

МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН

ТАШКЕНТСКИЙ ИНСТИТУТ ТЕКСТИЛЬНОЙ И ЛЕГКОЙ
ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Кафедра
«ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ»

Методическое пособия по предмету:

«Техника производства бумаги»

Д.Б.ХУДАЙБЕРДИЕВА, С.К.ШЕГАЙ,
Е.О.ИСМАИЛОВА, Г.А.ЖУРАЕВА

Ташкент – 2017 год.

Д.Худайбердиева . Методическое пособия по предмету
«Техника производства бумаги»

Т.: ТТЕСИ, 2017 , 88с..

Рецензенты :

Примкулов М.Т. Д.х.н., проф. кафедры ТХТИ «Технология
переработки целлюлозы и древесины»

Бабаханова Х.А. Д.т.н., доцент кафедры «Технология
полиграфии и упаковочных процессов »

Методическое пособия предназначена для практических занятий по предмету «Техника производства бумаги» включает технологию и технику варки сульфатной целлюлозы периодическим и непрерывным способом, небеленой сульфатной целлюлозы с паровым предгидролизом, промывка, сортирование, очистка и сгущение целлюлозы, и процесс сушки. Даны методы технологических расчетов материального и теплового баланс варки целлюлозы периодическим и непрерывным способом и небеленой сульфатной целлюлозы с паровым предгидролизом, расчет баланса воды и волокна при сортировании и отчистки целлюлозы, материальный и тепловой баланс сушки.

Данное учебное пособия предназначена для магистров обучающийся по специальности 5А320405 «Химическая технология высокомолекулярной соединений (производство бумаги и бумажных изделий)», 5320400 “Химическая технология (бумажное производство)” и специалистам целлюлозно-бумажной предприятия.

© Д.Худайбердиева

© Т.: ТТЕСИ, 2017 й

Рассмотрен и утвержден научно-методическим Советом Ташкентского института текстильной и легкой промышленности.

Протокол № ___ от _____ 2017г

Отпечатано в типографии ТИТЛИ в ___ экземплярах.

Содержание:

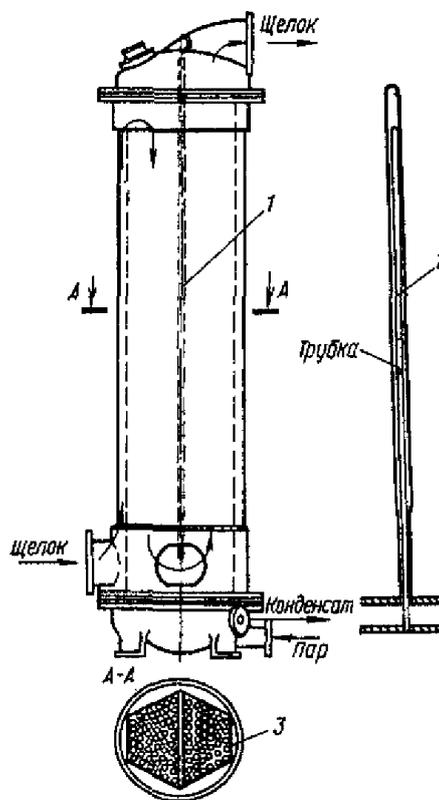
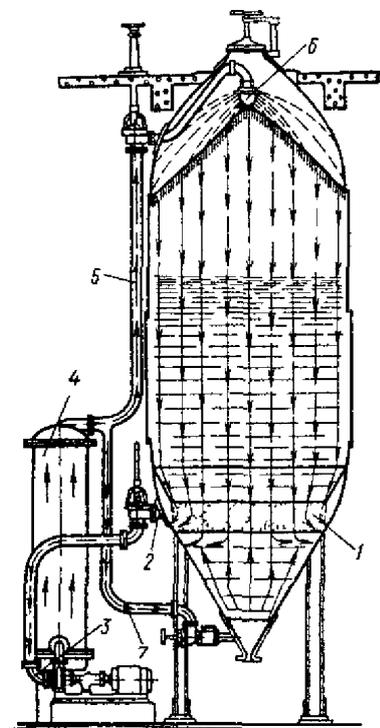
Глава 1. Техника варки сульфатной целлюлозы	
1.1. Технология варки сульфатной целлюлозы периодическим способом.	4
1.2. Материальный и тепловой баланс варки целлюлозы периодическим способом.	10
Глава 2. Технология варки сульфатной целлюлозы непрерывным способом	
2.1. Материальный и тепловой баланс варки сульфатной целлюлозы непрерывным способом	23
Глава 3. Технология сульфатной варки целлюлозы с предварительным гидролизом	
3.1. Материальный и тепловой баланс производства небеленой сульфатной целлюлозы с паровым предгидролизом.	45
Глава 4. Промывка, сортирование, очистка и сгущение целлюлозы	
4.1 Расчетный метод определения эффективности промывки и параметров промывного оборудования.	61
4.2.Сортирование, очистка и сгущение целлюлозы.	67
4.3 Расчет баланса воды и волокна при сортировании и отчистке целлюлозы.	73
Глава 5. Материальный и тепловой балансы сушильных частей бумагоделательных машин.	
5.1. Расход тепла и пара на сушку бумаги.	79
5.2. Формулы для расчета материального и теплового балансов сушильных частей бумагоделательных машин.	83
5.3.Анализ кинематической схемы бумага делательной машины	86

Глава 1. Техника варки сульфатной целлюлозы

1.1. Технология варки сульфатной целлюлозы периодическим способом

Периодическая варка — традиционный метод получения целлюлозы. Преимуществами периодической варки являются высокая надежность работы оборудования, гибкость и простота управления процессом, невысокая чувствительность к изменениям качества щепы, незначительные колебания степени провара, низкие эксплуатационные расходы. Варочные котлы, используемые в настоящее время в мировой практике ЦБП для периодической варки, имеют ёмкость 200...400м³. Варочные котлы могут иметь днища конической и сферической формы. Котлы со сферическим днищем в последнее время в мировой практике считаются предпочтительнее, так как при такой конструкции улучшается вытеснение щелока и, кроме того, обеспечивается выгрузка массы из котла при более высокой концентрации. Варочные котлы большой емкости, предназначенные для варки целлюлозы с холодной выгрузкой массы из котла и рекуперацией тепла черного щелока, имеют циркуляционные сита в цилиндрической части котла и вытеснительные сита — для вытеснения горячего черного щелока в верхней части котла. В комплект установки для периодической варки сульфатной целлюлозы входят: варочный котел, теплообменник, устройство для принудительной циркуляции варочного раствора, бак-конденсатоотводчик и система автоматического управления.

Современные варочные котлы снабжены системой принудительной циркуляции щелока с непрямым нагревом. Существует несколько видов циркуляционно-подогревательных систем. Среди них следует отметить



системы циркуляции Мортюда (рис. 1.1, 1.2), при которой забор щелока производится из нижней части котла, где цилиндрическая часть переходит в нижний конус. Отобранный из котла щелок проходит через теплообменник, где нагревается, и подается обратно в котел: 2/3 объема щелока в верхнюю часть котла, где разбрызгивается через сопло, а 1/3 объема щелока поступает в нижнюю часть котла через нижнюю горловину.

