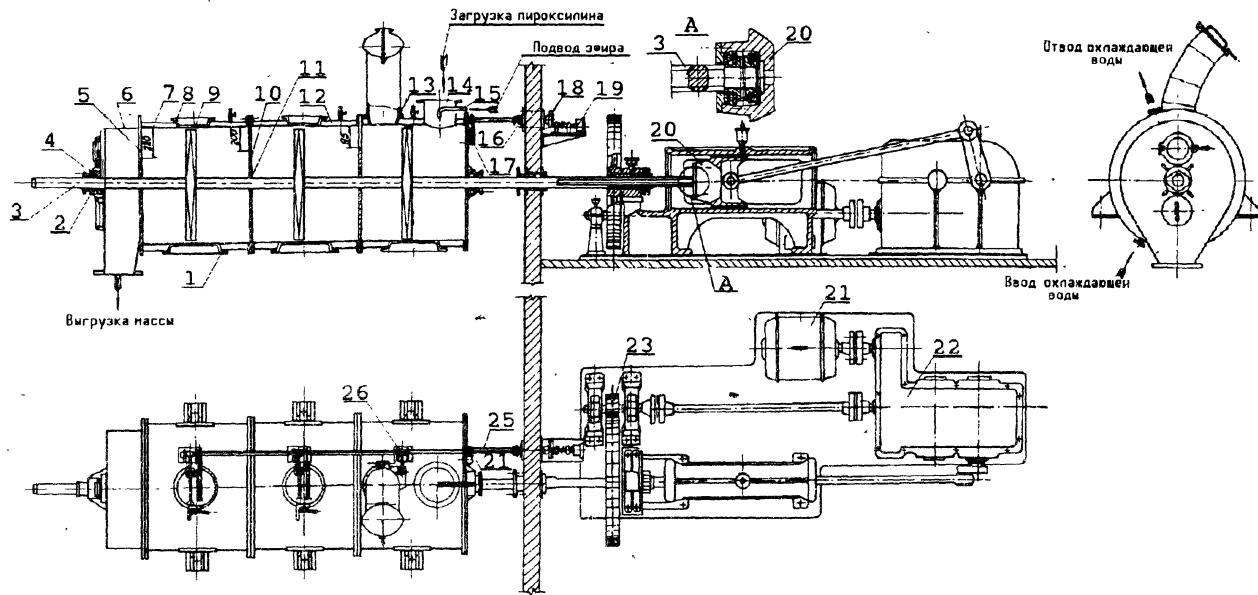


Рис. 15а. Горизонтальный непрерывнодействующий мешатель.

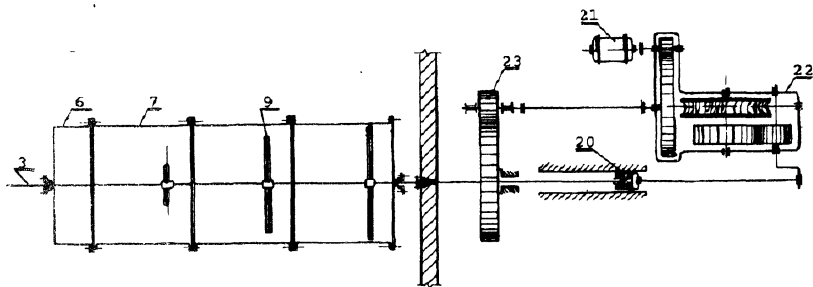


Рис. 156. Горизонтальный непрерывнодействующий мешатель.
Кинематическая схема.

Непрерывно действующий мешатель показан на рис.15 а, кинематическая схема его - на рис.15б. Он состоит из трех отдельных цилиндрических секций 7, разделенных перегородками 10, и выгрузочного бункера 6. Каждая из секций в отдельности представляет собой перовой мешатель. Все три секции и выгрузочный бункер соединены между собой в единый аппарат с помощью фланцев. В торцевых стенках мешателя закреплены подшипники 4, в которых установлен вал 3. Вал уплотняется в стенках мешателя сальниковым уплотнением 2. В каждой из секций на вал насажено по одному перу 9, каждое из которых для облегчения пуска мешателя под нагрузкой установлено под углом 120° относительно друг друга. Наличием нескольких секций в мешателе улучшены условия для перемешивания пироксилина с его компонентами и ликвидирована всякая возможность проскока пироксилина в течку пресса, что очень важно для технологического процесса. Для избежания "мертвых" пространств зазор между пером и корпусом мешателя делается минимально возможным в пределах 2-3мм, а расстояние между пером и перегородками мешателя при его крайних положениях равно 4-5мм.

Винтообразное движение пера рассчитано так, что при вращении оно своими торцами проходит по всей внутренней поверхности корпуса мешателя, поэтому в нем ликвидированы пространства, где может задержаться непромешанный пироксилин, и нет свободной от действия пера внутренней поверхности, где мог бы налипнуть растворившийся пироксилин. Вал через стенной сальник проходит в машинное отделение, где он присоединяется к приводу. В верхней части перегородок, разделяющих секции мешателя, для сообщения между смежными секциями имеются окна в виде срезанных сегментов. Высота сегмента во всех трех перегородках разная и увеличивается по мере приближения к выгрузке: так, высота сегмента первой перегородки 175мм, второй-200мм, третьей - 220мм. Вырез третьей перегородки

в период пуска установки может закрываться деревянным сегментом 5. По условиям техники безопасности в местах прохождения вала через перегородки в них вставлены бронзовые втулки 11 с заостренными по внутреннему диаметру краями, которые предотвращают образование сальника из массы в указанном зазоре.

Корпус каждой секции мешателя имеет рубашку 12 для подачи охлаждающей воды во время работы аппарата. Обезвоженный пироксилин загружается через горловину 14 первой секции, в которую через патрубок 15 подается эфир из контрольного фонаря. Во избежание смачивания стенки горловины эфиром во время его подачи в мешатель, патрубок для подачи эфира проходит в центре горловины. Каждая из секций имеет по два герметически закрывающихся люка: верхний люк 8 служит для отбора образцов и периодического наблюдения за процессом перемешивания, нижний 1-для разгрузки мешателя и чистки его при остановках.

Верхний люк первой секции одновременно предназначается и для загрузки мягкого брака, для чего в крышке 13 люка вмонтирована труба, позволяющая загружать мягкие браки в мешатель, не открывая основной крышки люка.

По условиям техники безопасности все три крышки верхних люков заблокированы таким образом, что при открывании одной из них мешатель автоматически останавливается. Приспособление для автоматической остановки мешателя состоит из валика 25, идущего вдоль мешателя, на который надеты рычаги 26 с роликами и рычаг 24 без ролика; натяжной пружины 17, соединенной одним концом с рычагом 24, а другим - закрепленной на крышке мешателя; кулачка 18, надетого на конец валика, проходящего через стенной сальник 16 в машинное отделение, и выключателя 19 с кнопкой "стоп". Работа этого приспособления заключается в том, что при открывании крышки с трубой 13 или крышки мешателя 8 отводится рычаг 26; так как рычаг закреплен на валике 25 неподвижно, он поворачивается относительно оси валика на угол подъема крышки. Вместе с валиком поворачивается кулачок, который при этом нажимает своим выступом на кнопку "стоп", и привод мешателя выключается даже при незначительном подъеме крышки люка. Это сделано для того, чтобы устранить всякую возможность попадания рук обслуживающего персонала в мешатель при его работе. При закрывании крышки люка рычаг 26 действием пружины 17 возвращается в свое первоначальное положение, а кулачок 18, в свою очередь, освобождает кнопку "стоп". После этого мешатель можно снова пустить в работу.

Разгрузочный бункер в верхней части представляет собой полуцилиндр, боковые стенки его опускаются вниз под углом, большим угла естественного откоса пороховой массы, и образуют как бы конус в сторону шнека - пресса. Такая форма бункера обеспечивает полное свободное осы-

пание пороховой массы в шнек - пресс. В нижней торцевой стороне бункера имеется герметически закрывающийся люк, через который загрузочный патрубок шнек - пресса очищается, если он забьется пороховой массой. В верхней части также есть люк, через который течка (загрузочный патрубок шнек - пресса) очищается, если она забьется пороховой массой. В верхней части также есть люк с откидной крышкой, у которой есть смотровое окно из тонкой нитропленки. Через этот люк вставляют и вынимают деревянную перегородку при закрывании или открывании перегрузочного окна третьей перегородки. Против люка установлен пожарный ствол.

Привод мешателя состоит из электродвигателя 21, комбинированного редуктора 22 с кривошипно - шатунным механизмом и цилиндрической пары шестерен 23.

В рассмотренном выше перовом мешателе поступательное движение вала осуществлялось с помощью гайки, имеющей правую и левую резьбу. Такой привод был изготовлен и для непрерывнодействующих мешателей, но испытания не дали положительных результатов. Гайка часто выходила из строя, в основном из-за поломок в месте пересечения правых и левых витков. Причиной поломок было несоответствие осевых усилий на валу мешателя, возникающих от сопротивления пороховой массы при возвратно - поступательном движении пера, и прочностных характеристик витков гайки в месте их пересечения. Усилить витки гайки и тем самым ликвидировать это несоответствие довольно сложно. К этим недостаткам необходимо также отнести и сложность изготовления и быстрый износ витков гайки.

Для придания валу непрерывнодействующего мешателя возвратно - поступательного движения был взят центральный кривошипно - шатунный механизм как более надежный в работе и простой в изготовлении. По условиям техники безопасности привод мешателя установлен в машинном отделении. Выходящий в машинное отделение вал мешателя присоединяется к ползуну 20 кривошипно - шатунного механизма таким образом, что он одновременно с возвратно - поступательным движением может вращаться и вокруг своей оси.

Вращательное движение вала осуществляется аналогично тому, как это имеет место в перовом мешателе периодического действия. Такой непрерывнодействующий мешатель был поставлен в технологический комплекс производства пироксилиновых порохов и хорошо зарекомендовал себя.

К недостаткам этого мешателя следует отнести его большой габарит и громоздкость привода. Размеры мешателя определяются объемом массы, который должен одновременно находиться в нем. Большие объемы массы, находящиеся в мешателе, нежелательны с точки зрения техники безопасности и пожарной безопасности, но с точки зрения удобств эксплуатации мешателя дают большую технологическую маневренность в работе.

Так, например, при кратковременной остановке (в течение 10÷15 мин) по какой-либо причине шнек - дозатора и насоса - дозатора нет необходимости останавливать непрерывнодействующий мешатель, а следовательно, и весь агрегат. Мешатель может работать, при этом он будет в первое время подавать достаточное количество массы из имеющегося в нем запаса.

При возобновлении работы дозирующих устройств мешатель снова заполнится массой до прежнего уровня.

Техническая характеристика мешателя:

Одновременная загрузка, кг	260-300
Объем мешателя, л	1115
Частота вращения вала, об/мин	28
Частота вращения кривошипно - шатунного вала, об/мин	2
Внутренний диаметр, мм	800
Длина секции, мм	740
Длина мешателя, мм	2220

Особенности эксплуатации. Перед пуском непрерывнодействующего мешателя в работу закрывают верхние и нижние люки, ставят деревянную перегородку в третьей секции, закрывают шибер на течке пресса, включают подачу охлажденной воды в рубашку корпуса мешателя, затем пускают в работу мешатель, шнек - дозатор и начинают загрузку обезвоженного пироксилина. Насос - дозатор пускают только после того, как пироксилин, транспортируемый шнек - дозатором, поступит в загрузочный люк мешателя. С этого момента пироксилин и раствор дифениламина в эфире непрерывно дозируются в мешатель. Дозаторы обоих компонентов предварительно отрегулированы на заданную производительность и работают синхронно.

Пироксилин при вращательном и возвратно - поступательном движении пера перемешивается равномерно распределяясь в первой секции, по мере заполнения которой пороховая масса начинает пересыпаться во вторую секцию, где происходит дальнейшее ее перемешивание. После заполнения второй секции пороховая масса начинает пересыпаться в третью.

После заполнения мешателя массой до среза в перегородках работа дозаторов прекращается, а мешатель продолжает работать до получения готовой массы во всех его секциях.

Время, необходимое для получения готовой пороховой массы в мешателе после выключения дозаторов, составляет 20÷30 мин.

После получения готовой массы мешатель останавливается, вынимается деревянная перегородка из третьей секции, открывается шибер на загрузочном патрубке к шнек - прессу, и весь агрегат пускается в непрерывную

работу. В этом случае, как и при пусках мешателя под нагрузкой, во избежание забивки шнек - дозаторов вначале необходимо пускать мешатель, а затем дозирующие устройства. При дальнейшей работе мешателя, когда все три секции заполнены массой, перемещение массы из одной секции в другую и в выгрузочный бункер происходит непрерывно. Пересыпание массы из секции в секцию происходит благодаря вращательному движению пера при подходе к перегородке и обусловлено разностью высот вырезов в перегородках мешателя и непрерывной подачей в мешатель пироксилина и растворителя.

Хотя мешатель рассчитывается на максимальную производительность агрегата, его производительность может меняться с изменением подачи пироксилина и растворителя в мешатель при постоянной частоте вращения пера мешателя и вала кривошипа.

Количество перемещаемой и выгружаемой массы из мешателя в течку пресса равно количеству загружаемого в мешатель пироксилина и эфира. Таким образом, с помощью дозирующих устройств производительность мешателя может меняться, при этом время пребывания массы в мешателе должно быть не меньше времени, необходимого для ее набухания. Практика эксплуатации такого мешателя показала, что при работе его на разных производительностях (в пределах $3+6\text{ т/сут}$), проскока непластифицированного пироксилина в течку пресса не наблюдалось. Для предупреждения проскоков непластифицированного пироксилина уровень массы во время работы мешателя необходимо держать на уровне перегородок.

Иногда бывают случаи остановок всего агрегата, а следовательно, и мешателя, например, если необходимо заменить пресс - инструмент, ножи резательных станков и др. Эти остановки могут быть как кратковременными, так и продолжительными (до нескольких часов), причем во всех этих случаях масса из мешателя не выгружается. При длительных остановках мешателя шнек - пресс продолжает работать до полного освобождения течки пресса от массы, после чего для уменьшения потерь растворителя необходимо плотно закрыть шиббер течки. Несмотря на это, масса в мешателе за период длительной остановки успевает частично подсохнуть и слежаться, сделаться комкообразной.

Поэтому после длительной остановки мешателя находящуюся в нем массу рекомендуется взрыхлить, а если она подсохла, необходимо добавить соответствующее количество растворителя. Для этого третью секцию мешателя перекрывают деревянной перегородкой и при неработающих дозаторах включают привод аппарата. Работа мешателя "на себя" продолжается до получения хорошо взрыхленной массы с нужной пластичностью, степень готовности которой определяется по величине давления, получаемого на контрольном прессе. После этого мешатель останавливают, вынимают перегородку и пускают в работу весь агрегат.

В процессе работы мешателя о качестве пластификации судят по показаниям манометра, установленного на выходе массы из пресса. Давление прессования в шнек - прессе находится в пределах $70+90 \text{ кгс/см}^2$ ($6,86+8,82 \text{ МПа}$) для пороховых марок 7/7, 9/7, 12/7, 14/7 и др. Отклонения давления прессования как в сторону повышения, так и в сторону понижения указывают на нарушение синхронности работы дозаторов. В случае остановки агрегата на плановый ремонт, чистку и "мокрый" ремонт масса из мешателя выгружается полностью. При этом загрузка пироксилина в шнек - дозатор прекращается, но он продолжает работать до полного освобождения. После этого дозаторы пироксилина и эфира останавливают, а мешатель продолжает работать. Для уменьшения потерь растворителя из мешателя загрузочный бункер шнек - дозатора закрывают прорезиненным материалом. Далее, по мере уменьшения количества массы в мешателе, уменьшается и перебрасывание ее из секции в секцию и в течку пресса. При этих условиях шнек - пресс не может работать непрерывно, так как количество подаваемой в него массы не соответствует его производительности. Поэтому он периодически останавливается для накопления определенного количества пороховой массы в течке пресса. Такая работа мешателя ведется до прекращения перебрасывания массы пером мешателя в загрузочный бункер и течку пресса, после чего мешатель останавливают.

Оставшуюся в мешателе массу через нижние люки выгружают сначала в прорезиненные мешки, а затем засыпают в герметически закрывающуюся тару. После полной разгрузки, открыв все люки, мешатель чистят и спиртоэфирной смесью протирают внутреннюю поверхность мешателя, вал и лопасти. Аппарат приведен в рабочее положение, если нет необходимости в его ремонте и закрыты все люки.

Технологический расчет мешателя

Технологическим расчетом мешателя определяют его геометрические размеры при заданной производительности, скорости вращения и возвратно - поступательного движения лопастей; устанавливается также мощность, которая берется за основу при конструктивных расчетах отдельных деталей и узлов.

При проектировании мешателя может быть задана его производительность или объем.

Рассмотрим первый вариант. Принимаем производительность мешателя $G \text{ кг/ч}$ пороховой массы, а продолжительность времени обработки массы в мешателе для порохов без специальных добавок $t_{\text{мин}}$. Для данного типа мешателей оно определено на основании длительной эксплуатации их на заводах и колеблется в пределах 75-85 мин. При заданных производитель-

ности и времени обработки мешатель должен одновременно вмещать и обрабатывать минимально

$$q = \frac{G \cdot t}{60} \text{ кг.}$$

Обозначая количество растворителя для пластификации пироксилина K_p (%) и среднюю объемную массу пороховой массы ρ (кг/дм³), занимаемый объем пороховой массы, находящийся одновременно в мешателе, находим из уравнения:

$$V = \frac{q(100\% + K_p)}{\rho \cdot 1000} \text{ м}^3$$

Геометрические размеры мешателя определяем уравнением

$$V = (F - f) \cdot L,$$

где $F = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$ - площадь поперечного сечения корпуса мешателя,

$f = \frac{D^2}{8} \left(\frac{\varphi^0 \cdot \pi}{180} - \sin \varphi \right)$ - средняя площадь сегмента (рис.16);

D - внутренний диаметр мешателя;

L - длина мешателя (трех зон).

По этому уравнению определяем основные размеры корпуса мешателя, а затем частоту вращения вала и скорость хода пера. Привод мешателя должен обеспечить вращательное и возвратно - поступательное движение пера. Так как на внутренней поверхности мешателя не допускается "мертвых" зон, частота вращения вала мешателя n_1 и кривошипа n_2 связаны между собой определенной зависимостью.

Поступательное движение пера обеспечивается центральным кривошипным механизмом (рис.17), кривошип которого вращается с постоянной угловой скоростью; скорость ползуна, а следовательно, и скорость пера мешателя при возвратно - поступательном движении будут разные. При исследовании рассматриваемого механизма установлено, что минимальная скорость ползуна, или нулевая, будет при его крайних положениях, а максимальная - при положении кривошипа под углом $87^{\circ}30'$. Для расчета принимаем максималь-

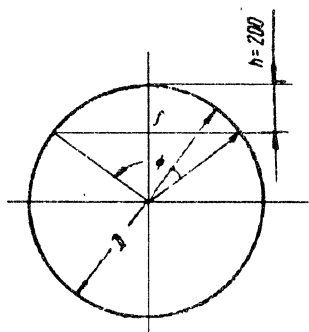


Рис. 16. Поперечное сечение корпуса мешателя.

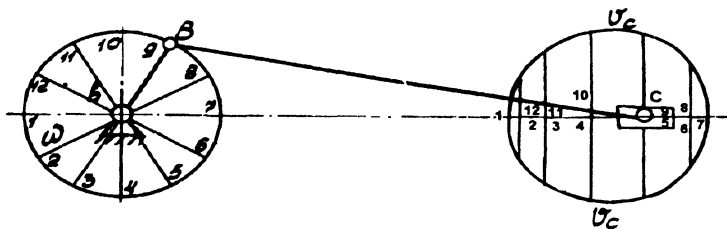


Рис. 17. Кривошипный механизм.

ную скорость. Чтобы определить скорость ползуна, воспользуемся уравнением

$$V_{\text{Вmax}} = R \cdot W \sqrt{1 - \frac{1}{u^2}} \cdot \left(1 + \frac{1}{u^2}\right) = V_A \left(1 + \frac{1}{2u^2}\right) = 1,02 v_A,$$

где R - радиус кривошипа;

$$W = \frac{\pi \cdot n_1}{30} - \text{угловая скорость;}$$

$$U = \frac{1}{R}$$

n_1 - частота вращения вала кривошипа в минуту.

При $U = 5$

$$V_{\text{Вmax}} = 1,02 V_A$$

За один оборот кривошипа ползун проходит путь $2S_1 = 4R$, поэтому при n_1 оборотах кривошипа в минуту средняя скорость ползуна равна

$$v_{\text{Вср.}} = \frac{2 \cdot S_1 \cdot n_1}{60} = \frac{R \cdot n_1}{15} = \frac{2 \cdot R \cdot w}{\pi} = \frac{2 \cdot V_A}{\pi}$$

Сопоставляя среднюю скорость ползуна с максимальной, находим при $U=5$ максимальную скорость.

$$V_{\text{Вmax}} = 1,02 V_a = \frac{1,02 \cdot \pi \cdot V_{\text{Вср.}}}{2} = 1,6 V_{\text{Вср.}}$$

$$V_{\text{Вмакс.}} = 1,6 \frac{R n_1}{15} \quad [9]$$

Расстояние S_2 , на которое продвинется перо при максимальной скорости ползуна за время одного оборота вала мешателя t , выражается уравнением

$$S_2 = V_{\text{Вмакс}} t$$

Для того, чтобы перо своей торцевой частью сметало всю внутреннюю поверхность мешателя при своем винтообразном движении, необходимо, чтобы $S_2 = 2b_1$, где b_1 - ширина пера мешателя. При большой поступательной скорости пера мешателя впереди пера перемещается определенный слой массы, препятствующий налипанию ее на внутреннюю поверхность мешателя. Поэтому в расчет необходимо ввести поправку на ширину пера, которая соответствует ширине этого слоя массы, тогда $S_2 = 2(b_1 + \varepsilon)$.

Время оборота вала мешателя при n_2 оборотов в минуту выразится уравнением

$$t = \frac{60}{n_2},$$

где n_2 - частота вращения вала мешателя в минуту.

Подставляя значения S_2 , $V_{\text{Вмакс}}$ и t в указанное ранее уравнение, получим зависимость числа оборотов валов мешателя и кривошипного механизма, при которой торец пера мешателя будет сметать всю внутреннюю поверхность мешателя,

$$S_2 = 2(b_1 + \varepsilon) = 1,6 \frac{R n_1}{15} \cdot \frac{60}{n_2},$$

откуда

$$n_2(b_1 + \varepsilon) = 3,2 R n_1 \text{ или } n_1 = \frac{b_1 + \varepsilon}{3,2 R} \cdot n_2$$

Опыт показывает, что поправка на слой массы, перемещающейся впереди пера, равна

$$\varepsilon = 20 \dots 40 \text{ мм.}$$

Таким образом, с увеличением частоты вращения вала пера мешателя необходимо увеличить частоту вращения вала кривошипа и, наоборот, с уменьшением частоты вращения вала пера мешателя необходимо уменьшить частоту вращения вала кривошипа.

При длительном времени смешения (что обуславливается временем набухания пироксилена в растворителе) частота вращения вала пера ме-

шателя не оказывает значительного влияния на время приготовления пороховой массы. Частоту вращения вала мешателя подбирают такую, при которой обеспечивалось бы нормальное перебрасывание массы из одной секции в другую и нужное качество смешения пироксилина с компонентами. Так, при малой частоте вращения вала пера мешатель будет переполняться массой, так как из секции в секцию и в течку пресса будет перебрасываться меньше массы, чем за это время будет подаваться в мешатель пироксилина шнек - дозатором.

При большой частоте вращения вала пера мешателя масса из секции в секцию будет перебрасываться более интенсивно и время пребывания массы в мешателе, по сравнению со временем, необходимым для ее набухания, сократится. При этом не исключена возможность проскока непластифицированного пироксилина в течку пресса.

Практически установлено, что частота вращения вала пера мешателя должна быть в пределах 25-30 об/мин.

Пример расчета мешателя. Определить размеры мешателя и частоту вращения кривошипа, если его производительность $G=200$ кг/час пороховой массы для порохов без добавок, время пребывания массы в мешателе $t=75$ мин. Одновременная загрузка мешателя

$$q = \frac{G \cdot t}{60} = \frac{200 \cdot 75}{60} = 250 \text{ кг.}$$

Количество растворителя для пластификации пироксилина принимаем $K_p=80\%$. В зависимости от исходного пироксилина объемная масса пороховой массы, изготовленной в мешателях этого типа, колеблется в пределах $0,45-0,55$ кг/дм³. При среднем значении $\rho = 0,5$ кг/дм³ объем, занимаемый пороховой массой в мешателе, составит:

$$V = \frac{q(100\% + K_p)}{\rho \cdot 1000}; \quad V = \frac{0,25(100+80)}{0,5 \cdot 100} = 0,9 \text{ м}^3.$$

Из конструктивных соображений внутренний диаметр мешателя принят $D=800$ мм, средняя высота перегородок $h=200$ мм, тогда центральный угол сегмента будет $\varphi=53^{\circ}20'$.

Подставляя эти значения в уравнение, определим общую длину мешателя:

$$L = \frac{0,9 \cdot 4}{0,8^2 [\pi - \frac{1}{2} : (\frac{53^{\circ}20' \cdot \pi}{180} - \sin 53^{\circ}20')]} = 2,12 \text{ м}$$

Принимаем общую длину мешателя равной 2,2 м.

Так как весь мешатель состоит из трех самостоятельных мешателей, раздельных между собой перегородками, то длина каждой секции будет равна $l = \frac{2,2}{3} = 0,74 \text{ м}$.

Из конструктивных соображений ширину пера мешателя принимаем $b_1 = 50 \text{ мм}$, зазор между стенками и пером мешателя при его крайних положениях $\varepsilon = 5 \text{ мм}$, тогда ход пера будет равен $S_1 = 2R = l - b_1 - 2\varepsilon = 740 - 50 - 2 \cdot 5 = 680 \text{ мм}$, а радиус кривошипа $R = 340 \text{ мм}$.

Далее определяем частоту вращения кривошипа. Для этого воспользуемся уравнением:

$$n_1 = \frac{b_1 + \varepsilon}{3,2R} \cdot n_2$$

Принимаем частоту вращения вала пера мешателя $n_2 = 28 \text{ об/мин}$, поправку на ширину лопасти $\varepsilon = 30 \text{ мм}$. Тогда частота вращения вала кривошипа равна

$$n_1 = \frac{(50 + 30) \cdot 28}{340 \cdot 3,2} = 2,06 \text{ об/мин.}$$

Принимаем $n_1 = 2 \text{ об/мин}$.

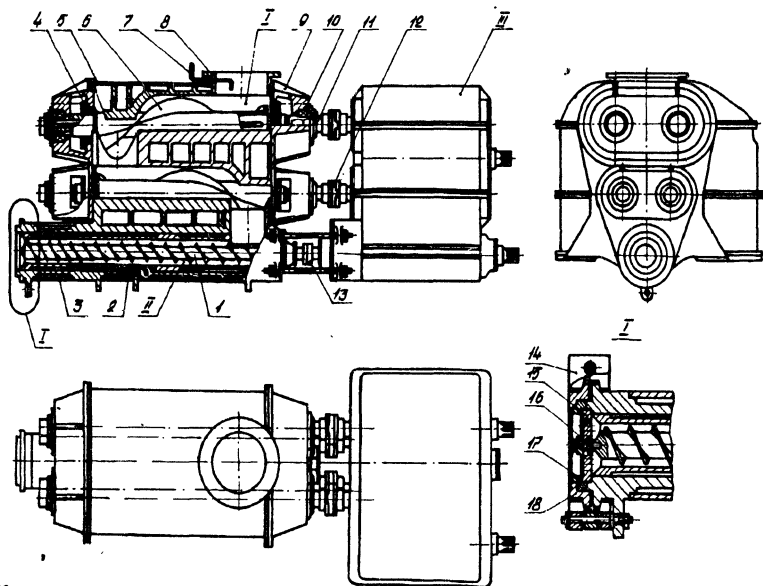
Аппарат КСП (каскадный смеситель - пресс)

При производстве пироксилиновых порохов для приготовления пороховой массы применяются смесители лопастного и перового типов. Эти смесители не обеспечивают необходимой степени пластификации пороховой массы, поэтому при периодической технологии после смешения ее дополнительно пластифицируют на гидравлических прессах, а при непрерывной технологии - на шнек - прессах. Известно, что процесс пластификации значительно ускоряется в результате воздействия на пороховую массу различных видов деформации (сдвига, растяжения, сжатия), что приводит к увеличению общей площади поверхности контакта между пироксилином и растворителем, а это, в свою очередь, способствует увеличению скорости диффузии растворителя внутрь волокон. Интенсивность процесса смешения в условиях постоянного давления на пороховую массу и деформаций сдвига обеспечивает образование поверхностного контакта между компонентами, а это повышает скорость пластификации. В смесителях, эксплуатируемых в настоящее время в пороховых производствах как периодического действия (с лопастной и перовой мешалками), так и непрерывного действия (с перовой мешалкой), пороховая масса периодически

подвергается деформации. Так, при каждом обороте лопастей смесителя, благодаря наличию свободного пространства над лопастями и между ними, основная часть пороховой массы (30-40%) выталкивается в свободное пространство, где она полностью выходит из сферы их воздействия. Это, в свою очередь, приводит не только к увеличению времени процесса смешения пороховой массы в этих смесителях, но и отрицательно сказывается на процессе пластификации. Практика эксплуатации непрерывнодействующих комплексов по производству порохов показала, что сочетание непрерывнодействующего смесителя (даже перового типа) и шнек - пресса обеспечивает необходимую степень пластификации пороховой массы. Однако при фабрикации трубчатых порохов из пироксилина марки ВА, при условии смешения массы в смесителе в течение 100-120мин вместо предусмотренных 70-80мин, на поверхности пороховой трубки наблюдаются включения непостоянно пластифицированного пироксилина. Это объясняется недостаточной интенсивностью смешения пороховой массы перовым смесителем, отсутствием в нем давления и деформацией сдвига, а также возможным прониканием непластифицированной пороховой массы из смесителя в шнек - пресс.

Учитывая вышеизложенное, при проектировании смесителя, в котором пороховая масса находится постоянно под давлением и воздействием деформаций сдвига, а весь ее объем - в сфере воздействия лопастей, а также исключена всякая возможность проникания недостаточно пластифициро-

Рис. 18. Аппарат КСП.



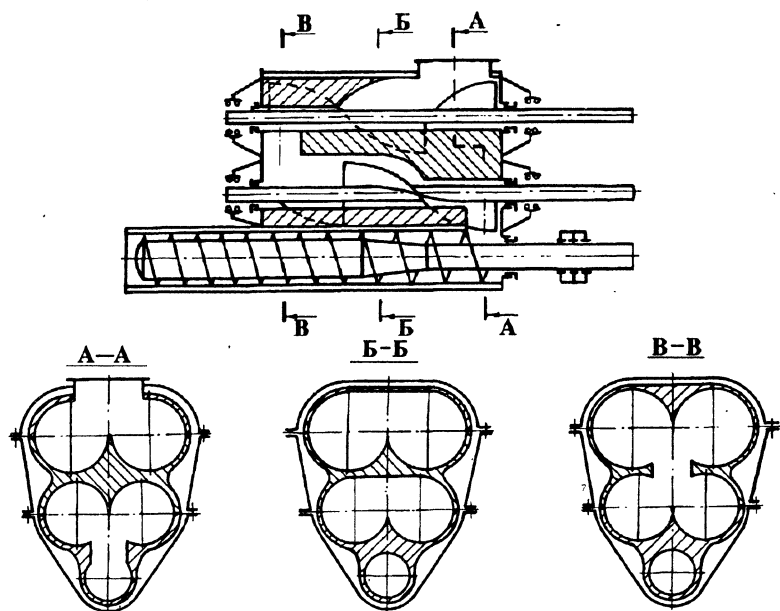


Рис. 19. Схема аппарата КСП.

ванного пироксилина в шнек - пресс, за основу был взят смеситель закрытого типа.

В аппарат КСП (рис.18) (авт.В.И.Гиндич, К.В.Емельянов, Ю.С.Кузнецов и др.) входят каскадный смеситель I, одновинтовой шнек - пресс II и редуктор - распределитель III.

Смеситель состоит из корпуса 5, представляющего собой камеру, состоящую из четырех цилиндров, расположенных горизонтально попарно друг над другом. Верхняя пара цилиндров образует верхний каскад смесителя, нижняя - нижний (рис.19). Каждая пара цилиндров в нижней части соединяется между собой, образуя "седло", а в верхней части соединяется плоскостью, касательной к образующей цилиндров. Для лучшего захвата пороховой массы лопастями и подачи ее в выгрузочные отверстия цилиндры над ними в верхней части соединяются на $1/3$ их длины не по касательной, а образуют между собой "седло". Нижний каскад смесителя по своей форме аналогичен верхнему.

Учитывая, что рабочая камера верхнего каскада заполняется пироксилином только на 75-80%, насыпная плотность загружаемого пироксилина $0,2-0,25 \text{ кг/дм}^3$, а пороховая масса в нем уплотняется до плотности $0,65-0,7 \text{ кг/дм}^3$. Поэтому для обеспечения равномерного питания нижнего каскада массой объем его рабочей камеры в 1,5 раза больше объема рабочей

камеры нижнего каскада. Для загрузки пироксилина в смеситель в верхней части корпуса имеется загрузочная горловина 8 (см.рис.18), в которую насосом - дозатором через патрубок 7 подается раствор ДФА в эфире. Во избежание смачивания стенок горловины эфиром во время его подачи в смеситель патрубок выведен на некоторое расстояние от ее стенок. Для перехода массы из верхнего каскада в нижний и из нижнего каскада в шнек - пресс имеются разгрузочные отверстия. Отверстия смещены, что обеспечивает последовательность обработки пороховой массы в первом и втором каскадах и шнек - прессе. Чтобы избежать образования застойных зон, где может накапливаться непромешанная масса, диаметр цилиндров рабочих камер соответствует диаметру цилиндрических поверхностей, описываемых гребнями лопастей мешалок. Корпус имеет рубашку 3 для охлаждения. Отсутствие свободного объема в смесителе позволяет получить удельную поверхность охлаждения в три раза больше удельной поверхности охлаждения существующих смесителей пороховой массы. Хорошее охлаждение также способствует ускорению и полноте пластификации пироксилина. Для замера температуры массы и давления в переходниках предусмотрены гнезда для установки датчиков. Для удобства эксплуатации корпус состоит из трех основных частей: верхней, средней и нижней. В нижней части расположен одновинтовой шнек - пресс. С торцов корпус смесителя закрыт крышками 9, они же являются и корпусами подшипников 10, на которых смонтированы валы лопастей 11. В крышках валы лопастей уплотнены сальниковыми уплотнениями 4. Лопasti 6 смесителя - съемные и в случае их износа могут заменяться. Лопasti пустотелые, через валы подводится вода для их охлаждения.

Лопasti представляют собой сочленение двухшнековых поверхностей с правой и левой винтовой поверхностью, при этом одна из них в два раза длиннее другой. Для лучшего захвата массы и подачи ее из верхнего каскада смесителя в нижний и в шнек - пресс лопasti обоих каскадов вращаются навстречу друг другу. Во избежание возможности встречи после полного оборота лопастей одних и тех же объемов массы лопasti вращаются с разной частотой. Соотношение скоростей равно 1:1,95.

Частота вращения лопастей верхнего каскада для обеспечения более интенсивного смешения пороховой массы и обеспечения необходимого питания нижнего каскада массой на 25-30% больше частоты вращения лопастей нижнего каскада. Для уменьшения давления на сальниковые уплотнения направление винтовых поверхностей лопастей обеспечивает движение массы от стенок торцевых крышек к середине смесителя. В отличие от эксплуатируемого двухвинтового шнек - пресса типа Ш-2В в аппарате КСП шнек - пресс одновинтовой. Корпус шнек - пресса представляет собой одно целое с нижней частью корпуса смесителя, имеет охлаждающую рубашку 3. В корпус запрессована бронзовая втулка 2 с рифами. Со стороны

загрузочного отверстия в корпусе имеется контрольное окно, которое служит для вывода избытка пороховой массы в случае, если заборная часть винта подает массы больше, чем прессующая часть ее выпрессовывает. Это явление наблюдается в пусковой период пресса, после длительной его остановки, при нарушении режима прессования. Свободный выход пороховой массы в контрольное окно предотвращает срыв массы с рифов и как бы синхронизирует подачу заборной части винта с выпрессовыванием пороховой массы прессующей частью винта.

В передней части корпуса имеется гнездо для матричной обоймы или фильтрующей решетки 15, которая хомутом 14 с помощью горшка 18 и срезного кольца 17 закрепляет их в корпусе пресса. Шнек - винт 1 - однозаходный, цилиндрический, с переменным шагом, его наружный диаметр равен 220мм. При условии работы аппарата с фильтрующей решеткой на головке винта крепится нож 16. В зоне загрузки шаг винтовой линии больше длины загрузочного отверстия. Винт - полый, вода для его охлаждения подается через плавающую муфту 13. Шнек - пресс в аппарате КСП обеспечивает не только прессование, но и регулирует выход пороховой массы из нижнего каскада смесителя.

Вращательное движение валом лопастей и прессующему винту шнек - пресса передается от редуктора распределителя. Валы лопастей соединяются с валами распределительного редуктора при помощи уравнильных муфт 12, винт шнек - пресса - при помощи шлицевого соединения.

На рис.20 дана кинематическая схема аппарата. Привод его состоит из двух приводных систем: одна - для самого смесителя, вторая - для шнек -

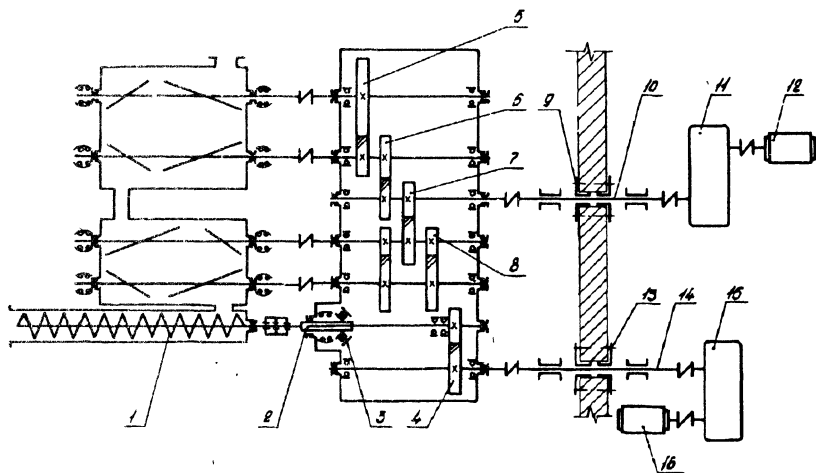


Рис. 20. Кинематическая схема аппарата КСП.

пресса. По условиям техники безопасности и пожарной безопасности приводы вынесены в машинное отделение. В приводной системе смесителя вращательное движение от электродвигателя 12 через редуктор 11 передается приводному валу 10 смесителя. Приводной вал смонтирован на двух подшипниках, через сальниковое уплотнение 9 в стене выходит в технологическое отделение и муфтой соединяется с вводным валом редуктора распределителя. От вводного вала через пару шестерен 6 с передаточным отношением $i=1,19$ и пару шестерен 5 с передаточным отношением $i=1,95$ вращение передается лопастям верхнего каскада, а лопастям нижнего каскада смесителя - от вводного вала передается через пару шестерен 7 с передаточным отношением $i=1,48$ и пару шестерен 8 с передаточным отношением $i=1,95$. Так как объем нижнего каскада смесителя полностью заполняется пороховой массой, плотность которой больше, чем плотность массы в верхнем каскаде, потребляемая им мощность значительно выше мощности, потребляемой верхним каскадом.

Для облегчения конструкции валов и шестерен устанавливаются две пары шестерен 8. В приводной системе шнек - пресса вращательное движение от электродвигателя 16 через редуктор 15 передается приводному валу 14 шнек - пресса. Приводной вал смонтирован на двух подшипниках и через сальниковое уплотнение 13 в стене выходит в технологическое отделение и муфтой соединяется с вводным валом редуктора распределителя. От вводного вала через пару шестерен 4 с передаточным отношением $i=1,5$ вращение передается приводному валу шнек - пресса. Приводной вал с прессующим винтом 1 соединяется при помощи шлицевого соединения 2. Для восприятия осевых усилий шнек - винта на приводном валу смонтирован упорный подшипник 3.

Пироксилин шнек - дозатором подается в верхний каскад смесителя. Одновременно насосом - дозатором подается расчетное количество раствора ДФА в эфире. Масса захватывается лопастями и "седлом" разделяется на две части. Благодаря винтовому расположению гребней на лопастях, смесь интенсивно перемещается в осевых направлениях. При этом происходит разделение потоков под действием деформаций сдвига. Масса из верхнего каскада, предварительно смешанная и частично пластифицированная под давлением $1+2 \text{ ат}$ ($0,098+0,196 \text{ МПа}$), передается в нижний каскад. Если верхний каскад смесителя загружается пироксилином на 75-80% своего объема, то нижний каскад полностью заполнен пороховой массой, так как шнек - пресс сдерживает свободный ее выход из смесителя. В течение цикла вращения лопастей направление линий потока пороховой массы внутри камер непрерывно меняется, так как меняется взаимное расположение обеих лопастей вследствие разностей окружной скорости. Таким образом, любая частица попадает на линию потока, которая проходит через область деформаций сдвига. Часть массы, которая выходит из

сферы действия лопасти, из-за отсутствия свободного пространства над лопастями захватывается другой лопастью. Благодаря отсутствию свободного пространства в смесителе и специальной форме лопастей, смешение идет одновременно во всем объеме пороховой массы. Во втором каскаде происходит окончательное смешение и дальнейшая пластификация пороховой массы с последующим уплотнением ее до плотности $\rho = 0,8...0,95$ кг/дм³. При этом пороховая масса постоянно находится под давлением $1+5at$ (0,098+0,490 МПа) и нет области, в которой напряжение сдвига равнялось бы нулю. Хотя траектории точек, лежащих на поверхности лопастей, не пересекаются, масса из-за отсутствия свободного объема совершает возвратно - поступательное и радиальное перемещение и имеет сложную петлеобразную траекторию, что практически исключает проникание непластифицированной массы в шнек - пресс.

Время от начала загрузки пироксилина в смеситель до выхода из него смешанной пластифицированной пороховой массы (время пластификации пребывания в нем массы) составляет $0,4 + 0,5$ расчетного времени t .

Из второго каскада пороховая масса под давлением $P=3...5at$ (0,294+0,490 МПа) поступает в шнек - пресс, где подвергается окончательной пластификации, выпрессовывается через формующий инструмент в виде пороховых шнуров заданных форм и размеров.

При изготовлении фильтрата пороховой массы в аппарате устанавливается фильтрующая решетка с диаметром отверстий 10+15 мм, на головке винта крепится нож, который при вращении винта скользит по наружной поверхности решетки и обрезает выпрессовываемые пороховые шнуры заданной длины. При работе аппарата на прессование той или иной марки порохов устанавливается матричная обойма с втулками необходимых размеров, а пороховые шнуры поступают на резательные станки.

В смесителе деформация сдвига из-за отсутствия свободного пространства в камерах смесителя происходит в малых зазорах между подвижными и неподвижными поверхностями. Деформация массы в тонком слое позволяет создать в смесителе высокие градиенты скорости сдвига. Практически в смесителе вся пороховая масса одновременно подвергается деформации сдвига. В результате все это, а также повышенная удельная поверхность охлаждения обеспечивают возможность улучшения качества пороховой массы и сокращения времени смешения и пластификации и смешения пороховой массы в смесителе этого типа составляет 20-25 мин и не зависит от содержания азота и растворимости пироксилина. Для нормальной работы смесителя необходимо, чтобы первый каскад смесителя был загружен пороховой массой на 75+80% своего объема, количество загружаемого эфира и пироксилина было равно количеству выпрессовываемой шнеком - прессом пороховой массы.

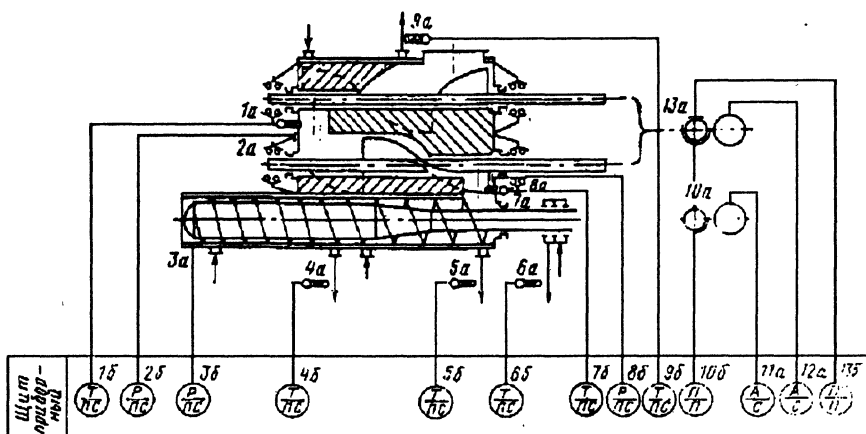


Рис. 21. Схема КИП.

Аппарат КСП оснащен контрольно - измерительными приборами, измеряющими температуру охлаждающей воды, пороховой массы, давление, потребляемую мощность и частоту вращения как самого смесителя, так и шнек - винта.

На рис.21 дана схема КИП. В качестве измерительных преобразователей температуры отходящих охлаждающих вод и пороховой массы во всех точках (1а, 4а, 5а, 6а, 7а, 9а) применяются термосопротивления стандартной градуировки. Регистрация температур производится автоматическими мостами в пожаробезопасном исполнении типа КСМ-34. Давление в точках 2а, 3а, 8а измеряется датчиками давления ДД-10 в комплекте с искробезопасным измерителем ИД-И, являющимся модернизированным вариантом измерителя ИД-2И. Частоты вращения смесителя и прессующего винта шнек - пресса определяют датчиками 13а, 10а типа Д-ЦМ, потребляемую мощность - самопишущим амперметром типа НЗ40.

Все вторичные приборы выведены на приборный щит пульта управления. Показания установленных приборов на пульте управления дают полную характеристику работы аппарата. Температура отходящих охлаждающих вод из зон охлаждения, а также температура пороховой массы в переходниках из верхнего каскада 1а в нижний, из нижнего каскада в шнек - пресс 7а характеризуют физико - химический процесс пластификации. Давление пороховой массы в переходниках смесителя 2а, 8а и в зоне выпрессовывания 3а характеризует не только пластичность пороховой массы, ее движение в системе, но и степень заполнения камеры верхнего

каскада смесителя. Мощность, потребляемая как смесителем, так и шнек - прессом, характеризует пластичность пороховой массы, которая зависит от количества подаваемого растворителя, мощность, потребляемая смесителем, определяет и степень его заполнения пороховой массой.

Техническая характеристика аппарата

Вместимость каскадов, л:	
верхнего	370
нижнего	325
Габаритные размеры лопастей, мм:	
а) верхнего каскада:	
диаметр	450
длина	1350
б) нижнего каскада:	
диаметр	360
длина	1350
Геометрические параметры винта шнек - пресса, мм	
диаметр	220
шаг винтовой линии	112
Угол наклона винтовой линии, град	9
Частота вращения лопастей, об/мин:	
верхнего каскада	15 ÷ 28; 7,8 ÷ 14,3
нижнего каскада	12 ÷ 23; 6,2 ÷ 11,8
Мощность, потребляемая электродвигателем смесителя, кВт	32 ÷ 45
Производительность, кг/ч:	
фильтрата	500
пороховой ленты	350
Частота вращения винта шнек - пресса, об/мин	4 ÷ 27
Мощность электродвигателя шнек - пресса, кВт	15

Технологический расчет аппарата

Технологическим расчетом аппарата КСП определяются геометрические размеры самого смесителя и шнек - пресса, а также частоты вращения лопастей смесителя и винта пресса при заданных производительности и технологическом режиме.

Производительность смесителя принимаем равной G кг/ч пороховой массы, а время пластификации - t .

При заданных производительности и времени смешения и пластификации смеситель должен одновременно вмещать и обрабатывать пороховую массу (кг) в количестве

$$q = \frac{G \cdot t}{60}.$$

Принимаем, что количество обрабатываемой массы (кг) в первом и втором каскадах одинаковое:

$$q_k = \frac{q}{2}$$

Обозначим количество растворителя для пластификации K_p (%), среднюю плотность пороховой массы в первом каскаде ρ_1 (кг/дм³), а во втором ρ_2 (кг/дм³). Объемы, занимаемые пороховой массой (м³), находящейся в каскадах, равны:

$$V_1 = \frac{q_k \cdot (100 + K_p)}{\rho_1 \cdot 1000},$$

$$V_2 = \frac{q_k (100 + K_p)}{\rho_2 \cdot 1000}$$

Объемы каскадов (м³) соответственно равны:

$$V_1 = \frac{V_2}{\eta},$$

где $\eta = 0,75 \div 0,8$ - степень заполнения объема верхнего каскада пороховой массой;

$V_{2k} = V_2$, так как объем нижнего каскада полностью заполнен пороховой массой.

Выбрав диаметр лопастей верхнего каскада и зная объем его рабочей камеры, определяем длину корпуса и объем рабочей камеры нижнего каскада. Определяем диаметр его месильных лопастей.

Определив диаметры лопастей D_1 и D_2 , частоту вращения быстроходного вала, обеспечивающую необходимую интенсивность смешения, находим исходя из окружной скорости V_δ м/с, которая лежит в пределах $0,3 \div 0,7$ м/с. Принимаем V_δ для верхнего каскада на верхнем пределе, для нижнего - на нижнем. Частота вращения (об/мин) быстроходной лопасти равна

$$n_6 = \frac{v_\delta \cdot 60}{\pi \cdot D},$$

а частота вращения тихоходной лопасти

$$n_T = \frac{n\delta}{i},$$

где $i=2$

Производительность шнек - пресса равна производительности смесителя G (кг/ч).

Диаметр винта определяем из условий расположения необходимого количества матричных втулок в торцевой плоскости его резьбовой части.

Необходимое количество матричных втулок для заданной производительности равно

$$n_{\text{вт}} = \frac{\sum f}{f_1},$$

где $\sum f = \frac{V_m}{v_{\text{ср.}}}$ - необходимая площадь сечения матриц пресса, см²;

$v_{\text{ср.}}$ - средняя скорость прессования пороховых шнуров шнек - прессами, равна 2,8м/мин;

$$V_m = \frac{G \cdot (100 + K_p) \cdot 10^3}{\rho_3 \cdot 60}$$

V_m - минутная объемная производительность шнек - пресса, см³/мин;

K_p - содержание растворителя в пороховой массе, выходящей из пресса, оно меньше на 5+10% содержания растворителя в пороховой массе в смесителе;

ρ_3 - плотность сырой пороховой массы, спрессованной шнек - винтом, равна 1,2кг/дм³;

f_n - площадь цилиндрической части матричной втулки.

Принимая угол винтовой линии по наружному диаметру α_1 , определяем геометрические размеры профиля винтовой поверхности по тем же зависимостям, что и для прессующего винта пресса Ш-2В.

Частоту вращения (об/мин) винта определяем уравнением

$$n = \frac{G \cdot (100 + K_p) \cdot 10^3}{\rho_3 \cdot 60 \cdot V_{\text{пр}} \cdot \eta},$$

где $V_{\text{пр}}$ - объем витка прессующего винта, см³;

η - объемный КПД пресса, равен 0,45+0,5.

Профиль винтовой поверхности питающей части винта определяется с учетом плотности пороховой массы ρ_2 , объемного КПД пресса и коэффициента заполнения объема винта питания пороховой массой η . Работа од-

новинтового шнек - прессы и его производительность во многом зависят от правильно выбранного количества подаваемой массы заборной частью винта в зону прессования. Прессующая и заборная части винта должны работать синхронно. Количество выпрессовываемой пороховой массы и подаваемой питающей частью должно быть одинаковым. При избытке или недостатке поступления массы в прессующую часть шнек - пресс нормально работать не будет. В первом случае произойдет срыв пороховой массы с рифов и шнек - пресс работать не будет, во втором случае прессование будет пульсирующим. Учитывая это, геометрические размеры заборной части винта должны обеспечить отбор пороховой массы нижнего каскада в объеме, равном или на 5-10% меньше объемной производительности шнек - прессы ($\text{см}^2/\text{мин}$). Объем питающей части винта определяется уравнением

$$V_{\text{пит.винт.}} = \frac{G \cdot (100 + K_p) \cdot 10^3}{\rho_2 \cdot 60 \cdot V_{\text{пр}} \cdot \eta},$$

где η - коэффициент заполнения объема витка заборной части винта. Он зависит от многих факторов: скорости вращения месильных лопастей нижнего каскада смесителя, шага винтовой линии и глубины витка заборной части винта, содержания растворителя в массе. Экспериментально установлено, что для шнек - прессы с винтом, шаг винтовой линии заборной части которого больше загрузочного люка прессы, глубина витка - 25-35мм, этот коэффициент лежит в пределах 0,3-0,4.

Пример расчета аппарата КСП. Требуется определить геометрические размеры смесителя производительностью $G=500\text{кг/ч}$ и частоту вращения месильных лопастей. Полагаем, что, содержание растворителя в пороховой массе составляет $K_p=85\%$, плотность пороховой массы в первом каскаде $\rho_1 = 0,65\text{кг/дм}^3$, во втором $\rho_2=0,80\text{кг/дм}^3$, время смешения и пластификации $t=25\text{мин}$. Количество одновременно обрабатываемой пороховой массы в каскадах смесителя принимаем одинаковым и равным

$$q_k = \frac{G \cdot t}{60 \cdot 2} = \frac{500 \cdot 25}{60 \cdot 2} = 104 \text{ кг}$$

Объем верхнего каскада смесителя при $\eta=0,8$ составит:

$$V_1 = \frac{q_k(100 + K_p)}{\rho_1 \cdot \eta} = \frac{104 \cdot 1,85}{0,65 \cdot 0,8} = 370 \text{ л}$$

Объем нижнего каскада равен объему находящейся в нем пороховой массы

$$V_2 = \frac{q_k(100 + K_p)}{\rho_2} = \frac{104 \cdot 1,85}{0,8} = 240 \text{ л}$$

Принимаем диаметр лопастей верхнего каскада $D_1=0,450\text{м}$, а их среднюю окружную скорость $v_{\delta}=0,4\text{м/с}$, тогда средняя частота вращения быстроходного вала составит:

$$n_{\delta} = \frac{v_{\delta} \cdot 60}{\pi \cdot D_1} = \frac{0,4 \cdot 60}{3,14 \cdot 0,45} = 17 \text{ об/мин}$$

При $i=1,95$ частота вращения тихоходного вала равна

$$n_{\tau} = \frac{n_{\delta}}{i} = \frac{17}{1,95} = 8,8 \text{ об/мин}$$

Зная диаметр, профиль месильных лопастей и полезный объем рабочей камеры, расчетным путем определяем длину лопастей $l=1350\text{мм}$.

Зная длину лопастей и объем рабочей камеры нижнего каскада, определяем диаметр лопастей $D_2=0,36\text{м}$. Частоту вращения быстроходной лопасти нижнего каскада принимаем на 25% меньше частоты вращения вала верхнего каскада.

$$n_{\delta}^1 = 17 \cdot 0,75 = 12,8 \text{ об/мин}$$

Частота вращения тихоходного вала равна

$$n_m^1 = \frac{12,8}{1,85} = 6,5 \text{ об/мин}$$

Определяем геометрические размеры винта шнек - пресса.

Аппарат должен работать в двух режимах:

а) получение филтрата пороховой массы с последующим формованием ее на прессах Бюлера в пороховые шнуры для получения мелкозерненных порохов или прокаткой на вальцы - машинах в пороховое полотно;

б) прессование пороховых шнуров крупнозерненных или трубчатых порохов с последующей их резкой на пороховые элементы.

В первом случае производительность шнек - пресса равна принятой производительности смесителя $G=500\text{кг/ч}$. Во втором случае при прессовании зерненных или трубчатых порохов производительность шнек - пресса при работе с порохами марок 14/7, 9/7 принимаем $G^1=350 \text{ кг/ч}$.

Геометрические размеры шнек - винта определяем, исходя из этой производительности, при этом учитываются ограниченная скорость выпрессовывания пороховых шнуров и расположение в матричной обойме определенного количества матричных втулок.

Минутная объемная производительность шнек - винта ($\text{см}^3/\text{мин}$) в этом случае равна

$$V = \frac{G^1 \cdot (100 + K_p) \cdot 10^3}{\rho_3 \cdot 60} = \frac{350 \cdot (100 + 80) \cdot 10^3}{1,2 \cdot 60} = 8800 \text{ см}^3/\text{мин}$$

Зная среднюю скорость прессования $v_{cp} = 2,8 \text{ м/мин}$, определяем необходимую площадь сечения матриц проектируемого пресса

$$\Sigma f = \frac{V}{v_{cp}} = \frac{8800}{280} = 31,6 \text{ см}^3$$

Площадь сечения цилиндрической части матричной втулки f_1 для пороха марки 14/7 равна $0,967 \text{ см}^2$.

Потребное количество втулок

$$n_{вт} = \frac{\Sigma f}{f_1} = \frac{31,6}{0,967} = 32,5$$

Принимаем $n_{вт} = 32$.

Это количество втулок вписывается в обойму диаметром 220 мм. Следовательно, при условии, что входные отверстия втулок не перекрываются втулкой пресса, диаметр прессующего винта пресса принимаем 220 мм. Угол подъема винтовой линии по наружному диаметру прессующего винта принимаем $\alpha = 9^\circ$. Тогда шаг винтовой линии:

$$S = \operatorname{tg} \alpha \cdot \pi \cdot D = \operatorname{tg} 9^\circ \cdot \pi \cdot 220 = 0,158 \cdot 3,14 \cdot 220 = 110 \text{ мм}$$

Ближайший шаг метрической резьбы, который можно нарезать на токарном станке, равен $S = 112 \text{ мм}$. Принимаем толщину реборды 6 мм, тогда ширина канала витка

$$b = 112 - 6 = 106 \text{ мм}$$

Для прессующей части винта принимаем $\psi = b/h = 4$. Тогда высота реборды равна

$$h = \frac{106}{4} = 26,5 \text{ мм}$$

Для определения частоты вращения винта шнек - пресса (об/мин) воспользуемся уравнением

$$n = \frac{G^1 (100 + K_p) \cdot 10^3}{\rho_3 \cdot 60 \cdot V_{пр} \cdot \eta},$$

где $V_{пр}$ - объем витка прессующей части винта. Зная ширину и глубину канала витка, определяем его объем

$$V_{пр} = 1600 \text{ см}^3, \eta = 0,45$$

Подставляя все величины в уравнение для определения частоты вращения винта шнек - пресса, получим

$$n = \frac{350(100 + 80) \cdot 10^3}{1,2 \cdot 60 \cdot 1600 \cdot 0,45} = 12,2 \text{ об/мин.}$$

Принимаем частоту вращения $n = 12 \text{ об/мин.}$ Определим частоту вращения винта пресса при изготовлении фильтрата. Производительность пресса $G = 500 \text{ кг/ч.}$ Так как при изготовлении фильтрата лобовое сопротивление прессования значительно меньше, чем при прессовании порохового шнура через матричные втулки, КПД пресса принимаем

$$\eta = 0,5.$$

$$\text{Тогда } n^1 = \frac{500(100 + 80)10^3}{1,2 \cdot 60 \cdot 160 \cdot 0,5} = 15,6 \text{ об/мин.}$$

Принимаем $n^1 = 16 \text{ об/мин.}$

Объем витка заборной части шнек - винта (см^3) определяем уравнением

$$V_{\text{пит.винт.}} = \frac{G(100 + K_p)10^3}{\rho_2 \cdot 60 \cdot n \cdot \eta}$$

где $K_p = 85\%$ - содержание растворителя в пороховой массе, выходящей из смесителя; $\rho_2 = 0,95 \text{ кг/дм}^3$; $\eta = 0,3$.

Подставляя все значения в уравнение, получим

$$V_{\text{пит.винт.}} = \frac{500(100 + 85)10^3}{0,95 \cdot 60 \cdot 12 \cdot 0,3} = 100 \text{ см}^3$$

Диаметр загрузочного отверстия пресса принимаем равным диаметру винта, т.е. 220мм, а длину - 210мм. Шаг винтовой линии заборной части винта принимаем $S = 224 \text{ мм.}$ Зная шаг и объем заборной части винта, определяем его внутренний диаметр или глубину витка, которая равна $h = 30 \text{ мм.}$

Определение качества пороховой массы

Готовность пороховой массы характеризуется ее пластичностью и качеством пластификации при прессовании. Для определения пластичности на заводах пользуются так называемым контрольным прессом Шнегаса (рис 22).

Пресс Шнегаса состоит из корпуса 1, на котором с помощью тяги 3 закреплена траверса 6, в нее вмонтирован поджимной винт 7. В корпусе установлен плунжер с плитой 2 и горизонтальный плунжер 12, который перемещается с помощью винта 13. Оба плунжера уплотнены в корпусе манжетами 9. Камера корпуса заполняется маслом. На корпусе устанавливается также контрольный манометр 8, на плите плунжера - изложница,

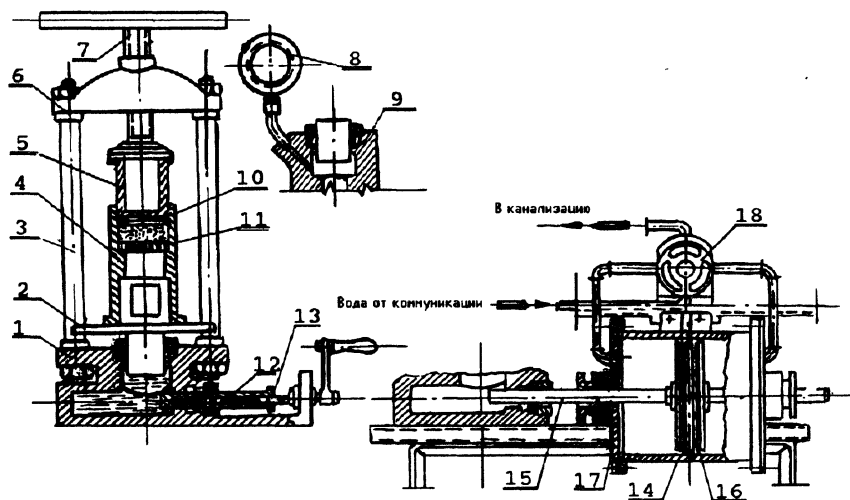


Рис. 22. Контрольный пресс Шнегаса.

которая состоит из стакана 4, пуансона 5, обтюрирующего кольца 10 и матрицы или так называемой фильтрующей решетки 11.

Независимо от типа мешателя перед тем, как его разгрузить, необходимо опробовать массу на контрольном прессе, чтобы определить давление прессования или так называемое контрольное давление. Отметим, что контрольное давление - это давление масла внутри камеры корпуса, а не давление в пороховой массе, находящейся внутри изложницы. Давление внутри изложницы может быть равно давлению в камере, если диаметры плунжера 2 и пуансона 5 будут одинаковы, при этом не учитываются потери на преодоление сил трения обтюрирующего кольца и находящейся в изложнице массы о стакан. Проба пороховой массы для определения контрольного давления отбирается за 15 мин до окончания приготовления массы на лопастных или перовых мешателях, а на непрерывно действующем мешателе - за 10÷15 мин до того, как убирается деревянная перегородка. В непрерывнодействующем мешателе отбор массы производится из третьей секции.

Отобранная масса засыпается в стакан изложницы, в который вставлена фильтрующая решетка, сверху устанавливаются обтюрирующее кольцо и пуансон. Собранный таким образом изложница устанавливается под пресс винтом 13, масса в ней частично уплотняется. Давление прессования создается плунжером 12, который при вращении винта 13 подается в камеру.

О пластичности массы судят по величине контрольного давления, а о качестве пластификации - визуально, по срезу пороховой бабки и виду пороховых нитей. Чем меньше давление, тем больше пластичность и нао-

борот. Величину контрольного давления P_k устанавливают опытным путем, из расчета получения рабочего давления прессования, обусловленного технологическим регламентом. Хотя давление прессования порохов соответствующих марок на всех заводах одинаково, контрольное давление при одинаковых физико - химических показателях пироксилина разное. Это объясняется различной формой отверстий применяемых на заводах фильтрующих решеток и живого их сечения. Так, например, на одних заводах отверстия в фильтрующей решетке конусные с диаметром 0,8/1,9 - 1,1/2,0мм, на других - прямоугольные. Кроме того, живое сечение отверстий от общей площади фильтрующей решетки составляет на разных заводах от 1,2 до 5%.

В табл.4 даны примерные значения контрольного давления для пороховой массы некоторых марок при соответствующем количестве растворителя, фильтрующей решетке с диаметром отверстий 1,1/2мм и живом сечении отверстий, составляющем от общей площади фильтрующей решетки в среднем 4%.

Таблица 4

Примерные значения контрольного давления пороховой массы при фильтрующей решетке с диаметром отверстий 1, 1/2 мм и сечении отверстий, составляющих 4% от общей площади решетки.

Марка пороха	Марка пироксилина	Растворимость, %	Вязкость, °Е	Азот, мл NO/г	Количество растворителя, %	Соотношение спирта к эфиру	Контрольное давление, ат
Периодическая технология							
14/7	СА	36,6	10,2	205,4	72,0	1:1,01	98±2
130/58 БП	СА	37,1	9,6	206,0	74,0	1:1,08	98±2
12/1 БП	СА	35,9	8,1	206,9	72,0	1:1,17	93±2
9/7 БП	СА	43,5	8,8	205,3	74,6	1:1,35	98±2
11/7	СА	35,8	10,4	206,8	75,6	1:1,28	90±2
ВТМ	ВА	25,7	10,3	208,5	77,05	1:1,36	62±2
18/1	СА	36,4	8,5	206,6	76,8	1:1,08	95±2
Непрерывная технология							
14/7	СА	39,7	9,9	206,7	79,0	1:1,50	115±5
11/7	СА	37,3	10,4	207,5	71,0	1:1,25	110±5
12/7 ва	ВА	30,0	11,5	208,6	74,3	1:1,40	100±5
15/1 ва	ВА	30,0	11,5	208,6	71,5	1:1,37	100±7

Контрольное давление, кроме прочих факторов, зависит от постоянной скорости подачи плунжера 12. При ручной подаче плунжера добиться постоянной скорости практически невозможно, поэтому получить надежные значения контрольного давления очень трудно. Так, при быстром вращении винта, а следовательно, при большой скорости плунжера давление прессования будет выше, и, наоборот, при медленном вращении винта оно будет занижено. Это особенно сказывается при опробировании мягкой массы. Колебания давления при этом могут лежать в пределах ± 10 ат (0,98 МПа) и выше. Следовательно, при использовании ручного пресса иметь объективные суждения о пластичности массы не представляется возможным.

Ошибка в определении готовности пороховой массы может отрицательно сказаться на дальнейших стадиях технологического процесса. Этот недостаток устраняется при условии обеспечения постоянной скорости поступательного движения плунжера 12 или создания постоянного усилия, обеспечивающего это поступательное движение. Для этого в настоящее время контрольные прессы изготавливаются с механическим и гидравлическим приводами.

Пресс с гидравлическим приводом показан на рис.22. В нем обеспечивается постоянное усилие для поступательного движения плунжера 12, он получил более широкое распространение, чем пресс с механическим приводом в силу более безопасной работы и простоты обслуживания. В таком прессе вместо винта 13, к горизонтальному плунжеру 12 присоединен гидропривод, как указано на рисунке. Гидропривод представляет собой цилиндр 14, в который вмонтирован шток 15 с закрепленным на нем поршнем 16.

Как поршень в цилиндре, так и шток в крышке 17 уплотнены манжетами. Вода по коммуникации через четырехходовой кран 18 подводится в цилиндр. В зависимости от того, как установлен кран, вода поступает в одну из полостей цилиндра, перемещая поршень со штоком в ту или иную сторону. В соответствии с этим поднимается или опускается плунжер с плитой.

Глава V

**Вспомогательное оборудование фазы приготовления
пороховой массы.**

Оборудование для приготовления раствора дефиниламина в эфире

Для лучшего распределения дифениламина в пороховой массе его под-
ают в мешатель в виде раствора в эфире. Приготовление раствора ведут
централизованно, в отдельной мастерской, что удобно по условиям техни-
ки безопасности и уменьшает потери эфира.

Технология приготовления раствора централизованным способом схематично показана на рис.23. Чистый эфир подается в приемный бак 3, из которого он самотеком по мере необходимости поступает по трубопроводам в один из смесителей 4,5, куда засыпается соответствующее количество дифениламина. После полного растворения дифениламина в эфире, если данный раствор по анализам соответствует технологическим требованиям, его перекачивают плунжерными насосами 6,7 в приемные баки 1,2, из которых он самотеком или насосами подается в расходные баки, установленные непосредственно в здании мешателей или в здании непрерывно действующего комплекса, откуда он поступает в мешатели.

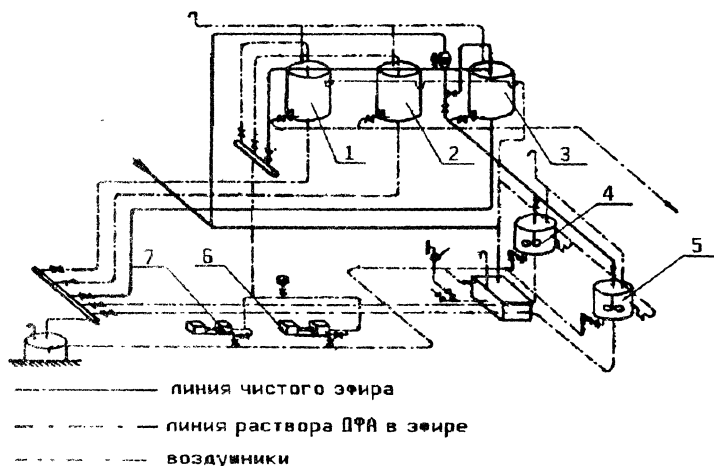


Рис. 23. Технология приготовления эфирного раствора дифениламин

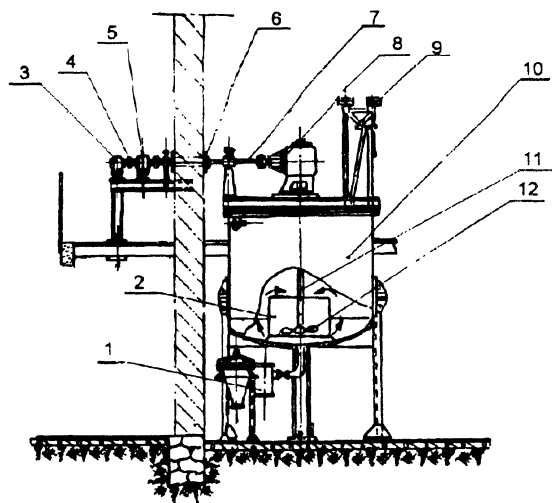
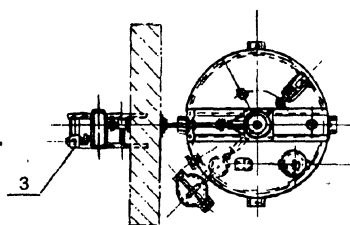


Рис. 24. Смеситель с пропеллерной мешалкой.



В описанной технологической схеме устанавливаются смесители с пропеллерной мешалкой.

Такой смеситель показан на рис. 24. Он состоит из корпуса 10, в крышке которого есть люк для засыпки ДФА и отбора раствора для анализа. На крышке установлена рама с коническим редуктором 8, вертикальный вал его 11 одновременно является валом смесителя, на конце которого укреплена пропеллерная мешалка 12. Для улучшения циркуляции эфира пропеллер устанавливается в диффузоре 2.

Горизонтальный вал редуктора соединяется с валом привода 7, который через сальниковое уплотнение 6 в стене выходит в машинное отделение и вторым концом присоединяется к выходному валу редуктора 5. Выходной вал редуктора эластичной муфтой 4 соединяется с электродвигателем.

Для определения уровня эфира в смесителе есть поплавковый указатель уровня. Трос, соединяющий поплавок с указательной стрелкой на рейке, проходит через блоки 9. По условиям санитарной гигиены и для уменьшения потерь эфира блоки герметизированы. Для фильтрации готового раствора при его перекачке установлен сетчатый фильтр 1.

Дозирование загружаемых в непрерывно действующий мешатель компонентов.

В непрерывном технологическом процессе получения пороховой массы качество продукта зависит не только от хорошего смешения компонентов, но и от точности их дозировки в процессе загрузки в непрерывно действующий мешатель.

Загружаемые компоненты должны поступать в мешатель непрерывно по мере загрузки мешателя, определенными дозами и в строго заданных соотношениях. Нарушение данного условия не только влечет за собой получение неоднородной по содержанию компонентов пороховой массы, но и может привести к нарушению всего технологического процесса, поэтому вопрос дозировки компонентов в данном процессе является очень важным.

Известно много конструкций дозирующих устройств как для жидких, так и для сыпучих материалов, из которых используются наиболее простые и обеспечивающие необходимую точность дозировки:

- для дозировки раствора ДФА в эфир в непрерывнодействующий мешатель принята схема с применением насосов - дозаторов,
- для дозировки пироксилина применяется шнековый дозатор.

Насос - дозатор

На рис.25 показана схема подачи эфира в непрерывнодействующий мешатель насосом - дозатором. Эфир закачивается в расходный бак 5, из которого он самотеком через фильтр 4 поступает в насос - дозатор 3. Отрегулированный на необходимую производительность, которая зависит от исходного пироксилина, его спирто - водной влажности, а также произво-

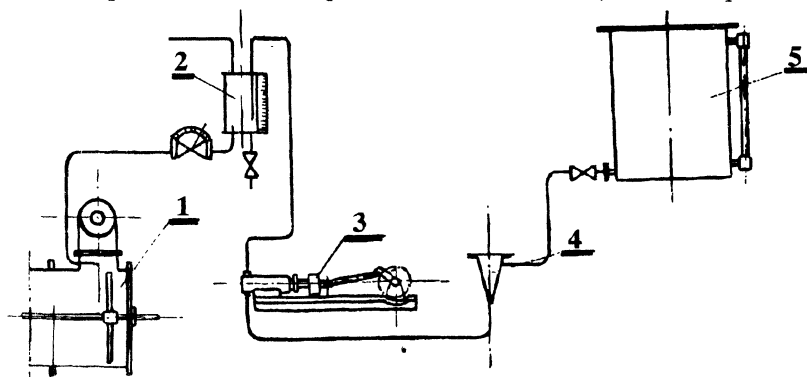


Рис. 25. Подача эфира в мешатель.

длительности всего агрегата, насос закачивает эфир в контрольный фонарь 2, из которого он самотеком поступает в мешатель 1. Назначение фонаря 2 - контроль правильности дозирования эфира насосом - дозатором. Вместо него в настоящее время устанавливают ротаметры.

Насос - дозатор (рис.26) представляет собой одноступенчатый плунжерный насос, состоящий из станины 6, в которую вмонтирован цилиндр 2. В головной части цилиндра есть всасывающая 1 и нагнетательная 3 клапанные коробки, в которых клапаны 4

периодически соединяют внутренний объем цилиндра с полостью всасывания и нагнетания. В цилиндр через сальниковые уплотнения проходит шток 5, который соединен с кривошипным механизмом 7, имеющим приспособление для изменения его хода, что дает возможность менять производительность насоса - дозатора от нуля до максимума.

Для более надежной работы насоса - дозатора в клапанных коробках вмонтировано по два клапана, всасывающих и нагнетательных, а уплотняющие поверхности их сделаны коническими. Для удобства эксплуатации клапанные коробки и корпус со штоком легко демонтируются, что дает возможность без значительной затраты времени заменить корпус насоса с клапанными коробками новыми корпусом и клапанными коробками с

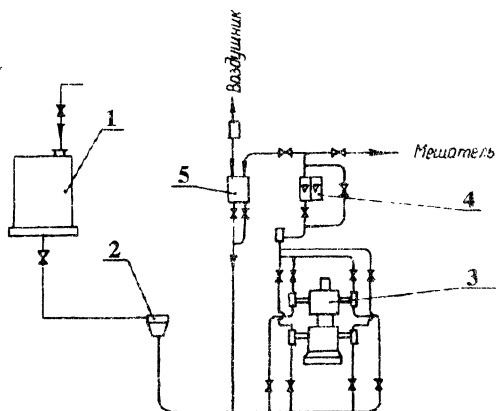


Рис. 25а. Подача эфира в мешатель непосредственно насосом-дозатором.

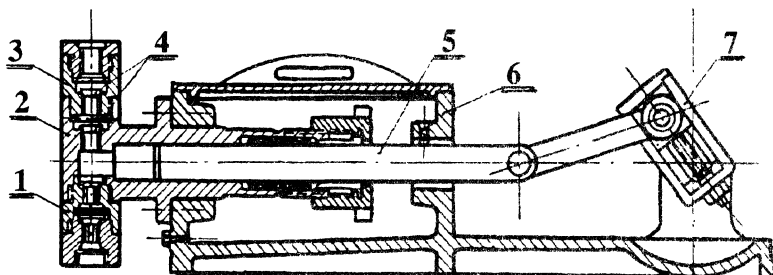


Рис. 26. Насос-дозатор.

вновь притертыми клапанами и набитым сальником. Это очень важно для непрерывнодействующих установок, где прекращение работы одного из аппаратов влечет за собой остановку всего комплекса.

Техническая характеристика насоса - дозатора

Производительность, л/мин	4
Частота вращения кривошипного вала, об/мин	45
Ход штока, мм	100
Диаметр штока, мм	35

Для удобства обслуживания насос - дозатор устанавливают в помещении загрузки, рядом со шнек - дозатором. Контрольный фонарь расположен в поле зрения аппаратчика, который по уровню эфира в нем следит за работой насоса - дозатора. Привод насоса - дозатора (рис.27) по условиям техники безопасности вынесен в машинное отделение, которое находится на первом этаже. Приводной вал насоса - дозатора коническими шестернями 1 соединен с вертикальным валом 3, который через перекрытие выводится в машинное отделение. Нижняя цапфа вала установлена в подпятнике 5. В приводном помещении вал через вторую пару конических шестерен 4 соединен с редуктором 6, а редуктор клиноременной передачи 7 связан с электродвигателем 8.

Редуктор, диаметры шкивов клиноременной передачи и электродвигатель подбирают таким образом, чтобы частота вращения вала насоса - дозатора равнялась $n = 45 \text{ об/мин}$. Для изоляции помещения загрузки от приводного помещения в перекрытии, в месте прохода вала, установлено сальниковое уплотнение 2.

Теоретический объем эфира, всасываемого насосом за одну половину оборота и вытесняемого за вторую половину оборота, вычисляется уравнением:

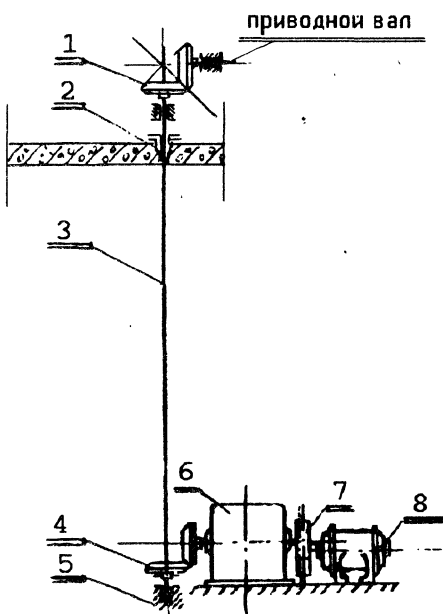


Рис. 27. Привод насоса-дозатора.

$$V = F \cdot S_1,$$

где F - площадь сечения штока; S_1 - длина хода штока насоса - дозатора.

При определении истинного значения этого объема необходимо учитывать наличие в цилиндре воздуха, паров эфира и другого рода пустот, незаполненных капельной жидкостью, что уменьшает объем жидкости, вошедшей в насос за пол - оборота, а также различного рода утечки через неплотности штока, клапанов и т.д.

Действительный, поданный объем жидкости будет равен

$$V_q = \eta \cdot F \cdot S_1$$

где η - гидравлический к.п.д. Для малых насосов принимают $\eta = 0,85 \pm 0,9$.

Производительность насоса определяется количеством подаваемого им эфира по уравнению

$$G = \frac{\eta \cdot F \cdot S_1 \cdot n}{1000} \text{ л/мин}$$

где n - частота вращения вала насоса в минуту;

F - площадь штока, см^2 ;

S_1 - ход штока, см.

Пример расчета насоса - дозатора. Определить геометрические размеры насоса - дозатора и частоту его вращения, если производительность непрерывно действующего мешателя $G=200\text{кг/ч}$ пороховой массы, количество растворителя, необходимого для пластификации пироксилина, $K_p=85\%$ при соотношении спирта к эфиру 1:1,1.

При указанном количестве растворителя и заданном соотношении спирта к эфиру необходимое количество эфира на 1 кг пироксилина равно

$$q = \frac{K_p \cdot 1,1}{1 + 1,1} = \frac{0,85 \cdot 1,1}{2,1} = 0,445\text{кг}.$$

Для расчета геометрических размеров насоса необходимо иметь объемный расход эфира. Температуру в отделении дозировки принимаем 20°C , удельную массу эфира определяем по табл.5. Для заданной температуры $\rho = 0,713\text{кг/дм}^3$

Таблица 5

Удельная масса эфира

Температура, $^\circ\text{C}$	ρ_{15}	Температура, $^\circ\text{C}$	ρ_{15}	Температура, $^\circ\text{C}$	ρ_{15}
0	0,736	14	0,720	20	0,713
10	0,724	16	0,718	22	0,711
12	0,722	18	0,715	24	0,709

Минутный расход эфира в литрах при принятой производительности мешателя

$$q_{\text{мин}} = \frac{q \cdot G}{60 \cdot \rho} = \frac{0,445 \cdot 200}{60 \cdot 0,713} = 2,16 \text{ л/мин}$$

Габаритные размеры насоса - дозатора должны обеспечить данный расход.

Принимаем диаметр штока $d = 3,5$ см; максимальный ход штока $S_1 = 10,0$ см; частота вращения вала насоса $n = 45$ об/мин; средний гидравлический коэффициент подачи $\eta = 0,87$.

Отсюда максимальная производительность насоса - дозатора составляет

$$G = \frac{\eta \cdot F \cdot S_1 \cdot n}{1000} = \frac{0,87 \cdot 3,14 \cdot 3,5^2 \cdot 10 \cdot 45}{4 \cdot 1000} = 3,8 \text{ л/мин}$$

Насос - дозатор может обеспечить расход эфира 3,8 л/мин, а для заданной нами производительности необходим расход 2,16 л/мин. Таким образом, габаритные размеры насоса - дозатора взяты с некоторым запасом на тот случай, когда по тем или иным причинам насосу - дозатору не будут созданы нормальные условия для работы и его производительность будет понижена.

Условия, необходимые для нормальной работы насоса - дозатора:

а) давление под штоком в период всасывания должно быть не меньше упругости паров эфира при данной температуре (табл.6) [10]

Если бы оно было меньше упругости паров эфира, была бы возможна кавитация, т.е. отрыв штока насоса от всасываемого эфира в период его работы. В этом случае всасываемый эфир не успевал бы за штоком, что повлекло бы за собой не только уменьшение коэффициента подачи, но и возникновение гидравлического удара. Для предупреждения этого явления напорный бак устанавливают выше насоса. Разница в высотах берется с таким расчетом, чтобы при любых уровнях эфира в баке, а также потерях напора во всасывающей коммуникации и фильтре давление под штоком было не меньше упругости паров эфиров при данной температуре.

б) клапаны, предназначенные для периодического разобщения камеры всасывания от пространств всасывания и нагнетания, должны обеспечивать надежную герметичность. Нарушение герметичности, а следовательно, и пропускание эфира клапанами возможно, если клапаны недостаточно плотно прилегают к своему седлу или же под них попало инородное тело. Для того, чтобы не пропустить эфир, клапаны должны быть всегда хорошо притерты, а чтобы под клапаны не попало инородное тело, на всасывающей линии поставлен фильтр, который отделяет всевозможные посторонние твердые и волокнистые вещества от подаваемой жидкости.

Таблица 6

Упругость насыщенных паров эфира

Температура, °C	Упругость паров эфира, мм рт. ст.	Температура, °C	Упругость паров эфира, мм рт. ст.	Температура, °C	Упругость паров эфира, мм рт. ст.
0	184,9	40	921,2	80	2991
10	291,8	50	1276,0	90	3840
20	442,4	60	1728,0	100	4859
30	647,9	70	2294,0	,	

Контрольный фонарь, его устройство и принцип действия.

Для нормальной работы установки необходимо контролировать работу насоса - дозатора, так как нарушение дозировки подачи эфира в мешатель может повлечь за собой нарушение нормальной работы всего агрегата.

При недостаточной подаче эфира в непрерывно действующий мешатель получается масса с меньшим содержанием растворителя, так называемая "жесткая масса", ей свойственно высокое контрольное давление. При подаче эфира в избытке получается масса с большим содержанием растворителя, так называемая "мягкая масса", она обладает низким контрольным давлением. Колебание в содержании эфира в массе повлечет за собой нарушение работы пресса, что, в свою очередь, нарушит работу всего агрегата.

Для контроля подачи насосом - дозатором перед мешателем установлен контрольный фонарь или ротаметр.

Контрольный фонарь представляет собой стеклянный цилиндр 4 (рис.28), в верхнюю крышку 3 которого из насоса - дозатора подводится эфир. Для того, чтобы верхний уровень в фонаре был в состоянии покоя, трубопровод подвода эфира 2 опущен до дна 5 цилиндра. Для сообщения фонаря с окружающей средой в крышке вмонтирована трубка 1 диаметром 3мм, которая соединяет внутреннюю полость фонаря с атмосферой. По санитарно - гигиеническим условиям она выведена

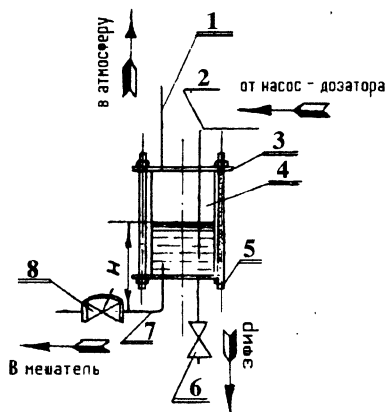


Рис. 28. Контрольный фонарь.

из здания. В нижней части цилиндра вмонтированы патрубок 6 для слива эфира и трубопровод 7, по которому эфир самотеком поступает в мешатель. На этом же трубопроводе установлен кран с лимбом 8, стрелка которого указывает величину его открытия; таким образом устанавливают тот или иной уровень эфира в фонаре. При работе наиболее удобно устанавливать средний уровень.

Работа контрольного фонаря основана на том, что при постоянном напоре и определенном сечении отверстия, через которое истекает эфир, расход его за единицу времени постоянный и определяется уравнением

$$G_c = \varphi_1 \cdot f \sqrt{2 \cdot g \cdot H_1},$$

где G_c - секундный расход эфира;

φ_1 - коэффициент уменьшения расхода эфира за счет сужения струи и трения его при прохождении через отверстие [11], $\varphi = 0,62 \div 0,63$;

f - площадь сечения отверстия истечения эфира;

g - ускорение силы тяжести (величина постоянная);

H_1 - напор, создаваемый столбом эфира (уровень эфира в фонаре).

Потери напора в трубопроводе, соединяющем фонарь с мешателем, не учитываем, ибо его диаметр гораздо больше диаметра отверстия истечения.

Из уравнения секундного расхода эфира видно, что при постоянном расходе и определенном сечении отверстия, напор H_1 эфира постоянен. Сечение, через которое истекает эфир, определенное устанавливается краном 8 из расчета достижения среднего уровня эфира в фонаре.

Таким образом, при нормальной работе насоса - дозатора и определенном сечении отверстия уровень эфира в контрольном фонаре должен быть постоянным.

Нарушение установленного уровня в фонаре является явным признаком нарушения нормальной работы системы подачи эфира в мешатель.

Обеспечение герметичности соединений

Уплотнением или герметичностью называется свойство непроницаемости разъемных соединений, разделяющих пространства, имеющие или различное давление среды, заполняющей эти пространства, или различные среды. Для уменьшения потерь эфира в окружающую среду, а также для обеспечения необходимых условий техники безопасности и пожарной безопасности большое внимание должно быть уделено соответствующей герметизации узлов эфиропроводов, фильтров, насоса - дозатора и др. Для этого необходимо очень тщательно следить за всеми уплотнениями коммуникаций. Во всех фланцевых соединениях труб друг с другом и присоединениях их к аппаратуре и арматуре желательно ставить прокладки из паронита. Особое внимание нужно уделять сальниковому уплотнению на-

сосо - дозатора. Материал сальниковой набивки должен быть пластичным, хорошо заполнять сальниковое пространство, плотно прилегать к штоку и стенке сальника, должен быть достаточно прочным и вязким, чтобы не выдавливался в имеющиеся зазоры при его сжатии. Кроме того, набивка должна быть непроницаемой для эфира, химически стойкой (как основной материал набивки, так и пропитывающие ее вещества) и иметь возможно малый коэффициент трения.

Сальниковая набивка во время работы насоса со временем вокруг штока истирается, вследствие чего сила сжатия набивки ослабевает. Ослабевает также боковое давление набивки на шток и стенки цилиндра, что ведет к нарушению герметичности сальника. Во избежание этого поджимную гайку нужно периодически подтягивать и тем самым снова уплотнять сальниковую набивку.

Чтобы обеспечить возможность периодической подтяжки сальника, при монтаже его гнездо наполняют так, чтобы осталось еще некоторое расстояние, необходимое для подтяжки.

Сальниковая набивка изнашивается только вокруг штока и наибольшая возможность нарушения герметичности сальника находится у его поверхности. Чтобы уменьшить износ сальниковой набивки от преодоления сил трения штока о сальниковую набивку, необходимо более тщательно механически обрабатывать (шлифовать) поверхность штока, соприкасающуюся с сальником, и хорошо смазывать сальник. Для этого необходимо применять сальниковую набивку, пропитанную специальным просаливающим ее веществом, что в свою очередь, также улучшает условия герметичности сальника. Материал сальниковой набивки представляет собой плетеный шнур квадратного или круглого сечения.

Заполнять сальниковую камеру набивкой можно двумя способами. Первый способ: отрезать шнур набивки необходимой длины и одним куском в виде спирали заложить в сальниковую камеру, Второй способ: из шнура нарезать куски длиной, необходимой для образования одного замкнутого кольца набивки, и отдельными кольцами заложить набивку в сальниковую камеру. При этом концы сальниковой набивки на стыке в кольцах делают или прямыми или косыми. Стыки концов набивки у двух соседних колец необходимо размещать не напротив друг друга, а смещенно.

Первый способ заполнения сальниковой камеры набивкой требует при монтаже меньше времени, но имеет ряд недостатков: число колец по высоте сальника с противоположных боков камеры разное, а это не дает равномерного сжатия сальниковой набивки по частям, ее можно уплотнять лишь после того, как заложена вся набивка.

При втором способе все эти недостатки отсутствуют, набивка уплотняется более равномерно и по частям (по два-три кольца), поэтому надо отдать предпочтение второму способу.

Нажимную гайку не следует затягивать очень сильно, так как излишняя затяжка бесполезно увеличивает силы трения в сальнике и при этом выдавливает больше пропитывающего вещества, отчего свойство набивки будет ухудшаться.

Некоторые указания по эксплуатации насоса - дозатора.

Производительность насоса при заданной производительности агрегата устанавливается в зависимости от содержания спирта в пироксилине.

Так, например, если принять спиртовую влажность пироксилина СА, изготовленного из ЦА и линта, 28%, то содержание спирта в 1кг сухого пироксилина без учета водной влажности будет равно:

$$X = \frac{1 \cdot 28}{100 - 28} = 0,39 \text{ кг.}$$

Зная количество спирта в 1кг пироксилина и принимая общее количество растворителя $K_p=85\%$, определяем количество эфира, которое необходимо добавить на 1кг пироксилина;

$$q = 0,85 - 0,39 = 0,46 \text{ кг.}$$

Температуру эфира в отделении загрузки принимаем 20°C , удельная масса эфира при этой температуре $\rho = 0,713 \text{ кг/дм}^3$ (см.табл.5).

При заданной производительности аппарата 200 кг/ч сухого пороха минутная производительность насоса равняется

$$q_{\text{мин}} = \frac{G \cdot q}{60} = \frac{200 \cdot 0,46}{60 \cdot 0,713} = 2,15 \text{ л/мин.}$$

Вначале насос - дозатор устанавливается приблизительно на расчетную производительность по имеющейся градуировке на кривошипном механизме. Затем его пускают в работу и уточняют производительность. В зависимости от того, подает насос большее или меньшее количество эфира, уменьшают или увеличивают длину плеча кривошипа и таким образом доводят производительность насоса - дозатора до расчетной.

Установив нужную производительность, открывают выходной кран так, чтобы уровень свободной поверхности эфира установился на средней риске контрольного фонаря. После этого насос - дозатор готов к пуску. В момент работы насоса - дозатора производительность его периодически проверяется. При нормальной работе насоса - дозатора уровень эфира в контрольном фонаре остается постоянным. Повысить уровень эфира можно при условии, если его подается в фонарь больше, чем поступает из фонаря в мешатель. Это может произойти, если конец эфиропровода в мешателе будет забит пороховой массой.

Если уровень эфира в фонаре падает, необходимо искать причину в насосе или во всасывающей коммуникации, так как в этом случае в контрольный фонарь поступает эфира меньше, чем из него в мешатель. При этом необходимо проверить сальниковое уплотнение. Если есть течь, ее необходимо устранить, подтянув старую набивку и дополнив ее несколькими кольцами новой или полностью заменив набивку.

Следует проверить фильтр. Если он засорился, необходимо заменить фильтрующую сетку промытой.

Далее можно проверить клапаны насоса - дозатора, так как под них могут попасть посторонние предметы или при длительной работе рабочих поверхностей могут износиться седла и клапаны. В последнем случае необходимо заменить клапаны на новые вместе с клапанными коробками.

*Технологическая схема подачи эфира в смеситель
с установкой ротаметров*

Как и в ранее рассмотренной схеме, подача эфира как в НДМ, так и в мешатель КСП производится насосами - дозаторами:

По первой технологической схеме (рис.25) насос - дозатор подает эфир в контрольный фонарь, который служит для замера производительности насоса - дозатора и одновременно является расходным бачком. По ранее описанной технологической схеме эфир из контрольного фонаря самотеком поступает в мешатель. Уровень эфира характеризует нормальную работу насоса - дозатора.

По данной технологической схеме (рис.25а) из расходного бака 1 эфир самотеком через фильтр 2 поступает в насос - дозатор 3.

Насос - дозатор подает эфир непосредственно в мешатель, на эфирной линии установлен ротаметр 4, для контроля подачи эфира в мешатель.

В зависимости от производительности мешателя устанавливают одно-плунжерные, двух-и четырехплунжерные насосы - дозаторы.

(По каталожным данным - марок 2ДА, 4ДА).

Параллельно с установкой ротаметра устанавливается так называемый контрольный фонарь 5, которым периодически проверяется производительность насоса - дозатора в процессе его работы и в момент его настройки на заданную производительность.

Подача эфира в мешатель при данной технологической схеме проводится не самотеком, а под давлением, создаваемым насосом.

Расчет необходимой производительности насоса - дозатора аналогичен ранее приведенному.

Шнек - дозатор для пироксилина

Шнек - дозатор (рис.29) состоит из корпуса (трубы) 4, внутри которого на двух подшипниках установлен рабочий орган - шнек - винт 5. Подшипники винта установлены в крышках шнек - дозатора 6 и 1. В передней части корпуса, сверху, расположен бункер с ворошителем 3, назначение которого - не допускать свободообразования пироксилина в бункере. Над бункером расположена воронка 2 с сеткой, имеющей ячейки 70×70 мм, она должна исключить попадание посторонних предметов в мешатель. Чтобы обеспечить постоянную объемную массу, пироксилин протирают через сетку. Опыты показали, что при загрузке в шнек - дозатор протертого пироксилина отклонение в дозировке составляет $2,8 \pm 3\%$, а при загрузке непротертого $-15 \pm 20\%$.

Это объясняется тем, что плотные непротертые куски пироксилина самой различной величины не обеспечивают его постоянной объемной массы, а наличие в пироксилине отдельных больших кусков способствует неравномерному заполнению объема витка и влияет на точность дозировки шнек - дозатора. Пироксилин протирается механическим путем на проти-рочном аппарате, который может быть установлен отдельно от шнек - дозатора, вне связи с ним или непосредственно над его загрузочным бункером, или вручную, через протилочное сито. В тех случаях, когда протирка пироксилина ведется вручную, над бункером устанавливается сетка с ячейками 10×10 мм. С другого конца корпуса, снизу, есть разгрузочное отверстие, соединяющееся с загрузкой горловиной непрерывнодействующего мешателя. Сверху над разгрузочным отверстием находится смотровое окно.

Протертый пироксилин из мешка загружается в воронку и сквозь сетку поступает в загрузочный бункер. Чтобы объем витка винта полностью

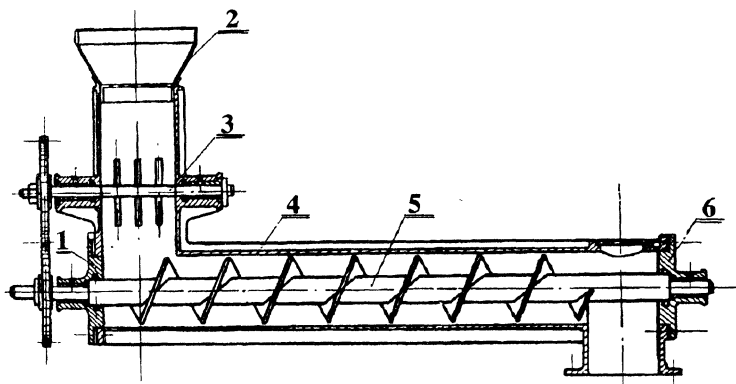


Рис. 29. Шнек - дозатор.

эластичную муфту 2 соединен с вариатором скоростей 3; вариатор, в свою очередь, через эластичную муфту 4 соединен с редуктором 9; редуктор конической парой шестерен 10 - с вертикальным валом 5. Вертикальный вал проходит через перекрытие, и верхняя часть его с парой конических шестерен 7 соединена с валом контрпривода 8.

При нарушении правил эксплуатации не исключена возможность забивки шнек - дозатора. Для предотвращения сильного запрессования пироксилина в витках винта, которое характеризуется резким повышением мощности на приводе, а также для предохранения от поломок отдельных деталей аппарата одна из шестерен конической пары 10 крепится на вертикальном валу срезным штифтом 11 и при повышении мощности срезается.

Потребляемая мощность шнек - дозатора при нормальных условиях работы согласно замерам составляет $0,4 \pm 0,45 \text{ кВт}$.

Редуктор и электродвигатель подбираются таким образом, чтобы среднее число оборотов шнек - дозатора равнялось 9 об/мин.

Для изоляции отделения дозировки от машинного отделения в перекрытии вал проходит через сальниковое уплотнение 6. Электродвигатель шнек - дозатора заблокирован с электродвигателем привода мешателя. Блокировка моторов предусматривает возможность работы мешателя при неработающем шнек - дозаторе; автоматическое включение мешателя при пуске шнек - дозатора и автоматическую остановку шнек - дозатора при остановке мешателя.

Технологический расчет шнек - дозатора

Лабораторными испытаниями установлено, что при малых числах оборотов винта и незначительном диаметре вала его, по сравнению с диаметром самого винта, витки последнего полностью заполняются пироксилином. В этом случае объем пироксилина в витке равен объему витка и составляет

$$V = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) S$$

Обычно $S = 0,8D$. При этом обеспечивается угол подъема винтовой линии $\alpha \approx 15^\circ$.

За счет гравитационных сил при вращении винта пироксилин получает поступательное движение, и за каждый оборот винта объем подаваемого количества пироксилина, казалось бы, должен быть равен объему одного винта и в осевом направлении должен переместиться на величину шага винтовой линии винта S .

Рассмотрим винт. Винтовая поверхность шнека относится к геликоидной поверхности, которая образуется кривой, имеющей одновременно вращательное вокруг оси и поступательное параллельно оси движения при условии, что отношение скоростей обоих движений - величина постоянная.

Винтовая линия образуется при одновременном вращательном и осевом движении точки М, при этом угловая и осевая скорости ее постоянны (рис.31) [12].

Построив развертку винтовой элементарной поверхности шнека, мы получим клин с наклонной поверхностью винта АВ (рис.32).

Выделим элементарную частицу пироксилина на наклонной поверхности винта (поверхность АВ) и проследим ее движение при

движении клина, т.е. вращении винта. Если бы отсутствовало трение между винтом и пироксилиновой массой, элементарная частица перемещалась бы в направлении, перпендикулярном наклонной плоскости, т.е. в направлении нормали. В этом случае за один оборот винта элементарная частица переместится в осевом направлении из точки А не в точку В, а в точку В¹. Однако здесь необходимо учесть трение, силы которого действуют на элементарную частицу в сторону, обратную направлению относительного перемещения (вдоль винтовой поверхности).

Пренебрегая в абсолютном движении центробежной силой, куда входят центробежные силы переносного (круговое перемещение), относительного движения и сила Кориолиса, результирующая сила R_1 нормального давления и трения определяет направление движения пироксилинового элемента [13].

Результирующая сила будет направлена под углом $\alpha + \rho$, где α - угол подъема винтовой линии;

$\rho = \arctg \mu$ - угол трения;

μ - коэффициент трения.

Распределение сил, действующих на пироксилин при вращении винта, будет такое же, как указано на рис.32. Здесь

G_1 - сила перемещения пироксилина надвигающейся плоскостью АВ;

N_1 - нормальная сила взаимодействия плоскости АВ и пироксилина;

T - сила трения пироксилина о плоскость винтовой поверхности;

$$T = N\mu = N \operatorname{tg} \rho$$

Вектор силы G_1 определяет направление движения пироксилина

$$Q_1 = R_1$$

Под воздействием винтовой поверхности пироксилиновый элемент за один оборот винта в осевом направлении переместится не на величину S

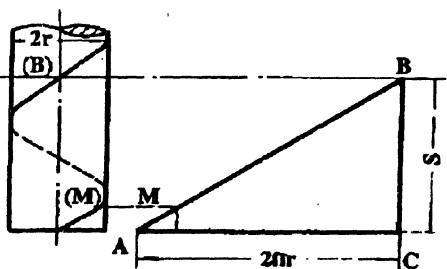


Рис. 31. Винтовая линия.

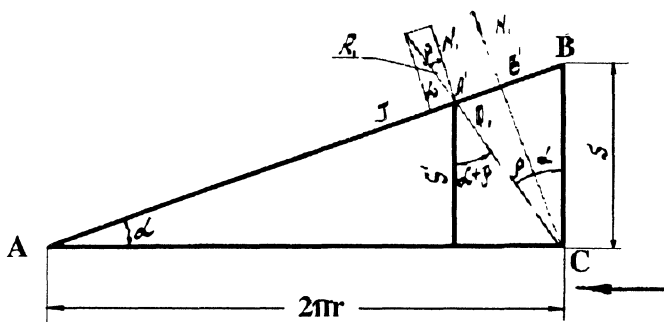


Рис. 32. Развертка винтовой элементарной поверхности.

(шаг винтовой линии), а на величину S^1 , т.е. он переместится из точки А не в точку В, а только в точку A^1 .

Из рисунка видно, что

$$B^1 \cdot C = S \cdot \cos \alpha,$$

$$A^1 C = \frac{B^1 \cdot C}{\cos \rho} = \frac{S \cdot \cos \alpha}{\cos \rho},$$

$$S^1 = A^1 \cdot C \cdot \cos(\alpha + \rho).$$

Подставляя в это уравнение значение $A^1 C$, окончательно получим:

$$S^1 = S \frac{\cos \alpha}{\cos \rho} \cdot \cos(\alpha + \rho)$$

Разбивая поток пироксилина по высоте реборды винта на отдельные элементарные слои, в промежутке между диаметрами винта и вала получаем бесконечное множество элементарных наклонных плоскостей с переменным углом

$$\alpha_1 = \arctg \left(\frac{S}{2\pi r} \right)$$

Величина осевого перемещения S^1 (см.рис.32) при постоянном числе оборотов винта будет изменяться в зависимости от угла подъема винтовой линии. Чем ближе элемент пироксилина будет находиться к валу винта, тем больше угол α и тем меньше величина осевого перемещения. Следовательно, за счет угла подъема винтовой поверхности и сил трения ее о пироксилин происходит винтообразный сдвиг элементарных слоев пироксилина относительно друг друга, и этот сдвиг тем больше, чем ближе слой к рабочей поверхности винта. И как результат, за один оборот винта шнек - дозатора объем подаваемого им пироксилина будет меньше объема витка

винта. Для определения величин осевого перемещения общего потока пироксилина вводится экспериментальный коэффициент K_c , который можно назвать коэффициентом проскальзывания, он выражается отношением:

$$K_c = \frac{d \alpha_n}{d \alpha_b}$$

где α_n - угол поворота пироксилина, когда вал шнека будет повернут на угол α_b .

K_c меняется в зависимости от числа оборотов винта: с увеличением числа оборотов - уменьшается и, наоборот, с уменьшением - повышается, но постоянен для данного числа оборотов.

Минутная производительность шнек - дозатора

$$q = V \cdot K_c \cdot n \cdot \rho = 0,785(D^2 - d^2)S \cdot K_c \cdot n \cdot \rho \text{ кг/мин,}$$

где n - частота вращения винта в минуту;

ρ - объемная масса протертого пироксилина, кг/дм³;

D, d и S - размеры винта, см.

Объемная масса продукта зависит от свойств исходного сырья (целлюлозы), размеров отверстий протирачных сеток и способа обезвоживания.

Объемная масса пироксилина, протертого через сетки с ячейками 10×10мм и обезвоженного на центрифугах, находится в пределах 0,12-0,14кг/дм³.

На практике шнек - дозатор работает при $n = 5 \div 1506$ /мин. Увеличивать это число нецелесообразно, так как при этом падает коэффициент K_c , а за счет пониженной сыпучести протертого пироксилина объем витка не будет заполняться полностью, в результате чего к.п.д. шнек - дозатора резко упадет. Так, например при $n = 2706$ /мин к.п.д. его составляет 0,32.

При принятых оборотах, $\frac{D}{d} = 2,5 \div 3,5$ и $D = 200 \div 250$ мм коэффициент проскальзывания K_c , как было установлено лабораторными исследованиями, колеблется в пределах 0,8÷0,9.

В технической литературе величину K_c , которая характеризует действительную производительность шнек - дозатора, называют коэффициентом наполнения. Такое наименование не отражает физической сущности явления при работе винта шнек - дозатора. В сущности, коэффициент наполнения отражает степень наполнения объема витка шнека и характеризует производительность шнек - транспортеров, загрузка витков винта которых производится неполностью.

Менять производительность шнек - дозатора в соответствии с требованием технологического режима агрегата можно, как видно из указанных ранее уравнений, прежде всего изменяя частоту вращения винта. Для этой

цели привод аппарата имеет вариатор скоростей, с помощью которого изменяют частоту вращения винта шнек - дозатора.

Пример расчета шнек - дозатора. Определить геометрические размеры шнек - дозатора и частоту вращения шнек - винта, если производительность мешателя $G=200\text{кг/ч}$ пороховой массы (в пересчете на сухой вес). Принимаем диаметр винта $D=200\text{мм}$. Тогда шаг $S = D \cdot 0,8 = 200 \cdot 0,8 = 160\text{ мм}$.

При выбранном соотношении $\frac{D}{d} = 2,5$ определим внутренний диаметр винта

$$d = \frac{D}{2,5} = \frac{200}{2,5} = 80\text{ мм}$$

Длину шнек - дозатора L принимаем по конструктивным соображениям, но она не должна превышать $2,5\text{м}$. Загрузочный бункер должен вмещать такое количество пироксилина, которое необходимо на время работы шнек - дозатора в течение 1мин . При принятой насыпной массе $\rho=0,13\text{г/см}^3$ объем бункера равен

$$V = \frac{200 \cdot 1000}{60 \cdot \rho} = \frac{200 \cdot 1000}{60 \cdot 0,13} = 25600\text{ см}^3$$

Учитывая, что при работе шнек - дозатора заполнение объема витка пироксилином из бункера происходит по длине одного витка, длина бункера

$$l_1 = S \cdot 1,25 = 160 \cdot 1,25 = 200\text{ мм}$$

Ширина бункера $D = b = 200\text{ мм}$. Имея объем, ширину и длину бункера, определяем его высоту.

$$h = \frac{V}{b \cdot l_1} = \frac{25600 \cdot 1000}{200 \cdot 200} = 640\text{ мм}.$$

Принимаем $h = 700\text{ мм}$. Имея геометрические размеры шнек - дозатора и требуемую производительность, определяем частоту вращения винта

$$\begin{aligned} n &= \frac{G \cdot 1000}{0,785 (D^2 - d^2) S \cdot K_c \cdot \rho \cdot 60} = \\ &= \frac{200}{0,785 (2^2 - 0,8^2) 1,6 \cdot 0,9 \cdot 0,13 \cdot 60} = 6,5\text{ об/мин.} \end{aligned}$$

Но как объемная масса, так и коэффициент K_c непостоянны, поэтому расчетное число оборотов шнек - винта не всегда может обеспечить расчетную производительность шнек - дозатора. В связи с этим перед пуском агрегата с помощью вариатора скоростей устанавливают расчетную частоту

ту вращения, затем пускают в работу шнек - дозатор и доводят его производительность до расчетной, проверяя подачу пироксилина за определенное время. В зависимости от того, какое количество пироксилина подает дозатор, увеличенное или заниженное, уменьшают или увеличивают частоту его вращения. На протяжении всей работы производительность шнек - дозатора периодически проверяется. На практике для предварительного определения частоты вращения винта можно пользоваться уравнением:

$$n = 2,2 \frac{q_{\text{мин}}}{K_c}$$

где $q_{\text{мин}} = \frac{G}{60}$ кг/мин.

Глава VI

Формование пороховых элементов прессованием

Назначение и сущность операции прессования

Степень пластификации нитратов целлюлозы зависит не только от технологических, но и от механических факторов: давления и интенсивности перетирания. Следовательно, операция прессования является не только операцией, где происходит уплотнение и формообразование пороховых элементов с частичной ориентацией макромолекул и частиц пироксилина, но и физико - химическим процессом завершения пластификации нитратов целлюлозы под действием давления и перетирания.

До недавнего времени прессование пироксилиновых порохов вели исключительно на гидравлических прессах Бюлера. За последнее время широкое применение нашли и механические прессы - шнек - прессы.

При прессовании пороховой массы на гидравлических прессах она заполняет изложницу, в которой установлена матричная обойма. Под давлением поршня масса сжимается и продавливается через матрицы. При прессовании на шнек - прессах пороховая масса с помощью винта шнек - пресса непрерывно нагнетается в пространство между винтом и матричной обоймой в виде уплотненной пороховой спирали, сжимающейся в осевом направлении, образуя "общую бабку", которая затем продавливается через матрицы.

Между этими двумя схемами прессования (рис.33) нет существенного различия за исключением того, что при прессовании пороховой массы на шнек - прессах в результате более интенсивного ее перетирания винтом

происходит более интенсивная пластификация, чем при прессовании на гидравлических прессах.

В отличие от гидравлических прессов воздействие винта на массу в шнек - прессе производится по кольцу, площадь которого равна

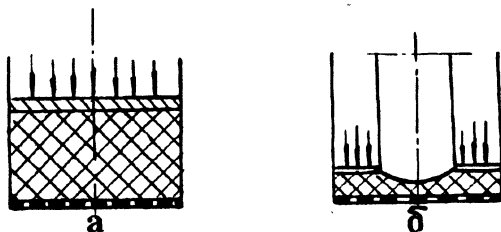


Рис. 33. Схема прессования
а - на гидравлическом прессе;
б - на шнек-прессе.

$$F = \frac{\pi(D^2 - d^2)}{4 \cdot \cos \alpha},$$

где D - наружный диаметр винта;
 d - внутренний диаметр винта;
 α - угол подъема винтовой линии винта.

Пластическая деформация при прессовании пороховых масс.

Масса пироксилинового пороха (пороховая масса) представляет собой пластическую массу, в основе которой лежит нитроклетчатка, пластифицированная спиртоэфирным растворителем.

Процесс формования пороховых элементов основан на использовании пластических свойств пороховой массы.

Пластичностью называется способность вещества (пороховой массы) при воздействии на него сил необратимо изменять свою форму без разрушения тела, как единого целого, т.е. пластически деформироваться.

Пластическая деформация - это физический процесс, однако в процессе пластической деформации пороховой массы происходит и физико - химический процесс - процесс дополнительной пластификации пироксилина спиртоэфирным растворителем под воздействием давления. Следовательно, напряженное состояние пороховой массы вызывает процесс пластической деформации и, как следствие этого, не только необратимое изменение формы, но и необратимое изменение физико - химических свойств: уплотнение нитроцеллюлозы с ликвидацией микро - макропустот и частичной ориентацией макромолекул нитроцеллюлозы.

Напряжение в деформируемом объеме пороховой массы распределяется неравномерно. Эта неравномерность вызывается анизотропностью самого тела, влиянием внешнего трения массы о стенки, неравномерностью температуры, неоднородностью пороховой массы и т.д. Все эти факторы взаимно связаны и обусловлены.

Неравномерность напряжений, в свою очередь, вызывает незначительное понижение пластических свойств пороховой массы, а также способствует неравномерному истечению пороховых шнуров из каналов матриц.

Известно, что упругость, вязкость и пластичность тел - основные реологические свойства. Если действует сила и во время ее действия возникает напряжение, которое исчезает сразу при снятии действия силы, то тело называется упругим.

При необратимых деформациях тела, т.е. при течении, напряжение, оставаясь одинаковым во все время действия силы, в кратчайшие промежутки времени спадает и восстанавливается снова благодаря смешению структурных элементов. Если при этом форма и состояние ее структурных элементов не испытывают никаких изменений, тело является идеально вязким. Поведение такого тела описывается уравнением Ньютона и называется ньютоновской жидкостью.

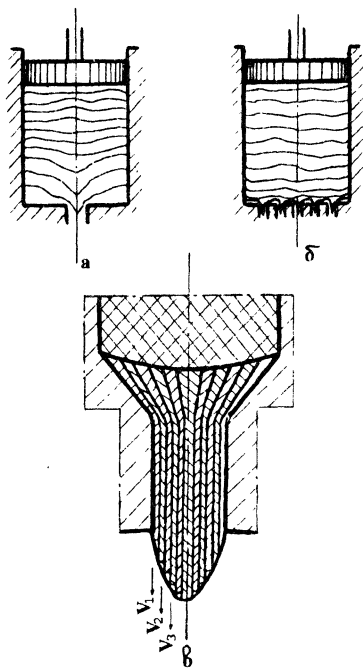


Рис. 34. Схема перемещения массы в изложнице с матрицей гидравлического пресса
а - с большим сечением отверстия;
б - в канале матрицы.

Пороховая масса относится к классу неньютоновских сред, реологические характеристики которых могут быть выражены степенным законом. В настоящее время реологические константы для массы пироксилиновых порохов еще не определены и определение их представляет значительную трудность, так как эти характеристики в значительной степени меняются в зависимости от содержания в массе легколетучего растворителя [14]. При рассмотрении движения пороховой массы в изложнице гидравлического пресса было установлено, что объемы пороховой массы, отдаленные от матричной обоймы, перемещаются параллельными слоями без существенной деформации сдвига, и лишь вблизи каналов матричной обоймы начинается зона течения массы, т.е. область наибольших деформаций ее (рис.34а).

Ряд исследователей показали, что для пластических масс области наибольших деформаций лежит тем ближе к каналу матрицы или к отверстию фильтрующей решетки, чем меньше отношение диаметра отверстия (канала) d к диаметру цилиндра изложницы D , что также подтверждается опытами, проведенными автором (рис.34б).

Таким образом, расположение области наибольших деформаций от решетки обоймы зависит от соотношения d/D . Характер движения пороховой массы в изложнице гидравлического пресса, как и в каналах матриц, характеризуется соотношением внутренних сил пороховой массы (вяз-

кость) и сил трения о поверхность изложницы или формирующих каналов. Силы трения о поверхность канала препятствуют перемещению периферийных слоев. Всякое перемещение пластической пороховой массы в канале независимо от его формы сопровождается сдвигом ее элементарных слоев. Это смещение тем больше, чем меньше сечение канала. Схема движения пороховой массы в каналах матрицы показана на рис.34 в. При пластической деформации, которая происходит во время прессования пороховых шнуров, энергия затрачивается на формирование пороховых шнуров, на преодоление сил сцепления частиц между собой и сил трения массы о стенки. Эта энергия и нагревает прессуемую массу и рабочие органы пресса. Так как смещение элементарных слоев способствует пластификации массы, то затрачиваемая энергия используется полезно, т.е. способствует пластификации пороховой массы.

Поскольку в самой изложнице гидравлического пресса нет существенного перемещения элементарных слоев пороховой массы, а основное смещение слоев происходит в области наибольших деформаций - в каналах фильтрующих решеток или матриц, то и пластификация происходит в основном при течении массы по каналам, чему способствует не только смещение элементарных слоев, но и повышенное давление [15], [16].

При продавливании пороховой массы на гидравлических прессах непосредственно через матричные втулки - фильеры выпрессованные пороховые шнуры не имеют равномерной пластичности и необходимой плотности. Это объясняется тем, что процесс пластификации массы зависит не только от давления и деформации сдвига, но и от времени нахождения пороховой массы под действием давления и времени деформации сдвига.

Чтобы увеличить время пребывания массы под давлением и чтобы деформация сдвига отдельных макрообъемов была больше, пороховую массу предварительно продавливают через фильтрующие решетки, т.е. производят так называемую фильтрацию (это название не вполне соответствует сущности самого процесса), а затем вторично выпрессовывают массу через формирующие втулки.

Во время фильтрации, т.е. первой степени прессования, происходит в основном предварительная пластификация и удаление посторонних предметов: щепок, тряпок и пр., случайно попавших в пороховую массу из пироксилина или брака. На второй стадии происходит окончательная пластификация и формирование пороховых шнуров или пороховых трубок.

Движение пороховой массы в шнек - пресс от движения пороховой массы в изложнице гидравлического пресса отличается тем, что при перемещении пороховой массы по каналу шнек - винта к матричной обойме она в большей мере испытывает деформацию сдвига под давлением, создаваемым шнеком - винтом, и время нахождения массы в шнеке - прессе больше, чем в изложнице гидравлического пресса. Как следствие этого, в момент фор-

мования пороховых шнуров пороховая масса хорошо пластифицирована и выпрессованные пороховые шнуры имеют равномерную пластичность и необходимую плотность. Область наибольших деформаций, как и в гидравлических прессах, в шнек - прессе лежит вблизи матричной обоймы. Таким образом, если прессование на гидравлических прессах идет в два приема - фильтрация с последующим формованием пороховых шнуров, то прессование на шнек - прессах ведется в один прием - без фильтрации. При условии получения порохового фильтрата (таблетки) на аппарате КСП-500А, прессование порохового шнура на прессе Бюлера ведут на обоих изложницах.

Гидравлические прессы

Для прессования применяются гидравлические прессы. Рабочая жидкость - вода, масло, эмульсия - подается к прессу от насосной установки. Привод пресса осуществляется от индивидуального насоса, группы насосов или насосно - аккумуляторной станции.

Гидравлические прессы - машины периодического действия, и потребление ими рабочей жидкости неравномерное. Если эксплуатируется группа прессов, то в силу вероятного характера хода их циклов работы прессов совпадают по времени друг с другом и средний расход жидкости становится ближе к максимальному, однако потребление жидкости всегда колеблется во времени. Для нормальной работы пресса или группы прессов, работающих от насосно - аккумуляторной станции, необходим объем жидкости, соответствующий среднему расходу для пресса, работающего от индивидуального насоса, необходима подача жидкости, соответствующая максимальному ("пиковому") расходу. В первом случае разность между расходами жидкости при "пиковой" и средней производительности компенсируется жидкостью, накопленной в аккумуляторе. Кроме того, при работе пресса на жидкости, поступающей непосредственно от плунжерного насоса, в цилиндр пресса жидкость поступает неравномерно в течение рабочего цикла насоса, что приводит к колебанию давления в системе, и поэтому давление и скорость прессования возрастают от минимума до некоторого максимума и снова падают при каждом рабочем ходе насоса - пресс работает толчками, соответствующими рабочему ходу плунжера насоса. При одноплунжерном насосе пульсация скорости плунжера более выражена и отражается на качестве выпрессованных пороховых шнуров. В случае использования двух - и трехплунжерных насосов эта пульсация частично сглаживается.

При работе пресса от насосно - аккумуляторной станции аккумулятор накапливает избыток жидкости высокого давления в момент минимального ее расхода и отдает ее в гидросеть в моменты повышенного расхода: когда потребление жидкости системой превосходит подачу ее насосом, он также

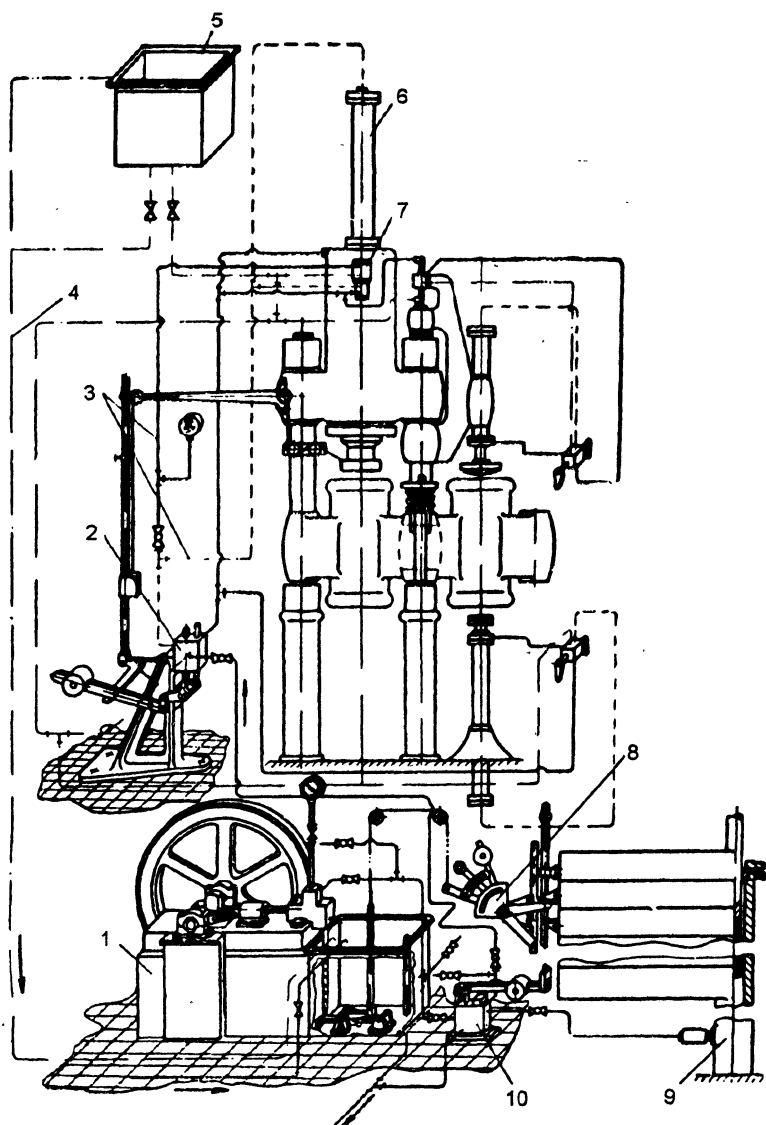


Рис. 35. Установка гидравлического пресса.

сглаживает колебания давления от работы насоса, т.е. поддерживает в гидравлической сети прессовой установки постоянное рабочее давление. Аккумулятор связан с насосом или насосами специальными устройствами, позволяющими включать и выключать их в зависимости от расхода жидкости высокого давления. При понижении скорости прессования, а следовательно, и уменьшении расхода жидкости аккумулятор сначала принимает избыток жидкости, пока не заполнится вся его емкость. После этого специальными устройствами он переключает насос или группу насосов на работу вхолостую. В этот период система работает за счет запаса жидкости в аккумуляторе. Израсходовав часть этого запаса, система снова включает насосы в сеть. При увеличении скорости прессования и расхода жидкости аккумулятор сначала расходует свой запас жидкости, а затем гидравлическая система начинает работать прямо от насоса, без участия аккумулятора.

Гидравлический пресс, работающий от насосно - аккумуляторной станции, обладает следующими преимуществами:

- практически постоянным равномерным давлением прессования;
- отсутствием колебаний давления рабочей жидкости, вызывающих возникновение гидравлических ударов и опасность разрыва гидравлических цилиндров, изложниц и коммуникаций;
- повышенной на 10-20% производительностью по сравнению с прессами, работающими от насоса;
- легкостью и простотой изменения режима работы пресса.

Система является замкнутой, и жидкость, залитая в нее, находится все время в обороте. Потери, которые могут быть за счет утечки жидкости через неплотности, периодически пополняются. В производстве пироксилиновых порохов прессы работают преимущественно с приводом от насосно - аккумуляторных станций [16]. На рис.35 показана установка гидравлического пресса. Она состоит из пресса 6 с напорным бачком 5, дистрибутора 2 и автомата переключения 7, плунжерного насоса высокого давления 1 с водяным бачком, в котором смонтирована система рычагов для автоматического отключения насоса 8; грузового аккумулятора 9 и распределительной коробки 10, являющейся и предохранителем; арматуры и трубопроводов высокого 3 и низкого давления 4.

Устройство пресса Бюлера

В производстве пироксилиновых порохов применяются прессы фирмы "Бюлер" и отечественные типа ВИВ. Принципы их работы не отличаются друг от друга, гидравлическая схема и конструктивные особенности также близки.

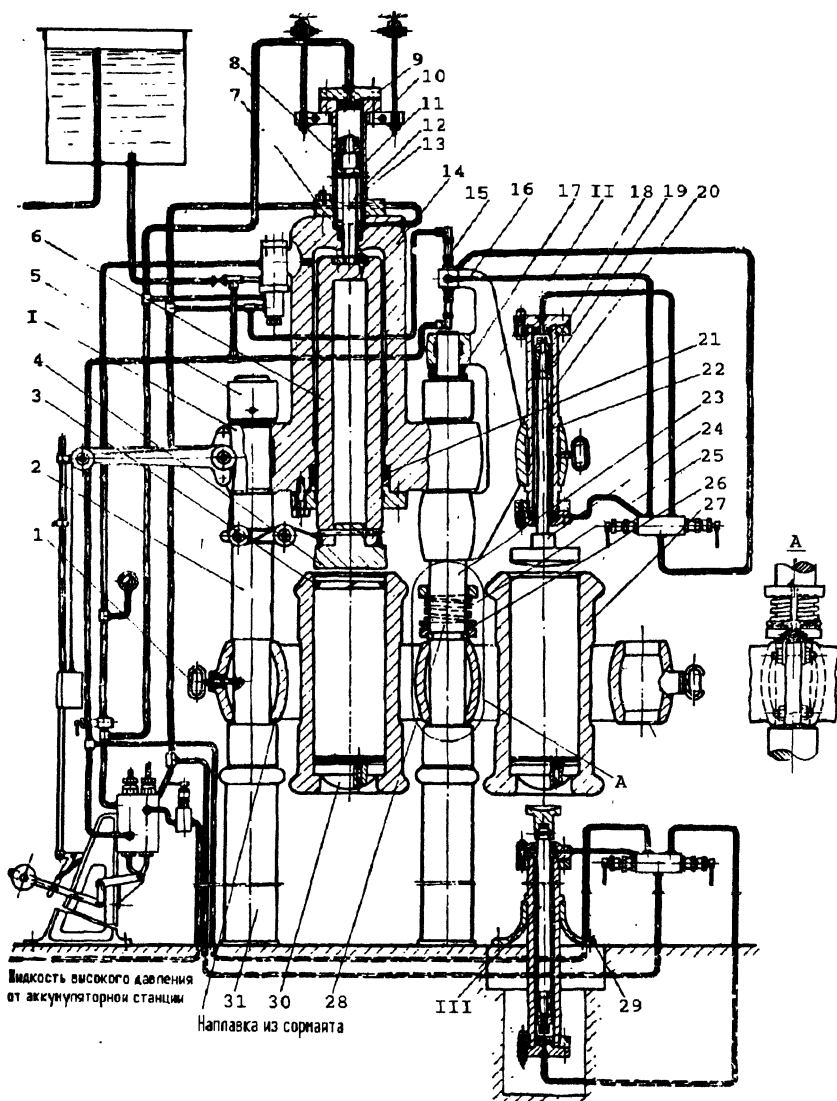


Рис. 36. Гидравлический пресс Бюлера.

Гидравлический пресс фирмы "Бюлер" (рис.36) можно рассматривать как установку, состоящую из самого пресса I и подпрессовки II, назначение которой - уплотнять пороховую массу в изложнице перед ее фильтрацией и прессованием. На фундаменте установлен выталкиватель III, назначение которого - выталкивать обойму из изложницы.

Пресс имеет два башмака 31, установленных на фундаменте, в которые монтируются колонны 2, 23. В верхней части колонны на заплечиках установлен рабочий цилиндр 14 и закреплен затяжными гайками 5. На рабочем цилиндре смонтирован цилиндр подъема 12 поршня 6. Поршень помещен в рабочем цилиндре, к верхней части которого крепится шток 13 цилиндра подъема. В рабочий цилиндр поршень входит через манжетное уплотнение 21. Полости рабочего цилиндра и цилиндра подъема разделены манжетным уплотнением 7 штока. Верхняя часть штока - головка 11, которая служит поршнем цилиндра подъема, имеет манжетное уплотнение 8, разделяющее верхнюю и нижнюю части цилиндра. Сверху цилиндр подъема закрыт крышкой 9. На нижней части поршня крепится головка 4 - рабочий орган операции прессования.

На колонне 23 пружиной 25, опирающейся на опорный подшипник 26, подвешены изложницы 27, которые внутренними лапами с небольшим зазором охватывают колонну и болтами скрепляются между собой. Такое устройство обеспечивает легкость поворота изложниц и дает возможность подтягиванием болтов 28 регулировать зазор между ней и упорной гайкой. Правильное положение изложниц под поршнем (соосность изложницы и поршня) фиксируется защелкой 1.

Для фильтрации пороховой массы и формирования пороховых шнуров в изложницы вставляются соответствующие матричные обоймы 30. Для уплотнения в изложнице пороховой массы, стремящейся под давлением головки поршня выдавиться вверх, в зазор между поршнем и изложницей ставится обтюрирующее кольцо 3.

В процессе эксплуатации прессов были случаи обрыва колонн 2 и 23, поэтому пресс тягами 10 крепят к балке перекрытия.

Во время работы прессов опорные поверхности лап рабочего цилиндра 14, изложницы 27 и затяжных гаек 5 изнашиваются (разбиваются). Чтобы увеличить срок службы этих деталей, их рабочие поверхности, как показано на рис.36, наплавляют сормайтот толщиной 3-4мм.

Устройство подпрессовки состоит из кронштейна 16, подвешенного на колонне 23 и имеющего упор на шарикоподшипник 17. На нем крепится цилиндр подпрессовки 19, в который вставлен шток 20, верхняя часть штока имеет головку - поршень 18, на нижней закреплена тарелка 24 - рабочий орган уплотнения массы. Поверхность тарелки для обеспечения свободного выхода воздуха из массы в момент ее уплотнения имеет слегка сферическую форму. В месте выхода штока из цилиндра есть манжетное

уплотнение. Головка штока, как и шток подъема, имеет манжетное уплотнение. Все манжетные уплотнения так же, как и уплотнения поршня штоков подъема, подпрессовки и выталкивателя, - U - образной формы, вмонтированы в специальные выточки и прижимаются уплотнительными кольцами. Изготавливают их из технической кожи. Перед изготовлением манжет кожу замачивают в воде с температурой $35+70^{\circ}\text{C}$ в течение 15+20 мин. После штамповки и сушки манжету обрабатывают в расплавленном парафине в течение 10+15 мин.

Сверху цилиндр закрывают крышкой. Для удобства загрузки пороховой массы в изложницу пресса устройство подпрессовки имеет возможность отводиться в сторону от изложницы. Легкий поворот ее обеспечивается конструкцией крепления кронштейна на колонне.

Воду к цилиндру подпрессовки подводят через шарнирное соединение 15, смонтированное на том же кронштейне.

Выталкиватель по своей конструкции идентичен конструкции подпрессовки за исключением длины цилиндра и штока и формы головки выталкивателя. У него нет шарнирного соединения для подвода воды. Цилиндр выталкивателя смонтирован на башмаке 29 строго по оси изложницы пресса. В цилиндры подъема поршня, подпрессовки и выталкивателя запрессованы бронзовые втулки 22, которые легко заменяются при их износе. В качестве рабочей жидкости на заводах используют воду. Желательно применять чистый конденсат или воду, не содержащую следов хлора, минеральных солей, а лучше - добавлять в воду эмульсии.

Состав эмульсии, %

Машинное масло	42
Жидкое мыло	16
Конденсат или дистиллят	42

Смесь кипятится в течение 3 час, на 1 м^3 воды добавляют 80 л эмульсии [16].

Техническая характеристика пресса Бюлера

Усилие прессования, т	300
Диаметр поршня, мм	290
Ход поршня, мм	800
Рабочее давление, кгс/см ² (МПа)	400 (39,2)
Диаметр изложницы, мм	320
Полезный объем изложницы, л	64

Дистрибутор (рис.37) - устройство для управления прессом, которое позволяет совершать рабочий и холостой ход поршня переключением подачи рабочей жидкости высокого давления в цилиндры - рабочий и подъема, и автоматическим присоединением к пусковой коммуникации полостей этих цилиндров, откуда жидкость в этот момент должна вытесняться плун-

жером. Он состоит из корпуса 1, в который вмонтированы клапаны 2 и 3. Штоки клапанов в корпусе уплотнены манжетами, а пружинами 4 прижимаются к седлу. Клапаны управляются вручную системой рычагов 5. При открывании клапана 3 клапан 2 пружиной закрывается и наоборот.

Жидкость высокого давления поступает в верхнюю полость клапана 3, а оттуда - в коммуникацию высокого давления. При открытии клапана 3, что соответствует положению груза в верхнем положении системы рыча-

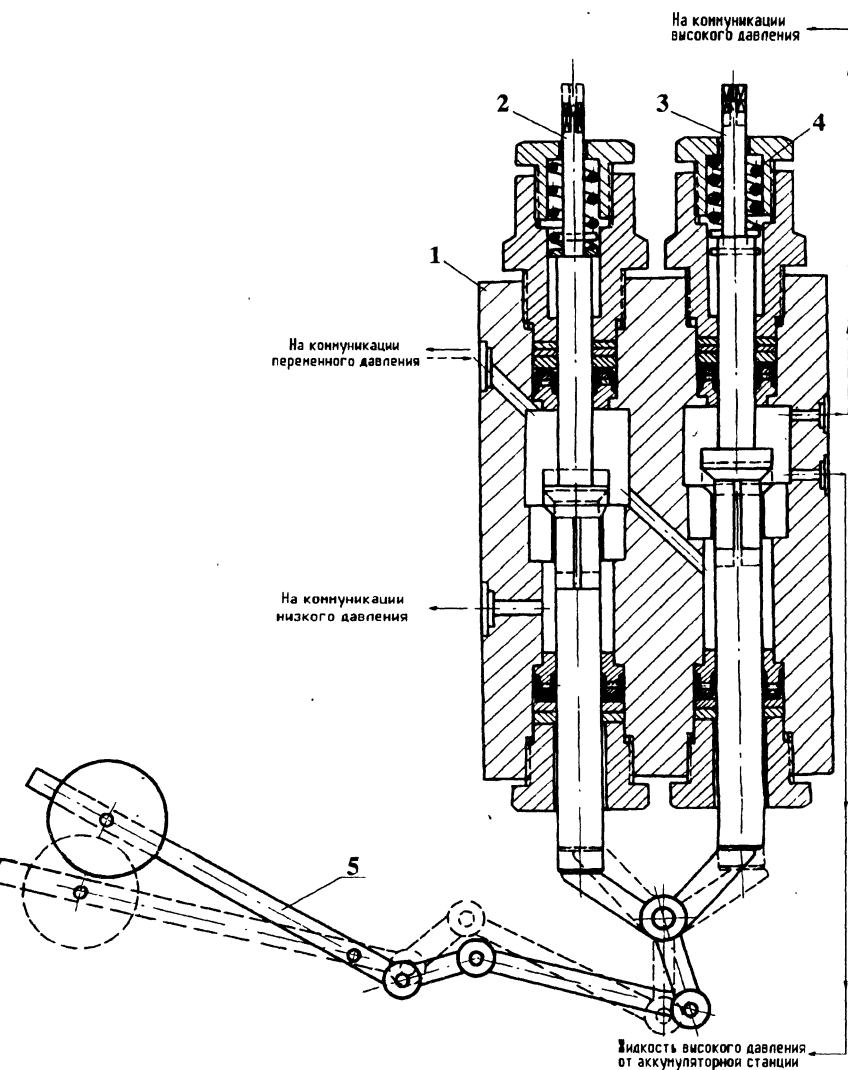


Рис. 37. Дистрибутор.

гов, вода поступает в нижнюю полость клапанного пространства 3 и через наклонное отверстие - в верхнюю полость клапанного пространства 2 и далее - в коммуникацию переменного давления. При открытии клапана 2 и закрытии клапана 3, что соответствует положению груза системы рычагов в нижнем положении, клапан 3 перекрывает поступление воды высокого давления в коммуникацию переменного давления, а последняя через открытый клапан 2 соединяется с коммуникацией низкого давления.

Автомат переключения (рис.38). Назначение автомата переключения - в момент опускания поршня автоматически впускать в рабочий цилиндр воду из бачка предварительного наполнения и при подъеме отводить ее обратно в бачок. Он состоит из клапанной коробки 4, в которую вмонтирован клапан переключения 3 с пружиной 2. Над клапаном пространство есть два отверстия, одно из которых подведено к коммуникации жидкости высокого давления, второе - к линии питания рабочего цилиндра

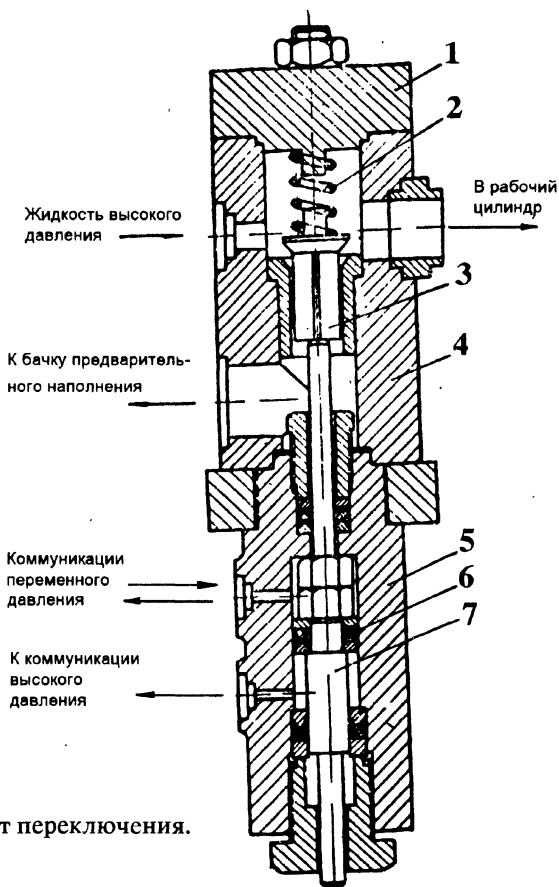


Рис. 38. Автомат переключения.

пресса; а отверстие под клапанным пространством подсоединено к бачку предварительного наполнения. Верхняя часть коробки закрыта крышкой 1, к нижней части крепится корпус автомата переключения 5, в который вмонтирован шток 7 с поршнем 6. В корпусе есть два отверстия: отверстие над поршнем подсоединено к коммуникации переменного давления, а отверстие под поршнем - к коммуникации высокого давления. Шток из корпуса выходит через манжетное уплотнение. В момент опускания пистона пресса поршень со штоком автомата переключения ставится в нижнее положение, так как в надпоршневое пространство поступает жидкость высокого давления и, наоборот, при подъеме пистона в надпоршневое пространство поступает жидкость низкого давления и поршень со штоком поднимается вверх, приподнимая при этом клапан.

Насосы высокого давления для привода прессов. Гидравлические прессы работают при давлении рабочей жидкости в рабочем цилиндре пресса 200÷380ат (19,6÷37,2МПа). В соответствии с этим для обслуживания прессов применяют насосы высокого давления, рассчитанные на подачу рабочей жидкости под давлением 400÷450ат (39,2÷44,1МПа). В пороховых производствах установлены насосы высокого давления как отечественные, так и импортные. В табл.7 даны характеристики некоторых насосов, применяемых в производстве пироксилиновых порохов. На рис.39 показана кинематическая схема насоса высокого давления.

Таблица 7

**Характеристика насосов высокого давления
для гидравлических прессов в производстве
пироксилиновых порохов**

Тип насоса	Число плунжеров (скалок)	Производительность насоса, л/мин	Развиваемое насосом давление кгс/см ²
Шампиньоль*	3	30	500
Бюлер	2	60	500
Насос завода	3	30	500
№ 40	3	35	450

* Насос двойного действия.

На корпусе 3, внутренняя часть которого является и приемным баком жидкости, вмонтированы цилиндры насоса 7. В цилиндрах через уплотнения проходят скалки 8, шатунами 10 они соединены с коленчатым валом 9, от которого получают возвратно - поступательное движение. В передней части цилиндра вмонтированы нагнетательные 5 и всасывающие 6 клапаны. Во всасывающих трубках 2 через систему рычагов 4 вмонтированы штоки 1, заблокированные с плунжером гидроаккумулятора. Когда аккумуля-

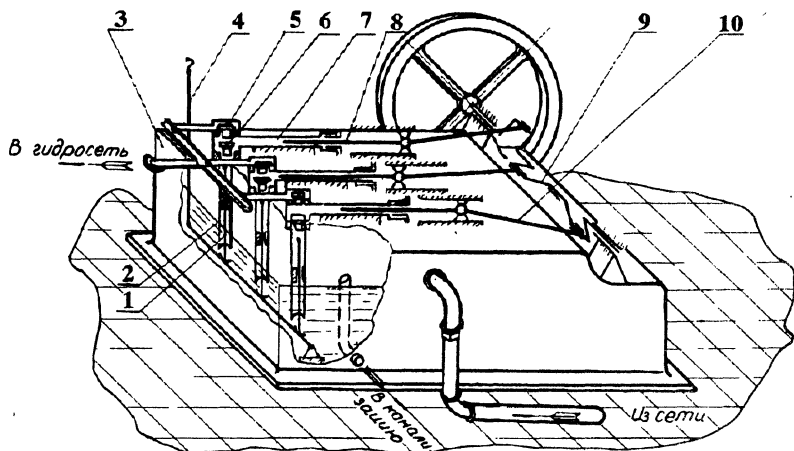


Рис. 39. Кинематическая схема насоса высокого давления.

лятор заполнен жидкостью до предела (верхнее положение плунжера аккумулятора), штоки приподнимают всасывающий клапан насоса и подача жидкости в аккумулятор прекращается.

Гидравлические аккумуляторы представляют собой устройства, в которых в определенные периоды работы гидропрессовой установки накапливается под высоким давлением рабочая жидкость, т.е. аккумулируется определенная энергия.

Гидравлический аккумулятор одновременно выполняет две функции: обеспечивает поступление рабочей жидкости в пресс в соответствии с циклограммой расхода; создает постоянство давления в гидролинии насосы - аккумулятор - пресс. Благодаря этому повышается эффективность работы всей гидравлической установки и улучшаются технологические условия прессования пороховых шнуров.

Аккумуляторы делятся на грузовые и гидропневматические в зависимости от того, в каком виде аккумулируется потенциальная энергия в них: в виде груза, действующего на поршень (плунжер) и занимающего в процессе накопления жидкости то или иное положение по высоте, или в виде сжатого газа, давление которого меняется в зависимости от количества жидкости в аккумуляторе.

В производствах пироксилиновых порохов применяются грузовые аккумуляторы.

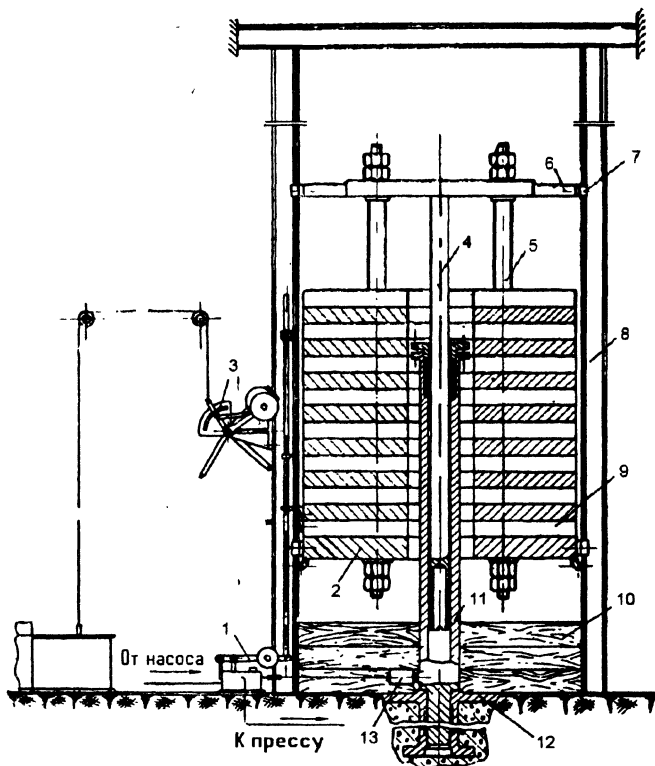


Рис. 40. Гидравлический аккумулятор.

Для создания необходимого давления рабочей жидкости (около 450 ат или 44,1 МПа) в грузовых аккумуляторах масса груза, действующего на плунжер, достигает нескольких десятков тонн.

При диаметре плунжера аккумулятора 130 мм масса груза, необходимая для создания в сети давления 450 кгс/см^2 , составляет 60 т. Поэтому грузовые аккумуляторные установки громоздки и требуют значительной высоты помещений.

Изменение количества жидкости в аккумуляторе в процессе работы вызывает инерционные усилия, возникающие при быстром изменении скорости или направления движения тяжелого аккумуляторного груза. Они являются причиной некоторого повышения давления жидкости во всей гидравлической системе, обслуживаемой грузовым аккумулятором.

Грузовой аккумулятор (рис. 40) состоит из плиты 12, в центре которой в специальном гнезде строго вертикально установлен цилиндр аккумулятора 11. В цилиндр через уплотнение проходит плунжер аккумулятора 4, на верхней заточке которого установлена плита 6. Тягами 5 к верхней плите

подвешена нижняя грузовая плита, 2, на которую укладывается необходимое количество грузов - плит 9. К верхней и нижней грузовым плитам с двух сторон крепятся ползуны 7, которые при движении грузовых плит скользят по направляющим балкам 8.

Для обеспечения нормального режима и безопасности работы аккумулятора снабжаются: амортизирующей деревянной подушкой 10, предохраняющей аккумулятор при ударах в момент посадки грузовой коробки; тормозным клапаном 13, предотвращающим быстрый спуск груза при внезапном падении давления в сети вследствие разрыва трубопроводов и других повреждений; приспособлениями, прекращающими ход плунжера выше крайнего положения, за которым может произойти выталкивание плунжера из цилиндра, что повлечет за собой серьезные аварии.

К таким приспособлениям относятся: рычажно - тросовая система 3 выключения насоса подъемом всасывающих клапанов; рычажно - прессовая система для переключения насоса на работу со сбором жидкости с помощью распределительной коробки аккумулятора 1; устройство для слива избытка жидкости через сливной канал, сделанный в нижней части плунжера аккумулятора; предохранительный клапан на случай, если давление в сети по какой - либо причине превысит максимально допустимое.

Тормозной клапан (рис.41) представляет собой цилиндр 1, в котором установлен клапан 4 с отверстиями. Клапан с помощью пружины 3 открыт для свободного прохода воды в цилиндр аккумулятора. Величину подъема клапана можно регулировать резьбой втулки 2. При большем расходе жидкости из аккумулятора, вызванном теми или иными причинами, возникает такой перепад давления в клапане, что клапан, преодолевая сопротивление пружины, прижимается к седлу, т.е. закрывается. Выход воды из аккумулятора в этот момент возможен только через отверстия в теле клапана. В результате груз опускается замедленно.

Распределительная коробка (рис.42), являясь одновременно и предохранительной, распределяет воду высокого давления между прессом и аккумулятором и сбрасывает ее при превышении давления в сети. В корпус 1

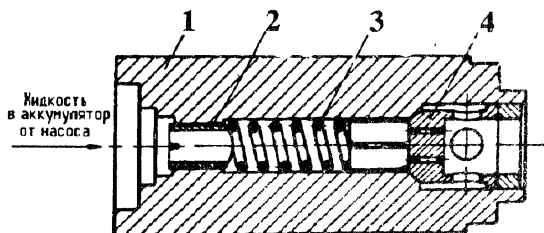


Рис. 41.
Тормозной клапан.

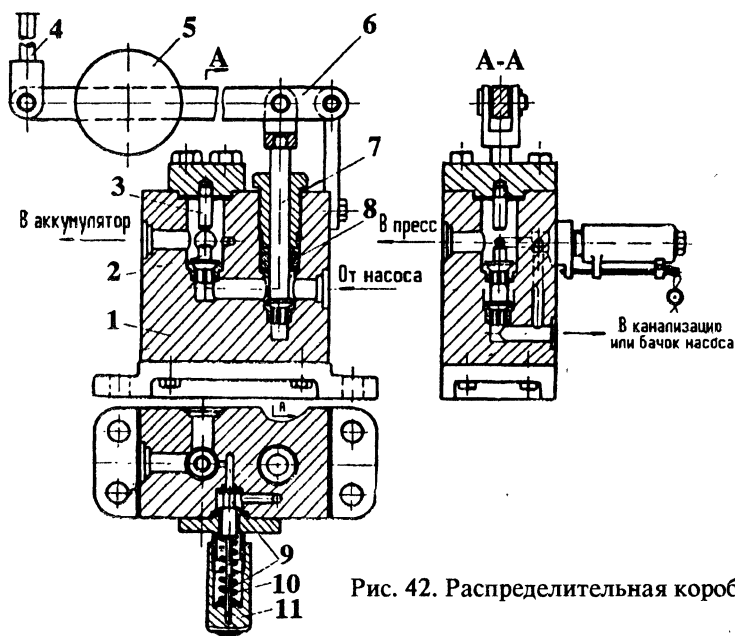


Рис. 42. Распределительная коробка.

вмонтировано два клапана: первый 2 свободен, и ход его может регулироваться штифтом 3; второй 7 имеет шток, который выходит через сальниковое уплотнение 8 и шарнирно присоединяется к рычагу 6. Рычаг тягой 4 соединен с одной из грузовых плит аккумулятора. При перемещении штока аккумулятора выше допустимого предела клапана 7 закрывается. В распределительную коробку вмонтирован предохранительный клапан 9, канал которого сообщен с надклапанным пространством клапана 2. Пружиной 10 устанавливается необходимое давление в сети, при давлении выше необходимого клапан, преодолевая сопротивление сети, открывается, и рабочая жидкость сбрасывается. Степень пружины регулируют колпачком 11.

Трубопроводы и арматура высокого давления. Трубопроводы и арматура в гидросистеме пресса должны обеспечить достаточную герметичность всей сети. При нарушении уплотнений, разрывах трубопроводов, прокладок из образовавшихся щелей под давлением 450 ат. (44,1 МПа) начинает истекать с большой скоростью струя жидкости, обладающая большой кинетической энергией и весьма опасная для окружающих, поэтому необходимо уделять внимание качеству материала конструкции соединений и арматуры и качеству монтажа трубопроводов. Трубопроводы высокого давления монтируют из цельнотянутых труб. При расчете рекомендуется величину рабочего давления принимать с учетом его повышения от гидравлических ударов. Внутренний диаметр труб подбирают, исходя из условий допустимой скорости движения в них рабочей жидкости.

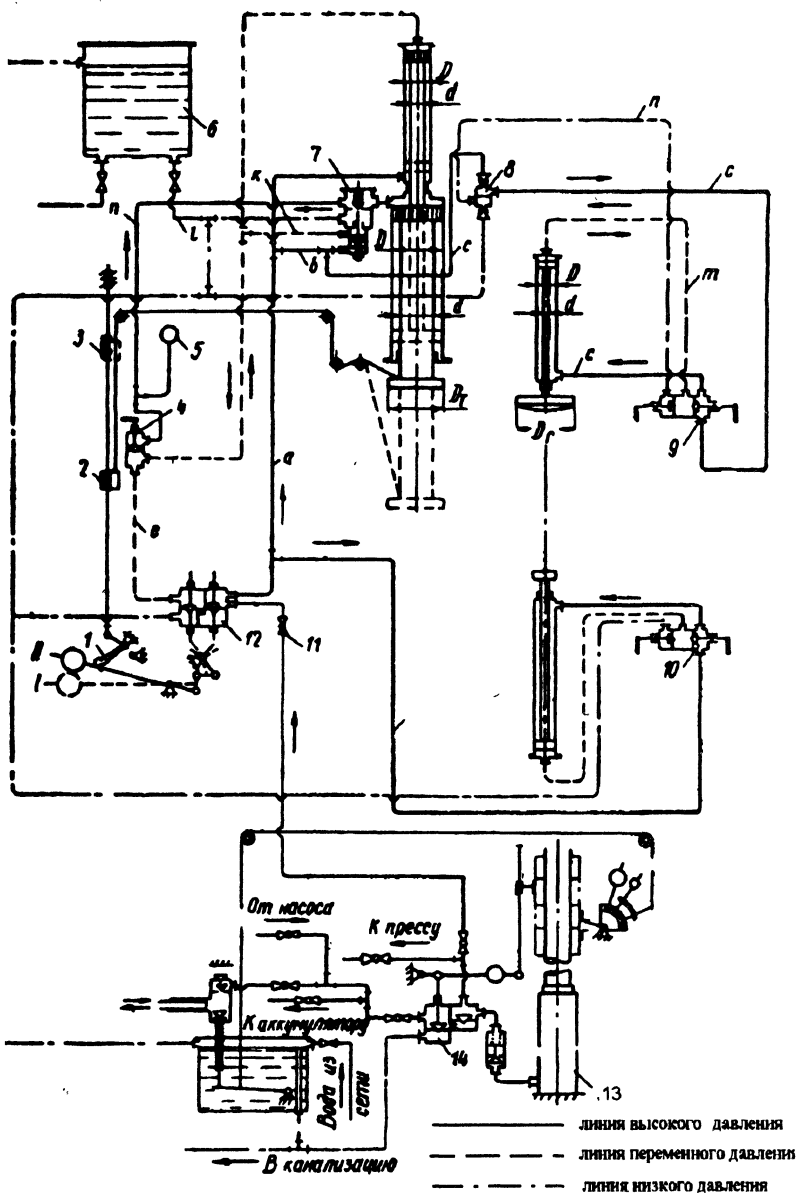


Рис. 43. Схема магистральных водопроводов пресса Бюлера.

Для нормальной работы прессовой установки высокого давления скорости в трубах должна быть $1,0 \pm 1,5 \text{ м/с}$, хотя допустима предельная скорость $2,5 \pm 3,0 \text{ м/с}$.

Трубы соединяют на фланцах или соединительными муфтами с кожаными прокладками. Муфтовые соединения более надежны в эксплуатации, фланцевые более просты при монтаже и ремонте.

Ответвления от трубопроводов выполняют тройниковыми коробками. Регулирование подачи жидкости осуществляется вентилями. Все распределительные устройства изготавливают из стальных поковок. Монтируются они между двух фланцев трубопровода, стянутых между собой болтами. Трубопроводы низкого давления монтируются из обычных газовых или водопроводных труб.

На рис.43 показана схема магистральных трубопроводов гидравлического пресса Бюлера. Жидкость из аккумулятора 13 через распределительную коробку 14, затем по линии высокого давления (постоянного) через главный вентиль 11 поступает в дистрибутор 12 и далее по линии "а - в" в нижнюю полость цилиндра подъема. От линии "а" по ответвлению "б" жидкость поступает в нижнюю часть цилиндра автомата переключения 7; по ответвлению "с" через шарнирное соединение 8 и спаренный вентиль 9 - в нижнюю полость цилиндра подпрессовки и по линии "d" через спаренный вентиль 10 - в верхнюю полость цилиндра выталкивателя. Таким образом, при наличии в линии высокого давления жидкости шток подпрессовки находится в верхнем положении, шток выталкивателя - в нижнем, шток автомата переключения - в верхнем, и клапан переключения приподнят, открыт.

Если груз дистрибутора находится в нижнем положении I (правый клапан дистрибутора закрыт), то шток подъема, а следовательно, и главный плунжер находится в верхнем положении. При опускании (прессовании) прессующего плунжера груз дистрибутора поднимают в верхнее положение II. В таком случае жидкость высокого давления через открытый правый клапан поступает в надклапанное пространство левого клапана (см. дистрибутор), выходит в линию переменного давления "е", далее через тройной вентиль 4 - в верхнюю полость цилиндра подъема и по ответвлению "к" - в верхнюю часть цилиндра автомата.

Из-за разности верхней и нижней площадей поршней шток автомата переходит в нижнее положение, и клапан переключения закрывается (см. автомат). Шток подъема вместе с главным прессующим штоком опускается вниз. Жидкость из нижних полостей по линии "а" через дистрибутор и линии "е" и "к" поступает в верхнюю полость цилиндра. В этот момент в прессующем цилиндре образуется вакуум, клапан автомата переключения открывается, и жидкость, вытекающая из бака предварительного напол-

нения 6 по линии "I" низкого давления и далее через автомат переключения, заполняет рабочий цилиндр пресса, после чего клапан закрывается.

Шток с плунжером перемещается вниз до встречи тарелки пистона с пороховой массой в изложнице, подпрессовывая ее. После этого плунжер останавливается, так как усилия, развиваемые штоком подъема, недостаточны для выпрессовывания пороховой массы через матричные втулки.

Удельное давление на массу от усилия штока составляет

$$P_{ш} = p \cdot \frac{d^2}{D_2^2} = 450 \frac{6^2}{32^2} = 15,8 \text{ кгс/см}^2,$$

где p - давление жидкости высокого давления, $p=450 \text{ кгс/см}^2$; (4,41 МПа)

d - диаметр штока подпрессовки, $d=60 \text{ мм}$;

D_2 - диаметр изложницы, $D_2=320 \text{ мм}$.

После этого открывают клапан тройного вентиля 4, и жидкость высокого давления по линии "п" и прямому ходу коробки автомата поступает в рабочий цилиндр. В этом случае на плунжер действует дополнительное усилие, от которого он получает дальнейшее перемещение вниз, выпрессовывая пороховую массу через матричные втулки. Давление в рабочем цилиндре регулируют тройным вентилем контрольного манометра 5, в зависимости от марки прессуемого пороха оно колеблется в пределах 200-400 кгс/см². (19,6-39,2 МПа).

Если пренебречь сопротивлением трения в манжетах и трением обтюрирующего кольца о стенки изложницы, удельное давление на пороховую массу в изложнице можно определить по уравнению

$$p_1 = \frac{D_1^2}{D_2^2} \cdot p = \frac{29^2}{32^2} \cdot p = 0,83p,$$

где D_1 - диаметр пистона.

Жидкость из нижней полости цилиндра по линии "а" через правый клапан дистрибутора и линии "е" перетекает в верхнюю полость цилиндра подъема. Когда плунжер находится от матричной обоймы в 20-30 мм, вентиль 11 закрывается, и его движение вниз прекращается. Остановка движения плунжера вниз вручную не исключает возможности запрессовки матрицы в изложнице матриц вследствие ошибки или невнимательности аппаратчика. Для устранения такой возможности пресс имеет автоматическое приспособление, состоящее из штанги, нижней конец которой шарнирно соединен с защелкой 1, а верхний находится в направляющей. На штангу надет груз 2, который тросом через систему блоков связан с плунжером. При движении плунжера вниз груз перемещается вверх. Когда плунжер приближается к нижнему положению, груз подхватывает неподвижно закрепленное на штанге кольцо 3, приподнимает штангу и оттяги-

вает защелку 1. Груз дистрибутора падает, занимает положение 1 и через систему рычагов переключает клапаны дистрибутора с рабочего хода на ход подъема.

При открывании правого клапана спаренного вентиля 9 (см. рис.43) жидкость под давлением $P=450 \text{ кгс/см}^2$ (44,1 МПа) по линии "м" поступает в верхнюю полость цилиндра подпрессовки. Вследствие разности верхней и нижней площадей поршня создается сила, заставляющая шток перемещаться вниз.

Удельное давление на массу в изложнице от усилий штока подпрессовки равно

$$p_n = p \frac{d^2}{D_2^2} = \frac{5^2}{32^2} 450 = 11 \text{ кгс/см}^2,$$

где $d=50 \text{ мм}$.

Вода из нижней части цилиндра вытесняется в верхнюю по линии "с" через открытый правый клапан спаренного вентиля и линию "м". Обратное движение штока совершается при закрытии правого клапана и одновременно открытии левого клапана спаренного вентиля. В этом случае действуют силы только под поршень, а вода из верхней полости цилиндра вытесняется движущимся вверх поршнем по линии "п" через шарнирное соединение в бак предварительного наполнения. Работа цилиндра - выталкивателя аналогична работе цилиндра подпрессовки.

Для удобства в работе дистрибутор 12, вентиль 11, тройной вентиль 4 и двойной вентиль 10 вынесены на рабочую площадку аппаратчика, управляющего прессом. Двойной вентиль 9 подпрессовки расположен в зоне подпрессовки.

Модернизированная схема управления прессом. Существующая система управления гидравлическим прессом сложна, имеет ряд существенных недостатков, которые создают определенные трудности в его обслуживании. Так, например, автомат переключения малодоступен при ремонте. Значительный перепад давления между нижней и верхней полостями цилиндра подпрессовки не исключает самопроизвольного опускания штока при прорыве манжеты поршня. Это обстоятельство требует для безопасной работы в момент загрузки отводить цилиндр подпрессовки от изложницы пресса. Время загрузки одной изложницы массой - 2+3 мин, и за это время необходимо 5-6 раз отвести и обратно поставить в рабочее положение цилиндр подпрессовки, поэтому подпрессовка - достаточно трудная операция.

В шарнирном соединении подвода жидкости высокого давления к цилиндру подпрессовки часто нарушается герметичность, что ведет к остановкам пресса. Разработана и применена схема (рис.44) управления

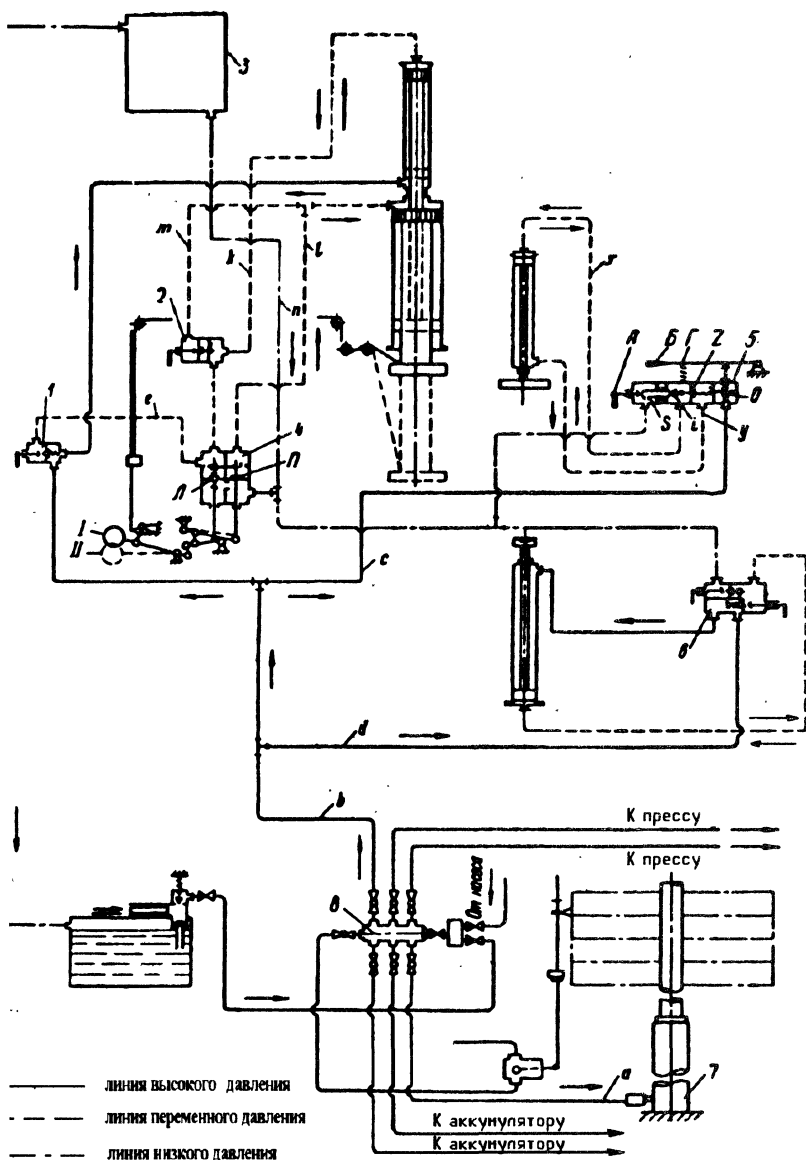


Рис. 44. Модернизированная схема управления прессом.

прессом, исключая изложенные недостатки, более простая и удобная в эксплуатации. По этому варианту схемы жидкость от аккумулятора 7 по линии высокого давления "а" через коллектор 8, далее по линии "b" через тройной вентиль 1 поступает в нижнюю полость цилиндра подъема и удерживает шток в крайнем верхнем положении. По ответвлению "с" жидкость поступает в дистрибутор 5 цилиндра подпрессовки, по ответвлению "d" через двойной вентиль 6 - в верхнюю полость цилиндра - выталкивателя и удерживает шток в крайнем нижнем положении.

Груз дистрибутора 4 (см. рис.44) поднят в верхнее положение 1, при этом клапаны "Л" и "П" закрыты. Если открыт вентиль 1, жидкость по линии "е" через дистрибутор 4, тройной вентиль 2 и далее по линии "К" поступает в верхнюю полость цилиндра подъема. За счет разности верхней и нижней площадей поршня шток подъема вместе с главным прессующим плунжером опускается вниз, а жидкость из нижней полости цилиндра подъема вытесняется в линию высокого давления. В этот момент в полости главного цилиндра образуется вакуум, клапан П дистрибутора открывается, и жидкость из бачка предварительного наполнения 3 по линии "п" через дистрибутор и по линии "г" заполняет рабочий цилиндр прессы, шток с плунжером движется вниз до встречи тарелки с пороховой массой в изложнице и частично подпрессовывает ее, после чего плунжер останавливается. Затем открывается вентиль 2, жидкость высокого давления по линии "м" поступает в полость рабочего цилиндра, клапан П закрывается, плунжер перемещается вниз, в результате чего происходит выпрессовывание пороховой массы из изложницы. В момент, когда тарелка плунжера не доходит до матричной обоймы в изложнице на 20-30мм, вентили 1 и 2 закрываются, рычаг с грузом опускается в нижнее положение 11.

При опускании груза вниз системой рычагов сначала открывается клапан Л, и тем самым сбрасывается давление в верхней полости цилиндра подъема и в главном цилиндре. При этом жидкость из рабочего цилиндра через клапан вентили 2 по линии "м", а также из верхней полости цилиндра подъема по линии "к" и далее через клапан дистрибутора "л" поступает на слив в линию "п". Затем открывается клапан П, жидкость из верхней полости цилиндра подъема по линии "к" и далее через дистрибутор поступает в линию слива "п".

Шток в верхнее положение поднимается под давлением жидкости на нижнюю поверхность поршня цилиндра подъема.

В отличие от существующей схемы, работа цилиндра подпрессовки регулируется не спаренными вентилями, а дистрибутором 5. В исходном положении клапаны О и Z закрыты. Клапан "г" открыт и по линии "х" верхняя полость цилиндра соединена с линией слива "п". При открывании рычагом Б клапана О жидкость высокого давления по линиям "С" и "У" поступает в нижнюю полость цилиндра и удерживает шток в верхнем

положении. Рукояткой А перемещают плавающее седло S до закрытия клапана "i" и открытия спаренного с ним клапана Z, затем рычагом Б открывают клапан О, и жидкость высокого давления по линии "х" поступает в верхнюю полость цилиндра. Ввиду разности верхней и нижней площадей поршня цилиндра возникает разность усилий, действующих на поршень, и шток получает движение вниз. При этом жидкость из нижней полости цилиндра по линии "у" вытесняется в сеть высокого давления.

При подъеме штока рукоятка А поворачивается в исходное положение, давлением жидкости из верхней полости цилиндра плавающее седло S смещается влево, клапан "i" открывается и соединяют верхнюю полость цилиндра через линию "х" с линией слива "h". В тот момент клапан Z давлением жидкости из сети высокого давления закрывается, жидкость из сети высокого давления через открытый клапан О поступает в нижнюю полость цилиндра, и происходит подъем штока. Когда шток достигнет верхнего положения, рычаг Б освобождается и пружиной устанавливается в исходное положение. Давлением жидкости из сети высокого давления клапан О закрывается и прекращает подачу жидкости в дистрибутор подпрессовки. Далее цикл повторяется.

Такая конструкция дистрибутора для управления работой подпрессовки устраняет перепад давлений между верхней и нижней полостями цилиндра и предохраняет шток от самопроизвольного опускания при прорыве манжеты. Это дает возможность вести загрузку массы в изложницу, не вводя в сторону цилиндр подпрессовки, и позволяет снять шарнирное соединение подвода жидкости.

Работа цилиндра - выталкивателя и защитного приспособления пресса аналогична работе их в ранее описанной схеме. В рассматриваемой схеме все клапаны в вентилях, в отличие от существующих, прижимаются к своему седлу не винтами, а жидкостью высокого давления.

Ход прессования пороховой массы на прессе. Перед работой проверяется исправность главного плунжера пресса, штока подпрессовки и выталкивателя, вентилях и контрольно - измерительных приборов. Кольцо 3 (см. рис. 43) на штанге устанавливают так, чтобы в крайнем нижнем положении поршня расстояние между тарелкой и матричной обоймой было 20-30 мм, что соответствует толщине бабки. Используя ход выталкивателя вниз, в одну из изложниц опускают матричную обойму, собранную для фильтрации, в другую - для формования порохового шнура.

Перед загрузкой массы в изложницу поверх обоймы, собранной для фильтрации, укладывают две плетеные сетки с размерами отверстий в пределах номеров 0,8+1; 1,5+2 для задерживания посторонних включений. Загрузку массы в изложницу ведут в 5-6 приемов с последующим уплотнением ее в изложнице до плотности $\rho = 0,8 + 0,9 \text{ г/см}^3$ на сырой вес, которая достигается давлением подпрессовки и полной загрузки изложницы.

Подпрессовку массы ведут плавно, без рывков, с выдержкой тарелки подпрессовки в нижнем положении в течение 3÷4с. В изложнице пороховую массу уплотняют не только для увеличения производительности пресса, но и для удаления воздуха, так как воздух дает пороховой массе при прессовании так называемый "воздушный" брак пороховой ленты (включение воздушных пузырьков в ленте).

После окончания загрузки в изложницу кладут пороховую лепешку с вырезанным сегментом с углом $\alpha = 85 \div 99^\circ$, вставляют обтюрирующее кольцо и подпрессовывают так, чтобы кольцо вошло в изложницу. Для каждой изложницы подбирают свое обтюрирующее кольцо. В начале работы обтюрирующее кольцо укладывают поверх массы. После этого изложницу поворачивают на 180° , устанавливают под плунжер пресса и фиксируют защелкой на колонне пресса. При закрытых вентилях рычаг с грузом дистрибутора ставят в верхнее положение и открывают вентиль. Плунжер при этом опускается на массу, частично подпрессовывает ее и останавливается. После этого открывается вентиль 4, и начинается фильтрация. Время фильтрации массы, загруженной в изложницу, 2÷3мин.

Фильтрат принимают в мешки и подают на загрузку в изложницу для формирования пороховых шнуров так же, как свежую пороховую массу. После загрузки и подпрессовки фильтрата в изложницу закладывают лепешку и обтюрирующее кольцо.

Как только плунжер дойдет до нижнего положения (расстояние тарелки пистона до матричной обоймы 20÷30мм), закрывают вентиль 11, опускают рычаг баланса дистрибутора в нижнее положение и открывают вентиль 11 для подъема плунжера. После подъема плунжера в крайнее верхнее положение блок изложницы поворачивается на 180° , и изложница устанавливается в рабочее положение для прессования порохового шнура. Чтобы получить однородный по плотности пороховой шнур, прессование ведут вначале медленно, затем постоянно увеличивают давление на массу.

Давление, необходимое для прессования пороховых шнуров через матричные втулки с определенной скоростью и необходимого качества, зависит от пластичности массы и лобового сопротивления матричного инструмента. В производстве пользуются приближенными величинами давления прессования, установленными практикой для различных составов пороховой массы.

Средняя скорость прессования пороховых шнуров на гидравлическом прессе колеблется в пределах 10÷35м/мин в зависимости от марки прессуемого пороха. При высоких скоростях прессования на поверхности порохового шнура появляется шероховатость и недостаточная его плотность. На практике скорость прессования регламентируется временем выпрессовывания одной изложницы, которое устанавливается в зависимости от марки

Таблица 8

**Примерные режимы прессования некоторых марок порохов
на прессе Бюлера**

Состав пороховой массы	Марка пороха	Число матрич- ных втулок в обойме	Размер вы- ходного от- верстия втулки/иг- лы, мм	Давле- ние прес- сов, кгс/см ²	Время вы- прессо- вывания порохо- вого шнура из из- ложни- цы (не ме- нее), мин	Время пол- ного оборо- та прес- са (не ме- нее), мин	При- меча- ния
1	2	3	4	5	6	7	8
Пороховая масса из све- жего пиро- ксилина для всех марок порохов				360 ± 40		,	
Пороховая масса для по- ристых поро- хов (П-45, П-85 и т.д.)				260 ± 20		,	
Пороховая масса из пе- ределочных порохов				200 ± 300		,	
	ВТ, ВУ, ВТМ, 4/1, П-45, 8/1, УГ, и др.	252-296	0,8/0,23- 2,5/0,7	-	2	7	
	4/7, 5/7, 6/7	40-49	3,4/0,3- 5/0,35	-	3	8	
	Пушечный зерненный, пороха 7/7, 9/7, 12/7, 14/7, и др.	10-18	6/06; 15/1,2	-	4	9	
	Трубочатые пороха 12/1, 75/50, 100/50	8-10	6,5/1,3- 9,5/3,2	-	7	12	
	152/45	8-10	12,8/6-25,8		7	12	

прессуемого пороха и количества втулок в обойме. Практически время выпрессовывания изложницы $2 \div 7$ мин.

Как давление, так и время прессования каждый раз уточняются по передовому образцу. С увеличением толщины горящего свода пороха время прессования увеличивается.

Во время прессования порохового шнура из другой изложницы - изложницы фильтрации - выталкивателем в верхнее положение поднимается матричная обойма, снимается обтюрирующее кольцо с пороховой лепешкой и сетками. Затем очищают матричную обойму от пленки пороховой массы, укладывают фильтрующие сетки и, опустив обойму в изложницу, приступают к очередной загрузке свежей массы на фильтрацию. Цикл повторяется.

Примерные режимы прессования некоторых марок порохов даны в табл.8.

Расчет производительности и мощности гидропрессовой установки

Расчет пресса можно вести в двух вариантах: расчет производительности и определение необходимой мощности гидравлической установки по заданным размерам основных его рабочих органов и технологическому режиму его работы; определение основных размеров пресса и необходимой мощности гидравлической установки по заданной производительности и технологическому режиму его работы.

Поскольку размеры рабочих органов существующих прессов известны, рассмотрим первый вариант расчета.

Производительность пресса на сухой вес пороха определяется уравнением

$$G = \frac{V_{из.} \cdot \rho \cdot 60 \cdot 100}{\Sigma t (100\% + K_p \%) } \text{ кг/ч,}$$

где $V_{из.}$ полезный объем изложницы. При существующих размерах изложницы $D=320$ мм, $H=800$ мм и с учетом объема, занимаемого матричной обоймой и пороховой лепешкой с обтюрирующим кольцом, полезный объем изложницы $V_{из.} = 55 \div 60$ л;

ρ - удельная масса сырой уплотненной пороховой массы в изложнице $\rho = 0,8 \div 0,9 \text{ г/см}^3$;

Σt - время полного цикла работы пресса в мин. Цикл меняется в зависимости от свойств массы, из которой прессуется данная марка пороха, и живого сечения матриц (см. табл.8);

K_p - содержание растворителя в пороховой массе, загружаемой в изложницу пресса, $K_p=70+75\%$.

Определим производительность пресса, работающего на мелких марках пороха, таких как ВУ, ВТ. По табл.8 число втулок в матричной обойме 252, время полного цикла пресса $\Sigma t=7$ мин. Тогда

$$G = \frac{60 \cdot 0,85 \cdot 60 \cdot 100}{(70 + 100) \cdot 7} = 260 \text{ кг/ч.}$$

В течение полного цикла прессования рабочая жидкость расходуется следующим образом.

1. На совершение рабочих ходов штока цилиндра подпрессовки при загрузке массы

$$G_1 = \frac{0,785 d^2 \cdot (\sum_{i=1}^n h_i)}{1000} \text{ л}$$

где d - диаметр штока подпрессовки, $d=5$ см;

h - длина i -го хода подпрессовки.

Принимаем загрузку массы в 6 приемов, тогда $h_1=45$ см, $h_2=23$ см, $h_3=18$ см, $h_4=14$ см, $h_5=11$ см, $h_6=8$ см.

2. На обратный ход штока цилиндра подпрессовки

$$G_2 = \frac{0,785 (d_1^2 - d^2) (\sum_{i=1}^n h_i)}{1000} \text{ л,}$$

где d_1 - диаметр поршня подпрессовки, $d_1=6$ см.

3. На предварительное опускание рабочего плунжера

$$G_3 = \frac{0,785 \cdot d_2^2 \cdot h}{1000} \text{ л,}$$

где d_2 - диаметр штока цилиндра подъема, $d_2=6$ см;

h - длина хода штока, $h=10$ см.

4. На рабочий ход плунжера при фильтрации массы

$$G_4 = \frac{0,785 D^2 H}{1000} \text{ л,}$$

где D - диаметр плунжера, $D=29$ см;

H - ход пистона. $H=70$ см.

5. На подъем плунжера

$$G_5 = \frac{0,785(d_3^2 - d_2^2)(H + h)}{1000} \text{ л,}$$

где d_3 - внутренний диаметр цилиндра подъема, $d_3=9\text{см}$.

6. На рабочий и обратный ход штока подпрессовки во время загрузки фильтра в изложницу прессования порохового шнура

$$G_6 = G_1 + G_2 \text{ л.}$$

7. На ход штока выталкивателя в момент выталкивания матрицы

$$G_7 = \frac{0,785(d_4^2 h_7)}{1000} \text{ л,}$$

где d_4 - диаметр штока выталкивателя, $d_4=5\text{см}$.

h_7 - ход штока выталкивателя, $h_7=100\text{см}$.

8. На обратный ход выталкивателя

$$G_8 = \frac{0,785(d_5^2 - d_4^2)h_7}{1000} \text{ л,}$$

где d_5 - диаметр цилиндра выталкивателя, $d_5=6\text{см}$.

9. На предварительное опускание поршня и ход прессования пороховых шнуров

$$G_9 = G_3 + G_4 \text{ л.}$$

10. На подъем и опускание штока выталкивателя при установке матрицы в изложницу

$$G_{10} = G_7 + G_8 \text{ л.}$$

Величина расходов жидкости за один полный цикл прессования составит:

$$G_1 = \frac{0,785 \cdot 5^2 \cdot (45 + 23 + 8 + 14 + 11 + 8)}{1000} = 2,35 \text{ л;}$$

$$G_2 = \frac{0,785 \cdot (6^2 - 5^2) \cdot (45 + 23 + 8 + 14 + 11 + 8)}{1000} = 1,04 \text{ л;}$$

$$G_3 = \frac{0,785 \cdot 6^2 \cdot 10}{1000} = 0,28 \text{ л;}$$

$$G_4 = \frac{0,785 \cdot 29^2 \cdot 70}{1000} = 46,2 \text{ л;}$$

$$G_5 = \frac{0,785 \cdot (9^2 - 6^2) \cdot (70 + \dots + 10)}{1000} = 2,82 \text{ л;}$$

$$G_6 = G_1 + G_2 = 2,35 + 1,04 = 3,39 \text{ л;}$$

$$G_7 = \frac{0,785 \cdot 5^2 \cdot 100}{1000} = 1,96 \text{ л;}$$

$$G_8 = \frac{0,785 \cdot (6^2 - 5^2) \cdot 100}{1000} = 0,87 \text{ л;}$$

$$G_9 = G_3 + G_4 = 0,28 + 46,2 + 46,48 \text{ л;}$$

$$G_{10} = G_7 + G_8 = 1,96 + 0,87 = 2,83 \text{ л;}$$

Суммарный расход рабочей жидкости за цикл равен

$$\sum_{i=1}^{10} G = 108,52$$

Если время цикла пресса $\Sigma t = 7$ мин, то средний расход жидкости

$$G_{\text{ср.}} = \frac{\Sigma G}{\Sigma t} = \frac{108,52}{7} = 15,5 \text{ л/мин.}$$

При гидравлическом коэффициенте насоса $\eta_{\text{нас.}} = 0,85 + 0,9$ и коэффициенте полезного использования жидкости прессом, учитывающем утечки через манжеты, арматуру и т.д. $\eta_{\text{пр.}} = 0,8 + 0,85$

$$G_{\text{нас.}} = \frac{G_{\text{ср.}}}{\eta_{\text{нас.}} \cdot \eta_{\text{пр.}}} = \frac{15,5}{0,85 \cdot 0,8} = 28,8 \text{ л/мин.}$$

Для определения необходимой емкости объема аккумулятора построим диаграмму расхода жидкости за полный цикл прессования (рис.45). На оси абсцисс отложим время в минутах, на оси ординат - минутный расход жидкости в литрах. Линия среднего минутного расхода жидкости определяет необходимую производительность насоса, обеспечивающую работу насоса по заданному режиму. Заштрихованные участки диаграммы, лежащие над линией среднего расхода, изображающие вместе с тем и минутную подачу жидкости насосом, указывают те периоды, когда на работу гидравлических устройств пресса расходуется накопленная аккумулятором жидкость высокого давления, а незаштрихованные участки, лежащие под средней линией диаграммы, когда аккумулятор накапливает запас жидкости.

Сумма площадей таких участков соответствует емкости аккумулятора, необходимой для того, чтобы он мог покрыть превышающий подачу насоса расхода жидкости во время прессования. Подсчет площадей незаштрихованных и заштрихованных участков диаграммы дает необходимую емкость аккумулятора пресса, равную 35л. Учитывая возможность форсирования режима работы пресса, действительную емкость аккумулятора следует брать на 25÷30% больше расчетной емкости.

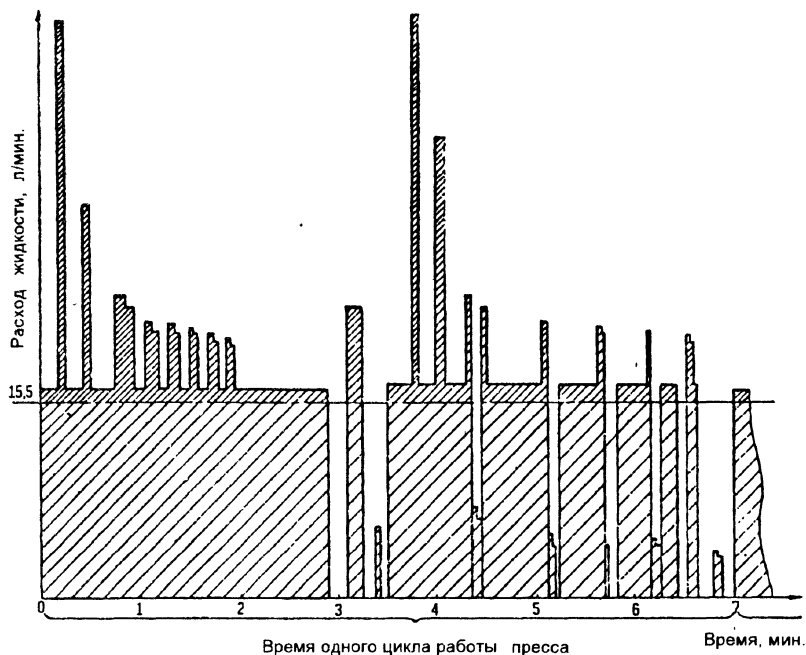


Рис. 45. График расхода рабочей жидкости высокого давления.

Схемы гидравлических сетей прессовых установок. Типовая схема коммуникаций прессовой установки показана на рис.46. Насосы высокого давления 1 связаны общей магистралью и подают жидкость высокого давления через распределительные коробки 2 в грузовые аккумуляторы 3. Затем жидкость распределяется по прессам 4. Управляют каждым прессом с помощью дистрибутора 6, через который жидкость направляют в соответствующие цилиндры. Отработанная жидкость, вытесняемая из главного цилиндра, цилиндра подпрессовки и выталкивателя, при обратном ходе по магистрали, общей для двух прессов, направляется в бак предварительного наполнения 5, по мере заполнения которого она самотеком стекает в сборный бак насоса и затем вновь поступает в магистраль высокого давления прессовой установки.

В случае значительных потерь жидкости ее доливают в бачки насосов. Избыток жидкости через переливную трубу бачка насоса сливается в канализацию.

Предохранительные клапаны установлены на распределительных коробках 2 и в каждом насосе. В схеме прессы подключены к общей магистрали высокого давления. С помощью вентилей можно отключить для ремонта один из насосов, группу насосов, аккумулятор. Однако рассмот-

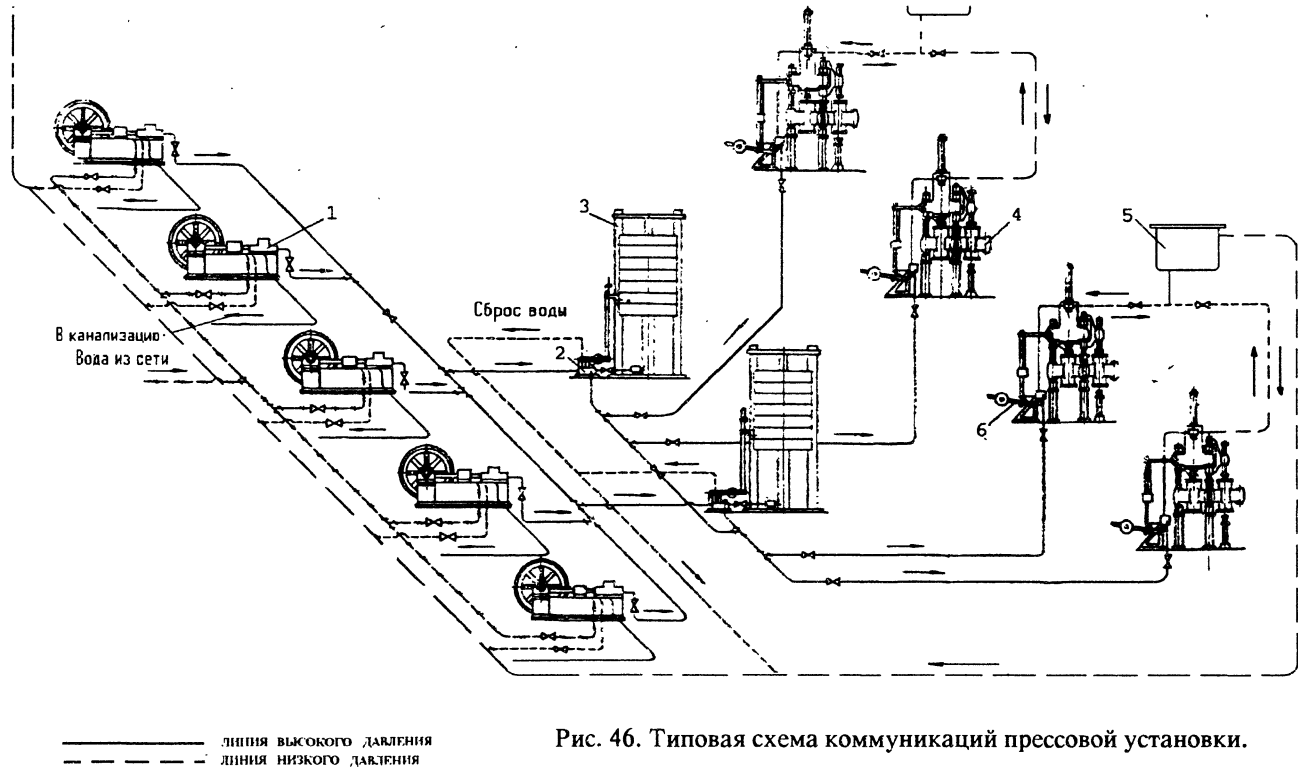
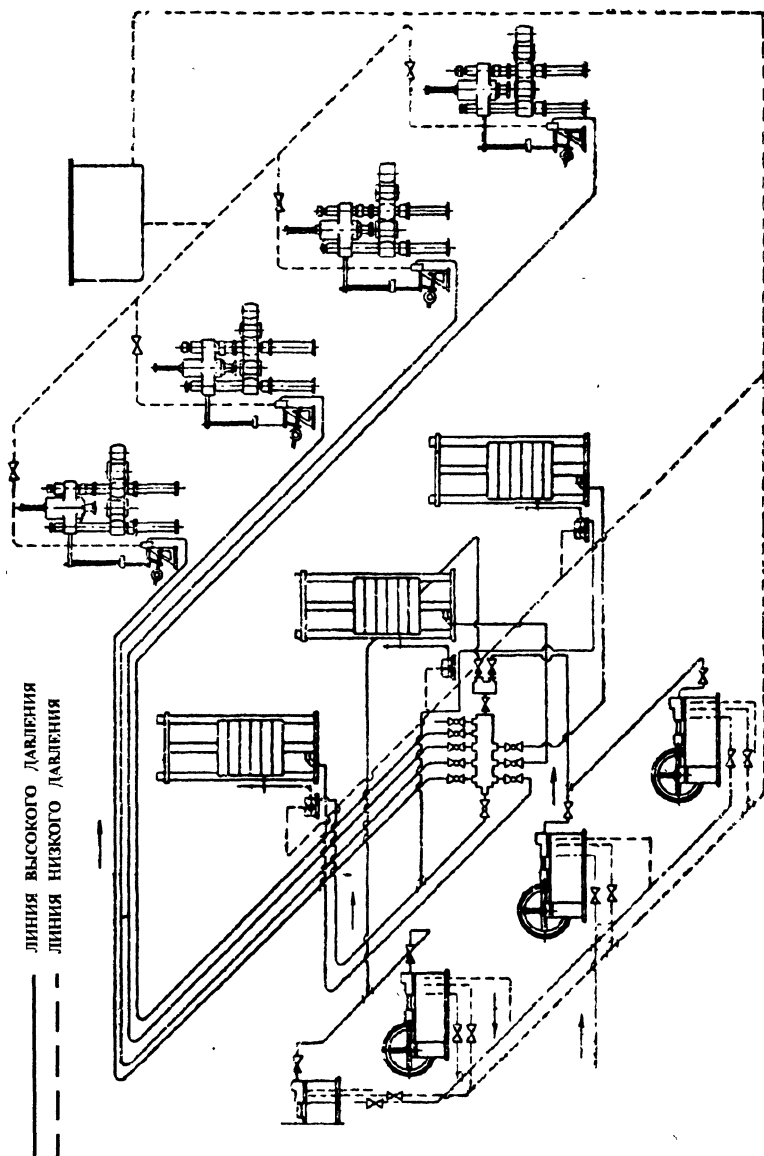


Рис. 46. Типовая схема коммуникаций прессовой установки.



ренная схема не гарантирует остановки всей прессовой установки при нарушении уплотнений в магистрали.

Осуществлена коллекторная коммуникационная схема (рис.47). В этой схеме напорные линии от каждого насоса, пресса и аккумулятора отдельно подведены к коллектору. На схеме изображены четыре насоса, подключенные к коллектору попарно. Предохранительные клапаны установлены на насосах и коллекторе. В этой схеме каждый насос, пресс и аккумулятор могут быть выключены по отдельности. Такая схема более гибка в эксплуатации и предотвращает гидроустановку от простоев по причине нарушения герметичности одной из магистралей. На линии от насосов к коллектору вместо запорных вентилей установлены обратные клапаны.

Недостатком такой схемы является несколько большая длина трубопроводов. Необходимая емкость аккумулятора прессовой установки определяется, исходя из количества прессов и режима их совместной работы. На основании заданного технологического режима работы проделанным ранее подсчетом определяют средний расход жидкости на прессе. В производстве чередовать работу прессов для того, чтобы избежать совпадения максимумов расхода жидкости по времени, не представляется возможным. Практически для определения емкости аккумуляторов необходимо принимать одновременную работу всех прессов и совпадение максимумов расхода жидкости 100%. С таким допущением составляется ориентировочный график работы всех прессов. Прочертив на суммарном графике линию среднего расхода жидкости, нетрудно установить максимальный объем жидкости, который должен быть накоплен в аккумуляторе, чтобы затем в следующие фазы покрыть повышенный ее расход. Полученный из графика полезный объем аккумулятора необходимо увеличить на 25÷30% и по найденной величине подобрать подходящий по объему аккумулятор или несколько аккумуляторов, обеспечивающих нужную емкость. Производительность насосов для прессовой установки подбирают соответственно подсчитанному среднему расходу жидкости при заданном режиме работы прессов [16].

Шнековый пресс Ш-2В для прессования пироксилиновых порохов

В последнее время в пищевой и резиновой промышленности, производствах переработки полимерных материалов, снаряжение боеприпасов и т.д. широко применяются шнековые машины. На этих машинах осуществляют формование труб, профилей, пленок, фильтрацию, отжим влаги из различных материалов и другие технологические операции [17]. Применяемые в пороховой промышленности гидравлические прессы периодического действия сложны не только конструктивно, но и в эксплуатации.

Механические прессы непрерывного действия, так называемые шнековые прессы, по своей конструкции более просты и удобны в эксплуатации, малометаллоемки. Кроме того, шнек - пресс дает возможность полностью механизировать и автоматизировать процесс прессования пороховых шнуров, а также объединить в одном агрегате все операции, предшествующие прессованию - дозировку пироксилина и эфира их смешение, подачу пороховой массы в пресс, а также приемку и непрерывную резку пороховых шнуров на пороховые элементы. Попытки применить существующие шнек - прессы, работающие в других отраслях промышленности, для прессования пироксилиновых порохов не увенчались успехом.

Поступающая пороховая масса из мешателя в шнек - пресс с принятой объемной массой $0,45 \pm 0,5 \text{ кг/дм}^3$, а выпрессовываемые пороховые шнуры прессом имеют $1,2 \pm 1,25 \text{ кг/дм}^3$, создать одновинтовой шнек - пресс для прессования пироксилиновых порохов, обеспечивающий степень сжатия

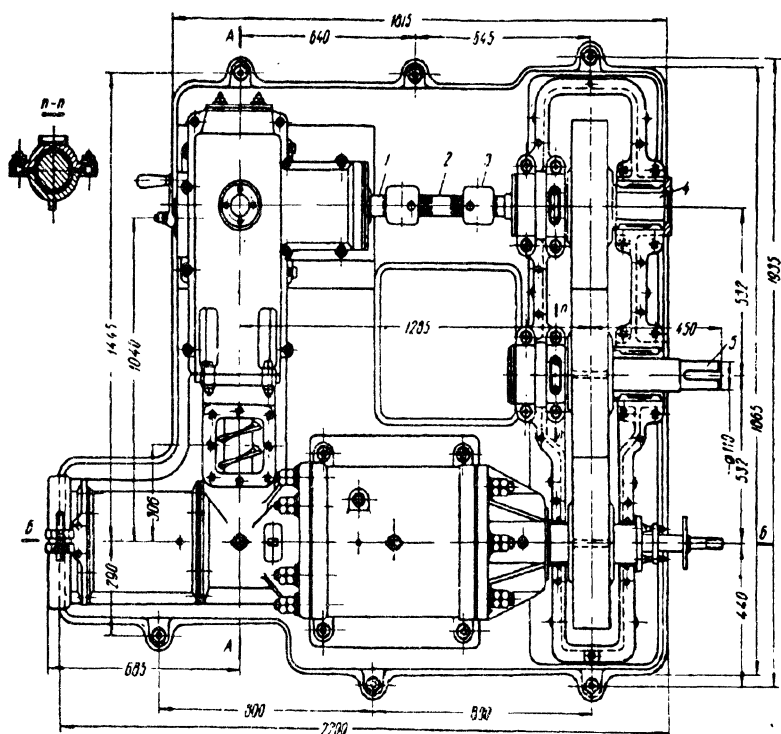


Рис. 48а. Шнек-пресс Ш2В. План.