Рис. 1.1. Котел с циркуляцией щелока по системе Мортюда: 1 — круговая сетка; 2 — заборный штуцер; 3 — циркуляционный насос; 4 — подогреватель; 5 — трубопровод верхней циркуляции; 6 — разбрызгивающее сопло; 7 — трубопровод нижней циркуляции

Рис. 1.2. Подогреватель щелока типа Мортюда с фильдовыми трубками: 1 — перегородка; 2 — фильдовые (двойные) трубки; 3 — шестиугольный внутренний футляр

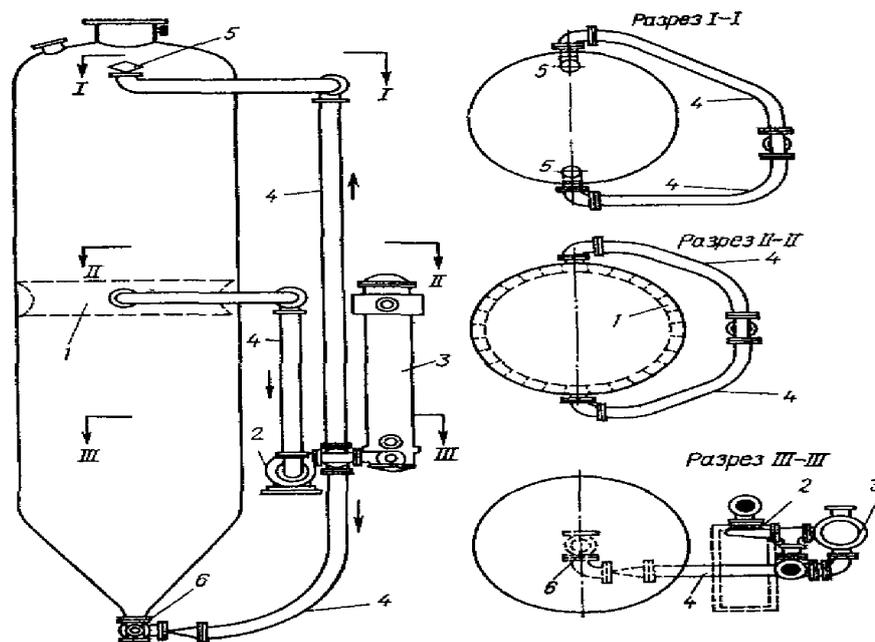


Рис. 1.3. Стационарный котел с циркуляцией щелока системы Эско: 1 — круговая сетка для отбора щелока; 2 — циркуляционный насос; 3 — трубчатый подогреватель; 4 — циркуляционные трубопроводы; 5 — сопла верхней циркуляции; 6 — штуцер нижней циркуляции

В системе циркуляции типа Эско (рис. 1.3.) и подобной ей системе циркуляции типа Шауфельбергер щелок из котла забирается из-под круговой сетки, находящейся примерно на середине высоты котла, через два расположенных напротив друг друга штуцера и поступает в теплообменник. Подогретый щелок после теплообменника разделяется примерно на две равные части: первая половина объема щелока поступает на верх котла через два специальных сопла, вторая половина объема щелока — в низ котла через штуцер в нижней горловине.

При использовании сульфатной варки с холодной выгрузкой массы из котлов и рекуперацией тепла черного щелока теплообменники используются также для: нагревания белого щелока черным горячим щелоком; нагревания белого щелока до требуемой температуры путем циркуляции

щелока, собранного в аккумуляторе для белого щелока; поддержания температуры черного щелока в аккумуляторе для горячего черного щелока; охлаждения черного щелока до требуемой температуры путем теплообмена с водой.

При проведении обычной сульфатной варки с горячей выдувкой в котлах периодического действия выполняются следующие операции:

- Осмотр варочного котла, всей аппаратуры и подготовка их к очередному циклу варки.
- Загрузка котла щепой и варочным щелоком.
- Заварка (подъем температуры в котле до конечной температуры варки).
- Терпентинные сдувки (удаление газов и воздуха).
- Варка при конечной температуре.
- Конечные сдувки для снижения давления (если выдувка массы не производится с полного давления варки).
- Выдувка массы.

При осмотре варочного котла проверяется полнота удаления массы из котла, очистка клапана и седла выдувного клапана от остатков массы (при необходимости). При обнаружении в охлаждающей воде следов щелока, попавшего через сальник, набивку уплотняют или заменяют.

Загрузка щепы начинается после осмотра котла и установки воронки или телескопической трубы, соединяющей бункер с горловиной котла. В течение загрузки щепы уплотняется паром.

Для этого используется уплотняющее устройство, которое установлено в верхней горловине котла. Щепы также может уплотняться циркуляцией щелока во время и после загрузки (с одной или двумя дозагрузками), а также комбинированным способом пропарки и циркуляции. При этом способе заливается часть черного щелока, загружается щепы до половины котла и в низ котла подается пар на пропарку. Далее после окончания загрузки щепы и при выходе пара через верхнюю горловину подается заданное количество белого щелока и недостающее количество черного щелока. При заливке щелоков пар кон-

денсифицируется и в котле образуется вакуум, что улучшает уплотнение и пропитку щепы. Все операции проводят при циркуляции щелока. После завершения дозагрузки котла и заливки варочного щелока котел переходит в стадию заварки.

На современных заводах для более равномерного распределения щепы в котле и сокращения непроизводительного времени, затрачиваемого на загрузку котла и уплотнение щепы с помощью паровых уплотнителей, загрузку осуществляют путем подачи щепы через циклон, в который она подается либо по транспортеру, либо пневмотранспортом. Иногда загрузка производится с использованием загрузочного питательного шнека.

Заварка котла производится после завершения загрузки его щепой и заливки щелоков, затем котел герметизируется и начинается постепенный подъем температуры и давления в котле. Этот процесс проводится в строгом соответствии с графиком варки согласно технологическому режиму. На современных заводах процесс контролируется и управляется системой автоматического управления технологическим процессом.

Образующиеся в процессе подъема температуры газообразные продукты и пары органических соединений создают в котле избыточное давление, не соответствующее температуре варки. Поэтому, начиная с 120 до 130 °С, производят так называемую терпентинную сдувку, которая продолжается до достижения температуры варки 165 ÷ 175 °С. Варка при конечной температуре начинается после достижения ее согласно технологическому режиму.

Конечная сдувка производится по завершении варки. Давление в котле при этом снижается с 0,7 до 0,8 МПа до 0,4÷ 0,5 МПа. На большинстве отечественных заводов для сокращения оборота котла вместо конечной сдувки производят выдувку массы с полного давления в котле.

Перед началом выдувки выдувной трубопровод прогревается паром, проверяется правильность установки трехходового вентиля на выдувной линии и затем постепенно открывается выдувной клапан. При нормальном ходе выдувки массы из котла давление в нем снижается постепенно, а когда в котле

практически не остается массы, оно резко падает до нуля. При выдувке массы в выдувной резервуар продолжительность выдувки при нормальных условиях в зависимости от объемов котла и диаметра выдувного трубопровода составляет 10÷ 20 мин. В качестве примера описания энергосберегающей технологии периодической сульфатной варки можно привести работу на шведском заводе в г. Вейя , где применяется технология Сундс-Целлеко. Основными задачами модернизации на этом заводе, которую проводила фирма «Сундс Дефибратор», были — снижение расхода пара на варку, увеличение эффективности промывки целлюлозы, уменьшение разбавления щелока.

Щепу при загрузке уплотняют свежим паром. Черный щелок, нагретый до 170°С, и белый щелок при 155°С подают в котел по отдельным трубопроводам. Это позволяет регулировать их соотношение. В варочные котлы объемом 265 м³ закачивается по 160 м³ щелока. Температура в котле после закачки составляет величину 140÷150°С. Нагрев до конечной температуры варки 170°С осуществляется за 30÷40 мин вместо 60÷90 мин до модернизации. Объем циркулирующего щелока в начале варки 1200 м³/ч, в конце варки-600 м³/ч. Стоянка при температуре варки около 60 мин, контроль по Н-фактору. После варки из котла вытесняют 180÷200 м³ горячего черного щелока. Вытеснение осуществляется снизу вверх. Время оборота котла 4 ч. Управление процессом варки полностью автоматизировано. Расход свежего пара на варку после внедрения новой технологии составил 1 т пара на 1 т целлюлозы (1,6 ГДж/т), т. е. на 55 % ниже, чем по старой обычной технологии периодической варки. На заводе Вейя варку ведут до жесткости 50...52 ед. Каппа час. Конечная продукция предприятия — мешочная бумага.

После модернизации концентрация отработанного щелока увеличилась с 16 до 19 % , что позволило сократить расход пара и на выпарке. Следует отметить, что на заводе для нагрева белого щелока горячим черным щелоком используется трехступенчатый теплообменник пластинчатого типа фирмы «Целлеко» с большой поверхностью нагрева и длиной секции 6 м. При промывке целлюлозы фактор разбавления снизился с 2,5 м³/т до 1,5 м³/т, про-

мывку после диффузионной промывки в котле ведут на четырех вакуум-фильтрах Вяртсиля, а затем на вытеснительном прессе Сундс. Конечная концентрация массы составляет 32 % , степень отбора щелоков — 99 % , потери сульфата натрия снизились с 13 до 8÷10 кг/т.