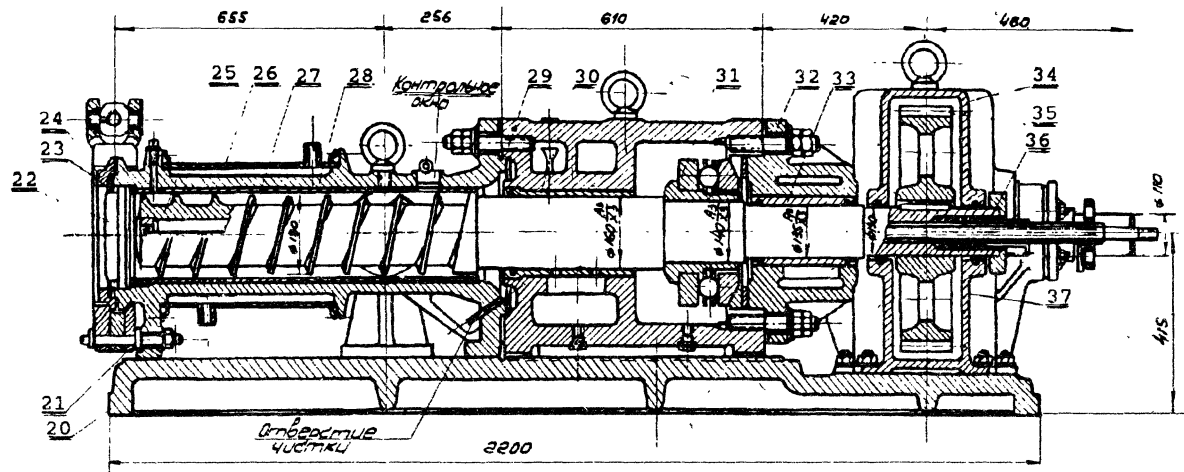


Рис. 486. Шнек-пресс Ш2В. Разрез по винту питателя.

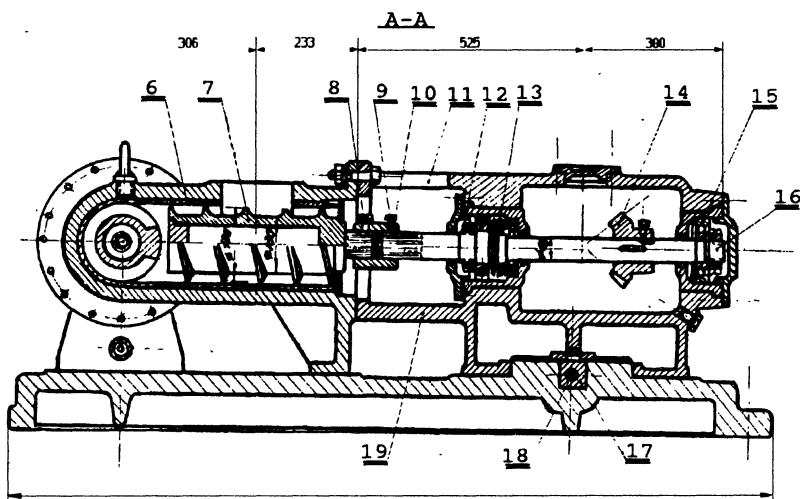


Рис. 48в. Шнек - пресс Ш-2В. Разрез по прессующему винту.

этой массы $2,4+2,8$, практически невозможно. Для прессования пироксилиновых порохов из гомогенной крошкообразной пороховой массы был разработан специальный двухвинтовой шнек - пресс типа Ш-2В. Над созданием такого пресса работала группа инженеров (М.А.Бельдер, А.И.Приходько и др.) с участием автора.

Пресс Ш-2В (рис.48а, б, в,), кинематическая схема которого дана на рис.48г, представляет собой двухвинтовой шнек - пресс. Один винт 25 выполняет операцию прессования, второй винт 7 - питающий - подпрессовывает массу. Оба винта расположены в общем корпусе пресса 28 перпендикулярно друг другу. В корпусе запрессованы две бронзовые втулки 27 и 6, в которых до половины длины загрузочного отверстия нарезаны продольные рифы глубиной 3мм, как показано на рис.49. В зоне расположения винта питателя в корпусе пресса имеется загрузочное отверстие 170×180 мм, в передней части корпуса - гнездо для матричной

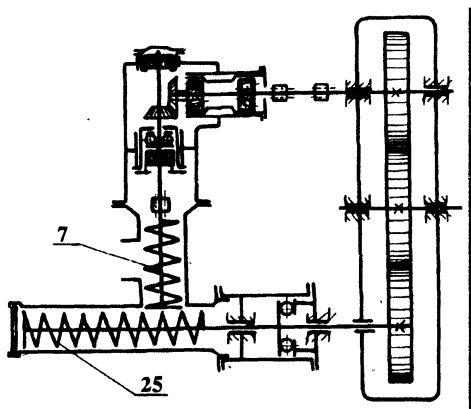


Рис. 48г. Шнек-пресс Ш-2В.
Кинематическая схема.

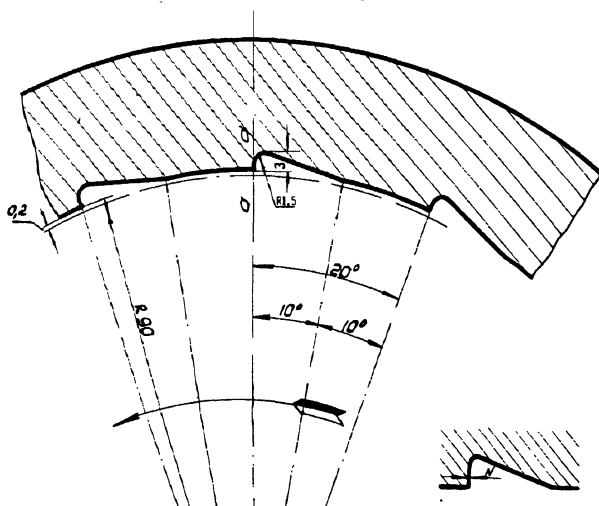


Рис. 49. Профиль рифов.
(Стрелкой указано направление вращения винта).

обоймы 22, которая крепится хомутами 21 (рис.50).

Хомуты с помощью горшка 24 (см.рис.50) и среднего кольца 23 закрепляют матричную обойму в корпусе пресса. При этом хомуты при сборке должны быть затянуты до отказа, ибо в противном случае может быть

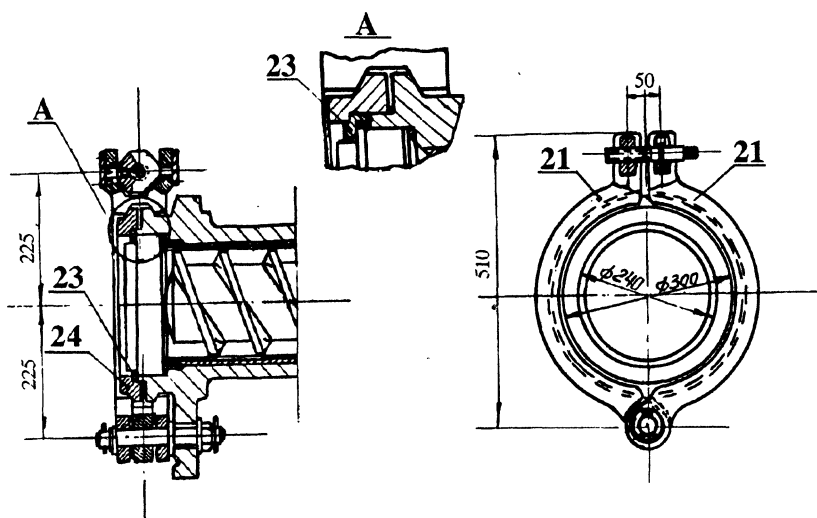


Рис. 50. Крепление матричной обоймы пресса Ш-2В.

поломка головной части корпуса пресса. Срезное кольцо является как бы предохранительным устройством при чрезмерном повышении давления. Устанавливаются соответствующие срезные кольца, причем целесообразно устанавливать ступенчатые срезные кольца. Если во время работы пресса давление прессования повышается выше допустимого, кольцо срезается и матричная обойма, ничем не удерживаемая, выталкивается вместе с пороховой массой. При этом основные детали пресса - корпус, коробки главного подшипника и др. - не разрушаются. Со стороны матричной обоймы в корпусе есть гнезда для размещения манометра и термопары, а со стороны корпуса главного упорного подшипника - контрольное окно, которое служит для вывода избытка пороховой массы в случае, если питающий винт подает ее больше, чем прессующий.

Это происходит при провороте пороховой массы в прессующем винте. Появление спрессованной пороховой массы в контрольном окне во время работы или во время пуска пресса является признаком ненормальной работы пресса. Свободный выход пороховой массы в контрольное окно предотвращает срыв массы с рифов питающего шнека - пресса даже при полном прекращении прессования, что упрощает эксплуатацию пресса. В этом случае нет необходимости в полной разборке пресса для его чистки, достаточно освободить матричную обойму, пустить пресс - и спрессованная пороховая масса будет как бы вытеснена "свежей" массой, подаваемой винтом питателя.

Корпус пресса фланцевыми соединениями крепится к корпусу главного упорного подшипника 29 и к корпусу углового редуктора 11, 19 и свободно опирается лапами на плиту пресса 20. В зоне прессующего винта корпус пресса имеет охлаждающую рубашку 26. При сборке необходимо уделять большое внимание центровке винта в корпус. Зазор между винтом и втулкой корпуса пресса по всей окружности должен быть одинаковым. При несоосности корпуса пресса и прессующего винта последний может одно-сторонне касаться втулки, что небезопасно в работе - это приводит к сильному истиранию втулки пресса винтом и способствует образованию натиров на пороховой массе. Центровка производится затяжными болтами, крепящими корпус пресса к корпусу главного упорного подшипника. Для большего удобства проведения центровки прокладку между обоими корпусами необходимо ставить толщиной не менее 3мм.

Прессующий винт пресса - цилиндрический, однозаходный с одинаковым шагом и глубиной во всей длине, изготовлен вместе с валом и установлен консольно в двух подшипниках скольжения. Первый подшипник скольжения 30 и упорный подшипник 31 для восприятия осевой реакции от давления на винт при прессовании расположены в корпусе главного упорного подшипника, причем упорный подшипник закреплен крышкой 32, в которой находится второй подшипник скольжения 33. На конце вала винта

установлено зубчатое колесо 35, находящееся в зацеплении с ведущей шестерней вала 5, соединяющегося через уравнительную муфту с валом привода.

Внутри вала и винта сделана расточка, образующая канал, по которому движется охлаждающая вода. Она необходима для отвода тепла, образовавшегося из механической энергии, которая затрачивается на преодоление сил трения пороховой массы о винт и втулку и продавливание пороховой массы через формирующие каналы матрицы. Температура подаваемой на охлаждение воды должна быть около 20°C. Вода подается по трубке в головку винта, где происходит максимальное тепловыделение. Далее вода омывает внутреннюю поверхность винта и отводится через трубу 36 большего диаметра, которая вводится в винт через сальниковое уплотнение в хвостовой части винта.

Расстояние между головкой прессующего винта и матричной обоймой, равное толщине так называемой "бабки", может регулироваться в пределах 3+15мм подкладными кольцами в обойму. Зазор между винтом и втулкой 0,2+0,4мм, однако желательно, чтобы он был минимальным, так как с увеличением его возрастет скорость обратного течения пороховой массы и, как следствие этого, производительность шнек - пресса резко падает. В таком случае пространство между тыльной частью винта и корпуса главного упорного подшипника забивается пороховой массой в виде тончайшей пленки; периодически оно прочищается через отверстие, сделанное внизу, в корпусе пресса около фланца. Питающий винт, как и прессующий, цилиндрический, имеет постоянный шаг и глубину витка. число витков винта 4,5, из них 1,5 витка - прессующих, 2 - загрузочных и 1 - затворный. Для облегчения винт сделан полым, без охлаждения. В отличие от прессующего винта, установленного в двух опорах, он шлицевой муфтой 10 соединяется с валом 16 углового редуктора и, таким образом, не имеет опор, т.е. может "плавать" в корпусе. Вал 16 смонтирован в корпусе углового редуктора на шарикоподшипниках, два из которых - радиальный 15 и упорный 13 - в стакане 12. Назначение упорного подшипника - воспринимать реакцию давления пороховой массы на винт в процессе ее уплотнения. Вал 16 получает вращение от вала 4 через промежуточные валы 1 и 2, соединенные шлицевыми муфтами 3 и конической парой шестерен 14.

Предусмотрены две пары сменных конических шестерен: одна - при фабрикации порохов 7/7, 9/7, 14/7 с передаточным отношением

$$i = \frac{28}{24} = 1,17$$

и вторая - при фабрикации порохов 5/7, 6/7 с передаточным отношением

$$i = \frac{28}{26} = 1,08.$$

Частота вращения винта питателя всегда больше частоты вращения основного прессующего винта и определяется из соотношения:

$$n_{\text{пит.}} = n_{\text{пр.}} \cdot i$$

Передаточное отношение, как и разница объемов витков питающего и прессующего винтов, характеризует степень уплотнения пороховой массы питающим винтом

$$\Theta = \frac{V_{\text{пит.}}}{V_{\text{пр.}}} \cdot i \cdot \eta,$$

где $V_{\text{пит.}}$ - объем витка питающего винта;

$V_{\text{пр.}}$ - объем витка прессующего винта;

η - коэффициент заполнения объема витка винта питателя.

В дальнейшем величину Θ будем называть коэффициентом подпитки.

Величина этого коэффициента зависит от сырья, из которого изготовлен пироксилин, и его физико - химических показателей, количества и формы матриц. Коэффициент подпитки принят нами с учетом его работы на пороховой массе из смесового пироксилина, изготовленного из линта плюс ЦА, и для порохов крупных и мелких марок соответственно

$$\Theta_1 = 1,08 \div 1,1; \quad \Theta_2 = 0,95 \div 1.$$

Ввиду того, что винт питателя - плавающий и во время работы самоцентрируется пороховой массой, его хвостовик в шлицевой муфте устанавливается свободно. Стопорный болт в шлицевой муфте заходит в гнездо хвостовика только своим концом и не должен зажимать хвостовик винта. Такое крепление винта не дает ему возможности перемещаться вдоль оси и в то же время позволяет самоцентрироваться во втулке при работе пресса. Винт 9 должен зажимать шлицевую муфту на валу редуктора. При зажатом хвостовике винт теряет возможность самоцентрироваться, в результате чего возникает перекося винта во втулке и, как следствие этого, износ втулки питателя за счет трения. Трение винта о втулку может привести к разогреву питающей части, а также образованию натиров металла в пороховой массе, что недопустимо.

Корпус углового редуктора 19 для удобства разборки и сборки питающего винта установлен в направляющих плиты. В плите аппарата есть паз, в который вмонтированы винт 18 и гайка 17, находящиеся в соединении с корпусом углового редуктора. Вращением винта 18 можно отодвигать угловой редуктор в направлении, перпендикулярном оси питающего винта. Такое устройство дает возможность легко разбирать и собирать блок питателя пресса.

На валу шнек - винта 25 смонтирована шестерня 35, которая находится в зацеплении с шестерней приводного вала 5 и приводного вала питателя 4.

Все три цилиндрические шестерни закрыты кожухом и образуют редуктор, в корпусе 37 которого установлены валы 4,5 на самосмазывающихся подшипниках скольжения. Корпус является масляной ванной редуктора и закрывается крышкой 34.

Привод шнек - пресса по соображениям техники безопасности и пожарной безопасности вынесен в машинное отделение.

Для обеспечения нормальных условий эксплуатации шнек - пресса привод должен обеспечивать изменение частоты вращения винта пресса. Так, при запуске пресса, после выхода его на установленный режим можно увеличивать производительность, увеличив число оборотов шнека без остановки пресса. Бывают случаи, когда необходимо работать на малой частоте вращения, что связано не только с нарушением нормальной работы резательного агрегата, но и нарушением технологического режима работы мешателя. Поэтому постоянная частота вращения винта пресса приводит к увеличению процента отходов порохового шнура и затруднениям эксплуатации.

В приводе (рис.51) предусмотрена коробка скоростей и двухскоростной электродвигатель. Приводной вал шнек - пресса уравнильной муфтой 1 соединяется с промежуточным валом 4 привода. Этот вал смонтирован на двух подшипниках скольжения 2 и через сальниковое уплотнение 3 в стене выходит в машинное отделение. На втором конце вала установлено цилиндрическое зубчатое колесо 6, находящееся в зацеплении с малой цилиндрической шестерней 5 выходного вала коробки скоростей 7. Входной вал коробки через эластичную муфту 8 соединен с редуктором 9, а редуктор через муфту 10 с электродвигателем 11, имеющим две частоты вращения 750 и 1500 об/мин.

Коробка скоростей имеет три передачи, что в сочетании с двухскоростным электродвигателем позволяет иметь на приводе шесть скоростей.

Коробка скоростей обеспечивает большую маневренность в работе. Этот привод допускает изменение частоты вращения шнека, легко разбирается и собирается. Однако в этом приводе коробка скоростей не обеспечивает плавного перехода от одной скорости к другой. Ступенчатое изменение частоты вращения, как правило, сопровождается остановкой электродвигателя. Это вызывает неудобства в эксплуатации прессов, так как каждый последующий пуск пресса даже после кратковременной остановки, когда пороховые шнуры на транспортере не обрываются, влечет за собой перепутывание пороховых шнуров на транспортной ленте, и это вызывает необходимость частичной, а иногда и полной заправки пороховых шнуров в резательные станки.

В настоящее время в приводной системе начали внедряться тиристорные схемы регулирования частоты вращения шнек - пресса с установкой двигателей постоянного тока.

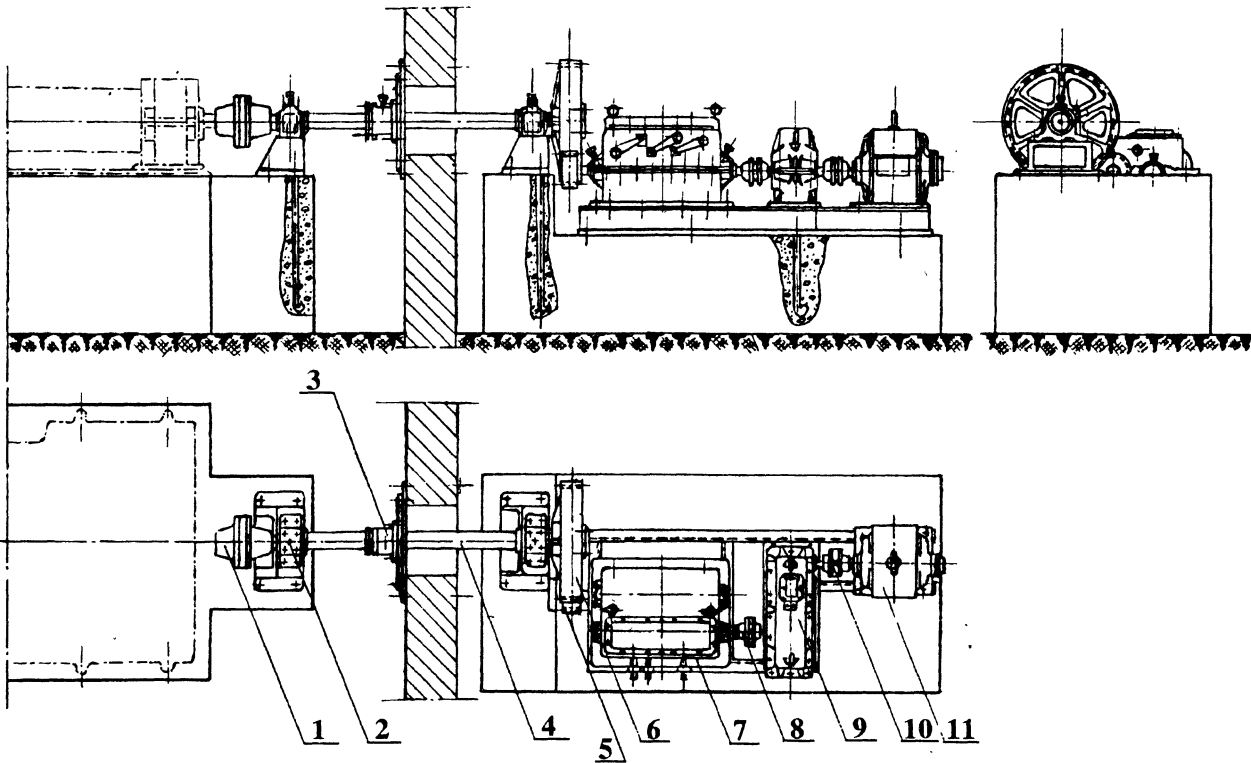


Рис. 51. Привод пресса Ш-2В с коробкой скоростей.

Эта система позволяет осуществлять плавное изменение частоты вращения шнек - пресса без его остановки.

Экспериментальные и теоретические исследования шнековых прессов пироксилиновых порохов.

Экспериментальные и теоретические исследования позволили сделать выводы, существенные как для конструирования и расчета, так и для эксплуатации шнековых прессов для пироксилиновых порохов.

Движение пороховой массы в шнек - прессе отличается от движения пороховой массы в изложнице гидравлического пресса тем, что при перемещении пороховой массы в шнек - прессе к матричной обойме она в большей мере деформируется под давлением, создаваемым шнеком, чем в изложнице гидравлического пресса.

Шнек - пресс для прессования пироксилиновых порохов, как уже отмечалось, имеет два винта: первый - питающий, второй - прессующий. Пороховая масса из мешателя поступает в загрузочную часть питающего винта, который при транспортировании массы к прессующему винту частично уплотняет ее, а прессующий винт окончательно уплотняет и выпрессовывает пороховую массу через матрицы, придавая ей необходимую форму. Производительность шнек - пресса в основном зависит от параметров прессующего винта, количества и типа матричных втулок в обойме, т.е. от сопротивления матричной обоймы. Однако не следует ограничиваться расчетом только прессующего винта, необходимо проверять производительность и питающего винта, так как от этого зависят производительность прессующего винта и нормальные условия работы шнек - пресса.

Объемная производительность прессующего винта зависит от числа матриц в обойме, их сопротивления, свойств массы и может быть определена эмпирическим уравнением

$$V_{\text{мин}} = v_{\text{ср}} \cdot f \text{ см}^3/\text{мин},$$

где $v_{\text{ср}}$ - средняя скорость выпрессовывания пороховых шнуров шнек - прессом;

f - площадь живого сечения матриц,

$$f = n_1 f_m$$

здесь n_1 - количество втулок в матричной обойме,

f_m - сечение цилиндрической части втулки матрицы.

При производительности шнек - пресса G кг/ч объем спрессованной массы равен

$$V = \frac{G \cdot (100 + K_p)}{\rho \cdot 10^3},$$

где K_p - содержание растворителя в пироксилиновой массе, выпрессовываемой прессом;

ρ - объемная масса сырой спрессованной пороховой массы, г/см³.

Диаметр шпунда обоймы, в которую установлены матричные втулки, по существу и определяет диаметр прессующего винта. Необходимо отметить, что от диаметра винта зависит не только производительность шнек - пресса, но и устойчивость его работы. Производительность зависит от объема витка винта. Казалось бы, выгоднее брать винт пресса большого диаметра, однако коэффициент полезного действия такого пресса будет ниже, чем при меньших диаметрах винта. С учетом этого был установлен оптимальный диаметр винта валовых шнек - прессов Ш-2В - 180мм.

Размеры винта должны быть такими, чтобы обеспечивалась заданная производительность, определяемая уравнением,

$$Q = 60 \cdot \psi \cdot n^2 \cdot \frac{D_{cp} \pi}{\cos \alpha} \cdot \pi \cdot \rho \cdot \eta \cdot \frac{1}{10^3 (K_p + 100)} \text{ кг/ч}$$

$$\psi \cdot h^2 \cdot \frac{D_{cp} \pi}{\cos \alpha} = V_{пр},$$

где $V_{пр}$ - объем витка прессующего шнека;

ψ - коэффициент, характеризующий профиль винта;

h - высота реборды, см;

D_{cp} - средний диаметр винта, см;

n - частота вращения винта, об/мин;

ρ - объемная масса сырой пороховой массы в первом витке со стороны матричной обоймы

$\rho = 1,2 + 1,25 \text{ г/см}^3$;

η - объемный к.п.д. пресса.

Коэффициент, характеризующий профиль винта $\psi = \frac{b}{h}$ (рис.52).

Ширина витка $b = S - a$,

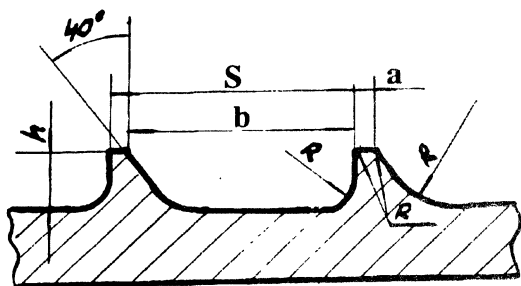
где S - шаг винтовой линии, которой выбирается в зависимости от угла подъема винтовой поверхности, по среднему диаметру в сантиметрах;

α - угол подъема винтовой поверхности.

С увеличением подъема винтовой поверхности радиальные силы, образующиеся на ведущей реборде, способствуют повороту пороховой массы за винтом, что отрицательно сказывается на производительности шнек - пресса.

С этой точки зрения, нецелесообразно чрезмерно увеличивать угол винтовой поверхности, необходимо стремиться сделать винтовую линию винта более пологой, с меньшим шагом, компенсируя потери в величине

Рис. 52. Профиль винта
пресса Ш-2В.



подачи, увеличением числа оборотов винта. Для прессов с большим лобовым сопротивлением необходимо брать винты с меньшим углом подъема винтовой поверхности.

В процессе отработки профиля винта шнек - пресса для прессования крупнозернистых пироксилиновых порохов угол определен в пределах $\alpha = 9^\circ + 15^\circ$.

Диаметр винта. С увеличением диаметра винта при прочих равных условиях, как давление прессования P , высота реборды h , удельное давление на реборде возрастает и, наоборот, с уменьшением диаметра винта оно уменьшается. С точки зрения производительности, которая зависит от объема витка, казалось бы, выгоднее брать винт пресса большего диаметра, однако за счет усиленного проворота пороховой массы КПД такого пресса будет падать.

Диаметр винта можно брать больше при меньшем лобовом сопротивлении, т.е. при меньшем удельном давлении это при прессовании порохов марок 14/7, 9/7 и им подобных, с увеличением лобового сопротивления диаметр винта необходимо брать меньше, это при прессовании среднезернистых и мелкозернистых порохов. При невозможности обеспечить требуемой производительности одним одновинтовым шнеком - следует применять двухвинтовые прессы (рис.53). В одном корпусе пресса устанавливают-

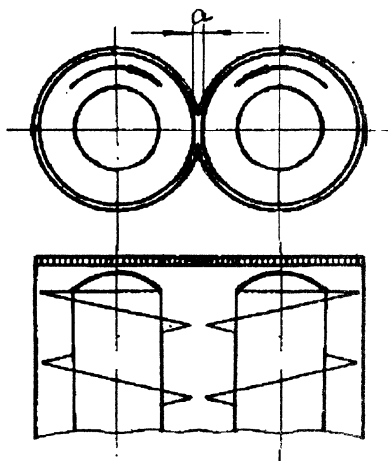


Рис. 53. Расположение двух винтов
в корпусе пресса

ся два винта малого диаметра (130-140мм) с параллельными осями. Зазор между ними равен $a=2-3$ мм. Это, в свою очередь, способствует увеличению напорности пресса и увеличению числа матричных втулок в обойме.

Угол α экспериментально определен в процессе обработки профиля винта шнек - пресса для прессования пироксилиновых порохов $\alpha = 9^\circ \div 15^\circ$.

Толщина реборды. Толщину реборды определяют из условий прочности, однако при этом необходимо учитывать и технологические факторы. Дело в том, что от толщины реборды и зазора между винтом и втулкой зависит объем обратно перетекающей пороховой массы: с увеличением зазора и уменьшением ширины реборды обратное течение пороховой массы увеличивается. Применять слишком большую толщину реборды нецелесообразно, так как при этом уменьшается объем витка винта, но большая толщина реборды дает возможность шнек - прессу работать с увеличенными зазорами между винтом и втулкой, поэтому на практике принимают $\alpha=5 \div 10$ мм.

Высота реборды. Увеличение высоты реборды винта ведет к увеличению объема витка и, следовательно, производительности пресса. Однако чрезмерное увеличение глубины витка приводит к большей деформации сдвига массы, что уменьшает к.п.д. пресса. Следовательно, с увеличением глубины витка, к.п.д. пресса падает и, наоборот, с уменьшением ее он повышается. Для подтверждения этого был испытан пресс при одинаковой частоте вращения винта, матричном инструменте и при одной и той же массе. Винты пресса имели глубину нарезки 20 и 30мм. Результаты испытаний показали, что увеличение глубины витка не дает пропорционального роста производительности винта, при этом возрастает тепловыделение, т.е. увеличивается проскальзывание массы относительно элементов шнека. С увеличением давления прессования винт с более глубоким каналом, производительность его сильно уменьшается. При большем лобовом сопротивлении желательны винты иметь с меньшей высотой реборды. При этом винты с более мелкой нарезкой способствуют лучшей пластификации пороховой массы. Для выбора глубины витка ориентировочно можно пользоваться соотношением $\psi = \frac{b}{h} = 5 \div 2,5$.

Частота вращения винта шнек - пресса. Согласно закону Максвелла (явление релаксации) всякое пластичное тело независимо от своей природы, если оно приведено в напряженное состояние, с течением времени теряет способность сопротивляться действующим на него силам, т.е. абсолютная величина остаточной (необратимой) деформации пластической массы, не считая ее физико - химического и физико - механического состояний, зависит от приложенного усилия и времени его действия, которые взаимно связаны и обусловлены.

Таким образом, при длительном воздействии небольшого по абсолютному значению усилия последнее вызывает в пластической массе значительные остаточные деформации, не нарушая тела, как единого целого. И, наоборот, при кратковременном воздействии значительной силы (типа ударов) пластическая масса ведет себя почти как твердое упругое тело, и остаточные деформации при этом совершенно ничтожны.

С увеличением частоты вращения винта винтовая поверхность быстрее передвигает пороховую массу, следовательно, прессуемая масса меньшее время находится под воздействием силы, а значит уменьшаются ее остаточные деформации, т.е. сдвиг пороховой массы за винтом. Увеличив абсолютную скорость вращения винта, можно как бы повысить жесткость пороховой массы и к.п.д. пресса. Однако такое увеличение будет наблюдаться до определенного момента. С увеличением частоты вращения нагнетающего винта возрастает количество нагнетасмой пороховой массы в единицу времени, а следовательно, и скорость выпрессовывания пороховых шнуров через матричные втулки, а с повышением скорости выпрессовывания увеличивается сопротивление матричной обоймы, т.е. давление прессования, в силу чего к.п.д. пресса падает.

Скорость выпрессовывания пороховых шнуров крупных семиканальных зерновых порохов на шнек - прессах, в которых давление прессования создаваемое винтом, не может быть выше предельного при определенной пластичности пороховой массы, колеблется в пределах 2,5 + 3,6 м/мин. Среднее соотношение максимальной скорости выпрессовывания к минимальной 1,5 + 1,8.

Таблица 9

Значение средней скорости выпрессовывания пороховых шнуров в зависимости от частоты вращения прессующего винта

Частота вращения шнек-винта, об/мин	Средняя скорость прессования пороховых шнуров, м/мин	Повышение частоты вращения шнек-винта от первоначального, %	К.п.д. пресса
8,8	1,36	--	0,480
13,4	2,24	52,5	0,515
17,8	3,26	103,0	0,555
22,4	4,00	154,0	0,555
26,8	3,85	250,0	0,445

Таким образом, можно сделать вывод, что как при малой, так и при большой частоте вращения шнек - винта работать нецелесообразно. В табл.9 приведены оптимальные значения скорости прессования пороховых шнуров 11/7 из пироксилина РВ+РБ при различных частотах вращения

шнек - винта, передаточном числе зубьев шестерен питающего и прессующего винтов $i=1,17$, высоте реборды питающего винта $h=30\text{мм}$, прессующего $h=20\text{мм}$, шаге винтовой линии обоих винтов $S=88\text{мм}$.

Частота вращения шнек - винта зависит от многих факторов - сопротивления матричной обоймы, реологических свойств пороховой массы, геометрической формы винта - и находится в функциональной зависимости от этих факторов:

$$n=f(p \cdot \tau \cdot \psi)$$

Чтобы можно было работать при большой частоте вращения винта и при этом получить лучшие значения к.п.д. пресса, необходимо увеличить сечение отверстий матриц, т.е. сохранить их сопротивление постоянным. В этом случае повышение частоты вращения винта может дать положительные результаты. Так, например, при прессовании порохов 14/7, 11/7 и др. можно работать на больших частотах вращения, чем при прессовании порохов мелких марок. Частоту вращения прессующего винта шнек - пресса принимают из расчета средней скорости прессования пороховых шнуров

$$v_{\text{ср.}}=2,5 \div 3,6\text{м/мин.}$$

На практике при прессовании зерновых порохов на прессах Ш-2В частота вращения должна быть в пределах 13-20 об/мин.

Объемный КПД. По мере осевого продвижения пороховой массы к матричной обойме она начинает испытывать возрастающее сопротивление не только от сил трения пороховой массы о корпус и вал, но и от сопротивления матричной обоймы. План сил на реборде прессующего винта имеет следующий вид (рис.54).

P - сила прессования - сила сопротивления матричной обоймы.

Q_y - осевая составляющая реакции Q

Q_x - окружная составляющая реакции Q , стремящаяся повернуть массу по окружности или осуществить ее сдвиг.

Сила прессования P по мере продвижения пороховой массы к матричной обойме по виткам возрастает и перед матричной обоймой она равна

$$P = p \cdot F,$$

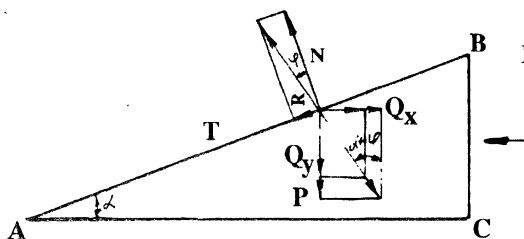


Рис. 54. План сил на реборде прессующего винта.

где F - площадь матричной обоймы,
 p - удельное давление прессования.

На винте эта сила будет больше, нежели перед матричной обоймой на величину сил трения пороховой массы о корпус на участке от первого витка до матричной обоймы.

Сила прессования P , как перед матричной обоймой, так и на винте, зависит от удельного давления сжатия массы перед матричной обоймой. Удельное же давление перед матричной обоймой определяется физико - химическим состоянием пороховой массы, вязко - пластическим свойством пироксилина, температурой, количеством растворителя, формой и размером матрицы и количеством их, скоростью истечения пороховой массы через матрицы, т.е. количеством подаваемой массы в единицу времени и т.д.

Таким образом, удельное давление прессования находится в функциональной зависимости всех этих величин

$$p=f(v,n,t,k_p,\mu)$$

Удельное давление на реборде первого витка будет выше, нежели вблизи матричной обоймы.

С повышением удельного давления по виткам, по мере приближения последних к матричной обойме, повышается и плотность пороховой массы в соответствующих витках, образуется из пластической пороховой массы гайка. Процесс прессования можно представить как продвижение данной пластичной гайки при вращении винта, которая воспринимает на себя всю осевую нагрузку. При этом первым витком воспринимается больше половины ее, а остальная осевая нагрузка распределяется по виткам.

Так опыт показывает, что первый виток от матричной обоймы воспринимает на себя 65÷75% всего осевого усилия, второй - около 20% и т.д. Примерное распределение давления пороховой массы на шнек - винт по его длине приведено на рис.55.

При длительной работе пресса прессующий винт изнашивается, при этом наибольший его износ происходит в зоне максимальных давлений (т.е. в прессующей части винта). На рис.56 приведен характер износа винта, который подтверждает распределение удельных давлений на винт.

С ростом давления в формующей части винта увеличивается время деформирования пороховой массы и растет скорость сдвига ее частиц, что способствует лучшей ее пластификации, и следовательно, повышению качества выпрессовываемых порохов шнуров.

Пластификация обеспечивается за счет сдвига потока пороховой массы за вращающимся винтом, местной циркуляцией ее у напорной реборды нарезки шнека. Интенсивность сдвигов массы зависит от глубины нарезки шнека, а также от характера распределения давления по зонам винта. На

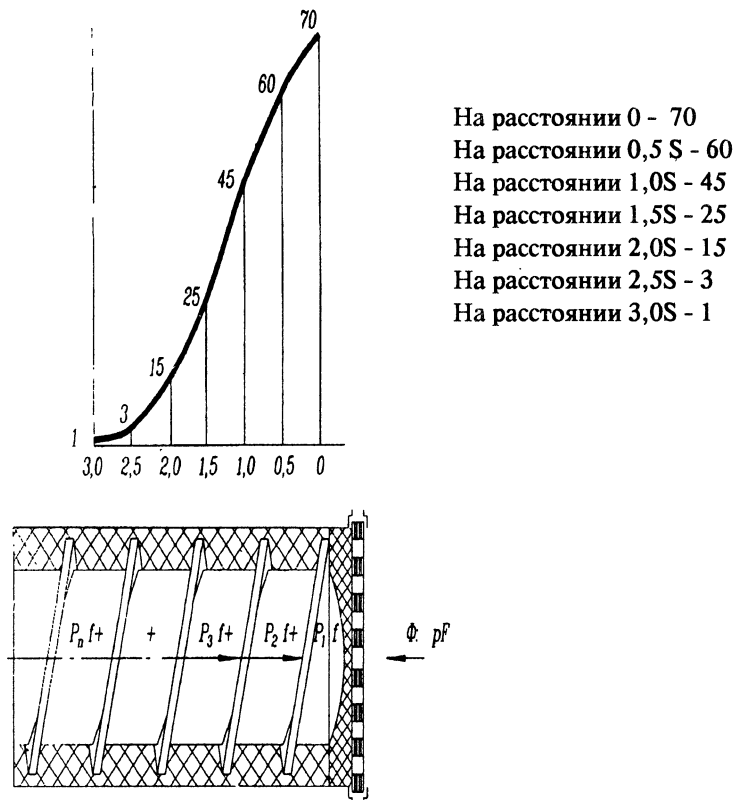
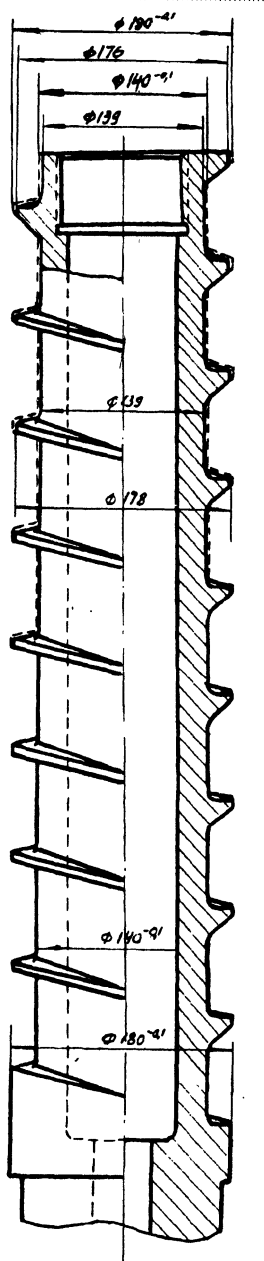


Рис. 55. Распределение давления пороховой массы по длине шнек-винта.

производительность шнек - пресса и степень пластификации оказывает влияние также поток утечек. При движении реборды винта нарезки шнека по ширине канала создается осевой перепад давления, под действием которого между напорной и противоположной плоскостями реборды появляется градиент давления (перепад давления), вызывающий течение массы в радиальный зазор между ребордой шнека и втулкой пресса (рис.57).

По ширине канала создается циркуляционный поток, который также способствует пластификации пороховой массы [18].

На основании вышеизложенного пороховая масса в процессе перемещения вдоль винта к матричной обойме за один оборот винта перемещается не на величину S , а на меньшую величину. Значит, объем выпрессовываемой пороховой массы за один оборот винта меньше объема витка, поэтому фактическая производительность шнек - пресса меньше теоретической. Величину фактической производительности характеризует коэффициент



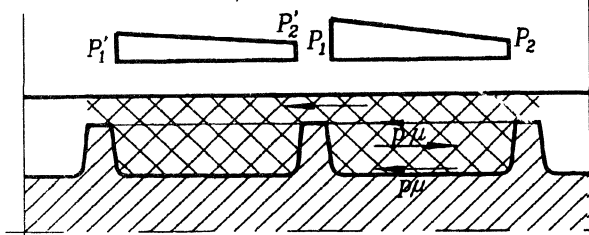


Рис. 57.

Распределение удельного давления по ширине витка.

проворачивания или объемный к.п.д. прессующего винта, который выражается соотношением

$$\eta = \frac{G_{\text{пр.}}}{G_{\text{т.}}},$$

где $G_{\text{пр.}}$ - фактическая производительность шнек - пресса;

$G_{\text{т.}}$ - теоретическая производительность.

Коэффициент проворачивания определен на основании экспериментальных данных и данных длительной эксплуатации шнек - прессов типа Ш-2В, работающих при прессовании семиканальных зерновых порохов 9/7 11/7 14/7. Его значения лежат в пределах 0,45-0,5 при правильно выбранном винте питателя.

Подбор питающего винта шнек - пресса. Работа шнек - пресса и его производительность во многом зависят от правильно выбранного коэффициента уплотнения пороховой массы питающим винтом, т.е. коэффициента подпитки. Для двухвинтового шнек - пресса этот коэффициент определяется уравнением

$$\Theta = \frac{V_{\text{пит.}} \cdot n_1}{V_{\text{пр.}} \cdot n_2} \cdot \eta$$

где $V_{\text{пит.}}$ и $V_{\text{пр.}}$ - объемы питающегося и прессующего витков винта, определяются по выбранным геометрическим размерам винтов; *

n_1 - частота вращения питающего винта, об/мин;

n_2 - частота вращения прессующего винта, об/мин;

η - коэффициент заполнения объема витка винта питателя пороховой массы.

Размеры питающего винта определяются по тем же зависимостям, что и размеры прессующего винта, но при этом учитывается его незначительное лобовое сопротивление.

Пороховая масса, поступающая из мешателя в витки винта, не заполняет их полностью. Этому способствуют большой внутренний диаметр винта, по сравнению с высотой реборды винта, и недостаточная сыпучесть пороховой массы. В процессе экспериментальной обработки было выяснено, что значение η лежит в пределах $0,7 \div 0,75$.

Коэффициент подпитки Θ зависит от коэффициента сжатия пороховой массы i_μ и сопротивления матричной обоймы p и находится в функциональной зависимости от этих величин

$$\Theta = f(i_\mu \cdot p)$$

Коэффициент сжатия пороховой массы i_μ , в основном, зависит от исходных материалов смесового пироксилина при прочих равных условиях. Так, например, коэффициент сжатия пороховой массы, изготовленной из смесового пироксилина РБ+РБ, больше, чем изготовленной из смесового пироксилина линтер + ЦА. Практически коэффициент сжатия пороховой массы, изготовленной из смесового пироксилина линтер + ЦА, $i_\mu = 2,2 \div 3$; пороховой массы, изготовленной из смесового пироксилина РБ+РБ, $i_\mu = 3,5 \div 4$.

Сила сопротивления Р. Сила сопротивления P зависит в основном от формы и числа втулок в матричной обойме и скорости истечения пороховых шнуров во время прессования. С уменьшением числа втулок и увеличением скорости прессования сопротивление увеличивается и, наоборот, с увеличением числа втулок и уменьшением скорости прессования сопротивление падает.

При выборе коэффициента подпитки следует выбирать большие значения его при малых сопротивлениях шнек - пресса и, наоборот, при больших лобовых сопротивлениях пресса - меньшие значения коэффициента подпитки.

Зависимость коэффициента подпитки от коэффициента сжатия пороховой массы, сопротивления пресса и габаритов винта можно выразить уравнением

$$\Theta = A_{\text{п}} \cdot \frac{\Sigma f}{f_b} \cdot i_\mu,$$

где $A_{\text{п}}$ - коэффициент пропорциональности $A_{\text{п}} = 5 \div 6$;

Σf - сумма площадей сечения втулок в матричной обойме;

f_b - площадь винта по наружному диаметру.

Значения коэффициента подпитки Θ при расчете могут быть больше значений коэффициента сжатия i_μ , что возможно при увеличении втулок в матричной обойме (наличии в прессе раструба). Но коэффициент подпит-

ки не должен быть больше коэффициента сжатия пороховой массы и должен быть в пределах $\Theta = (0,8 \div 0,85) \cdot i_{\mu}$

Если коэффициент Θ меньше коэффициента i_{μ} , то нет необходимости стремиться к увеличению Θ , хотя это и даст повышение производительности при меньших числах оборотов пресса.

Работа при повышенных коэффициентах Θ может привести к перегреву выпрессованных пороховых шнуров, частым срывам пороховой массы с рифов и выпрессовыванию ее в контрольное окно, а это, в свою очередь, - к прекращению прессования шнуров, т.е. переходу пресса в нерабочий режим.

Если коэффициент Θ сильно занижен при прессовании пороховых шнуров, наблюдается пульсация, что неблагоприятно сказывается на работе как самого пресса, так и резательного агрегата.

В существующих прессах Ш-2В для прессования пороха из смесового нитроксилина линтер + ЦА коэффициент подпитки принят равным:

$$\Theta = \frac{885 \cdot 0,75}{718} \cdot 1,17 = 1,08$$

(для порохов 9/7, 11/7, 14/7 и др.);

$$\Theta = \frac{885 \cdot 0,75}{718} \cdot 1,08 = 0,95$$

(для порохов 6/7, 5/7).

При прессовании мощность шнек - пресса расходуется следующим образом:

1. На уплотнение пороховой массы, что выражается уравнением

$$N_1 = \int_{V_1}^{V_2} \frac{p dV}{t},$$

где V_1 - начальный объем пороховой массы, $V_1 = \frac{G}{\rho_1}$

V_2 - объем сжатой пороховой массы, $V_2 = \frac{G}{\rho_2}$

p - удельное давление сжатой пороховой массы. Упрощено можно считать, что значение p постоянно и равно $p_{ср.}$, тогда

$$N = \frac{p_{ср.}(V_1 - V_2)}{t},$$

где t - время сжатия.

2. На пластическую деформацию и преодоление сопротивления матричной обоймы N_2 . Имея значения средней скорости истечения пороховой массы, давления прессования и суммарной площади всех сечений втулок, мощность можно определить уравнением

$$N_2 = \Sigma f p v_{\text{ср.}},$$

где Σf - суммарная площадь матриц;

p - удельное давление прессования;

$v_{\text{ср.}}$ - средняя скорость истечения пороховой массы, м/мин.

3. На преодоление сил трения пороховой массы о поверхность нарезной части винта (реборды винта и вал) и внутреннюю поверхность втулки шнека - пресса. Рассматривая пороховую массу в шнеке - прессе, как гайку из пластической массы, которая воспринимает осевое усилие $P = pF$, можно определить мощность трения пороховой массы о реборды винта:

$$N_3 = N_{\text{п.}} \frac{(1 - \eta_b)}{\eta_o},$$

где $\eta_b = \frac{\text{tg} \alpha}{\text{tg}(\alpha + \varphi)}$

Мощность, затрачиваемая на трение массы о вал винта, равна

$$N_3 = \int_0^p \frac{b^1 n^1 \pi d}{\cos \alpha} \cdot \varepsilon \cdot \mu S \cdot n \cdot d \cdot p,$$

где b^1 - ширина витка по внутреннему валу шнека;

n^1 - число витков, воспринимающих давление, т.е. витков, в которых давление возрастет от нуля до $p_{\text{пр}}$;

ε - коэффициент, учитывающий закручивание пороховой массы за винтом;

n - частота вращения винта в минуту.

Мощность, затрачиваемую на трение о внутреннюю поверхность втулки, приближенно можно выразить уравнением

$$N_3 = \int_0^p \pi \cdot D \cdot L \cdot \mu \cdot n \cdot d \cdot p,$$

где $L = S n^1$ - длина втулки, соответствующая расположению рабочих витков винта.

4. На сдвиг элементарных слоев пороховой массы в витках винта (N_4).

5. На преодоление сил трения вращающихся деталей самого пресса и приводной части (N_5).

Общая мощность, потребляемая шнек - прессом равна,

$$N = N_1 + N_2 + N_3 + N_4 + N_5 = \sum_{i=1}^n N$$

Рассматривая уравнения затрачиваемых мощностей, видим, что мощность шнек - пресса зависит от скорости прессования пороховых шнуров $v_{\text{ср.}}$, удельного давления прессования P , коэффициента внешнего трения пороховой массы μ , геометрических форм винта, частоты вращения n и находится в функциональной зависимости от всех этих величин

$$N = f(v_{\text{ср.}} \cdot P \cdot \mu \cdot n \cdot \psi)$$

На основании проведенных работ экспериментально было установлено, что мощность на валу электродвигателя шнек - процесса можно определить уравнением

$$N = \frac{\Sigma f \cdot P \cdot v_{\text{ср.}}}{\eta_b \cdot 60 \cdot 75 \cdot 1,36 \cdot \eta_{\text{мех.}}} K_1 \text{ кВт.}$$

где K_1 - коэффициент, учитывающий трение пороховой массы о вал винта и втулку пресса, преодоление внутренних сил сцепления пороховой массы в процессе ее продвижения вдоль винта к матричной обойме и работу на ее сжатие;

$\eta_{\text{мех.}}$ - к.п.д. приводной части, определяется обычным методом.

Для упрощения примем, что

$$\frac{K_1}{60 \cdot 75 \cdot 1,36} = \chi,$$

тогда уравнение мощности примет вид

$$N = \frac{\Sigma f \cdot P \cdot v_{\text{ср.}} \cdot \chi}{\eta_b \cdot \eta_{\text{мех.}}} \text{ кВт.}$$

Коэффициент χ установлен практически, $\chi=0,000685$.

Таблица 10

Сравнительные показатели потребляемой
и расчетной мощностей

Средняя скорость прессования м/мин	Потребляемая мощность на моторе, кВт	Расчетная мощность, кВт
2,58	7,2	7,30
2,75	7,5	7,52
3,04	7,9	8,20

В табл. 10 даны сравнительные данные потребляемой и расчетной мощности.

Мощность электродвигателя должна быть выше расчетной на 50-60%, учитывая то, что при пуске пресса после его остановки (особенно длительной) сопротивление пороховой массы прессованию значительно увеличивается вследствие частичного ее подсыхания и стабилизации структуры, а также потому, что пороховая масса еще не прогрета и ее пластичность понижена.

Кроме того, в момент пуска, когда винт пресса делает большое число оборотов, пороховая "бабка" испытывает ударную нагрузку согласно закону Максвелла, т.е. она в первый момент ведет себя, как твердое тело, что также способствует значительному повышению удельного давления прессования. Это повышение давления тем больше, чем меньше пластичность пороховой массы.

На рис. 58 показана зависимость давления от времени с момента пуска пресса до установившегося режима прессования

Нормальная работа шнек - пресса зависит как от качества взятых на изготовление пороховой массы материалов и самой пороховой массы, так и от технического состояния пресса и соблюдения правил его эксплуатации

Исходные материалы. Для получения пороховой массы нужной пластичности необходимо, чтобы общие партии смесового пироксилина и вхо-

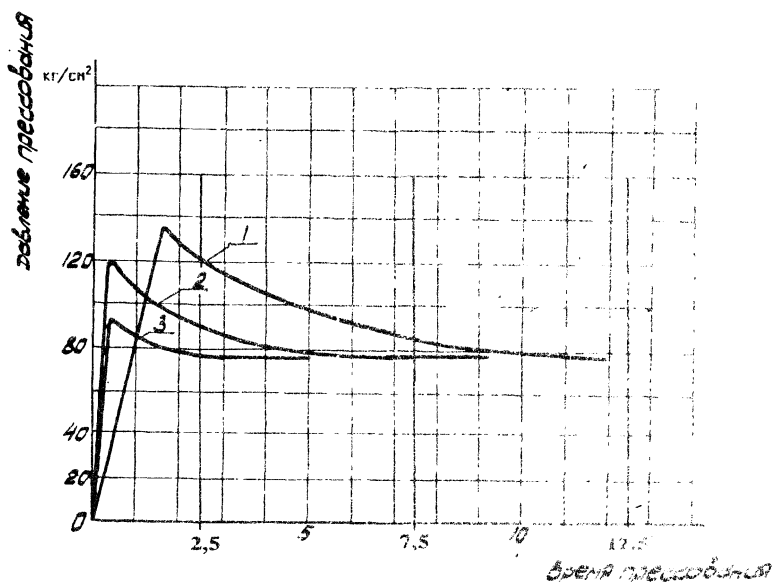


Рис. 58. Зависимость спада давления от времени с момента пуска пресса до установившегося режима прессования.

дящие в них частные партии имели соответствующие физико - химические свойства. Основным качественным показателем пироксилина, обуславливающим технологичность пороховой массы при переработке по шнековой технологии, является растворимость его в спиртоэфирном растворителе. Как показал опыт работы заводов пироксилиновых порохов, этот показатель желательно иметь для пироксилина СА не менее 37%, для пироксилина ВА - не менее 30%. Большое значение имеет также растворимость в спиртоэфирном растворителе частных партий пироксилина №2, которую желательно держать в пределах 99,5+99,9%. Заданное содержание азота в пироксилине общих партий обеспечивается соответствующим подбором частных партий пироксилинов №1 и №2 при условии соблюдения указанных выше требований по растворимости. По измельченности пироксилин должен соответствовать требованиям МРТУ. Включение ловушечного пироксилина*, состав которого колеблется в очень широких пределах, в общие партии может ухудшить технологические качества пороховой массы, поэтому желательно, чтобы при формировании общих партий количество добавляемого ловушечного пироксилина было возможно меньшим.

Одно из условий хорошей работы шнек - пресса, от которого зависит и его производительность, - отношение величины напряжения среза пороховой массы $\tau_{\text{ср.}}$ к величине внешнего трения μ , так называемый коэффициент технологичности $\frac{\tau_{\text{ср.}}}{\mu}$, должен иметь определенное значение. На основании проведенных работ установлено, что для нормальной работы шнек - пресса значение $\frac{\tau}{\mu} = a$ должно лежать в пределах 2 + 3. Величина отношения $\frac{\tau}{\mu}$ зависит от физико - химических показателей смесового пироксилина, исходных материалов и количества подаваемого растворителя. Было установлено, что с увеличением растворимости пироксилина коэффициент технологичности увеличивается, а с понижением - уменьшается. С изменением количества подаваемого растворителя величина μ изменяется в меньшей мере, чем величина τ .

Величину внутреннего трения пороховой массы, а следовательно, и пластичность, необходимую при формировании пороховых шнуров, можно достигнуть, меняя количество подаваемого растворителя, физико - химическое состояние исходного материала и температуру.

С точки зрения работы винта, исходя из условий меньшего поворота пороховой массы за винтом, желательно иметь пороховую массу с большим

внутренним трением (большей вязкостью), а для лучшего формирования порохового шнура, с меньшей затратой энергии на формирование его, пороховую массу необходимо иметь достаточно пластичную, т.е. с меньшим внутренним трением.

Уменьшение коэффициента внутреннего трения (увеличение пластичности) за счет подачи большего количества растворителя нерационально. Это приводит к увеличению расхода растворителя, ухудшает работу шнек - пресса и в конце концов может привести к прекращению прессования. В этом случае наблюдается налипание пороховой массы на винт, на пресс - инструмент и срыв ее с рифов втулки корпуса.

Увеличение коэффициента внутреннего трения (понижение пластичности) за счет уменьшения количества растворителя приводит к повышению давления прессования, разогреву пороховой массы в прессе и также к полному прекращению процесса прессования.

Коэффициент внешнего трения пороховой массы о металл " μ " играет важную роль при прессовании ее на шнек - прессе, с увеличением его не только проворот пороховой массы, но и увеличивается ее разогрев.

Само физико - химическое состояние пороховой массы способствует снижению коэффициента трения массы о металл, что является положительным фактором для работы винта, " μ " лежит в пределах $0,2 \div 0,15$.

На практике количество растворителя для приготовления пороховой массы берут в пределах $75 \div 85\%$ от массы пироксилина в зависимости от его физико - химических показателей. Контрольное давление приготовленной пороховой массы должно лежать в пределах $80 \div 110$ ат при решетке с диаметром отверстия $1,1/2$ мм, толщине решетки, равной 10 мм, и сечении отверстий, равном в среднем 5% от общей площади фильтрующей решетки. Такое контрольное давление соответствует удельному давлению прессования $50 \div 80$ ат зеренных порохов 9/7, 14/7.

Влияние профиля рифов втулки и физико - механических свойств пороховой массы на работу шнек - пресса.

Сдвиг и перемещение слоев пороховой массы в витке винта возможны тогда, когда пороховая масса удерживается от вращательного движения вместе с винтом. Для предотвращения проворачивания пороховой массы вместе с винтом необходимо создать силы, препятствующие возникновению этого явления, что возможно, если силы трения массы о втулку аппарата будут больше сил трения массы о винт.

Физико - химические свойства пороховой массы способствуют снижению коэффициента внешнего трения. Пороховая масса легко скользит по поверхности винта и втулки, что объясняется адсорбционной смазкой их

поверхностей конденсирующимся растворителем. Таким образом, силы трения между этими поверхностями и пороховой массой малы. Для хорошей работы пресса радиальная составляющая силы трения на втулке пресса должна быть максимальной, а осевая составляющая - минимальной.

Силы трения пороховой массы о поверхность втулки можно искусственно увеличить, создав ту или иную степень шероховатости поверхности втулки. Однако это приведет к увеличению и осевой составляющей силы трения, что отрицательно скажется на производительности пресса. Поэтому для предотвращения проворачивания массы внутренняя поверхность втулки имеет рифы, благодаря которым величину окружной составляющей силы трения определяют внутренним трением массы, а продольной - внешним.

В существующих шнек - прессах Ш-2В принят профиль рифов, показанный на рис.49. Глубокие рифы приводят к образованию больших зазоров между винтом и втулкой пресса, что при повышенных рабочих давлениях способствует обратному току пороховой массы и отрицательно сказывается на производительности. На практике глубина рифов принята равной 3мм. Кроме того, рифы необходимо располагать не на всей цилиндрической поверхности втулки, а только на части ее. Практически они занимают 50% цилиндрической части втулки. Расположение рифов по всей цилиндрической поверхности втулки приведет к увеличению обратного тока массы и быстрому износу втулки корпуса.

Для работы шнек - пресса определенное значение имеет не только величина зазора между винтом и втулкой пресса, но и профиль рифов втулки. Износ втулки пресса происходит из-за длительного истирания сжатой пороховой массой втулки пресса, а также трения между втулкой и самим винтом при неправильной центровке корпуса по отношению к винту. По мере износа втулки зазор увеличивается, и профиль рифов изменяется. В этом случае на работе пресса сказывается не столько влияние зазора, если он не достиг предельных размеров, сколько профиль рифов. В этом случае нет необходимости менять втулки пресса, а следует углубить рифы. При этом необходимо, чтобы плоскость а-а (см.рис.49) оставалась радиальной.

С увеличением зазора производительность шнек - пресса уменьшается даже при правильном профиле рифов, и при значительном увеличении зазора прессование может прекратиться полностью. Работа на шнек - прессе с пониженной производительностью неэкономична, поэтому, если зазор между втулкой и прессующим винтом достиг 2мм, втулку шнек - пресса необходимо заменить или реставрировать винт. Зазор между втулкой и питающим винтом не оказывает существенного влияния на производительность шнек - пресса, ибо он не создает больших давлений, так как его назначение - только предварительно уплотнять пороховую массу. Нельзя исправлять внутренние дефекты втулок (раковины, выбоины и др.), про-

паивая их олово - свинцовыми припоями, оловом. При такой пайке на пороховых шнурах проявляются черные пятна.

Винты пресса. Качество обработки поверхности винта играет важную роль в работе шнек - пресса. Чем лучше обработана и отполирована нарезная поверхность винта, тем меньше трение и проворот пороховой массы с винтом, т.е. тем выше к.п.д. пресса. При плохой обработке поверхности винта пороховая масса налипает на винт, следствием чего является сильный проворот пороховой массы и понижение производительности шнек - пресса.

В процессе работы поверхность шнек - винта ставится более гладкой. Однако во время длительных остановок, если винт изготовлен из углеродистой стали, поверхность его, как правило, от наличия влаги начинает корродировать, что приводит к резкому возрастанию трения и понижению производительности при последующих пусках. С этой точки зрения желательно нарезную часть винта хромировать или изготавливать из металла, имеющего хорошую коррозионную стойкость и фрикционные качества.

При длительной работе пресса прессующий винт изнашивается по диаметру, при этом наибольший износ его бывает в зоне максимальных давлений (т.е. в прессующей части винта).

Сборка матричной обоймы в прессе. Матричная обойма в корпусе пресса закрепляется хомутами (см.рис.50). Для нормальной работы пресса существенное значение имеет расстояние между матричной обоймой и головкой винта пресса, т.е. толщина бабки. Работа пресса зависит от величины удельного давления, создаваемого винтом, а оно, в свою очередь, от толщины бабки b : с уменьшением толщины бабки шнек - пресс работает более устойчиво, однако при этом скорости выпрессовывания отдельных пороховых шнуров существенно отличаются друг от друга. Пороховые шнуры, выпрессованные из центральных втулок матричной обоймы, имеют значительно меньшую скорость, чем выпрессованные из периферийных. С увеличением толщины бабки скорость прессуемых пороховых шнуров усредняется, что благоприятно сказывается на работе резательных станков, при этом процент брака по немерным зернам уменьшается. Однако стремиться к излишнему увеличению толщины бабки не следует, так как это приводит к возрастанию удельного давления на реборде винта, в результате чего увеличивается проворот массы с винтом - производительность шнек - пресса уменьшается.

Эпюры скоростей выдавливания пороховых шнуров при различных толщинах бабки показаны на рис.59. Толщина бабки должна быть в пределах 5+10мм. При прессовании таких порохов, как 14/7, 11/7, 9/7, ее можно держать на верхнем пределе и, наоборот, при прессовании таких порохов, как 7/7, - на нижнем.

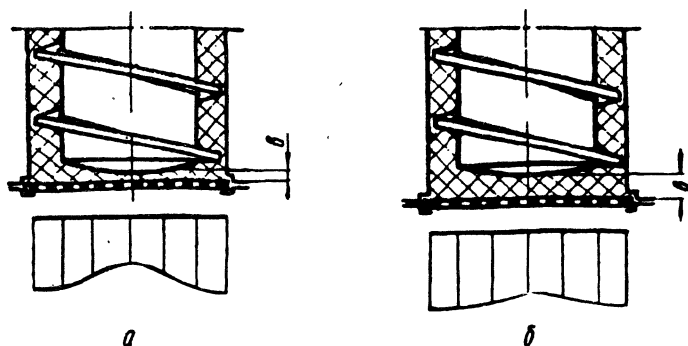


Рис. 59. Эпюры скоростей выдавливания пороховых шнуров при различной толщине бабки.
а - при меньшей; б - при большей.

Охлаждение пресса. Во время работы пресса часть механической энергии, затрачиваемой на прессование пороховой массы, переходит в тепло. Тепло выделяется от внешнего трения пороховой массы о поверхность винта и втулки, внутреннего трения и работы уплотнения пороховой массы. Основное же количество тепла выделяется от внешнего трения массы о поверхность винта и внутреннюю поверхность втулки пресса. За счет этого тепла пороховая масса, находящаяся в прессе, прогревается, в результате чего вязкость пороховой массы уменьшается и улучшается ее пластичность.

Для хорошей работы шнек - пресса в зоне шнек - винта желательно иметь менее пластичную пороховую массу, т.е. менее прогретую, а в пространстве между винтом и матричной обоймой - более пластичную, т.е. более прогретую, которая хорошо формуется в матрицах в пороховые шнуры. Хотя прогрев пластифицированной пороховой массы и способствует увеличению пластичности, работать при температурах выше $35+37^{\circ}\text{C}$ нельзя по технике безопасности и в связи с ухудшением качества прессуемых пороховых шнуров, так как в этом случае при быстром испарении эфира на их поверхности будут образовываться пузыри. Для отвода избытка тепла, образовавшегося при трении, винт и корпус пресса имеют охлаждающие устройства. Охлаждение рабочих поверхностей пресса дает возможность регулировать отвод тепла, что делает возможным поддерживать нужную температуру пороховой массы в прессе изменением количества подаваемой охлаждающей воды как в винт, так и в корпус пресса.

В процессе работы шнек - пресса необходимо следить за тем, чтобы охлаждающая вода через уплотнительные устройства не попадала в поро-

ховую массу, ибо незначительное количество воды в массе приводит к тому, что поверхность прессуемого порохового шнура сереет.

Наиболее опасным местом при попадании воды в рабочую полость является резьбовое соединение винта с головкой. Головка должна быть ввернута в винт плотно на сурике и не должна допускать течи. Вода может пройти и через корпус при наличии в нем сквозных раковин, трещин и т.д., но эти дефекты маловероятны. При каждой остановке пресса систему охлаждения необходимо выключать, что особенно важно, если пресс останавливают на длительное время (до 20÷30 мин) и матричную обойму не вынимают из хомута. Если охлаждение не выключено, пороховая масса в прессе охлаждается, становится менее пластичной, и при очередном запуске пресса в результате чрезмерного повышения давления прессования может оторваться головка корпуса, что неоднократно наблюдалось на практике. Особенно резкое повышение давления наблюдается при запуске пресса на большой частоте вращения.

Пуск пресса. Неправильный пуск шнек - пресса в работу может привести не только к аварии, но и к увеличению возвратных отходов пороховой массы в виде бабки, перепутанных пороховых шнуров и уплотнений пороховой массы, выпрессованной через контрольное окно.

При возобновлении работы пресса необходимо различать:

- пуск пресса после длительных остановок, когда снимается матричная обойма и пресс полностью очищается от пороховой массы;
- пуск пресса после кратковременных остановок в процессе его работы, например, остановки резательного агрегата для замены ножа на нижнем резательном станке и т.д.

При пуске шнек - пресса после длительных остановок необходимо проверить чистоту рифов втулки, течи и загрузочного отверстия питателя. Если пресс был в ремонте, надо проверить, не осталось ли в нем, особенно в загрузочной части, посторонних предметов (гаек, болтов и т.п.). Для очистки рифов необходимо пропустить через пресс хлопчатобумажные концы, если в этом есть необходимость. Пускают шнек - пресс на холостом ходу, при этом проверяют работу всех движущихся частей, затем открывают шибер течи мешателя, заполняют пороховой массой рабочую полость пресса и выпрессовывают 1÷2 кг пороховой массы. После этого пресс останавливают, вставляют матричную обойму и запускают его в работу. Иногда при временной остановке шнек - пресса обойму с пресса не снимают, что может привести к аварии при его пуске.

Время остановок шнек - пресса должно быть регламентировано. Если продолжительность остановки шнек - пресса не превышает 20 мин, то за это время пороховая масса в прессе существенно не изменяется, оставаясь достаточно пластичной. В этом случае при пуске шнек - пресса давление прессования повышается незначительно. При остановке шнек - пресса бо-

лее чем на 20 + 30 мин, т.е. на время, за которое пороховая бабка в прессе успевает подсохнуть, перед пуском шнек - пресса снимают матричную обойму, выдавливают подсохшую пороховую бабку, ставят новую матричную обойму, и после этого пускают пресс в работу. Если в матричной обойме работает 75+80% втулок, то на практике обойму не разбирают, а замачивают ее в растворителе и не чистят матрицы с последующей центровкой игл. При пуске пресса на такой обойме масса, находящаяся во втулках, свободно выдавливается свежей массой без нарушения центровки игл и повышения давления в прессе выше допустимого.

В противном случае при пуске шнек - пресса после такой длительной остановки не исключена возможность аварии особенно при пуске пресса на большой частоте вращения. Поэтому желательно уменьшать частоту вращения шнека, если есть такая возможность, что облегчает заправку пороховых шнуров в верхний резательный станок, в результате чего уменьшается количество возвратных браков.

Технологический расчет шнек - пресса Ш-2В.

Определить геометрические размеры шнек - пресса производительностью $G=200\text{кг/ч}$ на сухую массу пороха 14/7, 9/7 и др.

Полагаем, что содержание растворителя в пороховой массе, выходящей из пресса, равно 73%. Объемная масса сырой спрессованной пороховой массы $\rho=1,2\text{г/см}^3$. Объем спрессованной массы равен

$$V = \frac{200(100 + 73)}{\rho} = \frac{200 \cdot 1 \cdot 77}{1,2} = 290 \text{ дм}^3/\text{ч}$$

Минутная объемная производительность шнек - пресса составляет

$$V_{\text{мин.}} = \frac{290 \cdot 10^3}{60} = 4800 \text{ см}^3/\text{мин.}$$

Средняя скорость прессования пороховых шнуров в шнек - прессах $v_{\text{ср.}}=2,5 + 3,6\text{м/мин}$, принимаем $v_{\text{ср.}}=2,8\text{м/мин}=280\text{см/мин}$. Тогда необходимая площадь сечения матриц проектируемого пресса

$$\Sigma f = \frac{V_{\text{мин}}}{v_{\text{ср}}} = \frac{4800}{280} = 17,2 \text{ см}^2.$$

Диаметр цилиндрической части матричной втулки для пороха 14/7 принимаем 11,1 мм, а диаметр иглы - 1 мм. Соответственно площадь сечения ее $f_1=0,967\text{см}^2$. Потребное число матричных втулок

$$n_b = \frac{\Sigma f}{f_1} = \frac{17,2}{0,967} = 18.$$

Принимаем $n_b=19$.

Для пороха 9/7 при диаметре цилиндрической части втулки, равном 8,2мм, потребное число матричных втулок будет 37. Как это, так и другое число втулок вписывается в обойму с диаметром 180мм (рис.60). Следовательно, при условии, что входные отверстия втулок не будут перекрываться втулкой пресса, диаметр прессующего винта пресса должен быть равен 180мм. Можно принять прессующий винт и меньшего диаметра, но при этом необходимо на втулке пресса сделать скос. Для рассчитываемого пресса принимаем диаметр прессующего винта равным 180мм, т.е. принимаем вариант, при котором входные отверстия матричных втулок не будут перекрываться втулкой пресса.

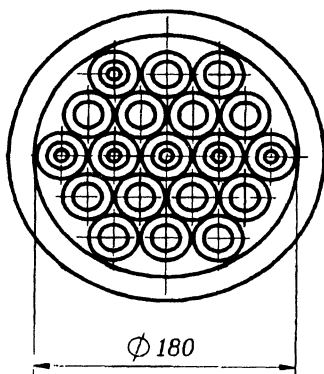


Рис. 60. Расположение матричных втулок в обойме пресса.

Угол подъема винтовой линии по наружному диаметру прессующего винта принимаем $\alpha=9^\circ$. Тогда шаг винтовой линии

$$S = \operatorname{tg} \alpha \cdot \pi \cdot D = \operatorname{tg} 9^\circ \cdot \pi \cdot 180 = 90 \text{ мм.}$$

Ближайший шаг метрической резьбы, которой можно нарезать на токарном станке, $S=88$ мм. Принимаем толщину реборды равной 6мм, тогда ширина канала витка $b=88-6=82$ мм. Так как проектируемый пресс в основном будет работать на пороховой массе, из которой готовят зерненные пороха, принимаем $\psi = \frac{b}{h} = 4$, тогда высота реборды $h = \frac{82}{4} = 20,25$ мм.

Принимаем высоту реборды $h=20$ мм.

Рабочая длина прессующего винта пресса. Число витков прессующего винта по зонам:

- рабочих, воспринимающих давление прессования, $\Pi_1 = 4$,
- расположенных в зоне питающего винта - Π_2

$$\Pi_2 = \frac{D_{\text{пит.}}}{S} = \frac{180}{88} = 2,2;$$

- запорных, предохраняющих попадание пороховой массы в пространство между тыльной частью винта и подшипником, $\Pi_3=0,5$.

Общее число витков $\Pi = \Pi_1 + \Pi_2 + \Pi_3 = 4 + 2,2 + 0,5 = 6,7$ витка. Принимаем число витков нарезной части прессующего винта $\Pi=7$.

Выбор питающего винта пресса. Определяем геометрические размеры винта питателя. Диаметр винта питателя равен диаметру прессующего винта $D=180\text{мм}$. Угол подъема винтовой линии по наружному диаметру принимаем, как и у прессующего винта $\alpha=9^\circ$, хотя можно принять и больший угол, так как лобовое сопротивление этого винта гораздо меньше, чем у прессующего. Из этих соображений величину ψ принимаем меньше, чем у прессующего винта $\psi=3$. Тогда высота реборды винта будет равна $\frac{82}{3}=27,5$ мм. Принимаем $h=28\text{мм}$.

Длина нарезной части питающего винта. Число витков по зонам питающего винта:

- витков, воспринимающих на себя усилие сжатия пороховой массы, $P_1=1,5$;
- витков под загрузочную воронку $P_2=1,5$;
- запорных витков $P_3=1$.

Общее число витков будет $P = 1,5+1,5+1 = 4$ витка.

Определяем коэффициент подпитки по уравнению

$$\Theta = A_n \cdot \frac{\Sigma f}{f_b} \cdot i_\mu,$$

где $\Sigma f = n_b f_n = 19 \cdot 0,967 = 18,4 \text{ см}^2$;

$$f_b = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 18^2}{4} = 254 \text{ см}^2;$$

i_μ - сжатие пороховой массы, изготовленной из смесового пироксилина

ЦА+лигнер, $i_\mu=2,6$;

$A_n = 6$. Тогда

$$\Theta = 6 \cdot \frac{18,4}{254} \cdot 2,6 = 1,1$$

Определив коэффициент подпитки, узнаем передаточное отношение конической пары углового редуктора уравнением

$$\Theta = \frac{V_{\text{пит.}} \cdot n_1 \cdot \eta}{V_{\text{пр.}} \cdot n_2}; \quad \frac{n_1}{n_2} = i; \quad i = \frac{\Theta V_{\text{пр.}}}{V_{\text{пит.}} \cdot \eta},$$

где $\eta=0,75$.

По геометрическим размерам прессующего и питающего винтов определим объемы их витков:

$$V_{\text{пр.}} = 742 \text{ см}^3, \quad V_{\text{пит.}} = 930 \text{ см}^3.$$

Зная объемы витков, коэффициенты Θ и η , определяем передаточное отношение углового редуктора

$$i = \frac{1,1 \cdot 742}{930 \cdot 0,75} = 1,18$$

Принимаем $i=1,2$.

Частота вращения прессующего винта. Для определения частоты вращения шнек - пресса воспользуемся уравнением

$$G = 60 \cdot V_{\text{пр}} \cdot n \cdot \mu \cdot \rho \cdot \frac{1}{(100 + K_p) 10^3}, \quad \text{откуда}$$

$$n = \frac{G(100 + K_p) 10^3}{\eta \cdot 60 \cdot V_{\text{пр}} \rho} \text{ об/мин},$$

где $\eta = 0,45$; $V_{\text{пр}} = 742 \text{ см}^3$; $\rho = 1,2$.

Подставляя все величины в уравнение, получим

$$n = \frac{200(100 + 73) 10^3}{1,2 \cdot 60 \cdot 742 \cdot 0,45} = 14,3 \text{ об/мин.}$$

Принимаем $n=15 \text{ об/мин.}$

Потребляемая мощность на валу электродвигателя шнек - пресса. Для этого воспользуемся уравнением

$$N = \frac{\Sigma f \cdot p \cdot v_{\text{ср}} \cdot 0,000685}{\eta_b \cdot \eta_{\mu}}$$

Удельное давление прессования при установившемся режиме $p=80 \text{ кгс/см}^2$. (7,84 МПа) При этом удельном давлении коэффициент внешнего трения можно принять $\mu=0,18$, $\text{tg} \psi = \mu$, $\psi=10^\circ 12'$.

Имея угол подъема винтовой поверхности, определяем значение η_b :

$$\eta_b = \frac{\text{tg} \alpha}{\text{tg}(\alpha + \varphi)} = \frac{9^\circ}{\text{tg}(9^\circ + 10^\circ 12')} = \frac{0,158}{0,345} = 0,46.$$

Для принятой схемы привода (см.рис.51) $\eta_{\mu}=0,7$. Площадь сечения матричных втулок $\Sigma f=18,4 \text{ см}^2$. Подставляя величины в наше уравнение, получим

$$N = \frac{18,4 \cdot 80 \cdot 2,8 \cdot 0,000685}{0,46 \cdot 0,7} = 8,8 \text{ кВт.}$$

Учитывая, что в момент пуска шнек - пресса возможно значительное повышение давления, выбираем электродвигатель с запасом мощности:

$N=1,70 - 8,8=15 \text{ кВт.}$

Глава VII

Матричный инструмент

Матрицы

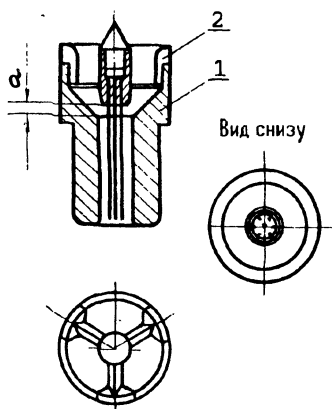


Рис. 61. Матрица.

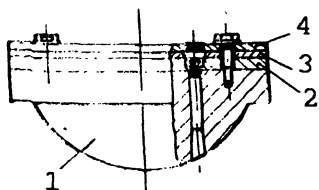


Рис. 62а. Матричная обойма для гидравлического пресса.

Матрицы являются той рабочей частью пресса, в которой выпрессованному пороховому шнуру непосредственно придается форма и диаметральные размеры.

Матрица (рис.61) представляет собой втулку 1, в верхнюю часть которой в специальное гнездо вставляется иглодержатель 2 с 1, 7 или 14 иглами в зависимости от марки прессуемого пороха.

Матрицу вставляют в обойму, устанавливаемую в прессе. Обойма с матрицами в собранном виде для гидравлических прессов показана на рис.62а и для шнек - прессов - на рис.62б.

В зависимости от марки прессуемого пороха в обойму вкладывается то или иное число матриц. При существующем разнообразии порохов в производстве имеется большое разнообразие форм и размеров матричного инструмента.

Матрицы для периодической технологии разделены на группы, что значительно облегчает обслуживание матричного хозяйства.

I группа (рис.63) - матрицы для прессования таких порохов, как ВУ, ВТ, 4/1. Втулки этой группы - конусные. Диаметр выходного отверстия цилиндрической части втулки - 0,8-3мм. Число втулок в обойме - 252. На других заводах число втулок в обойме для этой группы доведено до 296.

II группа - матрицы для прессования одноканальных и семиканальных порохов, таких как 5/1Х - 10, 8/1 УГ, 4/7 и др. Ди-

аметр выходного отверстия цилиндрической части втулки - 3 ± 4 мм. Число втулок в обойме - 84.

III группа - матрицы для прессования семиканальных и одноканальных порохов, таких как 7/7, 8/7, 15/1 и др. Диаметр выходного отверстия цилиндрической части втулки - 4-7 мм. Число втулок в обойме - 18.

IV группа - матрицы для прессования семиканальных и одноканальных порохов, таких как 9/7, 12/7, 14/7, 18/7, 18/1, 75/100, 130/50 и др. Диаметр выходного отверстия цилиндрической части втулки - 7-18 мм. Число втулок в обойме 10-18 шт.

V группа - матрицы для прессования толстосводных порохов, таких как 305/52, 350/50. Диаметр выходного отверстия цилиндрической части втулки более 18 мм. Число втулок в обойме - 2. Эти втулки имеют охлаждение.

Матрицы для шнек - прессов можно разбить на следующие группы:

I группа - матрицы для прессования семиканальных и одноканальных порохов, таких как 14/7, 15/7, 130/50 и др. Число втулок в обойме - 19.

II группа - матрицы для прессования семиканальных и одноканальных порохов, таких как 9/7, 12/7 и др. Число втулок в обойме - 37.

III группа - матрицы для прессования семиканальных и одноканальных порохов, таких как 7/7, 8/7, 12/1 и др. Число втулок в обойме - 61.

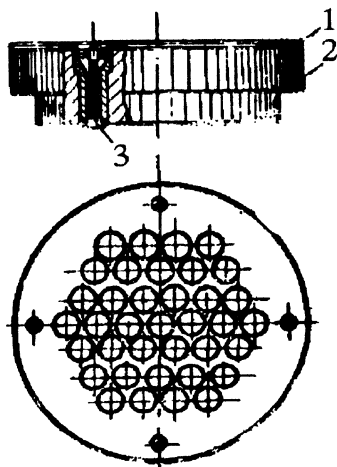


Рис. 626. Матричная обойма для шнек-пресса.

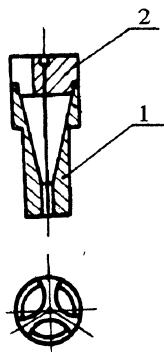


Рис. 63. Матрица для прессования порохов мелких марок (ВУ, ВТ).

Расчет и конструирование матриц

Проектированию матриц необходимо уделять особое внимание, так как на готовый порошок допуски на размеры элементов задаются до сотых долей миллиметра, и эта точность должна быть обеспечена матрицами.

Геометрические размеры пороховых элементов готового пороха

Марка пороха	Предел средней толщины свода зерна (трубки) $2e_1$, мм	Средний внутренний диаметр канала зерна (трубки) d_k , мм	Средняя длина зерна (трубки) l_3 , мм
5/7	0,55±0,65	0,20±0,30	4,0±5,0
6/7	0,65±0,80	0,30±0,40	4,0±6,0
7/7	0,70±0,85	0,30±0,45	8,0±10,0
9/7	0,95±1,10	0,40±0,60	11,5±12,6
11/7	1,00±1,15	0,45±0,65	13,5±15,6
12/7	1,10±1,30	0,50±0,70	13,5±15,6
14/7	1,20±1,40 1,30±1,50	0,70±0,80	16,0±18,0
15/7	1,40±1,60 1,50±1,65	0,70±0,85	16±18
8/1 тр	0,80±0,90	2,50±2,90	250±270 400±420
12/1 тр	1,10±1,25	2,40±2,80	560±570 520±530 655±680 (нормальная)
18/1 тр	1,80-1,95	1,50±2,00	255±280 445±460 (укороченная) 165±185

В основу расчета матричного инструмента берутся геометрические размеры порохового зерна, которые регламентируются переделом средней толщины горящего свода, средним внутренним диаметром канала и длиной зерна (трубки) (табл.11).

Для прессования пироксилиновых порохов применяются в основном матричные втулки двух видов: конические (I группа матриц) и цилиндрические (II, III, IV, V группы матриц).

Конические матричные втулки (рис.64а) применяют для прессования одноканальных порохов с малым сводом горения, таких как ВТ, ВУ, 4/1, толщина горящего свода которых ($2e$) не превышает 0,4мм.

В конических втулках движение массы - ламинарное, прессование ее идет более спокойно, что обеспечивает хорошее качество пороховой ленты. Коническая матричная втулка имеет конусное входное отверстие, которое

затем переходит в цилиндрическое. Угол конусности входного отверстия, в отличие от цилиндрических втулок, лежит в пределах $10+20^\circ$, высота его

$$l_k = (5 + 10) d_{ц}.$$

Диаметр цилиндрической части втулки соответствует марке выпрессованных пороховых шнуров и определяется уравнением

$$d_{ц} = (2 \cdot 2e_1 + d_k) (1 + C),$$

где $2e_1$ - толщина горящего свода готового пороха;

d_k - диаметр канала готового пороха;

C - коэффициент, учитывающий усадку пороха по диаметру в процессе его дальнейшей обработки.

По этому уравнению определяется диаметр цилиндрической части втулки и для од-

ноканальных трубчатых порохов.

$$l_{ц} = (2 + 5) d_{ц}$$

$$\text{Диаметр входного отверстия } d_1 = 2 l_k \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} + d_{ц}$$

$$\text{Наружный диаметр втулки } D = d_1 + 2a^1$$

где a^1 - толщина заплечика, $a^1 = 0,75$.

$$\text{Диаметр иглы } d_{иг} = d_{ц} - 2x,$$

где x - расстояние между стенкой и иглой или толщина горящего свода сырого пороха, $x = 2e_1 \cdot (1 + c_1)$;

c_1 - коэффициент, учитывающий усадку пороха по своду.

В случае применения дискового иглодержателя необходимо рассчитать сечение входных отверстий (см. ниже). Цилиндрические матричные втулки (рис. 64б) имеют конусные отверстия, переходящие в цилиндрические. Угол конусности входного отверстия матричных втулок, в отличие от угла конусности входного отверстия конических втулок, лежит в пределах $86+90^\circ$, высота его

$$h = (1 - 1,2) d_{ц}$$

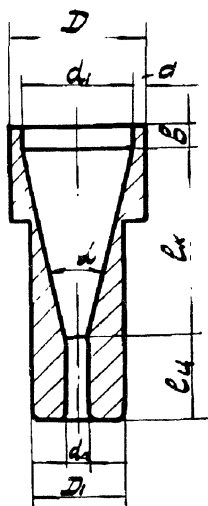


Рис. 64а. Коническая матричная втулка.

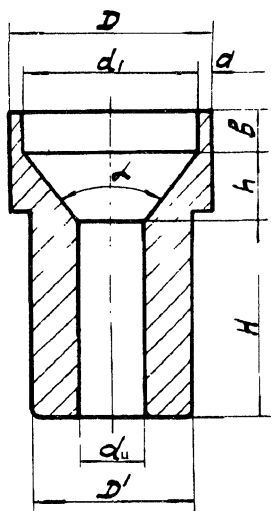


Рис. 64б. Цилиндрическая матричная втулка.

Диаметр цилиндрической части втулки (рис.65) соответствует сечению выпрессованного порохового шнура и определяется уравнением

$$d_{\text{ц}} = (4 \cdot 2e_1 + 3d_k) (1 + c).$$

Диаметр входного отверстия

$$d_1 = 2h \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} + d_{\text{ц}}$$

Длина цилиндрической части $H = (3,5 + 4,5) d_{\text{ц}}$ для матричных втулок, работающих на шнек - прессах; для втулок, работающих на гидравлических прессах, $H = (5 + 5,5) d_{\text{ц}}$.

Цилиндрическая часть втулки оказывает наибольшее сопротивление прессованию. Уменьшение длины цилиндрической части канала втулки значительно уменьшает это сопротивление, но при этом увеличивается скорость выхода порохового шнура, и в результате упругого последствия поверхность шнура становится шероховатой. Кроме того, уменьшение цилиндрической части втулки влечет за собой и уменьшение давления прессования, что отрицательно сказывается на плотности выпрессованного порохового шнура. При увеличении длины втулки прессование сопровождается повышением давления, что влечет за собой понижение к.п.д. пресса.

Скорость прессования должна быть такой, чтобы частички нитратов целлюлозы успевали ориентироваться в осевом направлении и сцепляться между собой. Скорость прессования пороховых шнуров, таких как 9/7, 14/7, на шнек - прессах, в которых давление прессования, создаваемое винтом, не может быть выше предельного при определенной пластичности пороховой массы, колеблется в пределах $v_{\text{ср}} = 2,5 \div 3,6$ м/мин при разности

скоростей на периферии и в центре обоймы 1,5-1,8. Для гидравлических прессов $v_{\text{ср}} = 10 \div 35$ м/мин. Эти средние величины скорости прессования установлены практически.

Наружный диаметр втулок D нужно брать минимальным с тем, чтобы в матричной обойме разместить наибольшее количество втулок. Его определяют уравнением

$$D = d_1 + 2a',$$

где $a' = 1 \div 2$ мм.

Диаметр иглы - уравнением

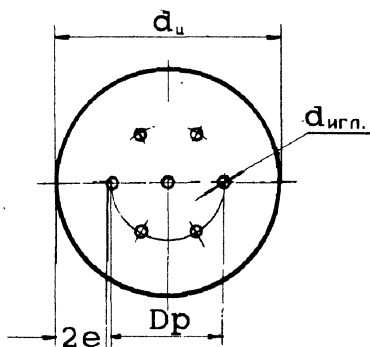


Рис. 65. Сечение семиканального порохового зерна.

$$d_{иг} = \frac{dп - 4x}{3}.$$

По литературным данным, диаметр иглы определяют исходя из толщины горящего свода пороха $d_{иг} = \frac{x}{2}$.

Коэффициент усадки, учитывающий изменения размеров порохового элемента в процессе удаления из него растворителя, зависит не только от количества растворителя, но и от качества пироксилина, размеров и форм пороховых элементов, условий прессования, проявливания, вымачивания, количества вводимых в порох добавок и т.д. Величины усадок порохового элемента по диаметру, горящему своду и каналу различны, при этом усадка по каналу имеет больший разброс, чем по диаметру и своду. Учитывая это, целесообразно диаметр иглы определять практически - по диаметру цилиндрической части втулки $d_{ц}$ и толщине горящего свода сырого пороха X . Теоретически коэффициент усадки по диаметру можно определить уравнением Захарова и Шнегаса. Однако эти величины приближенные и при расчете дают значительные отклонения от тех, которые выработаны практикой. Поэтому целесообразнее пользоваться фактическими величинами усадок, полученными на основании практического материала.

В табл.12 даны средние величины усадок для некоторых марок порохов. Поскольку коэффициент усадки зависит от многих факторов и является величиной переменной, рассчитать диаметр цилиндрической втулки и иглы, чтобы получить требуемую толщину свода и соответствующую баллистику, практически очень трудно. Поэтому расчетным путем определяются ориентировочные размеры диаметра втулки и иглы, которые уточняются после баллистических испытаний порохов, отпрессованных на этих втулках.

Иглодержатель. На практике применяют два типа иглодержателей: с диском, сделанным в виде фильтрующей решетки, (рис.66а) и с крестовиной, используемой вместо диска с отверстиями (рис.66б).

Иглодержатели с фильтрующей решеткой применяются в основном для матричного инструмента на гидравлических прессах и могут быть применены в обоймах шнек - прессов при прессовании и порохов 14/7, 130/56 и др. Сечение суммы всех отверстий диска иглодержателя Σf должно быть больше сечения цилиндрического отверстия втулки матрицы f не менее, чем в два раза, т.е. $\Sigma f \geq 2f$.

Входная часть отверстия в диске для уменьшения так называемого "сопротивления входа" раззенковывается. Однако такого типа диски дают значительные сопротивления прессования.

Средние величины усадки порохового элемента

Марка пороха	Усадка в %		
	по диаметру зерна С	по горящему своду С ₁	по диаметру канала С ₂
Периодическая технология			
ВУ	32,5±33	23,60±28,00	37±39,0
4/1	20,2±20,6	17,60±18,50	21,3±25,3
5/7	30,0±32,0	32,00±34,00	30,0±43,0
9/7	31,5±31,6	31,00±31,40	23,7±32,5
12/7	30,3±32,7	30,75±33,00	28,5±32,5
14/7	29,7±30,9	29,70±31,20	28,0±31,0
11/1	27,2±28,0	28,70±30,60	25,5±27,2
12/1	28,6±31,5	31,40±32,52	26,4±31,6
15/1	30,2±33,3	30,80±35,20	24,5±32,5
18/1	29,1±30,3	31,10±33,30	20,4±22,1
22/1	29,2±30,5	28,50±33,40	25,0±27,5
75/50	29,4±31,0	31,10±34,66	26,1±27,7
130/50	27,3±29,1	25,70±27,27	26,2±28,3
130/58	27,6±28,7	29,10±30,60	24,4±25,3
То же для порохов с добавками			
4/1 ГФ - 1	20,3±20,6	17,60±18,40	21,6±22,6
4/1 УГ	19,3±20,9	17,60±18-40	20,5±22,6
8/1 УГ	18,0±19,6	19,40±16,60	27,1±30,0
12/1 БП	25,9±27,5	27,50±29,20	26,4±27,7
9/5 БП	27,4±30,5	26,90±31,00	26,6±30,0
Непрерывная технология			
7/7	32,4±35,9	32,80±36,90	26,0±30,0
8/7	30,9±25,8	21,80±37,80	25,0±30,0
11/7	30,7±34,4	32,50±36,30	23,8±27,5
12/7	31,2±33,6	31,40±35,60	24,2±29,7
14/7	28,1±33,0	27,95±35,45	24,0±29,0
18/1	31,0±32,6	32,60±34,00	26,8±30,5
12/7 ва	28,8 ср.	33,5 ср.	31,2 ср.
14/7 ва	22,2 ср.	19,7 ср.	25,0 ср.
15/1 ва	33,8 ср.	35,1 ср.	29,1 ср.

В шнек - прессах, у которых производительность зависит от лобового сопротивления, желательно применять иглодержатели с крестовиной. Лобовое сопротивление таких иглодержателей значительно меньше, чем дисковых. И сердечник, и сами крестовины обтекаемой формы, а рабочие

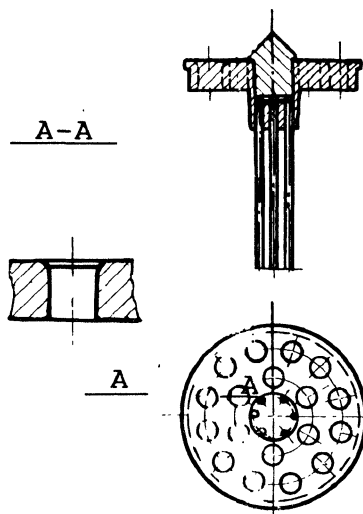


Рис. 66а. Дискový иглодержатель.

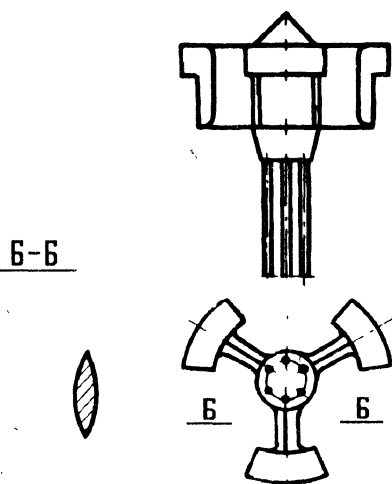


Рис. 66б. Крестовидный иглодержатель.

поверхности матриц тщательно обрабатываются, чтобы уменьшить сдвиговые деформации массы в каналах матрицы и их сопротивление.

В матрицах для одноканальных порохов игла закрепляется в центре иглодержателя, чтобы при сборке матрицы она проходила строго в центре цилиндрической части матричной втулки. Для матриц семиканальных порохов одна игла крепится в центре иглодержателя, шесть остальных располагаются по диаметру (см.рис.65), который определяется уравнением

$$D_p = 2d_{иг} + \frac{d_{ц} - 3d_{иг}}{2}.$$

В начале прессования, в момент входа пороховой массы из конусной части втулки в цилиндрическую, периферийные игла под действием на них сил давления массы смещаются к центру, и это смещение тем больше, чем тоньше и длиннее игла. После того, как пороховая масса заполнит цилиндрическую часть втулки и игла будет обжата пороховой массой, эти силы уже не оказывают большого влияния на смещение игл. Однако практически трудно подобрать такой диаметр расположения иглы, чтобы предупредить смещение иглы к центру. Для уточнения центровки пробовали применять кондукторы, которые надевали на иглы в цилиндрической части втулки. В момент выхода порохового шнура из втулки они выталкивались. Такие кондукторы не нашли широкого применения, так как они в силу упругой деформации самой иглы не обеспечивали хорошей центровки.

Практически перед тем, как собрать матрицу, иглы центрируют вручную. При этом периферийные иглы у основания специальным приспособлением (ключом) отгибают (разводят) так, чтобы силы давления массы на иглы при заполнении цилиндрической части втулки отогнули их к центру, придав нужное расположение в цилиндрической части втулки. Это обеспечит правильное расположение каналов в пороховом зерне. При сборке матриц для прессования одноканальных порохов игла также центрируется и устанавливается в центре цилиндрической части втулки.

Для уменьшения смещения иглы к центру втулки желательно максимально приблизить к цилиндрической части втулки основание ее крепления, для чего сердечник иглодержателя опускают в конусную часть. Однако между сердечником и цилиндрической частью втулки должно быть расстояние a , при этом сечение прохода пороховой массы между сердечником и конусом втулки f_1 должно быть больше сечения цилиндрической части втулки f . Принимают $f_1 = (1,1 \div 1,3)f$. Исходя из этого равенства определяют величину a .

При прессовании на гидравлических прессах в основном семиканальными порохов, таких как 4/7, 5/7, 6/7 и т.д., широко применяются матрицы Добровольского (рис.67), обеспечивающие минимальное смещение игл. Конусная часть втулки этих матриц, в отличие от описанных выше, не переходит в цилиндрическую, а пересекается с плоскостью, переходящей в цилиндрическую. При таком профиле входного отверстия втулки пороховая масса в ее цилиндрическую часть поступает перпендикулярно к основанию крепления иглы и, естественно, при соответствующем расстоянии a смещение к центру иглы в этом случае незначительно. Однако лобовое сопротивление таких матриц больше обычных.

Иглы в собранной матрице не должны выступать из втулки, а должны быть короче цилиндрической части втулки на $0,5 \div 1$ мм. Удлиненные иглы, выступающие из втулки, при прессовании дают расширенный канал порохового зерна. В эксплуатации такие матрицы неудобны тем, что выступающие концы их загибаются, легко сбиваются, что приводит к повышенному браку при прессовании как по величине каналов, так и по их расположению.

Обойма. Обойма как в гидравлических, так и в шнек - прессах воспринимает на себя усилие прессования, которое в гидравлическом прессе достигает 300т за счет сопротивления фильтрующей решетки, в шнек -

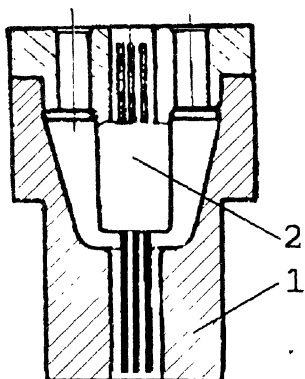


Рис. 67. Матрица Добровольского.

прессах - 20-30т, поэтому она должна обладать большой прочностью. В ней необходимо разместить максимально возможное число гнезд для втулок. В гидравлических прессах применяется обойма с равнопрочным сечением.

Усилие прессования в шнек - прессах значительно меньше, соответственно с этим изменены и конструктивные размеры обоймы. Для удобства эксплуатации в этих обоймах предусматривается возможность заглушать (закрывать) при необходимости (в случае некачественных выпрессованных пороховых шнуров как по внешнему виду, так и по расположению каналов) определенное число втулок во время работы шнек - пресса. Матричные втулки, такие как 7/7, 9/7, концы которых не выступают из обоймы, имеют на концах резьбу для соответствующих заглушек. Число заглушек, устанавливаемых в обойме в период прессования, могут достичь 20+25% от общего числа втулок в обойме и для каждой марки пороха определяется технологическим регламентом.

Пример расчета матрицы. Рассчитать матрицу для прессования пороха 14/7 из среднеазотного пироксилина на шнек - прессе. В соответствии с табл.11 определяем $2e_{cp} = 1,5$ мм, $d_k = 0,8$ мм. Для порохов этой марки применяют цилиндрическую матричную втулку, диаметр цилиндрической части которой

$$d_u = (4 \cdot 2 e_{cp} + 3 d_k) \left(\frac{100 + C}{100} \right).$$

Согласно табл.12, $C = 32\%$, тогда

$$d_u = (4 \cdot 1,5 + 3 \cdot 0,8) \left(\frac{100 + 32}{100} \right) = 11,3 \text{ мм};$$

$$h = 1,1 \quad d_u = 1,1 \cdot 11,3 = 12,3 \text{ мм.}$$

Принимаем $h = 12$ мм. Берем угол конусности $\alpha = 90^\circ$:

Диаметр входного отверстия

$$d_1 = 2h \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} + d_u = 2 \cdot 12 \operatorname{tg} \frac{90^\circ}{2} + 11,3 = 34,3 \text{ мм}$$

Принимаем $d_1 = 34$ мм. Длина цилиндрической части $H = 4 \cdot 11,3 = 45,2$ мм. Принимаем $H = 45$ мм. Наружный диаметр втулки при $a^1 = 1$ мм.

$$D = d_1 + 2a^1 = 34 + 2 \cdot 1 = 36 \text{ мм.}$$

Диаметр иглы

$$d_{иг} = \frac{d_u - 4x}{3},$$

где $x = 2e_{\text{ср.}} \cdot \frac{100 + C_1}{100}$, согласно табл. 12 $C_1 = 31,5$.

Толщина горящего свода сырого пороха

$$x = 1,5 \frac{100 + 31,5}{100} = 1,5 \cdot 1,315 = 1,98 \text{ мм};$$

$$d_{\text{иг}} = \frac{11,3 - 4 \cdot 1,98}{3} = 1,07 \text{ мм.}$$

Принимаем $d_{\text{иг}} = 1 \text{ мм}$.

Так как расчет матрицы ведем для крупных порохов, принимаем дисковый иглодержатель. Задаем диаметр входного отверстия в диске $d_{\text{отв}} = 5 \text{ мм}$. Тогда минимальное число отверстий в нем

$$n \cdot f_{\text{отв}} = 2,5 \cdot f$$

$$n = \frac{2,5 f}{f_{\text{отв}}} = \frac{2,5 d_{\text{ц}}^2}{d_{\text{отв}}^2} = \frac{2,5 \cdot 11,3^2}{5^2} = 12,7.$$

Принимаем число отверстий $n = 13$.

Диаметр расположения игл

$$D_p = 2 d_{\text{иг}} + 2 \frac{d_{\text{ц}} - 3 d_{\text{иг}}}{4} = 2 + 2 \frac{11,3 - 3 \cdot 1}{4} = 6,14 \text{ мм.}$$

Расстояние a от сердечника иглодержателя до цилиндрической части втулки и сердечника иглодержателя определяем $f_1 = \pi d_{\text{ц}} \cdot a$, а отсюда

$$a = \frac{1,2 d_{\text{ц}}}{4} = \frac{1,2 \cdot 11,3}{4} = 3,4 \text{ мм.}$$

Принимаем $a = 4 \text{ мм}$.

Изготовление, сборка и уход за матрицами.

При изготовлении матриц требуется большая тщательность и точность. Рабочая поверхность втулки, т.е. внутренняя ее поверхность, должна быть отполирована и отхромирована. Необходимо обращать особое внимание на чистоту обработки внутренней поверхности цилиндрического отверстия, где не допускаются какие-либо царапины, ибо гладкая отполированная поверхность формирующей части способствует получению пороховых шнуров с гладкой поверхностью. Иглодержатели как дисковые, так и с крестовиной должны входить в свое гнездо во втулке при легком нажиме руки и не должны иметь перекоса.

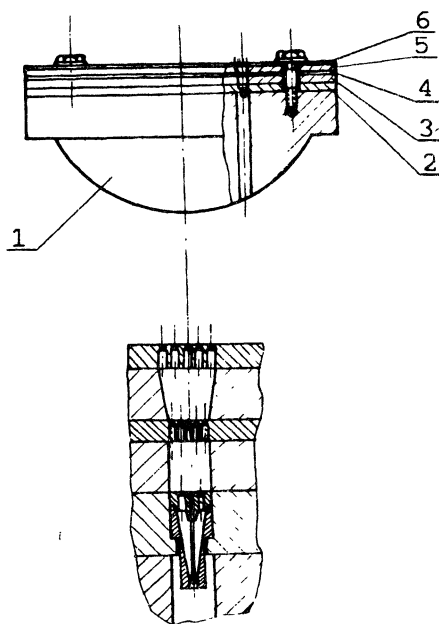
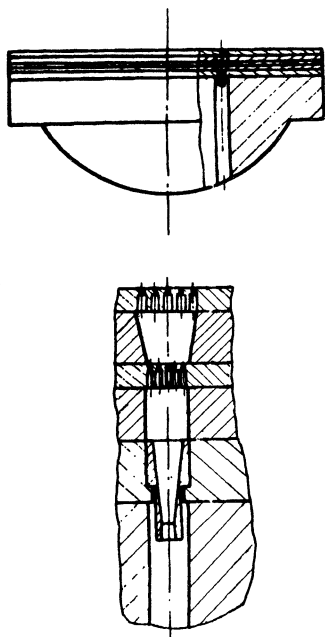


Рис. 68а. Сборка матричной обоймы для фильтрации.

Рис. 68б. Сборка матричной обоймы для прессования порохового шнура первой группы.

В дисковом иглодержателе входные отверстия, а в иглодержателе с крестовиной рабочие поверхности, по которым происходит скольжение пороховой массы, должны быть тщательно отполированы.

Примеры сборки матричных обойм для гидравлических прессов показаны на рис.68а - для фильтрации пороховой массы и на рис.68б - для матриц первой группы.

Для каскадного смесительного пресса - КСП при его работе на прессовании пороховых шнуров устанавливается матричная обойма, аналогичная обойме для шнек - пресса Ш-2В, с увеличенным количеством матричных втулок.

При работе КСП на фильтрат в спаренной работе с гидравлическим прессом вместо матричной обоймы устанавливается фильтрующая решетка с диаметром отверстий $6 \div 10$ мм, на головке винта крепится нож, который при вращении винта отрезает пороховые шнуры заданной длины (рис.69).

Принципиальное отличие сборки матричных обойм для гидравлического пресса состоит в том, что над втулками устанавливаются дополнительные фильтрующие диски, чего нет в обойме матриц для шнек - прессов, где

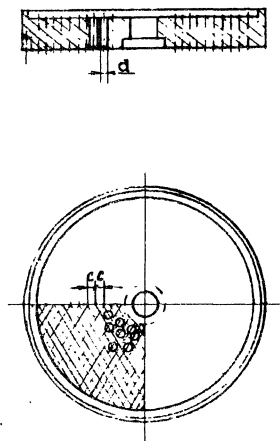


Рис. 69. Фильтрующая решетка.

иметь сбитые каналы. Брак шнура в виде рвани, продольных вмятин, сбитых каналов может быть и при попадании сухой пороховой массы и посторонних твердых частиц в каналы матрицы во время прессования или налипания жирной пороховой массы на втулки.

Небрежная разборка, очистка и сборка матриц, во время которых могут быть погнуты иглодержатели (особенно иглодержатели типа крестовины); забиты торцы цилиндрической части втулки или повреждения ее рабочей поверхности, загнуты или забиты торцы игл, могут привести не только к преждевременному износу втулок, но и прессованию некачественных пороховых шнуров. Чистят матрицы инструментом из цветного металла.

Немаловажное значение имеет и правильное хранение матриц (консервация). При плохом хранении матриц возможна их коррозия, что может быть причиной преждевременного износа и порчи матриц.

Матрицы, которые по тем или иным причинам не используются в работе, консервируются. Для этого втулка матрицы с иглодержателем обильно смазывается тавотом или заливается машинным маслом в изготовленных для этой цели металлических коробках и хранится на специальных стеллажах. На коробках прикрепляется бирка с указанием размера хранящихся матриц. Как тавот, так и машинное масло перед тем, как его применить для консервации, должны быть проверены на отсутствие в них кислотности.

втулки закрепляются только крышкой. Иглодержатели в обойме для шнек - пресса должны поджиматься крышкой, в обойме для гидравлического пресса - фильтрующей решеткой, чтобы при установке обоймы пресса иглодержатели не выпадали из своих гнезд и не нарушалась центровка игл.

Состояние матричного инструмента зависит не только от качества изготовления, но и от сборки и ухода за ним. В случае неправильной сборки матриц (перекос иглодержателя, плохая центровка иглы) выпрессованный пороховой шнур будет

Глава VIII

Резка пороха

Назначение операции резки

При прессовании пороховой шнур получает необходимые геометрические поперечные размеры с учетом усадки, а по длине его режут на станках также с учетом усадки, происходящей в процессе его дальнейшей обработки и достигающей 8+10% от длины.

В табл. 11 дана длина l пороховых элементов различных марок. Допуск по длине для порохов различных марок меняется в соответствии с размерами пороховых зерен. Для порохов мелких марок колебание в длине зерна допускается в больших пределах, чем для порохов крупных марок.

На стабильность баллистики пороха отрицательно влияет не только большой разброс по длине зерен, но и качество среза (заусеницы, сколы, заплывшие каналы, волнистая поверхность среза и т.п.). Качество среза, как правило, зависит от геометрии и заточки ножа. Количество брака при резке (укороченные зерна, зерна с косым срезом и т.п.) допускается до 1%. Таким образом, резка, наряду с другими фазами, является ответственной операцией. При резке интенсивно выделяются пары эфира, а также образуется большое количество пороховой пыли. Это в значительной степени способствует созданию условий, при которых возможно воспламенение пороховых зерен от незначительных внешних воздействий, например, от трения при закусывании ножа о лучинку, удара ножа об инородное тело (оборвавшуюся иглу матричного инструмента, песчинку и т.д.), которое может оказаться в пороховой ленте. С точки зрения техники безопасности и пожарной безопасности к станкам предъявляют особые требования. Конструкция резательных станков должна обеспечивать: точность резки по длине порохового элемента и хорошее качество среза; быструю замену ножей; отсутствие мест, где могла бы скапливаться пороховая пыль; простоту в обслуживании и доступность при чистке (обдувание воздухом пороховой пыли с поверхностей станка во время работы); надежность в работе с точки зрения техники безопасности и противопожарной профилактики.

В производствах, использующих периодическую технологию, применяются резательные станки Разумеева и ленточные для резки семиканальных зерновых порохов 7/7, 9/7, 14/7, 15/7 и порохов всех промежуточных марок. Для резки порохов ВТ, ВУ, 4/1 применяются гильотинные станки Сан - Галли, которые режут пороховые шнуры на зерна при подаче их с постоянной скоростью.

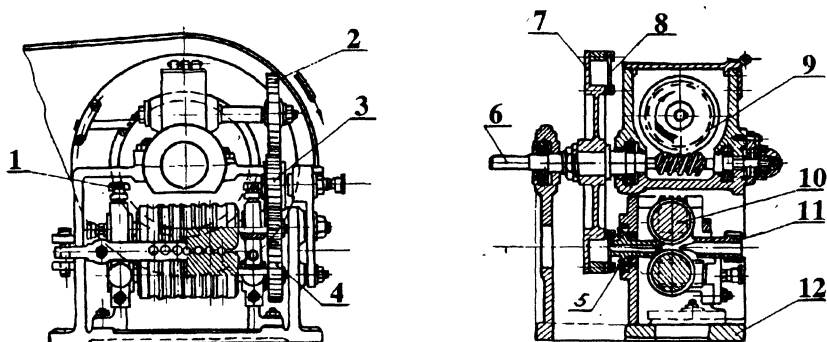


Рис. 70а. Резательный станок Разумеева. Общий вид.

Поскольку выпрессованные шнуры имеют разные скорости и скорость каждого шнура меняется во времени (пульсирует), эти станки не могут быть использованы для непрерывной резки шнуров, непосредственно выходящих из пресса.

Непрерывная фабрикация зерновых порохов требует непрерывной и механизированной резки, обеспечивающей одновременную приемку большого количества пороховых шнуров (около 60), качество и точность резки порохового зерна по длине.

В результате научно - исследовательских и опытно - конструкторских работ разработан и внедрен в производство агрегат, который обеспечивает механическую приемку всех выпрессовываемых шнек - прессом пороховых шнуров и их непрерывную резку. (Авторы В.И.Гиндич, М.А.Бельдер и др.).

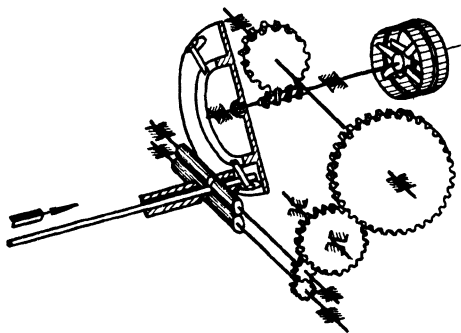


Рис.70б. Резательный станок Разумеева.
Кинематическая схема.

Станок Разумеева

Станок Разумеева представлен на рис.70а, его кинематическая схема - на рис.70б.

Основой станка служит станина 12, на которой смонтированы два питающих валика 10. Верхний валик - подвижной, и винтами 1 он прижимается к нижнему валику. Изменением

расстояния между валиками регулируется сила, воздействующая на пороховой шнур. На валиках сделаны выточки: при резке пороха 14/7 - 6шт; пороха 9/7 - 7шт. и пороха 7/7 - 8шт.

Для лучшего захвата порохового шнура на поверхности этих выточек сделана насечка. Перед тянущими валиками установлена передняя личинка 11, назначение которой - направлять пороховой шнур в канавки - выточки между валиками. За валиками установлена вторая личинка 5, по плоскости которой с небольшим зазором перемещаются ножи 8, закрепленные на вращающемся маховике 7. Диаметр отверстия выходной части личинки 5 берется больше диаметра свежотпрессованного порохового шнура на 0,5-1,0мм.

На маховике крепятся два или четыре ножа. Маховик установлен на приводном валу 6, который червячной передачей 9 и шестернями 2, 3, 4 кинематически связан с тянущими валиками. Вся кинематическая схема станка рассчитана так, что при повороте маховика на 1/4 или 1/2 оборота подающие валики перемещают пороховой шнур на длину порохового зерна. В этот момент пороховое зерно срезается ножами, проходящими по плоскости личинки. Станок Разумеева (табл.13) рассчитан на резку семи-канальных порохов 15/7, 14/7, 9/7, 7/7, элементы которых имеют разную длину и диаметр, поэтому для настройки станка на резку порохов других марок предусмотрена возможность быстрой смены шестерен 2 и 3, подающих валиков 10 и личинок 11; 5. При этом сохраняется соответствующая синхронизация между движением маховика и подающими валиками.

Таблица 13

Техническая характеристика станка

Механизм подачи			Шестерни		Марка пороха	Длина зерна, мм
число отверстий	диаметр отверстия, мм	диаметр валика, мм	п2	п3		
6	12,7	69.	44	43	15/7	17,7+17,3
6	10,4	61	38	37	12/7	15,8+15,4
7	8,8	62	32	31	9/7	13,9+13,1
8	6,8	63	25	24	7/7	10,7+10,3

Примечание. Число режущих ножей 4 и частота вращения маховика 730 об/мин.

Производительность станка

$$G = \frac{47d^2 l_3 \cdot n \cdot k \cdot Z \cdot \rho \cdot \eta}{1000} = \text{кг/ч},$$

где d - диаметр шнура, см;

l_3 - длина зерна, см;

n - частота вращения маховика, об/мин;

k - число ножей на маховике;

Z - число пороховых шнуров, одновременно поступающих на резку;

ρ - объемная масса отпрессованного порохового шнура, г/см³;

η - коэффициент использования станка, $S=0,85 + 0,9$.

Скорость вращения маховика кинематически связана со скоростью вращения подающих пороховые шнуры валиков. При окружной скорости маховика v с расстоянием между ножами на нем S и окружной скорости подающих пороховой шнур валиков v_1 отрезается пороховое зерно длиной l_3 .

Расстояние между ножами по окружности

$$S = \frac{\pi D_{\text{ср.}} - kb}{k} \text{ см,}$$

где $D_{\text{ср.}}$ - средний диаметр маховика, см;

k - число ножей;

b - ширина ножа, см

Время t_1 , за которое при вращении маховик пройдет путь S , и время t_2 , за которое подающие валики подадут пороховой шнур на длину зерна l_3 , равны

$$t_1 = \frac{S}{v} = \frac{\pi d_{\text{ср.}} - kb}{kv}; \quad t_2 = \frac{l_3}{v_1}$$

$$\text{тогда} \quad \frac{\pi d_{\text{ср.}} - kb}{kv} = \frac{l_3}{v_1}$$

$$\text{и} \quad n_{\text{макс}} = \frac{v \cdot 60}{\pi \cdot D_{\text{ср.}}} \text{ об/мин}$$

Окружная скорость маховика, или скорость движения ножей, на заводах принята в пределах 10-13 м/сек. Окружная скорость ведущих валиков определяется из уравнения

$$v_1 = \frac{l_3 \cdot k \cdot v}{\pi \cdot D_{\text{ср.}} - bk} \text{ см/с}$$

Определив окружную скорость, задаемся диаметром валика и определяем частоту его вращения. Передаточное отношение между маховиком и подающими валиками узнаем из уравнения

$$i = \frac{v}{v_1} = \frac{n}{n_1}$$

Ленточный резательный станок

Таблица 14

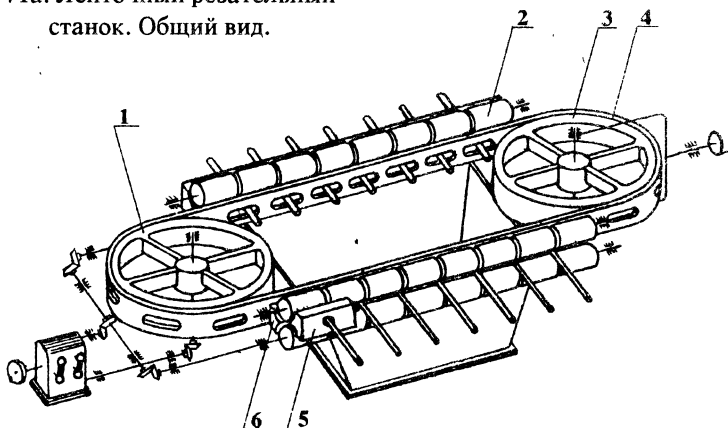
Техническая характеристика ленточного резательного станка

Марка пороха	Диаметр отверстия личинок мм	Диаметр питающих валиков, мм	Скорость движения режущей ленты, м/с
15/7	12,7	37,0	2,84
12/7	10,4	36,4	3,42
9/7	8,8	43,6	4,94
7/7	6,8	43,6	5,97

Примечание. Число отверстий в личинке 8, частота вращения маховика 222 об/мин.

На рис. 71а показана кинематическая схема режущей части ленточного резательного станка (табл. 14), который состоит из двух маховиков, один из них - приводной 1, второй - натяжной 3. На маховике надета стальная лента 4 толщиной 0,5мм, шириной 50÷55мм с окнами, перемычки между которыми являются режущей частью. Число окон и их длина в ленте зависят от марки пороха. С двух сторон ленты установлены подающие валики 2, верхний из которых - прижимной. Изменением расстояния между валиками регулируется сила, воздействующая на пороховой шнур. На валиках сделаны выточки. Для лучшего захвата порохового шнура на поверхности этих выточек сделана насечка. Перед тянущими валиками установлены передние личинки 5, назначение которых - направлять пороховой шнур в

Рис. 71а. Ленточный резательный станок. Общий вид.



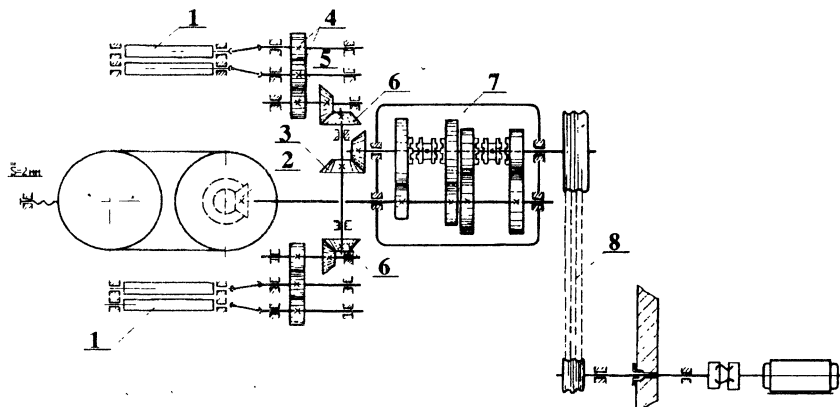


Рис. 716. Ленточный резательный станок. Кинематическая схема.

канавки - выточки между валиками. За валиками установлены вторые личинки 6, по плоскости которых движется режущая лента. Диаметр выходной части отверстия личинки больше диаметра свежотпрессованного порохового шнура на $0,5 \pm 1$ мм.

Приводная часть станка представлена на рис. 716. Вращение от электродвигателя 9 через клиноременную передачу 8, коробку скоростей 7 и коническую пару шестерен 2 передается маховиком к ленте. Конические пары шестерен 3, 6 и далее цилиндрические шестерни 4, 5 передают вращение валиками 1. Кинематическая схема станка рассчитана на то, что при перемещении режущей ленты на длину окна, подающие валики перемещают пороховой шнур на длину порохового зерна. В этот момент срезается пороховое зерно. При переходе от одной марки пороха к другой предусматривается соответствующая настройка скорости движения ленты (частота вращения маховика) с помощью коробки скоростей и заменой питающих валиков. Длину зерна можно регулировать также длиной окна в режущей ленте.

Производительность станка

$$G = \frac{47d^2 l_3 \cdot k_c \cdot Z \cdot \rho \cdot \eta}{1000} \text{ кг/ч,}$$

где d - диаметр свежотпрессованного порохового шнура, см;

l_3 - длина порохового зерна, см;

k_c - число срезов в минуту. При скорости ленты v и числе окон n в погонном метре ленты $k_c = v \cdot n$

Z - число пороховых шнуров, одновременно поступающих в резательный станок;

ρ - объемная масса отпрессованного порохового шнура, г/см³;

η - коэффициент использования станка. Как и для станка Разумеева,
 $\eta = 0,85 + 0,9$.

Скорость движения режущей ленты и скорость вращения подающих пороховые шнуры валиков связаны между собой. При скорости ленты v , имеющей окно длиной S_0 , и окружной скорости валиков v_1 , подающих пороховой шнур, отрезается пороховое зерно длиной l_3 . Время t_1 , за которое режущая лента пройдет путь S , и время t_2 , за которое подающее валики перемещают пороховой шнур на длину зерна, равны. Тогда

$$t_1 = \frac{S_0}{v}; \quad t_2 = \frac{l_3}{v_1}; \quad \frac{S_0}{v} = \frac{l_3}{v_1}$$

Скорость движения режущей ленты, т.е. скорость резания порохового шнура, определяет качество среза порохового зерна и производительность станка. С увеличением скорости резания чистота среза улучшается и увеличивается производительность станка за счет увеличения количества срезов, но при этом возрастает вероятность нагрева ленты и личинки, что небезопасно при работе. Практикой установлена оптимальная скорость резания, при которой обеспечиваются нормальные условия работы станка, она равна 3-6 м/сек. Зная скорость резания и диаметр маховика, определяем частоту вращения. Окружную скорость подающих валиков находим из предыдущего соотношения.

$$v_1 = \frac{l_3 \cdot v}{S_0} \text{ м/с}$$

Длина зерна l_3 берется в зависимости от марки пороха. Длина окна S_0 в режущей ленте задается конструктивно и колеблется в пределах 100-210 мм в зависимости от марки пороха. Определив окружную скорость подающих валиков, рассчитываем частоту вращения при выбранном диаметре D

$$n_1 = \frac{v_1 \cdot 60}{\pi \cdot D} \text{ об/мин}$$

и передаточное отношение между маховиком станка и ведущими валиками

$$i = \frac{v}{v_1} = \frac{n}{n_1}$$

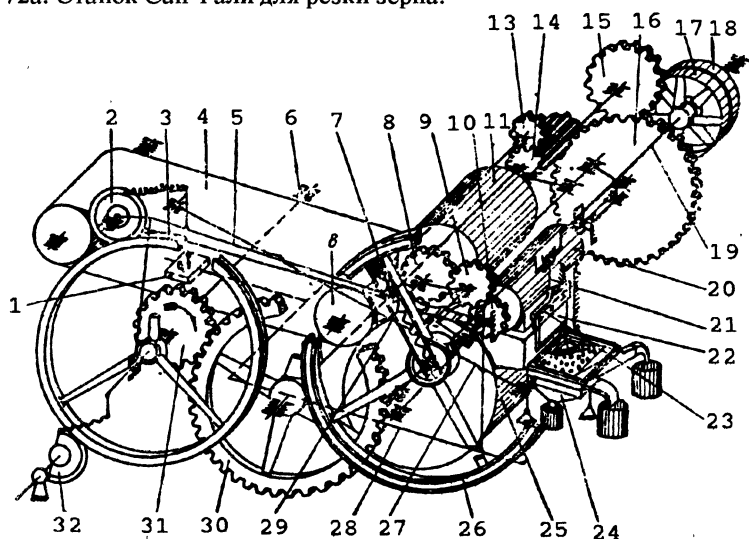
Станок Сан - Галли

Станок Сан - Галли - это станок гильотинного типа с пульсирующей подачей пучка пороховых шнуров на резку. Он состоит из правой и левой

шек станины, в которых смонтирован (рис.72а) коленчатый вал 19. С одного конца вала установлены рабочий 17 и холостой 18 шкивы, с другого - маховик 26, обеспечивающий равномерный ход станка. В прорези маховика есть ползун 7, который с помощью винта 29 перемещается и регулирует длину кривошипа и, как следствие этого, длину отрезаемого порохового зерна. Ползун 7 рычагом 5 с помощью кулачка 2 соединяется с фрикционным колесом 3. Применение фрикционного колеса, а не храпового связано с тем, что храповое колесо дает ступенчатое регулирование длины порохового шнура. Для фиксации фрикционного колеса смонтирован тормозной кулачок 32.

На коленчатом валу шатуном 21 крепится ползун 23, а к нему - нож 22. Фракционное колесо, смонтированное на промежуточном валу 6 зубчатыми парами 30, 31 и 13, 14, связано с приводным барабаном 8 транспортера подачи пороховых шнуров 4 и зубчатой парой 14, 16 - с нижним подающим барабаном 25. Нижний барабан через пару шестерен 15, 16 находится в зацеплении с верхним тянущим барабаном 12, который через шестерни 9, 10, 11 связан с прижимным барабаном 20. Назначение последнего - уплотнять пучок пороховых шнуров, поступающих в зев станка, для чего он, находясь в кинематической связи с подающим барабаном, меняет свое вертикальное положение в зависимости от толщины поступающего порохового пучка. Силу прижатия регулируют грузом 1, который системой рычагов 28 связан с прижимным барабаном. Все три барабана 12, 20, 25 имеют продольные рифы.

Рис. 72а. Станок Сан-Гали для резки зерна.



Для предварительной сортировки свеженарезанного пороха служит набор вибросит 24, рама их с помощью тяги 27 соединена с тягой 5, посредством которой сита получают колебательные движения.

Станок работает следующим образом. Вращательное движение через ременную передачу передается коленчатому валу - нож получает возвратно - поступательное движение, а от маховика посредством тяги и фрикционного колеса - транспортеру 4, на котором ровным слоем уложен пучок пороховых шнуров, и далее к подающим и прижимным валикам. Транспортер направляет пороховой пучок в зев между подающими валиками, где пучок частично уплотняется.

Прижимной валик сжимает пороховой пучок и, когда зев станка открыт, пучок подается в зев на длину порохового зерна. В это время нож начинает движение вниз, а транспортер и вся система подачи пороховых шнуров останавливаются.

Нарезанный порох поступает на вибросито, где он сортируется на три фракции: крупные, мелкие и мерные зерна. Крупные и мелкие возвращают для переработки в пороховую массу, а мерные зерна идут на дальнейшие фазы обработки.

Наиболее благоприятные условия для работы станка обеспечиваются при размере зева 20+22мм. С увеличением зева, к чему часто стремятся для увеличения производительности, нож не успевает полностью освободить зев и препятствует свободному перемещению пороховых шнуров, что приводит к увеличению процента брака. С уменьшением длины отрезаемого порохового зерна высоту зева берут больше и, наоборот, с увеличением - меньше. Так, например, на производстве при резке пороха ВУ высоту зева доводят до 70мм. Высота зева более 35мм нецелесообразна. Станок Сан - Галли, в отличие от других, дает самый большой разброс по длине зерна, достигающий 20+25%. Это связано с тем, что движение кулачка фрикционного колеса начинается с малым ускорением, вследствие чего теряется точность места его заклинивания и момент начала движения подачи. Кроме того, часто наблюдается и проскальзывание кулачка по фрикционному колесу.

Технологическая характеристика станка

Частота вращения коленчатого вала при резке; об/мин

зерна

180+220

трубки

25+30

Расчетная мощность, л.с. (кВт)

2 (1,47)

Ширина зева, мм

260

Высота, мм

30+50

Габаритные размеры, мм

2100×1000×1600

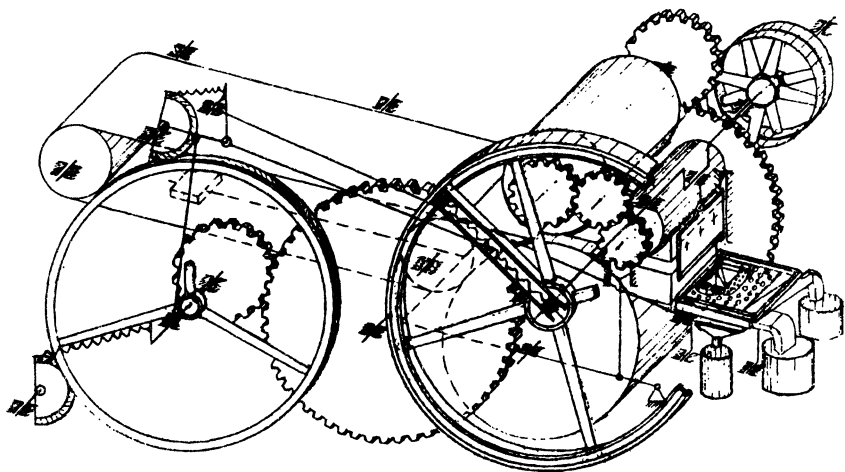


Рис. 726. Станок Сан-Гали. Кинематическая схема модернизированного станка для резки трубки.

При рамной технологии и фабрикации трубчатых порохов последние после провяливания режут на модернизированном станке Сан - Галли, представленном на рис. 726. Режущий нож 3 устанавливают под углом 90° по отношению к расположению его при резке зерновых порохов. Под нож устанавливают стол 2, на котором крепится планка 4, к планке во время резки прижимаются пороховые шнуры и передвижной ограничитель (упор) 1, которым регулируется длина отрезаемой трубки. Механизм подачи пороховых шнуров при этом отключают, т.е. тягу 5 (см.рис.72а) отсоединяют от ползуна 7, частоту вращения коленчатого вала уменьшают до $25\div 30$ об/мин.

Резательный станок для автоматической резки трубчатых порохов

При непрерывной фабрикации трубчатых порохов механизированная резка свежеспрессованных пороховых шнуров на отрезки заданной длины имеет очень важное значение с точки зрения не только механизации дальнейшего технологического процесса, но и обеспечения необходимой прямизны трубок при их дальнейшей технологической обработке.

При непрерывной технологии и безрамном провяливании трубчатых порохов при выходе из пресса нарезаются на определенную, точно заданную длину.

Основной трудностью приема и резки трубок после прессования является то, что при прессовании скорость выхода каждого шнура из - под прессы различна и меняется во времени. Это приводит к необходимости резать каждый шнур в отдельности.

Значительное количество выпрессованных пороховых шнуров (число шнуров при прессовании пороха 18/1 шнек - прессом Ш-2В составляет 37) требует объединения в одном станке такого же количества самостоятельных секций, что приводит к громоздкости станка и затрудняет обслуживание его.

Конструкции резательных станков для трубчатых порохов должны обеспечить:

- резку каждого шнура в отдельности;
- точность обрезаемой пороховой трубки по длине;
- возможность регулирования длины пороховой трубки;
- устойчивость и надежность работы узлов станка;
- возможность быстрого перехода с одной длины резки на другую;
- при выходе из строя одной из секций - ремонт ее без остановки станка;
- малый габарит станка при значительном количестве режущих элементов, что важно для удобства обслуживания;
- надежность станка в работе с точки зрения техники безопасности и пожарной безопасности.

55 - секционный пневматический станок для резки пороховой трубки

Кинематическая схема секции пневматического резательного станка для резки пороховой трубки (рис.73).

Станок состоит из 55 отдельных секций. Резательные секции закреплены на верхней установочной плите 3, фиксаторы длины пороховой трубки 6 - на нижней плите 7.

Верхняя и нижняя плиты соединены специальными шпильками, позволяющими изменять длину отрезаемой пороховой трубки, путем изменения расстояния между резательными секциями и фиксаторами длины трубки 6. На верхней плите закреплен коллектор 10, на нижней - коллектор 5 для подвода воздуха.

Резательные секции станка и фиксаторы длины трубки соединены телескопическими трубками, а пневмоцилиндры 1, 9, 8 - поливинилхлоридными трубками.

Сжатый воздух давлением 4,5 - 4,8 ат (0,44-0,39МПа) из коллектора 10 подводится к пневмоцилиндрам 1 резке пороховых шнуров. Сжатый воздух под давлением 3÷2,5 ат (0,29÷0,25МПа) из коллектора 5 поступает в фиксаторы.

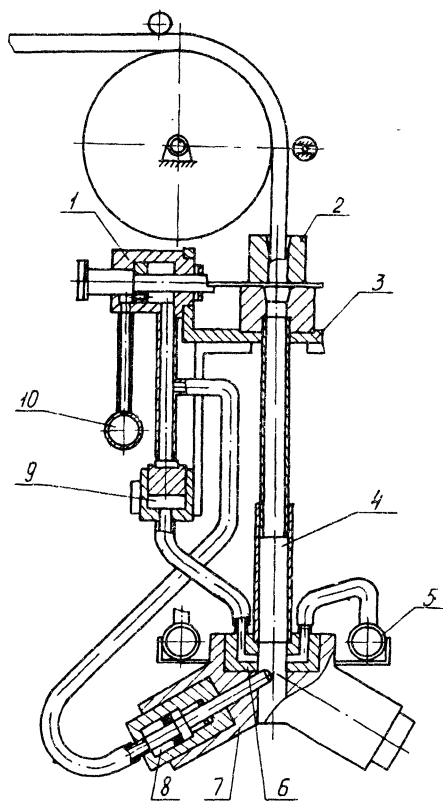


Рис. 73. 55-секционный пневматический станок для резки трубки.

сатор 6. Когда в телескопической трубке нет порохового шнура, личинка 2 перекрыта ножом, воздух из коллектора 5 через фиксатор 6 поступает в цилиндр 9, поднимает его поршень, перекрывая выходной патрубок воздуха из цилиндров 1 и 8. Сжатый воздух из коллектора 10 поступает в левую полость цилиндра 1 и через отверстие в поршне переходит в правую полость из-за разности площадей на штоке. Последний вместе с ножом перемещается в крайне левое положение, открывая при этом отверстие в личинке 2 для движения порохового шнура. Через тройник патрубка сжатый воздух из цилиндра 1 проходит в полость цилиндра 8, поршень которого, преодолевая усилие пружины, движется вправо, и шток перекрывает выходное отверстие выхода порохового шнура из телескопической трубки.

Пороховой шнур через личинку 2 поступает в телескопическую трубку 4, далее в

фиксатор длины 6 и упирается в шток цилиндра 8. За счет перепада давления в верхнем и нижнем каскадах поршень цилиндра 9 под действием струи сжатого воздуха опускается вниз и открывает стравливающее отверстие из правой полости цилиндра 1 и цилиндра 8. Поршень цилиндра 1 резко движется вправо и отрезает пороховую трубку. Поршень цилиндра 8 под действием пружины движется влево и открывает выходное отверстие для пороховой трубки. Пороховая трубка под собственной массой выпадает из телескопической трубки. Далее цикл повторяется.

Техническая характеристика станка

1. Максимальное количество режущих секций, шт	55
2. Длина отрезаемой пороховой трубки, мм	270+1000
3. Максимальная скорость выпрессовываемого шнек - прессом порохового шнура, м/мин	6
4. Давление сжатого воздуха:	
а) в верхнем коллекторе, ат МПа	4,5 + 4 0,44 + 0,39
б) в нижнем каскаде, ат МПа	3 + 2,5 0,29+0,25
5. Габаритные размеры, мм:	
длина	1168
ширина	500
высота	1300

Непрерывнодействующий резательный агрегат

Непрерывнодействующий резательный агрегат (рис.74) состоит из наклонного транспортера 7, верхнего резательного станка РА - 1 3 и нижнего резательного станка РА-1 с бункером.

Выпрессованные пороховые шнуры из - под пресса вручную вкладываются на ленту транспортера, скорость движения которой на 15+20% больше максимальной скорости прессуемого порохового шнура, чтобы шнуры были на ленте в натянутом состоянии и не петляли. Для того, чтобы направлять движение порохового шнура по ширине транспортной ленты, пороховой шнур укладывают в гнездо гребенки 9, установленной в начале транспортера. Если силы трения между пороховыми шнурами и транспортерной лентой незначительны, и пороховой шнур не натягивается, на ленте дополнительно устанавливают прижимной валик 8.

С транспортерной ленты пороховой шнур поступает на барабан 6 верхнего резательного станка, на который нашта резиновая лента с канавками, чтобы направлять пороховой шнур к отверстиям верхнего резательного станка. Между приводным барабаном транспортера и барабаном верхнего резательного станка устанавливают прижимной ролик 5, назначение которого - не допускать петлеобразования порохового шнура в промежутке, где нет транспортной ленты, и прижимать шнуры к барабану верхнего резательного станка. Разрыв транспортной ленты между барабанами верхнего резательного станка и транспортера сделан для того, чтобы при движении ленты транспортера в ту или иную сторону пороховые шнуры не отклонялись от своего прямолинейного движения, так как такое отклонение может вызывать петлеобразование у входа порохового шнура в отверстия верхне-

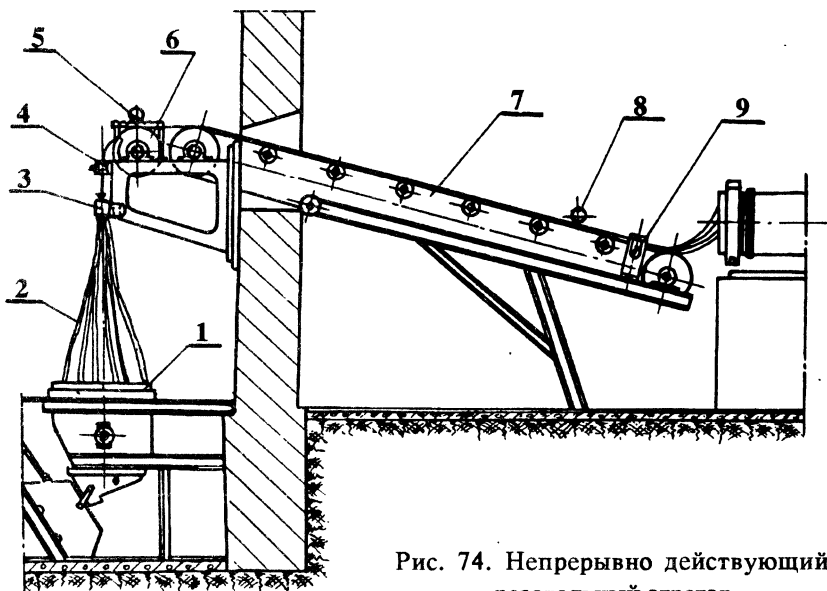


Рис. 74. Непрерывно действующий резательный агрегат.

го резательного станка (рис.75). Для того, чтобы пороховые шнуры двигались не по касательной к барабану, а в отверстия верхнего резательного станка установлен прижимной валик 4 (см.рис.74), который может перемещаться в направляющих (рис.76). Перемещением валика в направляющих подбирают оптимальное его расположение. При фабрикации той или иной марки порохов это расположение меняется. Валик вращается за счет трения его о поверхность барабана верхнего резательного станка. Расстояние между валиком и барабаном верхнего резательного станка больше диаметра порохового шнура на 3÷4мм. Кроме того, валик может свободно перемещаться в направляющих и увеличивать это расстояние, если под него попадут перепутавшиеся пороховые шнуры.

Пороховой шнур, пройдя отверстия верхнего резательного станка, поступает в трубки 2 (см.рис.74), соединяющие верхний станок с нижним. В верхнем станке шнуры периодически отрезаются на куски произвольной длины, которые под действием силы тяжести опускаются по трубкам в нижний станок, где они режутся на мерные зерна.

Резательный агрегат работает следующим образом. Пороховой шнур с транспортной ленты через входные отверстия верхнего резательного станка заполняет трубки, соединяющие верхний и нижний станки (рис.77а). Когда идущий с максимальной скоростью пороховой шнур не дойдет до ножа нижнего станка на расстояние $a = 50 \div 100$ мм, нож верхнего

станка отрежет кусок шнура (рис.77б). Максимальная длина отрезаемого порохового шнура $L_{ш} = H - a$, где H - расстояние между ножами верхнего и нижнего резательных станков.

Для уменьшения брака по немерным зернам (а каждый кусок порохового шнура может дать одно или два немерных зерна) необходимо расстояние между ножами станков брать возможно большим. Практически оно принимается равным 1200 ± 1300 мм. Отрезанные пороховые шнуры падают в трубках до упора нижнего станка. В этот момент нож нижнего станка отрезает снизу от неподвижных пороховых шнуров зерна заданной длины, которые ножом выбрасываются через окна в течку - бункер станка, а шнур свободно падает на высоту зерна до упора, и далее отрезается следующее зерно.

Отрезанные ножом верхнего станка куски шнура опускаются в соединительные трубки с пульсирующей скоростью, которая, в отличие от скорости прессования, постоянна и определяется уравнением:

$$v_{ср.} = k_c \cdot l_3 \text{ м/мин,}$$

где k_c - число срезов в минуту;
 l_3 - длина зерна.

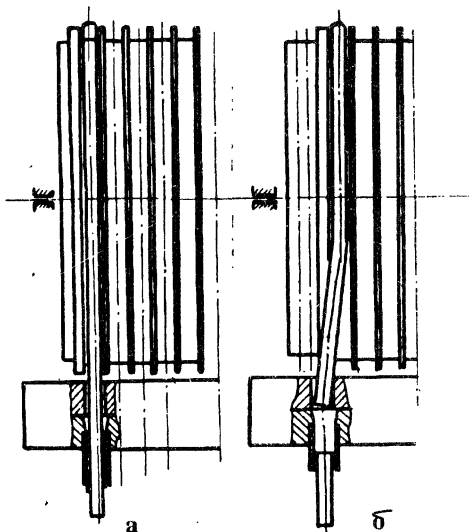


Рис. 75. Схемы отклонения транспортной ленты и ее влияние на работу станка Р-1
 а) нормальное движение ленты;
 б) лента отклоняется от своего первоначального движения

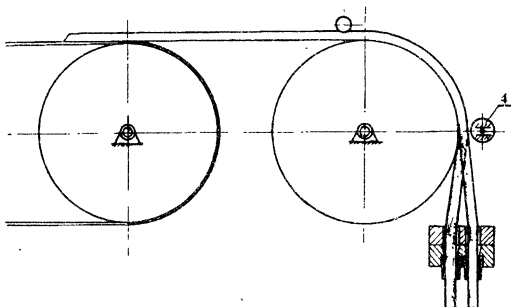


Рис. 76. Схема работы прижимного валика станка Р-1.

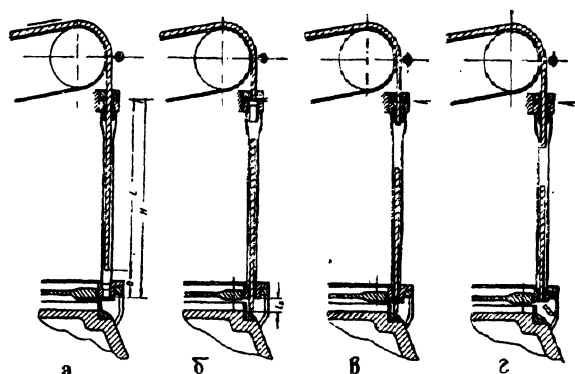


Рис. 77. Схема работы
резательного
агрегата.

Непременным условием работы нижнего резательного станка является то, что максимальная скорость прессования порохового шнура $v_{\text{макс}}$, не должна быть больше скорости опускания в трубку порохового шнура $v_{\text{ср}}$. При выполнении этого условия пороховые шнуры, заполняющие соединительные трубки со скоростью $v_{\text{макс}}$, не могут достичь пороховых отрезков, опускающихся в соединительной трубке со скоростью $v_{\text{ср}}$.

Верхний резательный станок РА-I

Верхний станок представлен на рис. 78а,б, кинематическая схема его - на рис. 78в. Станок состоит из плиты I, на которой крепятся два кронштейна 2. На кронштейнах смонтированы приводной барабан конвейера I, барабан II самого станка с нашитой на нем резиновой лентой с канавками, редуктор III, обеспечивающий прерывность движения ножей станка, и резательный станок.

Резательный станок состоит из верхней 7 и нижней 8 плит, в которых сделаны отверстия для ввода пороховых шнуров в станок. Число отверстий должно быть больше числа одновременно прессуемых шнеков - прессом шнуров, причем оно меняется в зависимости от марки пороха. Так, для порохов 9/7-14/7 в плитах 44 отверстия, для пороха 7/7 - их 64. Как в верхней, так и в нижней плитах входные отверстия имеют конусную часть, переходящую в цилиндр. Такая конфигурация отверстий полностью исключает возможность заклинивания порохового шнура после среза его ножом верхнего станка. В отверстия нижней плиты завернуты и припаяны патрубки, цилиндрические отверстия которых переходят в конусные отверстия самой плиты. При этом, чтобы избежать застревания порохового шнура, не допускается никаких выступов в месте стыка патрубка и плиты. Диаметр отверстий должен быть больше диаметра порохового шнура. Его можно принимать, руководствуясь соотношениями

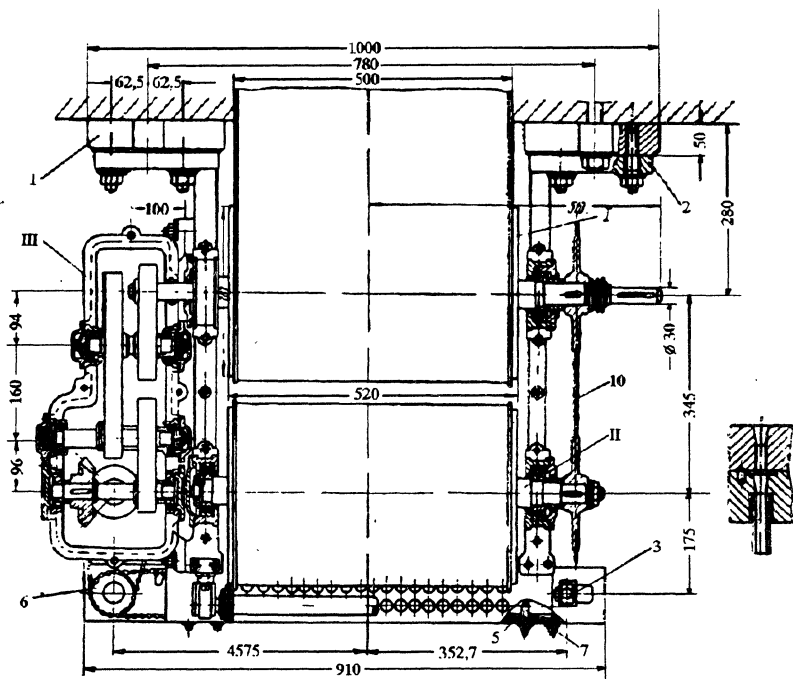


Рис. 78а. Верхний резательный станок РА-1. План.

$$d_{0\text{мин.}} = d_{\text{ш}} + (2 + 3) \text{ мм и } d_{0\text{макс.}} = 2d_{\text{ш}} - 3 \text{ мм,}$$

где $d_{\text{ш}}$ - диаметр отпрессованного порохового шнура.

Между плитами станка в специальном пазу ходит цепь 5 с закрепленными на ней двумя режущими ножами 4. Ножи имеют прерывистое движение, что позволяет перекрывать входные отверстия станка на незначительное время и, следовательно, отрезать шнур необходимой длины. Цепь установлена на двух звездочках: натяжной 3 и спаренной приводной 6. Движения ножей и транспортной ленты кинематически связаны (рис. 78в), для чего на одном конце вала барабана транспортера смонтирована шестерня 1, находящаяся в зацеплении с шестерней редуктора 2. Через эту пару шестерен вращательное движение передается секторной шестерне 3, находящейся в зацеплении с малой шестерней 4, и далее через цилиндрическую 5 и коническую 6 пару шестерен - выводному валу 7. Затем с помощью звездочки 8 и цепи 9 вращение передается цепи 5 (см. рис. 78а). Периодическое вращение выводному валу придают секторная и малая шестерни. Работает эта кинематическая пара следующим образом:

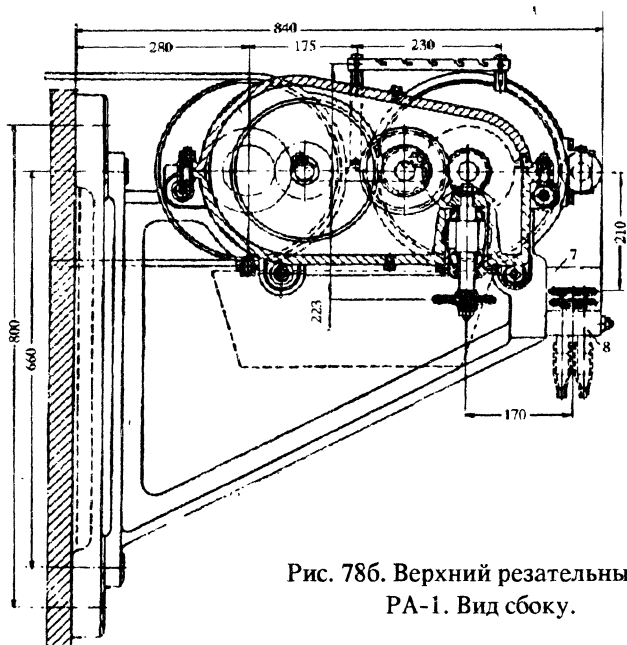


Рис. 786. Верхний резательный станок РА-1. Вид сбоку.

в момент, когда малая шестерня вышла из зацепления с секторной, фиксатор малой шестерни заходит в венцы секторной шестерни, и малая шестерня останавливается. Следовательно, останавливается вся система привода ножей. При дальнейшем вращении секторной шестерни зубья сектора заходят в зацепление с малой шестерней, фиксатор сходит с венца, и начинается цикл резки. Барабан верхнего станка 11 (см. рис. 78а) приводится во вращение от барабана транспортера 1 цепной передачей 10. Окружная скорость его равна скорости транспортной ленты.

Расчет верхнего резательного станка сводится к определению числа срезов порохового шнура при заданных скорости прессования пороховых шнуров шнек - прессов, расстоянии между ножами верхнего и нижнего резательных станков и скорости движения режущих ножей.

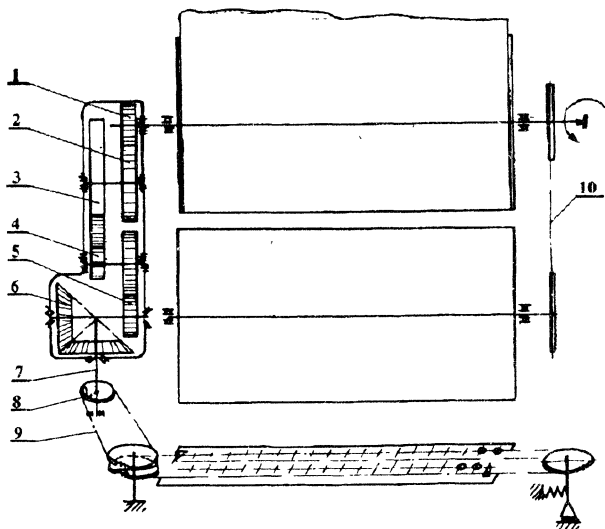
Число срезов в минуту

$$n = \frac{v_{\text{макс.}}}{H} = \frac{v_{\text{макс.}}}{L_{\text{ш}} + a}$$

Скорость движения ножа выбирается из расчета времени перекрытия ножом входных отверстий

$$v_n = \frac{d_o + b_n}{t} \text{ м/мин,}$$

Рис. 78в. Верхний
резательный станок
РА-1. Кинематиче-
ская схема.



где d_0 - диаметр входного отверстия;

b_n - ширина ножа;

t - время перекрытия ножом входного отверстия, которое определяется из расчета длины петли, образующейся тогда, когда пороховой шнур не имеет поступательного движения в верхний станок,

$$t = \frac{l_n}{v_{\max}}, \text{ где } l_n - \text{длина петли.}$$

Чтобы обеспечить нормальную работу станка, желательно иметь минимальную длину петли и, очевидно, минимальное время перекрытия. Длину петли можно принимать равной 5-10 мм. Подставляя значения t в предыдущее уравнение, получим уравнение, определяющее значение скорости движения ножа,

$$v_n = \frac{(b_n + d_0) v_{\max}}{l_n} \text{ м/мин}$$

Исходя из скорости движения ножа и длины цепи, определяем число оборотов ее звездочки за один цикл работы по уравнению

$$n = \frac{v_n \cdot \sin \frac{180}{z}}{\pi \cdot S_{\text{ц}}} \cdot t,$$

где z - число зубьев на звездочке, принимается конструктивно;

$S_{\text{ц}}$ - шаг цепи;

t - время одного цикла среза, мин,

$$t = \frac{L_{\text{ц}}}{k \cdot v_{\text{н}}}$$

Здесь k - количество ножей на цепи;

$L_{\text{ц}}$ - длина цепи, несущей ножи; принимается конструктивно, исходя из ширины транспортной ленты.

Таким образом, механизм, обеспечивающий периодическое движение цепи, должен работать так, чтобы время одного цикла было равно времени n оборотов звездочки. Ножи после каждого цикла работы должны фиксироваться в определенном месте, а не останавливаться в разных местах паза плиты, что недопустимо при работе станка. Для этого необходимо, чтобы цепь, несущая ножи, имела определенное количество звеньев

$$Z_{\text{зв.ц}} = nZ_{\text{звезд.}}$$

Привод верхнего резательного станка (рис.79) по условиям техники безопасности и противопожарной безопасности вынесен в машинное отделение. Он состоит из электродвигателя 1, передающего вращение через клиноременную передачу 2 вариатору 3, который эластичной муфтой 4 соединен с редуктором 5, а редуктор, в свою очередь, муфтой 6 - с приводным валом 7. Приводной вал проходит через сальниковые уплотнения 8 в стене и вторым концом присоединяется к валу барабана транспортера. С изменением скорости прессования пороховых шнуров изменяется и длина отрезаемых верхним резательным станком шнуров. Короткие и чрезмерно длинные шнуры приводят к увеличению брака при резке мерных зерен на нижнем резательном станке.

Вариатор скоростей дает возможность изменять не только скорость движения транспортной ленты, но и число срезов пороховых шнуров в минуту, следовательно, устанавливать нужную их длину. При необходимости ручным приводом 9 изменяют частоту вращения приводного барабана транспортера 10.

Нижний резательный станок РА-II

Нижний резательный станок (рис.80) состоит из корпуса 13, в котором смонтирован горизонтальный приводной вал 12. Вал 12 конической парой шестерен 6 находится в кинематической связи с вертикальным валом 5. Оба вала установлены на радиально - упорных подшипниках. На вертикальном валу закреплен маховик 7, на нижней плоскости которого зажимным сегментом 3 крепится нож 2 станка. В станке можно установить четыре ножа, расположенных на маховике диаметрально противоположно друг другу. Однако для удобства эксплуатации на маховике крепится один нож. В пазу зажимного сегмента он фиксируется пальцем - фиксатором 4, одновременно служащим предохранителем. Нож имеет отверстие, в которое входит

предохранитель, и благодаря этому при ослаблении болтов сегмента нож не может выйти из гнезда.

В верхней части корпуса на пяти специальных приливах - стойках сделан венец, на котором устанавливается личиночное кольцо 8. Просветы между стойками образуют окна, через которые выбрасываются пороховые зерна, отрезанные ножом. Чтобы не забивалось пространство между стойками и корпусом,

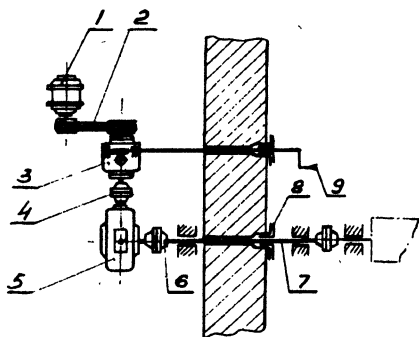


Рис. 79. Привод верхнего резающего станка.

стойки сделаны обтекаемой формы. Личиночное кольцо на венце крепится так, чтобы его рабочая плоскость, по которой ходит нож, была выше плоскости маховика, на которой крепятся ножи, на 0,1-0,2мм. Отверстия в личиночном кольце разбиваются на группы в соответствии с просветами - окнами между ребрами венца. Число отверстий зависит от марки пороха. Не рекомендуется располагать отверстия вблизи и против ребер венца. В секторе приводного вала есть просвет, позволяющий проводить замену ножей. Все это направлено на уменьшение брака по намеренным зернам.

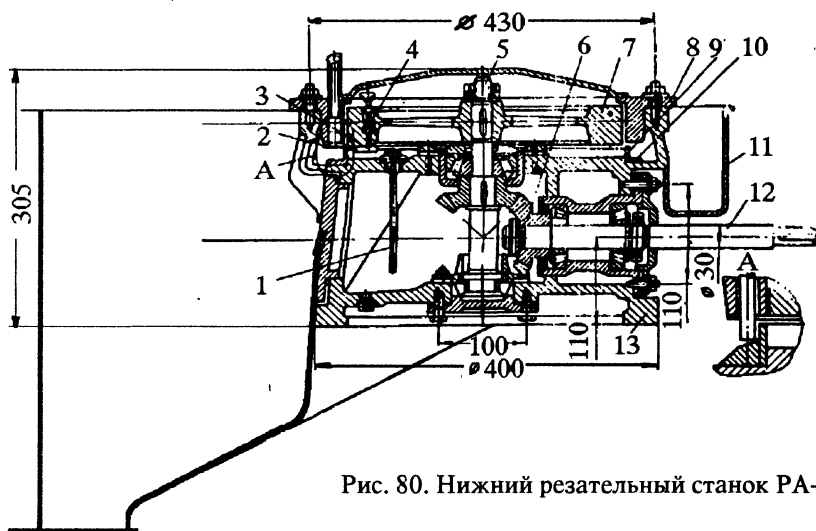


Рис. 80. Нижний резающий станок РА-II.

Большое значение в работе станка имеет форма отверстий в личиночном кольце. Отверстия не должны допускать зависания порохового шнура, забивания его укороченными зернами и должны обеспечить хороший срез. Для этого входная часть отверстия должна иметь расточку для посадки соединительных трубок на глубину 3+4мм, причем в месте окончания трубки не должно быть выступов, способствующих торможению движения порохового шнура; цилиндрическая часть отверстия должна быть достаточно высокой:

$$h_0 = (2 + 3) d_{ц},$$

где $d_{ц}$ - диаметр цилиндрической части отверстия, который зависит от диаметра порохового шнура, $d_{ц} = d_{п.ш} + (1,5 + 2)$ мм. Для обеспечения хорошего среза не допускаются какие-либо закругления и вмятины на режущей кромке отверстия. У основания приливов на корпусе сделана выточка для посадки упорного ограничительного кольца 10, которое имеет отражатель 9, препятствующий попаданию под маховик пороховых зерен, что очень важно с точки зрения техники безопасности. Зазор между отражателем и рабочей поверхностью личиночного кольца выбирается по соотношению

$$a = h_{н} + (1 + 1,5) \text{ мм},$$

где $h_{н}$ - толщина ножа.

Расстояние между отражателем и выходными отверстиями личинки равно 1+1,5мм. Длина зерна регулируется расстоянием между рабочими поверхностями личиночного и упорного колец.

Корпус станка одновременно является и масляной ванной, уровень масла в которой поддерживается на определенном уровне, замеряемом щупом 1. Отрезанные пороховые зерна выбрасываются в течку - бункер.11, объем которой обеспечивает 5+10 - минутную работу станка. Из бункера пороховые зерна поступают в ковш скипового подъемника или транспортера и периодически подаются на аппарат Г-3Ф.

Расчет нижнего резательного станка сводится к определению числа срезов порохового шнура в минуту и определяется по соотношению:

$$k_c = \frac{v_{ср.}}{l_3}$$

где $v_{ср.}$ - скорость опускания порохового шнура в соединительной трубке;
 l_3 - длина свежотпрессованного порохового зерна.

В ТУ указывается длина пороховых зерен готового пороха. Учитывая усадку по длине в процессе обработки (удаления растворителя), которая равна 8+10%, длина свежотпрессованного зерна $l_3 = l_3^1 \cdot (1,08 + 1,1)$, где l_3^1 - длина зерна после его усадки.

Скорость свободного падения порохового шнура с высоты H $v = \sqrt{2gH}$. Действительная скорость перемещения порохового шнура в трубках будет меньше из-за трения поверхности шнуров о поверхность трубок. Опытным путем установлено, что средняя действительная скорость перемещения шнура составляет 0,12-0,15 от скорости его свободного падения, т.е. $v_{\text{ср.}} = v \cdot (0,12 - 0,15)$.

Выше было сказано, что для удобства эксплуатации станка на маховике установлен один нож. Тогда за один оборот от каждого шнура отрезается одно зерно, и необходимая частота вращения маховика равна

$$n = \frac{v_{\text{ср.}}}{l_3} \text{ об/мин}$$

Привод нижнего станка (рис.81), как и привод верхнего станка, по условиям техники безопасности и пожарной безопасности вынесен в машинное отделение. Он состоит из электродвигателя 1, от которого вращательное движение через клиноременную передачу 2 передается коробке скоростей 3. Коробка скоростей муфтой 4 соединена с приводным валом 5, который проходит через сальниковое уплотнение 7 в стене здания и муфтой 6 подсоединяется к ведущему валу станка 8. Коробка имеет две скорости. Первая скорость, при которой станок делает 234об/мин, рассчитана на резку таких порохов, как 14/7, 15/7 (длина 17÷18мм), вторая 332об/мин - на пороха 9/7 (длина 13÷14мм). При работе на порохах 7/7 и 6/7 обороты увеличивают соответственно до 420 и 600об/мин заменой шкивов.

Пример расчета резательного агрегата. Рассчитать непрерывнодействующий агрегат для приема и резки пушечных зерновых порохов от шнек - пресса Ш-2В. Число одновременно прессуемых пороховых шнуров марок 14/7-19 и 9/7-37. Принимаем, что вариатор скоростей в кинематическую схему привода вводится как промежуточное звено без учета его передаточного отношения. Вариатор имеет передаточное отношение $i=3$, он дает возможность уменьшить или увеличить скорость транспортера, а следовательно, и число срезов порохового шнура верхним стаканом в 1,73 раза. Учитывая это, в основу расчета верхнего станка принимаем среднюю скорость прессования пороховых шнуров шнек - прессом для порохов 14/7, 12/7, 9/7, 7/7 $v_{\text{ср.}}=3,6\text{м/мин}$. Скорость транспортной ленты принимаем на 20% больше средней скорости прессования шнура. Тогда

$$v_{\text{тр.}} = v_{\text{ср.}} \cdot 1,2 = 3,6 \cdot 1,2 = 4,32 \text{ м/мин.}$$

При выбранном диаметре барабана транспортера $d\delta=290\text{мм}$ частота его вращения равна

$$n = \frac{v_{\text{тр.}}}{\pi \cdot d\delta} = \frac{4,32}{\pi \cdot 0,29} = 4,8 \text{ об/мин}$$

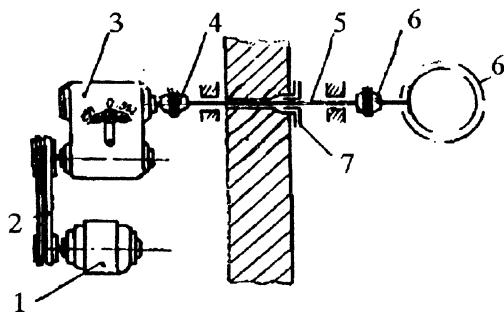


Рис. 81. Привод нижнего резательного станка РА-II.

Из конструктивных соображений и для удобства эксплуатации расстояние H между ножами верхнего и нижнего станков принимаем равным 1200мм (см.рис.77). Количество срезов пороховых шнуров в минуту верхним станком равно

$$n = \frac{v_{\text{ср.}}}{H} = \frac{3,6}{1,2} = 3.$$

Принимаем длину петли $l_n = 8\text{мм}$, ширину ножа $b_n = 10\text{мм}$. Диаметр входных отверстий верхнего станка определяем по соотношению $d = d_{\text{ш}} + 2\text{мм}$. Диаметры входных отверстий станка рассчитываем на пороха марок 14/7, 12/7, 9/7, берем это отверстие по пороху 14/7.

Диаметр свежееотпрессованного порохового шнура марки 14/7 равен приблизительно 11мм. Тогда $d_{\text{отв}} = 11 + 3 = 14\text{мм}$.

Число отверстий принимаем по максимальному числу выпрессованных шнеков - прессом пороховых шнуров, для пороха 9/7 оно равно 37, число отверстий с учетом резервных - 44. Имея величины l_n , b_n и $d_{\text{отв}}$, определяем скорость движения ножа:

$$v_n = \frac{(b_n + d_{\text{отв}})v_{\text{ср.}}}{L_n} = \frac{0,024 \cdot 3,6}{0,008} = 10,8 \text{ м/мин.}$$

Время одного цикла определяем уравнением

$$t_{\text{цикл}} = \frac{L_{\text{ц}} \cdot 60}{k \cdot v_n} \text{ с,}$$

где k - число ножей, $k=2$.

Длину цепи берем конструктивно, исходя из ширины транспортной ленты. Максимальное число выпрессованных пороховых шнуров марки 7/7-61. Для расположения их в один ряд необходим транспортер шириной 500мм. Исходя из этой ширины транспортной ленты, длину цепи предварительно принимаем $L=1830\text{мм}$.

Тогда $t_{\text{цикл}} = \frac{1,83 \cdot 60}{2 \cdot 10,8} = 5,1 \text{ с}$, а частоту вращения звездочки цепи, на которой смонтированы ножи, определяем по уравнению

$$n = \frac{\sin \frac{180}{z} \cdot L_{\text{ц}}}{\pi \cdot S_{\text{ц}} \cdot k},$$

где z - число зубьев звездочки цепи, $z = 16$;

$S_{\text{ц}}$ - шаг цепи, $S_{\text{ц}} = 12,7$.

Подставляя в уравнение цифровые значения, получаем

$$n = \frac{\sin \frac{180}{16} \cdot 1830}{\pi \cdot 12,7 \cdot 2} = 45 \text{ об/мин}$$

Тогда число звеньев в цепи

$$z_{\text{звен}} = 2 \cdot n \cdot z_{\text{звезд.}} = 2 \cdot 4,5 \cdot 16 = 144.$$

Действительная длина цепи, несущей режущие ножи, равна

$$L_{\text{ц}} = 12,7 \cdot 144 = 184 \text{ мм.}$$

Частота вращения сегментной шестерни $n_{\text{сегм.ш.}}$ равна числу срезов верхнего станка n

$$n_{\text{сегм.ш.}} - n = 3 \text{ об/мин.}$$

Передаточное число между приводным барабаном транспортера и шестерней 2 (см. рис. 78 в) на валу сегментной шестерни 3 равняется

$$i_1 = \frac{n_{\text{б.тр.}}}{n_{\text{сегм.ш.}}} = \frac{4,8}{3} = 4,5$$

Принимаем, что малая шестерня 4, находящаяся в зацеплении с сегментной, делает один оборот за цикл. Тогда общее передаточное число между приводной звездочкой цепи, несущей ножи, и малой шестерней равно

$$i_2 = \frac{n_{\text{звезд.}}}{n_{\text{мал.ш.}}} = \frac{4,5}{1} = 4,5$$

Исходя из этой величины, определяем величину цилиндрической 5 и конической 6 пар и звездочки 8 на выводном валу 7 редуктора. Расчет нижнего станка ведем для пороха 14/7. Согласно табл. 11 длина готового порохового зерна марки 14/7 $l_3 = 16 \text{ мм}$. С учетом усадки (9%) длина свежеотпрессованного порохового зерна составит $l_3 = 1,09 \cdot 16 = 17,5 \text{ мм}$. Скорость свободного падения порохового шнура с высоты $l_3 = 17,5 \text{ мм}$ определяем следующим образом

$$v = 60 \cdot \sqrt{2gl_3} = 60 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,8 \cdot 0,0175} = 35 \text{ м/мин.}$$

$$v_{\text{ср.}} = 35 \cdot 0,12 = 4,2 \text{ м/мин.}$$

Частота вращения маховика станка при одном режущем ноже для указанных порохов

$$n^1 = \frac{1000 \cdot 4,2}{17,5} = 240 \text{ об/мин.}$$

Для порохов других марок число оборотов маховика рассчитывается так же, как и для марки 14/7.

При обслуживании резательного агрегата основное внимание необходимо уделять контролю за количеством брака по немерным зернам, качеством среза порохового зерна нижним станком и за своевременным удалением пороховой пыли, образующейся в процессе резки.

При хорошо настроенных верхнем и нижнем станках брак при резке по немерным зернам не превышает 0,5+0,6%. Хорошая работа нижнего станка во многом зависит от работы верхнего станка. Длина отрезанных верхним станком пороховых шнуров существенно влияет на процент брака. Необходимо следить, чтобы отрезаемые шнуры были максимально возможной длины. Если пороховые шнуры отрезаны коротко, процент брака по немерным зернам увеличивается. При заправке шнуров в верхний станок концы их необходимо отрезать, так как оборванные концы деформированы и имеют дефекты, способствующие забивке переходных трубок, а следовательно, нарушению нормальной работы резательного агрегата.

Чтобы избежать зависания отрезанного порохового шнура в переходных трубках, последние должны быть хорошо отполированы, не должны иметь вмятин, особенно на концах, входящих в гнезда личинок нижнего станка, и резких перегибов. Качество среза зависит в основном от ножей, поверхность которых должна быть хорошо отполирована, и лезвие должно быть без каких - либо вмятин. Плохой срез может быть и при хорошем лезвии ножа, если на него налипла пороховая масса. Время транспортировки пороховых шнуров от шнек - пресса к резательному станку составляет 1-3 мин. За это время пороховой шнур провяливается мало, и количество растворителя в нем составляет 50+60%, что способствует налипанию пороховой массы на режущую поверхность ножа, особенно при увеличенном содержании в пироксилине ловушечной партии. При этом получается волнистый срез зерна и затянутые каналы. Ширина ножа нижнего станка должна быть больше диаметра отверстия личиночного кольца. В нижнем резательном станке ножи меняют по мере необходимости, контролируя качество среза порохового зерна. В верхнем станке ножи работают без замены длительное время, ибо они делают незначительное количество

срезов, и процент брака в готовом порохе от плохого среза верхним станком незначителен.

При замене ножей их очищают от налипшей пороховой массы и затачивают. При этом нельзя затачивать плоскость, которая ходит по плоскости личиночного кольца. Это приводит к плохому срезу из-за увеличения зазора между ножом и личинкой. Толщина ножа не должна превышать 1,5мм, при большей толщине ножа образуются вмятины на торце зерна. Заусеницы на зерне при резке возможны, когда увеличено расстояние между плоскостью ножа и рабочей плоскостью личиночного кольца или, как уже отмечалось выше, когда имеется закругление или вмятина на режущей кромке личинки.

В процессе работы резательного агрегата как на верхнем, так и на нижнем станках накапливается пороховая пыль. В бункере нижнего станка дополнительно, вследствие увеличения поверхности испарения, интенсивно выделяется растворитель, который отсасывается через окна в бункере. Сетки окон могут забиваться пороховой пылью, в результате чего массовая доля паров растворителя в бункере может повыситься выше допустимой. Присутствие пыли и повышенная массовая доля паров растворителя могут привести к загоранию пороха на станке. Для удаления пыли резательной агрегат периодически обдувается сжатым воздухом. Нельзя допускать переполнения бункера порохом, так как это приводит к повышению процента брака, а может привести и к загоранию на станке.

Настройка станков производится следующим образом. Если необходимо настроить резательный агрегат на резку порохов 14/7, устанавливают верхний станок с входными отверстиями диаметром 14мм, число которых 44 (этот станок рассчитан на такие пороха, как 14/7-9/7).

На нижнем станке устанавливают соответствующее калибровочное кольцо и личинку с 22 отверстиями, диаметр которых 14+16мм. При этом расстояние между кольцами и личинкой должно соответствовать длине порохового зерна, а зазор между ножом и рабочей поверхностью личиночного кольца, как уже отмечалось, должен равняться 0,1+0,2мм. Коробку скоростей переводят на частоту вращения маховика нижнего станка - 234об/мин. Проверяют биение маховика, который должен свободно проворачиваться от руки, при этом нож не должен задевать за личиночное кольцо. Устанавливают соединительные трубки с внутренним диаметром 14мм и пускают станок в работу.

Глава IX

Удаление растворителя из пироксилинового пороха.

В производстве пироксилиновых порохов одной из наиболее ответственных и самой продолжительной является операция удаления растворителя из порохов.

Процесс удаления растворителя - это сложный физико - химический процесс, скорость и характер протекания которого зависит как от внешних факторов (среды и параметров процесса), так и от внутренних (сырья и структуры пороха).

Выпрессовываемые пороховые шнуры имеют значительное количество растворителя, который необходимо удалить до требуемых норм содержания. На этой фазе производства формируются основные физико - химические параметры порохов, которые определяют их эксплуатационные качества - содержание удаляемых (вода), неудаляемых (спиртоэфирный растворитель), геометрические размеры пороховых элементов, структурные показатели - плотность, удельная поверхность. Этими показателями в основном определяются баллистические показатели заряда.

Удаление растворителя из порохов идет поэтапно и разбивается на три самостоятельные фазы: провяливание, вымачивание, сушку с последующим увлажнением пороха.

Провяливание.

Провяливание - первая фаза удаления растворителя, целевое назначение которой - предварительное плавное его удаление (в основном эфира) из пороха с обеспечиванием максимальной усадки пороховых элементов и сохранением условий для последующего более глубокого удаления растворителя на операции вымачивания.

В основе провяливания (как разновидности процесса сушки) пироксилинового пороха лежит процесс тепло - массопереноса, при котором происходит передвижение спиртоэфирного растворителя из внутренних слоев пороха к наружным (внутренняя диффузия) и испарение с поверхности пороховых элементов (внешняя диффузия).

Провяливание является наиболее ответственной фазой удаления растворителя, т.к. от решения его зависит не только длительность последующих операций, особенно вымачивания, но более всего потому, что оно оказывает существенное влияние на формирование пористой структуры пороховых элементов.

Пороховые шнуры после выхода из матриц гидравлического пресса содержат 50+55% растворителя, а после шнек - пресса 65+75%. При таком содержании растворителя пороховые шнуры эластичны и во время резки могут деформироваться. Поэтому перед резкой их предварительно провяливают, чтобы уменьшить содержание растворителя до 30+35% при изготовлении по периодической технологии и до 40+45% по непрерывной технологии. Предварительное провяливание пороха по периодической технологии осуществляется непосредственно в помещении, где установлены прессы и резательные станки. В процессе приемки и резки пороха необходимо применять вентиляционные (вытяжные) устройства, обеспечивающие приток в помещение свежего воздуха и удаление воздуха, насыщенного растворителем. При непрерывной технологии предварительное провяливание ведется непосредственно на транспортере резательного агрегата. Дальнейшее удаление растворителя происходит в аппаратах, в которые подается определенное количество воздуха с требуемыми технологическими параметрами. Удаление растворителя идет одновременно с поверхности и их внутренних слоев порохового элемента по законам диффузии.

Если скорость удаления растворителя с поверхности больше скорости диффузии растворителя изнутри к поверхности, то на наружном слое пороховых элементов образуется твердая пленка - "корочка", которая затрудняет дальнейший ход процесса удаления растворителя. От протекания процесса провяливания пороха зависят не только, как уже отмечалось, длительность дальнейшего процесса удаления растворителя (особенно вымачивания), но и качество готового пороха. При наличии "корочки" равномерность усадки порохового элемента нарушается и, как следствие этого, уменьшается плотность пороха, т.е. увеличивается его пористость. Образованием "корочки" на пороховом элементе можно объяснить и получающиеся иногда зерна бочкообразного вида, а также вогнутость торцевой поверхности порохового элемента, так как усадка торцевой поверхности больше, чем боковой. Значительная часть объема порохового элемента занята растворителем, в процессе его удаления объем пороха уменьшается и под давлением капиллярных сил происходит усадка пороховых элементов, т.е. стягивание волокон. В процессе усадки происходит формирование геометрических размеров порохового элемента и характеристик его пороховой структуры (возрастает плотность и прочность) порохового элемента, которые во многом определяют баллистические показатели заряда.

Особенностью усадки порохов является анизотропия усадочных процессов: так усадка пороха в поперечном и продольном направлениях составляет до 35% и 12% соответственно.

Основной объем усадки пороха - до 25% в поперечном и до 9% в продольном направлении происходит в процессе провяливания, и составляет до 75% от общей величины усадки.

При провяливании пороха происходит не только уменьшение общего количества спиртоэфирной смеси, но также меняется состав оставшегося в порохе растворителя, возрастает в нем доля спирта, что снижает растворимость нитратов целлюлоз в смеси. При провяливании необходимо стремиться, чтобы при общем содержании удаляемых (спирта, эфира) после провяливания оставалось как можно больше спирта и меньше эфира, что способствует более быстрому удалению летучего растворителя при вымачивании благодаря большему сродству спирта с водой.

Это частично достигается при условии, если относительная влажность воздуха, подаваемого на провяливание, будет в пределах $\varphi=70+85\%$. Процесс провяливания заканчивается после достижения определенного содержания летучих веществ в порохе.

Содержание летучих веществ после провяливания в порохе не должно превышать 15%, но быть не ниже 7+8%.

Более глубокое провяливание сопровождается жесткими режимами (повышение температуры, низкая относительная влажность воздуха), создаются предпосылки образования поверхностной "корки", препятствующей не только равномерной усадке порохового элемента, но и способствующий увеличению как времени вымачивания, так и пористости пороха.

Температура воздуха, идущего на провяливание, должна быть в пределах $28+30^{\circ}\text{C}$.

Окончательного удаления растворителя из пороха можно достичь последующей сушкой. Но этот вариант процесса длителен, что обусловлено явлением усадки пороха, уменьшением размеров капилляров и образованием на поверхности "корки". При получении пироксилиновых порохов по периодической технологии провяливание зерновых порохов ведут в провялочных шкафах или шахтах.

Готовые зерновые пороха должны иметь строго определенное процентное содержание летучих веществ, воды (неудаляемых и удаляемых) и плотность. Трубочатые пороха, кроме этого, должны отвечать определенным требованиям по прямизне. В процессе удаления растворителя из трубочатых порохов, если трубки находятся в свободном состоянии, то они сильно деформируются (изгибаются). Это объясняется тем, что выпрессовываемые шнуры имеют незначительную разностводность и по этой причине происходит неравномерное удаление растворителя, в результате чего при усадке пороха возникает внутреннее напряжение, которое приводит к деформации трубки.

В связи с этим в производстве трубчатых пироксилиновых порохов наиболее трудной задачей является сохранение их заданной прямизны в процессе удаления растворителя.

Проявляющие тонкосводные трубчатые порохов марок 12/1, 15/1, к которым нет специальных требований по прямизне, ведут в проялочных шкафах на лотках, а вымачивание и сушку - в пучках.

Трубчатые пороха, к которым предъявляются особые требования по прямизне, проявляют на рамах в натянутом состоянии или в кассетах в сжатом состоянии, а дальнейшую обработку ведут в пучках.

К недостаткам существующего технологического процесса удаления растворителя относятся его длительность, применение ручного труда и большие габаритные размеры оборудования.

Проялочные шкафы

В проялочных шкафах проявляют пороха всех марок (как зерновые, так и трубчатые). Зерновые пороха проявляют в мешках, а трубчатые - в лотках, на рамах или в кассетах. В настоящее время на заводах существуют много типов проялочных шкафов, различающихся габаритными размерами и конструкцией. В зависимости от способа подачи воздуха шкафы можно разделить на два типа:

1) вытяжка из шкафа воздуха, насыщенного растворителем, производится снизу, а воздух для проявления подается в помещение, где расположены шкафы;

2) подача воздуха для проявления производится непосредственно в шкаф, а вытяжка - из шкафа.

На рис.82 показана технологическая схема установки проялочных шкафов первого типа. В проялочном шкафу 3 расположены съемные деревянные полки в виде решеток. В задней стенке шкафа имеются специальные окна в виде сеток, которые соединяют полость шкафа с вытяжным каналом, подсоединенным к вытяжному газоотводу. На линии вытяжного газоотхода у здания установлены висциновый фильтр 4 и огнепреградитель 5. Вентилятором рекуперационной установки (РУ) воздух, насыщенный парами растворителя, отсасывается на рекуперацию.

Для подачи воздуха в здание установлены вентилятор 2 и калорифер 1, предназначенный для подогрева воздуха, относительная влажность которого регулируется подачей пара в нагнетательный воздуховод.

Зерновые пороха укладываются на полках в мешках массой по 10-15кг. Тонкосводные трубчатые пороха (марки 12/1, 15/1), заряды из которых не требуют значительной прямизны, проявляют на лотках. Трубчатые пороха, к которым предъявляются более строгие требования по прямизне, проявляются на рамах. В этом случае полки в шкафах снимаются и

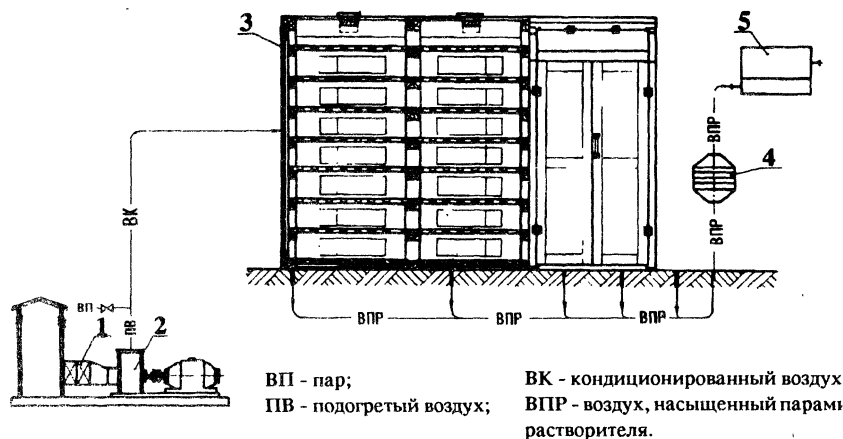


Рис. 82. Технологическая схема установки проялочных шкафов.

вместо них устанавливаются рамы. Так как плотность паров растворителя больше плотности воздуха, содержание его паров в воздухе по высоте шкафа различно: в верхней части - минимальное, в нижней части - максимальное. Наиболее благоприятные условия для проявливания пороха создаются в нижней части шкафа и менее благоприятные - в верхней части. Для того, чтобы порох в мешках был равномерно проявлен, мешки с порохом в середине заданного режима с нижних полок перемещаются на верхние, а с верхних на нижние. Рамы с трубчатым порохом переворачивают нижней частью вверх.

Постоянный отвод паров растворителя из шкафа осуществляется отсосом воздуха на РУ, при этом массовая концентрация их в воздухе не должна превышать 30 г/м^3 . Объем удаляемого из шкафов воздуха должен быть больше объема поступающего воздуха на $10+15\%$.

Длительность проявливания зависит от толщины горящего свода порохового зерна (трубки), наличия добавок в порохе, его формы, степени предварительного проявливания после прессования, температуры и относительной влажности подаваемого воздуха и колеблется в пределах от 6 до 50 ч. Так, пороха марок ВУ, ВТМ, 14/7 в/а, 15/7 проявляют в течение 30+50 часов, трубчатые пороха марок 11/1-100/56 и им подобные - 6+12 часов, порох УГФ - 2+6 часов.

Для обеспечения процесса проявливания, при котором не образуется "корочка" на поверхности порохового элемента, относительная влажность воздуха должна быть в пределах $70+85\%$, а температура воздуха $28+30^\circ\text{C}$.

Точный режим времени проявливания для каждой марки пороха устанавливается в процессе работы. Из-за многообразия эксплуатируемых на

заводах шкафов невозможно привести для них единую техническую характеристику, поэтому представим техническую характеристику одного из них.

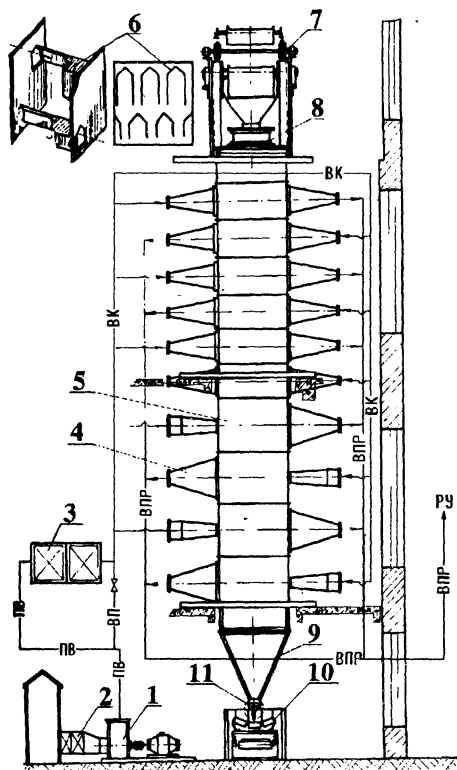
Техническая характеристика провялочного шкафа

Габаритные размеры, мм	1580×800×3250
Количество полок	7
Загрузка, кг:	
зерновых порохов (без учета растворителя)	420+630
трубчатых порохов (в зависимости от марки)	125+150

Шахтный аппарат для провяливания зерновых порохов.

В отличие от провялочных шкафов (аппаратов периодического действия) шахтный провялочный аппарат - аппарат непрерывного действия, в котором операции загрузки и выгрузки пороха механизированы. Провяливание пороха в нем осуществляется продуванием нагретого воздуха через

движущийся слой пороха. Шахтный аппарат (рис.83) - это вертикальная шахта, разделенная на секции 5. Каждая секция представляет собой прямоугольную царгу, внутри которой в шахматном порядке расположены воздухопроводы 6 в виде коробов, открытых снизу. Воздуховоды с одного торца в царге открыты, а с другого - закрыты. При этом происходит чередование: если ниж-



ВП - пар;
ПВ - подогретый воздух;
ВК - кондиционированный воздух;
ВПР - воздух, насыщенный парами растворителя.

Рис. 83. Шахтный аппарат для провяливания зерновых порохов.

ний ряд открыт с левой стороны, то верхний ряд - с правой.

Воздуховоды предназначены для:

- равномерного распределения воздуха как по высоте, так и по поперечному сечению секций шахты;
- обеспечения равномерного отсоса воздуха, насыщенного парами растворителя;
- перемешивания пороха при движении его в шахте;
- обеспечения отвода статического электричества.

С двух сторон секций имеются диффузоры 4 для подачи и отсоса воздуха. По количеству секций аппараты разделяются на 10- и 13- секционные. Подача и отсос воздуха в шахте производится по принципу противотока. Так, если у одной секции диффузор, подающий воздух, расположен справа, а отсасывающий - слева, то у секций, расположенных рядом - наоборот. Такая подача и отсос воздуха в шахте обеспечивают более равномерное проявление пороха. В верхней части шахты расположен загрузочный бункер 8. В бункере вмонтирована медная сетка, которая служит не только для задержания посторонних предметов, случайно попавших в порох, но и для снятия статического электричества. Для предотвращения выдувания растворителя из шахты через загрузочный бункер последний имеет заслонку с противовесом, которая открывается под тяжестью загружаемого пороха в момент его загрузки, а остальное время закрыта. Подача пороха в загрузочный бункер шахты осуществляется ковшовым элеватором 7. Так как элеватор обслуживают два шахтных аппарата, его ковши пронумерованы по номерам шахты, и каждый ковш при помощи специального приспособления опрокидывается над своим бункером. В нижней части шахты имеется разгрузочный бункер 9 с телескопической трубой 11. Проявленный порох из аппарата ленточным транспортером 10 подается в отделение развески. Количество пороха, выгружаемого из шахты, регулируется зазором между лентой транспортера и телескопической трубой. Подача воздуха в шахту осуществляется вентилятором 1, а подогрев его - в калориферах 2 и 3. Увлажнение воздуха, как и в проялочных шкафах, производится подачей пара в нагнетательный воздуховод. По своей конструкции аппарат прост, удобен в эксплуатации.

Техническая характеристика шахтного аппарата

Габаритные размеры аппарата, мм:

высота	13000
размеры поперечного сечения шахты	1000×1000

Единовременная загрузка шахты, кг:

10- секционной	4800+5000
13- секционной	6000

Производительность аппарата в зависимости от марки пороха, т/сут

7/5+13/5

Работа аппарата. Перед загрузкой порохом шахту подвергают внешнему осмотру, промывают и просушивают. До загрузки пороха в шахту устанавливают количество подаваемого воздуха по секциям: при этом перепад давления на линии отсосов секций должен быть в пределах 5+10 мм вод. ст. (49-98 Па). Затем пускают ковшовый элеватор и начинают загрузку шахты. Во время загрузки шахты через каждые 20 мин. выгружается и направляется обратно в шахту около 20 кг пороха. После заполнения порохом двух нижних секций включают вытяжную вентиляцию, отсасывающую пары растворителя на РУ через висциновый фильтр и огнепреградитель; при этом массовая концентрация паров растворителя в воздухе не должна превышать 30 г/м³.

По окончании загрузки шахты включают вентилятор 1 и доводят температуру и относительную влажность подаваемого воздуха в шахту до соответствия установленному режиму. Температуру воздуха, подаваемого в шахту, рекомендуется поддерживать не более 55°C (у калорифера), относительную влажность - 65+75%. При достижении заданной температуры и относительной влажности подаваемого воздуха включают транспортер 10. Первые порции выгруженного из шахты пороха имеют повышенное содержание растворителя, поэтому для достижения требуемых норм эта часть пороха возвращается обратно в шахту. Провяленный порошок из разгрузочного бункера шахты ленточным транспортером подается в отделение развески, а непровяленный (в таком же количестве) поступает в шахту из загрузочного бункера. Для обеспечения равномерного провяливания пороха температура и относительная влажность подаваемого в шахту воздуха на протяжении всего технологического процесса должны быть постоянными. При этом загрузочный бункер должен быть заполнен примерно на 3/4 своего объема. Провяливание пороха в шахте может осуществляться и без предварительного прогрева подаваемого воздуха, например, в летних условиях, т.е. процесс провяливания можно вести только с отсосом паров растворителя из шахты.

Производительность шахты (кг/ч) можно определить уравнением

$$G = \frac{q}{t},$$

где q - единовременная загрузка шахты, кг; t - технологическое время провяливания в шахте, ч.

Технологическое время провяливания колеблется в пределах от 5 до 15 ч в зависимости от марки пороха и параметров технологического режима (объема, температуры, относительной влажности подаваемого воздуха и др.).

Так как в шахтах условия обтекания и перемешивания пороховых элементов с воздухом лучше, чем в неподвижном слое проявочных шкафов, время проявливания в них значительно меньше.

Кассетная технология проявливания трубчатых порохов.

Кассетная технология отличается от рамной тем, что прямизна пороховой трубки при проявливании достигается не растяжкой ее на рамах, а сжатием плотно уложенных параллельными рядами пороховых шнуров в специальных кассетах. Пороховой шнур разрезается при выходе из пресса на трубки определенной длины (с учетом усадки трубки при дальнейшей технологической обработке пороха), и затем трубки укладываются в кассеты.

Это дает возможность процессы приемки и резки свежотпрессованных пороховых шнуров полностью механизировать, что затруднительно при рамной технологии.

Однако общий процент брака после сушки по этой технологии составляет 10+15% в зависимости от способа резки и длины отрезаемой трубки. При ручной резке он больше, при резке на механических станках - меньше. Разброс по длине объясняется, во - первых, тем, что усадка пороховых трубок достигает 6+10% в результате различного содержания растворителя в выпрессовываемых пороховых трубках и разной скорости их выпрессовывания, во - вторых, практически неизбежными отклонениями в физико - химических показателях исходного сырья.

Образование кривизны пороховой трубки в основном объясняется небрежной ее укладкой в кассеты. В связи с этим после сушки перед перемешиванием трубчатые пороха калибруются как по длине, так и по прямизне. Удлиненные трубки дополнительно подрезают на специальных станках (как показал опыт работы, количество их достигает от 4 до 6% общего количества), а укороченные и с кривизной больше допустимой - отбраковывают.

После резки содержание растворителя в отпрессованной пороховой трубке обычно составляет 40+45%. Такие трубки при плотной укладке могут слипаться друг с другом. Во избежание этого необходимо, чтобы содержание растворителя в пороховой трубке перед укладкой в кассеты было в пределах 35+39%.

К аппаратам для проявливания трубчатых порохов по этой технологии предъявляются следующие требования.

1. Равномерность удаления растворителя по длине трубки.
2. Обеспечение прямизны трубки при проявливании и в последующих процессах.
3. Удобство в эксплуатации, герметичность аппарата.

Процесс провяливания по этой технологии можно вести как в провялочных шкафах, так и в кассетных аппаратах.

Провялочный шкаф трубчатых порохов

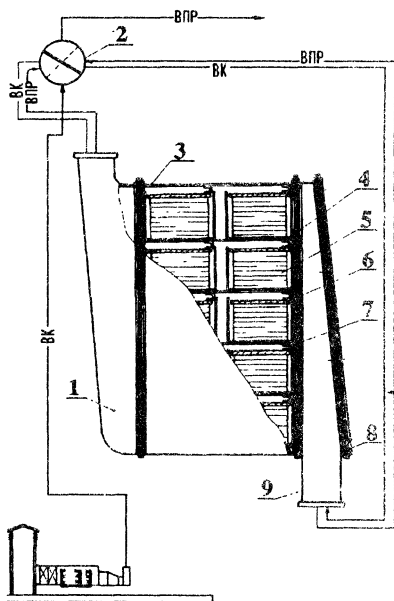
На рис.84 показан провялочный шкаф для провяливания пороховой трубки в кассетах.

В отличие от ранее описанных шкафов воздух в него подается к торцевой части пороховых трубок, уложенных в кассеты, проходит по каналу, одновременно обтекая наружную поверхность трубок, и с противоположной стороны отсасывается на рекуперацию.

Шкаф состоит из корпуса 3, диффузоров 1 и 9 для подачи и отсасывания воздуха. Загрузку и выгрузку кассет с порохом ведут через дверь 8 шкафа. Внутри шкафа имеется пять полок 4, на которых устанавливаются кассеты 5. Масса пороховых трубок, укладываемых в кассеты, может равняться 15÷30кг. (с учетом растворителя).

При шнековой технологии пороховые шнуры с транспортера подаются на резку. Резку производят на механизированных станках или ручных, установленных в отделении резки. При расстоянии от шнек - прессы до резательных станков 5-6м и скорости прессования пороховых шнуров для трубки $v=2,5\text{ м/мин}$ время предварительного провяливания на транспортере до их резки составляет 2÷2,4 мин. Этого времени недостаточно для предварительного провяливания пороховой трубки, содержащей 40÷45% растворителя. Для того, чтобы в пороховой трубке после провяливания содержалось 30÷35% растворителя, необходимо увеличить длину транспортера до 10÷15м.

При гидропрессовой технологии пороховые шнуры принимают на специальные столы, на которых их разрезают на трубки заданной длины. Пороховую трубку плотно укладывают в кассеты. В заполненную кассету сверху укладывают металлическую плиту 6 массой примерно 5кг. Назначение



ВК - кондиционированный воздух;

ВПР - воздух, насыщенный парами растворителя.

Рис. 84. Провялочный шкаф для провяливания пороховых трубок в кассетах.

плиты - уплотнять в кассетах порох в процессе его усадки, препятствуя искривлению трубок.

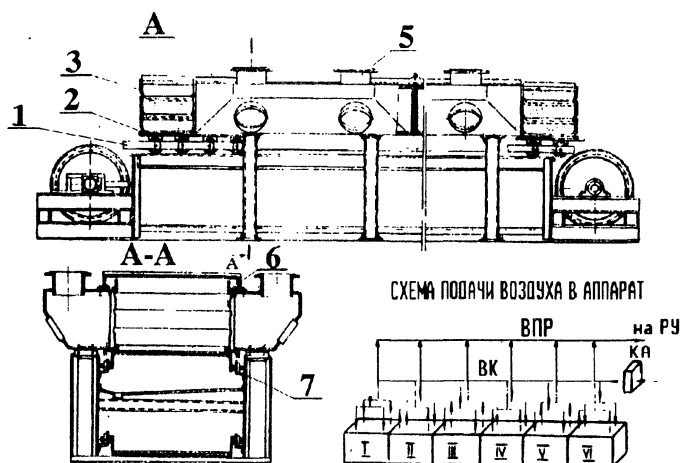
Затем кассеты с порохом устанавливают в шкаф. Для того, чтобы воздух рационально использовался и проходил через слой пороховых трубок, кассеты уплотняются между собой с помощью резиновых уплотнений 7.

Для обеспечения равномерного удаления растворителя по длине пороховой трубки направление воздуха, подаваемого в шкаф, периодически меняют с помощью шиберов 2. Так, воздух в течение 30 мин подают в верхний диффузор шкафа, а отсос его производят из нижнего диффузора. Затем шибер перекрывают и воздух подают в нижний диффузор, а отсос производят из верхнего.

Данный шкаф, как и шкаф для провяливания зернового пороха, несовершенен: загрузка и выгрузка кассет периодичны, требуются затраты ручного труда.

Аппарат кассетного провяливания

На рис. 85 показан аппарат кассетного провяливания (Авторы В.И.Гиндич, Ю.А.Кузнецов, А.Н.Шайхутдинов и др.). Он состоит из горизонтального пластинчатого транспортера 1, верхняя ветвь которого проходит в горизонтальной шахте 4. Шахта разбита на шесть секций, каждая из них имеет диффузоры 5 для подачи и отсоса воздуха. Для герметизации внутри кассет имеются резиновые уплотнения 6. Пластинчатый транспортер своими роликами передвигается на рельсах 7 как в шахту, так и в обратном



ВК - кондиционированный воздух;

ВПР - воздух, насыщенный парами растворителя.

Рис. 85. Аппарат кассетного провяливания трубчатых порохов.

направлении. На цепи транспортера закреплены рамки 2, на которые устанавливаются пакеты кассет. Ширина пакета равна двум шагам транспортной цепи. Пакет состоит из трех кассет 3. Кассеты имеют дно и две боковые стенки, немного расширенные в верхней части для того, чтобы устанавливать кассеты друг в друга. В третью кассету сверху устанавливается крышка, по форме и размерам соответствующая кассете, но в отличие от нее имеющая торцевые стенки. Крышка предназначена не только для уплотнения своей массой пороховой трубки в верхней части кассеты, но и для создания уплотнения секций.

Для удобства эксплуатации аппарата и создания одинаковых условий для проваивания пороховых трубок во всех кассетах транспортер движется периодически, с шагом, равным ширине кассеты (500мм).

Натяжная станция цепи транспортера смонтирована с той стороны аппарата, где его загружают, а привод - где выгружают.