1.2 Материальный и тепловой баланс варки целлюлозы периодическим способом.

Материальный и тепловой баланс обычной сульфатной варки представлен в качестве примера. Рассмотрен материальный и тепловой баланс производства сульфатной небеленой целлюлозы с холодной выгрузкой массы из котла и утилизацией тепла черного щелока. Расчет произведен для котла емкостью 140 м³ для смеси пород древесины сосны и лиственницы.

– Исходные данные для расчета

объем варочного котла, V, м ³	140
Древесное сырье (смесь сосны и лиственницы):	
плотность древесины, кг/м ³	426
влажность щепы расчетная, %	50
степень уплотнения, %	15
объемная степень заполнения, %	36
выход целлюлозы из древесины, %	43
Расход активной щелочи в ед. Na ₂ O на варку от массы а. с. древесины, % 18	
Концентрация активной щелочи в белом щелоке, ед. Na ₂ O, г/л ...95	
Температура белого щелока, поступающего из каустизации, °С 80	
Температура щепы:	
летом, °С	+25
зимой, °С	-5
Теплоемкость материала котла, кДж/кг град 0,5	
Температура слабого щелока, подаваемого на вытеснение из котла, °С . . . 80	
Температура горячего черного щелока, вытесненного из котла, °С	160

Расчет материального и теплового баланса

Все расчеты ведутся на одну партию варки целлюлозы в заданном объеме котла.

Расход щепы на варку

$$426 \cdot 0,36 \cdot 1,15 = 176 \text{ кг/м}^3,$$

$$176 \cdot 140 = 24\,640 \text{ кг а. с. щепы.}$$

Выход целлюлозы из котла за одну отварку

$$24\,640 \cdot 0,43 = 10\,595 \text{ кг а. с. целлюлозы,}$$

$$\frac{10595}{0,88} = 12040 \text{ кг в.с. целлюлозы}$$

где 0,88 — сухость целлюлозы; 43 — выход целлюлозы из древесины, % .

Масса воды, поступившей со щепой,

$$\frac{24640 \cdot 50}{50} = 24640 \text{ кг,}$$

где 50 — влажность щепы, %.

Количество пара, подаваемого на уплотнение и пропарку щепы:
зимой

$$\frac{(24640 \cdot 1,34 + 24640 \cdot 4,19) \cdot (90 + 5)}{2740 - 377} + \frac{(334 \cdot 24640)}{2740 - 377} = 8960 \text{ кг,}$$

летом

$$\frac{(24\,640 \cdot 1,34 + 24\,640 \cdot 4,19) \cdot (90 - 25)}{2740 - 377} = 3748 \text{ кг,}$$

где 2740 кДж/кг — теплосодержание пара при 0,3 МПа (избыточных);

377 кДж/кг — теплосодержание конденсата при 90 °С.

Количество пара, конденсирующегося в котле:

зимой

$$8\,960 \cdot 0,9 = 8\,064 \text{ кг;}$$

летом

$$3\,748 - 0,9 = 3\,373 \text{ кг.}$$

Количество пара, выходящего из котла с воздухом в период загрузки котла:

зимой

$$8\,960 - 8\,064 = 896 \text{ кг;}$$

летом

$$3\,748 - 3\,373 = 375 \text{ кг.}$$

Масса жидкости в котле в период пропитки черным щелоком

$$24\ 640 \cdot 4 = 98\ 560 \text{ кг,}$$

где 4 — гидромодуль в котле при пропитке.

Масса черного щелока, подаваемого в котел на пропитку:

зимой

$$98\ 560 - 24\ 640 - 8\ 064 = 65\ 856 \text{ кг;}$$

летом

$$98\ 560 - 24\ 640 - 3\ 373 = 70\ 547 \text{ кг.}$$

Баланс тепла в котле в период пропитки черным щелоком (температура щелока 140 °С) зимой

Таблица 1.1

Источник	Расчет, кДж	Количество, кДж
П р и х о д		
Щепа ($t = 90\text{ °С}$)	$24\ 640 \cdot 1,34 \cdot 90$	2 971 584
Вода в щепе ($t = 90\text{ °С}$)	$24\ 640 \cdot 4,19 \cdot 90$	9 291 744
Конденсат ($t = 90\text{ °С}$)	$8\ 064 \cdot 4,19 \cdot 90$	3 040 934
Черный щелок ($t = 140\text{ °С}$)	$65\ 856 \cdot 4,19 \cdot 140$	38 631 129
В с е г о	-	53 935 391
Р а с х о д		
Щепа (t_x)	$24\ 640 \cdot 1,34 t_x$	$33\ 017 t_x$
Жидкость (t_x)	$98\ 560 \cdot 4,19 t_x$	$412\ 966 t_x$
В с е г о	-	$445\ 983 t_x$

Температура щепы после пропитки

$$t_x = \frac{53935391}{445983} = 120,9\text{ °С}$$

Баланс тепла в котле в период пропитки черным щелоком (температура щелока 140 °С) летом

Таблица 1.2

Источник	Расчет, кДж	Количество, кДж
П р и х о д		
Щепа ($t = 90\text{ °С}$)	$24\ 640 \cdot 1,34 \cdot 90$	2 971 584
Вода в щепе ($t = 90\text{ °С}$)	$24\ 640 \cdot 4,19 \cdot 90$	9 291 744
Конденсат ($t = 90\text{ °С}$)	$3\ 373 \cdot 4,19 \cdot 90$	1 271 958
Черный щелок ($t = 140\text{ °С}$)	$70\ 547 \cdot 4,19 \cdot 140$	41 382 870
В с е г о	-	54 918 156

Р а с х о д		
Щепа (t_x)	$24\ 640 \cdot 1,34 t_x$	$33\ 017 t_x$
Жидкость (t_x)	$98\ 560 \cdot 4,19 t_x$	$412\ 966 t_x$
В с е г о		$445\ 983 t_x$

Температура щепы после пропитки

$$t_x = \frac{54918156}{445983} = 123,1^\circ C$$

Объем нижнего конуса варочного котла до штуцера отбора щелока на циркуляцию составляет $29,6\text{ м}^3$. Указанный объем остается заполненным пропиточным черным щелоком и щепой. Масса щелока в этом объеме составляет $20\ 838\text{ кг}$ на 5210 кг щепы.

Масса щелока, остающегося со щепой после отбора,

$$\frac{19430 \cdot 64}{36} = 34542_{\text{кг}}.$$

Общее количество жидкости, остающееся в котле после пропитки,

$$20\ 838 + 34\ 542 = 55\ 380\text{ кг}.$$

Масса жидкости, отводимой из котла после пропитки,

$$98\ 560 - 55\ 380 = 43\ 180\text{ кг}.$$

Масса черного щелока, расходуемого на пропитку:
зимой

$$65\ 856 - 43\ 180 = 22\ 676\text{ кг};$$

летом

$$70\ 547 - 43\ 180 = 27\ 367\text{ кг}.$$

Расход активной щелочи на варку $24\ 640 \cdot 0,18 = 4435\text{ кг}$,

где 18 — расход активной Na_2O на варку, % .

Количество белого щелока, поступающего на варку

$$\frac{4435}{95} = 46,7\text{ м}^3,$$

где 95 — концентрация активной щелочи в белом щелоке, кг/м.

Количество белого щелока на варку

$$46,7 \cdot 1050 = 49\ 035\text{ кг},$$

где 1050 — плотность белого щелока, кг/м³ .

Масса жидкости в котле после подачи белого щелока

$$55\ 380 + 49\ 035 = 104\ 415\text{ кг}.$$

Гидромодуль в варочном котле после заливки

$$\frac{104415}{24640} = 4,24.$$

Масса растворенных веществ древесины, перешедших в раствор во время варки,

$$24\ 640 - 10\ 595 = 14\ 045 \text{ кг.}$$

Масса сдувочных паров, отводимых из котла за период варки,

$$90 \cdot 24,64 = 2\ 218 \text{ кг,}$$

где 90 — масса сдувочных паров, отводимых из котла в период варки на 1 т древесины, подаваемой на варку, кг.

Масса черного щелока в котле в конце варки

$$104\ 415 + 14\ 045 - 2\ 218 = 116\ 242 \text{ кг.}$$

Количество массы в котле в конце варки

$$116\ 242 + 10\ 595 = 126\ 837 \text{ кг,}$$

Объем щелока в котле

$$\frac{126837}{1100} = 115,3 \text{ м}^3,$$

Объем щелока, подаваемого в котел на заполнение перед вытеснением крепкого горячего щелока,

$$140 - 115,3 = 24,7 \text{ м}^3,$$

что составляет в единицах массы

$$24,7 \cdot 1000 = 24\ 700 \text{ кг.}$$

Масса щелока в котле после заполнения

$$116\ 242 + 24\ 700 = 140\ 942 \text{ кг.}$$

Баланс тепла в котле в процессе заварки

Таблица 1.3

Источник	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Щепа ($t = 120,9 \text{ }^\circ\text{C}$)	$24\ 640 \cdot 1,34 \cdot 120,9$	3 991 828
Жидкость со щепой ($t = 120,9 \text{ }^\circ\text{C}$)	$55\ 380 \cdot 4,19 \cdot 120,9$	28 053 901
Белый щелок ($t = 130 \text{ }^\circ\text{C}$)	$49\ 035 \cdot 4,19 \cdot 130$	26 709 365
Всего	-	58 755 094
Расход		
Щепа ($t = 145 \text{ }^\circ\text{C}$)	$24\ 640 \cdot 1,34 \cdot 145$	4 787 552

Щелок (t= 145 °С)	104 415 • 4,19 • 145	63 437 333
Всего	-	68 224 885

Количество тепла, расходуемого в период заварки,

$$68\,224\,885 - 58\,755\,094 = 9\,469\,791 \text{ кДж.}$$

Количество пара, подаваемого в теплообменник в период заварки,

$$\frac{9469791}{1977,7} = 4788 \text{ кг.}$$

Расход пара в период заварки

$$\frac{4788 \cdot 60}{40} = 7182 \text{ кг/ч,}$$

где 40 — время подъема температуры, мин.

Баланс тепла в процессе варки

Таблица 1.4

Источник	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Щепа (t = 145 °С)	24 640 • 1,34 • 145	4 787 552
Щелок (t = 145 °С)	104 415 • 4,19 • 145	63 437 333
Тепло от экзотермической реакции	4 560 • 4,19 • 0,012 • 24 640	5 649 380
Всего	-	73 874 265
Расход		
Целлюлоза (t = 170 °С)	10 595 • 1,34 • 170	2 413 541
Черный щелок (t= 170 °С)	116 242 • 3,96 • 170	78 254 114
Сдувочные пары	2 218 • 2 093	4 642 274
Всего	-	85 309 929

Количество тепла, расходуемого в период варки,

$$85\,309\,929 - 73\,874\,265 = 11\,435\,664 \text{ кДж.}$$

Количество пара, расходуемого в период варки,

$$\frac{11435664}{1977,7} = 5782 \text{ кг,}$$

Расход пара в период варки кг/ч,

$$\frac{5782 \cdot 60}{90} = 3855$$

где 90 — время подъема температуры, мин.

Количество пара, расходуемого в период заварки и варки,

$$4788 + 5782 = 10\,570 \text{ кг.}$$

Расход пара на заварку и варку на 1 т в. с. целлюлозы

$$\frac{10570}{12,04} = 878 \text{ кг.}$$

Не технологические затраты тепла в период сульфатной варки

Таблица 1.5

Источник	Расчет, кДж	Количество, кДж
Расход		
Нагрев металлического корпуса котла	$56\,000 \cdot 0,5 \cdot (170 - 90)$	2 240 000
Нагрев тепловой изоляции	$7\,300 \cdot 0,888 \cdot (110 - 90)$	129 648
Потери в окружающую среду с поверхности котла (3 % от расхода на варку и нагрев котла)	$13\,675 \cdot 664 \cdot 0,03$	410 270
Всего	-	2 779 918

Расход пара на нетехнологические затраты кг.

$$\frac{2779918}{1977,7} = 1406$$

Общий расход пара

$$4788 + 5782 + 1406 = 11\,976 \text{ кг.}$$

Расход пара на варку на 1 т в. с. целлюлозы

$$\frac{11976}{12,04} = 995 \text{ кг.}$$

Баланс тепла варочного котла в период вытеснения черного щелока

Таблица 1.6

Источник	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Целлюлоза ($t = 170 \text{ }^\circ\text{C}$)	$10\,595 \cdot 1,34 \cdot 170$	2 413 541

Черный щелок (t= 170 °С)	116 242 • 3,96 • 170	78 254 114
Черный щелок на заполнение котла (t = 80 °С)	24 700 • 4,19 - 80	8 279 440
Черный щелок на вытеснение (t= 80 °С)	4,19 • 80G	335,2G
Всего	-	88 947 095 + 335,2G
Расход		
Целлюлоза (t = 90 °С)	10 595 • 1,34 • 90	1 277 757
Черный щелок (t= 90 °С)	140 942 • 4,19 • 90	53 149 228
Черный щелок вытесненный (t = 160 °С)	4,19 • 160G	670,4G
Всего	-	54 426 985 +670,4G

Масса щелока, отбираемого из котла,

$$G = \frac{88947095 - 54426985}{670,4 - 335,2} = 102984$$

Количество массы в котле после вытеснения щелока

$$10 595 + 140 942 = 151 537 \text{ кг.}$$

Концентрация массы в котле

$$\frac{10595 \cdot 100}{151537} = 6,99\%$$

Количество массы, вымываемой из котла,

$$\frac{10595 \cdot 100}{3,5} = 302714 \text{ кг.}$$

Количество промывного щелока, подаваемого в котел на вымывку массы,

$$302 714 - 151 537 = 151 177 \text{ кг.}$$

Расход промывного щелока на вымывку массы из котла

$$\frac{151177}{1000} \cdot \frac{60}{30} = 302,35 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где 30 - время вымывки массы, мин.

Глава 2. Технология варки сульфатной целлюлозы непрерывным способом

Основное количество сульфатной целлюлозы получают в котлах непрерывного действия. Наиболее широко распространенными установками для непрерывной варки являются установки непрерывного действия фирмы «Камюр». Первые варочные установки Камюр представляли собой небольшие однокорпусные гидравлические котлы без зоны диффузионной промывки в котле производительностью 300...450 т/сут и прямоточным движением в котле щепы и щелока. В дальнейшем создаются варочные установки большей мощности также гидравлические, затем котлы с паровой фазой, далее — двухкорпусные котлы как гидравлические, так и с паровой фазой. Кроме того практически все котлы имели зону противоточной диффузионной промывки. Принципиальные схемы варочных установок Камюр любой производительности практически однотипны. Работа установки и ее основных элементов происходит следующим образом. Отсортированная щепа из древесного цеха пневмотранспортом или системой транспортеров подается в бункер щепы (1, рис. 2.1.). Перед бункером щепы над ленточным транспортером установлен магнитный сепаратор для улавливания металлических включений из щепы. В современных установках предусмотрена частичная пропарка щепы в бункере, особенно в зимнее время. Из бункера щепа поступает в загрузочную воронку, которая снабжена вибраторами, а затем в роторный дозатор щепы (2, рис. 2.1).

Дозатор щепы предназначен для подачи определенного количества щепы в питатель низкого давления. Дозатор состоит из корпуса сварной конструкции, чугунных торцевых крышек и стального ротора. Ротор дозатора имеет карманы, в которые из воронки бункера сыпается щепа, и при повороте ротора на 180° она поступает в питатель низкого давления. Количество подаваемой в котел щепы можно регулировать частотой вращения ротора, которая изменяется с помощью вариатора в пределах $7...21 \text{ мин}^{-1}$.

Питатель низкого давления предназначен для передачи щепы из дозатора в пропарочную камеру и одновременно является запорным устройством,

обеспечивающим поддержание избыточного давления в пропарочной камере. Устройство питатель состоит из стального литого корпуса, внутри которого вращается конический ротор с пятью карманами. Ротор насажен на стальной вал. Вал вращается на двух роликовых подшипниках с частотой 8 мин⁻¹. В питателе имеется шабер, препятствующий попаданию щепы между ротором и корпусом. Присадка ротора осуществляется с помощью маховичка, а положение его в корпусе фиксируется стопорным винтом.