Привод аппарата (рис.86) по условиям техники безопасности и противопожарной безопасности вынесен в машинное отделение. Он состоит из рамы 1, на которой смонтированы электродвигатель 3, редукторы 2 и 4. Электродвигатель 3 эластичной муфтой соединен с редуктором 4, который муфтой соединен с редуктором 2. Выходной вал редуктора 2 муфтой соединен с приводным валом 7. Приводной вал смонтирован на двух подшипниках 6 и из машинного отделения через сальниковое уплотнение 8 выходит в технологическое отделение. Вторым концом приводной вал муфтой соединен с приводным валом аппарата. В машинном отделении на приводном валу 7 смонтирован ограничитель хода конвейера 5. Там же смонтировано реле времени, включающее конвейер после определенного времени простоя.

Отрезанная пороховая трубка (на механических и ручных резательных станках) укладывается параллельными рядами в кассеты. Набранный пакет кассет устанавливается на пульсирующий движущийся пластинчатый транспортер. Через камеры кондиционирования воздух, температура которого $28 \pm 30^{\circ}\text{C}$ и относительная влажность $70 \pm 85\%$, подается вентилятором в секции аппарата.

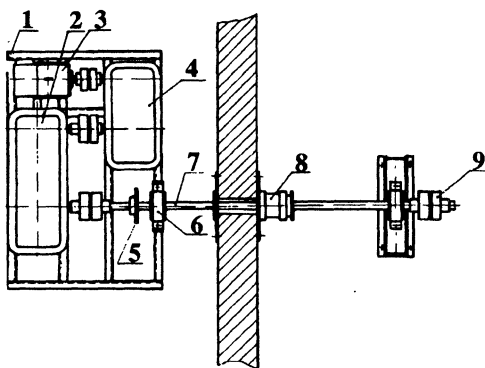


Рис. 86. Привод аппарата кассетного проваивания.

В секции 2, 4 и 6 (см.рис.85 б) воздух подается слева. Пройдя пакет кассет с порохом, воздух, насыщенный парами растворителя, отсасывается справа на РУ. В секции 1, 3 и 5 воздух подается справа, а отсасывается на РУ слева. При такой системе подачи воздуха в аппарат происходит равномерное проявление пороха по длине пороховой трубки.

Количество подаваемого в аппарат воздуха должно быть меньше отсасываемого из него. Перепад давлений на линии отсоса должен быть в пределах 10+20мм вод.ст. (98-196 Па).

При этом массовая концентрация паров растворителя в отсасываемом на РУ воздухе из 1, 2, 3, 4 секции не должна превышать $25+30\text{г/м}^3$ воздуха, что лежит ниже взрывоопасной массовой концентрации по эфиру на $10+15\text{г/м}^3$.

Кассеты с проявленной пороховой трубкой поступают на разборку. При дальнейшей технологической обработке пороховые трубки сортируют и связывают в пучки, а кассеты возвращают на фазу резки для последующего их заполнения порохом.

Техническая характеристика аппарата

Габаритные размеры, мм	15250×2200×1600
Единовременная загрузка:	
в зависимости от марки пороха, кг	2300+2500
Производительность, кг/сут	5000

Технологический расчет аппарата

Технологическим расчетом аппарата определяются его геометрические размеры при заданных производительности и технологическом режиме проявлявания, скорость движения пластинчатого транспортера и количество подаваемого воздуха для проявлявания.

Принимаем производительность аппарата G кг/сут пороховой трубки. Продолжительность процесса проявлявания t колеблется в пределах 12ч.

При заданных производительности и времени проявлявания единовременная загрузка аппарата в кг составляет:

$$q = \frac{G \cdot t}{24}$$

Принимаем массу загружаемого пороха в одну кассету q_1 кг. Тогда количество кассет, единовременно загружаемых в аппарат, равно

$$n = \frac{q}{q_1}$$

Ширину кассеты в мм принимаем конструктивно из условий принятого шага тяговой цепи:

$$b = 2S - a,$$

где S - шаг цепи; $a = 1...2$ мм (зазор между кассетами).

Длину кассеты в мм принимаем из условий укладки пороховой трубки по длине в несколько рядов (в зависимости от длины трубки).

$$l_k = l_{тр} \cdot n^1 + (n^1 + 1) a_1,$$

где $l_{тр}$ - длина пороховой трубки после резки; n^1 - количество рядов; $a_1 = 20...50$ мм - расстояние от торца трубок до торца кассеты и между рядами трубок.

Высоту кассеты в мм определяем из уравнения:

$$h = \frac{q_1 \cdot 1000 (1 + K)}{b \cdot n \cdot l_{тр} \cdot \rho} + (20...30),$$

где $\rho = 0,8...0,85$ кг/дм³ - плотность уложенной пороховой трубки с учетом растворителя; $K = 35...38$ %;

20...30 мм - высота свободного пространства для установки верхней кассеты.

Таблица 15

Длина наиболее часто применяемых пороховых трубок

№ п/п	Требуемая длина пороховой трубки, мм	Длина трубки* с учетом на усадку, мм	Усадка пороховой трубки, %	Марка пороха
1	460	510	6÷10	15/1
2	380	420	6÷10	18/1
3	310	340	6÷10	18/1
4	290	320	6÷10	18/1
5	270	300	6÷10	12/1
6	352	390	6÷10	12/1

* Длина отрезаемой трубки приведена с учетом наибольшей усадки. В зависимости от длины пороховой трубки производительность аппарата может меняться.

В табл. 15 приведена длина пороховых трубок, которая наиболее часто применяется в производстве пороховых зарядов.

Определив габаритные размеры и количество кассет, находим длину шахты в мм:

$$L_{ш} = \frac{n}{n_1} \cdot S,$$

где n_1 - количество кассет в пакете.

Движение транспортера периодическое.

Время простоя транспортера в час равно времени наполнения и сборки пакетов кассет:

$$t_{\text{пр}} = \frac{24 \cdot q_1 \cdot n_1}{G}.$$

Определив время простоя и общее время проявлявания, рассчитываем время продвижения кассет в час на величину $2S$.

$$t_{\text{дв.к}} = \frac{\left(t_{\text{пров}} - \frac{n}{n_1} t_{\text{пр}} \right) \cdot n_1}{n}.$$

Тогда скорость продвижения транспортера составит (м/ч)

$$v = \frac{2 \cdot S}{t_{\text{дв.к}}}.$$

Зная скорость продвижения транспортера и определив диаметр его звездочки, находим частоту вращения приводного вала транспортера уравнением (об/мин):

$$n = \frac{v}{60 \cdot \pi \cdot D}.$$

Длину транспортера выбирают конструктивно, исходя из удобств загрузки и разгрузки аппарата.

Подачу воздуха на проявление определяем, исходя из массовой концентрации паров растворителя m в отсасываемом на РУ воздухе (г/м^3). На основании данных заводов $m = 5 \dots 15 \text{ г/м}^3$.

Порох загружается в аппарат для проявлявания с содержанием $K\%$ растворителя, после проявлявания он содержит $K_1\%$ растворителя.

Тогда при заданной производительности аппарата и времени проявлявания количество отсасываемого растворителя на РУ составит (кг/ч):

$$m_1 = \frac{G (K - K_1)}{100 t}.$$

Зная массовую концентрацию паров растворителя в воздухе и количество отсасываемого растворителя в час, определяем количество воздуха, отсасываемого на РУ (м^3):

$$V_{\text{отс}} = \frac{1000 m_1}{m}.$$

Так как подача воздуха в аппарат меньше на $10 \div 15\%$ отсасываемого из аппарата на РУ, количество воздуха, подаваемого в аппарат на проявление, в $\text{м}^3/\text{ч}$ составит:

$$V_{\text{под}} = \frac{1000 m_1}{m} (0,85...0,9).$$

Исходя из этого, рассчитываем подачу вентилятора.

Пример расчета. Принимаем производительность аппарата $G = 5000$ кг/сут, продолжительность провяливания $t = 12$ ч.

Единовременная загрузка аппарата составит:

$$q_1 = \frac{5000 \cdot 12}{24} = 2500 \text{ "г.}$$

Исходя из удобств эксплуатации, принимаем массу загружаемого пороха в кассету (предусматривается наряду с механической и ручная загрузка кассет в аппарат) $q_1 = 35$ "г.

Количество единовременно загружаемых в аппарат кассет составит:

$$n = \frac{2500}{35} = 71,4 \text{ (принимаем 70).}$$

Шаг цепи конструктивно принимаем $S = 250$ мм. Тогда ширина кассеты

$$b = 2 \cdot 250 - 2 = 498 \text{ мм.}$$

Длину кассеты рассчитываем из условий укладки в два ряда отрезанной пороховой трубки длиной 510 мм

$$l_k = l_{\text{тр}} \cdot 2 + (2+1) \cdot a_1 = 510 \cdot 2 + (2+1) \cdot 20 = 1080 \text{ мм}$$

Принимаем $l_k = 1100$ мм

Высоту кассеты определяем, исходя из укладки пороховой трубки длиной 390 мм в два ряда:

$$h = \frac{q_1 \cdot 1000 (1+K)}{b \cdot 2 \cdot l_{\text{тр}} \cdot \rho} + 30 = \frac{35 \cdot 1000 \cdot 1,38}{498 \cdot 2 \cdot 390 \cdot 0,85} + 30 = 176,3 \text{ мм.}$$

Принимаем $h = 180$ мм.

При условии, что количество кассет в пакете $n_1 = 3$, длина шахты:

$$L_{\text{ш}} = \frac{n}{n_1} \cdot 2S = \frac{69}{3} \cdot 2 \cdot 250 = 11500 \text{ мм.}$$

Принимаем $L_{\text{ш}} = 11000$ мм.

Привод транспортера должен обеспечить периодическое движение. Время остановки транспортера:

$$t_{\text{пр}} = \frac{24q_1 \cdot n_1}{G} = \frac{24 \cdot 35 \cdot 60 \cdot 3}{5000} = 30 \text{ мин.}$$

Время движения транспортера:

$$t_{\text{дв.к}} = \frac{\left(t_{\text{пров}} - \frac{n}{n_1} t_{\text{пр}} \right) n_1}{n} = \frac{\left(12 \cdot 60 - \frac{69}{3} 30 \right) \cdot 3}{69} = 1,3 \text{ мин.}$$

Определяем скорость продвижения транспортера и частоту вращения приводного вала аппарата

$$v = \frac{2 \cdot S}{t_{\text{дв.к}}} = \frac{2 \cdot 0,250}{1,3} = 0,385 \text{ м/мин;}$$

$$n = \frac{v}{\pi \cdot D} = \frac{0,385}{\pi \cdot D} \text{ об/мин.}$$

Определяем необходимое количество воздуха, подаваемого в аппарат на проявление. Принимаем массовую концентрацию паров растворителя в отсасываемом воздухе $K_1 = 15 \text{ г/м}^3$. Содержание растворителя в пороховой трубке перед загрузкой в аппарат $K = 35\%$, после проявления $K_1 = 15\%$.

Количество отсасываемого растворителя на РУ составит:

$$m_1 = \frac{G(K - K_1)}{100 \cdot t} = \frac{5000 (35 - 15)}{100 \cdot 12} = 83 \text{ кг/ч.}$$

Подача вентилятора с учетом количества отсасываемого растворителя и массовой концентрации паров в воздухе

$$V = \frac{1000 \cdot 83}{15} 0,85 = 4700 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Принимаем $V = 5000 \text{ м}^3/\text{ч.}$

Вымачивание

Вымачивание производится с целью более полного удаления летучего растворителя. В основе вымачивания лежит процесс взаимной диффузии спирта и воды, при этом спирт из пороха будет извлекаться в том случае, если его содержание в воде меньше, чем в порохе.

Вымачивание пороха в воде является экстракционным процессом, основанным на свойстве смешивающих жидкостей взаимно диффундировать друг в друга. Из пороха при помощи воды извлекается растворитель - спирт и отчасти эфир. Вода является растворяющей средой для экстрагируемого из пороха спирта и частично эфира, поэтому в процессе вымачивания из пороха извлекается, главным образом, спирт. Экстрагирование имеет место только в том случае, когда объемная доля экстрагируемого вещества в растворяющей среде ниже, чем объемная доля его в веществе, из которого оно извлекается. В данном случае объемная доля спирта в воде должна быть ниже, чем объемная доля его в порохе. Вода не только извлекает из пороха

спирт, но и сама проникает в поры и капилляры пороха, растворяется в спирте. Процесс экстрагирования прекращается при достижении равновесия между раствором спирта в порохе и раствором его в воде.

Для более полного извлечения спирта из пороха нужно вести экстрагирование его при постоянном смещении равновесия объемной доли путем промывания пороха водой с более низким содержанием спирта.

Увеличение объемной доли спирта в воде способствует удалению эфира в процессе вымачивания, вместе с тем чрезмерное увеличение его объемной доли приводит к извлечению дифениламина из пороха.

Повышение температуры воды ускоряет процесс удаления растворителя, однако увеличение ее более 55°C приводит, как и повышение объемной доли спирта в воде, к потере стабилизатора - дифениламина и понижению химической стойкости.

При изменении температуры с 20 до 50°C скорость диффузии увеличивается в 2-2,5 раза. Повышение температуры воды ведется ступенчато, температура вод первых заливок должна быть в пределах $18-25^{\circ}\text{C}$.

Объемная доля спиртовых вод на вымачивании не должна быть более 12%, с повышением ее разрушается структура зерна, и имеет место вымачивание из пороха дифениламина. При вымачивании экстрагируется в основном спирт: взаимная растворимость эфира и воды незначительна. Однако содержание спирта в воде повышает растворимость эфира.

Скорость вымачивания зависит от структуры пороховых элементов: чем она плотнее, тем скорость меньше. При значительном содержании растворителя в пороховых элементах после проявливании вымачивание будет происходить с большей скоростью, что может привести к нарушению структуры пороховых элементов. При нарушении режима вымачивания порох снаружи делается более пористым.

Все пороха, кроме порохов с специальными добавками солей (пороха марок АТХ, 8/1УГ), поступают после проявливании на вымачивание в воде для дополнительного извлечения из пороха избыточного растворителя.

Трубочатые пороха, проявленные на рамах, разрезают, разбраковывают, связывают в пучки; трубчатые пороха, проявленные в лотках или в кассетах, разбраковывают и связывают в пучки; мелкозерненные пороха марок ВТ, ВУ, 4/7, 5/7, 6/7 поступают после проявливании на "разымку" (сортировку) и затем на вымачивание.

Бассейн вымачивания порохов

При производстве порохов по периодической технологии их вымачивание ведут в бассейнах (рис.87). В конструкцию бассейна не вносились никаких изменений с момента их внедрения, поэтому они несовершенны. Бассейны - это бетонные резервуары 2 прямоугольного сечения, верхняя часть которых выступает над уровнем пола на $0,2+0,4$ м. На расстоянии

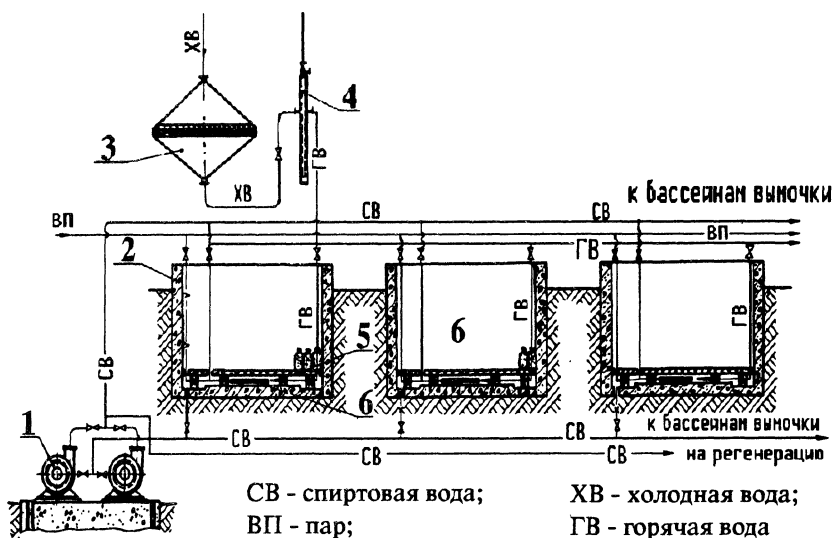


Рис. 87. Бассейн вымачивания.

0,2+0,25 м от дна бассейна расположено деревянное ложное дно 5 с отверстиями. Под ним находятся барботеры 6 (трубы с отверстиями), через которые вводится пар для подогрева воды в бассейне. Зерновые пороха загружают в бассейн в мешках массой 10+12 кг, трубчатые - в пучках массой 10+12 кг и располагают вертикально. После загрузки пороха бассейн заполняют водой.

В процессе вымачивания пороха происходит повышение объемной доли спирта в воде, в связи с чем возникает задача его утилизации ректификацией спиртовых вод. Для этого желательно получить при вымачивании пороха максимально высокую объемную долю спирта в отработанных спиртовых водах. Вода обогащается спиртом в результате извлечения его из пороха и при достижении предельной объемной доли (12%) в верхнем слое насосом 1 перекачивается на ректификацию, а порох заливается свежей водой. Так как в порохе после провяливания содержание растворителя еще значительное, при повышенных температурах воды возможна депластификация пороха при очень быстрой диффузии ее внутрь зерна.

По этой причине температура воды для первых заливок пороха должна быть $18+25^{\circ}\text{C}$ (в летнее время можно заливать воду без подогрева). Для последующих заливок вода подогревается до температуры $40+55^{\circ}\text{C}$. Повышение температуры воды более 60°C не рекомендуется, так как при этом наблюдается отгонка дифениламина с парами воды.

Вода из водопровода в бассейн поступает через фильтр 3 и подогреватель 4, в котором она предварительно подогревается острым паром. В бассейне вода

подогревается до заданной температуры подачей пара в барботеры 6. Контроль процесса вымачивания пороха осуществляется замером температуры воды и определением объемной доли спирта в воде, а также соблюдением смены воды.

Таблица 16

Применяемые режимы вымачивания для некоторых марок порохов

Марка пороха	Содержание неудаляемых летучих веществ после вымачивания, %	Загрузка бассейна порохом без учета растворителя, т	Количество сменяемых вод	Температура первой и второй вод, °С	Время вымачивания, ч	
					технологическое	полный оборот
ВУ, ВТ	0,2±0,4	10	4±9	20±30	100±200	130±250
4,1,5/1 и т.д.	1,8±2	10	1±8	20	0,5±40	20±90
4,7,5/7,6/7 и т.д.	0,6-1,0	10	4	20	20±80	40±110
9/7	не менее 0,9	10	2±4	20±30	28±80	45±100
14/7	не менее 1,3	10	2±4	20±30	28±80	45±100
18/1тр с/а	2,1±3,0	6±8	1±6	20±30	10±150	32±180
15/1тр в/а	не менее 1,3	6±7	7±15	20±30	200±300	230±330

Примечание. Температура последующих вод не более 55°С.

Окончание процесса вымачивания устанавливается заданным содержанием неудаляемых летучих веществ в порохе, которое должно превышать примерно на 0,2±0,5% содержание неудаляемых веществ после сушки пороха. Время вымачивания зависит от марки пороха (размеров и геометрии зерна, плотности) и может длиться от 10 до 300ч. Спиртовая вода, объемная доля спирта в которой меньше 2%, на ректификацию не поступает, а перекачивается в бассейн для дальнейшего ее использования и укрепления спиртом. При достижении требуемого содержания неудаляемых веществ в порохе вода из бассейна перекачивается на ректификацию или для повторного ее использования в зависимости от содержания в ней спирта. После этого порох из бассейна выгружается. Содержание влаги в порохе составляет 18±20%.

В табл.16 приведен примерный режим вымачивания для некоторых марок порохов.

Техническая характеристика бассейна

Габаритные размеры, мм

3000×5000×2000

Загрузка пороха, т:

зерненого

10

трубчатого

5±8

Поданной технологической схеме предварительный подогрев воды производится острым паром в потоке: это экономично и удобно в эксплуатации. На ряде заводов предварительный подогрев воды ведут в баках, что менее экономично, так как баки металлоемки и менее удобны в эксплуатации.

Вымачивание пороха в бассейнах, как правило, ведется без применения рециркуляции воды, что является одной из причин длительности данного процесса. Применение рециркуляции воды в бассейнах увеличит скорость вымачивания и сокращает длительность процесса. Однако при этом необходимо фильтровать воду, поступающую на вымачивание.

Процесс вымачивания в бассейнах - периодический и связан с применением ручного труда при загрузке и выгрузке пороха. В последнее время для механизации ручного труда начали применять контейнерную загрузку пороха в бассейны. При этом зерновые пороха в мешках, а трубчатые в пучках загружаются в контейнеры, на машине доставляются на фазу вымачивания, а затем при помощи пневмо - или электротельферов устанавливаются в бассейн. После вымачивания порох в этих же контейнерах доставляется на фазу сушки.

Сушка пороха

Назначение операции сушки состоит в удалении из пороха влаги, приобретенной им в процессе вымачивания. Сушкой завершается процесс формирования физико - химических параметров, характеризующих пироксилиновые пороха.

После вымачивания жидкая фаза пороха состоит из воды и небольшого количества спиртоэфирного растворителя.

В процессе сушки из влажного пороха удаляется как свободная влага - поверхностная, так и большая часть связанной влаги.

Свободная влага - это влага, энергия испарения которой равна энергии испарения жидкости со свободной поверхности при равных баротермических условиях.

Связанная влага - это удерживаемая влага в капиллярах или адсорбционная.

В начале сушки испаряется поверхностная влага, а затем происходит диффузия влаги из внутренних слоев с одновременным испарением с поверхности.

Испарение влаги с поверхностных слоев пороха (сушка, десорбция) в окружающую среду может происходить до тех пор, пока его равновесная влажность будет больше той, которая соответствует данной относительной влажности окружающего воздуха.

Равновесная влажность - это влажность материала, которая устанавливается в результате длительного пребывания в воздухе с постоянной отно-

сительной влажностью (при постоянной температуре). Необратимость процессов сорбции (поглощение влаги) и десорбции (отдача влаги) сказывается на величине равновесной влажности - явление гистерезиса.

Величина равновесной влаги в порохе при одинаковой относительной влажности и температуре окружающего воздуха больше, если она установлена сушкой и меньше, если она достигнута увлажнением пересушенного пороха.

С целью снижения равновесной влажности в готовом порохе необходимо производить его глубокую сушку до минимального количества удаляемой влаги, а затем увлажнить его до требуемых пределов по влажности.

По мере удаления поверхностей влаги, а также влаги из близко расположенных капилляров наступает период убывающей скорости, и удалять влагу становится все труднее.

Перемещение влаги в пороховом элементе происходит вследствие

1. Градиента влажности ΔU
2. Градиента температуры Δt в ближайших слоях.

Скорость миграции влаги в пороховых элементах пропорциональна градиенту влажности.

Влага перемещается:

1. От слоев с большей влажностью к слоям с меньшей влажностью;
2. От слоев с большей температурой к слоям с меньшей температурой.

Влага внутри порохового элемента перемещается в виде жидкости и в виде паров.

После достижения сушкой нижнего предела по влажности порошок увлажняется.

Практикой установлено, что при таком способе удаления влаги из пороха улучшается прогрессивность и полнота его горения, так как порошок, увлажненный после глубокой сушки, адсорбирует влагу, главным образом, в поверхностных слоях зерен, а в глубине зерна капилляры удерживают адсорбированный при сушке воздух. Порох после увлажнения как бы флегматизирован водой с поверхности. Кроме того, одной сушкой без увлажнения достигнуть требуемого содержания влаги в порохе довольно трудно. Увлажнение может происходить тогда, когда давление паров воды, содержащихся в окружающем воздухе, выше давления пара над поверхностью сушеного пороха, т.е. когда равновесная влажность пороха меньше той, которая соответствует данной относительной влажности окружающего воздуха. Увлажнение пороха ведут воздухом, относительная влажность которого 80+90%, или воздухом, насыщенным паром. Увлажнение пороха может происходить естественным путем при длительном хранении пороха в мешках в погребах и помещениях с высокой относительной влажностью воздуха.

Таким образом, процесс состоит из двух этапов: первый - это глубокая сушка пороха до содержания удаляемых $0,2+0,7\%$ с последующим его увлажнением до нормы, соответствующей равновесной влажности пороха $1+1,8\%$. В процессе сушки завершается процесс усадки пороха, который составляет порядка $4+7\%$ в зависимости от марки пороха. При этом процессе усадки пороха завершается в начальной стадии сушки.

Столовые сушилки

На столовых сушилках сушат пороха всех марок, как зерновые, так и трубчатые. В здании устанавливается обычно десять больших столов по пять столов в отделении. На некоторых заводах в здании установлено шесть столов по три стола в отделении; сушильные отделения не снабжены вытяжной вентиляцией, и отвод отработанного воздуха после сушки осуществляется в результате естественной вытяжки через газоотходы. Наличие вытяжной вентиляции в сушильных отделениях создает благоприятные условия для сушки, так как удаление влажного отработанного воздуха способствует интенсификации процесса сушки.

На рис.88 показана технологическая схема сушки с вытяжной вентиляцией. Сушильный стол 1 со всех сторон имеет борта, понижающиеся к стороне выгрузки, и разделен на три секции. На расстоянии $300+400\text{мм}$ от дна в каждой секции укладываются деревянные решетки 2, размер ячеек которых $150\times 150\text{мм}$. В дне каждой секции имеются по четыре патрубка для

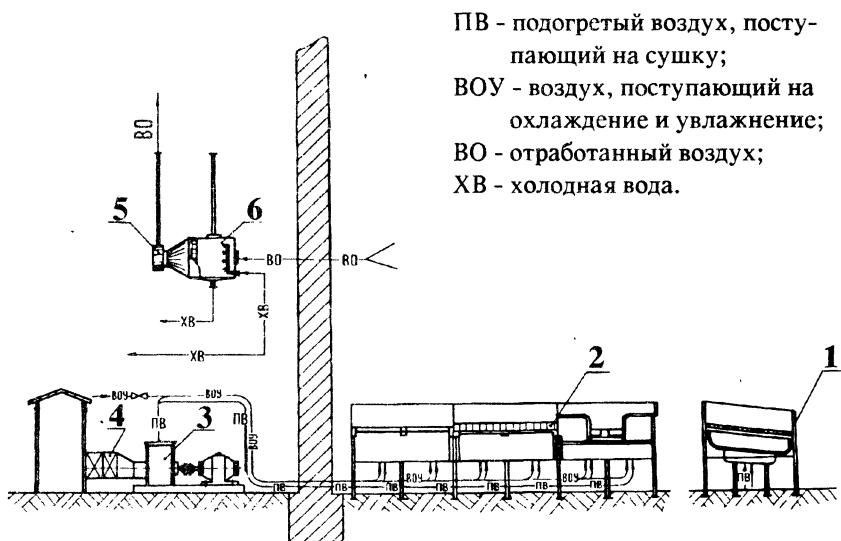


Рис. 88. Технологическая схема сушки с вытяжной вентиляцией.

подвода воздуха под решетку. Решетки в секциях покрываются чехлами (косынками) из кантовой ткани, сшитыми по форме секции, на них производится загрузка пороха. Зерновые пороха загружаются россыпью равномерным слоем толщиной не более 500мм, трубчатые - устанавливаются вертикально, в пучках.

Для определения температуры пороха в процессе сушки в средней секции во время загрузки пороха устанавливается термопара, показания которой вынесены на вторичный прибор, установленный на рабочем месте аппаратчика.

После загрузки сушилки порохом включается вентилятор 3.

Воздух через калорифер 4 по нагнетательному газоходу подается под решетку, проходит через слой пороха и, насыщаясь парами воды, выходит в помещение сушилки. Оработанный воздух, насыщенный парами воды, из помещения сушилки вентилятором вытяжной вентиляции 5 через фильтр 6, очищающий его от пороховой пыли, выбрасывается в атмосферу.

В первый период (период нагрева пороха и удаления поверхностной влаги) подается воздух, нагретый до температуры 75°C . После того, как порох прогреется до температуры 50°C , начинается второй период (собственно сушки). Температура воздуха, подаваемого на сушку, понижается до 55°C .

Трубчатые пороха в процессе сушки переворачивают один раз в середине периода сушки, предварительно охладив их до температуры $25\div 30^{\circ}\text{C}$. Зерновые пороха сушат без перемешивания.

При достижении содержания в порохе $0,2\div 0,7\%$ удаляемых летучих веществ (в зависимости от марки) его сушка прекращается и порох охлаждается до температуры $30\div 45^{\circ}\text{C}$, после чего начинается его увлажнение. Для этого в нагнетательный газоход подается пар. Воздух в газоходе увлажняется до относительной влажности $80\div 95\%$; при этом он нагревается до температуры $30\div 45^{\circ}\text{C}$. Далее этот воздух поступает к сушильным столам под деревянную решетку. На некоторых заводах относительную влажность увлажненного воздуха не измеряют, а ориентируются по его температуре.

Увлажнение пороха ведут до достижения установленных норм по содержанию удаляемых веществ (от $0,7$ до $1,8\%$ в зависимости от марки пороха).

Затем порох охлаждают до температуры 25°C . В летнее время его охлаждают до температуры, не превышающей температуру окружающего воздуха более, чем на 5°C .

Время сушки и увлажнения зерновых порохов зависит от высоты слоя загруженного пороха и находится в пределах от 40 до 130ч и от 2 до 10ч соответственно в зависимости от марки пороха. Трубчатые пороха сушат в течение 60-200ч и увлажняют от 1 до 15ч в зависимости от марки пороха.

Для снятия статического электричества в процессе сушки мелкозерновые пороха типа ВУ, ВТ, ВТМ после вымачивания, а порох с добавками типа ВТХ после проявливания и разымки перед сушкой опыляют графитом.

Конструкция сушильных столов, за исключением габаритных размеров, на всех заводах одинакова. Ниже приводится техническая характеристика для одного из применяемых сушильных столов.

Техническая характеристика стола

Габаритные размеры, мм:

длина 7200

ширина 2100

высота борта 400

Загрузка, не менее, кг 4000

Эксплуатация столовых сушилок, также как проявочных шкафов и бассейнов вымачивания, связана с ручной загрузкой и выгрузкой пороха. Эти аппараты не совершенны, так как продувание воздуха через слой пороха производится только в одном направлении - снизу вверх, в результате чего нижние слои пороха высушиваются в большей степени, чем верхние. Это приводит к значительному колебанию содержания летучих веществ в готовом порохе.

Шахтный сушильный аппарат

В отличие от столовых сушилок шахтный аппарат - аппарат непрерывного действия с механизированными процессами загрузки и выгрузки.

Если в столовых сушилках процесс происходит при продувании горячего воздуха через неподвижный слой пороха, в результате чего зерна неравномерно обдуваются свежим воздухом и увеличивается время сушки, то в шахтных аппаратах процесс сушки пороха осуществляется продуванием горячего воздуха через непрерывно движущийся сверху вниз поток при одновременном его перемешивании.

Этим обеспечиваются хорошие условия обтекания зерна свежим воздухом. В результате время сушки значительно снижается и составляет, например, для зерновых порохов 10+20ч, в то время как на сушку их в столовой сушилке затрачивается 30+130ч.

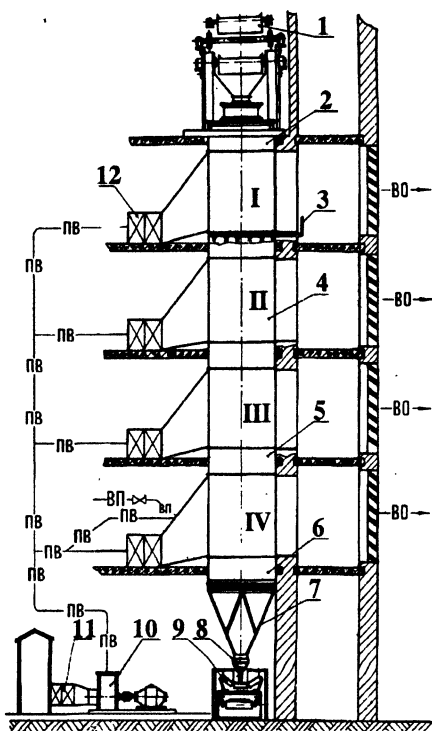
На рис.89 представлена технологическая схема шахтного сушильного аппарата. Шахта состоит из четырех основных звеньев 4, трех промежуточных звеньев 5, верхнего звена 2, нижнего звена 6 и выгрузочного бункера 7. Верхнее звено представляет собой пустотелую прямоугольную царгу, а находящийся в ней порох служит затвором для воздуха. Основные звенья 4 одинаковы как по конструкции, так и по размерам. Каждое звено состоит из прямоугольной царги, внутри которой в шахматном порядке расположены воздуховоды в виде коробов, нижняя часть которых открыта.

ПВ - подогретый воздух, поступающий на сушку;
ОВ - отработанный воздух;
ВП - водяной пар.

Рис. 89. Технологическая схема шахтного сушильного аппарата.

Короба с одного торца в царге открыты, а с другого - закрыты, при этом они чередуются: если коробка верхнего ряда открыта со стороны калорифера, то коробка нижнего ряда - с противоположной стороны. Каждое основное звено имеет 11 рядов коробов, из которых пять рядов открыты со стороны подачи горячего воздуха (калорифера), а шесть рядов открыты со стороны выхода отработанного воздуха. Конструкция звена аналогична конструкции секции провялочного шахтного аппарата. Короба предназначены для равномерного распределения воздуха как по высоте, так и по поперечному сечению каждого звена, а также для перемешивания пороха при движении его в шахте и отвода статического электричества. Каждое основное звено в шахте представляет собой как бы самостоятельную зону сушки. Первые три зоны являются зонами сушки, а четвертая - зоной охлаждения и увлажнения. Со стороны подачи горячего воздуха каждая зона имеет диффузор для подачи горячего воздуха от калорифера 12. В четвертой зоне к диффузору подведен пар для увлажнения воздуха. Кроме того, имеется обводный газопровод для подачи в зону воздуха из основного газопровода. Отработанный воздух поступает в приемную шахту, а затем через жалюзийную решетку выбрасывается в атмосферу.

Промежуточное звено 5 имеет один ряд коробов, торцевая часть которых закрыта со стороны калорифера и открыта со стороны приемной шахты для воздуха. Через открытые торцы в короба подведены дренажные устройства 3. Нижнее звено 6 не имеет коробов, а разбито перегородками на



шесть секторов. Этим предусматривается обеспечение более равномерного движения пороха по сечению шахты.

Выгрузочный бункер 7 имеет два отверстия, соединяемые при помощи патрубков в выгрузочную трубку, через которую производится разгрузка шахты с помощью специального разгрузателя 8, смонтированного на выгрузочной трубе.

Разгрузатель в виде телескопической трубы (или дисковой) позволяет регулировать количество выгружаемого пороха из шахты в зависимости от марки.

Для предварительного подогрева воздуха установлен калорифер 11, вентилятором 10 осуществляется подача предварительно подогретого воздуха в секции.

Пороха в загрузочный бункер шахты подаются ковшевым элеватором, который одновременно обслуживает два шахтных аппарата. Ковши прунерованы и каждый из них при помощи специального устройства опрокидывается только над бункером своей шахты.

Высушенный порох из аппарата подается ленточным транспортером 9 в помещение, где расфасовывается в мешки массой по 10+15кг.

Техническая характеристика шахтного сушильного аппарата

Габаритные размеры, мм:

высота	14000
размеры поперечного сечения шахты	800+1200
Единовременная загрузка, т	4,5+5
Производительность, т/сут	6+16

Перед загрузкой пороха аппарат тщательно промывается и просушивается. Затем пускается в работу ковшевой элеватор 1, и начинается загрузка шахты. Шахта загружается порохом до заполнения всего ее объема, включая верхнее звено 2. После заполнения просматриваются диффузоры, из них удаляется порох, попавший при загрузке; очищаются торцы коробов и открываются жалюзи в окнах. Затем включается вентилятор 10 и при помощи калорифера 11 устанавливается необходимая температура воздуха в общем воздуховоде. Дальнейший порядок пуска аппарата в работу может осуществляться по двум вариантам.

Первый вариант. Температура подаваемого в зоны воздуха доводится при помощи калорифера 12 до установленной по технологическому режиму. Включается выгрузочный ленточный транспортер 9. Первая выгрузка пороха для достижения требуемого содержания влаги в нем направляется обратно в шахту. После достижения требуемой влажности в выгружаемом порохе, последний развешивается в мешки, а в шахту соответственно загружается такое же количество свежего пороха. Процесс идет непрерывно.

Второй вариант. Вначале доводится до заданной режимом температура воздуха, подаваемого в третью зону. Затем через 4ч после этого доводится до заданной температура воздуха во второй и через 5ч - в первой зонах. После достижения в первой зоне требуемой температуры включается ленточный транспортер 9 и начинается выгрузка пороха из шахты. При этом масса выгружаемого пороха регулируется из расчета 4+12кг/мин в зависимости от марки пороха. Первая порция возвращается обратно в шахту.

По истечении четырех часов с момента пуска разгрузателя подается воздух в четвертую зону и доводится до заданной температуры и необходимой относительной влажности. После этого проверяется качество сушки выгружаемого из шахты пороха. При получении удовлетворительных данных порох развешивается в мешки. Такое же количество свежего пороха при этом загружается в шахту.

Дальнейшая работа шахты идет при непрерывной загрузке влажного и выгрузке сухого пороха.

Первый вариант пуска в работу шахты более простой по сравнению со вторым. Однако недостаток его заключается в том, что с начала загрузки шахты до получения пороха с необходимой влажностью масса выгружаемого пороха из шахты и загружаемого обратно в шахту составляет около 4т, что требует значительных затрат физического труда.

Во время работы шахта должна быть заполнена порохом, включая верхнее звено, а температурный режим необходимо поддерживать постоянным.

Примерные режимы сушки некоторых марок порохов приведены в табл.17.

Таблица 17

Примерные режимы сушки некоторых марок порохов

Марка пороха	Примерная скорость выгрузки, кг/мин	Продолжительность сушки, час	Примечание
ВТ	10-12	6-6,5	Температура подаваемого на сушку воздуха по зонам: I - 80-85 °C II - 70-75 °C III - 50-55 °C IV - 20-25 °C
4/7	7-8	11	
5/7	6-7	12	
6/7	6-7	12	
7/7	6-7	12	
9/7	5-6	13	
12/7	5-6	13	
15/7	4-5	17	

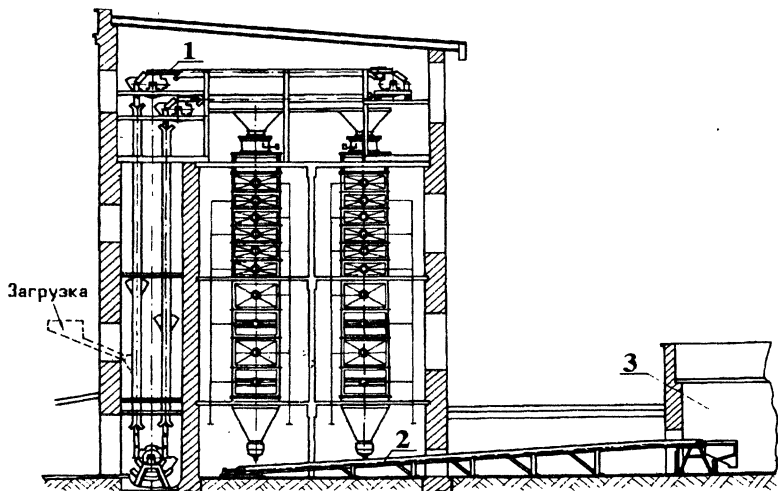


Рис. 90. Монтажная схема установки шахтных сушильных аппаратов.

Производительность шахтного сушильного аппарата в зависимости от марок пороха и скорости выгрузки колеблется от 0,25 до 0,67 т/ч.

Скорость подачи на сушку воздуха должна быть в пределах $0,3 \pm 0,4$ м/с, но не более 0,5 м/с, так как с ее увеличением наблюдается унос пороха, особенно мелких марок, из шахты.

На рис. 90 представлена монтажная схема установки шахтных сушильных аппаратов.

Шахтные аппараты установлены в отдельных помещениях, зона загрузки шахт - общая и размещена в отдельном помещении, так же как и зона выгрузки. Порох в шахты загружается ковшевым элеватором 1, а выгружаемый порошок из шахт ленточным транспортером 2 подается в отделение развески.

Загрузка пороха в ковшевой элеватор производится из отдельного помещения. Таким образом, обслуживающий персонал выведен из опасных зон.

По такой же монтажной схеме установлены шахтные провялочные аппараты.

Аппарат 11А (Г-3Ф)

При непрерывной технологии удаление растворителя и сушку пороха с последующим увлажнением его ведут в аппарате Г-3Ф (горизонтальный трехфазный аппарат).

В ранее описываемых аппаратах каждая технологическая фаза удаления растворителя производится в отдельных обособленных аппаратах. В аппарате Г-3Ф (авторы И.Т.Тхоревский, Н.П.Лавренев) осуществляются три технологические операции: проявление, вымачивание и сушка.

Аппарат Г-3Ф (рис.91) - это горизонтальная шахта, разделенная на четыре зоны: А - проявления; Б - вымачивания; В - сушки; Г - охлаждения и увлажнения.

На цепном транспортере 1 смонтированы ящики 2, габаритные размеры которых 1500×485×700мм. В нижней части ящиков для придания жесткости сеткам имеются ребра жесткости из алюминиевых полос, на них положена латунная сетка №6+1,2 и сверху нее сетка №08+0,32. Допускается установка сетки №2+1 из нержавеющей стали. В верхней части ящика имеются две продольные перегородки, высота которых больше уровня усадки пороха в ящике после проявления и вымачивания. Это позволило ширину горизонтальных уплотнений между секциями сделать равной 1/3 ширины ящика. Для жесткости боковых стенок ящика сделано по две перегородки в поперечном направлении. Чтобы исключить попадание пороха во время загрузки между ящиками, на их задней стенке сделаны козырьки, которые при установке ящиков в вертикальное положение перекрывают щель между ними.

Оси, на которых смонтированы ящики, на концах имеют ролики. С помощью этих роликов ящики по рельсам передвигаются как в зонах аппарата, так и в обратном направлении. В целях безопасности ролики выведены из шахты, а в зоне сушки они орошаются водой.

Со стороны загрузки смонтирована натяжная станция цепи транспортера, со стороны выгрузки - привод аппарата. Для приема и транспортирования готового пороха на просеивание и расфасовку в мешки смонтированы разгрузочный бункер 16, транспортер 15 и размыочный наклон 14. Зона проявления А состоит из двух секций I и II. В каждой секции находится по 4,5 ящика. Секции разделены между собой и отделены от зоны вымачивания горизонтальными и вертикальными уплотнениями 1 и 2 (рис.91б).

Для герметизации ящиков между собой в нижней части их имеется уплотнение 3, а для герметизации ящиков со стенкой и поддонами - продольные уплотнения 1 и 2 (рис.91в). Все уплотнения изготовлены из листовой резины.

Загрузка пороха в ящики аппарата производится из питателя 3; который одновременно является зоной предварительного проявления. Конст-

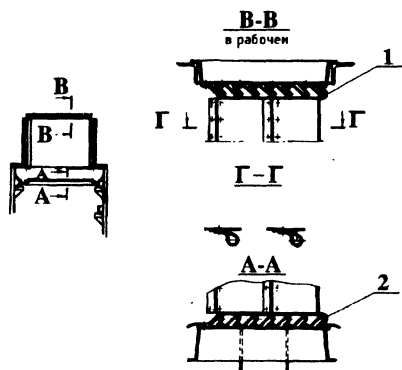


Рис. 91б. Уплотнения между секциями аппарата Г-3Ф.

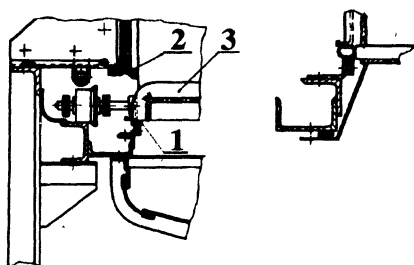


Рис. 91в. Горизонтальные уплотнения аппарата Г-3Ф.

рукция его аналогична конструкции шахтного проявочного аппарата. Полезная вместимость его $V=1,2\text{ м}^3$ рассчитана на время проявливания в нем пороха $t=1,5\ldots 2\text{ ч}$. Для равномерного распределения загружаемого пороха в питатель над ним смонтирован распределительный желоб 4. Воздух в зоны проявливания подается вентилятором 27 через камеры кондиционирования 26. Кондиционированный воздух подается в торец питателя и, пройдя слой пороха, с другого торца отсасывается на рекуперацию. В первую зону он подается в поддон секции проявливания и, пройдя толщу пороха в ящике, отсасывается на рекуперацию. Во второй секции воздух подается в верхнюю часть и снизу отсасывается на рекуперацию. Такое распределение подачи воздуха в секции проявливания должно обеспечивать однородность содержания растворителя в порохе после проявливания. Зона вымачивания Б состоит из шести секций III-VIII. Последняя секция VIII, кроме подвода воды, имеет подвод горячего воздуха и может работать в случае необходимости в режиме вымачивания или сушки. В каждой секции по шесть ящиков. Каждая секция имеет свой напорный бак 6 и насос 25 для возврата орошающих вод из поддона 24 в напорный бак. Для предварительного подогрева воды имеется бак подогрева 8. На линии ввода воды для вымачивания пороха установлен ротаметр 9 для замера подачи воды. Все напорные баки, за исключением баков секций III, IV, имеют нагревательные устройства для поддержания в них нужной температуры воды. На линии подачи воды из поддона в напорные баки секций III и IV установлены холодильники 7. Напорные баки установлены каскадно с понижающимся уровнем от секции VIII к секции III и соединены переливными трубами так, что при заполнении бака секции VIII вода самотеком переливается в бак секции

VII, а из бака секции VII - в последующие. Из бака секции III спиртовая вода с объемной долей - 4+9% через эпруветку 5 отводится в сборный бак 10 спиртовых вод, из которого периодически насосом 11 перекачивается на ректификацию.

Вода, подаваемая на орошение пороха, из напорных баков, самотеком по трубопроводам поступает в коллектор, а затем - в оросители. Ороситель - это труба из нержавеющей стали с отверстиями диаметром 1мм, по длине в два ряда. В секции устанавливаются 12 оросителей. Живое сечение всех отверстий не должно быть больше сечения трубы, подающей к ним воду. Вода на орошение в целях равномерного ее распределения по всей поверхности ящика подается в коллектор из шести оросителей, расположенных с двух сторон секции.

Зона сушки В состоит из четырех секций IX-XII. Все секции, как секции провяливания, разделены между собой уплотнениями и отделены ими от зон вымачивания, охлаждения и увлажнения. В каждой секции по четыре ящика. Для получения более однородного пороха по удаляемым после сушки компонентам подогретый воздух подается в секцию VIII под ящики (поддон) при условии ее работы в режиме сушки и, пройдя слой пороха, сверху отсасывается. В секциях IX и XI воздух подается сверху и отсасывается снизу; в секции X и XII воздух подается снизу в поддон и отсасывается сверху.

Воздух при помощи вентилятора 22 через калорифер 23 нагнетается в секции сушки. Нагнетательная воздушная линия разделена на две линии, на которых установлены калориферы 21 и 20. Одна линия идет на секции VIII, IX и X, вторая - на секции IX и XII. Воздух после сушки практически не содержит паров растворителя, но может содержать пороховую пыль и поэтому выбрасывается в атмосферу вентилятором 13 через мокрый фильтр 12.

Зона охлаждения и увлажнения Г состоит из одной секции XIII. В ней четыре ящика. Воздух вентилятором 18 через калорифер 19 подается в нижнюю часть секции и, пройдя слой пороха, выбрасывается в атмосферу. На нагнетательной линии установлен увлажнитель 17, камера которого заполнена кольцами Рашига.

На непрерывнодействующих пороховых комплексах в настоящее время изготавливают зерновые пороха марок 6/7, 7/7, 7/14, 8/7 и другие крупнозерновые пороха, а также трубчатые пороха из пироксилинов СА и ВА.

Изготовление зерновых порохов

Для обеспечения нормальной технологической обработки пороха в зонах провяливания, сушки и охлаждения сетчатое дно у части ящиков в зонах перекрывают специальными уплотнениями - сетками сопротивле-

ния. Количество ящиков, перекрываемых уплотнениями, равно четырем, что соответствует длине секции зоны сушки. Свеженарезанные зерновые пороха из бункера резательного станка при помощи скипового подъемника или ковшевого транспортера подаются через распределительный желоб 4 в питатель 3.

По мере заполнения питателя порохом происходит его предварительное проявление до содержания растворителя 20+25%. По заполнении питателя на 2/3 объема открывается шибер и начинается непрерывная загрузка порохом ящиков 2 аппарата. Порох из питателя самотеком поступает в движущиеся ящики аппарата и заполняет их. При нормальной работе всего комплекса питатель должен быть заполнен порохом примерно на 2/3 его высоты. Вентилятором 27 через камеры кондиционирования воздух (температура 25+30°C и относительная влажность 70+85%) подается в секции проявливании. Для того, чтобы избежать выдувания паров растворителя из секций, а также для достижения равномерного удаления растворителя из пороха без образования поверхностной "корочки" на нем, количество воздуха, подаваемого в питатель и секции проявливании, должно быть меньше вытяжки. Воздух, пройдя толщу пороха, обогащается растворителем и отсасывается вентилятором на рекуперацию. Практикой установлено, что наиболее рационально поддерживать перепад давлений на линии отсоса от питателя 8-10 мм вод.ст.: (78,4+98 Па) от секции I - 10+12 мм вод.ст., (98+117,6 Па), от секции XI - 12+15 мм вод.ст. (117,6+147 Па.) Порох после проявливании с общим содержанием растворителя 10+15%, в котором соотношение спирта к эфиру 1:0,6 - 1:0,8, поступает в зону вымачивания.

Вымачивание пороха в аппарате Г-3Ф идет орошающими водами в противотоке. По мере уменьшения растворителя в порохе уменьшается объемная доля спиртовых вод и повышается их температура. Это позволило сократить время вымачивания пороха в 2,2+2,5 раза для зерновых порохов и в 7+10 раз для трубчатых по сравнению с вымачиванием его в бассейнах. Необходимое количество воды, поступающей на вымачивание, фиксируется ротаметром 9. Вода поступает в бак 8, где подогревается до заданной температуры. Подогретая вода поступает в напорный бак секции VIII, если она работает в режиме вымачивания, и самотеком поступает через оросители на орошение этой секции. В случае, если она работает в режиме сушки, вода поступает в напорный бак секции VII и затем на орошение этой секции. Пройдя через толщу пороха, вода собирается в поддоне, откуда через фильтр насосом 25 перекачивается обратно в напорный бак секции VII. Заполнив бак, избыток воды перетекает в бак секции VI, откуда самотеком поступает на орошение этой секции. Пройдя через толщу пороха, вода собирается в поддоне, откуда она насосом попадает в бак секции VI, заполнив его, избыток воды перетекает в бак секции V, затем в напорные баки

секций VI и III. По мере продвижения воды от секции VIII к секции III содержание спирта в ней увеличивается, и при достижении объемной доли 4+9% спиртовая вода из напорного бака секции III самотеком через эпру-ветку 5 поступает в сборный бак 10. Теоретически количество подаваемых вод на вымачивание должно быть равно количеству отводимых спиртовых вод. Практически количество поданной воды на вымачивание всегда больше отводимых спиртовых вод в результате потерь их через неплотности в сальниковых уплотнениях насосов, фланцевых соединениях течи в поддонах и т.д. Объемная доля отходящих спиртовых вод регулируется количеством вод, поступающих на орошение.

В соответствии с заданным режимом температура воды в баках секций VIII, VII, VI и V регулируется с помощью подогревателей, в баках секций IV и III при помощи холодильников 7.

Время вымачивания можно регулировать:

- отключением отдельных секций;
- повышением температуры воды на орошение секций VIII, VII, VI, V;
- изменением скорости движения транспортера.

Для обеспечения нормальных условий вымачивания плотность орошения водой должна быть $3+4 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м^2 пороха. Порох после вымачивания (содержание неудаляемых веществ 1,2+2%, соотношение спирта к эфиру 1:1,22...1,55) поступает в зону сушки. Воздух, подогретый предварительно в калорифере 23 вентилятором 22, через калорифер 21, в котором он дополнительно подогревается до нужной температуры, подается в секции VIII-X зоны сушки, при условии работы секции VIII в режиме сушки.

Для более интенсивного удаления поверхностной влаги из пороха и ускорения его прогрева температуру подаваемого воздуха в эти секции нужно поддерживать в пределах $80+85^\circ\text{C}$. Воздух, поступающий в секции XI и ХП, дополнительно подогревается до заданной температуры в калорифере 20. Температуру подаваемого воздуха в эти секции поддерживают в пределах $70+75^\circ\text{C}$. Из зоны сушки воздух, насыщенный влагой, через мокрый фильтр 12 вентилятором 13 выбрасывается в атмосферу. После сушки порошок поступает в секцию XIII зоны охлаждения и увлажнения. Воздух, при необходимости подогретый в калорифере 19, вентилятором 18 подается через увлажнитель 17 (где он увлажняется до содержания в нем относительной влажности 90+95%) в поддон секции XIII. Воздух, пройдя слой пороха, охладив и увлажнив его до содержания удаляемых летучих веществ примерно до 1+1,8% (в зависимости от марки пороха), выбрасывается в атмосферу. Пройдя секцию XIII, ящики опрокидываются, порошок высыпается в разгрузочный бункер 16 и затем при помощи транспортера 15 подается на наклон 14, после просеивания он расфасовывается в мешки и отправляется на формирование малых партий.

Изготовление трубчатых порохов

Зерновые пороха предварительно провяливаются в питателе аппарата, трубчатые - в провялочных шкафах (см.рис.84). После резки трубчатые пороха укладываются в специальные кассеты, устанавливаемые в провялочные шкафы. В шкафах производят предварительное провяливание пороха, чтобы снизить содержание удаляемых летучих компонентов в нем до 25% (температура подаваемого воздуха $26+30^{\circ}\text{C}$, относительная влажность $\varphi=70+85\%$). Время предварительного провяливания $2,5+8\text{ч}$ в зависимости от марки пороха, перепад давлений на линии отсоса на РУ $10+20\text{мм вод.ст.}$ ($98-196\text{Па}$). По окончании предварительного провяливания трубчатый порох перебирают для ликвидации слипшихся пороховых трубок, сортируют по внешнему виду и связывают в пучки. Пороховые трубки, содержащие воздушные пузырьки, непластифицированный пироксилин, отбраковывают. Пучки (рис.92) связывают в специальных шаблонах. При длине пороховой трубки 2 до 460мм пучки обкладываются двумя бандажными алюминиевыми пластинами 4 и закрепляются резиновыми кольцами 3, расстояние между которыми около 25мм. Во избежание искривления концов пороховых трубок в процессе технологической обработки длина бандажных пластин должна быть не меньше длины трубки. Для улучшения процесса сушки и однородности пороха в пучках в центре пучка помещают

алюминиевую пластину 5 и надевают на один конец пучка уплотнение 1, изготовленное из резиновой смеси № 7889.

При связывании пучков из пороховых трубок длиной более 460мм для обеспечения прямизны трубок по всей длине применяют четыре бандажные пластины. Пучки должны быть плотными, без перекосов и изгибов трубок. Связанные таким образом пучки загружают в вертикальном положении в ящики аппарата. Дальнейший технологический процесс идет ранее описанным способом. Пороховые трубки после провяливания и вымачивания дают усадку до 25% по диаметру, между пучками образовывается зазор (пустота), который перекрывается надетым на пучок уплотнением. Из ящиков аппарата пучки выгружают вручную и разбирают. Далее порох поступает на калибровку и разбраковку.

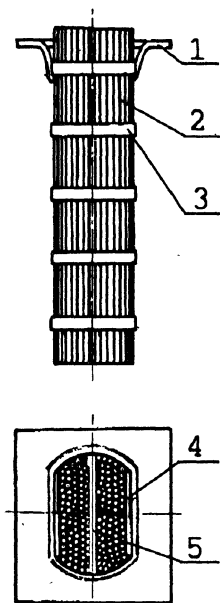


Рис. 92. Пороховой пучок.

При кассетной технологии, когда пороховая трубка режется непосредственно у прес-

са, усадка ее по длине составляет $5,5+8\%$, если порох изготовлен из пироксилина СА, и $6+10\%$ - если из пироксилина ВА. При таком различии в усадке после сушки количество удлиненных и укороченных пороховых трубок в общей массе пороха составляет около 15% . Разброс по длине у готовой пороховой трубки при условии резки ее непосредственно у пресса должен быть не менее 4% . Так как укороченные пороховые трубки являются окончательным браком, заводы стремятся изготовлять трубки по длине на верхнем пределе с последующей калибровкой и подрезкой или удлиненные с последующей 100% -ной подрезкой всех трубок без калибровки. В целях безопасности подрезку трубок ведут под струей воды и после этого их связывают в пучки и вторично сушат, что требует дополнительных трудозатрат. Практически установлено, что после провяливания усадка пороховой трубки в среднем по длине составляет $3,5+4,4\%$.

Таким образом, целесообразнее подрезку пороховых трубок вести не после сушки, а после провяливания, при этом может быть исключена калибровка и отпадает необходимость в дополнительной просушке после подрезки.

Пороховые трубки, превышающие по длине установленную норму, подрезаются на специальных станках. Укороченные трубки, а также трубки, имеющие технологический брак (с воздушными, а непластифицированными включениями, вплывшими каналами, трещинами, больше допустимой), направляются на переработку. Возвратный брак по данным заводов составляет примерно 10% от партии.

Привод аппарата Г-3Ф (рис.93) по условиям техники безопасности вынесен в машинное отделение. Он состоит из рамы 1, на которой смонтирован электродвигатель 2, вращение которого передается вариатору 3 и далее червячному редуктору 4.

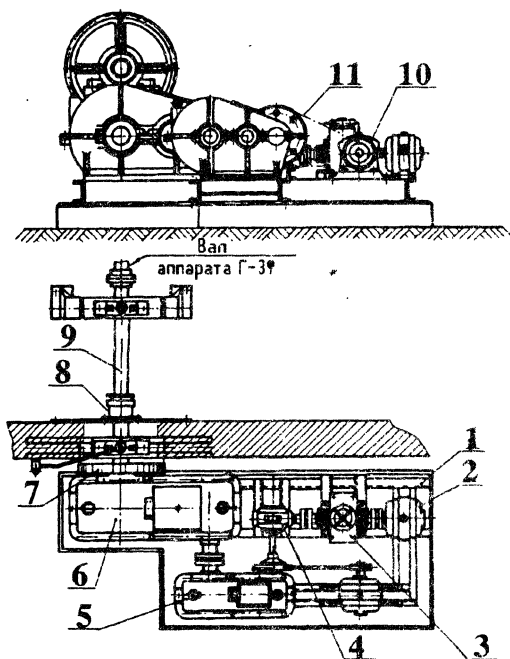


Рис. 93. Привод аппарата Г-3Ф.

С выходного вала червячного редуктора вращательное движение передается на цилиндрический редуктор 5, далее редуктор 6 и затем через зубчатую пару шестерен 7 на приводной вал 9. Приводной вал через сальниковые уплотнения 8 в стене выходит в технологическое отделение и муфтой соединяется с приводным валом аппарата Г-3Ф.

Таблица 18

Примерный технологический режим работы аппарата Г-3Ф

Операция	Пороховое зерно	Пороховая трубка
I. Проявливание в бункере и секциях I и II		
Температура воздуха, °C	26-30	26-30
Относительная влажность воздуха, %	70-85	70-85
Время предварительного проявливания, ч	-	2,5-6,0
Перепад давлений на отсосе на РУ: мм вод. ст.	10-30	30-60
Па	98-294	294-588
Содержание удаляемых летучих веществ, % не более	25-27	-
после: бункера	-	25
шкафа	15	15
секций I и II		
2. Вымачивание		
Температура воды в секциях, °C		
III	20-28	20-28
IV	30-32	30-32
V, VI	30-40	39-40
VII, VIII	Не более 55	Не более 55
Содержание неудаляемых летучих веществ в % не менее	1,2-3,3	1,2-3,3
3. Сушка		
Температура воздуха в зонах °C		
VIII, IX, X	65-85	65-85
XI, XII	60-75	60-75
4. Увлажнение		
Содержание удаляемых летучих веществ, %	1,0+1,8	0,7+1,4
Температура воздуха, °C	20+30	20+30
Относительная влажность воздуха, % не менее	80	80
5. Скорость цепного конвейера, м/ч	0,35+0,45	0,3+0,4

Для ускорения разгрузки аппарата, осмотра и ремонта уплотнений, осмотра внутренней части шахты и ее чистки предусматривается установка дополнительного электродвигателя 11. При этом вращательное движение от двигателя через ременную передачу 10 передается редуктору 5, а электродвигатель 2, вариатор 3 и червячный редуктор 4 отключаются. В этом случае скорость V движения контейнера увеличивается и составляет 6 м/ч.

В табл. 18 приведен примерный технологический режим работы аппарата Г-3Ф.

Техническая характеристика аппарата Г-3Ф

Габаритные размеры, мм	36200×3300×2945
Вместимость ящика, м ³	0,5
Скорость транспортера, м/ч	0,35±1
Производительность аппарата, т/сут:	
зерненный порошок в зависимости от марки	3,5±5
трубчатый порошок в зависимости от марки	2±2,9

Подрезка пороховой трубки

В настоящее время существует несколько конструкций станков для подрезки пороховой трубки. На рис. 94 приведена кинематическая схема станка для подрезки трубчатого пороха.

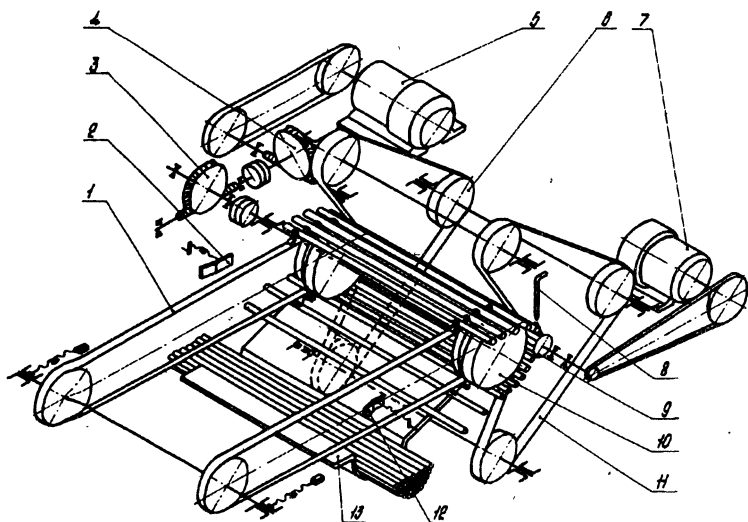


Рис. 94. Кинематическая схема станка для подрезки трубчатого пороха.

Станок состоит из цепного транспортера 1, на котором имеются гнезда для пороховых трубок. Транспортеру движение передается от электродвигателя 5 через червячные редукторы 3 и 4. Для фиксации пороховой трубки на барабане 10 установлено два клиновых ремня 11, каждый из которых натянут на три ролика 6. Движение ремня осуществляется в результате их трения о барабан транспортера. С двух сторон транспортера на уровне укладки трубки имеются ограничители 2 и 12. Подрезка трубки производится фрезой 9, вращательное движение которой передается через клино-ременную передачу от электродвигателя 7. Для предотвращения загорания пороховые трубки во время резки орошаются водой через сопло 8. Подрезанные трубки собираются в лоток 13. На станке имеется блокировка пуска станка в работу с подачей воды на фрезы. При прекращении подачи воды станок автоматически останавливается.

Подают воду на орошение пороховых трубок и включают станок. Пороховые трубки укладываются в гнезда цепного транспортера. По мере продвижения трубки к фрезе она ограничителем 2 с торца подравнивается, затем зажимается клиновыми ремнями 11 на барабане и подрезается фрезой, которая орошается водой.

Расстояние от ограничителя до фрезы равно установленной длине отрезаемой трубки.

Техническая характеристика станка

Габаритные размеры, мм	1900×1120×1200
Длина подрезаемых трубок, мм	620...280
Частота вращения фрезы, об/мин	400

Технологический расчет аппарата Г-ЗФ

Технологическим расчетом определяются габаритные размеры аппарата, его производительность, необходимое количество воздуха, воды и тепла для ведения технологического процесса.

Можно определить производительность аппарата, если заданы его габаритные размеры, технологический режим, и наоборот, по производительности и технологическому режиму можно определить его габаритные размеры, скорость движения цепи, количество подаваемого воздуха для проявлявания пороха и его сушки, воды на вымачивание, а также тепла на ведение технологического процесса сушки пороха.

Рассмотрим второй вариант расчета.

Часовую производительность аппарата принимаем равной G кг.

Время технологических процессов проявлявания, вымачивания, сушки, увлажнения и охлаждения взято на основании длительной эксплуатации аппарата Г-ЗФ приведено в табл.19.

Таблица 19

Время (ч) технологических процессов на аппарате Г-3Ф

Операция	Зерненный порошок			Трубчатый порошок		
	Предварительно в бункере	В аппарате	Общее	Предварительно в шкафу	В аппарате	Общее
Проявление	1,5+2	11,5+10	12+13	6+8	10+14	18+20
Вымачивание	-	14+35	14+35	-	7+38	7+38
Сушка	-	24+28	24+28	-	24+34	24+34
Увлажнение и охлаждение	-	5,3+5,8	5,3+5,8	-	5,3+7,1	5,3+7,1

Обозначим время проявления пороха до содержания в нем 15% летучих веществ - $t_{\text{пр}}$, время вымачивания пороха до содержания в нем 2+3,3% неудаляемых летучих веществ - $t_{\text{вым}}$, время сушки пороха до содержания в нем 0,8+1% удаляемых летучих веществ - $t_{\text{суш}}$, время увлажнения до содержания в порохе 1+1,8% удаляемых летучих веществ и охлаждения до температуры 25°C в зимнее время и 30°C в летнее время - $t_{\text{ув}}$. Объем бункера питателя в м³ определим уравнением

$$V = \frac{G \cdot t_{\text{пр}} a}{24 \rho}$$

где ρ - насыпная плотность пороха, загружаемого в бункер, равна 450-500 кг/м³;

a - коэффициент резерва емкости, принимается равным 1,3-1,25.

Расчет габаритных размеров аппарата

Обозначим загрузку одного ящика зернового пороха на сухую массу через q^1 . Зная время технологического процесса каждой фазы и вместимость одного ящика, определим количество ящиков в каждой зоне:

$$\text{зона проявления } n_{\text{пр}} = \frac{G \cdot t_{\text{пр}}}{24 q^1},$$

$$\text{зона вымачивания } n_{\text{вым}} = \frac{G \cdot t_{\text{вым}}}{24 q^1},$$

$$\text{зона сушки } n_{\text{суш}} = \frac{G \cdot t_{\text{суш}}}{24 q^1},$$

объем в м³, занимаемый порохом в ящике, определим из уравнения:

$$V = \frac{q^1}{\rho_1 1000},$$

где ρ_1 - насыпная плотность предварительно проявленного пороха в бункере питателя до содержания в нем 20-25% удаляемых летучих веществ.

Для крупнозерненных порохов (14/7, 15/7) $\rho = 540 \text{ кг/м}^3$, для мелкозерненных (7,7,9/7) - 640 кг/м^3 .

Зная объем пороха в ящике, определим его длину

$$V = l \cdot b \cdot h \cdot 0,95,$$

где b - ширина ящика (выбирается конструктивно, исходя из размеров выбранной тяговой цепи), м;

h - высота ящика, выбираемая из расчета толщины слоя пороха в зоне сушки $h = 0,45 - 0,5 \text{ м}$;

0,95 - коэффициент заполнения ящика.

Длина ящика в м

$$l = \frac{V}{b \cdot h \cdot 0,95}.$$

Определив количество ящиков в каждой зоне и учитывая, что ящик монтируется на двух звеньях тяговой цепи, определим длину каждой зоны:

зона проявливания $l_{\text{пр}} = n_{\text{пр}} \cdot 2S^1$;

зона вымачивания $l_{\text{вым}} = n_{\text{вым}} \cdot 2S^1$;

зона сушки $l_{\text{суш}} = n_{\text{суш}} \cdot 2S^1$;

зона увлажнения и охлаждения $l_{\text{увл}} = n_{\text{увл}} \cdot 2S^1$,

где S^1 - шаг тяговой цепи.

Для большей маневренности ведения технологического процесса, создания условий, обеспечивающих получение порохов с однородными физико - химическими показателями, а также для удобств эксплуатации аппарата зоны по длине разбиваются на секции. Для обеспечения герметичности секций проявливания, сушки, увлажнения они между собой разделены уплотнениями шириной $b_{\text{упл}}$.

Общую длину рабочих зон аппарата в м с учетом уплотнений определим уравнением

$$L = \sum n \cdot 2S^1 + b_{\text{упл}} (n^1 + 2),$$

где $\sum n = n_{\text{пр}} + n_{\text{вым}} + n_{\text{суш}} + n_{\text{увл}}$ - количество ящиков во всех зонах аппарата;

n^1 - количество секций в зонах проявливания, сушки, увлажнения.

Зная длину рабочих зон аппарата и время технологического процесса, определим скорость движения транспортера в м/ч;

$$v_{\text{тр}} = \frac{\sum n \cdot 2 \cdot S^1}{t_{\text{общ}}}.$$

При выбранном диаметре $D_{зв}$ ведущей звездочки тяговой цепи транс-
портера частота вращения приводимого вала аппарата в об/ч равняется

$$n = \frac{v}{\pi \cdot D_{зв}}.$$

*Расчет необходимого количества воздуха,
подаваемого на провяливание*

Количество воздуха ($m^3/ч$), подаваемого на провяливание, рассчиты-
ваем уравнением

$$V_{пр} = \frac{m_1 \cdot 1000 \cdot \eta}{m^0},$$

где m_1 - количество отсасываемого растворителя в час, кг;

m^0 - массовая концентрация паров растворителя в отсасываемом возду-
хе на РУ (практически в начальной стадии провяливания
 $m^0=15\text{мг/м}^3$, в конечной $m^0=5\text{г/м}^3$);

η - коэффициент, учитываемый отсос воздуха на РУ, принимаем рав-
ным 0,85...0,90.

Количество отсасываемого растворителя (кг/ч) определим уравнением

$$m_1 = \frac{G (K - K_1)}{100},$$

где K - содержание растворителя в пороке перед загрузкой его в бункер
питателя; принимаем равным 38-42%;

K_1 - содержание растворителя в пороке после каждого этапа провяли-
вания.

Расчет подачи насосов зон вымачивания

Подачу насосов G ($m^3/ч$) для орошения в зонах вымачивания опреде-
лим, исходя из условий плотности орошения $\rho=3...4\text{м}^3/ч$ на 1м^2 площади
ороха:

$$G = F \cdot n \cdot \rho,$$

где F - площадь ящика, m^2 ;

n - количество ящиков в секции.

Пример расчета. Определить технологические параметры аппарата
ЗФ при принятой его производительности $G=5000\text{кг/сут}$.

Для уменьшения габаритных размеров ящиков предварительное про-
вяливание порохов производится в питателе аппарата до содержания в нем
растворителя 20÷25%.

Полезную вместимость бункера (m^3) определяем уравнением

$$V = \frac{G \cdot t \cdot a}{24 \cdot \rho \cdot 100}.$$

Принимаем $t=2\text{ч}$; $a=1,3$; $\rho=0,5\text{кг/дм}^3$, тогда

$$V = \frac{5000 \cdot 2 \cdot 1,3}{24 \cdot 0,5 \cdot 1000} = 1,1\text{м}^3.$$

Принимаем массу загрузки порохом одного ящика $q^I=240\text{кг}$.

Определяем количество ящиков.

В зоне проявлявания

В зоне проявлявания необходимо дополнительно удалить растворитель до содержания его в порохе $15\div 14\%$. Время проявлявания в аппарате принимаем $t_{\text{пр}}=10,75\text{ч}$.

Тогда количество ящиков в зоне.

$$n_{\text{пр}} = \frac{5000 \cdot 10,75}{24 \cdot 240} = 9,3 \text{ (принимаем 9 ящиков).}$$

В зоне вымачивания

Время вымачивания согласно табл.19 $t_{\text{min}}=14\text{ч}$, $t_{\text{max}}=35\text{ч}$.

В соответствии с этим определяем минимальное и максимальное количество ящиков в зоне

$$n_{\text{min}} = \frac{5000 \cdot 14}{24 \cdot 240} = 12,2 \text{ (принимаем 12 ящиков)}$$

$$n_{\text{max}} = \frac{5000 \cdot 35}{24 \cdot 240} = 30,35 \text{ (принимаем 30 ящиков)}$$

В зоне сушки

Время сушки $t_{\text{ср}}=26\text{ч}$.

$$\text{Тогда } n_{\text{с}} = \frac{5000 \cdot 26}{24 \cdot 240} = 22,6 \text{ (принимаем 22 ящика)}$$

В зоне увлажнения и охлаждения

Время увлажнения и охлаждения $t_{\text{ср}}=5\text{ч}$.

$$\text{Тогда } n_{\text{ув}} = \frac{5000 \cdot 5}{24 \cdot 240} = 4,3 \text{ (принимаем 4 ящика)}$$

Для удобства эксплуатации, а также получения более однородного пороха количество ящиков в зонах разбиваем на секции. Зону проявлявания разбиваем на две секции I и II по 4,5 ящика в секции. В зоне вымачивания располагаем по 6 ящиков в секции. Тогда в этой зоне будет пять секций (III-VIII). Две секции зоны всегда будут работать в режиме вымачивания, а остальные можно делать комбинированные, чтобы они смогли работать и в режиме сушки. В зоне сушки принимаем, что в секции VIII находится шесть ящиков, а в секциях IX-XII - по четыре ящика.

Секцию VIII делаем комбинированной. Она может работать как в режиме сушки, так и в режиме вымачивания. В зоне увлажнения XIII находятся четыре ящика.

Определяем габаритные размеры ящика. Объем пороха, загружаемого в ящик, при принятой насыпной плотности предварительно проявленного пороха $\rho=0,54\text{кг/дм}^3$ составит

$$V = \frac{240}{0,54 \cdot 1000} = 0,445\text{м}^3.$$

Зная объем пороха в ящике, определяем его геометрические размеры уравнением

$$V = l \times b \times h \times 0,95,$$

где $b = 2S^1 - a$;

S^1 - шаг тяговой цепи (выбран конструктивно), равен 250мм;

a - зазор между ящиками для монтажа уплотнений, равен 20мм.

Тогда $b = 500 - 20 = 480\text{мм}$. Полезную высоту ящика принимаем $h = 700\text{мм}$.

Длина ящика

$$l = \frac{V}{b \cdot h \cdot 0,95} = \frac{0,445}{0,48 \cdot 0,7 \cdot 0,95} = 1,4\text{м}.$$

Принимаем длину ящика 1,5м.

Зная количество ящиков в каждой зоне и количество секций зон провяливания, сушки и увлажнения, общую длину рабочих зон аппарата можно определить

$$L = (9+30+22+4) \cdot 2 \cdot 0,25 + 0,2 \cdot (2+5+1+2) = 34,5\text{м}.$$

Так как в ящике устанавливаются две продольные перегородки, то

$$l_{\text{упл}} = 1/3b = 1/3 \cdot 480 = 160\text{мм}.$$

Принимаем $l_{\text{упл}} = 0,2\text{м}$.

Определяем среднюю скорость движения транспортной цепи

$$v_{\text{ср}} = \frac{\sum n \cdot 2 \cdot S^1}{\sum t} = \frac{65 \cdot 2 \cdot 0,25}{-76,75} = 0,425\text{м/ч}.$$

Конструктивно количество зубьев на звездочке тяговой цепи принимаем равным 8, тогда при шаге цепи $S^1 = 250\text{мм}$.

$$D = S^1 \cdot \cos \frac{180}{8} = 250 \cdot \cos \frac{180}{8} = 250 \cdot 2,6131 = 620\text{мм}.$$

Средняя частота вращения приводного вала аппарата

$$n_{\text{ср}} = \frac{0,425}{\pi \cdot 0,62} = 0,215\text{об/ч}.$$

Для большей маневренности работы аппарата на его приводе устанавливается вариатор с передаточным отношением $i=3$. Тогда

$$n_{\max} = 0,215 \cdot \sqrt{3} = 0,37 \text{ об/ч};$$

$$n_{\min} = \frac{0,215}{\sqrt{3}} = 0,125 \text{ об/ч}.$$

Остальные геометрические размеры аппарата определяются в процессе его проектирования.

Определяем необходимое количество воздуха, подаваемого в питатель и секции провяливания.

Количество отсасываемого растворителя (кг/ч) на РУ из питателя равно

$$m_1 = \frac{5000 \cdot (K - K_1)}{24 \cdot 100},$$

где $K=40\%$, $K_1=22\%$ - содержание растворителя в порохе до и после питателя. Тогда

$$m_1 = \frac{5000 \cdot (40 - 22)}{24 \cdot 100} = \frac{500 \cdot 18}{24 \cdot 100} = 38,5 \text{ кг/ч}$$

Определяем количество отсасываемого растворителя на РУ после секции I провяливания. Содержание растворителя в порохе после секции I провяливания $17+18\%$

$$K_{2\text{ср}} = \frac{17 + 18}{2} = 17,5\%$$

$$\text{Тогда } m_2 = \frac{5000 \cdot (22 - 17,5)}{24 \cdot 100} = 9,37 \text{ кг/ч}.$$

Количество отсасываемого растворителя (кг/ч) после секции II провяливания составляет

$$m_3 = \frac{5000 \cdot (17,5 - 14)}{24 \cdot 100} = 7,3 \text{ кг/ч}.$$

Практика эксплуатации аппаратов Г-3Ф дает оптимальную массовую концентрация паров растворителя в отсасываемом воздухе на РУ

$$m'_1 = 13 \dots 14 \text{ г/м}^3; \quad m'_2 = 11 \dots 12 \text{ г/м}^3; \quad m'_3 = 5 \dots 6 \text{ г/м}^3,$$

после бункера, секций I и II зоны провяливания соответственно.

Подачу воздуха на провяливание принимаем на 15% меньше отсасываемого воздуха на РУ. Необходимое количество воздуха, подаваемого на провяливание, составит:

на питатель

$$V = \frac{38,5 \cdot 1000 \cdot 0,85}{13,5} = 2424 \text{ м}^3/\text{ч};$$

4 секцию I проявливания

$$V = \frac{9,37 \cdot 1000 \cdot 0,85}{11,5} = 690 \text{ м}^3/\text{ч};$$

4 секцию II проявливания

$$V = \frac{7,3 \cdot 1000 \cdot 0,85}{5,5} = 1130 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Определяем количество воды G_v , необходимое для орошения пороха в каждой секции вымачивания, при плотности орошения $\rho = 3,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м^2 площади пороха

$$G_v = F \cdot n \cdot \rho,$$

где площадь ящика F равна $0,48 \cdot 1,5 = 0,72 \text{ м}^2$;

$n=6$ - количество ящиков в секции вымачивания.

$$\text{Тогда } G_v = 0,72 \cdot 6 \cdot 3,5 = 15,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Учитывая потери воды в сальниковых уплотнениях, поддонах (которые равны $5 \pm 10\%$), необходимо установить насос с подачей

$$G_n = \frac{G_v}{\eta} = \frac{15,2}{0,9} = 16,9 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Принимаем $G_n = 17 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Расчет количества влаги, испаренной в зоне сушки

На основании проделанных работ в институтах и на заводах, а также опыта длительной эксплуатации сушильных агрегатов в заводских условиях было доказано, что наиболее рациональный режим сушки - ступенчатый, при котором на первой стадии сушки температура более высокая, а на завершающей его стадии - более низкая. Поэтому в зоне сушки принимаем два температурных режима: один - в секциях VIII, IX и X; второй - в секциях XI и XII (рис.95).

Исходя из этого расчета количества испаренной влаги, расход воздуха, потери тепла определяем отдельно для секций VIII-X и секций XI, XII.

Определяем количество испаренной влаги (кг/ч) в секциях VIII-X и XI, XII уравнением:

$$U^{\text{VIII-X}} = G \frac{W_1 - W_2}{100 - W_1}; \quad U^{\text{XI,XII}} = G \frac{W_2 - W_3}{100 - W_2}.$$

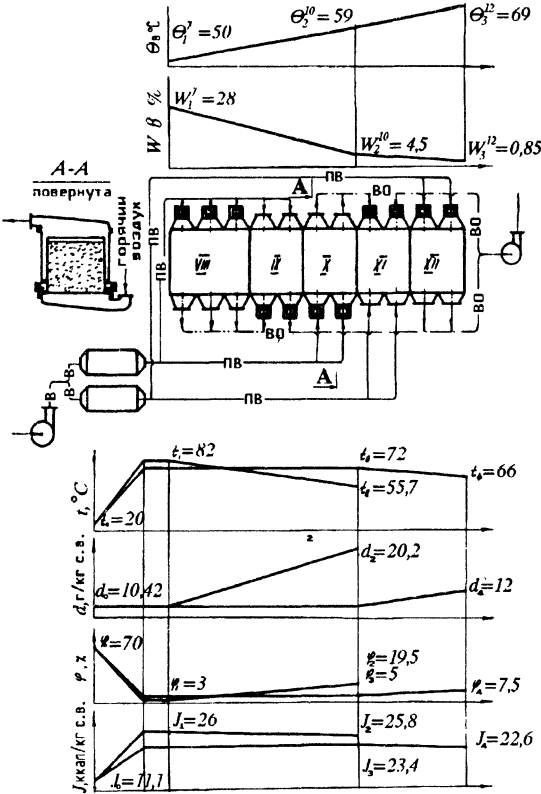


Рис. 95. Расчетная схема сушки.

В табл.20 представлены (на основании замеров) влажность пороха W по секциям и температура воздуха, отходящего из них.

Таблица 20

Влажность пороха по секциям и температура отходящего воздуха из секций

N секции	Влажность пороха по секции, %	Температура отходящего воздуха, °C	Температура подаваемого воздуха в секции, °C	Примечания
	26÷30	-	-	После зоны вымачивания
VIII	18,3÷19,3	51÷53	81 ÷ 83	
IX	9÷10	55÷57		
X	4÷5	58÷60		
XI	1,8÷2,4	63÷65	71 ÷ 73	
XII	0,7÷1	68÷70		

На основании данных таблицы

$$U^{\text{VIII-X}} = \frac{5000 (28 - 4,5)}{24 (100 - 28)} = 68 \text{ кг/ч}; U^{\text{XI, XII}} = \frac{5000 (4,5 - 0,85)}{24 (100 - 4,5)} = 8 \text{ кг/ч}.$$

Тепловой расчет

Тепловой баланс зоны сушки

$$Q = q_u + q_{\text{ух.в}} + q_{\text{п}} + q_{\text{гр}} + q_{\text{ос}} + q_{\text{дин}}.$$

Определяем потери тепла (ккал/кг вл.) на нагревание пороха в зоне сушки уравнением:

$$q_{\text{п}} = \frac{q^1}{U} \cdot C_{\text{п}} (\Theta_2 - \Theta_1).$$

Определяем потери тепла [(ккал/кг·°C) - 4,19кДж/(кг.град)] на нагревание пороха в секциях VIII-X. Теплоемкость пороха после секции X определяем уравнением:

$$C_{\text{п}} = \frac{W_2 + C_{\text{с.п}} (100 - W_2)}{100},$$

где $W_2 = 4,5\%$; (табл.20); $C_{\text{с.п}} = 0,318 \text{ ккал/(кг·°C)}$ - теплоемкость сухого вещества пороха.

Теплоемкость пороха после секции X составит:

$$C_{\text{п}} = \frac{4,5 + 0,318 (100 - 4,5)}{100} = 0,349 \text{ ккал/(кг·°C)}.$$

$\Theta_1 = 50^\circ\text{C}$ - температура пороха, поступающего в зону сушки, равна температуре орошающих вод (см.табл.18); $\Theta_2 = 59^\circ\text{C}$ - температура пороха, выходящего из секции X и входящего в секцию XI сушки, равна средней температуре отходящего воздуха из секции X (см.табл.20).

Тогда

$$q_{\text{п}}^{\text{VIII-X}} = \frac{240}{68} 0,349 \cdot (59 - 50) = 11 \text{ ккал/кг вл. (45,19кДж/кгвл)}$$

В секциях XI, XII

$$C_{\text{п}} = \frac{W_3 + C_{\text{с.п}} (100 - W_3)}{100} \text{ ккал/(кг·°C)},$$

W_3 - средняя влажность пороха после секции XII равна 0,85%.

$$\text{Тогда } C_{\text{п}} = \frac{0,85 + 0,318 (100 - 0,85)}{100} = 0,320 \text{ ккал/(кг·°C)},$$

$$q_{\text{п}}^{\text{XI-XII}} = \frac{240}{8} 0,320 (69 - 59) = 96 \text{ ккал/кг вл. (402,24кДж/кг вл.)}$$

$\Theta_3 = 69^\circ\text{C}$ - температура воздуха после секции XII, равна температуре выходящего воздуха (см.табл.20)

Определяем потери тепла на нагревание транспортной цепи и ящиков:

$$q_{\text{тр}} = \frac{\Theta_2 - \Theta_1}{U} (C_{\text{ящ}} + C_{\text{цеп}});$$

$$q_{\text{ящ}} = \frac{n_c \cdot q^1}{t_{\text{суш}}},$$

q^1 - масса ящика, согласно чертежам, равна 43 кг;

$$q = \frac{22 \cdot 43}{28} = 33,8 \text{ кг/ч};$$

$$q_{\text{цеп}} = \frac{2 \cdot n_c \cdot 2S \cdot q_{\text{п.м}}}{t_{\text{суш}}}$$

согласно чертежам масса одного метра цепи $q_{1\text{м}} = 100 \text{ кг}$.

$$q_{\text{цеп}} = \frac{2 \cdot 22 \cdot 2 \cdot 0,25 \cdot 100}{28} = 78,5 \text{ кг/ч}.$$

Материал ящика - алюминий, теплоемкость которого $C_{\text{ящ}} = 0,3 \text{ ккал/ (кг} \cdot ^\circ\text{C)}$.

Материал цепи - сталь, теплоемкость которой $C_{\text{цеп}} = 0,12 \text{ ккал/ (кг} \cdot ^\circ\text{C)}$.

Потери тепла на нагрев транспортных устройств секций VIII-X составляют

$$q_{\text{тр}}^{\text{VIII-X}} = \frac{59 - 50}{68} (33,8 \cdot 0,3 + 78,5 \cdot 0,12) = \frac{9 \cdot 19,5}{68} = 2,6 \text{ ккал/кг. вл. (10,8 кДж/кг.вл.)}$$

В секциях XI, XII

$$q_{\text{тр}}^{\text{XI-XII}} = \frac{69 - 59}{8} (33,8 \cdot 0,3 + 78,5 \cdot 0,12) = 24,5 \text{ ккал/кг вл. (102,16 кДж/кг вл.)}$$

Потери тепла (ккал/кг вл.) в окружающую среду через стенки сушильной зоны определяем уравнением:

$$q_{\text{ос}} = \frac{\Delta t_{\text{ср}}}{U} (\sum K F + \sum K' F').$$

Определим потери тепла в окружающую среду секциями VIII-X.

В соответствии с технологическим регламентом и замерами температур отходящего воздуха принимаем (см.табл.20)

$t_1 = 82^\circ\text{C}$ - температура воздуха, поступающего в секции;

$$t_{2cp} = \frac{52+56+59}{3} = 55,7^{\circ}\text{C} - \text{средняя температура воздуха, выходящего}$$

из секций;

$t_b = 20^{\circ}\text{C}$ - температура воздуха в помещении, где установлен аппарат Г-3Ф;

$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_{2cp}}{2} = \frac{82 + 55,7}{2} = 68,8^{\circ}\text{C};$$

$$\Delta t = t_{cp} - t_b = 68,8 - 20 = 48,8^{\circ}\text{C}$$

$H = 0,75\text{ м}$ - высота боковой стенки секций;

$l = n \cdot 2S' = 14 \cdot 2 \cdot 0,25 = 7\text{ м}$ - длина секций.

где n - количество ящиков в секциях.

Тогда $F = 2 \cdot 0,75 \cdot 7 = 10,5\text{ м}^2$;

$F' = 33\text{ м}^2$ - площадь верхних и нижних диффузоров секций.

Общий коэффициент теплоотдачи боковых стенок секций в $\text{ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^{\circ}\text{C})$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

α - коэффициент теплоотдачи естественной конвекции от среды сушильной зоны к стенке определяется из критериальных зависимостей Нуссельта и Грасгофа

$$Nu = C'' (G_r \cdot Pr)^n; G_r = \frac{q \cdot l^3}{\gamma^2} \left(\frac{T_{cp} - T_{в.ст}}{T_{cp}} \right)$$

Температуру внутренней стенки принимаем на 7°C меньше температуры среды $t_{в.ст} = 68,8 - 7 = 61,8^{\circ}\text{C}$.

Исходя из этой температуры по таблице 21 определяем кинематическую вязкость воздуха $\gamma = 0,196 \cdot 10^{-4}\text{ м}^2/\text{с}$.

Таблица 21

Физические параметры воздуха при $B=735,5\text{ мм рт.ст. (98,05 КПа)}$

$t\text{ в }^{\circ}\text{C}$	C_p ккал/кг	ρ кг/м ³	λ , ккал/м ² с	$\gamma \cdot 10^4$, м ² /с	$\alpha \cdot 10^4$, м ² /с	$\mu \cdot 10^4$, кгс/м ²
0	0,240	1,250	0,0210	0,137	0,195	1,75
20	0,242	1,164	0,0222	0,157	0,222	1,86
40	0,242	1,092	0,0231	0,176	0,248	1,96
60	0,243	1,025	0,0246	0,196	0,278	2,05
80	0,244	0,968	0,0257	0,217	0,306	2,14
100	0,244	916	0,0268	0,238	0,337	2,22

Значения постоянных в уравнении $N_u = C^u (G_r \cdot P_r)^n$

$G_r P_r$	C^u	n
$1 \cdot 10^{-4} - 1 \cdot 10^{-3}$	0,5	0
$1 \cdot 10^{-3} - 1 \cdot 10^2$	1,18	1/8
$5 \cdot 10^2 - 2 \cdot 10^7$	0,54	1/4
$2 \cdot 10^7 - 1 \cdot 10^{13}$	0,135	1/3

$$\text{Тогда } G_r = \frac{9,81 \cdot 7^3 (68,8 - 61,8)}{(0,196 \cdot 10^{-4})^2 (273 + 68,8)} = 18 \cdot 10^{10}$$

Критерий Прандтля для воздуха $P_r = 0,73$.

Постоянные C'' и n находим по таблице 22 их произведения

$$G_r \cdot P_r = 18 \cdot 10^{10} \cdot 0,73 = 13,1 \cdot 10^{10}, C'' = 0,135; n = 1/3.$$

Определив постоянные C'' и n , находим

$$N_u = 0,135 \cdot \sqrt[3]{13 \cdot 10^{10}} = 685.$$

$$\text{Тогда } \alpha_1 = \frac{N_u \cdot \lambda}{l}$$

Коэффициент теплопроводности воздуха λ берем из таблицы 21 при $t_{cp} = 68,8^\circ\text{C}$, $\lambda = 0,0250 \text{ ккал/м.ч.}^\circ\text{C}$

$$\alpha_1 = \frac{685 \cdot 0,0250}{7} = 2,45 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C)}.$$

Конструктивно корпус секций зон сушки состоит из стальной оболочки $\delta_1 = 3 \text{ мм}$, изолированной минеральной ватой толщиной $\delta_2 = 40 \text{ мм}$, покрытой алебастровой штукатуркой толщиной $\delta_3 = 20 \text{ мм}$.

Коэффициенты теплопроводности соответственно равны

$$\lambda_1 = 39; \lambda_2 = 0,06; \lambda_3 = 0,288.$$

Коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки в окружающую среду

$$\alpha_2 = \alpha_{2s} + \alpha_2'$$

Коэффициент теплоотдачи конвекции α_2' рассчитываем аналогично α_1 .

Температуру наружной поверхности стенки секций принимаем $t_{н.ст} = 30^\circ\text{C}$.

Температура наружного воздуха принята $t_{\text{в}}=20^{\circ}\text{C}$, эту же температуру принимаем и для стены здания.

Кинематическую вязкость воздуха определяем исходя из $t_{\text{ср}}$

$$t_{\text{ср}} = \frac{30 + 20}{2} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\gamma = 0,162 \cdot 10^{-4};$$

$$C_r = \frac{9,81 \cdot 7^3 (25 - 20)}{(0,162 \cdot 10^{-4})^2 (273 + 20)} = 22 \cdot 10^{10}$$

Так как $C_r \cdot P_r = 22 \cdot 10^{10} \cdot 0,73 = 16 \cdot 10^{10}$, больше $2 \cdot 10^7$, то

$$N_{\mu} = 0,135 \sqrt[3]{16 \cdot 10^8} = 734;$$

$$\lambda = 0,0225 \text{ при } t_{\text{ср}} = 25^{\circ}\text{C}$$

отсюда

$$\alpha_2^1 = \frac{734 \cdot 0,0225}{7} = 2,4.$$

Коэффициент теплоотдачи излучением рассчитываем уравнением

$$\alpha_{2s} = \frac{C_{1-2} \cdot \left[\left(\frac{T_{\text{н.с}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{ст}}}{100} \right)^4 \right]}{t_{\text{н.ст}} - t_{\text{в}}}$$

где $C_{1-2} = \frac{C_1 \cdot C_2}{4,96}$, C_1 и C_2 - коэффициенты излучения теплоотдающей и теплопринимающей поверхностей.

Таблица 23

Коэффициенты излучения твердых тел

Наименование материала	C	Наименование материала	C
Кирпич	4,6	Лак черный и белый	4,35
Штукатурка	4,6	Масляная краска	3,86
Бумага	4÷4,61	Дерево	3,9÷4,45
Стекло	4,65	Сталь листовая	2,75
Гипс	4÷4,48	Алюминий полированный	0,2÷0,25
Картон	4,52	Оцинковка	1,14÷1,4

Из таблицы 23 для поверхностей секции зоны и стены помещения (так как они окрашены) $C_1=C_2=3,86$.

$$C_{1-2} = \frac{3,86 \cdot 3,86}{4,96} = 3 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot (^{\circ}\text{K})^4;$$

$$\alpha_{2s} = \frac{C_{1-2} \cdot \left[\left(\frac{273+30}{100} \right)^4 - \left(\frac{273+20}{100} \right)^4 \right]}{30 - 20} = \frac{3(3,04^4 - 2,93^4)}{10} =$$

$$= 3,5 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C});$$

$$\alpha_2 = 2,4 + 3,5 = 5,9 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Общий коэффициент теплопередачи для боковых стенок секций состав

$$K_{\text{ст}} = \frac{1}{\frac{1}{2,45} + \frac{0,003}{39} + \frac{0,04}{0,06} + \frac{0,02}{0,288} + \frac{1}{5,9}} = 0,77 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Определим общий коэффициент K' теплопередачи для верхнего и нижнего диффузоров секций.

Определяем коэффициент теплоотдачи α_1 при вынужденном движении воздуха от среды к стенкам верхнего и нижнего диффузоров, пользуясь уравнением:

$$N_u = C' R_e^n,$$

где $Re = \frac{v \cdot d}{\nu}$ - коэффициент Рейнольдса;

$v = 0,8 \text{ м/с}$ - скорость движения воздуха в поддоне.

Кинематическая вязкость при средней температуре

$$t_{\text{ср}} = 68,8^\circ\text{C}; \quad \nu = 0,207 \cdot 10^{-4};$$

$$d_{\text{эkv}} = \frac{2BH}{B+H}; \quad \left. \begin{array}{l} B=2\text{м} \\ H=0,4 \end{array} \right\} \text{ (согласно чертежу);}$$

$$d_{\text{эkv}} = \frac{2 \cdot 2 \cdot 0,4}{2 + 0,4} = 0,67$$

$$\text{Тогда } R_e = \frac{0,8 \cdot 0,67}{0,207 \cdot 10^{-4}} = \frac{0,535 \cdot 10^4}{0,207} = 2,6 \cdot 10^4.$$

Так как $R_e < 10^5$, то $N_u = 0,65 R_e^{0,5}$.

Численное значение критерия N_u равно

$$N_u = 0,65 \cdot 2,6 \cdot 10^4 = 105,$$

$$\text{откуда } \alpha_1 = \frac{N_u \cdot \lambda}{H} = \frac{105 \cdot 0,0250}{0,4} = 6,6 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Для поддонов δ и λ берем такие же, что и для боковых стенок.

Принимаем, что и коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности верхнего и нижнего диффузоров α_2 равен коэффициенту теплоотдачи от поверхности боковой стенки секций.

Общий коэффициент теплопередачи верхних и нижних диффузоров секций равняется

$$K = \frac{1}{\frac{1}{6,6} + \frac{0,003}{39} + \frac{0,04}{0,06} + \frac{0,02}{0,288} + \frac{1}{5,9}} = 0,94 \text{ ккал/}(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Потери тепла в окружающую среду $q_{0,c}$ секциями VIII-X составит

$$q_{0,c}^{\text{VIII-X}} = \frac{48,8}{68} (0,77 \cdot 10,5 + 0,94 \cdot 33) = 28,2 \text{ ккал/кг вл.}$$

(118,16 кДж/кг вл.)

Потери тепла в окружающую среду $q_{0,c}$ секциями XI, XII рассчитываем аналогично.

Принимаем температуру поступающего воздуха в секции $t=72^\circ\text{C}$ тогда $t_{2,cr} = \frac{64+69}{2} = 66,5^\circ\text{C}$ - средняя температура воздуха, выходящего из секций.

$$t_{cr} = \frac{66,5+72}{2} = 69^\circ\text{C}; \quad \Delta t_{cr} = 69 - 20 = 49^\circ\text{C}.$$

$F = 2 \cdot 0,754 = 6\text{ м}^2$ - площадь стенок;

$l = n \cdot 2S = 8 \cdot 2 \cdot 0,25 = 4\text{ м}.$

$F^1 = 19\text{ м}^2$ - площадь верхнего и нижнего диффузоров секций.

Определяем общий коэффициент теплопередачи боковых стенок секций.

Температуру внутренней стенки принимаем на 7°C ниже температуры среды $t_{ct} = 69 - 7 = 62^\circ\text{C}.$

Кинематическую вязкость воздуха принимаем при средней его температуре:

$$t_{cr} = \frac{69 + 62}{2} = 65,5^\circ\text{C}; \quad \nu = 0,199 \cdot 10^{-4};$$

$$G_r = \frac{9,81 \cdot 4^3 (69 - 62)}{(0,199 \cdot 10^{-4})^2 \cdot (273 + 69)} = 1,25 \cdot 10^{-4};$$

Так как $G_r \cdot Pr = 1,25 \cdot 10^{10} \cdot 0,73 = 0,9 \cdot 10^{10},$

$$C'' = 0,135; \quad n = 1/3; \quad N_u = 0,135 \sqrt[3]{0,9 \cdot 10^{10}} = 615,6.$$

При $t_{cr} = 69^\circ\text{C}; \lambda = 0,0251;$

$$\alpha_1 = \frac{615,6 \cdot 0,0251}{4} = 3,86 \text{ ккал/}(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Так как конструкция стенок аналогична конструкциям стенок секций VIII-X, δ и λ берем те же.

Определяем коэффициент теплоотдачи α_2 от наружной поверхности стенки в окружающую среду.