Пропарочная камера служит для пропаривания щепы, удаления из нее воздуха с целью улучшения последующей пропитки щепы. Пропарка щепы в пропарочной камере осуществляется парами вскипания, поступающими из загрузочного устройства варочного котла и из циклонов-испарителей. Вытесняемый из щепы при пропарке воздух и пары скипидара вместе с избытком паров вскипания отводятся из пропарочной камеры в спиральный теплообменник и далее в терпентинный конденсатор, где из образовавшегося конденсата выделяется скипидар. При нехватке паров вскипания в пропарочную камеру подается пар низкого давления.

Пропарочная камера состоит из корпуса, представляющего собой цилиндр, сваренный из двух половин. Верхняя половина камеры изготовлена из обычного стального листа толщиной 10 мм, нижняя — из двухслойной стали, внутренняя плакирующая часть которой имеет толщину 10 мм и выполнена из хромоникелевой стали. В нижней части корпуса пропарочной камеры находятся гнезда для сальниковых уплотнителей и кронштейны с подшипниками, в которых вращается шнек 3, продвигающий щепу с одного конца пропарочной камеры к другому, где она через выходное отверстие поступает в питательную камеру. Шнек пропарочной камеры расположен эксцентрично по отношению к корпусу камеры. Для лучшего перемешивания щепы примерно через каждые 1,5 м между лопастями шнека приварены параллельно валу шнека пластины 5. Частота вращения шнека 4,5...0,7 мин⁻¹.

На верхней части камеры в стороне, противоположной выгрузочному отверстию, находится загрузочная горловина. Также на верхней части корпуса

пропарочной камеры находится штуцер для отвода сдувочных паров и газов, там же находится штуцер для подвода пара низкого давления. Для наблюдения за движением щепы в пропарочной камере и поступлением ее в питательную камеру, а также за поступлением в нее сдувочных паров и паров вскипания в разгрузочной части пропарочной камеры находится смотровое окно.

После пропарочной камеры щепа промывается циркулирующим щелоком, освобождаясь от инородных тяжелых предметов и включений, в отдельном устройстве и поступает в питательную трубу. Питательная труба (камера) служит для принудительной транспортировки пропаренной щепы из пропарочной камеры в питатель высокого давления с помощью циркулирующего варочного щелока. Щепа, поступившая в верхнюю часть питательной камеры, захватывается обратным варочным щелоком и увлекается вниз, заполняя карманы ротора питателя высокого давления.

В нижней части питательной камеры имеется коробчатое сито, через которое избыток щелока, вытесненный из щепы, поступает в бак постоянного уровня. С двух противоположных сторон питательной камеры имеются смотровые окна, через которые производится наблюдение за движением щепы в камере. В верхней части камеры имеется штуцер для подачи в нее варочного щелока, в нижней части — штуцер для его отвода. В камере имеется радиоактивный датчик для подачи светового и звукового сигналов при предельном уровне щепы в камере.

Уравнительный бак предназначен для поддержания постоянного уровня щелока в питательной трубе и для приема избыточного количества щелока из нее, равного объему поступающей в нее щепы. Этот бак предназначен также для смешения в заданной пропорции белого и черного щелока и получения варочного щелока. Вместимость его определяется из расчета бесперебойного снабжения варочной установки варочным щелоком на полную производительность и принятия избытка варочного щелока из ПВД, вытесняемого равным объемом щепы и перетекающего со стороны высокого давления в сторону низкого давления.

Питатель высокого давления (ПВД) предназначен для непрерывной подачи щепы в верхнюю часть варочного котла или пропиточного аппарата. Он является запорным устройством между варочным котлом, являющимся областью высокого давления (1,0.. 1,2 МПа), и пропарочной камерой — областью низкого давления (0,07...0,15 МПа). Пропиточный аппарат 10 (рис. 2.1) предназначен для предварительной пропитки щепы варочным раствором или белым щелоком вне зоны варочного аппарата в двух- корпусных установках. Пропитка щепы производится в аппарате при температуре 130... 140°С в течение 30...40 мин.

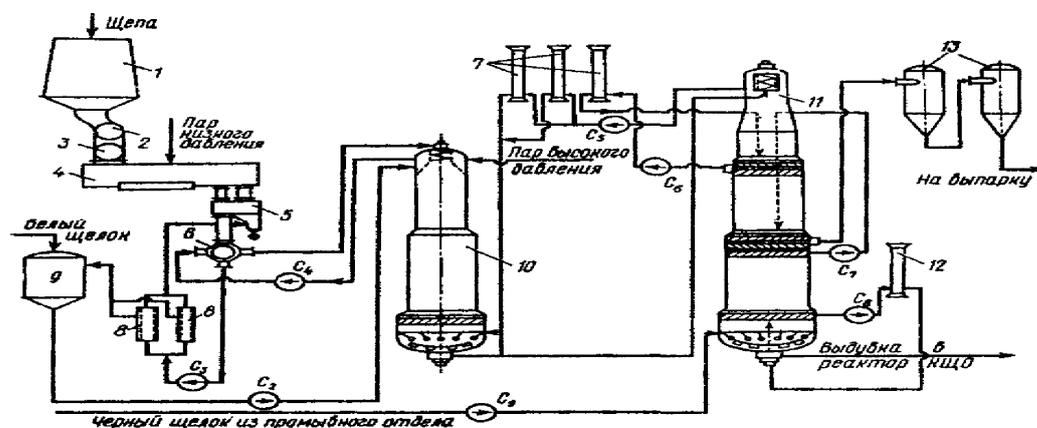


Рис. 2.1. Установка типа Камюр с отдельным пропиточным резервуаром;

1 — бункер для щепы; 2 — дозатор щепы; 3 — питатель низкого давления; 4 — пропарочная цистерна; 5 — питательная камера; 6 — питатель высокого давления; 7 — подогреватели для циркулирующего щелока; 8 — выносные сита; 9 — бак для белого щелока; 10 — пропиточный резервуар; 11 — варочный котел; 12 — подогреватель зоны выгрузки; 13 — расширительные циклоны; C_2 .- C_9 — насосы

Технология непрерывной варки в аппаратах системы Камюр и конструкция самих аппаратов постоянно совершенствуются с целью улучшения качества получаемой целлюлозы и повышения технико-экономических показателей процесса. Используя технологию атмосферной пропарки щепы (пропарка в бункере), разработаны питатели высокого и низкого давления с карманами большой емкости — до 1500 л.

В гидравлических котлах для более легкого погружения щепы в щелок и улучшения движения щепы реконструирована пропарочная камера. В новых пропарочных камерах пар подается через вал транспортирующего шнека и перфорацию в донной части корпуса. Камеры имеют систему отвода газов и паров. Эти новшества, а также пропарка щепы в бункере делает пропарку в целом весьма эффективной.

Современные котлы строят с большим отношением диаметра к высоте. При этом уменьшаются потери на трение щепы о стенки котла, что позволяет повысить равномерность движения содержимого котла сверху вниз. В зонах циркуляции активные ситовые поверхности стали чередоваться с глухими секциями. Такая конструкция снижает забивание ситовых пластин и одновременно делает циркуляцию более эффективной. Усовершенствована конструкция выпускного (разгрузочного) устройства варочного котла для уменьшения разности скоростей движения массы по сечению выпускного отверстия и улучшения условий промывки массы в котле. Это особенно важно для котлов с варкой в паровой фазе. Усовершенствованию подверглись и емкости вскипания — расширительные циклоны. Емкости вскипания щелока рассчитываются на максимальное парообразование без уноса щелока с парами вскипания. Благодаря высокой скорости движения щелока на входе, в усовершенствованном циклоне на поверхности конуса образуется очень тонкая пленка щелока, свободно выделяющая пар. Охлажденный щелок затем стекает на дно конуса. Любые газы, содержащиеся в этом щелоке, поднимаются вверх и выходят вместе с парами. При строительстве новых и реконструкции старых целлюлозных заводов одним из требований к технологии и оборудованию является обеспечение низкого уровня загрязнения сточных вод и уменьшение газовых выбросов. Уменьшение содержания остаточного лигнина в целлюлозе позволяет резко снизить расход химикатов на отбелку и перейти к схемам отбелки без использования элементарного хлора или к отбелке полностью без использования хлорсодержащих соединений. Следствием этого является

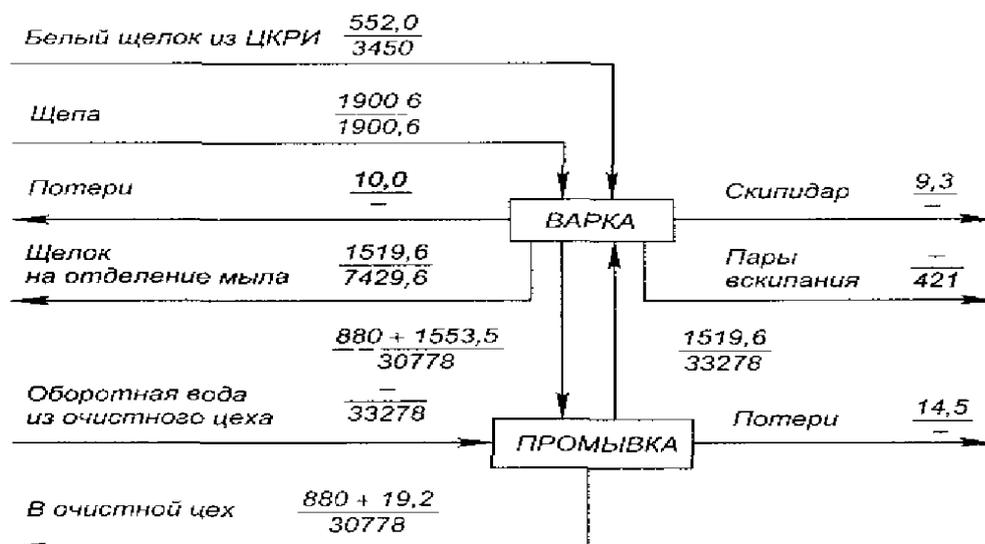
уменьшение в стоках полихлорированных дибензодиоксинов и дибензофуранов.

Продолжением совершенствования непрерывной варки Камюр является разработка технологии Lo Solids (фирмы «Альстрем»). Lo Solids — это новый способ осуществления модифицированной непрерывной варки. По сравнению с обычной и модифицированной варкой он дает увеличение прочности целлюлозы, улучшение белимости и способности к промывке, уменьшение расходов варочных растворов и отбельных химикатов, а также улучшение общего хода работы варочной установки. Варка Lo Solids приводит к достижению выше перечисленных результатов за счет многократной экстракции отработанного варочного щелока и многократных добавок белого щелока и промывной жидкости.

2.1. Материальный и тепловой баланс варки сульфатной целлюлозы непрерывным способом

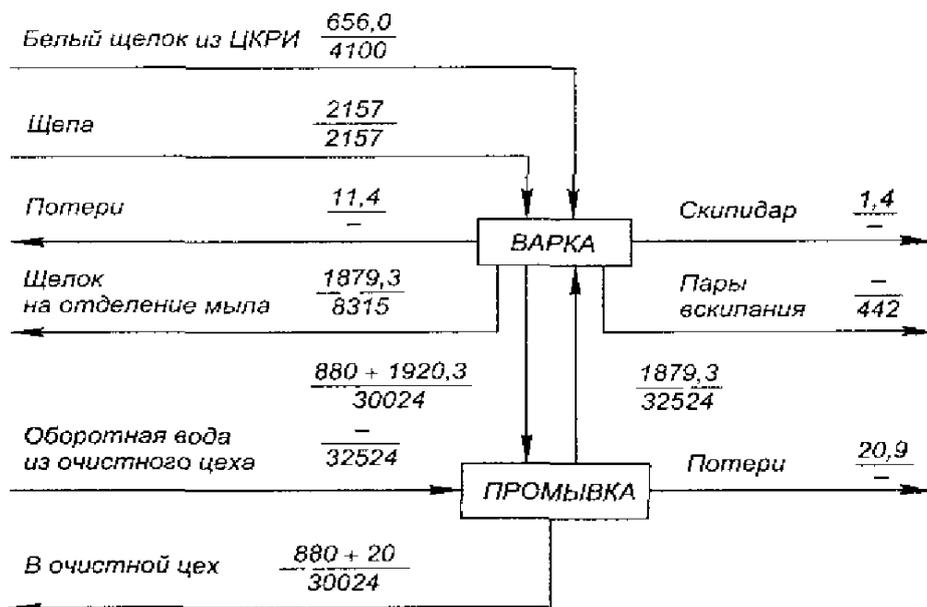
В качестве примера на рис. 2.2. и 2.3. приводятся материальные балансы сухого вещества и жидкости для однокорпусных варочных установок Камюр.

Рис. 2.2. Материальный баланс сухого вещества и жидкости для варочной установки хвойный поток (сосна), выход 46,3 %



Примечание. В числителе указан расход сухого вещества, кг/т в с целлюлозы, в знаменателе — расход жидкости, кг/т в с целлюлозы

Рис. 2.3., Материальный баланс сухого вещества и жидкости для варочной двухкорпусной установки Камюр.



Примечание. В числителе указан расход сухого вещества, кг/т в с целлюлозы, в знаменателе — расход жидкости, кг/т в с целлюлозы.

Ниже приводится расчет материально-теплового баланса двухкорпусной установки производительностью 650 т/сут для непрерывной варки сульфатной целлюлозы по методике А. И. Новиковой.

Исходные данные для расчета

1. Производительность установки, т: в сутки – 650,0; в час – 27,08;
2. Древесное сырье, %: ель – 50÷55; сосна – 45÷50; примесь лиственных пород – до 10;
3. Влажность щепы по средним данным, % – 46,9
4. Температура щепы, °С: зимой – (-) 20; летом – (+) 15;
5. Насыпная масса щепы, кг/м – 125;
6. Выход целлюлозы, % от массы а. с. древесины – 45,0;
выход не провара, % от массы а. с. древесины – 1,5;
7. Расход древесного сырья: кг/т в. с, целлюлозы – 1955,5;
м /т в. с. целлюлозы $(1,9555:0,125) = 15,64$
т/ч $(27,08 \times 0,88 \times 100:45,0) = 52,96$
м³/ч щепы $(52,96:0,125) = 423,6$
8. Влаг в щепе: кг/т $(1955,5 \times 46,9:53,1) = 727,2$; т/ч $(52,96 \times 46,9:53,1) = 46,78$
9. Масса щепы, поступающей на варку: кг/т $(1955,5 + 1727,2) = 3682,7$
т/ч $(52,96 + 46,78) = 99,74$;
10. Расход активной щелочи: % Na₂O от массы а. с. древесины – 18,0;
кг/т Na₂O – 352,0; Концентрация активной щелочи, г/л Na₂O – 100,0;
11. Объем белого щелока, подаваемого на варку:
м³/т $(352:100) = 3,52$; м³/ч $(3,52 \times 27,08) = 95,32$
12. Температура белого щелока, °С – 85
13. Содержание солей в собственных единицах, кг/т – 581,6
14. Теплоемкость, кДж/кг град: щепы и органических веществ – 1,34;
15. жидкости – 4,19; минеральных веществ – 1,13; щелока в пропиточном аппарате – 3,93; щелока в варочном котле – 3,78
16. Удельная теплота плавления льда, кДж/кг – 334,0;
17. Теплосодержание, кДж/кг: пара низкого давления – 2739,84; пара высокого давления – 2788,8; пара, уходящего из пропарочной цистерны – 2708,0; пара сдувок – 2770,0;
18. Температура щепы после пропаривания, °С – 120