Коэффициент теплоотдачи излучением α_{2S} равен коэффициенту теплоотдачи излучения секций VIII-X, так как все параметры его определяющие, одинаковы: $\alpha_{2S} = 3,5 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C})$, α_2^1 - коэффициент теплоотдачи конвекций определяем из критериальной зависимости.

$$G_r = \frac{9,81 \cdot 4^3 (25 - 20)}{(0,162 \cdot 10^{-4})^2 \cdot (273 + 20)} = 4,1 \cdot 10^{10}, \text{ l - длина зон равна 4м.}$$

Так как $G_r \cdot Pr = 4,1 \cdot 10^{10} \cdot 0,73$ больше $2 \cdot 10^7$, то

$$Nu = 0,135 \sqrt[3]{4,1 \cdot 10^{10} \cdot 0,73} = 420;$$

$$\alpha_2^1 = \frac{420 \cdot 0,0225}{4} = 2,36 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\alpha_2 = 3,5 + 2,36 = 5,86.$$

Определим общий коэффициент теплопередачи для боковых стенок секций XI, XII зоны сушки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{3,86} + \frac{0,003}{39} + \frac{0,04}{0,06} + \frac{0,02}{0,282} + \frac{1}{5,86}} = 0,85 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Определяем общий коэффициент теплопередачи для верхнего и нижнего диффузоров секций XI, XII зоны сушки.

Определяем α_1 при внутреннем движении воздуха от среды к стене. Скорость движения воздуха $v=0,8 \text{ м/с}$,

$$\nu = 0,208 \cdot 10^{-4} \text{ при } t_{cp} = 69^\circ\text{C}$$

Так как по конструкции и габаритам все диффузоры зоны сушки одинаковы, $d_{э\text{кв}} = 0,67$,

$$\text{Тогда } Re = \frac{0,8 \cdot 0,67}{0,208 \cdot 10^{-4}} = 25769.$$

Так как $Re < 10^5$,

$$\text{то } Nu = 0,65 \cdot Re^{0,5} = 330,$$

$$\alpha_1 = \frac{330 \cdot 0,025}{0,4} = 20,6 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Коэффициент теплоотдачи α_2 от наружной поверхности диффузоров равен коэффициенту теплоотдачи от наружных поверхностей боковых стенок секций XI, XII $\alpha_2 = 5,86$.

Общий коэффициент теплоотдачи для верхнего и нижнего диффузоров составит

$$K^1 = \frac{1}{\frac{1}{20,6} + \frac{0,003}{39} + \frac{0,04}{0,06} + \frac{0,02}{2,288} + \frac{1}{5,86}} = 1,04 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot ^\circ\text{C}).$$

Потери тепла в окружающую среду секциями XI, XII составят

$$q_{o.c}^{XI, XII} = \frac{49}{8} (6 \cdot 0,85 + 19 \cdot 1,04) = 152,3 \text{ ккал/кг вл. (638,1 кДж/кг вл.)}$$

При расчете потерь тепла в окружающую среду не учитывались потери в газоходах, идущих от калориферов к аппарату Г-ЗФ. Эти потери рассчитываются в каждом отдельном случае в зависимости от длины и сечения газоходов. Определяем термодинамические потери.

Термодинамические потери секций VIII-X на 1 кг влаги

$$q_{\text{терм.}}^{VIII-X} = 0,05515(T_1 + T_2) = 0,05515(82 + 273 + 55,7 + 273) = 38 \text{ ккал. (159,2 Дж)}$$

Термодинамические потери секций XI, XII на 1 кг влаги

$$q_{\text{терм.}}^{XI, XII} = 0,05515(72 + 273 + 66,5 + 273) = 38 \text{ ккал (159,2 кДж)}$$

Рассчитываем общую поправку Δ уравнением

$$\Delta = \Theta_1 - (q_{\text{п}} + q_{\text{тр}} + q_{o.c} + q_{\text{дин}})$$

Определяем Δ :

для секций VIII-X

$$\Delta^{VIII-X} = 50 - (9,2 + 2,6 + 28,2 + 38) = -28 \text{ ккал/кг (117,3 кДж/кг)};$$

для секций XI, XII

$$\Delta^{XI-XII} = 59 - (80 + 24,5 + 152,3 + 38) = -235,8 \text{ ккал/кг (988,0 кДж/кг)}.$$

Определяем количество воздуха (кг), необходимое на испарение 1 кг влаги, уравнением:

секции VIII-X

$$l^{VIII-X} = \frac{1000}{d_2 - d_0};$$

секции XI, XII

$$l^{XI, XII} = \frac{1000}{d_4^1 - d_0}$$

Так как влагосодержание d_0 в летнее время больше, чем зимой, расход воздуха ведем на летнее время.

Принимаем температуру наружного воздуха $t_0 = 20^\circ\text{C}$, относительную влажность $\varphi = 70\%$, влагосодержание $d_0 = 10,42 \text{ г/кг}$ (Приложение I). Пара-

метры воздуха, выходящего из сушильных секций, определяем по J-d - диаграмме, исходя из его температуры и значения Δ (см. табл. 20).

Определив $\Delta^{\text{VIII-X}}$ и $\Delta^{\text{XI,XII}}$ по J-d - диаграмме (рис. 96), определяем d_2 и d_4 . Для этого на диаграмме наносим точку Н с параметрами наружного воздуха и проводим луч подогрева до температуры нагрева $t_1=82^\circ\text{C}$ точки B_1 . Через точку B_1 проводим луч адиабаты $J_1=26$, на который ставим точку e_1 так, чтобы отрезок e_1f_1 был равен 100мм (для удобства расчета принимаем $e_1f_1=100\text{мм}$). Откладываем от точки e_1 вертикально вниз отрезок

$$e_1E_1 = \frac{\Delta^{\text{VIII-X}}}{m} e_1 \cdot f_1,$$

$$\text{где } m = 1000 \frac{M_f}{M_d} = 1000 \frac{0,1}{0,2} = 500; \quad M_f=0,1; \quad M_d=0,2.$$

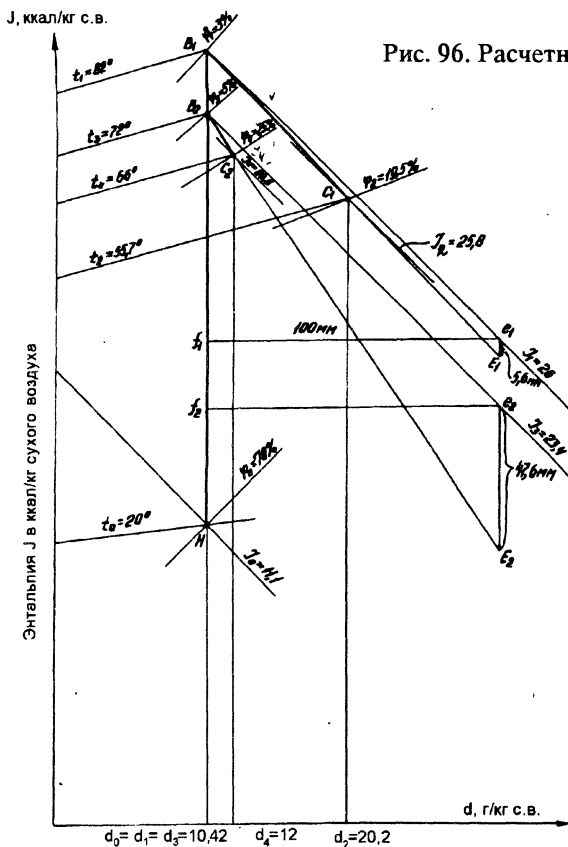


Рис. 96. Расчетная J-d диаграмма.

Тогда $e_1 E_1 = \frac{-28}{500} 100 = -5,6 \text{ мм}$.

Так как $\Delta < 0$, отрезок $e_1 E_1$ из точки e_1 откладываем вниз. Пересечение луча $B_1 E_1$ с изотермой $t_2 = 55,7^\circ \text{C}$ - точка C_1 определяет параметры воздуха, отходящего из секций VIII-X:

$d_2 = 20,2 \text{ г/м}^3$, $J_2 = 25,8 \text{ ккал/кг}$; $\varphi = 19,5\%$. Аналогично определяем параметры отходящего воздуха из секций XI, XII. На J-d - диаграмме точка C_2 определяет $t_4 = 66^\circ \text{C}$, $d_4 = 12 \text{ г/м}^3$, $J_4 = 22,6 \text{ ккал/кг}$, $\varphi_4 = 7,5\%$.

На основании данных замеров при выбранном режиме сушки в процессе эксплуатации аппарата Г-ЗФ, табличных и данных J-d - диаграмм параметры воздуха приведены в табл.24.

Таблица 24

Параметры воздуха по секциям

Наименование	№ секции	t, °C	ϕ , %	J, ккал/кг	d, г/кг	V_0 , м ³ вл./кг с.в.
Воздух, поступающий в калорифер		20	70	11,1	10,42	0,8613
Воздух, поступающий в секции сушки	VIII-X	82	3	26,0	10,42	1,03
	XI-XII	72	5	23,4	10,42	1,011
Воздух, выходящий из секции сушки	VIII-X	55,7	19,5	25,8	20,2	0,97
	XI-XII	66	7,5	22,6	12	0,99

Тогда

$$l^{\text{VIII-X}} = \frac{1000}{20,2 - 10,42} = 102,2 \text{ кг/кг}$$

$$l^{\text{XI,XII}} = \frac{1000}{12 - 10,42} = 632,2 \text{ кг/кг}$$

Для расчета вентиляторов определяем объемный расход воздуха (табл.25).

Таблица 25

Объемный расход воздуха по секциям

Место расчета объема воздуха	№ секции	l, кг/кг	$V = l \cdot U \cdot V_0$, м ³ /ч
Воздух, входящий в сушильные секции (после подогрева)	VIII-X	102,2	$102,2 \cdot 68 \cdot 1,03 = 7158$
	XI, XII	632,9	$632,9 \cdot 8 \cdot 1,01 = 5114$
Воздух, выходящий из сушильных секций	VIII-X	102,2	$102,2 \cdot 68 \cdot 0,97 = 6741$
	XI, XII	632,9	$632,9 \cdot 8 \cdot 0,99 = 5013$
Свежий воздух, забираемый вентилятором	VIII-X	102	$102 \cdot 68 \cdot 0,86 = 5977$
	XI, XII	632,9	$632,9 \cdot 8 \cdot 0,86 = 4354$

Общий расход воздуха на зону сушки составит:

$$V_{\text{общ}} = V^{\text{VIII-X}} + V^{\text{XI,XII}} = 5977 + 4354 = 10331 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Учитывая потери воздуха через неплотности в газоходе, поддонах и др. (которые равны 5-10%), необходимо устанавливать вентилятор производительностью

$$V_b = \frac{V_{\text{общ}}}{\eta} = \frac{10331}{0,9} = 11000 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Гидравлическое сопротивление пороха в ящике на основании замеров лежит в пределах 50-60 мм вод.ст. (490-588 Па)

По производительности вентилятора и полноте давления выбирают номер вентилятора.

Определим q расход тепла, отнесенный на 1 кг испаренной влаги, соответственно

для секций VIII-X

$$q^{\text{VIII-X}} = \iota^{\text{VIII-X}} (J_2 - J_0) - \Delta^{\text{XIII}} = 102,2 (26 - 11,1) - (-28) = 1551 \text{ ккал (6498 кДж)};$$

для секций XI, XII

$$q^{\text{XI,XII}} = \iota^{\text{XI,XII}} (J_4 - J_0) - \Delta^{\text{XI,XII}} = 632,9 (23,6 - 11,1) - (-235,8) = 8147 \text{ ккал (34136 кДж)};$$

Развернутый тепловой баланс приведен в табл.26.

Определив количество тепла, необходимое для подогрева воздуха по зонам, рассчитываем поверхность нагрева калориферов уравнением

$$F = \frac{Q}{\Delta t_{\text{ср}} \cdot K},$$

где $Q^{\text{VIII-X}} = q^{\text{VIII-X}} \cdot U^{\text{VIII-X}}$; $Q^{\text{XI,XII}} = q^{\text{XI,XII}} \cdot U^{\text{XI,XII}}$;

$Q^{\text{VIII-X}}$ и $Q^{\text{XI,XII}}$ - количество тепла, необходимое для подогрева 1 кг воздуха, поступающего в соответствующие зоны, ккал,
 K - коэффициент теплопередачи от греющего теплоносителя к воздуху, ккал/(м² · ч · °C);

$\Delta t_{\text{ср}}$ - средняя для всей поверхности нагрева разность температур греющего теплоносителя и воздуха, °C [19, 20].

Модернизированный аппарат Г-3Ф.

Аппарат Г-3Ф в основном предназначен для изготовления крупнозерновых пироксилиновых порохов. Однако в последнее время для обеспечения тактико - технических требований к ряду систем артиллерийского вооружения пороховые заряды изготавливают как из зерновых порохов, так и из комбинированных с применением до 50% трубчатых порохов. Поэтому наряду с производством зерновых порохов на аппарате Г-3Ф на-

Статья баланса	№ секции	Приход тепла, ккал/ч(расчет)	Дж/ч	Расход тепла, ккал/ч(расчет)	Дж
Тепло с воздухом	VIII-X XI,XII	$J_0/U=11,1 \cdot 102,2 \cdot 68=77140,6$ $J_0/U=11,1 \cdot 632,9 \cdot 8=56201,5$	M323,2 M325,4	$J_2/U=25,8 \cdot 102,2 \cdot 68=179299,68$ $J_4/U=22,6 \cdot 632,9 \cdot 8=114428,32$	M751,26 M479,4
Тепло сообщено калорифером	VIII-X XI,XII	$q_U=1551 \cdot 68=105468$ $q_U=8147 \cdot 8=65176$	M441,9 M243,0	- -	
Тепло с влагой материала	VIII-X XI,XII	$\Theta_1=50 \cdot 68=3400$ $\Theta_2=59 \cdot 8=472$	M14,2 M1,9	- -	
Тепло с материалом	VIII-X XI,XII	$q_{Cп} \Theta_1=240 \cdot 0,51 \cdot 50=6120$ $q_{Cп} \Theta_2=240 \cdot 0,349 \cdot 59=4942$	M25,78 M20,6	$q_{Cп} \Theta_2=240 \cdot 0,349 \cdot 59=4942$ $q_{Cп} \Theta_3=240 \cdot 0,32 \cdot 69=5299$	M20,6 M22,2
Тепло с транспортом	VIII-X	$(q_{ящ.Сящ.}+q_{ц.Сц.}) \Theta_1=$ $=(33,8 \cdot 0,3 + 78,5 \cdot 12) \cdot 50=978$ $(33,8 \cdot 0,3 + 78,5 \cdot 12) \cdot 59=1154,04$	M4,1 M4,8	$(33,8 \cdot 0,3 + 78,5 \cdot 12) \cdot 59=1154,04$ $(33,8 \cdot 0,3 + 78,5 \cdot 12) \cdot 69=1349,64$	M4,8 M5,6
Потери в окружающую среду	VIII-X XI,XII	- -		$q_{o.c}U=28,2 \cdot 68=1917,6$ $q_{o.c}U=152,3 \cdot 1218,4$	M9,3 M5,1
Термодинамические потери	VIII-X	-		$q_{терм.}=38 \cdot 68=2584$ $q_{терм.}=38 \cdot 8=304$	M10,8 M1,2
ИТОГО:		321052,34	M1344,8	312496,68	M1310,10

чали изготавливать и трубчатые пороха.

Рабочая высота ящика существующего аппарата Г-3Ф равна 700мм. Пороховую трубку длиной до 300мм можно загрузить в ящик вертикально в два ряда. Трубки длиной более 300мм загружаются в один ряд, это существенно снижает производительность всего непрерывнодействующего комплекса в результате недогрузки ящиков аппарата.

Для расширения ассортимента изготавливаемых порохов, в том числе и трубчатых, и повышения производительности аппарат Г-3Ф был реконструирован.

При эксплуатации существующих на заводах аппаратов выявлены следующие существенные конструктивные и технологические недостатки:

1) для вымачивания порохов обычно достаточно двух-трех секций в зоне вымачивания. В редких случаях включаются все секции. При этом необходимо отметить, что существующая система орошения не обеспечивает дифференцированного орошения пороха водой, при котором бы процентное содержание спирта в воде увеличивалось равномерно от секции к секции в результате постепенного перелива их по переливным трубам напорных баков. Это объясняется неравномерной работой оросителей и насосов. Очень часто система орошения работает без перелива спиртовых вод из бака в бак, а воды в каждом баке укрепляются спиртом и затем вытесняются свежими водами. Пороха, вымоченные таким способом, сильно различаются по содержанию неудаляемых летучих веществ, хотя в среднем и укладываются в нормы. Это отрицательно сказывается на стабильности баллистических характеристик пороха;

2) при температуре подаваемого воздуха в секции VIII, IX, X 80...85°C, а в секции XI, XII - 70...75°C (см.рис.91) трубчатые и крупнозерновые пороха высушиваются до требуемого содержания удаляемых летучих веществ при скорости транспортера 0,35м/ч. Длина зоны сушки недостаточна даже при условии работы VIII секции в режиме сушки;

3) при этих условиях зона охлаждения и увлажнения не обеспечивает достаточного охлаждения пороха.

Процесс увлажнения пороха (поглощение влаги из окружающего воздуха) происходит тогда, когда давление паров воды, содержащихся в окружающем воздухе, выше давления пара над самой поверхностью увлажняемого пороха.

Для увлажнения пороха после сушки необходимо повысить давление водяных паров в подаваемом на увлажнение воздухе и понизить давление водяных паров, образующихся у поверхностных слоев пороха. Повысить давление водяных паров в воздухе, поступающем на увлажнение, можно путем понижения его температуры или увеличения его относительной влажности. Чтобы понизить давление паров у поверхностных слоев увлажняемого пороха, необходимо понизить его температуру. Поэтому после

сушки перед увлажнением порох охлаждают, а воздух увлажняют до $\varphi=90+95\%$. Температура пороха, поступающего в зоны охлаждения и увлажнения аппарата, равна $70+75^{\circ}\text{C}$, температура воздуха при условии его увлажнения в увлажнителе равна $30+35^{\circ}\text{C}$, а при увлажнении подачей горячего пара в нагнетательный воздуховод (что часто применяется на практике) - $40+45^{\circ}\text{C}$. При этих условиях поглощение влаги порохом (увлажнение) практически не происходит до тех пор, пока порох не охладится до температуры подаваемого воздуха. Таким образом, порох в зонах охлаждения и увлажнения сначала охлаждается до температуры подаваемого воздуха, а затем увлажняется. Но так как процессы охлаждения и увлажнения идут во времени, а перепады температур значительны; то в первом случае порох в зоне охладится до температуры $30+35^{\circ}\text{C}$, но не успевает увлажниться до установленных норм, во втором случае он увлажнится до норм, но не успевает охладиться до температуры $25+30^{\circ}\text{C}$, при которой обычно выгружается порох. Это объясняется тем, что в аппарате отсутствует дополнительная подача воздуха для охлаждения.

Модернизированный аппарат Г-3Ф (рис.97) по своей принципиальной конструкции почти идентичен конструкции существующего аппарата, однако в нем учтены указанные выше недостатки. Для увеличения производительности аппарата зона провяливания вынесена из основных зон аппарата. Зерновые пороха в основном провяливаются в приемном бункере аппарата увеличенного объема 5, трубчатые пороха - в аппарате кассетного типа или в провялочных шкафах, обособленных от аппарата Г-3Ф. В результате усадки пороха в процессе провяливания загрузка ящиков аппарата увеличивалась на 10%. Шахта аппарата разделена на пять зон: А - провяливания (для зерновых порохов); Б - вымачивания; В - сушки; Г - увлажнения; Д - охлаждения.

На цепном транспорте 3 смонтированы ящики 4. Рабочая высота ящика 800мм, ширина 485мм, длина 1500мм. Сверху ящика установлены одна съемная продольная перегородка и одна поперечная. Ширина горизонтальных уплотнений между секциями в отличие от существующих равна $1/2$ ширины ящика.

Зона провяливания А состоит из двух секций I и II и служит (в случае необходимости) для дополнительного провяливания зерна. Первая секция имеет один ящик, вторая - четыре, зоны разделены между собой и отделены от зоны вымачивания горизонтальными и вертикальными уплотнениями. Секции провяливания - комбинированные и могут работать в режиме вымачивания. Воздух на провяливание подается вентилятором I через камеры кондиционирования 20.

При изготовлении зерновых порохов провяливание их ведут обычно только в приемном бункере. Бункер конструктивно аналогичен шахтному аппарату и разбит на четыре зоны. Полезная вместимость бункера

($V=8,3\text{м}^3$) рассчитана на определенное время проявления в нем пороха ($t=8\text{ч}$). Воздух подается в зоны I и III проявления слева, а отсасывается на РУ справа, в зоны II и IV воздух подается справа, а отсасывается на РУ слева.

Зона вымачивания Б состоит из шести секций - III...VIII; из них секции V-VIII - комбинированные и могут работать в режиме вымачивания или сушки. Секции имеют по шесть ящиков. Каждая секция имеет свой насос 16 для орошения. Перелив спиртовых вод от секции VIII к секции III осуществляется по переливным трубам баков 18, установленных у поддонов этих секций. Подогрев воды в секциях V...VIII осуществляется при помощи бойлерных установок 17. Вода, поступающая на орошение секций II...IV, проходит через холодильники 19. Спиртовые воды крепостью 4+9% самотеком поступают в сборный бак 21, а затем насосом 2 перекачиваются на ректификацию. Такая система обеспечивает более равномерное орошение пороха водой, сохраняет принцип постепенного увеличения крепости спиртовых вод от секции VIII к секции III.

Зона сушки В состоит из пяти секций IX...XIII. Кроме этого, при необходимости к зоне сушки можно подключить четыре комбинированные секции зоны вымачивания. Секции зоны сушки объединяются попарно: V и VI, VIII и IX, X и XI, XII и XIII, каждая пара секций имеет свой калорифер 15 для дополнительного подогрева воздуха; VII секция - самостоятельная. Вентиляторы 13 и 14 через калорифер предварительного подогрева подают воздух в секции сушки. Такая система подачи воздуха позволяет осуществлять ступенчатый температурный режим: от $80+85^{\circ}\text{C}$ в первых секциях (для прогрева всей массы пороха) до $50+60^{\circ}\text{C}$ в последних секциях.

Это способствует созданию более благоприятных условий на начальной стадии увлажнения пороха в зоне охлаждения и, кроме того, улучшению процесса сушки, так как перемещение влаги (миграция) идет не только от слоев с большей влажностью (внутренних) к слоям с меньшей влажностью, но и от слоев с большей температурой (внутренних) к слоям с меньшей температурой. Удаление и отвод паров влаги с поверхности высушиваемого пороха обеспечивается благодаря значительной скорости воздуха, что также ускоряет и миграцию в нем влаги.

Для обеспечения однородности пороха по содержанию влаги после сушки подогретый воздух подается поочередно снизу вверх и сверху вниз, например, в секции V - и VI - снизу вверх, в секцию VII - сверху вниз и т.д. Воздух после сушки выбрасывается вентиляторами 7 и 9 через мокрые фильтры 6 и 8 в атмосферу.

Зона увлажнения Г состоит из одной секции XIV. Воздух вентилятором II через камеры кондиционирования 10 подается снизу под ящики и выбрасывается в атмосферу.

Зона охлаждения Д состоит из одной секции XV, имеющей один ящик. Секция предназначена для дополнительного охлаждения пороха воздухом. В зимнее время воздух, подаваемый в зону охлаждения вентилятором 12, подогревается калорифером. Все секции зон В, Г, и Д, как и зоны проявлявания, разделены между собой уплотнениями.

Увеличение количества комбинированных секций в зонах проявлявания, вымачивания, а также введение дополнительной зоны охлаждения позволяют более рационально вести процессы удаления растворителя, а также установить менее жесткий режим сушки. Остальные узлы аппарата аналогичны ранее описанным.

Изготовление зерновых порохов на модернизированном аппарате Г-3Ф производят аналогично ранее описанному.

На базе этого аппарата создана автоматизированная линия изготовления крупнозерновых и трубчатых порохов включающая в себя: обезвоживающие центрифуги, аппарат КСП с дозирующим устройством, резательный агрегат порохового зерна и трубки. (Авторы И.А.Алтынбаев, В.И.Гиндич, А.Н.Шайхутдинов и др.)

Изготовление трубчатых порохов.

Трубчатые пороха после проявлявания в шкафах или кассетном аппарате связывают в пучки при помощи резиновых колец, но без банджа. После вязки порохов пучки длиной до 460мм укладывают в специальные контейнеры в два ряда по высоте, длиной более 460мм - в один ряд. Продольные перегородки из ящиков аппарата снимаются и при помощи пневматических устройств в каждый ящик вставляются два контейнера, загруженных порохом. При необходимости пороховую трубку в I и II зонах аппарата дополнительно проявляют.

Процессы вымачивания и сушки ведут ранее описанным способом. Однако в зависимости от количества секций, работающих в режиме сушки, температура воздуха, подаваемого на сушку, может быть разная. После сушки порох поступает в зону увлажнения. В XIV секцию воздух на увлажнение подается в поддон секции вентилятором II через камеру кондиционирования 10, где он увлажняется до относительной влажности $\varphi=80+95\%$ и подогревается до температуры $30+32^{\circ}\text{C}$. Пройдя слой пороха, предварительно охладив и увлажнив его до требуемой влажности, воздух выбрасывается в атмосферу. В XV секции после увлажнения порох дополнительно обдувается воздухом и охлаждается. После XV секции контейнеры из ящиков аппарата при помощи пневматического устройства выгружаются в отдельное помещение для их разгрузки. Порох поступает на разбраковку и калибровку. Пустые контейнеры возвращаются в отделение вязки пучков и их загрузки.

Техническая характеристика аппарата.

Габаритные размеры, мм	38200×3550×3850
Объем ящика, м ³	0,625
Скорость транспортера, м/ч	0,35±1
Производительность, т/сут:	
зерненный порошок	6,5
трубчатый порошок	4,4

Весь технологический комплекс, включая кассетно - проявочный аппарат, загрузочный бункер и аппарат Г-ЗФ, оснащен контрольно - измерительными, сигнализирующими и регулирующими автоматическими приборами.

Вся информация о ходе технологического процесса сосредоточена в диспетчерском помещении, где установлены щит КИП и пульт сигнализации и управления. На щитке КИП размещены все вторичные показывающие и самопишущие приборы контроля технологических параметров.

На пульте управления расположена мнемосхема технологического процесса, на которую выводится вся информация о критическом состоянии параметров технологического процесса и работе электродвигателей технологического оборудования.

Технология и аппаратурное оформление процесса производства пироксилиновых порохов, основанные на применении непрерывнодействующих агрегатов, позволяют перейти к рассмотрению вопросов комплексной автоматизации производства. Проблемы автоматизации контроля и регулирования ряда технологических параметров, такие как температура, давление, расход воды, воздуха и паровоздушных смесей, уровень жидких сред, практически решены с помощью серийно выпускаемых промышленностью средств локальной автоматики. В последнее время разработана обширная номенклатура специальных приборов автоматического контроля технологических параметров, позволяющих замерять температуру массы в смесителе, в винте пресса Ш-2В, давление в прессе, угловые и линейные скорости транспортеров и приводов аппаратов, уровень порохов в емкостях и степень электризации порохов на разных фазах.

Однако автоматизированное управление всем технологическим процессом требует достоверной и точной информации о составе и свойствах перерабатываемых материалов и готовой продукции. Для получения такой информации перспективно применение полуавтоматических приборов аналитического контроля, реализующих современные методы физико - химического анализа.

В настоящее время ведутся работы по созданию ускоренных методов контроля аналитических параметров (определение водной и спиртовой

влажности нитроклетчатки на фазе обезвоживания, содержания дифениламина, спирта, эфира и других компонентов пороха).

Перечисленные технические средства технологического и аналитического контроля послужат основой для разработки автоматизированной системы управления технологическим процессом (АСУТП) производства пироксилиновых порохов, призванной решить следующие задачи:

- вывести людей из опасных зон производства;
- улучшить условия труда, техники безопасности и промышленной санитарии;
- обеспечить надежную и безаварийную работу оборудования;
- повысить качество продукции, обеспечить строгое постоянство физико-химических и баллистических характеристик пороха, исключить случаи брака;
- сократить расход сырья, вспомогательных материалов;
- повысить культуру производства.

В настоящее время на предприятиях, изготавливающих пироксилиновые пороха, начато внедрение систем оптимального управления в режиме "машина - советчик". Эта система выполняет информационные функции и осуществляет поиск оптимальных решений по управлению технологическим процессом.

В ближайшее время на основе опыта эксплуатации АСУТП, работающей в режиме сбора информации и режиме советчика, будет осуществлен переход на качественно новую ступень управления - оптимальное управление с замкнутым контуром. Система этого класса осуществляет сбор информации, ее переработку, выработку управляющих воздействий на процесс и их передачу на автоматические регуляторы, управляющие исполнительными механизмами. В недалеком будущем предполагается реализовать непосредственное цифровое управление, при котором сигналы, вырабатываемые ЭВМ, непосредственно передаются на исполнительные механизмы без применения регуляторов.

Кондиционирование воздуха

При изготовлении пироксилиновых порохов в помещениях некоторых технологических фаз, а также для ведения технологического процесса необходим воздух с определенными параметрами, обусловленными технологическими и санитарно - гигиеническими требованиями и условиями техники безопасности (табл.27).

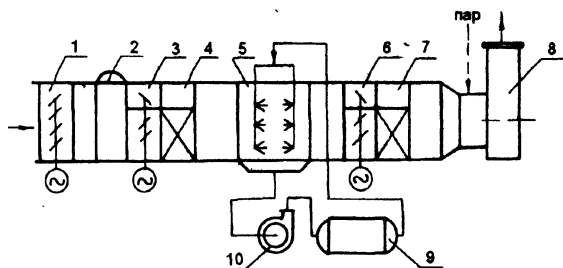
**Параметры воздуха, применяемого на отдельных фазах
производства порохов**

Фазы технологического процесса	Допускаемые предельные значения	
	температуры, °С	относительной влажности, %
Провяливание	28+30	70-85
Увлажнение		
а) периодическая технология	30+45	80+95
б) непрерывная технология	25+30	80+95
Прессование	20+25	65+85
Резка и сортировка	20+25	65+85
Флегматизация и графитование	28+32	75+85
Сушка (загрузка и выгрузка)	25+35	75+85
Смещение и расфасовка	20+25	75+85
Выгрузка из аппарата Г-3Ф	25+30	75+90

При смещении порохов на поверхности пороховых элементов может возникнуть потенциал статического электричества, что небезопасно при проведении операции. С уменьшением относительной влажности воздуха в помещении смешения он будет иметь большие показатели, с увеличением - потенциал статического электричества уменьшается. Из таблицы видно, что пределы, в которых допускаются изменения значений параметров воздуха, незначительны.

Для обеспечения заданных параметров (относительной влажности, температуры) воздуха, поступающего для проведения технологических процессов, в помещениях устанавливают кондиционеры.

На рис. 98 приведена схема кондиционера, установленного на фазе про-



вяливания. Кондиционер состоит из вентиляционной установки 8 и отдельных секций, соединенных между собой. Набор секций определяется назначением кондиционеров. При необходимости некоторые секции могут монтироваться отдельно.

Рис. 98. Схема кондиционера.

Приемный клапан 1 предназначен для регулирования подачи воздуха и защиты кондиционера от влияния наружного воздуха в период его временной остановки. Он состоит из корпуса, в котором установлены поворотные утепленные клапаны. Привод их может быть ручным или автоматическим.

Масляный самоочищающий фильтр 2 предназначен для очистки воздуха от средней и мелкодисперсной пыли при запыленности воздуха до 10 мг/м^3 . Воздух проходит через четыре слоя движущихся сетчатых панелей, смоченных маслом. Находящаяся в воздухе пыль прилипает к сеткам и опускается вместе с панелями в масляную ванну, в которой сетки промываются маслом, а пыль опускается на дно. Фильтр состоит из корпуса, в котором смонтированы две бесконечные ленты из сетки, направляющие для устранения парусности, ограничители сеток, валы (верхние ведущие и нижние натяжные), натяжное устройство для натяжения сеток, приводы сеток. Сетки движутся с разной скоростью: первая - с большей, вторая - с меньшей. В нижней части масляной ванны расположены лотки для сбора осевшего шлама.

В нижней части корпуса установлен маслосъемник, который снимает излишки масла на выходе воздуха.

Сдвоенные секционные клапаны 3 и 6 предназначены для регулирования пропорциональной подачи воздуха, проходящего через калорифер и обводной канал секции подогрева, с которой он устанавливается совместно, а следовательно, и степени нагрева воздуха. Сдвоенный клапан состоит из корпуса, разделенного перегородкой на два клапана - основной и обводной. В каналах клапана установлены поворотные лопатки, которые приводятся в движение от пневмо - или электропривода через систему рычагов регулирования. Секции подогрева воздуха 4 и 7 состоят из корпуса с нагревательными элементами. В верхней части секции имеется обводной канал для прохода воздуха мимо нагревательных элементов. Теплопроизводительность секции регулирует сдвоенный клапан, пропуская часть воздуха через обводной канал. Теплопроизводительность также можно регулировать по теплоносителю. В камере осуществляется также частичная очистка воздуха от пыли.

В зависимости от температуры воды и соотношения количеств воды и воздуха в камере могут быть осуществлены всевозможные процессы тепло-влажностной обработки воздуха: охлаждение и осушение, охлаждение без изменения влагосодержания, одновременное охлаждение и увлажнение, адиабатическое охлаждение и увлажнение и др. Камера орошения состоит из бака и оросительного пространства. В баке установлен водяной сетчатый фильтр для очистки рециркуляционной воды, подаваемой к форсункам, клапан для автоматического пополнения воды в бак и сливное устройство для поддержания уровня воды в баке. Оросительная система состоит из двух или трех рядов стояков с центробежными тангенциальными форсунками.

Диаметр отверстий форсунок находится в пределах 3-6мм, рабочее давление - $1,2 \pm 1,5 \text{ кгс/см}^2$ (0,118-0,147МПа). Плотность расположения форсунок 18 или 24 штуки на 1 м^2 площади поперечного сечения пространства камеры для каждого ряда.

Вода из первого ряда форсунок направлена по движению воздуха, из остальных - против движения. На входе в оросительное пространство камеры устранены двухповоротные воздухораспределители для выравнивания потока воздуха, на выходе - шестиповоротные каплеуловители для улавливания взвешенных капель воды в воздухе, выходящем из камеры. Для удобства обслуживания камеры снабжены герметическими электросветильниками. Для рециркуляции воды установлен центробежный насос 10, а для поддержания необходимой температуры воды, поступающей на форсунки - подогреватель 9. Этим обеспечивается более устойчивое поддержание параметров воздуха после оросительной камеры как в результате изменения температуры воздуха, поступающего в оросительную камеру, так и температуры воды.

В условиях производства пироксилиновых порохов кондиционеры работают в прямоточной системе, в которой увлажнение воздуха в камере орошения осуществляется как адиабатический процесс.

Камера орошения работает на рециркуляцию с добавлением воды только на испарение при постоянной температуре. Температура воды в системе равна температуре воздуха по "смоченному" термометру.

Работа кондиционера. Наружный воздух, параметры которого t_n и φ_n берутся по расчетным данным согласно СНИП П-Г, 7-62 (для летнего периода по параметрам А, для зимнего - по параметрам Б), поступает в кондиционер. Воздух проходит через масляный фильтр и калорифер первого подогрева, где нагревается до температуры $t_{П1}$:

При этом его энтальпия соответствует расчетной энтальпии адиабатического процесса увлажнения и характеризуется точкой на $\Pi_1 - J-d$ - диаграмме (рис.99,а). Затем воздух направляется в камеру орошения, вступает в контакт с капельками разбрызгиваемой воды, температура которой равна температуре смоченного термометра ($t_b - t_{см}$), насыщается влагой до заданного влагосодержания при относительной влажности его $\varphi=95\%$ в результате испарения влаги.

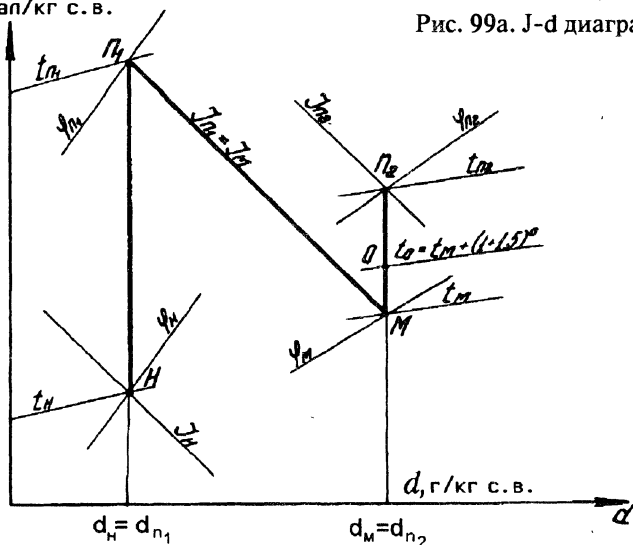
В результате происходящего теплообмена приточный воздух, отдавая тепло, снижает температуру..

Процесс увлажнения воздуха протекает адиабатически по лучу $\Pi_1 M$ ($J = \text{const}$) диаграммы $J - d$ и завершается в точке М пересечения этого луча с кривой $\varphi=95\%$. Температура воздуха в точке М является минимальной, которую можно достичь при адиабатическом процессе.

Отработанный в камере орошения воздух, характеризующийся состоянием в точке М, поступает в калорифер второго подогрева, где он подогрева-

$J, \text{ккал/кг с. в.}$

Рис. 99а. J-d диаграмма.



ется до заданной технологической температуры и характеризуется точкой Π_2 . Вследствие превращения механической энергии в тепловую в вентиляторе температура воздуха повышается на $1+1,5^\circ\text{C}$ и характеризуется точкой O .

Процесс повышения температуры происходит по линии $d_m = d_{\Pi_2} = \text{const}$.

Пример. Построить на J-d - диаграмме процесс кондиционирования воздуха по фазе провяливания и определить его параметры в основных точках.

Для летнего периода

Расчетные параметры наружного воздуха: $t_n = 24,2^\circ\text{C}$, $\varphi = 55\%$; $J_n = 12,2$; $d_n = 12,7$.

Для зимнего периода $t_n = -29^\circ\text{C}$; $\varphi = 76\%$; $J_n = -6,8$; $d_n = 0,4$.

Расчетные параметры воздуха, подаваемого в зоны провяливания аппарата Г-3Ф.

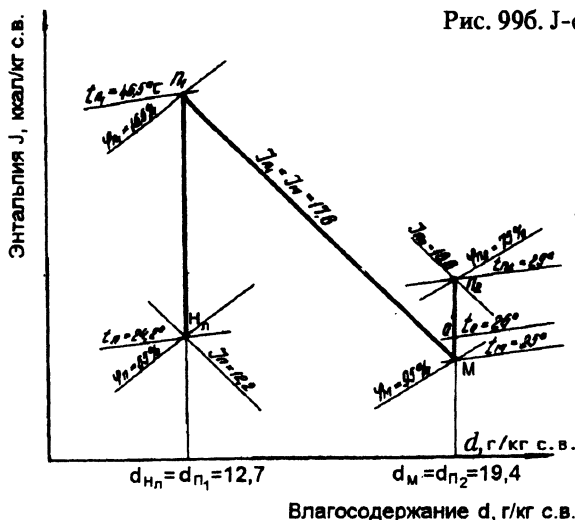
$$t_{\text{ср } \Pi_2} = 29^\circ\text{C}; \varphi = 75\%.$$

Решение

Для летнего периода

на J - d - диаграмме (рис.99,б) наносим точку Н параметров наружного воздуха и точку Π_2 - параметров воздуха, поступающего на провяливание. Через Π_2 проводим луч процесса второго подогрева в калорифере 7, линию $J_{\Pi_2} = \text{const}$ до пересечения с кривой $\varphi = 95\%$ в точке М, имеющей параметры $t_i = 25^\circ\text{C}$, $\varphi = 95\%$, $d_m = 19,4$, $J_m = 17,8$.

Рис. 99б. J-d диаграмма.



Далее через точку М проводим адиабату $J_M = \text{const}$, а через точку Н - луч подогрева в калорифере первого подогрева.

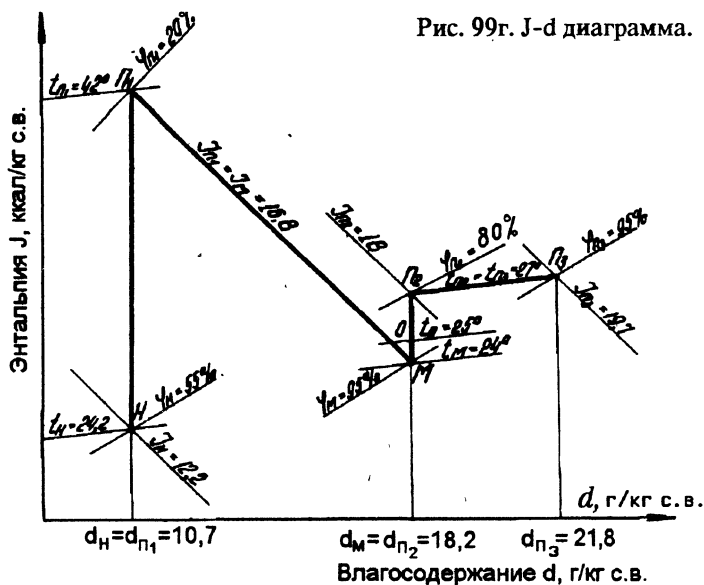
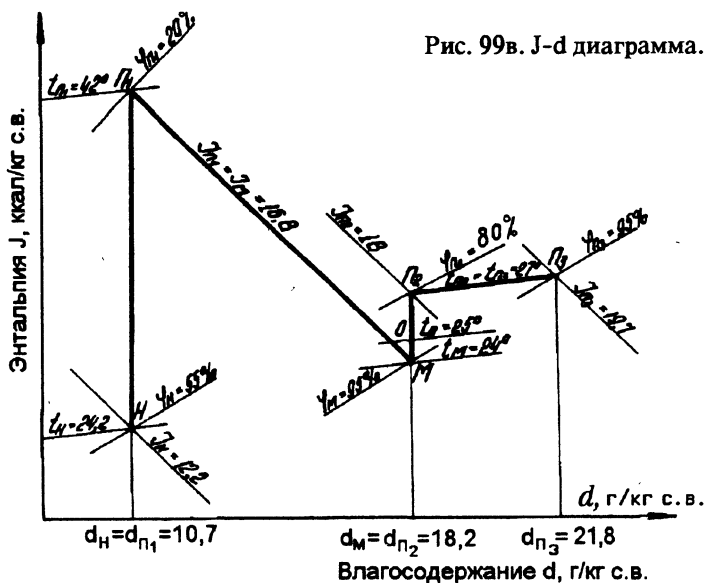
Точка пересечения Π_1 определяет состояние воздуха перед поступлением его в камеру орошения:

$$t_{\Pi_1} = 46,5^\circ\text{C}; \quad \varphi_{\Pi_1} = 16,5\%.$$

Для зимнего периода

J-d -диаграмму (рис.99,в) строим аналогично.

В расчете температуру подогрева в вентиляторе не учитываем. Если на фазе провяливания воздух при прохождении через слой пороха дополнительно насыщается парами растворителя и влагосодержание его повышается, то на фазе увлажнения в результате поглощения порошком влаги влагосодержание его уменьшается. Следовательно, воздух на этой фазе должен иметь более высокую относительную влажность φ и влагосодержание, которое бы обеспечило то количество влаги, которое необходимо для увлажнения пороха. Достигнуть этих параметров можно увлажнением воздуха паром, что используют при изготовлении порохов по периодической технологии, однако при этом способе увлажнения трудно регулировать количество добавляемого в воздух пара и, следовательно, достигнуть стабильных параметров увлажненного воздуха, что нежелательно при непрерывном процессе фабрикации порохов. Двухпозиционное регулирование в кондиционере позволяет устранить отмеченные недостатки. Так, на фазе увлажнения воздух должен подаваться в аппарат с параметрами $t_{\Pi_3} = 27^\circ\text{C}$



« $\varphi_{N_3} = 95\%$. Для достижения этой относительной влажности в кондиционере после калорифера второго подогрева подается пар.

На рис.99г дан процесс обработки воздуха в J - d диаграмме на летний период. На зимний период диаграмма строится аналогично.

Необходимого увлажнения воздуха можно достигнуть обработкой воздуха перегретой водой [21].

Глава X

Некоторые виды порохов специального назначения

В отличие от ранее рассмотренных, ряд марок пироксилиновых порохов содержит в своем составе дополнительные компоненты, придающие этим порохам специальные свойства. К таким порохам можно отнести мелкозерненные флегматизированные, графитованные, пористые, беспламенные, пламягасящие и др.

Производство таких порохов в основе сохраняет ранее описанные технологические процессы, однако изготовление каждого вида этих порохов требует дополнительных специфических технологических операций.

Флегматизированные пороха

Флегматизированные пороха - это один из видов пироксилиновых порохов прогрессивного горения, которое достигается изменением состава пороховых элементов от поверхности внутрь.

Флегматизация порохов основана на использовании способности пироксилинового пороха поглощать спиртовые растворы веществ, уменьшающих скорость горения.

Учитывая, что такие растворы диффундируют на незначительную глубину (0,02-0,03мм) и их концентрация (массовая доля) убывает по мере увеличения глубины проникания, порох приобретает способность гореть с переменной скоростью, в начале с меньшей, а затем - с большей. Соответственно изменяется и закон газообразования.

В качестве флегматизатора на отечественных заводах применяется в основном камфора. Для сохранения химической стойкости пороха при флегматизации дополнительно вводится дифениламин, который предварительно растворяется в спирте вместе с камфорой. Для увеличения гравиметрической плотности и устранения электризации пороха добавляется порошкообразный графит. Таким образом, при флегматизации происходит и графитовка пороха.

Прогрессивность горения крупнозерненных порохов обеспечивается многоканальной формой пороховых элементов (например, порох марки 7/7, 9/7 - 7 - канальной). Одноканальным мелкозерненным порохам (ВУ, ВТ) с толщиной горящего свода порядка 0,3мм нельзя придать прогрессивную форму горения многоканальностью, так как для их прессования необходимо высокое давление, а также в связи со сложностью изготовления матричного инструмента. Поэтому прогрессивность горения этим порохам

придается флегматизацией, то есть изменением состава поверхностного слоя порохового элемента, при котором замедляется скорость горения его поверхности. Это достигается обработкой пороха веществами, растворимыми в спирте и способными проникать в порох на определенную глубину.

При флегматизации пороха увеличивается масса заряда, что обеспечивает при выстреле большую начальную скорость пули из таких порохов, чем из нефлегматизированных, сохраняя при этом максимальное давление, соответствующее требованиям технических условий. Одним из основных требований при флегматизации является получение пороховых зерен равномерным проникновением флегматизирующего состава по всей их поверхности на определенную глубину, что обеспечит необходимые баллистические показатели при стрельбе.

Перед сушкой, для снятия потенциала статистического электричества возникающего в процессе сушки, эти пороха графитуются. Флегматизация и графитование производится в аппаратах периодического действия, называемых полировальными барабанами (рис. 100). Для лучшего пересыпания пороха (перемешивания) во время вращения барабана и ликвидации застойных зон (скольжение пороха внутри барабана) на внутренней поверхности обечайки приварены ребра 2. Для загрузки и выгрузки пороха в обечайке имеется люк, закрывающийся крышкой 3. Боковые стенки для жесткости всей конструкции барабана скреплены между собой стяжными болтами 4, к ним же крепятся крестовины - ступицы 5. В ступицы запрес-

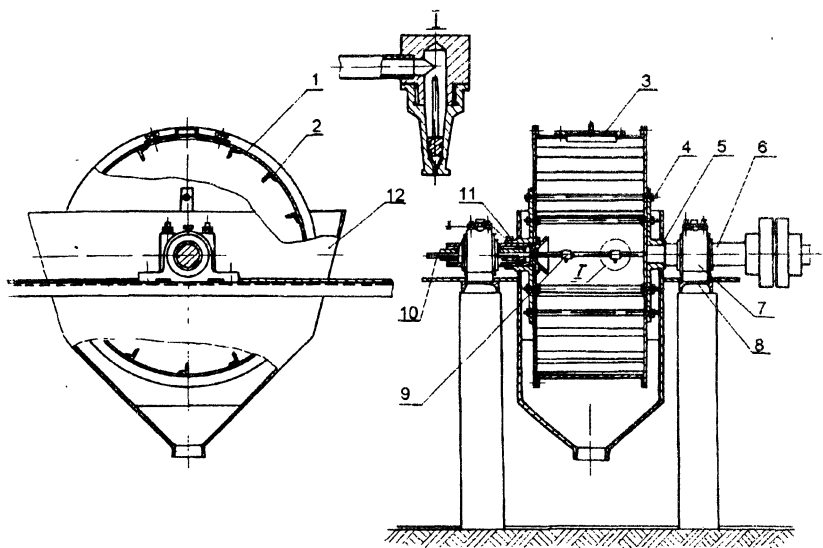


Рис. 100. Полировальный барабан.

сованы цапфы барабана 6. Барабан смонтирован на двух подшипниках 7, установленных на площадке 8. Площадка одновременно предназначена и для обслуживания барабана. Одна цапфа барабана при помощи муфты соединена с валом привода, вторая - пустотелая, через нее в барабан вводится распылитель 10 флегматизирующего раствора. Распылитель представляет собой трубку, на которой расположены две форсунки 9 центробежнотангенциального действия (диаметр выходного отверстия 0,4-0,6 мм) с сердечником в виде двух- или трехзаходного червяка. Для удобства эксплуатации, а также по соображениям техники безопасности часть трубки облицована деревом. Для снятия потенциала статического электричества по поверхности одной из ступиц скользит токоснимающая щетка 11. В нижней части барабана смонтирован разгрузочный бункер 12.

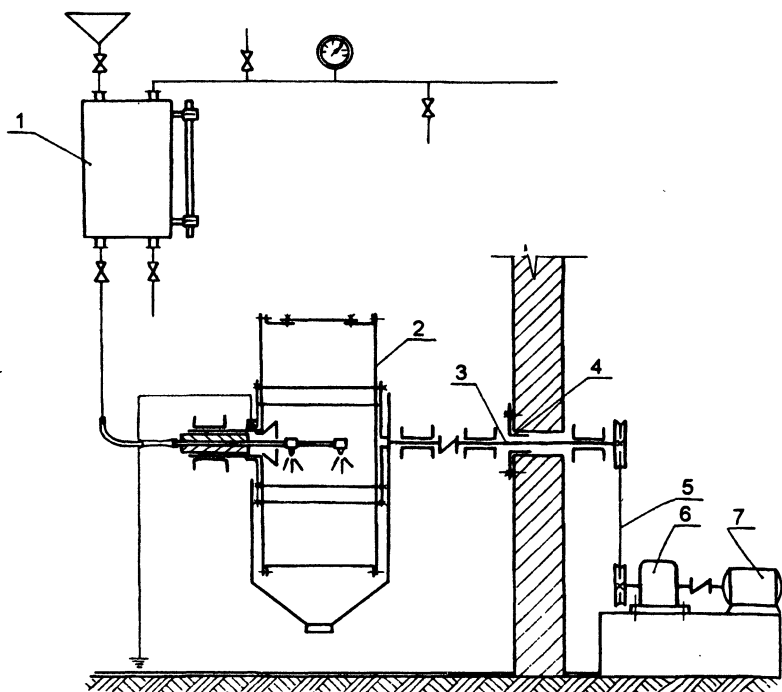


Рис. 101. Технологическая схема установки полировального барабана.

На рис. 101 приведена технологическая схема установки полировального барабана. Мерный бачок 1 предназначен для флегматизирующего раствора, к нему подведены воздух и трубопровод для подачи раствора. При помощи гибкого шланга бачок соединен с распылителем. Это позволяет

вводить распылитель в полировальный барабан при его вращении. В этом же помещении установлен барабан 2. Приводной вал 3 через стенный сальник 4 выведен в машинное отделение. В машинном отделении смонтирован привод, состоящий из ременной передачи 5, редуктора 6 и электродвигателя 7.

Различия в конструкциях и габаритных размерах полировальных барабанов, эксплуатируемых на заводах, незначительны.

Внутренняя поверхность барабана облицована латунью, щели внутри его недопустимы.

Техническая характеристика барабана

Габаритные размеры, мм:	
внутренний диаметр	1650
высота	650
Единовременная загрузка пороха в барабан, кг	
	160+200
Частота вращения, об/мин	24+36

Порох через люк загружается в барабан. Для равномерного опыления пороха графитом ввод его в барабан производится в несколько приемов, при этом одновременно загружается и часть графита.

Общее количество его составляет от 0,1 до 0,4% от массы пороха (в зависимости от марки пороха). Загруженный барабан приводят в действие. Для устранения обильного смачивания пороха в барабане, что может привести к комкообразованию пороха в процессе флегматизации, и обеспечения равномерного опыления (смачивания раствором) всей его массы флегматизатор в барабан подается в несколько приемов в распыленном виде при вращающемся барабане. Раствор из мерного бачка 1 под давлением $1,5+2 \text{ кг/см}^2$ ($0,147+0,196 \text{ МПа}$) через распылитель вводится в барабан. Раствор состоит из камфоры, спирта и ДФА; соотношение спирта к камфоре $(1,5+2):1$. Количество вводимой камфоры колеблется от 1 до 1,8% массы пороха, ДФА - 0,2...0,3%.

После первой подачи флегматизирующего раствора барабан некоторое время работает, при этом идет поглощение раствора порошком, так как равновесная влажность его меньше той, которая соответствует данной относительной влажности φ внутри барабана. На протяжении всего процесса флегматизации введение раствора и засыпка графита в барабан производится несколько раз.

В настоящее время режимы флегматизации на всех заводах отличаются друг от друга, причем количество вводимой камфоры в порошок подбирается чисто практически на основании данных отстрела партий пороха.

В табл. 28 приведен примерный технологический режим флегматизации пороха.

Примерный режим флегматизации пороха ВУ фл

Последовательность операций	Количество вводимых веществ	Время обработки, мин
1. Загрузка пороха в барабан, кг	160+200	--
2. Опыление графитом	1/3 часть навески графита	30+45
3. Первое введение камфорного раствора	1/4 часть камфорного раствора	3+4
4. Выхаживание*	--	7+10
5. Второе введение камфорного раствора с последующим введением графита	1/4 часть камфорного раствора 1/3 часть навески графита	3+4
6. Выхаживание	--	12+15
7. Третье введение камфорного раствора	1/4 часть камфорного раствора	3+4
8. Выхаживание	--	7+10
9. Четвертое введение камфорного раствора с последующим введением графита	1/4 часть камфорного раствора 1/3 часть навески графита	3+4
10. Выхаживание	--	12+15
11. Окончательное выхаживание	--	60+80
12. Загрузка и выгрузка		15
13. Время одного технологического цикла		2ч.20мин. + 3ч.11мин.
14. Полный оборот		2ч.35мин. + 3ч.26мин.

* Обработка пороха после введения камфорного раствора.

Производительность полировального барабана в кг/ч определяется уравнением:

$$G = \eta \cdot \frac{q}{t},$$

где q - единовременная загрузка аппарата, кг; t - время одного технологического цикла, ч;

$\eta = 0.86$ - коэффициент использования барабана.

Частота вращения барабана должна быть такой, при которой порох должен подниматься в направлении вращения барабана до тех пор, пока

Угол подъема его превысит угол естественного откоса, после чего он будет катываться вниз. При чрезмерном увеличении частоты вращения барабана за счет центробежной силы порох будет вращаться вместе с ним. Оптимальную частоту вращения в об/мин, при которой происходит перемешивание всей массы пороха, находящегося в барабане, можно определить уравнением:

$$n = \frac{37,2}{\sqrt{D}},$$

где D - диаметр барабана, м.

Полировальные барабаны имеют следующие недостатки: периодичность действия, ручная загрузка и выгрузка пороха, связанная с тяжелым физическим трудом.

Для создания благоприятных условий процесса флегматизации в помещении поддерживают температуру $28 \pm 32^\circ\text{C}$ и относительную влажность $\varphi = 75 \pm 85\%$, что еще в большей степени ухудшает условия труда на этой работе.

Графитованные пороха

Все пироксилиновые пороха являются диэлектриками с высоким показателем диэлектрической постоянной. При пересыпании мелких марок порохов на их поверхности могут возникать электрические заряды с разностью потенциалов, составляющей десятки тысяч вольт. Возникающая при разряде электрическая искра, способна вызвать воспламенение пороховой пыли, образовавшейся от истирания пороховых зерен.

Для устранения электризации зерновых порохов оборудование заземляется, а пороха мелких марок в процессе производства покрывают тонким слоем токопроводящего материала - графитом. Кроме того, графитовка способствует улучшению сыпучести мелких порохов и повышению гравиметрической плотности.

Графитованию в основном подвергаются пороха марок П-45, ВУ фл, ВТ и др. Качество графитования пороха оценивается по количеству связанного и свободного графита после опыловки. Содержание связанного графита должно быть в пределах $0,2 \pm 0,3\%$, а свободного - не более $0,02\%$. Графитование порохов производят в полировальных барабанах.

Пористые пороха

Пористые пороха представляют собой пластинки или цилиндрические многоканальные или безканальные зерновые пороха с многочисленными порами по всей толщине зерен.

Пористую структуру порохов получают, вводя в пороховую массу необходимое количество калиевой селитры, в зависимости от требуемой степени пористости, с последующим ее удалением, вымачиванием.

В зависимости от количества селитры, вводимой в пороховую массу, получают соответствующие марки порохов: П-45; П-85; П-125; П-220.

Пористые пороха - быстрогорящие, применяются в короткоствольном или спортивном оружии (пистолетах, минометах, охотничьих ружьях и др.).

Эти пороха изготавливают на оборудовании периодически действующей технологии изготовления порохов. Пластификация пироксилина производится с вводом в мешатель селитры и графита (0,5%). Графит вводится для облегчения операции прессования и снижения электризации пороха.

Прессование ведут на гидравлических прессах типа "Бюлер".

Вымачивание ведут с целью удаления как спиртоэфирного растворителя так и калиевой селитры, до содержания неудаляемых 0,2, селитры - до 0,5%.

После вымачивания порох подвергается графитованию с последующей сушкой. Содержание удаляемых в готовом порохе $1,0 \pm 1,8\%$.

Беспламенные и пламягасящие пороха

Беспламенные пироксилиновые пороха, содержащие в своем составе пламягасящие добавки, обеспечивающие устранение (уменьшение) дульного и обратного пламени при стрельбе из артиллерийских орудий.

Производство беспламенных и пламягасящих порохов принципиально ничем не отличается от производства обычных пироксилиновых порохов.

Твердые порошкообразные компоненты, как сульфат калия, после просеивания через сито № 0125 вводят в мешатель после загрузки пироксилина, эфира с дифениламином. Органические вещества (канифоль, дибутилфталат; церезин и т.п.) вводят в мешатель в виде растворов в эфире или суспензий. Прессование пламягасящих порохов производят без предварительной пластификации на прессе без фильтрации.

После прессования и провяливания пороха марок - УГ-1; 8/1УГ; 12/1УГ; а также ВТХ-10; ВТХ-20; ВТД-25; 5/1 Х-10; 5/1 Д-25, поступают непосредственно на фазу сушки, не подвергаясь вымачиванию. Пороха беспламенные "БП" в отличие от обычных пироксилиновых порохов окрашивают нейтральными красителями (метиленовым голубым, бриллиантовой зеленью и т.п.), добавляя их в количестве не более 0,01%.

Малогигроскопические пороха

Малогигроскопические пироксилиновые пороха, содержащие в своем составе гидрофобные вещества, понижающие их гигроскопичность в 1,5-2 раза.

Один из существенных недостатков пироксилиновых порохов - это их гигроскопичность. Гигроскопичность их меняется от колебания относительной влажности воздуха. Из литературных данных известно, что при изменении содержания влаги на 1 %, начальная скорость снаряда изменяется на 4 %, а P_{\max} - на 12 %; каждый процент изменения скорости изменяет дальность полета снаряда на 2,5 %.

Срок хранения пироксилинового пороха в сухой атмосфере в 1,5-2 раза больше, чем при хранении во влажной.

При изготовлении порохов, гидрофобные добавки, входящие в состав малогигроскопичных порохов, растворяют или дисперсируют в эфире и вводят в мешатель.

Гидрофобные добавки - это, в основном, нитросоединения ароматического ряда и дибутилфталат, которые являются пластификаторами для пироксилина СА, при этом расход растворителя снижается, продолжительность вымачивания этих порохов сокращается.

Гигроскопичность для этих порохов - не более 1 %.

Глава XI

Сортировка порохов (разымка)

В соответствии с ТУ общее количество некондиционных зерен в партии пороха должно быть не более 4 %.

Все виды брака можно разделить на две основные группы:

а) технологический брак, определяемый по внешнему виду: воздушные включения, включения непластифицированного пироксилина, серизна, посторонние включения и т.п.;

б) брак, получаемый при резке пороховых элементов: немерные зерна (длинные, короткие зерна, петли, крючки и т.п.).

Крупнотой (длинными зернами) считают зерна, в 1,5+2,5 раза (но не более) превышающие максимально допустимую длину зерна. Мелочью (короткими зернами) считаются зерна, длина которых менее половины минимально допустимой длины зерна. Большой разброс по длине зерен пороха влияет на вместимость его в гильзу, идентичность баллистических характеристик, особенно на разброс (вероятное отклонение начальных скоростей от некоторого их среднего значения). При наличии большого количества мелочи при выстреле возможен скачок давления, превышающий допустимые значения давления. Поэтому количество мелочи и крупноты в общей массе пороха в соответствии с ТУ должно быть не более: для порохов типа ВУ фл - 0,5 %, для пламягасящих - 2 %, для всех остальных мелкозерненных порохов - 1 %. Брак, относящийся к первой группе, механическому отделению не поддается и удаляется только в результате переборки. Брак, относящийся ко второй группе, устраняется пропускиванием пороха через систему, состоящую из наклонов с ситами и аппаратов МОРО.

При резки крупнозерненных порохов на ленточных станках и станке Разумеева брак (немерные зерна) составляет не более 0,5 %, поэтому эти пороха не сортируют. Пороха, которые режутся на непрерывно режущих агрегатах, при шнековой технологии после выгрузки из аппарата Г-ЗФ пропускаются через наклон для отсева мелочи (зерна длиной 1+3мм).

Мелкозерненные пороха (ВУ, ВТ, 4/7, 5/7), которые режутся на станках Сан-Галли, сортируются, так как после резки имеют до 15+20 % примесей в виде крючков, петель, удлинённых и укороченных зерен. Порох сортируется после проявлявания, когда он содержит еще значительное количество растворителя, и, следовательно, меньше подвержен электризации в процессе его перемещения.

Для отсева от основной массы порохового зерна крючков, петель, удлиненных концов и пороховой пыли применяют подвижные наклоны с соответствующим набором сит в зависимости от марки пороха.

Наклоны

В настоящее время эксплуатируются наклоны с механическим и пневматическим приводами.

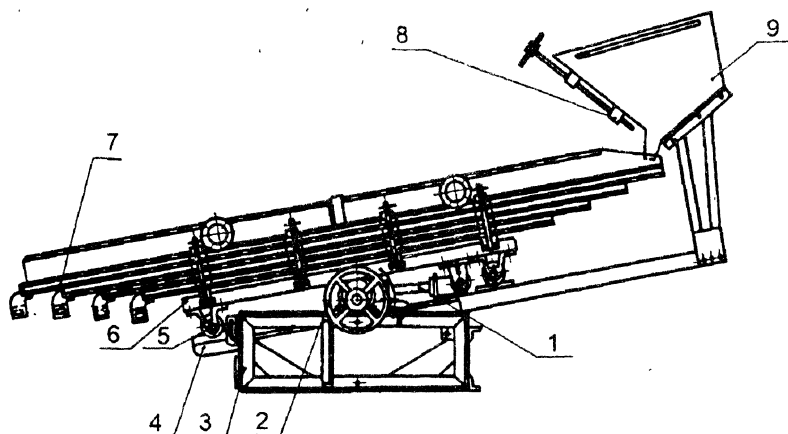


Рис. 102. Наклон с механическим приводом.

На рис.102 показан наклон с механическим приводом. Он состоит из рамы 3, на которой смонтированы траверса 4 и эксцентриковый приводной механизм 2. Частота вращения эксцентрикового вала, при которой возможно движение пороха по ситам, определяется уравнением

$$n = \frac{30}{\pi} \sqrt{\frac{g}{r} \cdot \operatorname{tg}(\varphi - \alpha)},$$

где r - радиус кривошипа, м;

φ - угол трения порохового зерна при движении его по ситам;

α - угол наклона сит;

g - ускорение свободного падения равно $9,81 \text{ м/с}^2$.

На траверсе имеются направляющие, на которых роликами 5 устанавливается тележка 6. Приводной механизм при помощи шатуна 1 соединен с тележкой 6. На тележке 6 винтовыми стяжками крепятся рамы с ситами 7, нижнее из которых - глухое дно. Траверса вместе с тележкой может изменять угол наклона от 0 до 10° . На практике он лежит в пределах 5° . На траверсе также смонтирован загрузочный бункер 9. Угол наклона дна бункера больше угла естественного откоса пороха.

Порох из загрузочного бункера поступает на первое сито. Подача его на сито регулируется шибером 8. Благодаря возвратно - поступательному движению сит, осуществляемому эксцентриковым механизмом, порох продвигается по наклонным ситам и просеивается. На первом сите производится отбор крючков, петель,, удлиненных зерен. Основная масса пороха просеивается на второе сито. В зависимости от назначения той или иной операции, производимой на наклоне, устанавливается соответствующее количество сит.

Пройдя сита, мелкие зерна и пороховая пыль попадают на глухое дно и сходят в брак. Размер ячеек сит выбирают в соответствии с размером зерен сортируемого пороха. При сортировке или пробивные, или плетеные сита.

Техническая характеристика

Габаритные размеры, мм
Производительность, кг/ч

3870×1200×2000
120×140

Наклон с пневмоприводом (рис.103) по своей конструкции более совершенен, чем с механическим приводом: в нем меньше трущихся частей, что очень важно с точки зрения техники безопасности и пожарной безопасности. Он состоит из рамы 1, на которой подвешен на четырех плоских пружинах 2 комплект сит 3. Возвратно - поступательное движение комплект сит получает от пневмопривода 4.

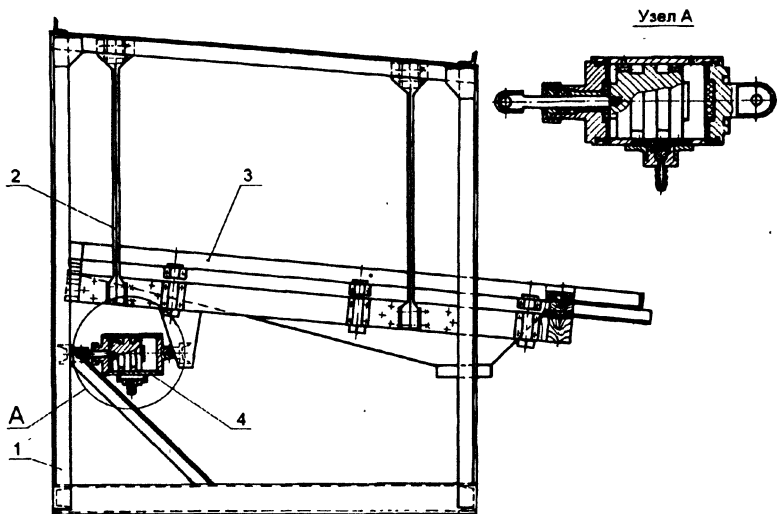


Рис. 103. Наклон с пневматическим приводом.

Для разделения пороховых зерен по длине применяют цилиндрические размыочные аппараты - аппараты Моро. Этот тип размыочного аппарата известен в сельскохозяйственной технике как триер.

Цилиндрические размыочные аппараты

На внутренней стороне цилиндра, свернутого из металлического листа (латуни), сделаны углубления - ячейки. Если в цилиндр насыпать пороховые зерна и вращать вокруг своей оси, то все зерна, длина которых меньше диаметра ячейки, будут укладываться и подниматься вверх, а зерна, длина которых больше диаметра ячеек, несколько поднявшись, будут скатываться вниз. При непрерывной подаче пороха во внутреннюю вращающуюся цилиндрическую поверхность аппарата вся его масса располагается слоями и передвигается в осевом направлении.

При вращении цилиндра короткие зерна попадают в ячейки и выносятся ими из-под слоя, а длинные зерна, продолжая двигаться, перемешиваются одновременно в осевом направлении. Выбранные из слоя короткие частицы пороха ячейками подымаются вверх, под действием ускорения свободного падения они выпадают из ячеек в желоб, находящийся внутри цилиндра. Длинные зерна находятся в непрерывном движении вокруг центрального ядра слоя, располагающегося в нижней части цилиндра. При этом частицы, находящиеся непосредственно на внутренней поверхности цилиндра, увлекаются силой трения на некоторую высоту и снова падают на слой пороха, т.е. имеет место перемешивание зерен в слое. Длинные зерна соприкасаются с ячеистой поверхностью и неуложившиеся в ячейки или не полностью уложившиеся в них могут быть затянуты в зону выпадения в желоб короткого зерна. При этом качество сортировки ухудшается. Из желоба короткие зерна выводятся шнек - транспортером, длинные зерна сходят непосредственно с цилиндра.

Цилиндрические размыочные аппараты могут быть одинарного или двойного действия [22].

Аппараты двойного действия имеют ячейки двух размеров для отделения длинных и коротких зерен. В пороховой промышленности эксплуатируются в основном размыочные аппараты двойного действия.

На рис.104 представлен аппарат Моро. Он состоит из рамы 1, несущего вала 6, на котором смонтирован цилиндр 8, желоба 11 и транспортирующие шнеки 9. Несущий вал, а следовательно, и цилиндр смонтированы под углом 2-10° с уклоном в сторону выгрузки. Вращательное движение цилиндру передается от вала 18 через пару цилиндрических шестерен 17, одна из которых закреплена на валу 18, вторая - в ступице 19, к ней крестовиной 15 крепится цилиндр 8. Вращательное движение первому шнек - транспортеру передается от ступицы через пару шестерен 14, одна из которых

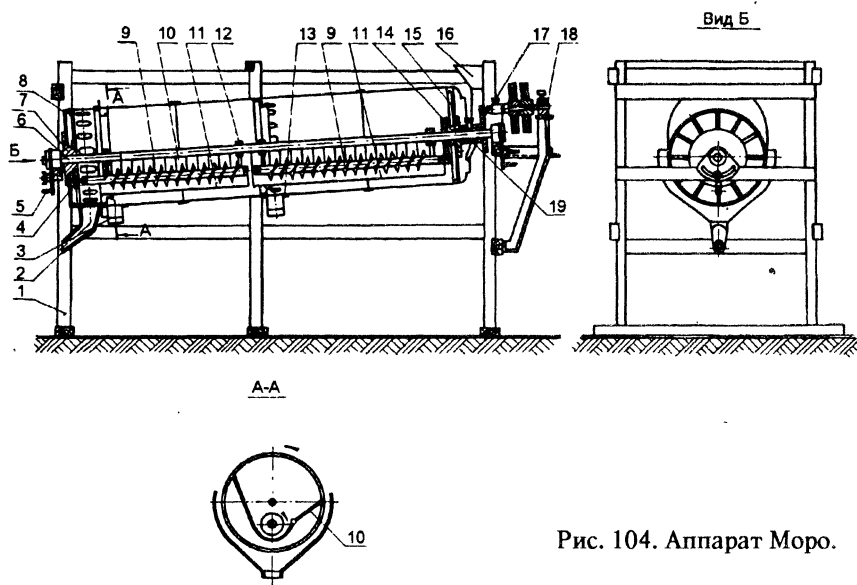


Рис. 104. Аппарат Моро.

крепится на втором конце ступицы, а вторая - на валу шнек - транспортера. Второму шнек - транспортеру вращательное движение передается от ступицы 7 через пару шестерен 4. Шнек - транспортер и желоб подвешены внутри цилиндра на подвесках 12, в них имеются подшипники, на которых смонтированы валы транспортера.

К одному борту желоба со стороны подъема цилиндра во время вращения на шарнирах крепятся клапаны 10, изготовленные из твердых пород дерева. Второй конец клапана плотно прилегает к внутренней поверхности цилиндра. Положение клапанов внутри цилиндра можно менять поворотом несущего вала рукояткой 5. Для обеспечения ската порохового зерна по плоскости клапанов в желоб необходимо, чтобы рабочая поверхность клапана была установлена под углом β к горизонтали, превышающим угол трения φ , что составляет $\beta = 38 \div 45^\circ$.

Порох из загрузочного бункера 16 по желобу поступает в первую половину цилиндра. Во время вращения цилиндра зерна, длина которых меньше диаметра ячеек, укладываются в них, поднимаются вверх, и, пройдя клапан 10, под действием силы тяжести выпадают. По наружной поверхности клапана зерна ссыпаются в желоб 11 и транспортирующим шнеком 9 передаются во вторую половину цилиндра. Длинные зерна сходят непосредственно с цилиндра в первый желоб 13. Во второй половине цилиндра отбираются короткие зерна и шнеком из желоба 11 подаются в желоб 3, а длинные зерна сходят по цилиндру в желоб 2.

Техническая характеристика аппарата

Габаритные размеры барабана, мм:

диаметр	475
длина	3000
Частота вращения, об/мин	30+45
Производительность в зависимости от марки пороха, кг/ч	120+140
Угол наклона барабана, град	2

Основными параметрами ячеистой цилиндрической поверхности, определяющими производительность аппарата, являются диаметр цилиндра, его длина, размеры и форма ячеек, а также частота вращения n . В нашей промышленности получили распространение цилиндрические размыочные аппараты двойного действия.

Ячейки имеют единую сферическую форму. Рабочим размером ячейки (рис.105) является ее диаметр d , который определяется уравнением

$$d = 2 \cdot \frac{\sqrt{d_3^2 \left(\frac{1}{2}\right)^2}}{k},$$

где d_3 - диаметр порохового зерна, мм;

l - длина порохового зерна, мм;

$k=0,8+0,85$ - поправочный коэффициент, учитывающий загрязнение ячеек, заусенцы на пороховом зерне и др.

Эффективность работы ячеистых сепарирующих поверхностей в значительной степени зависит от частоты расположения ячеек. Наиболее рациональным является шахматное расположение ячеек, когда каждая ячейка располагается в центре правильного шестиугольника, в вершинах

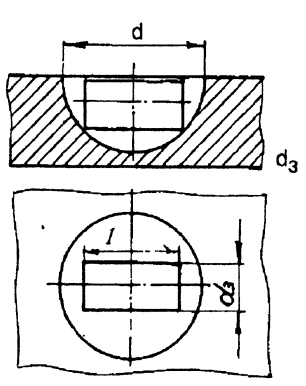


Рис. 105. Профиль ячейки цилиндра.

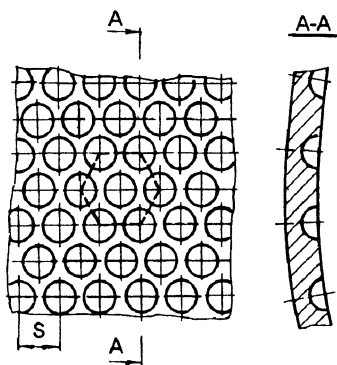


Рис. 106. Расположение ячеек в цилиндре.

которого находятся центры смежных ячеек (рис.106). Количество ячеек при этом на 1м^2 определяется уравнением:

$$n_{\text{я}} = \frac{2 \cdot 10^6}{\sqrt{3}S^2},$$

где S - шаг размещения ячеек, мм.

В табл.29 приведены размеры пороховых элементов наиболее распространенных марок порохов.

Таблица 29

Размеры пороховых элементов наиболее распространенных марок порохов

Марка пороха	Диаметр зерна, мм		Длина зерна, мм		Средняя масса зерна (при $\gamma=1,58$ г/см ³), г
	до прова-ливания	готового	до прова-ливания	готового	
П-45, П-125	0,85±1,25	0,64±1,0	Не менее 1,41	Не менее 1,3	0,00109
ВУ	0,63±0,81	0,47±0,65	0,95±1,30	0,85±1,25	0,00041
ВТ, ВТМ	0,69±1,20	0,68±0,96	1,79±2,40	1,70±2,30	0,00167
4/1	1,07±1,94	0,80±1,55	5,80±8,35	5,50±8,00	0,01152
5/1	1,53±2,12	1,15±1,70	2,64±3,65	2,50±3,50	0,00754
6/1	1,99±2,24	1,49±1,79	5,80±7,80	5,5±7,5	0,02168
4/7	2,62±3,45	1,97±2,76	2,64±3,65	2,5±3,5	0,02081
5/7	2,74±4,38	2,05±3,50	3,05±5,21	2,9±5,0	0,03776
6/7	3,70±5,20	2,77±4,15	4,22±7,80	4,0±7,5	0,08540

Для цилиндрических аппаратов рекомендуется $S=0,6+1,2d$, где d - диаметр ячейки, мм.

По условиям техники безопасности в пороховой промышленности нашли применение тихоходные аппараты. Частоту вращения цилиндра в об/мин можно определить уравнением:

$$n = \alpha_m \cdot \frac{30}{\sqrt{R}},$$

где $\alpha_m = \frac{\omega^2 R}{g} = 0,2-0,3$;

ω - угловая скорость, с⁻¹;

R - радиус цилиндра, м;

$g=9,81$ м/с² - ускорение свободного падения.

Работа аппарата возможна при условии $\omega^2 R < g$

Производительность аппарата определяется уравнением

$$G=3600 \cdot K \cdot L \cdot U \cdot n_{\text{я}} \cdot q_3,$$

где K - коэффициент заполнения ячеек, на основании данных эксплуатации аппаратов, он лежит в пределах 0,85-0,9;

L - длина рабочей части цилиндра [22];

$u = \frac{\pi \cdot D \cdot n}{60}$ - окружная скорость цилиндра, м/с;

$n_{\text{я}}$ - число ячеек на 1 м^2 ;

q_3 - средняя масса порохового зерна, выбираемого ячейкой, табл. 29.

Технологические схемы сортировки порохов

Сортировку порохов ведут по нескольким технологическим схемам в зависимости от марки порохов.

Сортировочный агрегат для порохов марок ВУ и ВТ (рис. 107) состоит из подвижного наклона I, двух аппаратов Моро II и III и контрольного подвижного наклона IV. Порох поступает на наклон I. Сход 1 с первого сита (крючки, удлиненные зерна) и сход 3 с глухого сита (пороховая пыль, мелкие зерна) идут в брак. Сход 2 со второго сита, имеющий в своем составе около 98+95% мерных зерен, удлиненных примерно на 1+3% и укороченных на 1+2%, поступает в первый аппарат Моро. Из желоба первой половины цилиндра сход 4 (все зерна, уложившиеся в ячейки цилиндра) поступает во вторую половину цилиндра. Сход 5, состоящий из удлиненных зерен, идет в брак. Сход 6 из желоба второй половины цилиндра поступает во второй аппарат Моро III для дальнейшего сортирования. Сход 7 из цилиндра возвращается на повторное сортирование в аппарат Моро II. Сход 8 из желоба первой половины цилиндра аппарата Моро III поступает во вторую половину цилиндра, а сход 9 из цилиндра подают на повторное сортирование в аппарат Моро II. Сход 10 из цилиндра возвращается на повторное сортирование в агрегат III. Ячейки рассчитаны на отбор мерных пороховых зерен, поэтому в них попадают и укороченные, а также незначительная часть удлиненных, затягиваемых цилиндром в зону выпадения их из ячеек в лоток. Сход 11 с лотка, имеющий в своем составе укороченные зерна, поступает на контрольный наклон IV. Сход 12 из первого сита в виде удлиненных зерен и

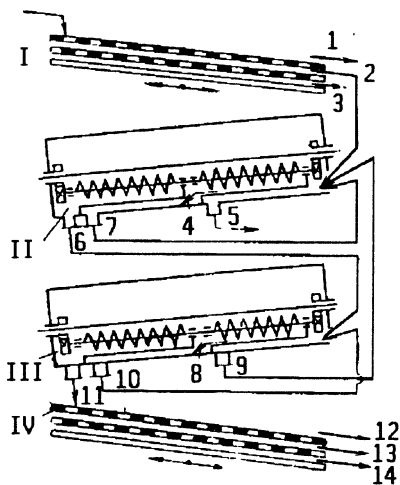


Рис. 107. Сортировочный агрегат для порохов марок ВУ, ВТ.

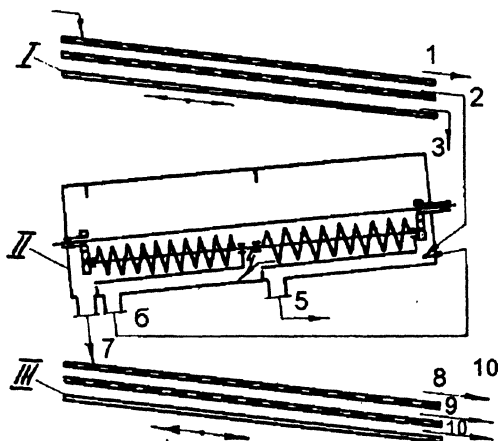


Рис. 108. Сортировочный агрегат для порохов 5/7, 6/1, 4/7.

сход 14 из глухого сита в виде пороховой пыли и мелочи идут в брак. Сход 13 из второго сита -пороховые зерна, отвечающие по своим размерам требованиям ТУ.

Для порохов марок 5/7, 6/1, 4/7 и других сортировочный агрегат (рис.108) состоит из подвижного наклона I, аппарата Моро II и контрольного наклона III. Порох поступает на наклон I. Сход I с первого сита (крючки, петли, удлиненные зерна) и сход 3 с глухого сита (пороховая пыль) идут в брак. Сход 2 со второго сита поступает в аппарат Моро. Сход 4 с желоба

первой половины цилиндра поступает во вторую половину цилиндра. Сход 5 с цилиндра (удлиненные зерна) идет в брак. Сход 6 из цилиндра второй половины идет на повторное сепарирование в аппарат Моро. Сход 7 с желоба второй половины цилиндра идет на контрольный наклон. Сход 8 с первого сита и сход 10 с глухого сита идут в брак. Сход 9 из второго сита по своим размерам отвечает требованиям ТУ на пороха.

Для сортировки мелкозерненных порохов типа ВУ, ВТ разработан и пущен в эксплуатацию сортировочный агрегат с применением пневмотранспорта, в основу которого взята технологическая схема, приведенная на рис.107. Применение пневмотранспорта позволило ликвидировать ручной труд при загрузке пороха в аппараты, а также вывести людей из этой опасной фазы производства.

На рис.109 приведена технологическая схема сортировочного агрегата. Порох из загрузочной воронки I, установленной в загрузочном отделении, с помощью пневмотранспорта через циклон II подается на первый наклон III. Сход 1 с первого сита и сход 3 с глухого сита идут в брак. Сход 2 поступает на сортировку по длине в первый агрегат Моро IV. Из желоба первой половины цилиндра сход 4 идет во вторую половину цилиндра. Сход 5 идет в брак, сход 7 -во второй аппарат Моро V. Сходы 6, 8 и 10, имеющие в своем составе и мерные зерна, через циклон аппарата поступают в загрузочную воронку и идут на повторную сортировку. Сход 11 идет на контрольный наклон IV. Сход 12 с первого сита через циклон поступает на первый наклон для повторной сортировки. Сход 13 из второго сита отвечает

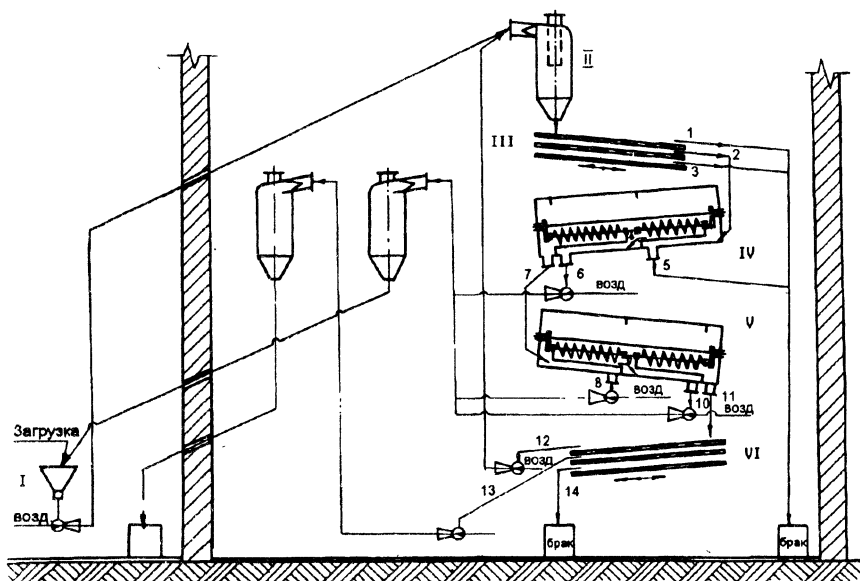


Рис. 109. Технологическая схема сортировочного агрегата.

требованиям ТУ на пороха и поступает в отделение приемки готового пороха. Сход 14 из глухого сита - брак в виде пыли и мелкого пороха. В сортировочном агрегате установлено четыре аппарата Моро каскадно, по два аппарата.

Техническая характеристика аппарата

Количество барабанов	4
Габаритные размеры барабана, мм	
диаметр	477
длина	3000
Частота вращения барабана, об/мин	2
Производительность, кг/ч	240+3000
Количество наклонов	2

Из многих технологических схем, применяемых на заводах, приведены наиболее рациональные. Однако необходимо отметить, что при установке наклона у станков Сан-Галли (см.рис.72а) установка первого наклона в агрегате не обязательна. Не обязательна также установка на наклонах и трех сит. На основании анализа работы существующих технологических схем сортировки порохов нецелесообразно устанавливать два аппарата Моро двойного действия.

Так как ячейки в барабане расположены по убывающим размерам, отбор длинных зерен идет в такой же последовательности. Вначале отбираются зерна более крупные, затем менее крупные, и на второй ступени второго барабана отбираются зерна нужного размера, которые в общей массе пороха составляют 95+98%. Таким образом, основная масса мерных зерен пороха четыре раза выбирается ячейками аппарата Моро, что явно нецелесообразно. Исходя из этого было бы более целесообразно ячейками цилиндра выбрать 95+98% мерных и имеющуюся часть мелких зерен. Крупные зерна (около 1+3%0 сойдут с цилиндра. Затем зерна, выбранные ячейками цилиндра из лотка аппарата, пропустить через наклон для отделения пыли и мелочи или через второй аппарат Моро, размер ячеек в котором меньше допустимой длины зерна, и выбрать мелкие зерна.

На рис. 110 дана технологическая схема сортировочного аппарата Моро одинарного действия и двух наклонов. Порох поступает на первый наклон I. Сход 1 из первого сита и сход 3 из глухого сита идут в брак. Сход 2 из второго сита идет в аппарат Моро II для разделения пороховых зерен по размерам. Сход 4 из цилиндра удлиненных зерен идет в брак на повторную сепарацию в аппарат Моро. Сход 5 из лотка цилиндра, имеющий в своем составе основную массу мерных зерен, поступает на второй наклон III. Сход 6 из первого сита и сход 8 из глухого сита идут в брак. Сход 7 из второго сита отвечает требованиям ТУ на пороха.

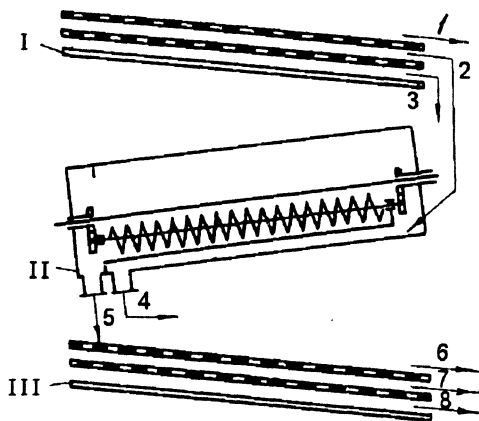


Рис. 110. Технологическая схема с применением аппарата Моро одинарного действия.

Глава XII

Смешение порохов

В производстве порохов конечной фазой технологического процесса является смешение частных партий в общие партии порохов. Изготовить партию пороха с физико - химическими показателями, обеспечивающими постоянство баллистических качеств порохов, без их смешения при современном уровне производства невозможно как по гидропрессовой, так и по шнековой технологиям. Партии пироксилина, поступающие для изготовления порохов, по своим физико - химическим показателям различаются между собой (содержанием азота, растворимостью и другими показателями), хотя и находятся в пределах допуска, предусмотренного ГОСТом.

Неизбежные различия в физико - химических показателях порохов при их изготовлении возникают при их изготовлении из-за нестабильности ведения технологического процесса. Например, обезвоженный пироксилин неоднороден по содержанию воды и общей спиртоводной влажности, приготовленная пороховая масса - по содержанию растворителя и пластичности сформированные пороховые элементы - по толщине горящего свода, разрезанные - по длине зерна, а проявленные, вымоченные и высушенные содержанию остаточного растворителя.

Неоднородность качественных показателей пороха присуща и непрерывной технологии, хотя и в меньшей степени.

Таким образом, чтобы получить партию пороха с однородными физико химическими показателями, обеспечивающими постоянство баллистических качеств зарядов, изготовленных из этой партии пороха, его необходимо смешать - усреднить. Смешением необходимо достигнуть такой однородности, при которой порох, взятый из любой части объема данной партии, имел бы одинаковые физико - химические показатели, а изготовленные заряды из этой партии при подобранной массе пороха в заряде имели бы баллистические показатели в пределах допуска, предусмотренного в чертеже на заряд.

Размер общей партии пороха определяют, исходя из программы завода и его производственных возможностей, массы порохового заряда и марки пороха. При этом учитывают также необходимость в кратчайшее время произвести смешение партии, ее развеску и укупорку в тару, обеспечив минимальное увлажнение пороха в процессе этой операции, так как в помещении относительная влажность воздуха должна быть 75-85%. Исходя из этого масса партии мелких марок пороха может быть 10-15т, а крупнозерновых таких как 9/7, 14/7 12-50т.

Сложность операции смешения заключается в том, что партию пороха необходимо смешивать не частями, а полностью. До последнего времени смешение порохов производили в аппаратах Рудакова с применением тяжелого ручного труда. Затем начали применять аппарат Тарасова, в основу работы которого заложен принцип смешения Рудакова, но конструктивно он более совершенен. На некоторых заводах были смонтированы механические ленточно - бункерные агрегаты смешения, (авт. И.Т.Тхоревский и З.Е.Трелесник), механизированные каскадно - бункерные агрегаты смешения. С внедрением двух последних аппаратов для смешения пороха можно считать, что процесс смешения зерновых порохов механизирован и на этой фазе производства ликвидирован тяжелый ручной труд. Однако смешение трубчатых порохов до настоящего времени на некоторых заводах производят ручным способом без применения каких - либо механизмов. На заводах для смешения пороховой трубки применяют так называемые "поворотные стенки" (авт. Л.В.Забелин и др.). Применение этих "стенок" не только облегчает труд, но и значительно сокращает численность рабочих на этой фазе производства.

Аппарат Рудакова

Принцип смешения в аппарате Рудакова заключается в смешении партии пороха по частям - порциями по 280÷320кг, предварительно разбитыми на 14÷16 частей массой по ~20кг, путем деления каждой части еще на 14-16 частей с последующим их наслаиванием друг на друга в произвольном порядке.

Смешанные порции отличаются друг от друга (в общей партии может быть от 35 до 170 порций). Поэтому необходимо дополнительное перемешивание их между собой для обеспечения равномерного распределения начальных средних и конечных порций пороха во всем объеме партии.

Для этого проводится так называемая "выставка" общих партий пороха. Комбинированием смешения на аппарате с выставкой мешков партии пороха и в определенном порядке подачи их на загрузку в аппарат достигают необходимой степени смешения всей партии.

Аппарат Рудакова (рис.111) состоит из желоба 1 и загрузочной тележки 2. Желоб разделен на 14 или 16 секций; нижняя часть которых имеет уклон в сторону разгрузки с углом, большим угла естественного откоса пороха, секции закрываются заслонками 3. На верхней части желоба имеются направляющие, по которым движется установленная на роликах загрузочная тележка 2. Загрузочная тележка представляет собой ящик, вмещающий до 30кг пороха, боковые стенки которого имеют уклон в сторону выгрузки. Выгрузочное отверстие перекрывается заслонкой, при помощи

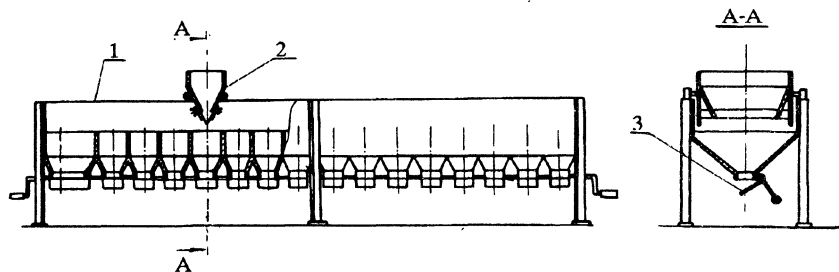


Рис. 111. Аппарат Рудакова.

которой регулируется щель выгрузочного отверстия, а следовательно, и масса пороха, выгружаемого из тележки.

Мешки с порохом каждой малой партии, количество которых доходит до восьми в зависимости от массы общей партии пороха, выставляются по оба торца аппарата. Засыпка пороха в аппарат производится поочередно от каждой малой партии по одному мешку, общее количество мешков, высыпаемых в аппарат, равно количеству секций в нем. Так, в 16-секционном аппарате при условии смешения четырех малых партий от каждой малой партии для одной закладки берут по четыре мешка. Мешок из одной партии высыплют в загрузочную тележку, после чего в ней открывают задвижку и загрузочную тележку вручную передвигают от одного торца аппарата к другому. При этом порох ровным слоем высыпается в желоб аппарата, что обеспечивается выбором сечения выгрузочного отверстия в тележке и скорости ее перемещения по желобу. На другом конце аппарата высыплют в тележку мешок пороха от другой партии и загрузочную тележку перемещают в обратном направлении и т.д. После того как в желоб будет высыпано 16 мешков пороха, открываются заслонки 3. Порох высыплют в мешки при сыпке все 16 слоев пороха смешиваются. Полученные после смешения 16 порций пороха выставляют в один ряд строго по нумерации секций аппарата, при этом их разделяют на две равные половины. Мешки последующих закладок ставятся на предыдущие по высоте от восьми до десяти мешков. Количество рядов зависит от величины малых партий. При втором смешении производится смешение пороха из мешков, взятых из рядов. Схема смешения порохов представлена на рис. 112. После снятия всех мешков из 1-го и 9-го рядов "выставки" снимают мешки 2-го и 10-го рядов "выставки" и т.д. Третье смешение производится по схеме второго смешения. После смешения пороха поступают на упаковку. На рисунке приведена одна из имеющихся схем смешения порохов в этом аппарате.

В настоящее время этот аппарат почти повсеместно снят с производства.

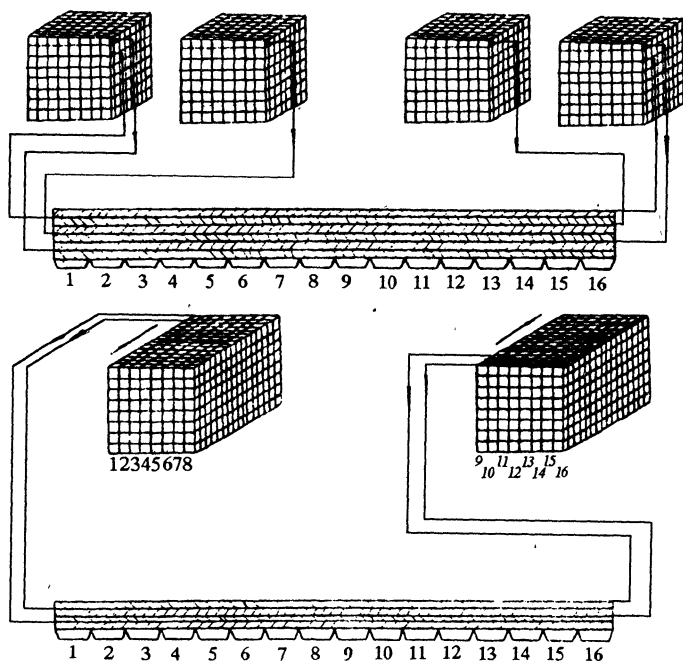


Рис. 112. Схема двукратного смешения порохов.

Аппарат Тарасова

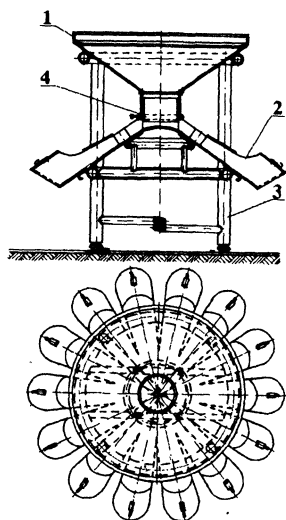


Рис. 113. Аппарат Тарасова.

Аппарат (рис.113) состоит из загрузочной воронки 1, распределительного конуса 2 с 14+16 желобами, корпуса 3, на котором смонтированы загрузочная воронка и распределительный конус 2. Загрузочная воронка представляет собой конусную емкость диаметром 1000мм, заканчивающуюся патрубками диаметром 120мм. Для регулирования скорости сыпания и равномерного распределения пороха распределительным конусом на патрубке смонтирован мундштук 4. Поднимая и опуская его, можно регулировать зазор между мундштуком и конусом.

При смешении крупнозерненных порохов этот зазор делают больше, а при смешении мелкозерненных - меньше. Углы наклона как загрузочной воронки, так и распределительного конуса больше угла естественного откоса пороха. Принцип смешения в этом аппарате аналогичен ранее описанному аппарату Рудакова. Конструкция аппарата Тарасова более совершенна, деление пороха в нем происходит в распределительном конусе, заменившем передвигающуюся загрузочную тележку, применяемую в аппарате Рудакова. Из распределительного конуса порошок сыпается непосредственно в мешки. Круглая форма аппарата упростила его обслуживание. Смешение порохов в этом аппарате производят по тем же схемам, что и в аппарате Рудакова. Порох из мешков, образующих малые партии, поочередно от каждой партии по одному мешку высыпается в загрузочную воронку. Количество высыпаемых мешков равно количеству желобков в распределительном конусе, в котором подвешиваются 14 и 16 мешков в зависимости от количества желобков; это составляет одну закладку. Из загрузочной воронки порошок высыпается на конус, распределяется по направляющим желобкам и сыпается по ним в мешки. Если взять 16 мешков, то в каждом из них будет примерно $1/16$ часть каждого мешка пороха, загружаемого в загрузочный бункер. Дальнейшее смешение может идти по ранее описанной схеме.

Можно сначала смешать малые партии, затем 4+8 малых партий в потоке смешения в одну общую партию. При смешении порохов как в аппарате Рудакова, так и в аппарате Тарасова затрачивается тяжелый ручной труд с участием большого числа рабочих. Нахождение в помещении большого количества пороха делает фазу смешения не только трудоемкой, но и опасной. В настоящее время аппарат Тарасова применяется при смешении, главным образом, мелкозерненных порохов.