19. Количество пара, уходящего из пропарочной цистерны с паровоздушной смесью, кг/т – 100;
20. Нагрев щепы в загрузочном бункере, °С – до 30
21. Унос летучих веществ из пропарочной камеры, кг/т – 5,0
22. Концентрация щепы в сепараторе (мойка), % – 7,0
23. Объем протечек из питателя высокого давления (ориентировочно), л/мин – 2000;
24. Снижение выхода древесного остатка в пропиточной камере, % от массы а. с. древесины – 30,0
25. Массовая доля щепы при разгрузке пропиточного аппарата, % – 10,0
15. Массовая доля щепы при транспортировке в загрузочное устройство пропиточной камеры и варочного котла, % – 3,0
- 16.....Количество тепла, выделяющегося за счет экзотермической реакции в пропиточной камере, % от общего количества тепла экзотермических реакций 50,0
- 17.Количество тепла, выделяющегося за счет экзотермической реакции в варочном котле, % от общего количества..... 50,0
- 18.Расход пара, уходящего со сдувками из варочного котла (по данным Гипробума), кг/т – 90,0
- 19.....Конечная температура варки, °С– 172
- 20..... Кратность циркуляции в теплообменнике варочной зоны, обеспечивающая нагрев щелока за 1 проход на 3 °С–3,5
- 21.Кратность циркуляции в теплообменнике зоны диффузионной промывки, обеспечивающая нагрев щелока за 1 проход на 5 °С – 2,0
- 22.Фактор разбавления при отборе щелока в циклон М 1 (по массе) – 3,0
- 23.Нагрев щелока в зоне диффузионной промывки, °С от 120 до 130

24.....Температура щелока, подаваемого в нижнюю часть котла, °С– 80

25.....Температура массы, выгружаемой из котла, °С – 85

26.....Температура щелока, поступающего в циклон II ступени, °С– 122; выходящего из циклона II ступени, °С–105

27.Степень отбора сухих веществ в циклон I ступени, % – 97,5

Расчет материально-теплового баланса производится на 1 т в. с. небеленой целлюлозы и в 1 ч

Таблица 2.1

Статья расхода	Расход на 1 т в. с. целлюлозы	Расход в 1 ч
Загрузочный бункер		
Расход тепла в загрузочном бункере:		
в летний период	$1955,5 \cdot 1,34 \cdot [30 - (+15,0)] + 1727,2 \cdot 4,19 \times$	4004051,5 кДж/ч
	$\times [30 - (+15,0)] = 39\ 305,55 + 108\ 554,52 = 147\ 860,1$ кДж/т	
в зимний период	$1955,5 \cdot 1,34 \cdot [30 - (-20)] + 1727,2 \cdot 4,19 \times$	28968876,0 кДж/ч
	$\times [30 - (-20)] + 1727,2334 = 131\ 018,5 + 361\ 848,4 + 576\ 884,8 = 1\ 069\ 751,7$ кДж/т	
Расход пара в загрузочном бункере:		
в зимний период	$1\ 069\ 751,7 : (2\ 614,14 - 125,7) = 409,18$ кг/т	11081,1 кг/ч
в летний период	$147\ 860,1 : (2\ 614,14 - 125,7) = 56,56$ кг/т	1 531,6 кг/ч
Содержание влаги в щепе после загрузочного бункера:		
в зимний период	$1727,2 + 409,18 = 2136,4$ кг/т	57 853,71 кг/ч
в летний период	$1727,2 + 56,56 = 1783,76$ кг/т	48 304,22 кг/ч
Пропарочная цистерна		
Расход тепла на пропаривание щепы:		

в зимний период	$1955,5 \cdot 1,34 \cdot (120 - 30) + 2136,4 \cdot 4,19 \cdot x$	35 536 264,59 кДж/ч
	$x(120 - 30) + 100 \cdot 2708 = 235 \cdot 833,3 + 803 \cdot 207,92 + 270 \cdot 800 = 1 \cdot 312 \cdot 269,74$ кДж/т	
в летний период	$1955,5 \cdot 1,34 \cdot (120 - 30) + 1783,76 \cdot 4,19 \cdot x$	31 934 538,72 кДж/ч
	$x(120 - 30) + 100 \cdot 2708 = 235 \cdot 833,3 + 672 \cdot 320,28 + 270 \cdot 800 = 1 \cdot 179 \cdot 266,57$ кДж/т	
Расход пара на пропаривание щепы:		
в зимний период	$1 \cdot 312 \cdot 269,75 : (2 \cdot 739,84 - 502,8) = 586,61$ кг/т	15 885,4 кг/ч
в летний период	$1 \cdot 179 \cdot 266,57 : (2 \cdot 739,84 - 502,8) = 527,15$ кг/т	14 275,22 кг/ч
Расход сдувочных паров из пропарочных цистерн	100 кг/т	2 708 кг/ч
Конденсат от пропаривания щепы:		
в зимний период	$586,61 - 100 = 486,61$ кг/т	13 177,13 кг/ч
в летний период	$527,15 - 100 = 427,15$ кг/т	11 567,22 кг/ч
Содержание влаги в щепе после пропаривания:		
в зимний период	$2136,4 + 486,61 = 2623,01$ кг/т	71 031,11 кг/ч
в летний период	$1783,76 + 427,15 = 2210,91$ кг/т	59 871,94 кг/ч
Влажность щепы после пропаривания:		
в зимний период	$2623,01 \cdot 100 : (2623,01 + 1955,5) = 57,29$ %	57,29 %
в летний период	$2210,91 \cdot 100 : (2210,91 + 1955,5) = 53,06$ %	53,06 %
Питатель высокого давления		
Количество щелока, вытесняемого щепой из питателя высокого	$15,64 \cdot 0,35 \cdot 1,1 = 6,02$ т/т	163,0 т/ч

давления		
Объем щелока, вытесняемого щепой из питателя высокого давления	$6,02 : 1,1 = 5,47 \text{ м}^3/\text{т}$	$148,1 \text{ м}^3/\text{ч}$
Объем щелока, поступающего за счет протечек из питателя высокого давления в бак постоянного уровня	$2,060 : 27,08 = 4,43 \text{ м}^3/\text{т}$	$120,0 \text{ м}^3/\text{ч}$
Количество щелока по массе, поступающего за счет протечек из питателя высокого давления в бак постоянного уровня.	$4,43 + 1,1 = 4,87 \text{ г/т}$	$131,9 \text{ г/ч}$
Объем щелока, отводимого из выносных сит в бак постоянного уровня	$5,47 + 4,43 = 9,9 \text{ м}^3/\text{т}$	$268,1 \text{ м}^3/\text{ч}$

Продолжение

Статья расхода	Расход на 1 т в. с целлюлозы	Расход в 1 ч
Расход щелока (по массе), отводимого из выносных сит в бак постоянного уровня	$6,02 + 4,87 = 10,89 \text{ т/т}$	$294,9 \text{ т/ч}$
Расход активной щелочи в единицах Na_2O	352 кг/т	$9,532 \text{ т/ч}$
Расход белого щелока по объему	$352,0 : \text{ОД} = 3\,520 \text{ л/т}$	$95,321 \text{ м}^3/\text{ч}$
Расход белого щелока в единицах массы	$3520 \cdot 1,1 = 3\,872,0 \text{ кг/т}$	$104,853 \text{ т/ч}$
Расход жидкости в пропиточный аппарат:		
в зимний период	$2623,01 + 3872,0 = 6495,01 \text{ кг/т}$	$175,885 \text{ т/ч}$
в летний период	$2210,91 + 3872,0 = 6082,91 \text{ кг/т}$	$164,725 \text{ т/ч}$
Гидромодуль в пропиточном аппарате:		
в зимний период	$6495,0 : 1955,5 = 3,32$	$3,32 : 1$
в летний период	$6082,91 : 1955,5 = 3,11$	$3,11 : 1$