Каскадно - бункерный агрегат смешения

В каскадно - бункерном агрегате смешения заложен порционный принцип смешения, как и в аппаратах Рудакова и Тарасова. По существу это более усовершенствованный метод смешения Тарасова, в котором каскадом установлен загрузочный бункер, вместимость которого рассчитана на 500кг пороха.

Распределительный конус разбит на 14 желобков. В конце желобков расположены отсеки вместимостью по 35+40кг пороха. Отсеки имеют пневматические клапаны, которые открываются в определенной очередности для сыпки пороха, а при заполнении отсеков закрываются.

На рис. 114 приведена технологическая схема механизированного агрегата смешения с установкой двух каскадно - бункерных аппаратов смешения. Он состоит из загрузочного бункера 1, ковша скипового подъемника 2,

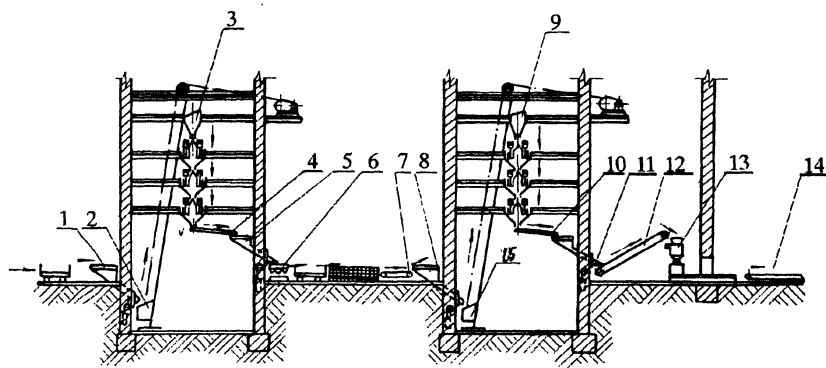


Рис. 114. Технологическая схема модернизированного аппарата смешения.

первого аппарата смешения 3, вибротолка 4, по которому порох из аппарата смешения передается в передаточный бункер 5, и поворотного стола 6 в отделении "выставки". Затем транспортером 7 мешки с порохом подаются к загрузочному бункеру 8 ковша скипового подъемника 15 второго аппарата смешения 9. Порох после второго аппарата по виброситу 10 передается в приемный бункер 11, а затем транспортером 12 - на полуавтоматические весы ДЗП-80 13. Порох с весов сыпается в тару, последняя ленточным транспортером 14 подается на погрузочную площадку. При установке на технологической линии одного аппарата порох после первого смешения подается в отделение "выставки", после второго смешения на этом аппарате порох подается на просеивание и расфасовку.

Малые партии пороха завозят в отделение "выставки". Затем порциями загружают в загрузочный бункер 1 (порция - 25 мешков общей массой примерно 500кг, в нее входит пропорциональное количество мешков от каждой малой партии). При опущенном ковше скипового подъемника 2 автоматически открывается заслонка на желобе загрузочного бункера, и порох высыпается в ковш скипового подъемника. По команде от прибора КЭП-12У ковш поднимается вверх, в это время заслонка на желобе закрывается. На уровне верхней приемной воронки первого аппарата смешения 3 ковш опрокидывается, порох высыпается в воронку аппарата, привод скипового подъемника переключается на обратный ход, и ковш опускается вниз. В нижнем положении ковш засыпается порохом, и цикл повторяется. Порох из верхней воронки, ссыпаясь на распределительный конус первого каскада аппарата, распределяется по 14 отсекам (примерно по 35кг в каждый отсек). Клапаны отсеков при этом закрыты. Затем клапаны по команде

КЭП-12У последовательно открываются, порох из отсеков ссыпается на распределительный конус, и порох каждого отсека распределяется по 14 отсекам второго каскада аппарата, т.е. в каждом отсеке второго каскада будет примерно $1/14$ часть пороха от отсека первого каскада. Закрытие клапанов каждой секции происходит одновременно. Работа третьего каскада аппарата аналогична работе второго каскада. Начало открывания клапанов отсеков верхнего и нижнего каскадов и закрывание клапанов среднего каскада происходит одновременно в тот момент, когда ковш скипового подъемника находится в крайнем нижнем положении. Начало открывания клапанов отсеков среднего каскада и закрывание клапанов верхнего и нижнего каскадов происходит одновременно при движении ковша скипового подъемника вверх.

Порох после первого агрегата смешения вибрлотком 4 через передаточный бункер 5 поступает в отделение "выставки", где с помощью поворотного стола 6 расфасовывается в мешки массой примерно по 20кг и поступает на "выставку". Количество "выставок" и число смешений в каждой из них предусматриваются планом смешения. "Выставка" порохов происходит аналогично ранее описанной.

После первого смешения и "выставки" общей партии порохов приступают ко второму смешению. Для второго смешения общей партии порция для одной загрузки (500кг) составляется из мешков с порохом, взятых поочередно с двух сторон "выставки". Подача пороха на смешение и процесс смешения осуществляются аналогично первому смешению.

Окончательно перемешанный порох из аппарата смешения поступает на вибросито 10, затем транспортером 12 подается на полуавтоматические весы ДЗП-80 13, с которых навеска пороха высыпается в металлическую тару. Заполненная порохом тара транспортером подается на погрузочную площадку. В процессе движения в нее вкладывается ярлык, далее она закрывается, проверяется на герметичность и опломбировывается. На этих аппаратах можно смешивать как крупнозерновые, так и мелкозерновые пороха.

Автоматизация процесса смешения пороха предусматривает управление работой скипового подъемника и самим аппаратом смешения. Для скипового подъемника предусмотрено местное и автоматическое управление. Местное управление предназначено для пусконаладочных работ. Все управление смешения ведется с пульта управления. Автоматика обеспечивает определенный режим работы агрегата.

В табл.30 приведен ориентировочный режим работы одного агрегата смешения.

В этом агрегате весь процесс смешения пороха механизирован и автоматизирован, обслуживающий персонал выведен из опасной зоны смешения, в помещении находится сравнительно небольшое количество пороха

(500кг), что значительно улучшило условие труда, а также сделало эту фазу производства менее опасной. Однако как недостаток необходимо отметить, что операция загрузки загрузочных бункеров, "выставки" порохов смешения ведутся вручную.

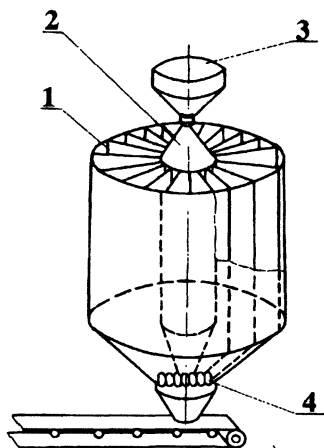
Таблица 30

Ориентировочный режим работы агрегата смешения

Аппарат	Операция	Затрачиваемое время
Скиповый подъемник	Загрузка ковша	4 мин
	Подъем ковша	1мин 20с
	Разгрузка ковша	1мин 5с
	Спуск ковша	1мин 20с
	Общий цикл	8мин 30с
Аппарат перемешивания	Разгрузка верхней и нижней секций (одновременно)	4мин 15с
	Разгрузка средней секции	4мин 15с
	Общий цикл	8мин 30с

Разработан секционный бункер (авт. Ю.А.Величко, А.Ф.Ильин), который обеспечит смешение порохов без "выставки" как малых партий, так и партий после первого смешения, в результате чего будет ликвидирован ручной труд на этой фазе производства.

Этот секционный бункер (рис.115) радиально разбит на секции 1, соответствующие по своей вместимости объему 500кг порохов (массе одной порции пороха, загружаемого в аппарате смешения). Каждая секция в



нижней части переходит в конус, который закрывается пневмоклапаном 4. В верхней части над секциями расположен делительный конус 2, который аналогичен делительному конусу аппарата Тарасова. Над делительным конусом расположен бункер 3, одновременно вмещающий до 500кг пороха. Секционный бункер рассчитан на одновременное смешение партии массой 50т, которая разбита на 100 порций по 500кг.

На рис.116 дана схема установки каскадно - бункерного агрегата смешения с секционным бункером. Порох из погребков или непосредствен-

Рис. 115. Секционный бункер.

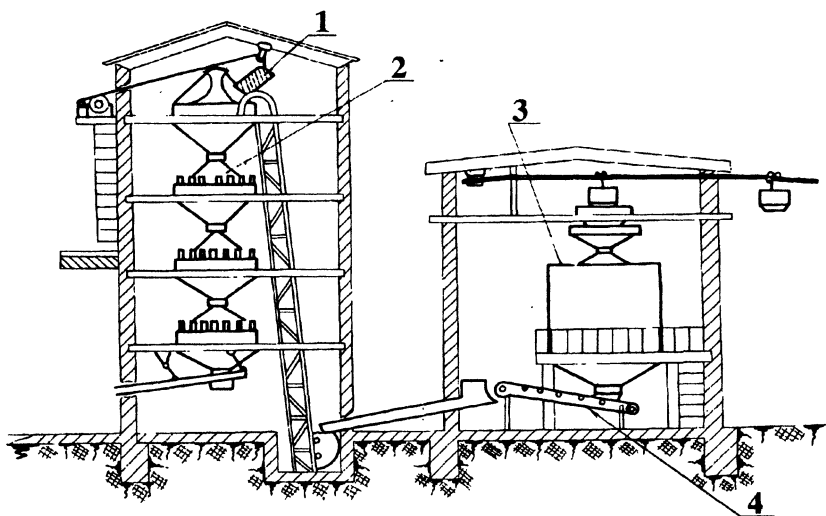


Рис. 116. Схема установки каскадно-бункерного агрегата смешения порохов с секционным бункером.

но из здания, в котором установлен аппарат Г-3Ф, порциями подается в приемный бункер, из которого он подается на распределительный конус и распределяется примерно равными порциями на 100 отсеков.

После заполнения бункера в каждой его секции будет $1/100$ часть загружаемой порции пороха. Затем поочередно при помощи аппарата КЭП-12У открываются клапаны секций, и каждая порция пороха поступает в аппарат смешения.

Ленточно - бункерный агрегат смешения

В ленточно - бункерной установке, в отличие от ранее описанных, заложен принцип линейного и возвратно - кругового смешения. Линейный принцип заключается в наслоении пороха из малых партий друг на друга с последующим смешением. Возвратно - круговой принцип основан на подмешивании ранее перемешанного пороха к вновь поступающим порциям, благодаря чему свежие порции, перемешиваясь между собой, смешиваются с уже накопленным порохом.

Для смешения общей партии подбираются малые партии порохов, близкие по физико - механическим показателям и геометрическим размерам. Если разница в содержании летучих веществ более 1 %, то предварительно необходимо смешать малые партии или смешение вести двухкратно.

На рис.117 дана технологическая схема ленточно - бункерного агрегата, состоящего из подающих ленточных транспортеров 4,5 при помощи

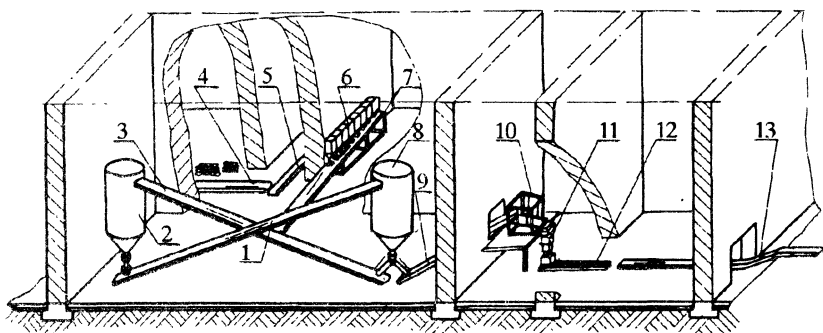


Рис. 117. Технологическая схема ленточно-бункерного агрегата смешения порохов.

которых порох в мешках подается из отделения "выставки" в 8-секционный бункер 6. Каждая малая партия пороха загружается в отдельную секцию бункера, одновременно в него может загружаться до восьми партий. Каждая секция имеет дозирующее устройство в виде телескопических труб. Из секций пороха поступает на качающийся транспортер 7. С качающегося транспортера порох поступает на ленточный транспортер 3, который подает его в первый бункер смешения 2. Из первого бункера смешения порох при помощи ленточного транспортера 1 подается во второй бункер смешения 8. Из второго бункера смешения часть пороха поступает на ленточный транспортер 3 и подмешивается к свежему, а остальная часть - на ленточный транспортер 9, затем на наклон 10 и автоматические весы типа Д-100-3 II.

Порох с весов ссыпается в тару, которая по рольгангу 12 передвигается на ленточный транспортер 13 и далее подается на погрузочную площадку. Для того, чтобы добиться качественного смешения пороха, необходимо соблюдать следующие условия: масса пороха, поступающего через 8-секционный бункер, должна быть равна массе пороха, который выгружается на упаковку, а рабочий объем $2/3$ бункеров должен оставаться постоянным: телескопические насадки второго бункера смешения должны быть построены так, чтобы одна из них выдавала одну часть пороха на упаковку, а другая - возвращала бы от двух до пяти частей пороха на перемешивание в круговой цикл на транспортер 3. Телескопическую насадку бункера первого смешения соответственно настраивают по суммарному потоку с транспортера конвейера 7.

Восьмисекционный бункер и качающийся транспортер (рис. 118) установлены в отдельном помещении. Бункер представляет собой установлен-

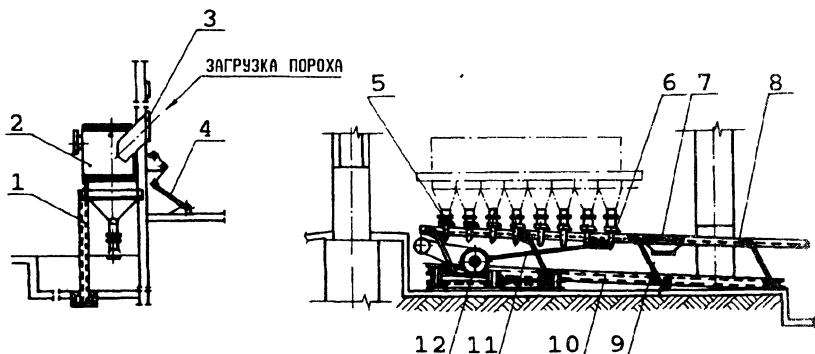


Рис. 118. Восьмисекционный бункер и качающийся транспортер.

ный на раме 1 и разделенный на восемь отсеков желоб 2. Дно каждого отсека имеет форму бункера, стенки которого установлены под углом, большим угла естественного откоса пороха; стенки бункера переходят в трубу диаметром 120мм. На конце трубы навинчена телескопическая насадка 5, вращением которой регулируется зазор между насадкой и лотком 6 качающегося транспортера, чем и достигается дозировка пороха. С увеличением зазора масса сыпавшегося из бункера пороха увеличивается, и, наоборот, с уменьшением зазора - уменьшается.

Восьмисекционный бункер смонтирован над качающимся транспортером. Качающийся транспортер представляет собой раму 10, на которой при помощи восьми пружинящих рычагов 9 (плоских пружин) смонтирован основной лоток 8. Основной лоток имеет корытообразную форму. Для просеивания мелочи и пыли в основном лотке вмонтировано сито 7. На основном лотке смонтировано восемь маленьких лотков 6, которые расположены под телескопическими насадками 5 отсеков бункера на высоте 150÷200мм от основного лотка. Основному лотку колебательное движение сообщается от привода с помощью эксцентрика 12, соединенного с лотком шатуном 11. Частота вращения вала эксцентрика 200об/мин, соответственно лоток делает 200 колебаний в минуту. Они смонтированы в отдельном помещении (основной лоток качающегося транспортера выведен в отделение смешения, а загрузка секций по условиям техники безопасности и пожарной безопасности - в отделение загрузки) и разделяются между собой при помощи шиберного устройства 3. Шибер открывается при помощи ножной педали 4, а закрывается автоматически, под действием противовеса. В отделении смешения смонтированы транспортеры 5, 7, 9, первый 2 и второй 8 бункеры (см.рис.117). Ленты транспортера изготовлены из токопроводя-

щей резины и имеют специальный профиль, который не допускает рассыпания порохового зерна. Приводы выведены по условиям пожарной безопасности в машинное отделение. Транспортёр 9 выведен из отделения смешения и подает порох в отделение развески. Угол подъема ленточных транспортеров принят $15+17^\circ$.

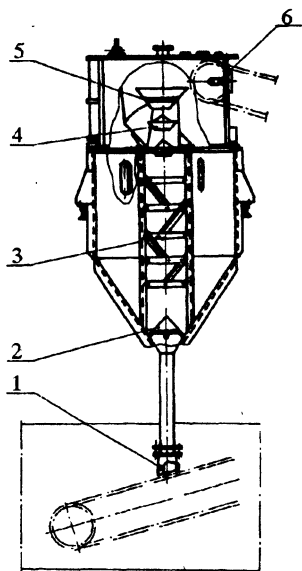


Рис. 119 Первый бункер смешения.

Первый бункер смешения (рис.119) представляет собой цилиндрическую емкость с коническим дном, заканчивающуюся телескопической насадкой 1. Для снятия статического электричества с пороха в верхней части бункера смонтирована решетка 5, для лучшего перемешивания пороха смонтированы верхнее перемешивающее устройство 4, направляющее устройство 3 в виде полок и рассекатель 2.

Конструкция второго бункера смешения аналогична конструкции первого бункера с той лишь разницей, что у него в верхней части отсутствует перемешивающее устройство, а в нижней части для разгрузки имеются две телескопические трубы. Вместимость бункеров одинакова и рассчитана на загрузку 5т пороха в каждый бункер.

Наклон 10 (см.рис.117) по своей конструкции аналогичен наклону, конструкция которого описана в разделе "сортировка порохов". Он имеет два сита: верхнее - для отбраковки крупноты и посторонних предметов (ярлык, завязок и других), нижнее - для отсеивания пыли и мелочи.

Размеры ячеек сит для некоторых марок порохов даны в табл.31.

Таблица 31

Размеры ячеек сит для некоторых марок порохов

Марка пороха	Размер ячеек сита, мм	
	нижнего	верхнего
7/7	3,5×7	5,5×13
11/7: 12/7	3,5×13	7,5×20
14/7	6×14	8×25

На агрегатах смешения с применением каскадно - бункерных аппаратов установлены автоматические весы ДЗП-80. Для взвешивания смешан-

ных порохов на ленточно - бункерных агрегатах установлены частично модернизированные автоматические порционные весы Д-100-3 с учетом их работы на порохе.

Управление ленточно - бункерным агрегатом смешения

Управление агрегатом выведено на пульт управления. Наблюдение за технологическим процессом ведется при помощи телевизионной установки. Уровень пороха в бункерах смешения определяется при помощи гамма реле. Гамма - реле заблокировано с восьмисекционным бункером и подающими ленточными транспортерами 4 и 5 (см.рис.117). При заполнении бункеров смешения порохом выше предельно допустимого значения дозировка их прекращается, подающие ленточные транспортеры останавливаются.

Технологический расчет агрегата смешения

Приведенная технологическая схема позволяет широко изменять степень перемешивания отдельных порций пороха с находящимся порохом в бункерах смешения в результате изменения соотношения количества пороха, поступающего на упаковку и возвращающегося на подмешивание в круговой цикл. Практикой установлено, что наиболее оптимальные соотношения, обеспечивающие качественное смешение общей партии пороха, лежат в пределах 1: (2...5) (одна часть пороха поступает на укупорку, а от двух до пяти частей - на перемешивание в круговой цикл). Это оптимальное соотношение называют коэффициентом кратности К. Исходя из этого производительность агрегата меняется в значительных пределах в зависимости от принятого режима смешения.

Технологическим расчетом при принятой производительности агрегата определяем производительность насадок, бункеров смешения и восьмисекционного бункера. Принимаем производительность агрегата равной 1 кг/мин; она равна производительности телескопической насадки, подающей порох на укупорку из бункера смешения. Производительность насадки и секции восьмисекционного бункера составит

$$q = \frac{G}{n},$$

где n - количество работающих секций бункера.

Производительность второй насадки бункера смешения 8 равна

$$G = G \cdot k,$$

где k - коэффициент кратности.

Производительность насадки бункера смешения 2 равна $G_1 = G(k+1)$; этой производительности должны соответствовать ленточные транспортеры 5 и 7.

Вместимость бункеров смешения 2 и 8 определяют конструктивно. С увеличением вместимости не только улучшается качество смешения, но и увеличивается масса смешиваемой общей партии. С другой стороны, большая вместимость бункеров увеличивает загрузку порохов отделения смешения - наиболее опасной операции, что нежелательно. Известны случаи, когда загорание порохов на фазе смешения приводило к полному разрушению здания и человеческим жертвам.

Пример расчета режима работы агрегата

Принимаем производительность агрегата $G = 40 \text{ кг/мин}$, коэффициент кратности $k=2$, одновременно смешивается восемь малых партий одинаковой массы.

Производительность насадки секции восьмисекционного бункера составит

$$q = \frac{G}{n} = \frac{40}{8} = 5 \text{ кг/мин.}$$

Производительность насадки бункера смешения 8, возвращающей пороха на перемешивание в круговой цикл равна:

$$G = G \cdot k = 40 \cdot 2 = 80 \text{ кг/мин.}$$

Зная производительность насадки, через которую порох возвращается на ленточный транспортер 3, определяем производительность насадки бункера смешения 2:

$$G_1 = G \cdot (k+1) = 40 \cdot (2+1) = 120 \text{ кг/мин.}$$

Пуск в работу агрегата смешения

Перед пуском агрегата смешения в работу необходимо:

- проверить надежность заземления на подвесных неподвижных частях технологического оборудования;
- проверить работоспособность промышленной телевизионной установки (ПТУ) и гамма - реле;
- произвести настройку телескопических насадок на расчетную производительность.

Вращающиеся и подвижные части механизмов должны быть смазаны токопроводящими маслами, содержащими в своем составе 15% графита. Значительная чувствительность пороховой пыли к трению, удару, искре требует, чтобы механизмы работали без трения и разогрева. Для смешения общей партии пороха подбирают малые партии, близкие по физико - химическим показателям и геометрическим размерам. Малые партии согласно плану смешения завозят порциями из погребков в помещение "выставки",

где расположен подающий ленточный транспортер 4. Затем транспортером 4 мешки с порохом передаются на транспортер 5, который доставляет их в отделение загрузки восьмисекционного бункера. Так как каждая малая партия пороха загружается в соответствующий отсек бункера, мешки с порохом подаются на транспортер с той же последовательностью. Аппаратура высыпает порох из мешков, перемещающихся по транспортеру 5, в отсеки восьмисекционного бункера, предварительно открывая ножной педалью шибер секции. Из секций бункера порох определенными дозами поступает на качающийся транспортер 7 и по мере продвижения от секции к секции наслаивается друг на друга. С качающегося транспортера 7 порох поступает в отделение смешения на ленточный транспортер 3 и в первый бункер смешения 2.

Заполнение бункеров смешения порохом можно вести раздельно или одновременно. При одновременном способе загрузки бункеров после загрузки в бункер 2 примерно 1т пороха производят грубую настройку телескопической насадки на заданную производительность, включая ленточный транспортер 1, затем продолжают заполнять бункеры 2 и 8 одновременно на 2/3 их объема. Производительность телескопической насадки бункера 8, выдающей порох на подмешивание, равна примерно половине производительности телескопической насадки бункера 2. При раздельном способе сначала заполняют бункер 2 на 2/3 его объема, настраивают его телескопическую насадку на нужную производительность, включают транспортер 1 и начинают заполнять бункер 8. При этом насадку бункера 8, выдающую порох на перемешивание, настраивают на минимальную производительность (10÷12кг/мин). При заполнении бункеров порохом останавливают качающийся транспортер и ленточные транспортеры 4 и 5. Для тщательного перемешивания пороха в бункерах в течение 40-60мин работают транспортеры 3 и 1. По окончании смешения производят настройки насадок бункеров 2 и 8 на расчетную производительность поднятием или опусканием телескопических насадок с пульта управления.

После этого последовательно включается в работу весь агрегат смешения: транспортеры 4, 5, качающийся транспортер 7, транспортеры 3, 1 и 9. Транспортер 9 выводит порох из отделения смешения на наклон 10, а затем на автоматические весы 11, с которых порох высыпается в металлическую тару. Далее начинается выгрузка перемешанного пороха. Первые 10 мешков общей массой около 200кг возвращают на загрузку в восьмисекционный бункер. Заполненная порохом тара по рольгангу 12 передвигается на ленточный транспортер 13 и подается на погрузочную площадку. В процессе движения вкладывается этикетка, затем тара закрывается, проверяется герметичность и опломбировывается, здесь же продукция сдается заказчику.

Данный агрегат представляет собой большой комплекс взаимосвязанных аппаратов и транспортирующих средств с множеством вращающихся и движущихся частей, усложняющих эксплуатацию. В агрегате смешивают в основном крупнозерновые пороха. Недостатком этого агрегата является то, что в нем заложен принцип смешения, не обеспечивающий перемешивание общей партии пороха в полном объеме. В объем перемешивается только порох, первоначально загруженный в бункер, т.е. 10т. Практика эксплуатации этих агрегатов показала, что даже при соответствующей "выставке" в погребках малых партий пороха смешение общих партий пороха массой более 40т не обеспечивает соответствующей физико - химической однородности пороха, а следовательно, и соответствующих баллистических характеристик.

Из рассмотренных механизированных агрегатов смешения каскадно-бункерный имеет ряд преимуществ: он более универсален, в нем можно перемешивать все марки зерновых порохов. Практика эксплуатации этих агрегатов по перемешиванию авиационных порохов показала хорошее качество смешения. По своей конструкции этот агрегат более прост, компактен, удобен в эксплуатации.

Единовременная загрузка каскадно - бункерного агрегата 0,5т, а точно - бункерного - 10т. Это очень важное преимущество каскадно - бункерного агрегата с точки зрения техники безопасности и пожарной безопасности, так как фаза смешения порохов является одной из наиболее опасных в их изготовлении.

Глава XIII

Изготовление пироксилинового охотничьего пороха "Сокол"

В настоящее время для стрельб из охотничьих ружей, кроме дымных порохов, применяются и бездымные пороха. Поэтому наряду с изготовлением пироксилиновых порохов для стрелкового вооружения, артиллерии и минометов изготавливают и пироксилиновые охотничьи пороха.

К ним относятся пороха марок "Сокол", "Беркут", "Фазан". Порох "Сокол" готовится в виде пластинок. По физико - химическим показателям он должен соответствовать следующим техническим условиям (ГОСТ 22781-77).

Внешний вид	пластинки прямоугольной формы, графитованные по поверхности
Средняя толщина пластинок, мм	$0,13 \pm 0,02$
Длина ребра пластинки, мм	$1;24 \pm 1,60$
Содержание летучих веществ, %	
общее содержание, не более	2
удаляемых шестичасовой сушкой, не менее	0,9
не удаляемых сушкой, не менее	0,1
Содержание ДФА, %	$1,0 + 1,8$
Содержание остаточной селитры, не более, %	0,2
Содержание свободного графита, не более, %	0,02

При изготовлении пороха "Сокол" требуется установка дополнительного оборудования (вальцев, специальных резательных станков).

Над созданием охотничьих порохов новых марок, которые можно было бы изготавливать по существующей технологии порохов марок ВТ, ВУ фл. были разработаны новые охотничьи пороха марок "Беркут" и "Фазан". Эти пористые пороха изготавливаются из пироксилина СА в виде цилиндриков с одним каналом, с вводом в пороховую массу крушинного угля и калиевой селитры, выщелачиваемой из пороха в процессе вымачивания. Эти пороха флегматизированы камфарой.

Физико - химические свойства порохов "Беркут" и "Фазан" должны удовлетворять следующим требованиям:

Внешний вид	Порох "Беркут"	Порох "Фазан"
	зерно цилиндрическое, одноканальной формы, графитованное	
Средние размеры зерна, мм	$0,34 \pm 0,03$	$0,22 \pm 0,03$
Толщина свода	$0,34 \pm 0,03$	$0,22 \pm 0,03$
длина	1+1,5	1+1,5
наружный диаметр	$0,8 \pm 0,9$	$0,5 \pm 0,6$
Насыпная плотность, не менее, кг/дм ³	0,650	0,550
Содержание летучих веществ, %		
общее содержание, не более	2	2
удаляемых шестичасовой сушкой	$1,0 \pm 1,5$	$1,0 \pm 1,7$
не удаляемых сушкой, не менее	0,5	0,3
Содержание ДФА, %	$0,8 \pm 1,4$	$1,0 \pm 1,6$
Содержание остаточной селитры, не более, %	0,3	0,2
Содержание крушинного угля, %	0,2	0,25
Содержание азота, не менее, мл	207	205

В настоящее время разработан охотничий порох марки "Сунар": цилиндрической формы, с одним каналом, пористый (пористость $17 \pm 27\%$).

Производство этого пороха ведется из пироксилина ВА по существующей технологии изготовления порохов марок ВТ, ВУ.

Пористость достигается за счет ввода в пороховую массу порообразователя в количестве $40 \pm 60\%$. Физико - химические свойства пороха "Сунар" должны удовлетворять следующим требованиям:

Внешний вид	зерно одноканальное, цилиндрической формы, графитованное
Средние размеры зерна, мм:	
толщина свода	$-0,23 \pm 0,05$
длина	$0,75 \pm 0,35$
диаметр канала	$0,20 \pm 0,10$
Насыпная плотность, не менее, кг/дм ³	$0,570 - 0,750$
Содержание летучих веществ, %:	
удаляемых сушкой	$1,0 \pm 0,2$
неудаляемых (спирт, эфир), не более	1,0
Содержание ДФА, %	$1,5 \pm 0,8$
Содержание связанного графита, %	$0,3 \pm 0,02$
Содержание свободного графита, не более, %	0,02
Содержание азотного калия, %	$0 \pm 0,15$

Баллистические показатели охотничьих порохов "Сокол" и "Сунар" приведены в таблицах 32 (а,б).

Порох "Сокол" в настоящее время широко применяется в народном хозяйстве, по своим качествам он не уступает зарубежным порохам. Пороха "Беркут" и "Фазан" в настоящее время промышленностью не выпускаются. Изготовление этих порохов можно вести на существующем оборудовании пороховых производств (без установки какого - либо дополнительного оборудования) по технологической схеме изготовления порохов ВУ фл и ВТ.

Технологическая схема изготовления пороха "Сокол"

Пироксилин марки СА, который имеет следующие параметры: водную влажность 30+32%, содержание азота 207,5+208,5мл NO/г и растворимость в спиртоэфире 30+42%, поступает на фазу обезвоживания. Обезвоживание ведут на центрифугах 1 (рис.120) до содержания воды не более 1%. Затем обезвоженный пироксилин поступает на фазу пластификации. Пластификацию ведут в лопастных мешателях 2 (см. глав. IV лопастной мешатель). В мешатель загружается 60+10кг пироксилина, свежей пороховой массы соответственно 60+10кг, селитры 5% от массы пироксилина, графита 50г. Далее загружают селитру и графит в сухом, мелкоизмельченном виде и заливают в раствор ДФА в эфире. Технологическое время обработки массы в смесителе $t=60 - 75$ мин. Пороховая масса из смесителей поступает на прессы Бюлера 3 для фильтрации и дальнейшей пластификации. В изложницу пресса загружают 30+32кг пороховой массы, время выпрессовывания массы из изложницы 2-5 мин, полный оборот пресса 5-7 мин. Фильтрат после пресса в виде пороховых шнуров для рыхления (крошкообразования) поступает на повторную обработку в мешатель 4. Технологическое время повторной обработки в мешателе 15 мин. По существующей технологической схеме приготовление пороховой массы для ее вальцевания ведут в трех аппаратах: смеситель - пресс - смеситель. Проведены работы с положительным результатом по замене этих трех аппаратов одним аппаратом КСП (каскадный смеситель - пресс) 5. Пороховая масса в виде крошки после повторной обработки в смесителе или после аппарата КСП поступает на вертикальные вальцы 6 для получения порохового полотна. Полученное пороховое полотно толщиной 0,15+0,2мм режется на ганках 7 на пластинки (пороховые элементы) нужного размера. После резки пороховые пластинки просеиваются на наклонах 8, чтобы в порохе содержалось не более 1% крупноты и мелочи, и поступают на проявливанию в проявочные шкафы 9. Содержание остаточного растворителя в порошке после проявливания должно быть не более 20%.)

Вымачивание ведут в бассейнах 10. Содержание неудаляемых летучих веществ в готовом порошке должно быть не менее 0,2%. Проведенные работы

Баллистические показатели охотничьих порохов
Порох "Сокол"

Калибр ружья	Предельная масса порохового заряда, г, не более		Масса доби, г	Среднее значе- ние скорости дро- бового снаряда 10ср. м/с, не менее		Значение давлений пороховых газов в канале свода								
						На расстоянии 25мм от казенного среза стволы, МПа (кгс/см ²)					На расстоянии 750мм от казенного среза ствола, МПа (кгс/см ²), не более			
						среднее		наибольшее			среднее		наибольшее	
						высший сорт		первый сорт, не более	высший сорт, не более	первый сорт, не более				
	высший сорт	первый сорт		320	315	не более	не ме- нее				высший сорт	первый сорт	высший сорт	первый сорт
12	2,30	2,30	35	320	315	62 (630)	39 (400)	54 (550)	67 (680)	62 (632)	5,9 (60)	не нор- мирует- ся	6,4 (65)	не нор- мирует- ся
16	2,10	2,10	30	320	315	67 (680)	44 (450)	59 (600)	72 (730)	68 (690)	5,9 (60)	То же	6,4 (65)	То же
20	1,9	1,9	25	320	315	72 (730)	49 (500)	64 (650)	76 (780)	73 (747)	5,9 (60)	-"-	6,4 (65)	-"-

Калибр ружья	Предельная масса порохо- вого заряда, г, не более	Масса дроби от 6 г	Средняя скорость дробного снаряда, м/с, не менее	Давление пороховых газов в канале ствола, МПа (кгс/см ²) не более		
				на расстоянии 25 мм от казенного среза ствола		на расстоянии 750мм от ка- зенного среза ствола
				среднее	наибольшее	среднее
12	2,0	35	325	62 (630)	67 (680)	4,9 (45)
16	1,8	30	325	67 (680)	72 (730)	4,9 (50)
20	1,6	25	325	72 (730)	76 (780)	4,9 (50)

по замене бассейнов на непрерывнодействующий аппарат колонного типа дали положительные результаты. По окончании вымачивания порох поступает на фазу мокрого графитования, которое производят в барабанах 11. В барабан загружают 140+160кг пороха с добавкой графита (0,2% от массы пороха). Технологическое время обработки $t=30$ мин. Затем порох сушат на столовых сушилках 12 с последующим увлажнением. Содержание удаляемых летучих веществ в порохе после этих операций должно быть 0,7+1,2%.

После сушки производятся графитование пороха в полировальных барабанах 13. В барабан загружают 160+180кг пороха с добавкой графита (0,1+0,3% от массы пороха). Технологическое время обработки 1ч30мин.

После графитования порох сортируется на наклонах 14. В готовом порохе должно содержаться не более 0,5% крупноты и мелочи. Далее порох подвергают смешению в аппарате Тарасова 15 и расфасовывают по 100, 200 и 500г в мелкую тару, а также по 40+60кг для снаряжательных заводов.

По этой же технологии (только без ввода селитры) готовят порох марки Пл 10-12 для холостого выстрела "Х".

Вертикальные вальцы

На вертикальных вальцах пороховая крошка формируется в пороховые полотна толщиной 0,12+-0,2мм. Содержание растворителя в пороховой крошке перед ее вальцеванием должно быть не более 35%, при более высоком содержании отвальцованное полотно может слипаться.

Вертикальные вальцы (рис.121) устроены следующим образом: два полых валька 6 (диаметр 400мм, длина 600мм) из отбеленного чугуна с гладкой поверхностью вертикально смонтированы в подшипниках 7. В станинах 2, 5 подшипники нижнего валька неподвижны, а верхние могут передвигаться в направляющих станины.

Обе станины установлены на общей плите 8 и для жесткости стянуты между собой стяжными болтами 4. Нижний валок приводится во вращательное движение от приводного вала 11 через пару шестерен 12 и 10. Приводной вал 11 с шестерней 12 смонтирован в подшипниках 13. Большая шестерня 10 закреплена на шейке нижнего валька. Вращательное движение от нижнего валька к верхнему передается с помощью передаточных шестерен 1.

Для установления зазора между верхним и нижним вальками, необходимого для получения соответствующей толщины полотна, имеется механизм раздвижения. Он состоит из винтов 2 (рис.122), нижняя часть которых закреплена в подвижных подшипниках 7 (см.рис.121), гайки с червячным колесом 3 (см.122) и червяка 5, валы которых смонтированы в подшипниках 6. Валы червяков соединены между собой муфтой 4. На одном конце вала червяка смонтирован штурвал 1. Вращение штурвала через червяч-

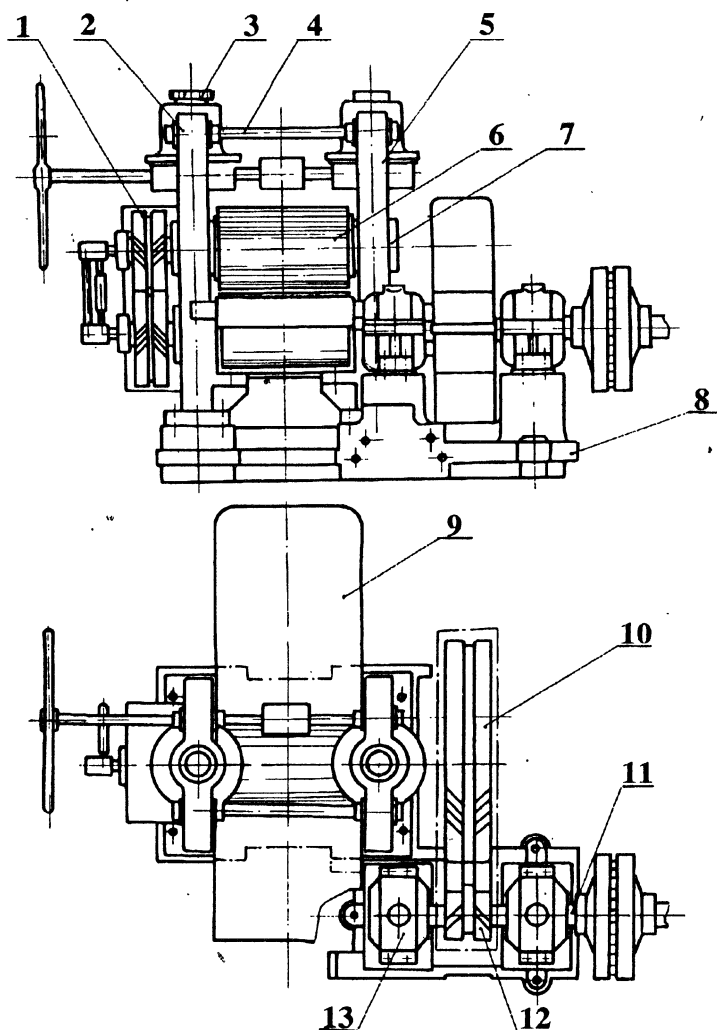


Рис. 121. Вертикальные вальцы.

ную пару 3, 5 передается гайке, и винты 2 вместе с подшипниками и верхним валком поднимаются или опускаются, чем достигается соответствующая величина зазора между валками. На винте со стороны штурвала закреплен указатель зазора 3 (см. рис. 121), цифры на боковой поверхности которого указывают величину зазора между валками. Перед валками против зазора между ними на станине прикреплены с двух сторон столы 9. Привод аппарата по условиям техники безопасности и пожарной безопас-

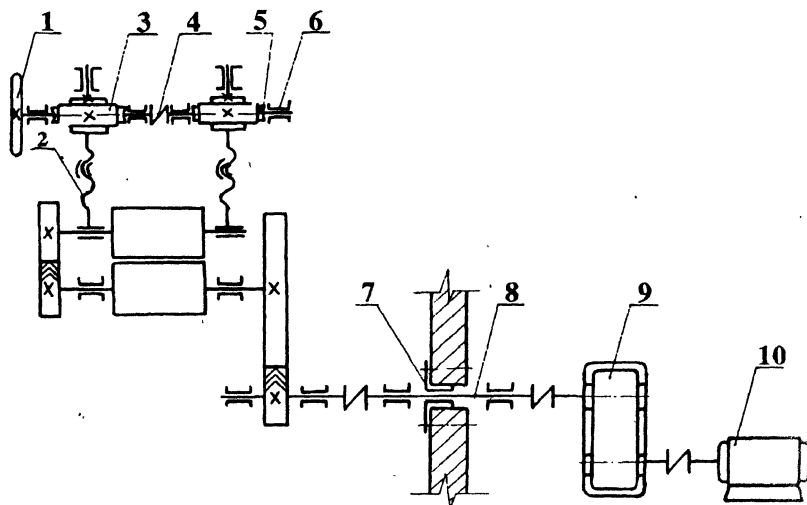


Рис. 122. Кинематическая схема вертикальных вальцов.

ности вынесен в машинное отделение, приводной вал II вальцов уравни-
тельной муфтой соединяется с промежуточным валом 8 (см.рис.122). Этот
вал смонтирован на двух подшипниках и через сальниковое уплотнение 7
в стене выходит в машинное отделение. Второй конец вала муфтой соеди-
нен с выводным валом редуктора 9, а его входной вал - эластичной муфтой
с электродвигателем 10.

Техническая характеристика аппарата

Габаритные размеры валков, мм:

диаметр 400

длина 600

Передаточное отношение между валками 1

Частота вращения валков, об/мин 4

Мощность электродвигателя, кВт 32

Резательный станок

Пороховое полотно определенной толщины (семь полотен), сформо-
ванное на вальц - машине, режется на резательных станках на пороховые
элементы (пластины) размером 1,28-1,7мм.

Резательный станок (рис.123) состоит из станины 1, на которой смон-
тированы механизмы продольной 11 и поперечной 1 резок полотна и при-
емный лоток рулонов 6. Механизм продольной резки состоит из двух

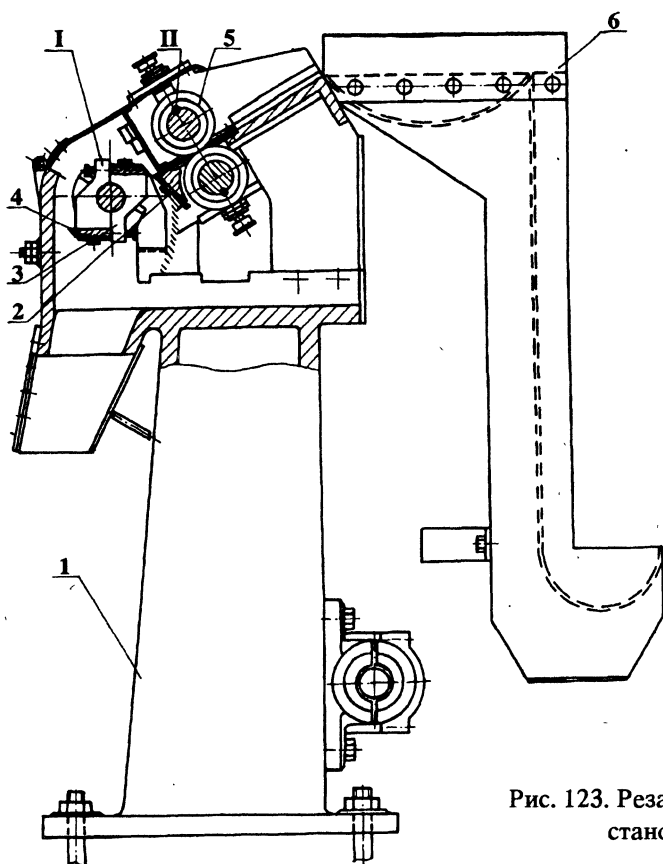


Рис. 123. Резательный станок.

резательных валков 5, набранных из дисковых ножей, толщина которых равна ширине полосы разрезаемого порохового полотна. Механизм поперечной резки состоит из неподвижного упорного ножа 2, установленного на станине, и двух ножей 4, установленных на вращающемся цилиндре 3. На цилиндре ножи расположены тангенциально. Для регулирования положения ножей по мере их износа отверстия в ножках для болтов имеют продолговатую форму. Зазор между неподвижными и вращающимися ножами, который для обеспечения чистоты среза должен быть меньше толщины разрезаемого пакета пороховых полотен, регулируется отжимными болтами. При таком расположении ножей на вращающемся цилиндре перемещение его примерно по касательной к цилиндру изменяет зазор между ножами на величину в два - три раза меньшую величины перемещения ножа. Это облегчает регулировку зазора между режущими ножами.

Для увеличения продолжительности резания и уменьшения вследствие этого мощности и усилия в период резания нож на цилиндре располагают

не параллельно образующей, а по спирали [23]. Длина отрезаемой пороховой пластинки ножами поперечной резки должна соответствовать требуемым размерам (1,28-1,7мм), для этого частоты вращения (об/мин) ножевого барабана поперечной резки и дисковых ножей продольной резки кинематически связаны и выражаются уравнением

$$n = \frac{\pi \cdot D \cdot n_1}{l \cdot k},$$

где D -диаметр дисковых ножей; мм;

n_1 -частота вращения дисковых ножей, об/мин;

l -длина отрезаемого порохового элемента, мм;

k -количество ножей на ножевом барабане.

Техническая характеристика станка

Частота вращения валков механизма продольной резки, об/мин	12,38
Частота вращения ножевого механизма поперечной резки, об/мин	1000
Диаметр дисковых ножей, мм	81
Количество дисковых ножей на режущем валике	172
Число ножей на барабане поперечной резки	2
Мощность электродвигателя, кВт	1,7

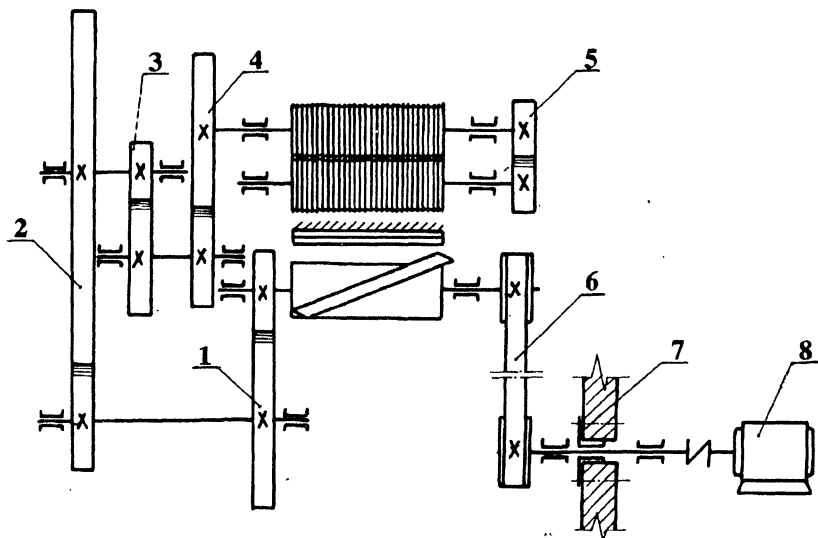


Рис. 124. Кинематическая схема резательного станка.

На рис.124 дана кинематическая схема резательного станка. Вращательное движение от электродвигателя 8, расположенного по условиям техники безопасности и пожарной безопасности в машинном отделении, передается приводному валу. Этот вал соединен с электродвигателем эластичной муфтой и через сальниковое уплотнение 7 в стене выходит в технологическое отделение. От приводного вала ременной передачей 6 вращение передается ножевому барабану поперечной резки.

Ножевой барабан кинематически связан при помощи передаточных шестерен 4, 1, 2, 3 с верхним валком механизма продольной резки. Вращение от верхнего резательного вала нижнему передается с помощью передаточных шестерен 5.

Аппарат колонного типа для вымачивания пороха марки "Сокол"

В аппарате колонного типа (авт.Б.С.Колесов, И.А.Алтынбаев, Е.Ф.Коробкова и др.) в отличие от аппарата Г-ЗФ, где порох орошается водой, заложен принцип вымачивания пороха в потоке воды. Это позволило в значительной степени сократить процесс вымачивания и получить порох более однородным по содержанию неудаляемых летучих веществ. На рис.125 дана технологическая схема аппарата колонного типа.

Установка состоит из пяти колонн 3, 5, 7, 8, 9. Каждая колонна имеет эрлифт 4 для подачи пороховой взвеси в воде в следующую колонну. Колонна 9 имеет ввод свежей подогретой до 55°C воды. Между колоннами 5 и 7 установлен холодильник 6 для охлаждения циркуляционных вод. Колон-

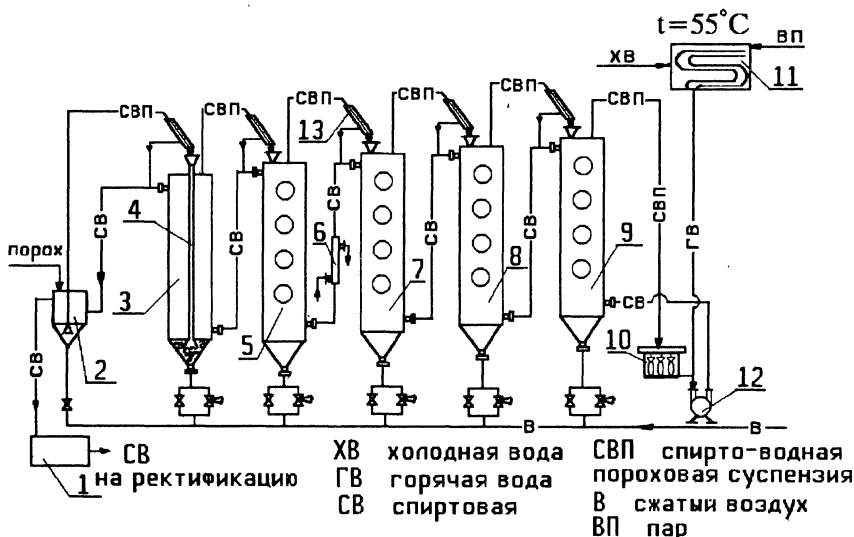


Рис. 125. Технологическая схема аппарата колонного типа.

ны установлены каскадно с понижающимся уровнем от колонны 9 к колонне 3 и соединены трубками так, что при заполнении колонны вода самотеком переливается в колонну 8, а из колонны 8 - в последующие.

Для подачи пороха в колонну 3 установлен эрлифтовый дозатор 2. Над каждой колонной установлен сетчатый лоток 13, на котором отделяется вода от пороха, и последняя поступает в предыдущую колонну. После заполнения колонн и дозатора водой открывают вентили на линии подачи сжатого воздуха в колонны и дозатор, - включают в работу все эрлифты и начинают загрузку пороха в дозатор. Порох из дозатора 2 эрлифтом подается через сетчатый лоток в верхнюю часть колонны вымачивания 3, заполненную спиртовой водой, и под действием силы тяжести оседает на дно колонны. Из колонны 3 пороховая взвесь эрлифтом транспортируется в колонну 5, затем в колонны 7, 8, 9, а из колонны 9 - в аппарат фильтрации 10. Вода с пониженным процентным содержанием спирта из аппарата фильтрации подается в колонну 9, а порох на дальнейшую технологическую обработку.

В колонну 9 вода, подогретая в теплообменнике 11 до 55°C , подается насосом 12. Из колонны 9 вода самотеком переливается в колонну 8 и затем в последующие колонны. Так как на первой стадии вымачивание растворителя и порообразователя должно вестись при температуре $20\pm 28^{\circ}\text{C}$, вода между колоннами 5 и 7 охлаждается. По мере продвижения воды от колонны 9 к колонне 3 содержание спирта в ней увеличивается, при объемной доле 5-9% спиртовая вода самотеком поступает в сборник 1 и затем периодически перекачивается на ректификацию.

Глава XIV

Переработка возвратных технологических отходов и устаревших порохов

В процессе изготовления пироксилинового пороха имеются различного рода текущие отходы и браки порохов.

Как брак, так и любые потери сырья на производстве повышают стоимость выпускаемой продукции, снижают производительность труда, ухудшают использование оборудования и вызывают повышенный расход материалов. Для снижения расходов сырья на единицу изготавливаемого пороха часть отходов и браков возвращается в производство как возвратные отходы для переделки в пороха, вторая часть - это безвозвратные потери - идет на уничтожение.

На основании статистических данных общее количество отходов в пороховом производстве составляет 10+15%, из них 1+3% - безвозвратные потери. К безвозвратным потерям относятся всякие отходы, загрязненные маслом, пороховые зерна и трубки с посторонними включениями, сметки и др.

Возвратные отходы в зависимости от содержания растворителя и плотности можно подразделить на мягкие и сухие браки. Мягкие браки - это отбракованные непосредственно у прессов пороховые шнуры с включениями непластифицированного пироксилина, со смещенными каналами, вмятинами и другими дефектами, содержащие 30% растворителя; сухие браки - это отходы в виде мелочи, крупноты, укороченные и отбракованные пороховые трубки по внешнему виду и другим видам брака. Уплотненные браки - это пороховые бабки с прессов, пленки, полученные при чистке пресс-форм на гидравлических прессах, отходы пороховой массы, получаемые при смене пресс-форм на шнек-прессах, пороховая масса, выпрессовываемая в контрольное окно пресса при нарушении режима прессования и др.

Все это отходы поступают в производство для последующей переработки в пороховую массу, за исключением мягких браков при шнековой технологии, которые непосредственно подаются в секцию I непрерывно действующего смесителя через каждые 30мин их накопления.

Пороховая масса, изготовленная из сухих отходов производства в количествах, предусмотренных технологическим регламентом, добавляется в смесители при изготовлении пороховой массы из свежего пироксилина как по периодической, так и по непрерывной технологиям производства пороха. Кроме того, на пороховых базах, в арсеналах и на складах перио-

дически накапливается некоторое количество пироксилиновых порохов, потерявших при хранении баллистическую стабильность, химическую стойкость или пришедших в негодность по другим причинам. Эти пороха передают на переработку пороховым заводам. Переработка их в новые марки порохов, в так называемые "переделочные пороха", или частичное добавление их как "сырье" в пороха, изготавливаемые из свежего пироксилина, представляет большую экономическую и технологическую выгоду.

До настоящего времени переработку пороховых браков и устаревших порохов ведут способом размочки. По этому способу сухие браки или порох в специальных цилиндрах размачивают в спиртоэфирном растворителе с последующей обработкой набухшей массы в смесителях. Затем изготовление порохов идет по ранее описанному технологическому процессу. Операция размочки является одной из основных фаз при переработке браков и устаревших порохов. Назначение этой операции - размягчить порох спирто - эфирным растворителем и получить однородную массу, пригодную для дальнейшей переработки в смесителях.

Размочка пороха ведется в растворителе с различными соотношениями спирта к эфиру: при эфирной размочке - в соотношении от 1:20 до 1:30, при спиртовой - 4:1 при массовом отношении растворителя к пороху 120+140%. Браки, предназначенные для размочки, загружают в количестве 150+240кг в цилиндры (в зависимости от их размеров), в которые предварительно залит приготовленный растворитель. Время размочки сухого пороха достигает 15+17 суток в зависимости от его марки, а уплотненных браков, содержащих до 20% растворителя - 12+24ч. В процессе размочки для равномерного набухания пороха в растворителе цилиндры через каждые 2+3ч перекачивают на 180°.

Готовность массы определяется визуально по полноте ее размягчения и отсутствию неразмягченных пороховых элементов. Загружают и выгружают цилиндры вручную. Выгруженная из цилиндров масса используется в качестве добавки к пироксилину, или из нее целиком готовят пороховую массу.

Приготовление массы ведут в лопастных смесителях периодического действия, время обработки ее - 120+170мин. Как размочка, так и приготовление пороховой массы являются несовершенными процессами, им присущи такие недостатки, как периодичность и длительность процесса, применение тяжелого ручного труда при перекачке цилиндров, загрузке и выгрузке цилиндров и смесителей в атмосфере со значительным содержанием растворителя. Операция размочки пороха - трудоемкая, длительная, малопродуктивная, связанная с большими потерями спиртоэфирного растворителя. Разработан принципиально новый способ переработки возвратных технологических отходов и устаревших порохов (авт. В.И. Гиндич, Ю.А. Кузнецов, Ю.П. Гармонов, Н.Н. Осадчий, Е.С. Мельник и др.),

который заключается в измельчении порохов в крошку с последующим обезвоживанием и подачей ее на фазу пластификации. Этот способ позволяет перерабатывать не только возвратные отходы производства, но и устаревшие пороха.

В процессе измельчения порох практически по содержанию азота, дифениламина не изменяется, теплота сгорания возрастает. При замене рыхлой формы пироксилина с большим числом макро и микрокапилляров на измельченный порох (до 25%) смесь их соответствует структуре и свойствам смесового пироксилина.

Дальнейшее увеличение измельченного пороха до 50+70% ведет к изменению структуры и свойств крошко - пироксилиновой смеси, а смесь состоящая в основном из измельченного пороха (75+100%), на нее оказывает влияние структура и свойство пороха.

Повторная пластификация частиц измельченного пороха и дальнейшее прессование из полученной массы пороховых шнуров способствуют дальнейшему уплотнению пороховых элементов, что, в свою очередь, приводит к изменениям в протекании диффузионных процессов удаления растворителя и сушки пороха, а также усадки регенерированных порохов.

Размер частиц измельченного пороха оказывает влияние на время завершения процесса пластификации. Чем меньше размер частиц измельченного пороха, тем больше поверхность контакта с растворителем, следовательно, тем быстрее и полнее завершается процесс пластификации. Наиболее выгодным в технологическом отношении является использование на стадии пластификации пороховой массы смесей измельченного пороха полифракционного состава с размерами частиц не более 0,63мм. Использование измельченного пороха крупнее 0,63мм нежелательно, так как это может привести к ухудшению качества пороховой массы из-за появления непластифицированных частиц.

Время завершения процесса пластификации для пороховых масс всех составов не превышает времени обработки пороховых масс во всех видах смесителей действующих пороховых производств. Пороховая масса, изготовленная с вводом 50% измельченного пороха, является однородной, хорошо пластифицированной. Течение пороховых шнуров из пороховой массы, изготовленной из измельченного пороха полифракционного состава, происходит более стабильно вследствие более компактной упаковки частиц измельченного пороха под воздействием сдвиговых усилий. При

этом коэффициент технологичности $K_T = \frac{\tau_{\text{ср.}}}{\tau_{\text{тр.}}}$ (см.шнековый пресс Ш-2В

исходные материалы) с увеличением процента ввода измельченного пороха приводит к закономерному его росту, что очень важно при переработке этих пороховых масс при шнековом прессовании. Замена части пироксилина на измельченный порох повышает однородность и прочность пороховых

масс, повышает технологичность их переработки и приводит к стабилизации процессов течения пороховых масс через формующие матрицы.

Пороховая масса с содержанием 10+25% измельченного пороха ведет себя аналогично пороховой массе из штатного пироксилина.

При переработке пороховых масс по гидропрессовой технологии ввод измельченных порохов более 50% является нецелесообразным, что объясняется значительным повышением как контрольного давления так и давления прессования. Это в свою очередь требует дополнительного расхода растворителя.

По шнековой технологии могут перерабатываться пороховые массы с различным содержанием измельченного пороха, вплоть до полной замены пироксилина.

Технологический процесс измельчения состоит из:

- предварительное дробление смоченного водой пороха на вальцах;
- измельчение на мельницах типа ДМК;
- фракционирование с целью отделения частиц требуемой дисперсности с доизмельчением крупноты;
- водоотжим и обезвоживание.

В результате проведенных работ было установлено, что порох с применением пороховой крошки со степенью измельчения не более 0,63мм по качеству пластификации и прочностным показателям не уступает пороху, изготовленному только из пироксилина.

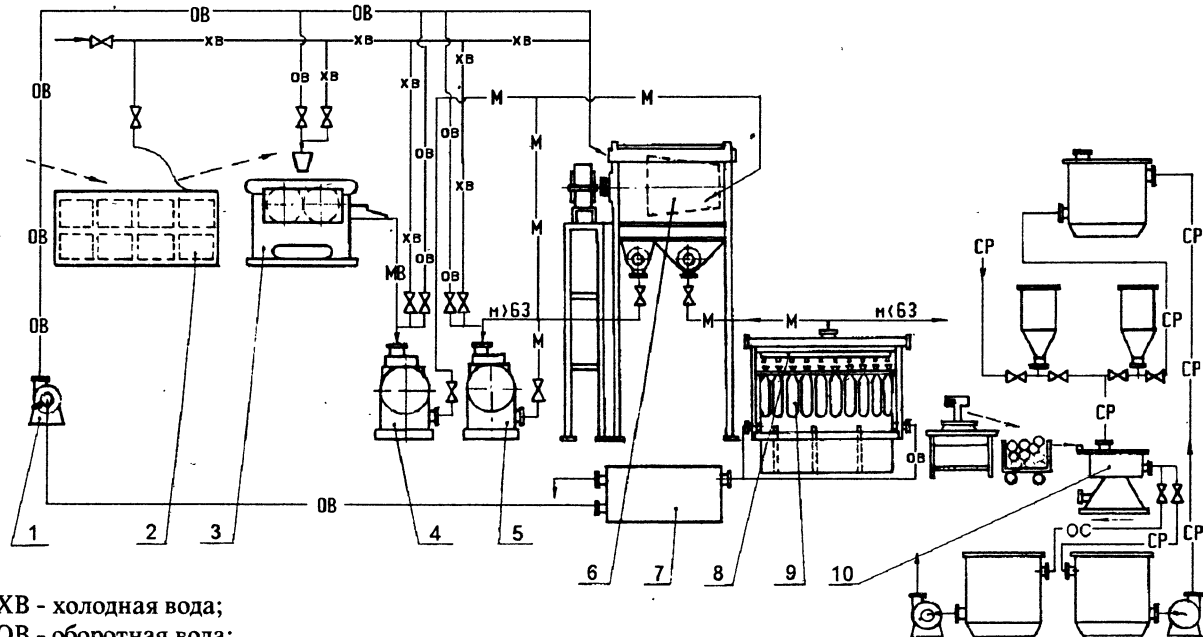
Данный метод переработки возвратных отходов исключает операцию размочки - опасную фазу с применением большого количества растворителя, повышает культуру производства, сокращает потери растворителя, устраняет часть ручных операций, характерные для старого метода.

Технологическая схема приготовления пороховой крошки

Известны механические способы измельчения твердых тел методами раздавливания, удара, истирания и резания.

Исследования по определению чувствительности порохов к удару на копре Каста (груз 10кг) и трению на копре К-44-Ш (угол 90°) в сухом и влажном состояниях показали, что для сухого пороха чувствительность к удару лежит в пределах 30-80мм, для влажного - 30-300мм; чувствительность к трению 840-1800кгс/см² (82,32-176,4МПа) и 1200-2700кгс/см² 117,6-264,6МПа соответственно.

Верхний предел чувствительности к удару у сухого пороха выше в 3+4 раза, чем у влажного, нижний предел остается на том же уровне. К трению чувствительность у сухого пороха выше, чем у влажного в 1,5+2 раза как по нижнему, так и по верхнему пределам. Для замачивания пороха в водной среде достаточно 30мин, дальнейшее время замачивания незначи-



ХВ - холодная вода;
 ОВ - оборотная вода;
 МВ - пороховая суспензия
 после вальц-машины;
 СР - спирт ректификат;
 М - пороховая суспензия

М<63 - суспензия с размером пороховых частиц <63мм;
 М>63 - суспензия с размером пороховых частиц >63мм;
 ОС - отработанный спирт.

Рис. 126. Технологическая схема приготовления крошки.

тельно изменяет его чувствительность как к удару, так и к трению. На основании этих данных измельчение пороха методом удара недопустимо даже в водной среде; измельчение истиранием также опасно, так как требуется непрерывное увлажнение трущихся поверхностей, что практически осуществить трудно. Для измельчения порохов взят комбинированный метод - раздавливание пороховых элементов с последующим резанием в водной среде - как наиболее безопасный и экономичный.

На рис.126 приведена технологическая схема приготовления крошки. Сухие пороха замачиваются в воде в баке 2 в течение 30 мин, мягкие браки с содержанием растворителя менее 30% проявляются в шкафах. Проявленные отходы, содержащие около 20% растворителя, вымачиваются в воде в течение 4ч. Затем мокрые браки поступают на вальцы 3 для раздавливания. В процессе раздавливания прочность их нарушается, в результате чего они лучше измельчаются на мельницах ДМК. Валки во время работы орошаются водой. Раздавленный порошок смывается водой и поступает на мельницу ДМК 4. для дальнейшего измельчения. Измельченная на этой мельнице пороховая крошка в виде суспензии поступает в аппарат мокрой сортировки 6, где она разделяется на две фракции. Крошка размером не более 0,63мм поступает на распределительную гребенку 8 и далее по желобам в равнотучные мешки 9. Отфильтрованная крошка остается в мешках, а вода поступает в сборник отработанных вод 7. Крупная крошка размером более 0,63мм из аппарата мокрой сортировки поступает на мельницу ДМК 5 для дополнительного измельчения. Вторично измельченная крошка подается в аппарат мокрого просеивания для ее разделения на фракции.

Отфильтрованный измельченный порошок в виде крошки в мешках определенными навесками с водной влажностью 25+35% поступает на фазу обезвоживания. Обезвоживание ведут в центрифугах 10. После обезвоживания пороховая крошка с водной влажностью не более 6% и спирто - водной влажностью 28+32% поступает на фазу пластификации для приготовления пороховой массы. Допускается загружать в смеситель при изготовлении зеренных порохов до 75% обезвоженной крошки, для трубчатых - до 50% к массе пироксилина. Отработанные воды из сборника 7 насосом 1 подаются на повторное их использование для орошения вальцов, подачи в загрузочный штуцер мельниц ДМК и орошения барабана мокрой сортировки. Вместо центрифуг, для водоотжима и обезвоживания используют и вакуум - фильтры. При этом пороховая мезга подается на вакуум - фильтр непосредственно от аппарата мокрой сортировки.

Предварительное измельчение порохов раздавливанием

Предварительное измельчение порохов раздавливанием является одним из условий хорошего измельчения их на мельницах ДМК, что способ-

существует увеличению производительности мельниц и увеличению периода работы ножей.

Для предварительного раздавливания применяют валцы. Во избежание истирания пороха валками, что является небезопасным, в процессе раздавливания пороха валцы должны быть бесфракционными, с соотношением частот вращения между валками 1:1. Для того, чтобы порошок не выталкивался, захватывался и втягивался в щель между вращающимися валками, угол захвата валков (рис.127) должен быть меньше или равен углу трения влажного пороха об их поверхность.

Угол захвата зависит от коэффициента трения пороха о валки, диаметра валков и размеров измельчаемых пороховых элементов. Он уменьшается с увеличением диаметра валков, увеличением зазора между валками и уменьшением размеров измельчаемых пороховых элементов. Угол трения мокрого пороха о валки равен $\beta = 9^\circ - 12^\circ$. Валки должны быть гладкие. Применение валков с рифами недопустимо, так как порошок в процессе измель-

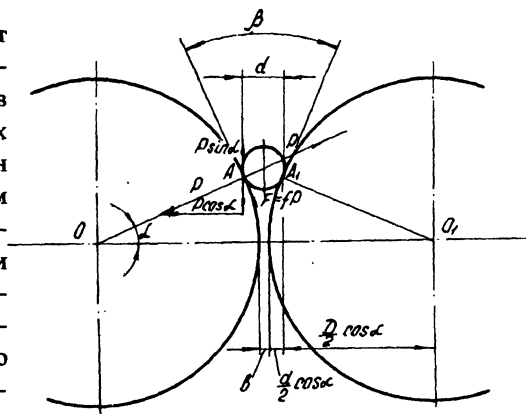


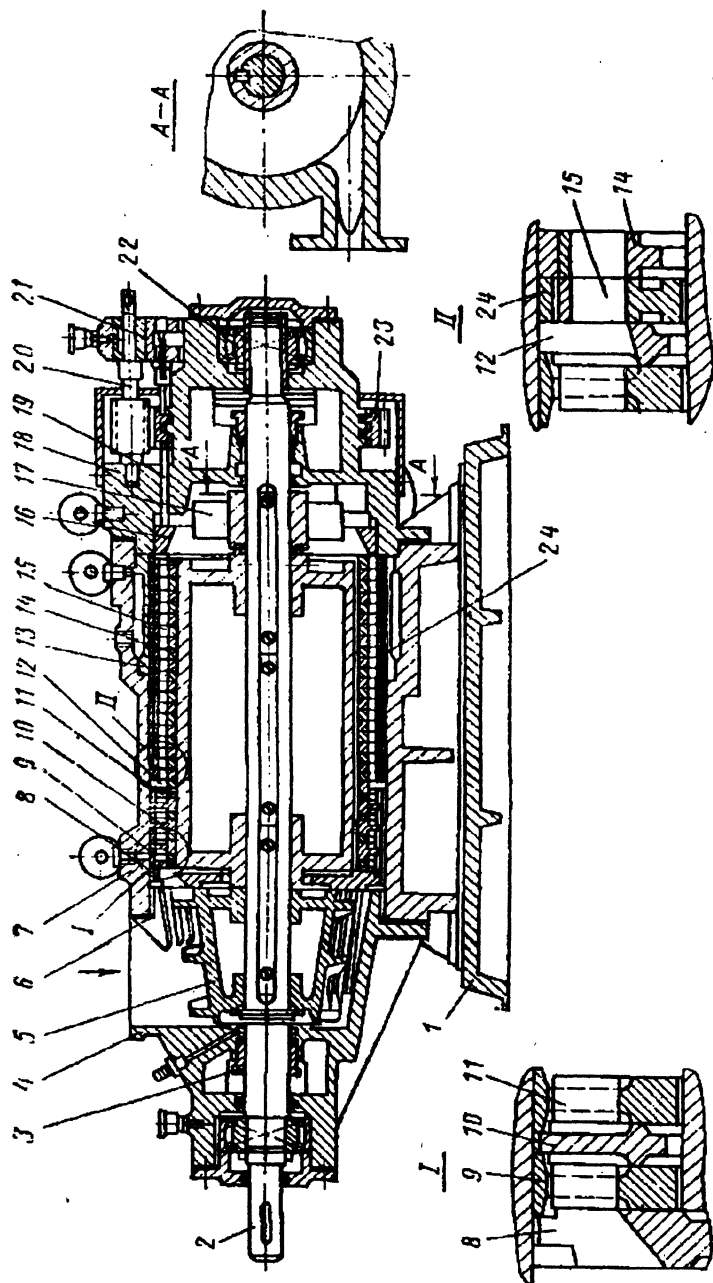
Рис. 127. Угол захвата валков.

чения запрессовывается в них, что небезопасно в работе. Диаметры валков для измельчения порохов всех марок, обеспечивающие необходимый угол захвата, должны быть в пределах 400+500мм.

Измельчение на мельнице ДМК

Предварительное измельчение порохов производят раздавливанием на валцах, окончательное их измельчение производится на мельницах ДМК методом резания. Мельницы ДМК (автор В.В.Кузьмин) широко применяются и для измельчения нитроклетчатки.

На рис.128 представлен общий вид мельницы, которая состоит из плиты 1, на которой крепится корпус 7. В измельчительной зоне в корпус запрессована рубашка охлаждения 13. С одной стороны к корпусу крепится корпус питателя 4, с другой - корпус 18 прижимного механизма. В корпусе питателя имеется загрузочный люк, в корпусе прижимного механизма - выгрузочный. Для плотности и водонепроницаемости при сборке между корпусами устанавливаются уплотнения 6. В корпусах питателя и прижим-



ного механизма установлены радиально - упорные подшипники 22, на которых смонтирован вал 2. Вал в корпусах уплотнен сальниковыми уплотнениями 3. Рабочим измельчительным элементом в мельнице является пара, состоящая из неподвижного и подвижного ножей. В мельнице предусматриваются рыхлительные подымельчительная и измельчительная секции, расположенные последовательно по оси мельницы. Каждая секция состоит из одного или нескольких измельчительных элементов.

Подающий шнек 5, подвижные ножи всех секций, крыльчатка насоса 17 монтируются на валу 2 мельницы и являются ее ротором. Неподвижные ножи монтируются в корпусе мельницы и являются ее статором. Разрыхлительная секция состоит из подающего шнека 5 и неподвижного ножа 8, закрепленного в корпусе. На внутренней поверхности корпуса питателя и на ноже имеются рифы. Секция предварительного измельчения состоит из четырех подвижных 11 и трех неподвижных 10 ножей. Между секцией предварительного измельчения и измельчительной секцией устанавливается неподвижный переходный 12 нож. Измельчительная секция является основной и состоит из неподвижных 14 и подвижных 15 ножей, компоновка рабочих элементов секции определяется требуемой степенью помола и степенью помола пороха в секции предварительного измельчения. Общий вид ножей показан на рис 129 и 130. Все измельчительные элементы (подвижные и неподвижные ножи) могут перемещаться вдоль оси мельницы по шпонкам на валу: подвижные - в пазах корпуса, неподвижные ножи - при помощи прижимного механизма. Для устранения расклинивания и

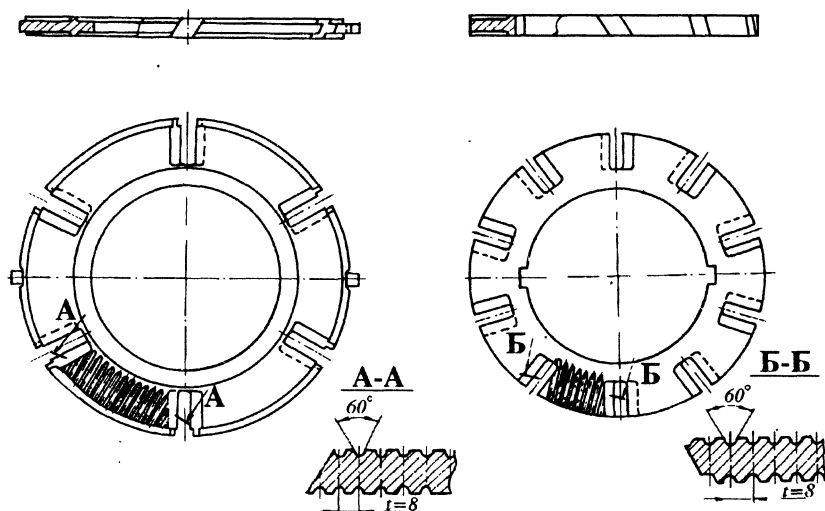


Рис. 129. Ножи секции предварительного измельчения.

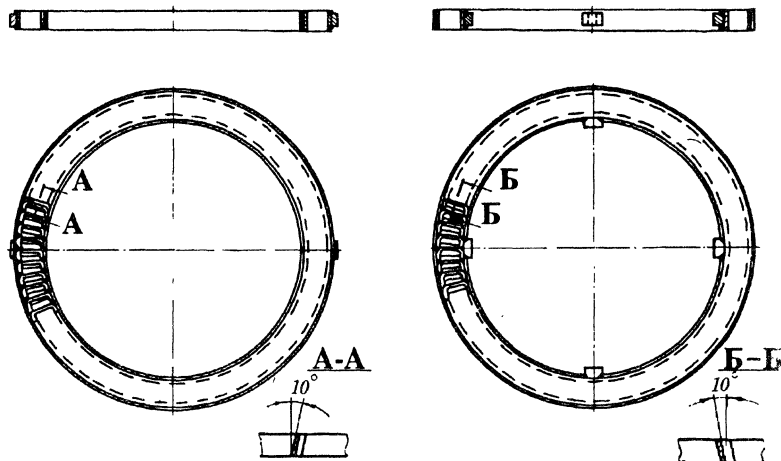


Рис. 130. Ножи секции измельчения.

трения ножа о нож между неподвижными ножами устанавливаются ограничительные кольца 9, 24 (см.рис.128), фиксирующие постоянный зазор между подвижным и неподвижным ножами в пределах $0,05 \pm 0,06$ мм в сжатом состоянии. Вместе с тем эти кольца предохраняют от износа внутреннюю поверхность корпуса мельницы. Прижимной механизм состоит из корпуса 18 с резьбой, на которую навинчена гайка - шестерня 23. Гайка - шестерня находится в зацеплении с шестерней 20, при вращении которой гайка - шестерня, вращаясь, перемещается в осевом направлении. Через стержни 19 и прижимное кольцо 16 движение передается ножами. Осевое перемещение дисковых ножей вдоль оси мельницы фиксируется отметками на корпус фиксатора 21.

Перед запуском мельницы в работу ее заполняют водой, пускают охлаждаемую воду на сальниковое уплотнение и поджимают ножи до определенной нагрузки на электродвигателе. Затем непрерывно в расчетном количестве загружают предварительно измельченный на вальц - машинах порошок. Массовая доля мезги загружаемого пороха в мельницу должна быть в пределах $6,5 \pm 7\%$. При завышенных массовых долях подаваемой мезги возрастает выше допустимой потребляемая мощность. При заниженных массовых долях подаваемой мезги ножи как бы работают вхолостую и процент выхода крошки необходимого размера уменьшается. Загруженный в мельницу порошок подающим шнеком подается в секцию предварительного измельчения, где он предварительно измельчается и поступает в измельчительную секцию. Движение мезги вдоль оси мельницы осуществляется под действием динамического напора, создаваемого наклонными

плоскостями зубьев подвижных ножей, которые действуют по принципу пропеллерных насосов. Таким образом, подвижные измельчительные ножи одновременно выполняют функцию насоса. После измельчительной секции водная взвесь пороховой мезги крыльчаткой насоса подается в аппарат мокрой сортировки. Устанавливать последовательно две мельницы нецелесообразно, так как после измельчения на мельнице в мезге содержится не менее 50% кондиционной крошки (размером менее 0,63мм). Повторное ее измельчение без сортировки нецелесообразно, так как кондиционная крошка при этом будет дополнительно измельчаться. Прессование пороховых масс, содержащих полифракционный состав измельченного пороха с частицами 0,16+0,63мм, происходит стабильно для всех марок порохов. Наличие частиц крупнее 0,63мм снижает стабильность течения пороховой массы. Особенно это проявляется при прессовании пороха марки ВУ. Крошка с размером частиц 0,63мм и более дополнительно измельчается.

Функция второй мельницы - доизмельчать пороховую крошку, поступающую из аппарата мокрой сортировки. Установка ножей для предварительного измельчения в ней необязательна, количество измельчительных элементов подбирают в зависимости от степени измельчения мезги, поступающей после аппарата мокрой сортировки. Вращательное движение статору мельницы передается непосредственно от электродвигателя. Электродвигатель должен иметь 80+100% запаса резервной мощности для быстрой ликвидации временных перегрузок во время работы мельницы.

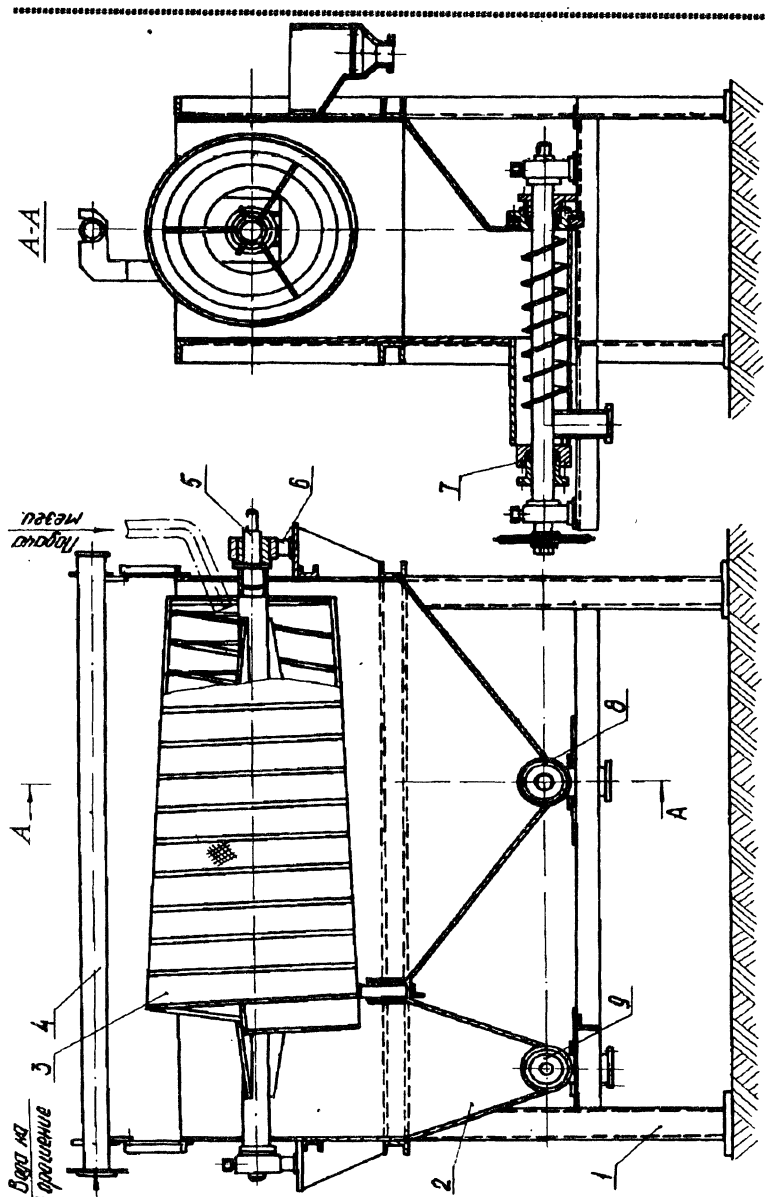
Так, например, на мельнице с 32 измельчительными ножами установлен мотор; мощность 80кВт, частота вращения 750об/мин.

Техническая характеристика мельницы

Диаметр ротора, мм	330
Количество ножей в подизмельчительной секции:	
неподвижных	3
подвижных	4
Мощность электродвигателя, кВт	60-80
Частота вращения, об/мин	750
Производительность, кг/ч	200
Габаритные размеры, мм	1600×525

Аппарат мокрой сортировки

Аппарат мокрой сортировки (рис.131) (авт.В.И.Гиндич, Ю.П.Гармонов, К.А.Кашеева, Ю.А.Кузнецов и др.) предназначен для разделения крошки измельченного пороха на две фракции. Одна фракция (размер крошки до 0,63мм) идет на обезвоживание и далее на переработку в порох, вторая (размер крошки 0,63мм) - идет на дополнительное измельчение во



вторую мельницу.

Разделение крошки осуществляется пропусканием ее через сетчатую поверхность барабана. Аппарат состоит из рамы 1, на которой смонтированы приемная ванна 2 и сортировочный барабан 3. Приемная ванна - прямоугольная емкость, нижняя часть которой имеет пирамидальную форму. В днище смонтированы два выгрузочных шнеков - винта 9 и 8 для крупной и мелкой фракций соответственно. Для герметизации ванны шнек - винты уплотнены сальниковыми уплотнениями 7. Сортировочный барабан представляет собой каркас в форме усеченного конуса, обтянутый сеткой с отверстиями нужного размера и смонтированный на валу 5. Барабан устанавливается в ванне горизонтально на подшипниках 6.

Для смыва пороховой крошки с внутренней поверхности барабана установлен ороситель 4 - труба диаметром 50 мм с отверстиями вдоль ее оси. Сумма площадей отверстий должна быть меньше площади сечения трубы в свету.

Приводят в движение сортировочный барабан и выгрузочные шнеки, открывают воду на орошение барабана.

Измельченная крошка в водной взвеси с массовой долей $6,5 \pm 7\%$ из мельниц подается в сортировочный барабан со стороны его меньшего диаметра. При вращении барабана крошка перемешивается и перемещается по наклонной образующей конуса. Крошка необходимого размера вместе с водой просеивается через сито в приемную ванну годной продукции и шнек - винтом подается через трубопровод на распределительную гребенку вертикальной ловушки. Крупнота, не прошедшая через отверстия сит, перемещается по наклонной образующей и сходит с сита в приемную ванну для крупноты, откуда шнек - винтом подается в трубопровод и самотеком поступает на доизмельчение во вторую мельницу.

Техническая характеристика аппарата мокрой сортировки

Габаритные размеры барабана, мм

длина 2000

диаметры:

большой 1000

меньший 800

Сетка ГОСТ 3826-66 № 0,63-0,32

Частота вращения барабана, об/мин 8 ± 12

Диаметр шнека - винтов, мм 150

Частота вращения шнека - винтов, об/мин 10 ± 15

Водоотжим и обезвоживание пороховой крошки

Пороховая крошка, используемая в производстве пироксилиновых порохов, подлежит водоотжиму и обезвоживанию. Механизм ее обезвожива-

ния сохраняется, как и для обезвоживания пироксилинов. Однако измельченный порошок существенно отличается от пироксилина плотностью, пористостью, размерами пор, величиной влагосодержания и энергии связи спирта и воды с твердой фазой.

Чем больше степень дисперсности частиц измельченного пороха, тем выше влагосодержание и больше энергия связи воды и спирта с твердой фазой. Это приводит к увеличению длительности водоотжима мелких фракций измельченного пороха и повышению содержания остаточной влаги. При обезвоживании измельченного пороха по сравнению с обезвоживанием пироксилина, приводит к более низким значениям содержания спирта и к более высокой водной влажности обезвоженного измельченного пороха.

Процесс удаления влаги из измельченного пороха характеризуется меньшей длительностью и меньшим количеством спирта, требуемого на обезвоживание.

Увеличение дозирочного расхода спирта не приводит к увеличению содержания спирта и снижению водной влажности обезвоженного измельченного пороха. Вытеснение воды спиртом из измельченного пороха происходит лучше при использовании спирта - ректификата без применения отработанного спирта. При изготовлении пороховой массы с частичной заменой пироксилина крошкой содержание дифениламина в эфирном растворителе, дозируемого в мешатель, должно рассчитываться с учетом наличия его в измельченном порошке. Одним из основных требований, предъявляемых к обезвоженному пироксилину, является содержание воды в нем не более 4%. Содержание воды в измельченном порошке до 6% при замене им пироксилина не ухудшает качество его пластификации.

В производстве для обезвоживания измельченного пороха применяются как уже отмечалось, центрифуги и вакуум - фильтры.

Центрифуга

Технологическая схема установки центрифуги (рис.5).

Обезвоживание крошки производят в гидравлических центрифугах. В центрифугу укладывается 9 мешков по три мешка в один ряд, в шахматном порядке. Ряды мешков укладываются так, чтобы "чуб" одного мешка подходил вплотную к донышку другого мешка.

Обезвоженная крошка должна иметь водную влажность не более 6%, спиртоводную влажность $25 \pm 32\%$ как и штатного пироксилина.

Обезвоживание ведут с применением спирта ректификата. Технологией предусматривается и применение крепкоотработанного спирта.

В табл.33 приведен режим обезвоживания крошки с применением спирта ректификата.

Таблица 33

**Примерный технологический режим
обезвоживания крошки на центрифуге**

Наименование операции	Время, мин	Частота вращения центрифуги, об/мин	Номинальный расход спирта, и крошки
Загрузка мешков с крошкой на сухую массу, кг	1+3	-	45
Отжим	20+40	600+800	-
Заливка спирта ректификата, л	1+3	600+700	30+50
Отжим	10+2	600+800	-
Торможение	2+5	-	-
Заливка спирта ректификата при торможении, л	1+2	100-400	15+25
Выгрузка	3+5	-	-
Аналитические результаты обезвоженной крошки:			
Водная влажность не более		6%	
спирто водная		25+32%	

Вакуум - фильтр

Технологическая схема установки вакуум - фильтра (рис.132). Вакуум - фильтр представляет собой непрерывнодействующий аппарат с наружной поверхностью фильтрации $F=3\text{м}^2$. Барабан фильтра с натянутой на него сеткой № 26Г с размерами ячеек в свету $0,15+0,3\text{мм}$ разделен на 18 секций, каждая из которых при вращении барабана последовательно специальными трубками соединяется с определенной зоной неподвижной распределительной головкой (зоны водоотжима, обезвоживания и обдувки).

Суспензия крошки от аппарата мокрой сортировки по массопроводу массонасосом 1 подается в ажитатор 3. В ажитаторе суспензия крошки сгущается до массовой доли $4+10\%$, затем из ажитатора суспензия массонасосом 4 по массопроводу подается в напорный ящик вакуум - фильтра 5. Напорный ящик установлен на барабане в зоне образования осадка. Отфильтровывание твердой фазы от жидкой (водоотжим) осуществляется созданием вакуума ($0,15+0,7\text{ кгс/см}^2$) $1,47$ до $6,87\text{Па}$ с помощью вакуум-насоса 13^а.

Вакуум регулируется задвижкой на распределительной головке. Отфильтрованная вода при образовании осадка крошки собирается в ресивере 8, откуда насосом 9 подается в бак 10. Обезвоживание крошки

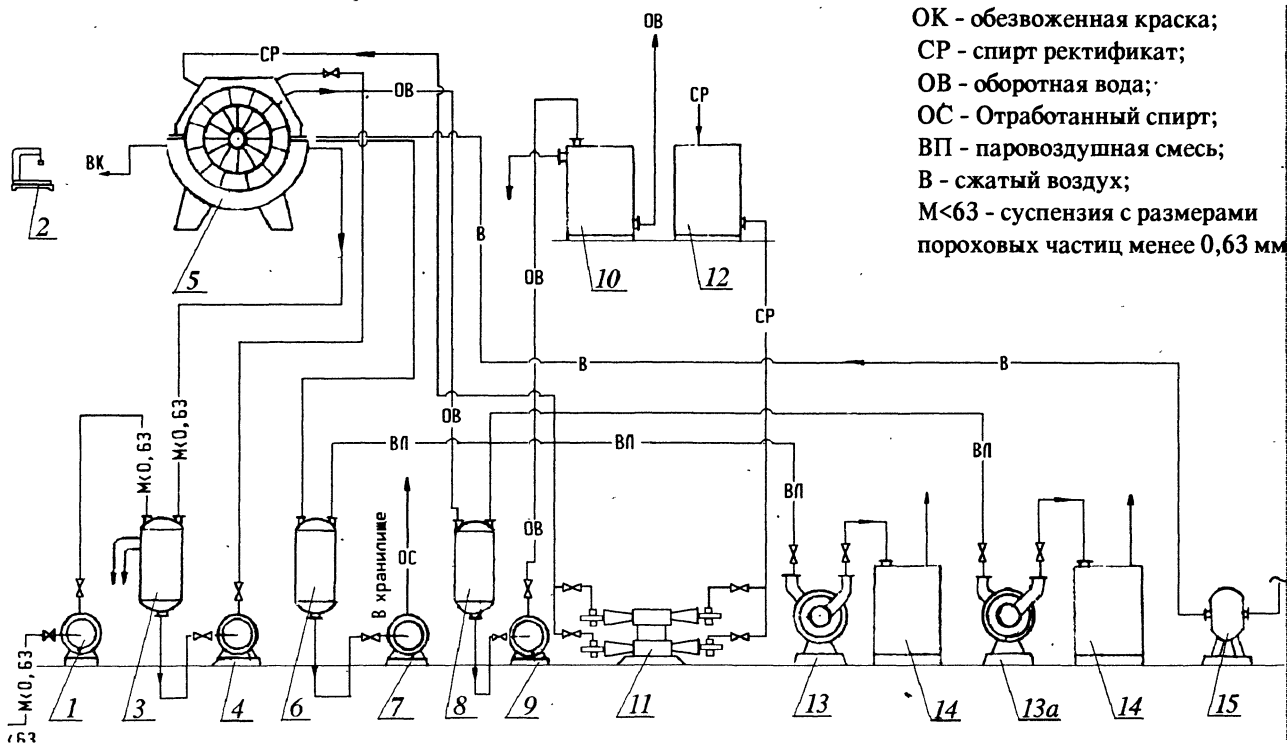


Рис. 132. Технологическая схема установки вакуум-фильтра.

осуществляется в зоне обезвоживания на барабане подачей спирта - ректификата с объемной долей 95%. Из бака 12 спирт, подогретый до 35°C, насосом-дозатором 4ДА-11 подается в поливное устройство.

Дозировочный коэффициент спирта - 1,0±2,0л/кг. Толщина осадка в зоне обезвоживания должна быть не более 15мм. Вакуум в зоне обезвоживания создают в пределах $(0,15 \pm 0,7 \text{ кгс/см}^2)$ 1,47-6,87Па вакуум - насосом РМК 13. Отработанный спирт вместе с воздухом поступает в ресивер отработанного спирта 6, в котором происходит их разделение. Отработанный спирт насосом 7 откачивают в хранилище, а воздух поступает на рекуперационную установку через баки сборника воды 14. Цикл процесса водоотжима и обезвоживания заканчивается снятием крошки с поверхности барабана бронзовым ножом. Для более полного удаления крошки, сетка обдувается сжатым воздухом воздуходувкой 15. Обезвоженную крошку принимают в равнотучные мешки и взвешивают на весах 2.

По мере накопления крошка, соответствующая техническим требованиям, поступает на фазу пластификации порохового производства для переработки в порох по существующему технологическому режиму.

Глава XV

Баланс пироксилина и спиртоэфирного растворителя в производстве пироксилиновых порохов

Для более полного представления о потоках пироксилинов и пироксилиновых порохов, а также спиртоэфирного растворителя по фазам производства ниже приведен баланс как по пироксилину, так и по спиртоэфирному растворителю.

Материальным балансом определены расходы соответственно пироксилина и спиртоэфирного растворителя на получение одной тонны порохов, а также их возвратные отходы и безвозвратные (абсолютные) потери.

При расчете балансов использованы существующие технологические режимы на фазам производства.

Баланс пироксилина в производстве

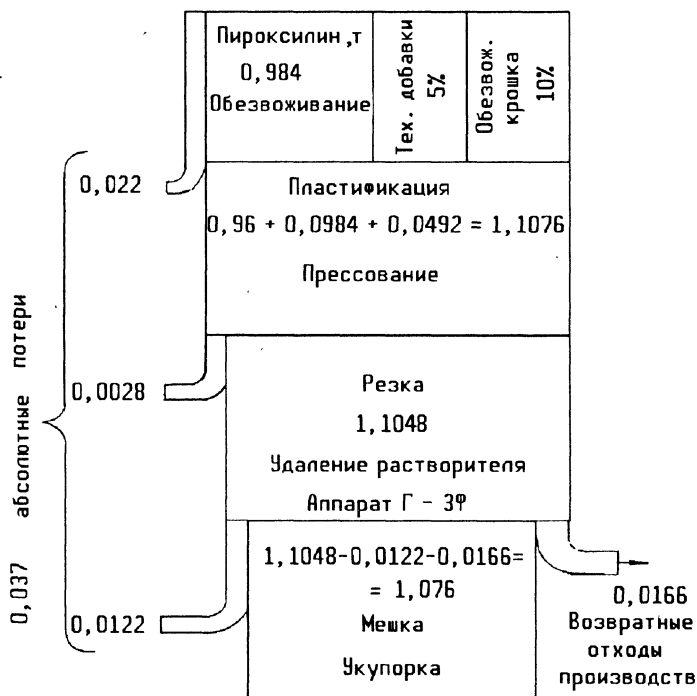


Рис. 133. Схема массопотоков пироксилинов и порохов.

На рис.133 приведена схема массопотоков на фазах производства пироксилиновых порохов по непрерывной технологии. В среднем пироксилиновые пороха содержат 95% пироксилина. Согласно статистическим данным суммарные отходы по технологическим фазам составляют по непрерывной технологии 3,2±4% (табл.34), по периодической - 4±5%.

Таблица 34

Примерные абсолютные потери и возвратные технологические отходы в производстве порохов, %

Наименование технологической фазы	Периодическая технология		Непрерывная технология	
	абсолютные потери	возвратные отходы	абсолютные потери	возвратные отходы
Обезвоживание	2,0±2,5	-	2,0±2,5	-
Пластификация	0,6±0,8	0,5±0,8	-	-
Прессование	1,0±1,2	2,5±3,0	0,2±0,3	-
Резка-разымка	0,35±0,44	6±9	-	-
Удаление растворителя	0,05±0,06	2,0±2,2	1,0±1,2	-
Общие абсолютные потери	4±5	-	3,2±4	-
Общие возвратные отходы	-	11±15	-	8±12 трубка 1±2 зерно

Если принять абсолютные потери 3,6%, то для изготовления 1 тонны пороха по непрерывной технологии необходимо $0,950 \cdot 1,036 = 0,9845\text{т}$ смесового пироксилина. Принимаем - 0,984т.

Соответственно при периодической технологии, если принять абсолютные потери 4,5%, то для изготовления одной тонны пороха необходимо $0,950 \cdot 1,045 = 0,993\text{т}$ смесового пироксилина.

В соответствии с расчетом на фазу обезвоживания по непрерывной технологии поступает 0,984т пироксилина. Учитывая 2,25% абсолютных потерь при обезвоживании, на фазу пластификации его поступит 0,96т.

Одновременно на эту фазу поступает определенное количество и возвратных отходов в виде обезвоженной крошки, в зависимости от ее наличия.

При условии переработки в крошку остатков порохов после смешения, устаревших порохов, количество их может значительно превышать количество общих возвратных отходов.

Для расчета принимаем 10% возвратных отходов (обезвоженной крошки), что соответствует 0,0984т. Дополнительно поступает 5% технологических добавок, что соответствует 0,0492т. Всего на фазу пластификации и прессования поступает

$$G = 0,96 + 0,0984 + 0,0492 = 1,1076\text{т}.$$

Учитывая 0,25% абсолютных потерь на прессовании, на фазу резки и удаления растворителя поступает 1,1048т порохов.

После удаления растворителя, из аппарата Г-3Ф пороха поступают на смешение. При этом на фазе в среднем абсолютные потери равны 1,1%, что составляет 0,0122т. Количество возвратных отходов, поступающих на переработку в крошку при производстве зерновых порохов 1,5%, что составляет 0,0166т. Тогда на мешку поступает готового пороха

$$1,1048 - 0,0122 - 0,0166 = 1,076\text{т 1т}$$

Баланс спиртоэфирного растворителя.

На рисунке 134 приведен примерный баланс спиртоэфирного растворителя при изготовлении 1т зерновых порохов по непрерывной технологии из пироксилина марки СА.

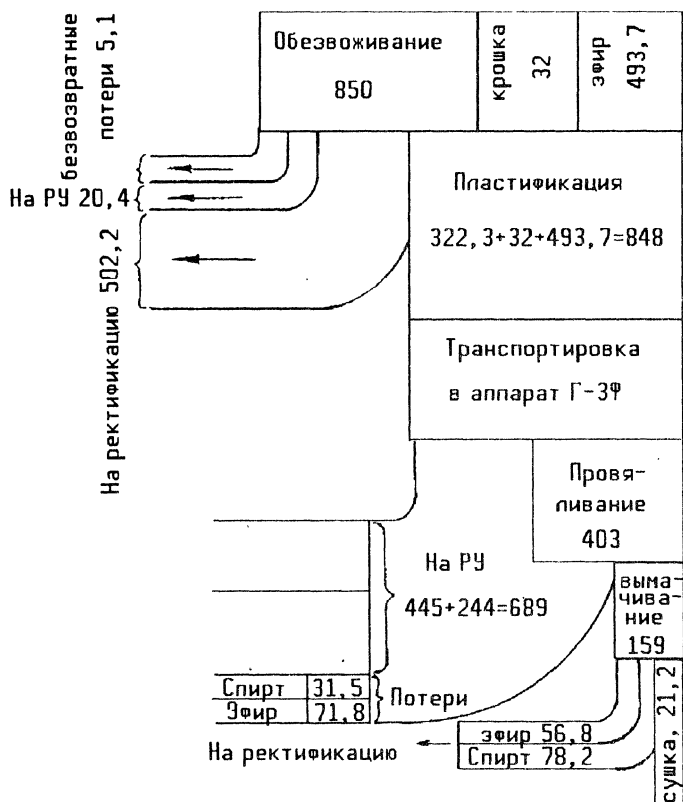


Рис. 134. Примерный баланс спиртоэфирного растворителя.

Материальный баланс растворителя рассчитывается, начиная с технологической фазы обезвоживания пироксилина и кончая сушкой пороха.

Для получения 1т пироксилинового пороха на фазу обезвоживания поступает 0,984т пироксилина и на фазу пластификации дополнительно поступает 0,0984т обезвоженной крошки со спиртоводной влажностью 31 %, из них спирта 26 % и воды 5 %.

Обезвоживание пироксилина.

На обезвоживание пироксилин поступает с водной влажностью 31 %. Принимаем, что после обезвоживания на центрифуге ВГ-1000·400 спирто-водная влажность пироксилина составляет 27,5% из них воды 3% и спирта 24,5% см. табл.1.

Согласно статистическим данным средний дозировочный расход спирта - ректификата составляет 1,08дкл, что соответствует $1,08 \cdot 0,8 = 864 \text{ кг/т}$. (0,8 удельная масса 96 % спирта при $t^0 = 20^0 \text{C}$. Приложение II). На обезвоживание поступает пироксилина 984кг, на его обезвоживание потребуется спирта - ректификата

$$\frac{864 \cdot 984}{1000} = 850 \text{ кг.}$$

При принятой спиртовой влажности 24,5% в обезвоженном пироксилине содержится спирта $\frac{984 \cdot 245}{984 - 275} = \frac{241080}{709} = 340 \text{ кг}$

(709кг сухого пироксилина содержит 245кг спирта, 984 - x)

$$\text{воды } X = \frac{984 \cdot 30}{709} = 41,6 \text{ кг.}$$

(709кг - пироксилина содержит 30кг воды 984 - X)

При этом объемная доля спирта, оставшегося в пироксилине, получится из следующего расчета.

$$\text{Спирт} + \text{вода} = 340 + 41,6 = 381,6 \text{ кг.}$$

$$\begin{array}{ccc} 381,6 & \text{---} & 100\% \\ 340 & \text{---} & x_3 \end{array}, \quad x_3 = 89\%$$

Согласно Приложению III в пересчете на 96 %-й спирт это составит, кг:

$$\frac{340 \cdot 89}{93,9} = 332,3 \text{ кг,}$$

где 93,9% - массовая доля спирта.

Расчет количества отработанного спирта.

На обезвоживание 984кг пироксилина расходуется 850кг 96 %-ного спирта, из них 322,3кг остается в пироксилине. Потери спирта при обезвоживании принимаем 3%, т.е.

$$\frac{850 \cdot 3}{100} = 25,5 \text{ кг}$$

На ректификацию с учетом потерь на перекачку поступает спирта

$$850 - (322,3 + 25,5) = 502,2 \text{ кг} \approx 502 \text{ кг } 96\% \text{-ного спирта}$$

Определение объемной доли спирта, поступающего на ректификацию.

До обезвоживания в пироксилине было воды

$$\frac{27,5 \cdot 984}{100 - 27,5} = 373,2 \text{ кг.}$$

После обезвоживания осталось 41,6 кг, со спиртом ушло 373,2 - 41,6 = 331,6 кг.

Общая масса спирта и воды равна

$$502 + 331,6 = 833,6 \text{ кг.}$$

Объемная доля отходящего спирта составляет

$$\frac{833,6}{502} \text{ --- } 100\%, \quad x = 60\% \text{ или}$$

52,20% массовых (согласно Приложению III).

Потери спирта при обезвоживании (возвратные и безвозвратные), как уже отмечалось, приняты 3% или 25,5 кг.

Коэффициент капсюляции центрифуг - 0,8,

улов спирта на фазе обезвоживания составит $25,5 \cdot 0,8 = 20,4$ кг,

безвозвратные потери составят $25,5 - 20,4 = 5,1$ кг.

Потери спирта при перекачках составляют 3,5%, или $\frac{502 \cdot 3,5}{100} = 17,6$ кг

Тогда количество подаваемого спирта на ректификацию равно

$$502 - 17,6 = 484,4 \text{ кг.}$$

Баланс спирта на фазе обезвоживания, кг

Количество спирта - ректификата, необходимого на обезвоживание	850
Остается на пироксилине	322,3
Подается на ректификацию	502,2
Потери:	
возвратные	20,4
безвозвратные	5,1
Итого:	850

Пластификация пироксилина

На фазу пластификации наряду с пироксилином поступает и 98,4 кг крошки со спиртовой влажностью 30% и водной 5%.

Спиртовая влажность крошки составит 25%. При этой влажности в обезвоженной крошке содержится спирта

$$\frac{98,4 \cdot 25}{98,4 - 30} = 36 \text{ кг}$$

$$\text{воды} \quad \frac{98,4 \cdot 5}{68,4} = 7 \text{ кг.}$$

Объемная доля спирта, оставшегося в крошке
спирт+вода=36+7=43кг

$$\frac{43}{36} = \frac{100\%}{x}, \quad x=83,7\%$$

в килограммах 96%-ного спирта это составит

$$\frac{36 \cdot 83,7}{93,9} = 32 \text{ кг.}$$

С крошкой на фазу пластификации поступает 32кг спирта. Общее количество спирта с пироксилином и крошкой на фазу пластификации поступает 322,3+32=354,3кг. На фазу пластификации поступает обезвоженных пироксилина и крошки 0,96+0,0984=1,060т или 1060кг. Если принять расход спиртоэфирного растворителя 80%, то на фазу пластификации его подастся 1060 · 0,80=848кг: из них эфира 848 - 354,3 = 493,7кг, что соответствует соотношению спирта к эфиру

$$\frac{493,7}{354} = \frac{1}{1,39}$$

Баланс спиртоэфирного растворителя, кг

на фазу пластификации поступает:	
спирта с пироксилином	322,3
с крошкой	32
эфира	493,7
Итого:	848
Удаление растворителя	
Содержание растворителя в пороховых шнурах, %:	
после шнек - пресса	65÷75
перед резкой на зерна	40÷45
перед загрузкой порохового зерна	
в бункер Г-3Ф	40÷35

Принимаем содержание растворителя (удаляемых) в порохе перед загрузкой в бункер Г-3Ф 38%. При этом пороховые зерна уносят в аппарат растворителя 1060 · 0,38=403кг и удаляется его из пороха 848-403=445кг. После провяливания в аппарат Г-3Ф порох содержит растворителя (удаля-

емых) 10-15%. Принимаем 15%. Порох уносит в зону вымачивания аппарата $1060 \cdot 0,15 = 159$ кг растворителя. При этом поступает на РУ $403 - 159 = 244$ кг.

Общие потери растворителя на фазе провяливания составит $445 + 244 = 689$ кг. При этом соотношение спирта к эфиру в нем находится в пределах 1:2,6 - 1:2,9. Принимаем 1;2,8 Тогда спирта $\frac{689}{3,28} = 210$ кг,

эфира - 479 кг.

При КПД капсულიрующих устройств, равном 85%, на РУ поступает:

спирта - $210 \cdot 0,85 = 178,5$ кг

эфира - $479 \cdot 0,85 = 407,2$ кг.

Безвозвратные потери составят

спирта - $210 - 178,5 = 31,5$ кг

эфира - $479 - 407,2 = 71,8$ кг.

После привяливания порох с содержанием растворителя 159 кг поступает на вымачивание.

После вымачивания содержание растворителя (неудаляемых) в порохе принимаем 2% при соотношении спирта к эфиру 1:(2,25 - 1,55).

После вымачивания порох содержит растворителя $1060 \cdot 0,02 = 21,2$ кг

При вымачивании уносится растворителя $159 - 21,2 = 137,8$ кг соотношение спирта к эфиру в нем в пределах 1:0,6 - 1:0,8, принимаем 1:0,7.

Тогда уносится спирта $\frac{137,8}{1,7} = 81$ кг, эфира - 56,8 кг

При вымачивании безвозвратные потери, т.е. потери при перекачке спирта составляют 3,5%

$$\frac{81 \cdot 3,5}{100} = 2,8 \text{ кг.}$$

На ректификацию с этой фазы поступает спирта с объемной долей 96% $81 - 2,8 = 78,2$ кг Этот спирт на ректификацию из зоны вымачивания поступает с объемной долей 4-9%. Так как эфир мало растворим в воде, на этой фазе он безвозвратно теряется. В готовом порохе содержится 21,2 кг растворителя. Если принять соотношение спирта к эфиру как 1 : 1,5, содержание спирта составит $\frac{21,2}{2,5} = 8,5$ кг, эфира $21,2 - 8,5 = 12,7$ кг. Материальный баланс приведен в таблице 35.

Тех. фаза	Приход растворителей			Удаление растворителей			На рекуперацию		Безвозвратные	
	раст.	спирт	эфир	раст.	спирт	эфир	спирт	эфир	спирт	эфир
Пластификация	848	354,3	493,7							
I агрегат				445 244						
Зона проявления				689	210	479	178,5	407,2	31,5	71,8
Вымачивание				137,8	81	56,8	78,2	-	2,8	56,8
Порох				21,2	8,5	12,7	-	-	8,5	12,7
ИТОГО	848	354,3	493,7	848	299,5	548,5	256,7	407,2	42,8	141,3

Глава XVI

Улавливание растворителя

Рациональное, экономное расходование сырья и материалов приводит к увеличению выпуска продукции и снижению ее себестоимости. Систематическое снижение затрат сырья и материалов на единицу продукции является одной из важнейших задач производства. В решении этой задачи огромное значение имеет уменьшение безвозвратных потерь материалов, а также повторное их использование в производстве.

В производстве пироксилиновых порохов расходуется значительное количество растворителя, который является вспомогательным материалом в технологическом процессе. Без надлежащей организации улавливания он может бесполезно теряться; при хорошо налаженном процессе улавливания (рекуперации) значительная часть спиртоэфирного растворителя может быть возвращена в производство и использована вновь. В экономическом отношении растворитель представляет существенную часть стоимости пороха. Если учесть, что для пластификации пироксилина в производстве берется от 75 до 95% растворителя (в зависимости от изготавливаемой марки пороха), а в готовом порохе остается лишь 1,5÷2%, то около 73-93% растворителя должно быть удалено из пороха и уловлено, что составляет примерно 45÷50% стоимости самого пороха.

В производстве пироксилиновых порохов первые попытки организовать рекуперацию растворителя были предприняты в 1932г. когда была установлена французская рекуперационная установка "Брежа", работающая на крезоле как поглотителе растворителя. Эта установка не дала большого экономического эффекта, на ней учились улавливать растворитель.

В 1934-1935гг. была испытана первая угольная рекуперационная установка, показавшая лучшие результаты. Внедрение этой установки на всех заводах началась в 1939г.

В настоящее время, согласно статистическим данным, при существующих рекуперационных установках в производстве пироксилиновых порохов теряется безвозвратно от 10,7 до 20% растворителя или в пределах 20,6-48 дкл (в пересчете на спирт) на тонну пороха в зависимости от марки изготавливаемого пороха и технологии его изготовления.

В табл.36 приведены потери растворителя в зависимости от марки и технологии изготовления порохов.

Рекуперация растворителя является одним из наиболее эффективных средств, позволяющих рационально и экономно использовать растворитель в пороховом производстве.

Таблица 36

**Потери растворителя в зависимости от марки и технологии
изготовления порохов**

Марка пороха	Потери растворителя, дкл/т	
	Периодическая технология	Непрерывная технология
ВУ	32+34	-
ВТ	24+26	-
ВТХ-10	24+26	-
ВТХ-20	35+37	-
Порох трубчатый СА	32+34	30+31
Порох трубчатый ВА	47+48	47+48
Порох зерненный СА	24+25	20,6+22,5
Порох трубчатый ВА	40+44	31+42
4/1	25+33	-

Схемы рекуперационных установок

В производстве пироксилиновых порохов для улавливания растворителя используются рекуперационные установки (РУ), работающие по методу адсорбции, в которых в качестве адсорбента применяется активированный уголь. При этом методе последовательно осуществляются процессы адсорбции, десорбции, сушки и охлаждения угля.

Процесс рекуперации в производствах пироксилиновых порохов ведут по трех - и двухфазному циклам.

Трехфазный цикл - процессы десорбции и сушки угля ведут как самостоятельные операции, а процессы адсорбции и охлаждения угля совмещены. Процесс охлаждения осуществляется при адсорбции освобожденным от растворителя воздухом.

Двухфазный цикл состоит из двух самостоятельных операций - насыщения и десорбции, причем фаза насыщения совмещает в себе одновременно три процесса - адсорбцию, сушку и охлаждение. Рекуперацию паров растворителя в производствах пироксилиновых порохов ведут в основном по двухфазному способу, которому присущи следующие недостатки:

1) понижение активности угля к парам растворителя при невыполнении режима его высушивания;

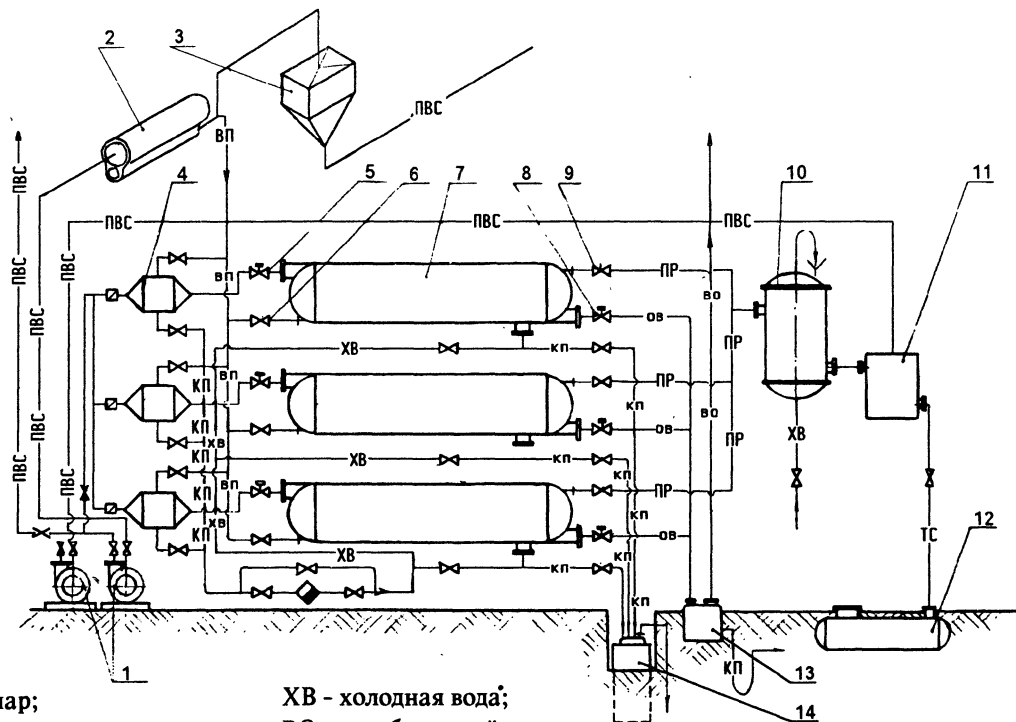


Рис. 135. Технологическая схема угледсорбцион-

2) в начале процесса адсорбции возможны потери растворителя с отработанным воздухом в результате неполного извлечения паров растворителя из воздуха, насыщенного парами растворителя, горячим углем;

Учитывая это, некоторые заводы начали вести рекуперацию растворителя по трехфазному циклу.

На рис.135 изображена технологическая схема углеадсорбционной установки с двухфазным циклом. Установка состоит из вентилятора 1, смонтированного в здании РУ, на каждой трассе газохода РУ около обслуживаемого технологического здания установлены висциновые фильтры 3, а затем огнепреградители 2. В технологических зданиях на внутренней трассе газохода в местах выделения растворителя смонтированы капслюлирующие устройства.

В здании рекуперации установлены калориферы 4, адсорбенты 7, конденсатор - холодильник 10, сепаратор 1 и гидрозатвор 14. Для хранения промежуточного рекуператора имеются подземные резервуары 12. Для транспортирования паровоздушной смеси с технологических фаз производства на РУ технологические здания и рекуперационные установки соединяются между собой системой газохода.

Вентиляторы и калориферы

Назначение вентиляторов на РУ - транспортировать воздух, насыщенный парами растворителя, из капслюлированных фаз на рекуперационные установки. Производительность вентилятора должна обеспечить возможно полный отсос паров растворителя из закапслюлированных фаз; напор, создаваемый им, должен преодолевать сопротивление внутренней и наружной трасс газоходов с фильтрами и огнепреградителями, а также сопротивление внутри РУ, калориферов и адсорбентов. Обычно на РУ ставят вентиляторы высокого давления с напором 400÷700 мм вод. ст.(0,0039÷0,0068МПа).

Висциновые фильтры

Во избежание попадания в газоходы производственной пыли (пороховой) и посторонних механических примесей, способных вызвать взрыв воздуха, насыщенного парами растворителя, а также для предотвращения распространения огня в газоходе, воздух проходит сначала через висциновый фильтр, а затем - огнепреградитель.

При недостаточной очистке пыль, попадая в адсорбер, приводит к загрязнению и закупориванию пор активированного угля и вызывает заметное снижение адсорбирующей способности.

На заводах применяются главным образом две конструкции висциновых фильтров сухой очистки: с вертикальным и горизонтальным расположением кассет.

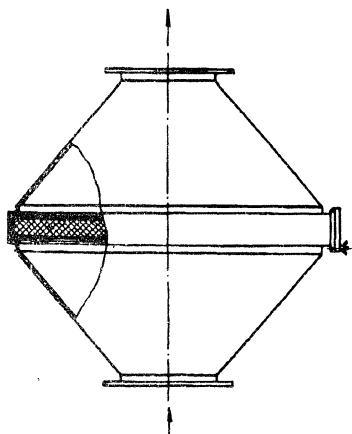


Рис. 136. Висциновый фильтр.

Допускается смазка машинным маслом, в том числе и отработанным.

Фильтры с вертикальным расположением кассет по своей конструкции не совсем отвечают тем требованиям, которые предъявляются к ним. Эти фильтры допускают свободный проход воздуха, насыщенного парами растворителя, над кассетами и через кассеты без фильтрации и при оседании колец Рашига.

Фильтры с горизонтальным расположением кассет имеют оптимальную конструкцию. Они меньше по габаритным размерам и не имеют указанных выше недостатков. Фильтр показан на рис.136. Кассеты фильтра заполняются фарфоровыми кольцами Рашига диаметром 8+15мм, или медными кольцами таких же размеров. Кольца смачиваются эмульсией следующего состава: растительное масло 70+84%, глицерин 15+7,5% едкий натр 15+7,5%.

Огнепреградители

Для обеспечения безопасной работы РУ содержание паров растворителя в воздухе не должно быть меньше нижнего концентрационного предела взрываемости. Однако это не исключает опасности при работе с воздухом, насыщенным парами растворителя, поэтому защита от пожаров и взрывов является немаловажной задачей. Это обстоятельство приобретает еще большее значение, если учесть, что при наличии рекуперации все производственные здания с помощью газоходов связаны в общую систему и в случае возникновения пожара в одном здании огонь может по газоходу передаться в другое.

Для исключения передачи огня по газоходу и его локализации на трассе устанавливают огнепреградители. Действие огнепреградителей основано на неспособности паров растворителя в смеси с воздухом гореть в узких каналах и изделиях, так как в этих условиях тепло, выделяющееся при горении, быстро воспринимается насадками огнепреградителя. На рекуперационных установках производства пироксилиновых порохов применяются огнепреградители с гравийной насадкой. Для газоходов диаметром от 300 до 1200мм применяют огнепреградители систем ВТР с кольцевым слоем гравия (рис.137), конструкция которых наиболее удачна по сравнению с другими. Он состоит из двух концентрических перфорированных цилиндров -наружного 3 и внутреннего 4 (диаметр отверстий 100мм шаг 150мм),

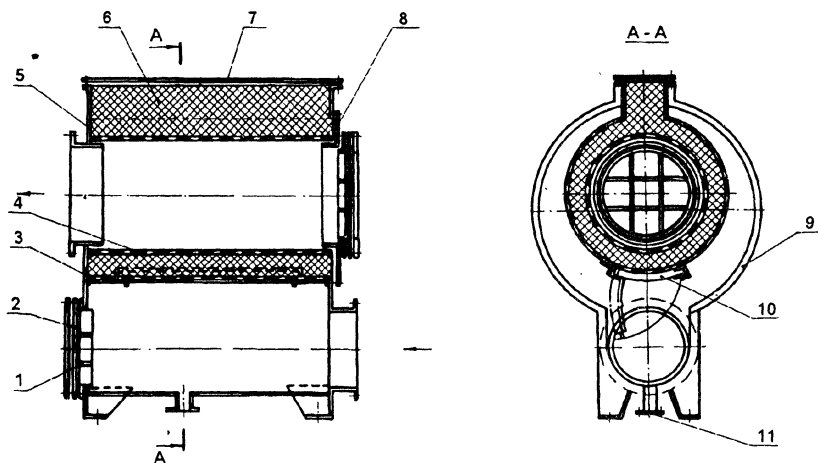


Рис. 137. Огнепреградитель системы ВТР с кольцевым слоем гравия.

покрытых с внутренней стороны проволочными сетками из меди или нержавеющей стали, с ячейками на свету $2 \times 2 - 3 \times 3$ мм. Расстояние между цилиндрами, равное $70 \div 80$ мм, заполняется гравием размером $3,5 \div 5,5$ мм. Цилиндры помещены в корпус 9. Сверху к наружному цилиндру по всей его длине приварен бункер 5, проходящий через стенку корпуса. В бункере находится запас гравия для автоматической капсьюляции насадки при ее усадке или убыли. Бункер закрывается крышкой 7. В нижней части внешнего цилиндра имеется закрывающийся люк 10 для выгрузки гравия. В боковой части с одной стороны имеется крышка кольцевого пространства 8. Для защиты огнепреградителя от разрушения взрывной волной оба свободных конца закрываются предохранительными мембранами 2, материалом для которых могут служить толь, пергамент, промасленный картон и др.

Во избежание разрыва предохранительных мембран под действием разряжения в сети их устанавливают на опорных решетках 1. В нижней части корпуса имеется патрубок 11 для отвода конденсата. Так как воздух, насыщенный парами растворителя, несет с собой конденсат водяного пара (особенно в зимнее время), поэтому, чтобы его отвести снизу огнепреградителя, не допустив смачивания зерен гравия и намерзания на нем льда в зимний период года, воздух направляется через кольцевое пространство от периферии к центру.

Адсорбер

На РУ основным аппаратом является адсорбер, от правильного ведения технологического процесса в котором, качества рекуперационного угля,

тельно увеличивается сопротивление потоку воздуха. Сверху засыпают слой активированного угля 10 высотой 500+700мм.

При заданных габаритах адсорбера и высоте слоя угля массу загружаемого в адсорбер угля (q) можно определить уравнением

$$q = 0,5F\rho H,$$

где ρ - насыпная плотность активированного угля марки АР-Б или АР-В, равна $0,5\text{т/м}^3$,

F - площадь плит, на которые загружается уголь, м^2 ;

H - высота угольного слоя, м.

Зная количество угля, определяем количество улавливаемого растворителя (G) из воздуха в адсорбере уравнением

$$G = \chi \cdot q,$$

где χ - динамическая активность угля для спиртоэфирного растворителя при двухфазном способе рекуперации, равна 7+8 %.

За счет увлажнения угля практически динамическая активность его значительно ниже и составляет на заводах отрасли 4+5 %. Динамическая активность угля или полезная активность практически есть величина его поглотительной способности при пропускании через него потока воздуха, насыщенного парами растворителя, в определенных условиях (температура, давление, скорость газа и другие факторы). Количество паров растворителя в отработанном воздухе при этом не должно превышать $0,2+0,3\text{мг/л}$. Для исключения раздувания угля потоком воздуха с парами растворителя его сверху покрывают сеткой из нержавеющей стали с ячейками от $2,2 \times 2,2$ до $2,5 \times 2,5\text{мм}$; диаметр проволоки $0,7+0,8\text{мм}$. Сетка сверху крепится специальными планками или грузами 4. Используется активированный рекуперационный уголь марок АР-Б или АР-В ГОСТ 8703-74.

В верхней части корпуса имеются два загрузочных люка 3. Для предотвращения адсорбера от смятия вследствие образования вакуума при конденсации пара (если по каким - либо причинам адсорбер был оставлен под паром при закрытых клапанах) люки закрыты мембранами из меди или алюминия толщиной 0,3 или 0,5мм. На уровне колосниковых решеток по бокам корпуса устроены разгрузочные люки 18. В одной из крышек в верхней части для ввода воздуха с парами растворителя в адсорбере имеется входной патрубок 2, в который вставляется распределительная сетка 1 из меди или нержавеющей стали с ячейками $2,2 \times 2,2\text{мм}$ (диаметр проволоки 0,8мм). Для отвода очищенного воздуха на второй крыше имеется патрубок 11.

Острый пар для десорбции подается через барботер 17. Диаметр отверстий в барботере 5+6мм. Для отвода смеси паров растворителя с парами воды в верхней части корпуса адсорбера имеется патрубок 8. Доступ внутрь

засыпанного в адсорбер, состояния адсорберов, их конструктивных качеств зависит улов растворителя. Наряду с постоянными факторами, влияющими на работу адсорбера (например, количество и высота слоя угля в адсорбере), мы имеем много переменных факторов, влияющих на активность угля - концентрация и температура воздуха, поступающего на РУ, влажность угля, давление пара, время десорбции, влагосодержание и др. Учитывая эти факторы, устанавливают оптимальный режим работы адсорбера.

КПД РУ при хорошем состоянии оборудования согласно данным заводов находится в пределах 90-95%. Однако при нормальной работе РУ коэффициент полезного действия должен быть в пределах 96-97%.

На заводах эксплуатируют два типа адсорберов - вертикальный и горизонтальный.

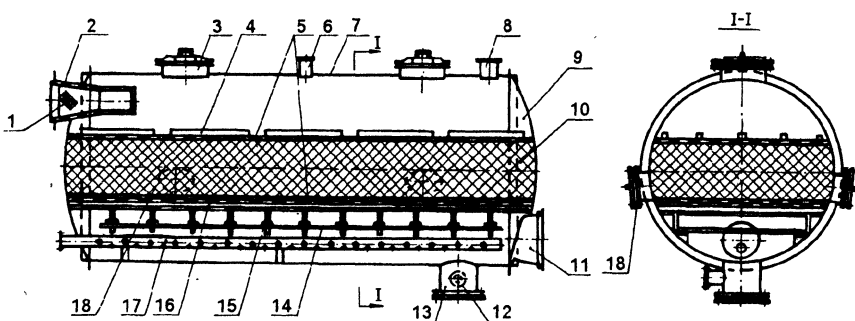


Рис. 138. Горизонтальный адсорбер ВТР.

На рис.138 показан горизонтальный адсорбер. Он состоит из корпуса 7, с торцов закрывающегося днищами 9. Для укладки колосниковых решеток 16, которые располагаются от дна адсорбера на расстоянии 500+600мм, внутри адсорбера имеются балки 15, лежащие на опорах 14. Колосниковые решетки бывают чугунные и керамические. Необходимо отдать предпочтение керамическим решеткам, как более удобным в эксплуатации, однако они должны иметь необходимую механическую прочность в сложных условиях работы адсорбера (периодическое изменение температуры, давления, скорости движущейся среды). В случае применения чугунных решеток на последние с целью предотвращения попадания угля под решетку настилают проволоочные сетки 5 из нержавеющей стали. Размер ячеек сеток: нижняя - от 3,2×3,2 до 4×4мм, диаметр проволоки 0,9±1мм, верхняя - от 1,4×1,4мм до 1,8×1,8мм, диаметр проволоки 0,65±0,7мм. На чугунные плиты засыпается слой гравия высотой 100±150мм, что приводит к уменьшению на 25±30% полезной рабочей емкости адсорбера, а также значи-

адсорбера для осмотра - через люки загрузочные 3 и смотровой 13 в нижней части адсорбера. В смотровой люк введен патрубок 12 для отвода конденсата и ввода воды в случае загорания активированного угля. Для установки предохранительного клапана в верхней части корпуса имеется патрубок 6. На заводах имеются несколько типов адсорберов, приводим техническую характеристику одного из них.

Техническая характеристика адсорбера

Габаритные размеры, мм:

диаметр	2000
длина	6500
Площадь поверхности плит, м ²	12,5
Масса загружаемого угля, т	4,2÷5

Конденсатор - холодильник рекуператора

Для конденсации смеси паров растворителя с парами воды, выходящих из адсорберов при десорбции, применяют трубчатые конденсаторы (рис. 139), работающие по принципу противотока. Охлаждающая вода подается в трубки конденсатора и движется снизу вверх, а конденсируемые пары поступают в межтрубное пространство и движутся сверху вниз. Охлаждающая вода нагревается и выводится в канализацию, а пары в межтрубном пространстве конденсируются и отводятся в сепаратор.

На заводах эксплуатируются конденсаторы нескольких типов и размеров. Приведем техническую характеристику для одного из них.

Техническая характеристика конденсатора

Габаритные размеры, мм:

диаметр	1000
высота	3200
Площадь поверхности теплообменника, м ²	120

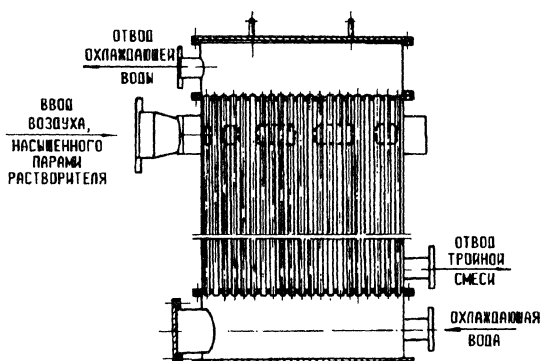


Рис. 139. Трубчатый конденсатор.

Сепаратор

Для отделения воздуха и несконденсировавшихся паров растворителя в конденсаторе, в результате недостаточного их охлаждения от конденсата, представляющего собой механическую тройную смесь рекуператора (эфир, спирт, вода), а также расслоения его применяют сепаратор (рис.140). Он состоит из корпуса 1, в верхней части которого имеется патрубок 2 для поступления в сепаратор рекуператора и паров растворителя с воздухом, в нижней части - патрубок 6 для отвода рекуперата. Корпус закрывается крышкой 4, в которой имеется патрубок 3 для отвода воздуха и паров растворителя. В корпусе имеется смотровое стекло 5, через которое просматривается граница раздела верхнего и нижнего слоев рекуперата и определяется их объем.

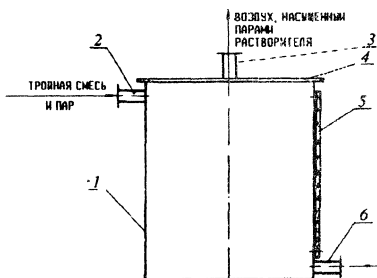


Рис. 140. Сепаратор.

Для отвода проб верхнего и нижнего слоев рекуперата на анализ имеются два крана. Вместимость сепаратора должна быть на $25+30\%$ больше объема рекуперата, полученного при десорбции одного горизонтального адсорбера (отгонка одного горизонтального адсорбера дает около $1000+1200$ л рекуперата).

Гидравлический затвор

При десорбции в адсорберах образуется конденсат водяного пара, который отводится через гидравлический затвор (рис.141). Гидравлический затвор представляет собой корпус 1 в виде трубы диаметром $150+200$ мм, внутри которого помещены трубы 2 диаметром $40+50$ мм. Высота затвора зависит от избыточного давления в адсорбере и может достигать 5м.

Конденсат из адсорберов подается во внутренние трубы, а отводится над внешней трубкой. Конденсаци-

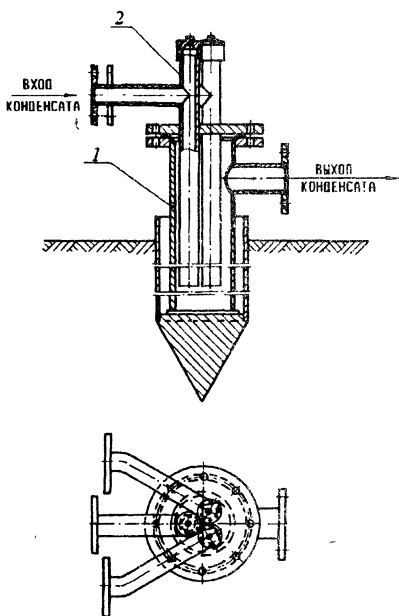


Рис. 141. Гидравлический затвор.

онные горшки здесь непригодны, так как давление паров в адсорберах при десорбции составляет не более $0,2 \text{ кгс/см}^2$ ($0,019 \text{ МПа}$).

Газоходы

Производство пироксилиновых порохов относится к категории огнеопасных производств. Это обстоятельство требует размещать рекуперационные установки на определенном расстоянии от основных технологических зданий. Наружные трубопроводы, проходящие по территории производства, изготавливаются из листовой стали толщиной $2 \div 3 \text{ мм}$. Трубопроводы, проходящие внутри технологических зданий, изготавливаются из оцинкованного железа толщиной $0,5 \div 0,8 \text{ мм}$. Наружные газоходы прокладывают на металлических и железобетонных опорах на высоте $4 \div 4,5 \text{ м}$. Для стока и сбора конденсата, образовавшегося частичной конденсацией воздуха, насыщенного парами растворителя, газоход должен иметь уклон $\alpha = 1:300$ в сторону РУ или в сторону технологических зданий. В месте скопления конденсата в газоходе должна быть сделана воронка с вентилем, через которую конденсат периодически сливается в емкости и отправляется на ректификацию. Должна быть обеспечена герметизация всей трассы газоходов с фильтрами и огнепреградителями. Допускается подсос воздуха из атмосферы не более $10 \div 15\%$ к общему количеству отсасываемого воздуха. Скорость воздуха, насыщенного парами растворителя, в газоходах принимается для внутренних - $5 \div 10 \text{ м/с}$, наружных - $10 \div 15 \text{ м/с}$.

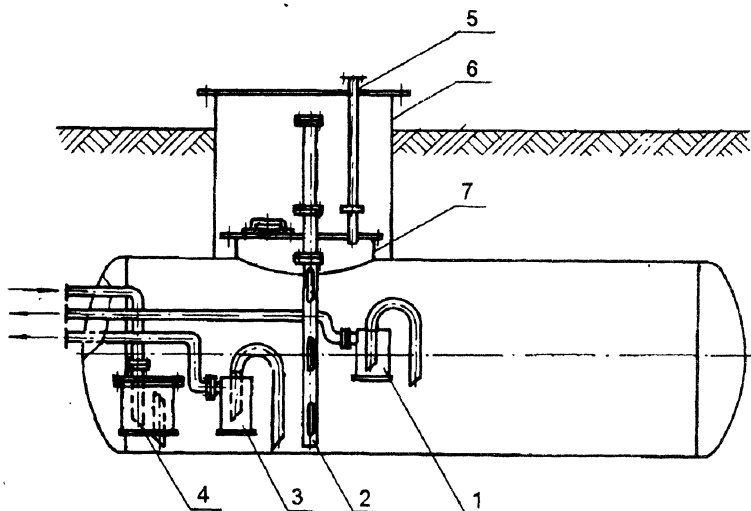


Рис. 142. Резервуар промежуточного хранения.

Резервуар промежуточного хранения

Резервуары промежуточного хранения рекуператора, как правило, расположены под землей. Подземное хранение рекуператора более безопасно в пожарном отношении, обеспечивает меньшие потери растворителя от испарения. Чтобы при наполнении резервуара не было свободного падения струи и возникновения по этой причине зарядов статического электричества, рекуперат направляется в емкость через трубы, опущенные почти до дна.

Резервуар (рис.142) имеет горловину 7 с крышкой, колодец 6, воздушник 5, трубу 2 для замера уровня рейкой, гидрозатворы на трубах нагнетания 4, отбора нижнего слоя 3 и верхнего слоя 1.

Капсюлирующие устройства

При наличии достаточной мощности рекуперационных установок улов паров летучего растворителя зависит прежде всего от капсюлирующих устройств технологического оборудования. Они должны обеспечить максимальный улов паров растворителя от мест их выделения, сведя до минимума рассеивание их в окружающую атмосферу.

К капсюлирующим устройствам предъявляются следующие требования:

- 1) простота конструкции и удобство эксплуатации (должны быть легко доступны для тщательной очистки и промывки водой);
- 2) обеспечение высокого коэффициента улова паров растворителя;
- 3) обеспечение достаточной концентрации паров растворителя в воздухе, обеспечивающей высокий КПД адсорбера;
- 4) обеспечение безопасных условий работы.

Для повышения эффективности капсюлирующих устройств необходимо:

- располагать капсюлирующее устройство в непосредственной близости от точек выделения растворителя и от пола;
- распределять вытяжку воздуха из помещения между отдельными точками в соответствии с потерями растворителя в этих точках;
- в шкафах и шахтах для провяливания пороха подача воздуха на провяливание должна быть на 10+15% меньше вытяжки.

Конструкция капсюлирующих устройств зависит от типа технологического оборудования. Капсюлирующие устройства устанавливаются на трех фазах производства, где при правильной организации отсоса может быть достигнута массовая концентрация паров растворителя в газопроводе не ниже $2+3г/м^3$. Опыт эксплуатации капсюлирующих устройств показывает, что при большем количестве отсасываемого воздуха от точек потерь коэффициент улова выше. Однако увеличивать отсос можно до определенного предела, так как дальнейшее увеличение его привело бы к понижению

массовой концентрации паров растворителя в воздухе, что снижает КПД РУ. Наиболее эффективной и относительно безопасной массовой концентрацией для РУ является смесь с массовой концентрацией растворителя $20 \pm 28 \text{ г/м}^3$, достигнутой при непрерывнодействующей технологии. Для РУ взрывоопасной считается смесь с содержанием растворителя в ней более 30 г/м^3 . Массовая концентрация растворителя в воздухе непостоянная и меняется в довольно широких пределах. Она зависит:

- 1) от количества выделяющихся паров растворителя в единицу времени на фазах;
- 2) от температуры в производственных зданиях;
- 3) от КПД капсюляции;
- 4) от производительности вентилятора.

На основании практических данных существующих капсюлирующих устройств усредненный показатель массовой концентрации паров растворителя в воздухе (г/м^3) на следующих фазах производства пироксилиновых порохов составляет:

обезвоживание	1,92
пластификация	6,6
прессование	7,3
резка	10,4
проявливание	10,7
разымка	5,1

Таблица 37

КПД капсюлирующих устройств отдельных фаз производства

Оборудование	КПД капсюляции
Обезвоживающие центрифуги	$0,62 \pm 0,7$
Смесители лопастные	$0,6 \pm 0,68$
Пресс Бюллера:	
а) прессование мелкозерненных порохов	$0,6 \pm 0,75$
б) прессование среднезерненных порохов	$0,6 \pm 0,75$
Резательные станки:	
а) станок Сан-Галли	$0,75 \pm 0,85$
б) ленточный резательный станок	$0,7 \pm 0,85$
в) станок Разумеева	$0,7 \pm 0,85$
Проявливание:	
а) в шкафах	$0,80 \pm 0,85$
б) в шахтах	$0,85 \pm 0,95$
Разымка и просеивание:	
а) аппарат Моро	$0,7 \pm 0,75$
б) наклон грохот	$0,75 \pm 0,8$
Промежуточный погребок	$0,9 \pm 0,95$

В производстве пироксилиновых порохов по гидропрессовой технологии установлено технологическое оборудование периодического действия, оно не было приспособлено к улову растворителя, поэтому устройство капслюляции в нем представляет определенную трудность. КПД существующих устройств лежит в пределах $0,6 \pm 0,85$. В табл.37 приведены величины КПД отдельных фаз производств по гидропрессовой технологии. При работе по шнековой технологии используется оборудование непрерывного действия, в процессе проектирования которого предусматривались приспособления для улова растворителя, КПД их составляет $0,90 \pm 0,95\%$.

Выделяющиеся на технологических фазах пары растворителя при помощи капслюлирующих устройств отсасываются вентилятором и через висциновый фильтр 3 (см.рис.135) и огнепреградитель 2 по трассам газоходов подаются в здание РУ. Нагнетательный вентилятор 1 разветвляется на ветви соответственно количеству адсорберов, воздух, насыщенный парами растворителя, через калорифер 4 поступает в верхнюю часть адсорбера 7. Скорость прохождения его через слой угля практически находится в пределах $1,5 \pm 2 \text{ л/см}^2$ в минуту. Повышение ее более $2,0 \pm 2,5 \text{ л/см}^2$ в минуту нецелесообразно, так как это ведет к понижению динамической активности адсорбента (угля) и повышению расхода электроэнергии.

В начальный период адсорбции воздух с парами растворителя поступает подогретым в калорифере до температуры $50 \pm 60^\circ\text{C}$. При этом происходит интенсивное удаление влаги, оставшейся в угле после процесса десорбции. Температура угля понижается с $100 \pm 110^\circ\text{C}$ примерно до $50 \pm 60^\circ\text{C}$ и соответствует температуре поступающего подогретого воздуха, насыщенного парами растворителя. Одновременно с насыщением угля парами растворителя происходит и его высушивание. Насыщение угля длится 30-40 мин. После этого пар, поступающий в калорифер, отключается и воздух с парами растворителя без подогрева подается в адсорбер до окончания процесса насыщения. При этом происходит дальнейшее охлаждение угля.

При прохождении воздуха с парами растворителя сверху вниз через слой угля имеющиеся в нем пары растворителя сорбируются и вытесняют из пор угля влагу, которая уносится в атмосферу вместе с очищенным от растворителя воздухом.

Очищенный воздух поступает в приямок 13 и затем по выхлопной трубе - в атмосферу. В приемнике и выхлопной трубе водяные пары частично конденсируются и отводятся в канализацию.

Продолжительность операции насыщения определяется временем начала проникания паров растворителя в смеси с очищенным воздухом. Проникание паров не должно превышать массовой концентрации $0,2 \pm 0,3 \text{ мг/л}$, которая определяется при помощи газового интерферометра каждые 5 мин за последние 30 мин насыщения.

При достижении полного насыщения угля адсорбер переключается на десорбцию, а на насыщение включается другой адсорбер. Для этого гидравлическими тарельчатыми клапанами 5 и 9 перекрывают нагнетательный газопроход воздуха, содержащего пары растворителя, и газопроход отвода очищенного воздуха.

Десорбцию - отгонку растворителя ведут насыщенным водяным паром под давлением $3,5+4 \text{ кгс/см}^2$ ($0,34+0,39 \text{ МПа}$). Прекратив подачу воздуха с парами растворителя, водяной пар подают через барботер под колосниковые решетки, открывая при этом вентили 6 и 8. Водяной пар, проходя слой активированного угля, десорбирует поглощенные пары летучих растворителей и уносит с собой в верхнюю часть адсорбера. Пары растворителя и часть водяного пара поступают в конденсатор - холодильник для конденсации и охлаждения. Процесс десорбции протекает в три стадии.

1. Нагрев системы до температуры $60+70^\circ\text{C}$, при которой начинается десорбция. Нагрев системы производят при максимальной подаче пара в адсорбер.

2. Отгон легкой фракции поглощенных паров растворителя. При дальнейшем повышении температуры начинается бурное выделение паров растворителя и конденсатор не обеспечивает полной конденсации его паров и требуемой степени охлаждения конденсата, что приводит к потерям растворителя. Поэтому на этой стадии отгонки подача пара в адсорбер уменьшается так, чтобы температура угля была не более $80+85^\circ\text{C}$. Отгонка ведется до исчезновения расслоения отгоняемого конденсата (эфирного слоя).

3. Отгонка остальной части растворителя. Отгонка ведется путем динамического воздействия водяным паром и за счет повышения температуры угля до $100+110^\circ\text{C}$. При повышенной температуре, кроме отгонки паров растворителя, происходит частичное выделение сконденсированной на поверхности угля влаги и тем самым облегчается дальнейшее ее удаление в процессе регенерации адсорбента (сушки угля). Конец отгонки определяют по плотности конденсата тройной смеси путем погружения в него ареометра или спиртометра.

Когда плотность конденсата станет близкой к плотности воды (показания ареометра не ниже 0,99) или спиртометр покажет $3+5^\circ$, десорбцию прекращают, адсорбер переключают на адсорбцию.

В процессе десорбции образовавшийся конденсат из адсорбера отводится в канализацию через гидравлический затвор 14. Вытесненные из угля пары растворителя, смешиваясь с водяным паром, поступают в конденсатор - холодильник 10. По мере конденсации тройная смесь (спирт, эфир, вода) из конденсатора самотеком поступает в мерник - сепаратор 11. Температура конденсата должна быть не выше $18+20^\circ\text{C}$. В сепараторе отделяются воздух, вытесненный из адсорбера при десорбции, и неконденсировавшиеся

ся пары растворителя от жидкой фазы. Воздух и пары растворителя поступают на линию общего газохода воздуха, насыщенного парами растворителя, жидкая фаза - тройная смесь - в силу неодинаковой растворимости компонентов и различных их плотностей разделяется в сепараторе на два слоя: верхний слой - эфирный и нижний - водный.

Таблица 38

Состав верхнего и нижнего слоев тройной смеси

Слой	Плотность при 20 °С, кг/дм ³	Содержание по объему, %		
		спирта	эфира	воды
Верхний	0,7276	2,4	96,30	1,46
Нижний	0,9752	10,78	10,14	79,08

Состав слоев приведен в табл.38.

После определения количества дкл в верхнем и нижнем слоях, полученных за одну отгонку и отбором проб на анализ, тройная смесь сливается в подземный резервуар 12 промежуточного хранения. По мере заполнения подземного резервуара промежуточного хранения тройная смесь перекачивается в центральное хранилище. С целью исключения скапливания в верхних слоях богатой растворителем тройной смеси перекачку верхнего и нижнего слоев ведут отдельно.

Вначале ведут перекачку верхнего слоя по линии, идущей от середины бака и продолжающейся до холостого хода насоса, затем по нижней линии до определенного уровня, а при необходимости до незабираемого остатка [24].

Двухфазный цикл рекуперации получил большее распространение на заводах отрасли, так как он более прост в эксплуатации. Однако трехфазный цикл, хотя и не получил широкого распространения, имеет ряд преимуществ, а именно:

1. Трехфазный цикл по сравнению с двухфазным позволяет сохранить сорбционную емкость угля вне зависимости от степени увлажнения его после десорбции.

2. При насыщении по трехфазному циклу динамическая активность угля возрастает примерно в 1,5 раза.

3. Производительность и КИП по трехфазному циклу увеличиваются соответственно на 10÷14% и 5% по сравнению с двухфазным циклом.

4. Разбавление рекуперата водой при работе по трехфазному циклу сокращается примерно в 1,5 раза.

Глава XVII

Расчет производственной мощности порохового производства

В настоящее время существуют две технологии изготовления одноосновных порохов - периодическая и непрерывная.

Производство порохов по периодической технологии состоит из следующих технологических фаз:

1. Обезвоживание пироксилина.
2. Пластификация пороховой массы.
3. Формование пороховых шнуров (прессование).
4. Резка пороховой ленты на пороховые элементы, разымка.
5. Удаление растворителя.
6. Смешение общих партий.

По непрерывной технологии:

1. Обезвоживание пироксилина.
2. Непрерывнодействующий комплекс изготовления порохов, состоящий из двух агрегатов:

I - включающий в себя фазы пластификации пороховой массы, формования пороховых шнуров и резки пороховых элементов;

II - удаление растворителя (аппарат Г-3Ф):

- провяливание;
- вымачивание;
- сушка.

3. Смешение общих партий.

При расчете производственных мощностей порохового производства должны быть реализованы все принципиальные подходы, которые изложены в первом томе данного издания.

Производственные мощности порохового производства с оборудованием периодического действия рассчитываются исходя из его производительности по выпуску за один цикл (при средней продолжительности цикла - его работы).

При непрерывной технологии для расчета производственной мощности берется средняя производительность технологического оборудования.

В основу расчета производственной мощности принимаются плановый ассортимент и номенклатура порохов. Производительность технологического оборудования на технологических фазах как по периодической, так и непрерывной технологиям при изготовлении различных марок порохов различна. Если производительность непрерывнодействующего порохового

комплекса при изготовлении крупнозерненных порохов на основе пироксилина марки СА принять за 1, то марки ВА производительность его снижается примерно на 20%, а при изготовлении трубчатых порохов - на 40%.

По периодической технологии различие производительности оборудования в зависимости от марок порохов обусловлено как изменением продолжительности технологической обработки, так и степенью загрузки оборудования.

Пример расчета. Для примера приводится расчет мощностей производства крупнозерненных порохов по непрерывной технологии. Следует отметить, что производительность оборудования исчисляется в единицах выпускаемого полуфабриката на данном оборудовании без учета потерь полуфабриката на фазе. Пересчет мощности на готовую продукцию по фазам ведется с помощью так называемых коэффициентов пересчета " $K^{\text{пер}}$ ", которые, в свою очередь, определяются коэффициентами прямых затрат. Коэффициент прямых затрат " $K^{\text{пз}}$ " показывает, сколько единиц продукции данной технологической фазы необходимо затратить на изготовление единицы продукции последующей фазы и определяется он исходя из коэффициента выхода годной продукции на фазу " $K_{\text{вых}}$ ", равного

$$\frac{100 - (a + \text{ВТО})}{100}, K^{\text{пз}}_i = \frac{1}{K_{\text{вых}}},$$

где a - абсолютные потери на данной фазе.

Коэффициент пересчета " $K^{\text{пер}}$ " характеризует затраты продукции данной фазы на единицу готовой (целевой) продукции и определяется как произведение коэффициентов прямых затрат данной и всех последующих фаз.

$$K^{\text{пер}}_i = K^{\text{пз}}_i \cdot \dots \cdot K_{n-1} \cdot K_n, \text{ где } n - \text{количество технологических фаз.}$$

Таким образом, при расчете коэффициента пересчета на готовую продукцию учитываются затраты не только данной фазы, но и всех последующих фаз, т.е. комплекс затрат сырья и полуфабрикатов на изготовление готовой продукции. Поэтому этот коэффициент иногда называется коэффициентом комплексных затрат.

В табл.39 в графах 9, 10, 11 приведен расчет коэффициентов прямых затрат и коэффициентов пересчета на готовую продукцию применительно к производству крупнозерненных порохов, выполненный исходя из схемы массопотоков (рис.133) по данным табл.39.

Расчет производственной мощности порохового производства можно вести по разным вариантам в зависимости от поставленной задачи. Наиболее часто встречаются из них два:

**Схема определения коэффициентов пересчета на готовую продукцию
в производстве порохов (непрерывная технология)**

№№ п/п	Фазы производства	Отходы производства, %			Коэффициент выхода годной продукции, $K_{\text{вых}}$		
		абсолютные потери, a	ВТО	Сумма	По абсолютным потерям, $K'_{\text{вых}}$	По ВТО " $K''_{\text{вых}}$	По сумме отходов " $K'''_{\text{вых}}$
1	2	3	4	5	6	7	8
1.	Обезвоживание пироксилина	2,25	-	2,25	$1-0,0025 = 0,9975$	-	0,9775
2.	Пластификация, прессование пороховых шнуров и резка	0,25	-	0,25	$1-0,0025 = 0,9975$	-	0,9775
3.	Удаление растворителя из пороховых элементов	1,1	1,5	2,6	$1-0,011 = 0,9890$	$1-0,015 = 0,9850$	$1-0,026 = 0,9740$
4.	Приемка готового пороха	-	-	-	1	-	1

№№ п/п	Фазы производства	Коэффициент прямых затрат ($K^{пз} = \frac{1}{K_{вых}}$)		Коэффициент пересчета на готовую продукцию $K^{пер} = K^{пз}_п \cdot K^{пз}_{п-1} \cdot \dots \cdot K^{пз}_i$	Расчет минимально необходимой мощно- сти по фазам
		По абсолютным поте- рям $K^{пз} = \frac{1}{K_{вых}}$	ВТО $K^{пз} = \frac{1}{K_{вых}'''}$		
1	2	9	10	11	12
1.	Обезвоживание пироксилина	$\frac{1}{0,9775} = 1,023$	$\frac{1}{0,9775} = 1,023$	$K^{пер}_1 = K^{пз}_4 \cdot K^{пз}_3 \cdot K^{пз}_2 \cdot K^{пз}_1''' = 1 \cdot 0,011 \cdot 1,0025 \cdot 1,0230 = 1,037$	$M_1 = M_4 \cdot K^{пер}_1 \cdot 0,95 = M_4 \cdot 1,037 \cdot 0,95 = M_4 \cdot 0,985$
2.	Пластификация, прес- сование пороховых шнуров	$\frac{1}{0,9775} = 1,0025$	$\frac{1}{0,9975} = 1,0025$	$K^{пер}_2 = K^{пз}_4''' \cdot K^{пз}_3''' \cdot K^{пз}_2''' = 1 \cdot 1,0267 \cdot 1,0025 = 1,029$	$M_2 = M_4 \cdot K^{пер}_2 = M_4 \cdot 1,029$
3.	Удаление растворите- ля из пороховых элементов	$\frac{1}{0,9895} = 1,011$	$\frac{1}{0,9740} = 1,0267$	$K^{пер}_3 = K^{пз}_4''' \cdot K^{пз}_3''' = 1 \cdot 1,0267 = 1,0267$	$M_3 = M_4 \cdot K^{пер}_3 = M_4 \cdot 1,0267$
4.	Приемка готового пороха и отправка его на смешение	1	1	$K^{пер}_4 = K^{пз}_4''' = 1$	$M_4 = 1$

1. Определение необходимого количества технологического оборудования для изготовления заданного количества Вт/год порохов заданной номенклатуры.

2. При наличии технической оснащенности производства - определение выпуска возможного количества порохов заданной номенклатуры.

Рассмотрим 1 вариант расчета мощностей порохового производства по непрерывной технологии. Учитывая, что мощности по фазам должны определяться исходя из принципа пропорциональности, для расчета мощностей необходимо определить коэффициенты пропорциональности между фазами. Коэффициент пропорциональности характеризует равенство или кратность продолжительности технологических операций, соотношение мощностей технологических фаз и цехов, но для этого что-то должно быть принято за единицу, т.е. должна быть определена база, по отношению к которой рассчитываются пропорции мощностей.

Для расчета по 1-му варианту такой базой является последняя фаза приемки готовой продукции и отправки ее на смешение. В этом случае коэффициенты пропорциональности по фазам равны коэффициентам пересчета на готовую продукцию. Согласно расчету, приведенному в табл.39, коэффициенты пропорциональности, или коэффициенты пересчета, по фазам непрерывного производства порохов равны:

$$K_{1}^{\text{пер}} ; K_{2}^{\text{пер}} ; K_{3}^{\text{пер}} ; K_{4}^{\text{пер}} : 1,037; 1,029; 1,0267; 1$$

Каждая составляющая этого ряда пропорциональности показывает, во сколько раз мощность фазы должна быть больше мощности производства в целом, принятой за единицу, которая характеризуется последней фазой приемки готового пороха и отправки его на фазу смешения общих партий.

В графе 12 табл.39 приведены расчеты минимально необходимых мощностей по фазам. Мощность фазы обезвоживания должна быть не менее $1,037 \cdot 0,95$, где 0,95 - массовая доля пироксилина в рецептуре пороха. В зависимости от рецептуры пороха массовая доля пироксилина в порохе может меняться.

Определив коэффициенты пересчета и имея производственную программу по выпуску порохов заданной номенклатуры Вт/год, рассчитываем планово необходимые мощности на фазах порохового производства, а затем по производительности количество необходимого технологического оборудования по технологическим фазам.

Проведенными исследованиями показано, что оптимальный коэффициент использования мощности производства пироксилиновых порохов составляет 0,94. Тогда планово необходимая мощность любой технологической фазы составит

$$M_1 = \frac{B \cdot K_i^{\text{пер}}}{0,94} \text{ т/год}$$

Расчет мощности технологической фазы обезвоживания

Планово необходимая мощность или мощность, необходимая для выполнения заданной программы по фазе обезвоживания, равна

$$M_1 = \frac{B \cdot 0,985}{0,94} \text{ т/год}$$

Единичная мощность обезвоживающей центрифуги

$$M_{\text{об}} = G \cdot T_{\text{эф}}$$

Тогда необходимое количество центрифуг на фазе обезвоживания составит

$$n = \frac{B \cdot 0,985}{0,94 \cdot G \cdot T_{\text{эф}}} \text{ шт.},$$

где B т/год - производственная программа или план выпуска порохов заданной номенклатуры;

$G_{\text{ц}}$ - производительность обезвоживающей центрифуги (см. расчет стр.30);

$T_{\text{эф}}$ - эффективный фонд рабочего времени центрифуги (см. Приложение IV).

Подставляя в уравнение цифровые значения, получим

$$n = \frac{B \cdot 0,985}{0,94 \cdot 72 \cdot 7751} \text{ шт.}$$

Расчет производственной мощности одного непрерывнодействующего комплекса изготовления порохов

Производительность агрегатов комплекса и составляющих их аппаратов взаимно связаны и взаимно обусловлены.

Планово необходимая мощность 1 агрегата фазы пластификации комплекса для изготовления порохов заданного объема B т/год и номенклатуры:

$$M_2 = \frac{B \cdot 1,029}{0,94} \text{ т/год.}$$

Планово необходимая мощность фазы удаления растворителя (аппарат Г-3Ф) должна быть:

$$M_3 = \frac{B \cdot 1,0267}{0,94} \text{ т/год.}$$

Планово необходимая мощность всего комплекса по готовому пороху составляет:

$$M_4 = \frac{B \cdot 1}{0,94} \text{ т/год.}$$

Расчет производственной мощности одного комплексного здания по производству порохов

Комплексное здание по производству порохов состоит из двух технологических линий и одного отделения обезвреживания пироксилина.

Производственная мощность одной линии порохового комплекса определяется производительностью шнек - пресса Ш-2В. Для крупнозерненных порохов типа 14/7, 9/7 производительность шнек - пресса составляет $G=200\text{кг/ч}$ при количестве матричных втулок в обойме 19-24 соответственно (см.расчет стр.166).

Единичная мощность пресса технологической нитки составит:

$$M_{\text{ш}} = G \cdot T_{\text{эф}}$$

где $T_{\text{эф}}$ - эффективный фонд рабочего времени пресса.

Для определения времени на ППР в основу расчета берется аппарат Г-3Ф, обладающий максимальной ремонтной сложностью. Согласно графику аппарат Г-3Ф раз в квартал останавливается на двое суток (48ч) с полной его разгрузкой и чисткой, в это время проводится текущий ремонт и плановый осмотр оборудования всего комплекса. С учетом возраста аппаратов, технологических и неизбежных остановок, общее время простоев составит 979ч.год. Тогда $T_{\text{эф}}=7781$ (см.Приложение III).

Подставляя цифровые значения в уравнение единичной мощности пресса технологической линии, получим

$$M_{\text{ш}} = G \cdot T_{\text{эф}} = 200 \cdot 7781 = 1556 \text{ т/год}$$

Принимаем $M_{\text{ш}} = 1600 \text{ т/год.}$

Тогда производственная мощность одного здания

$$G = M_{\text{ш}} \cdot 2 = 1600 \cdot 2 = 3200 \text{ т/год.}$$

При этом планово необходимая мощность технологической линии фазы пластификации составит:

$$M_2 = \frac{M_{\text{ш}} \cdot 1,029}{0,94} = \frac{1600 \cdot 1,029}{0,94} = 1751 \text{ т/год}$$

фазы удаления растворителя:

$$M_3 = \frac{M_{\text{ш}} \cdot 1,0267}{0,94} = \frac{1600 \cdot 1,0267}{0,94} = 1748 \text{ т/год.}$$

*Расчет потребного количества обезвоживающих центрифуг
в комплексном здании*

Для изготовления 3200т порохов необходимо пироксилина
 $3200 \cdot 0,985 = 3152$ т. Единичная мощность обезвоживающей центрифуги

$$M_{об.} = G_{ц} \cdot T_{эф.} = 72 \cdot 7751 = 558 \text{ т/год},$$

где $T_{эф.} = 7751$ - эффективный фонд времени работы центрифуги (приложение IV).

Тогда необходимое количество центрифуг на технологическое комплексное здание составит:

$$n = \frac{3152}{M_{об.}} = \frac{3152}{558} = 5,65 \text{ шт}$$

Принимаем $n=6$ центрифуг.

Для выпуска Вт/год порохов этих марок количество комплексных зданий составит:

$$n_k = \frac{B}{0,94 \cdot G} = \frac{B}{0,94 \cdot 3200} \text{ шт}$$

Расчет производственной мощности порохового производства периодической технологии ведется аналогично приведенному.

Как и в ранее описанном расчете, мощность данного порохового производства определяется исходя из производительности гидравлического прессы, как наиболее сложного с технической точки зрения.

Объем выпуска полуфабрикатов между фазами должен быть пропорциональным согласно расчетам.

Объем выпуска полуфабрикатов технологическими фазами непрерывной технологии, при выпуске той или иной марки порохов, регулируется изменением частоты вращения соответствующего оборудования на фазе.

По периодической технологии выпуск полуфабрикатов каждой фазы регулируется временем работы отдельно взятого технологического оборудования соответствующей технологической фазы.

Коэффициенты пересчета на готовую продукцию по технологическим фазам периодической технологии приведены в табл.40.

**Определение коэффициентов пересчета на готовую продукцию в производстве порохов
(периодическая технология)**

№	Фазы производства	Отходы производства, % (ср. значения по таблице 34)			Коэффициенты выхода годной продукции			Коэффициенты прямых затрат, $K_{пз}=1/K_{вых}$		Коэффициенты пересчета на готовую продукцию, $K_{пер}$	Расчет минимально необходимой мощности по фазам, M_i
		абсолютные потери	ВТО	сумма	По абсолютным потерям, $K_{вых}$	По ВТО, $K_{вых}$	По сумме отходов, $K_{вых}$	По абсолютным потерям $K_{пз}' = \frac{1}{K_{вых}}$	По сумме отходов $K_{пз}''' = \frac{1}{K_{вых}}$	$K_{пер} = K_{пз} \cdot K_{пз}' \cdot K_{пз}''' \cdot \dots \cdot K_{пз}^{(n)}$	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	Обезвоживание пироксилина	2,25	--	2,25	0,9775	--	0,9775	1,023	1,023	1,047	$M_1 = M_7 \cdot 0,95 \cdot 1,047$
2	Пластификация пироксилина	0,70	0,60	1,3	0,9930	0,9940	0,9870	1,007	1,013	1,170	$M_2 = -M_7 \cdot 1,170$
3	Прессование пороховых шнуров	1,1	2,75	3,85	0,9890	0,9725	0,9615	1,011	1,041	1,155	$M_3 = -M_7 \cdot 1,155$
4	Резка, сортировка пороховых элементов	0,4	7,5	7,9	0,9960	0,9250	0,9210	1,004	1,086	1,110	$M_4 = -M_7 \cdot 1,110$
5	Удаление растворителя	--	--	--	1,0000	1,0000	1,0000	1,000	1,000	1,022	$M_5 = -M_7 \cdot 1,022$
6	Смешение общих партий	0,05	2,1	2,15	0,9995	0,9790	0,9785	1,001	1,022	1,022	$M_6 = -M_7 \cdot 1,022$

I - энтальпия влажного воздуха в ккал/кг с. в.;

d - влагосодержание влажного воздуха в г/кг с. в.;

V₀ - объем влажного воздуха в м³/кг с. в.

Барометрическое давление В-745 мм рт. ст.

Температура в °C	Параметры	Относительная влажность воздуха в %											
		0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
0	I	0,00	0,11	0,23	0,46	0,69	0,91	1,15	1,37	1,61	1,83	2,06	2,30
	d	0,00	0,19	0,38	0,77	1,15	1,53	1,92	2,30	2,69	3,07	3,46	3,85
	V ₀	0,7893	0,7895	0,7897	0,7902	0,7907	0,7912	0,7925	0,7922	0,7927	0,7932	0,7937	0,7941
5	I	1,20	1,36	1,53	1,85	2,18	2,51	2,84	3,17	3,50	3,83	4,16	4,50
	d	0,00	0,27	0,55	1,09	1,64	2,19	2,74	3,29	3,85	4,40	4,95	5,51
	V ₀	0,8037	0,8041	0,8044	0,8051	0,8058	0,8065	0,8073	0,8080	0,8087	0,8094	0,8101	0,8108
10	I	2,39	2,62	2,86	3,32	3,78	4,25	4,72	5,19	5,66	6,13	6,60	7,08
	d	0,00	0,38	0,77	1,54	2,31	3,09	3,87	4,65	5,43	6,21	7,00	7,78
	V ₀	0,8182	0,8187	0,8192	0,8202	0,8212	0,8222	0,8233	0,8243	0,8253	0,8263	0,8274	0,8284
15	I	3,59	3,91	4,24	4,88	5,54	6,19	6,84	7,50	8,16	8,82	9,48	10,15
	d	0,00	0,53	1,07	2,14	3,22	4,30	5,38	6,47	7,56	8,66	9,76	10,86
	V ₀	0,8326	0,8333	0,8340	0,8355	0,8369	0,8384	0,8398	0,8413	0,8427	0,8442	0,8457	0,8472

Темпе- ратура в °C	Пара- метры	Относительная влажность воздуха в %											
		0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
20	I	1,79	5,23	5,68	6,57	7,47	8,37	9,28	10,19	11,10	12,02	12,95	13,88
	d	0,00	0,73	1,47	2,94	4,42	5,91	7,41	8,91	10,42	11,94	13,46	15,00
	V ₀	0,8471	0,8481	0,8491	0,8511	0,8531	0,8551	0,8572	0,8592	0,8613	0,8633	0,8654	0,8675
25	I	5,99	6,59	7,20	8,42	9,64	10,88	12,12	13,37	14,63	15,89	17,17	18,45
	d	0,00	0,99	1,99	3,99	6,01	8,04	10,08	12,14	14,21	16,29	18,39	20,50
	V ₀	0,8615	0,8629	0,8643	0,8670	0,8698	0,8727	0,8755	0,8783	0,8812	0,8841	0,8870	0,8899
30	I	7,19	8,00	8,82	10,46	12,12	13,79	15,48	17,18	18,90	20,63	22,38	24,14
	d	0,00	1,33	2,67	5,36	8,08	10,82	13,59	16,37	19,19	22,03	24,89	27,78
	V ₀	0,8760	0,8778	0,8797	0,8835	0,8873	0,8912	0,8951	0,8990	0,9030	0,9070	0,9110	0,9151
35	I	8,39	9,47	10,56	12,76	14,98	17,23	19,50	21,80	24,13	26,24	28,86	31,27
	d	0,00	1,77	3,55	7,13	10,76	14,42	18,14	21,90	25,70	29,54	33,43	37,37
	V ₀	0,8904	0,8929	0,8955	0,9006	0,9058	0,9111	0,9164	0,9217	0,9272	0,9327	0,9382	0,9438
40	I	9,58	11,01	12,45	15,37	18,32	21,31	24,36	27,45	30,59	33,78	37,02	40,31
	d	0,00	2,32	4,66	9,40	14,20	19,07	24,03	29,05	34,16	39,35	44,62	49,98
	V ₀	0,9049	0,9082	0,9116	0,9189	0,9255	0,9326	0,9398	0,9471	0,9545	0,9620	0,9697	0,9775
45	I	10,78	12,65	14,53	18,36	22,25	26,23	30,29	34,43	38,65	42,96	47,36	51,86
	d	0,00	3,02	6,07	12,27	18,58	25,03	31,60	38,31	45,15	52,14	59,28	66,57
	V ₀	0,9193	0,9238	0,9283	0,9375	0,9468	0,9563	0,9660	0,9759	0,9860	0,9963	1,0068	1,0175

Темпе- ратура в °C	Пара- метры	Относительная влажность воздуха в %											
		0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
50	I	11,98	14,40	16,84	21,82	26,93	32,18	37,56	43,08	48,76	54,59	60,58	66,74
	d	0,00	3,90	7,84	15,88	24,13	32,60	41,29	50,21	59,38	68,79	78,47	88,42
	V _O	0,9338	0,9396	0,9455	0,9576	0,9700	0,9827	0,9951	1,0090	1,0228	1,0368	1,0513	1,0662
55	I	13,18	16,28	19,43	25,89	32,55	39,45	46,57	53,94	61,68	69,49	77,69	86,18
	d	0,00	4,98	10,05	20,43	31,15	42,24	53,70	65,57	77,86	90,60	103,80	117,50
	V _O	0,9482	0,9558	0,9635	0,9794	0,9957	1,0125	1,0300	1,0480	1,0667	1,0860	1,1060	1,1268
60	I	14,38	18,33	22,36	30,67	39,33	48,38	57,81	67,68	78,01	88,82	100,15	112,05
	d	0,00	6,33	12,78	26,10	39,98	54,48	69,61	85,44	102,00	119,35	137,54	156,64
	V _O	0,9627	0,9725	0,9824	1,0030	1,0245	1,0469	1,0702	1,0946	1,1201	1,1468	1,1748	1,2041
65	I	15,58	20,58	25,70	36,35	47,58	59,43	71,90	85,24	99,32	114,27	130,19	147,15
	d	0,00	7,97	16,14	33,15	51,08	70,02	89,95	11,26	133,77	157,69	183,15	210,31
	V _O	0,9771	0,9896	1,0025	1,0292	1,0573	1,0870	1,1170	1,1514	1,1866	1,2239	1,2636	1,3059
70	I	16,78	23,05	29,53	43,13	57,66	73,24	89,88	107,98	127,43	148,49	171,37	196,30
	d	0,00	9,97	20,27	41,90	65,03	89,83	116,33	145,16	176,15	209,73	246,21	285,99
	V _O	0,9916	1,0075	1,0239	1,0583	1,0951	1,1345	1,1754	1,2222	1,2713	1,3244	1,3820	1,4448
75	I	17,99	25,81	33,95	51,26	70,09	90,64	113,17	137,95	165,37	195,84	229,89	268,20
	d	0,00	12,40	25,30	52,74	82,60	115,21	150,96	190,31	233,85	282,25	336,37	397,29
	V _O	1,0060	1,0261	1,0469	1,0912	1,1394	1,1919	1,2494	1,3126	1,3824	1,4600	1,5466	1,6441

Температура в °C	Параметры	Относительная влажность воздуха в %											
		0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
80	I	19,19	28,89	39,08	61,07	85,51	112,82	143,54	178,35	218,09	263,90	317,27	380,22
	d	0,00	15,32	31,41	66,15	104,77	147,96	196,55	251,62	314,53	387,06	471,60	571,34
	V ₀	1,02,05	1,0456	1,0720	1,1289	1,1920	1,2625	1,3417	1,4313	1,5336	1,6513	1,7885	1,9500
85	I	20,39	32,36	45,07	73,02	104,92	141,65	184,40	234,77	294,96	368,15	459,03	574,83
	d	0,00	18,83	38,84	82,83	133,07	190,95	258,35	337,78	432,75	548,25	691,72	874,65
	V ₀	1,0349	1,0662	1,0995	1,1725	1,2558	1,3515	1,4628	1,5938	1,7502	1,9401	2,1759	2,4762
90	I	21,59	36,28	52,09	87,61	129,53	179,69	240,80	316,82	413,93	542,29	719,78	981,06
	d	0,00	23,02	47,81	103,54	169,34	248,12	344,13	463,62	616,33	814,24	1097,51	1508,85
	V ₀	1,0494	1,0882	1,1300	1,2237	1,3342	1,4662	1,6268	1,8264	2,0812	2,4176	2,8824	3,5664
95	I	22,79	40,73	60,35	105,69	161,43	231,61	322,62	445,27	619,45	886,03	1344,84	2320,34
	d	0,00	28,02	58,68	129,55	216,75	326,60	469,12	661,27	934,27	1352,19	2071,68	3601,74
	V ₀	1,0638	1,1117	1,1641	1,2849	1,4332	1,61,97	1,8612	2,1863	2,6476	3,3529	4,5662	7,1448
99,4	I	23,85	45,20	68,94	125,31	198,19	295,35	431,56	636,11	977,28	1660,04	3710,31	
	d	0,00	33,24	70,23	158,08	271,75	423,39	636,07	955,60	1488,73	2555,95	5761,26	
	V ₀	1,0765	1,1341	1,1980	1,3482	1,5451	1,8055	2,1700	2,7167	3,6277	5,4498	10,9192	
100	I	24,00	45,35	69,10	125,59	198,35	295,50	431,68	636,18	977,26	1659,81	3707,78	
	d	0,00	33,24	70,22	158,23	271,66	423,21	635,76	955,06	1487,82	2554,20	5754,47	
	V ₀	1,0783	1,1359	1,1999	1,3519	1,5473	1,8078	2,1726	2,7198	3,6310	5,4554	10,9251	

Приложение 2.

Удельные массы водно - спиртовых смесей при различных температурах

Массовая доля	Удельная масса смесей			
	При 0° С	При 10° С	При 20° С	При 30° С
0	0,99988	0,99975	0,99831	0,99579
5	0,99135	0,99113	0,98945	0,98680
10	0,98493	0,98409	0,98195	0,97892
15	0,97995	0,97816	0,97527	0,97142
20	0,97566	0,97263	0,96877	0,96413
25	0,97115	0,96672	0,96185	0,95628
30	0,96540	0,95998	0,95403	0,94751
35	0,95784	0,95174	0,94514	0,93813
40	0,94939	0,94255	0,93511	0,92787
45	0,93977	0,93254	0,92493	0,91710
50	0,92940	0,92182	0,91400	0,90577
55	0,91548	0,91074	0,90275	0,89456
60	0,90742	0,89944	0,89129	0,88304
65	0,89595	0,88790	0,87961	0,87125
70	0,88420	0,87613	0,86781	0,85925
75	0,87245	0,86427	0,85580	0,84719
80	0,86035	0,85215	0,84366	0,83483
85	0,84789	0,83967	0,83115	0,82232
90	0,83482	0,82665	0,81801	0,80918
95	0,82119	0,81291	0,80433	0,79553
100	0,80625	0,79788	0,78945	0,78096

**Соотношение между объемными, массовыми долями и
удельными массами водно - спиртовых смесей при $t = 15^{\circ} \text{C}$.**

Объемная доля, %	Массовая доля, %	Удельная масса	Объемная доля, %	Массовая доля, %	Удельная масса
0	0	1,000	51	43,47	0,9
1	0,80	0,9985	52	44,42	0,9
2	1,60	0,9970	53	45,37	0,9
3	2,40	0,9956	54	46,32	0,9
4	3,20	0,9942	55	47,29	0,9
5	4,00	0,9923	56	48,26	0,9
6	4,80	0,9916	57	49,23	0,9
7	5,62	0,9903	58	50,21	0,9
8	6,42	0,9891	59	51,20	0,9
9	7,24	0,9879	60	52,20	0,9
10	8,05	0,9867	61	53,20	0,9
11	8,87	0,9855	62	54,19	0,9
12	9,60	0,9845	63	55,21	0,9
13	10,51	0,9833	64	56,23	0,9
14	11,33	0,9822	65	57,25	0,9
15	12,15	0,9812	66	58,29	0,9
16	12,97	0,9802	67	59,33	0,8
17	13,80	0,9792	68	60,38	0,8
18	14,62	0,9762	69	61,43	0,8
19	15,44	0,9773	70	62,49	0,8
20	16,28	0,9763	71	63,57	0,8
21	17,12	0,9753	72	64,65	0,8
22	17,95	0,9742	73	65,73	0,8
23	18,79	0,9732	74	66,83	0,8
24	19,62	0,9721	75	67,93	0,8
25	20,40	0,9711	76	69,04	0,8
26	21,30	0,9700	77	70,71	0,8
27	22,14	0,9690	78	71,30	0,8
28	22,99	0,9670	79	72,45	0,8

Продолжение приложения 3.

29	23,84	0,9663	80	73,58	0,8645
30	24,69	0,96,57	81	74,75	0,8617
31	25,55	0,9645	82	75,91	0,8589
32	26,40	0,9633	83	77,09	0,8560
33	27,26	0,9621	84	78,29	0,8531
34	28,13	0,9608	85	79,50	0,8502
35	28,99	0,9594	86	80,70	0,8472
36	29,66	0,9581	87	81,95	0,8442
37	30,74	0,9567	88	83,17	0,8411
38	31,62	0,9553	89	87,46	0,8379
39	32,50	0,9533	90	85,76	0,8346
40	33,39	0,9523	91	87,06	0,8312
41	34,28	0,9507	92	88,38	0,8278
42	35,18	0,9491	93	89,71	0,8242
43	36,08	0,9474	94	91,08	0,8206
44	36,99	0,9457	95	92,46	0,8164
45	37,90	0,9440	96	93,89	0,8125
46	38,82	0,9442	97	95,34	0,8083
47	39,73	0,9404	98	96,84	0,8039
48	40,66	0,9386	99	98,39	0,7993
49	41,59	0,9367	100	100	0,7943
50	42,52	0,9348			

Наименование оборудования	Среднегодовая продолжительность простоя на ремонте, ч $T_{ппр}$ K_c (по системе ППР)	Время плановых простоев оборудования, ч		Эффективный фонд рабочего времени оборудования, ч $T_{эф} =$ $= T_{рет} - T_{ппр} - T_{то} - T_{мо}$
		Технически обес-нованные остано-новки, $T_{то}$ (согласно инст-рукции)	Технологиче-ские неизбеж-ные остановки, ч $T_{н.о.}$ (по статистике)	
Обезвоживающая центрифуга типа ВГ-1000х400	$296 \cdot 1,1 = 325$	$2 \cdot 12 \cdot 8 = 192$ (2 раза в мес. по 8 часов)	300	$7751 =$ $= 8568 - 325 - 192 - 300$
Непрерывнодействующий поро-ховой комплекс (1 нитка)	$269 \cdot 1,1 = 295$	I-агрегат $2 \cdot 12 \cdot 8 = 192$ II-агрегат $48 \cdot 4 = 192$ $192 + 192 = 384$	300	$7781 =$ $= 8760 - 295 - 384 - 300$

Литература

1. Серебряков М.Б. *Внутренняя баллистика ствольных систем и пороховых ракет*. М., Оборонгиз, 1962.
2. Закощиков А.П. *Нитроцеллюлоза*. М., Оборонгиз, 1950.
3. Лукьянов П.М. *История химических промыслов и химической промышленности России до конца XIX века. Том V*, М. Академия наук СССР, 1949.
4. Менделеев Д.И. *Сочинение. Том IX*, Л.-М. Академия наук СССР, 1949.
5. Чернобыльский И.И. *Машины и аппараты химической промышленности*. М. - Киев. Машгаз. 1962.
6. Тарасов А.П. *Производство бездымных порохов. Справочные материалы*. М. Дом техники, 1963.
7. Воробьев П.И. *Пироксилин и бездымный пироксилиновый порох*. М. Гособорониздат 1940.
8. Касаткин А.Г. *Основные процессы и аппараты химической технологии*. М. Госхимиздат. 1955.
9. Короняко А.С., Кременштейн, Л.И. *Теория механизмов и машин*. Киев. Гостехиздат УССР, 1947.
10. Закгейм И. Т. Савинский А.В. *Производство этилового эфира*. М.-Л. Госхимиздат, 1947.
11. Маковоз В.В. *Гидравлика и гидравлические машины*. М. Машгаз, 1962.
12. Григорьев П.И. *Элементы теории винтовых конвейеров*. Казань, Химико-технологический институт им. С.М. Кирова. 1956-1957гг.
13. Будукин В.Ф. *Основы шнек-винта*. М. Оборонгиз, 1940.
14. Рябинин Д.Д., Лукач Ю.Е. *Червячные машины для переработки пластических масс и резиновых смесей*. М., Машиностроение, 1965.
15. Губкин С.И. *Теория обработки металлов давлением*. М., Металлургиздат, 1947.
16. Лукьянов В.В. *Технология и оборудование макаронного производства*, М., Пищепромиздат, 1951.
17. Шенкель Г. *Шнековые прессы для пластмасс*. Л., Госхимиздат, 1962, 467с.
18. Бортников В.Г. *Основы технологии переработки пластических масс*. Л., Химия, 1963, 304с.

19. Гинзбург А.С. *Сушка пищевых продуктов*. М., Пищепромиздат, 1960, 683с.
20. Головинцов А.Г., Юдаев Б.Н., Федотов Е.И., *Техническая термодинамика и теплопередача*. М., Машиностроение, 1970, 267с.
21. Нестеренко А.В. *Основы термодинамических расчетов вентиляции и кондиционирования воздуха*. М., Высшая школа, 1971, 460с.
22. Турбин Б. Г., Лурье А.Б., Мельников С.М. *Сельскохозяйственные машины*. М.-Л., Машиностроение, 1967, 584с.
23. Эйдли И.Я. *Бумагоделательные и отделочные машины*. М., Лесная промышленность, 1970, 623с.
24. Николаевский К.П. *Проектирование рекуперации летучих растворителей с адсорберами периодического действия*. М., Оборонгиз, 1961, 238с.

Оглавление

Введение	3
Глава I Развитие производства пироксилиновых порохов.	5
Глава II Схемы технологического процесса производства пироксилиновых порохов	9
Получение пироксилиновых порохов по периодической технологии	9
Получение артиллерийских зерновых порохов по непрерывной технологии.	11
Механизированный комплекс изготовления крупнозерновых порохов по технологической схеме центрифуга ФГП - 909К - I - аппарат КСП - 500А (Каскадный смеситель - пресс).	14
Прессование мелкозерновых порохов по технологической схеме: аппарат КСП-500А - пресс "Бюлер"	16
Глава III Обезвоживание нитратов целлюлозы.	19
Назначение операции обезвоживания.	19
Раздельный процесс обезвоживания	23
Центрифуги	24
Привод центрифуги	25
Работа обезвоживающей центрифуги	26
Расчет производительности обезвоживающей центрифуги	27
Совмещенный процесс обезвоживания на циклических центрифугах типа ФГП-909к 01	30
Совмещенный процесс обезвоживания на гидравлическом прессе "Лумис"	35
Глава IV Приготовление пороховой массы	41
Назначение и сущность операции.	41
Лопастной мешатель	43
Мешатель с пером, имеющим вращательное и возвратно - поступательное движение (рис. 14)	50
Горизонтальный непрерывнодействующий мешатель	52
Технологический расчет мешателя	59
Аппарат КСП (каскадный смеситель - пресс)	64
Технологический расчет аппарата	72
Глава V Вспомогательное оборудование фазы приготовления пороховой массы.	82
Оборудование для приготовления раствора дефиниламина в эфире	82
Дозирование загружаемых в непрерывно действующий мешатель компонентов.	83
Насос - дозатор	84
Контрольный фонарь, его устройство и принцип действия.	89
Обеспечение герметичности соединений	90

	Некоторые указания по эксплуатации насоса - дозатора.
	Шнек - дозатор для пироксилина
Глава VI	Формование пороховых элементов прессованием
	Назначение и сущность операции прессования
	Пластическая деформация при прессовании пороховых масс.
	Гидравлические прессы
	Устройство пресса Бюлера
	Расчет производительности и мощности гидропрессовой установки
	Шнековый пресс Ш-2В для прессования пироксилиновых порохов
	Экспериментальные и теоретические исследования шнековых прессов пироксилиновых порохов.
	Влияние профиля рифов втулки и физико - механических свойств пороховой массы на работу шнек - прессы.
	Технологический расчет шнек - прессы Ш-2В.
Глава VII	Матричный инструмент
	Матрицы
	Расчет и конструирование матриц
Глава VIII	Резка пороха
	Назначение операции резки
	Станок Разумеева
	Ленточный резательный станок
	Станок Сан - Галли
	Резательный станок для автоматической резки трубчатых порохов
	55 - секционный пневматический станок для резки пороховой трубки
	Непрерывнодействующий резательный агрегат
Глава IX	Удаление растворителя из пироксилинового пороха.
	Проявливание.
	Проявочные шкафы
	Шахтный аппарат для проявливания зерненных порохов.
	Кассетная технология проявливания трубчатых порохов.
	Вымачивание
	Сушка пороха
	Аппарат 11А (Г-3Ф)
	Изготовление зерненных порохов
	Модернизированный аппарат Г-3Ф.
Глава X	Некоторые виды порохов специального назначения
	Флегматизированные пороха
	Графитованные пороха
	Пористые пороха
	Беспламенные и пламягасящие пороха

Малогигроскопические пороха	289
Глава XI Сортировка порохов (разымка)	290
Наклоны	291
Цилиндрические разымочные аппараты	293
Технологические схемы сортировки порохов	297
Глава XII Смещение порохов	301
Аппарат Рудакова	302
Аппарат Тарасова	304
Каскадно - бункерный агрегат смешения	305
Ленточно - бункерный агрегат смешения	309
Управление ленточно - бункерным агрегатом смешения	313
Технологический расчет агрегата смешения	313
Глава XIII Изготовление пироксилинового охотничьего пороха "Сокол"	317
Вертикальные вальцы	322
Резательный станок	324
Глава XIV Переработка возвратных технологических отходов и устаревших порохов	329
Технологическая схема приготовления пороховой крошки	332
Глава XV Баланс пироксилина и спиртоэфирного растворителя в производстве пироксилиновых порохов	346
Баланс пироксилина в производстве	346
Баланс спиртоэфирного растворителя	348
Глава XVI Улавливание растворителя	354
Схемы рекуперационных установок	355
Глава XVII Расчет производственной мощности порохового производства	370
Приложение 1. Барометрическое давление В-745 мм рт.ст. (99,3 кПа).	379
Приложение 2. Удельные массы водно-спиртовых смесей при различных температурах	383
Приложение 3. Соотношения между объемами, массовыми долями и удельными массами водно-спиртовых смесей при t°C	384
Приложение 4. Расчет эффективного фонда рабочего времени оборудования	387
Литература	388
Вклейка №1. Рис. 1. Схема технологического процесса получения пироксилиновых порохов по периодической технологии.	
Вклейка №2. Рис. 2. Схема технологического процесса получения пироксилиновых порохов по непрерывной технологии.	
Вклейка №3. Рис. 91. Аппарат Г-3Ф. Общий вид.	
Вклейка №4. Рис. 97. Модернизированный аппарат Г-3Ф. Общий вид.	
Вклейка №5. Рис. 120. Технологическая схема приготовления пороха "Сокол".	

Вклейка N1 к книге "Технология
пироксилиновых порохов", том II.

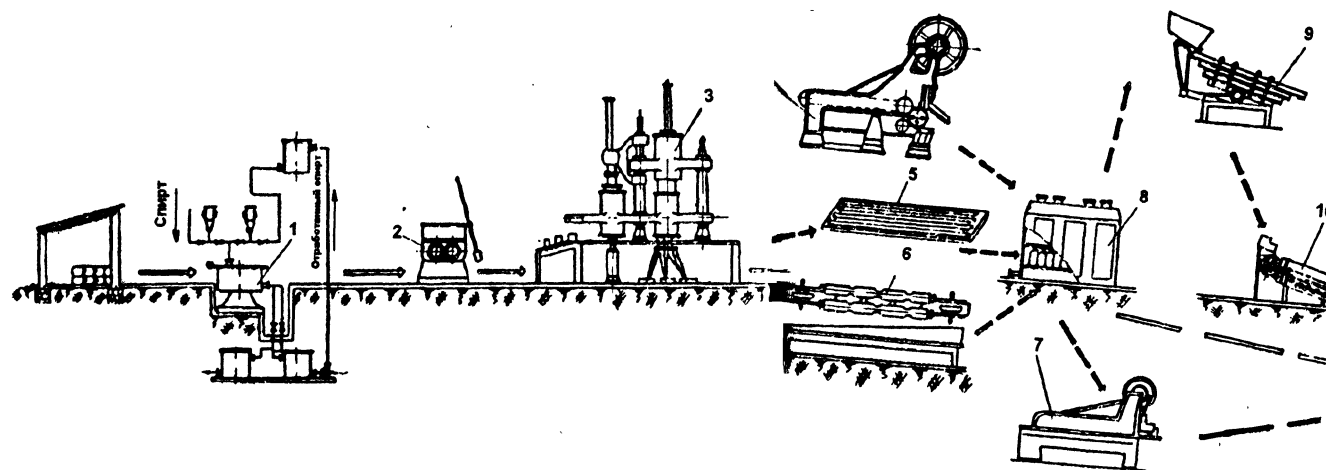


Рис.1. Схема технологического процесса получения пироксилиновых порохов по периодической технологии.

Вклейка N2 к книге "Технология
пироксилиновых порохов", том II.

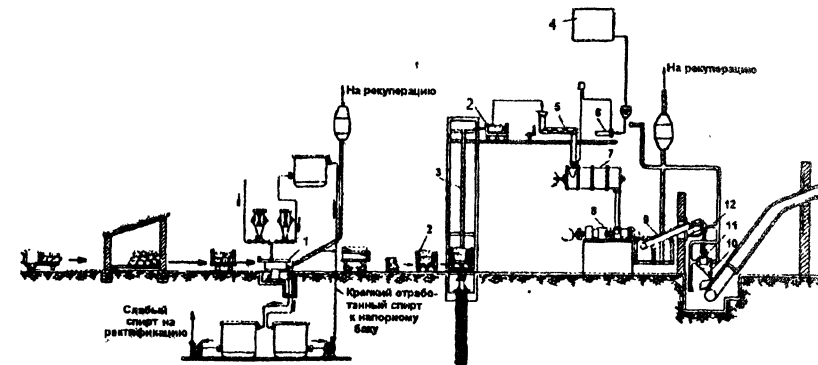
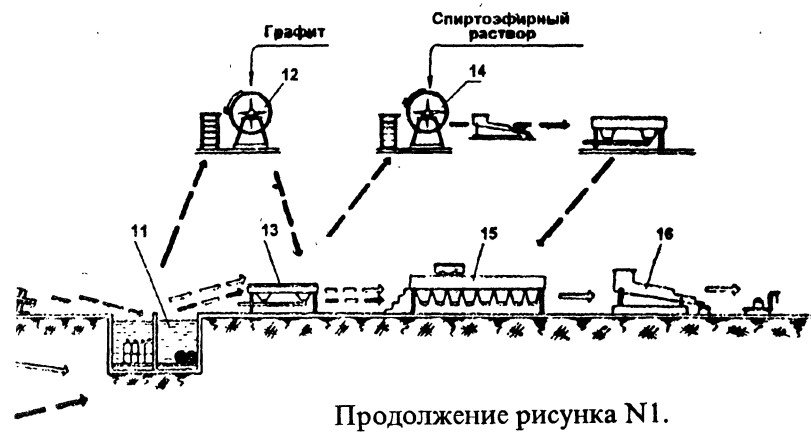
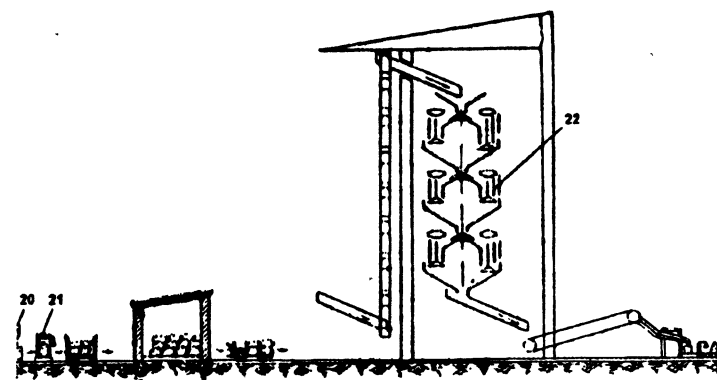
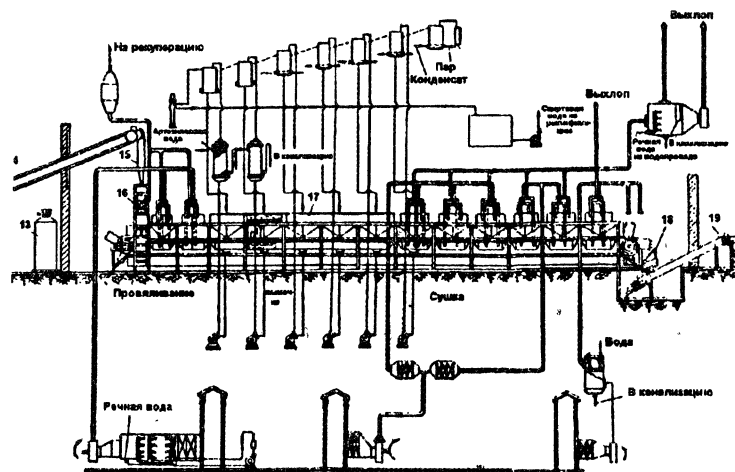
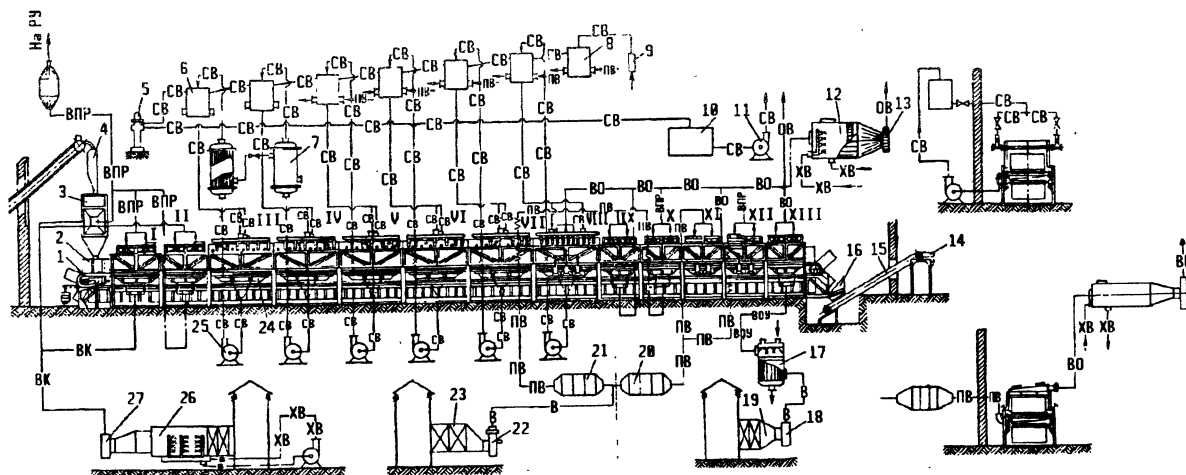


Рис.2. Схема технологического процесса получения пироксилиновых порохов по непрерывной технологии



Продолжение рисунка N2.

Вклейка №3 к книге "Технология
пироксилиновых порохов", том II.

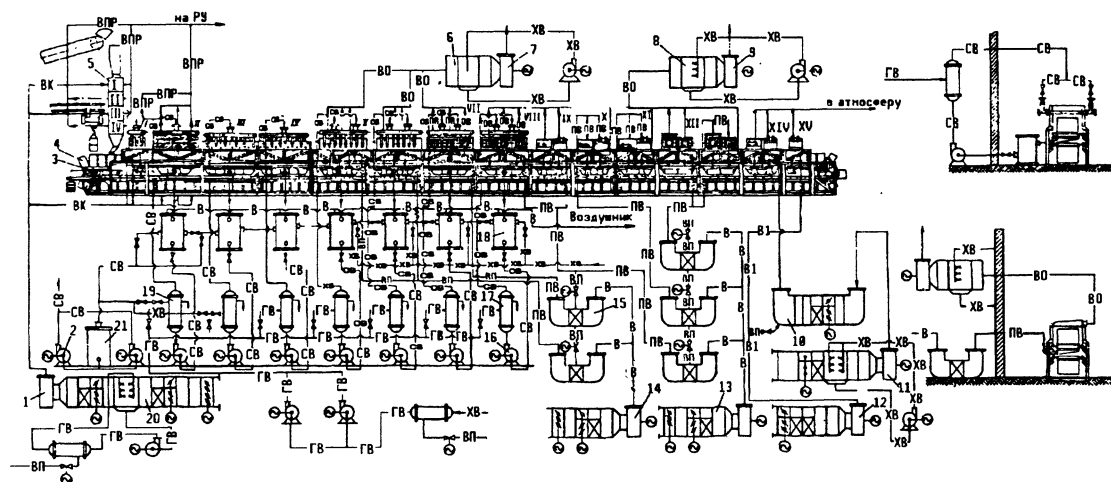


СВ - спиртовая вода;
ГВ - горячая вода;
В - воздух;
ВПР - воздух, насыщенный парами растворителя;
ВОУ - воздух, поступающий на охлаждение;

ПВ - подогретый воздух;
ВО - воздух отработанный;
ХВ - холодная вода;
ВП - пар;
ВК - кондиционированный воздух.

Рис. 91. Аппарат Г-3Ф. Общий вид.

Вклейка №4 к книге "Технология
пироксилиновых порохов", том II.



В - воздух;
ВК - кондиционированный воздух;
ПВ - подогретый воздух;
ВПР -- воздух, насыщенный парами
растворителя;

ВО - воздух отработанный;
ХВ - холодная вода;
ГВ - горячая вода;
СВ - спиртовая вода;
ВП - пар.

Рис. 97. Модернизированный аппарат Г-3Ф. Общий вид.

Вклейка №5 к книге "Технология
пироксилиновых порохов", том II.

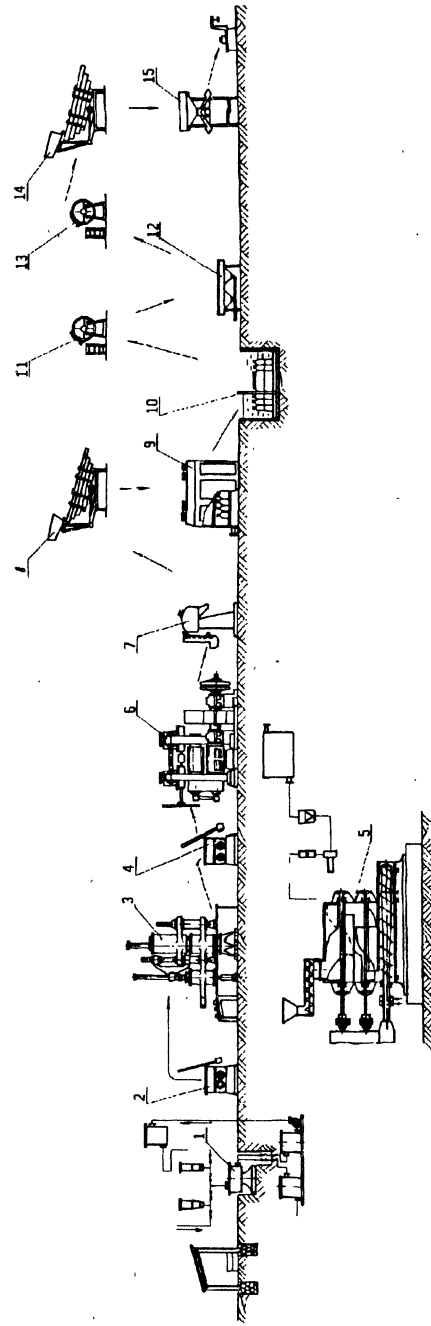


Рис. 120. Технологическая схема изготовления пороха "Сокол".