	: 1	
Расход щелока, подаваемого насосом высокого давления в пропиточный аппарат: по массе	$10,89 + 3,872 = 14,762$ т/т	399,75 т/ч
по объему	$9,9 + 3,52 = 13,42$ м ³ /т	363,41 м ³ /ч
Общий расход щелока на мойку щепы в сепараторе при концентрации 7 %	$1\ 955,59 * 3.7 = 25\ 980$ кг/т	703,538 т/ч
Расход щелока на мойку щепы за вычетом влаги в щепе	$25\ 980 - 2623,01 = 23\ 356,99$ кг/т	632,507 т/ч
Расход щелока в малой циркуляции	$23\ 356,99 + 10\ 890 = 34\ 246,99$ кг/т	927,408 т/ч
Расход щелока по массе, необходимый для подачи щепы из питателей высокого давления в загрузочное устройство пропиточного аппарата (при концентрации О /О)	$1,9555\ 97 : 3 = 63,227$ т/т	1 712,187 т/ч
То же, по объему	$63,227 : 1,1 = 57,479$ м ³ /т	1 556,53 м ³ /ч
Расход щелока, поступающего со щепой в загрузочное устройство пропиточного аппарата	$63,277 - 10,89 = 52,337$ т/т	1 417,28 т/ч
Расход щепы и щелока, поступающих в загрузочное устройство пропиточного аппарата:		
в зимний период	$52\ 337 + 1\ 955,5 + 2\ 623,01 = 56\ 915,51$ т/т	1 541,272т/ч
в летний период	$52\ 337 + 1\ 955,5 + 2\ 210,91 = 56\ 503,44$ т/т	1 530,112т/ч
Массовая доля щепы в потоке, поступающем в загрузочное устройство пропиточного аппарата:		
в зимний период	$1955,5\ 100 : 56\ 915,51 = 3,44$ %	3,44 %

в летний период	$19\ 55,5\ 100 : 56\ 503,41 = 3,46\ %$	3,46 %
Расход щелока, отделяемого от щепы через сито загрузочного устройства пропиточного аппарата	$52\ 337 - 3\ 872 = 48\ 465\ \text{кг/т}$	1 312,43 т/ч
Расход щелока, поступающего из загрузочного устройства пропиточного аппарата в питатель высокого давления	$48\ 465 + 14\ 762 = 63\ 227\ \text{кг/т}$	1 712,187 т/ч
Количество растворенных органических веществ, перешедших в раствор при пропитке щепы	$1\ 955,530 : 100 = 586,65\ \text{кг/т}$	15,886 т/ч
Расход щепы, перешедшей из пропиточного аппарата в варочный котел	$1\ 955,5 - 586,65 = 1\ 368,85\ \text{кг/т}$	37,068 т/ч
Расход жидкости, выходящей из пропиточного аппарата в варочный котел:		
в зимний период	$2623,01 + 3872,0 + 586,65 = 7081,66\ \text{кг/т}$	191,771 т/ч
в летний период	$2210,91 + 3872,0 + 586,65 = 6669,56\ \text{кг/т}$	180,612 т/ч
Расход щелока при разгрузке пропиточного аппарата	$1\ 368,8590 : 10 = 12\ 319,65\ \text{кг/т}$	333,616 т/ч
Расход щелока, подаваемого в коллектор пропиточного аппарата:		
в зимний период	$12\ 319,65 - 7\ 081,66 = 5\ 237,99\ \text{кг/т}$	141,845 т/ч
в летний период	$12\ 319,65 - 6\ 669,56 = 5\ 650,09\ \text{кг/т}$	153,004 т/ч

Продолжение

Статья расхода	Расход на 1 т в. с целлюлозы	Расход в 1 ч
----------------	---------------------------------	-----------------

Необходимый расход транспортирующего щелока для подачи щепы в загрузочное устройство варочного котла	$1\,368,8597:3 = 44\,259,48$ кг/т	1 198,546 т/ч
Расход щепы и щелока в загрузочное устройство варочного котла	$44\,259,48+1368,85=45\,628,33$ кг/т	1 235,615 т/ч
Расход щелока, подаваемого в трубопровод выхода щепы из пропиточного аппарата в единицах массы:		
в зимний период	$44\,259,48 - 5\,237,99 = 39\,021,49$ кг/т	1056,70 т/ч
в летний период	$44\,259,48 - 5\,650,09 = 38\,609,39$ кг/т	1045,542 т/ч
Расход щелока, подаваемого в трубопровод выхода щепы из пропиточного аппарата в единицах объема:		
в зимний период	$39\,021,49 : 1,1 = 35\,474,08$ м ³ /т	960,638 м ³ /ч
в летний период	$38\,609,39 : 1,1 = 35\,099,44$ м ³ /т	950,492 м ³ /ч
Варка		
Органические вещества, перешедшие в раствор из древесины во время варки	$1\,368,85 - 880,0 = 488,85$ кг/т	13 238,06 кг/ч
Расход пара в верхнюю часть котла	269,80 кг/т	7 306 кг/ч
Расход пара, уходящего со сдвухами из варочного котла	90,0 кг/т	2437,20 кг/ч
Расход черного щелока в конце варки	$7\,081,66 + 488,85 + (269,80 - 90) = 7\,750,31$ кг/т	209 666,9 кг/ч
Расход циркулирующего щелока в зоне варки	$7\,750,31 \cdot 3,5 = 27\,125,14$ кг/т	733834,96кг/ч
Расход массы в конце зоны варки	$880,0 + 7\,750,31 = 8\,630,31$ кг/т	233497,3 кг/ч
Содержание волокна целлюлозы в массе	$880\,100 : 8\,630,31 - 10,2 \%$	10,2 %
Расход массы при разгрузке из котла	$880\,100 : 10 = 8\,800$ кг/т	238 304 кг/ч

Расход черного щелока в циклон I ступени при факторе разбавления (по массе), равном 3	$7\,750,31 + 3\,000 = 10\,750,31$ кг/т	290900,13 кг/ч
Расход циркулирующего щелока в зоне диффузионной промывки при кратности циркуляции, равно	$7\,750,31 \cdot 2 = 15\,500,6$ кг/т	419 333,8 кг/ч
Расход промывного щелока на снижение концентрации массы	$8\,800 - 8\,630,31 = 169,69$ кг/т	4 806,7 кг/ч
Расход черного щелока на выходе массы из котла	$8\,800 - 880 = 7\,920$ кг/т	214 473,5 кг/ч

Т е п л о в о й б а л а н с

Баланс тепла промывного устройства и питателя высокого давления

Таблица 2.2

Источник	Расчет, кДж/т в. с. Целлюлозы	Расход, кДж/ч
	П р и х о д	
Щепа (t = 120 «С)	$1\,955,5 \cdot 1,34 \cdot 120 =$ 314 444,4	8 515 154,3
Вода в щепе и конденсат (t = 120 °С)	$2\,623,01 \cdot 4,19 \cdot 120 =$ 1 318 849,43	35 714 442,56
Щелок для мойки щепы (t = 115 °С)	$23\,357 \cdot 4,19 \cdot 115 =$ 11 254 570,45	304 773 767,79
Циркулирующий щелок системы:		
пропиточный аппарат — питатель выскокого давления (t = 117 °С)	$63\,227 \cdot 4,19 \cdot 117 =$ 30 995 772,21 $1\,955,5 \cdot 1,34 \cdot 120 =$ 314 444,4	839 365 511,45

Всего	-	1188368876,09
Расход		
Щепа (t)	$1\,955,5 \cdot 1,34 = 2\,620,37\ t_1$	70 959,62 t _j
Вода в щепе и конденсат (t _i)	$2\,623,01 \cdot 4,19\ t_i = 10\,990,41$	297 620,30 t _x
Щелок малой циркуляции (f)	$34\,247 \cdot 4,19\ t_f = 143\,494,93\ ^\wedge$	3 885 842,70 t
Щелок верхней циркуляции (i [^])	$52\,337 \cdot 4,19\ t_j = 219\,292,03\ ^\wedge$	5 938 428,17 ^
Всего	-	10 192 859,79 t,

Температура щепы и щелока определяется из уравнения

$$1\,188\,368\,876,09 = 10\,192\,859,79\ t_1;$$

$$t_1 = 116,5\ ^\circ\text{C}.$$

Баланс тепла загрузочного устройства пропиточного аппарата

Таблица 2.3

Источник	Расчет, кДж/т в с целлюлозы	Расход, кДж/ч
Приход		
Щепа = 116,5 °С)	$1955,56 \cdot 1,34 \cdot 116,5 = 305\,273,1$	8 266 795,68
Вода в щепе и конденсат (< _x = 116,5 °С)	$2\,623,01 \cdot 4,19 \cdot 116,5 = 1\,280\,382,99$	3 4672 771,37
Расход щелока, поступающего со щепой в загрузочное устройство (f = 116,5 °С)	$5\,233,7 \cdot 4,19 \cdot 116,5 = 25\,547\,521,49$	691826 882,08
Щелок из бака постоянного уровня (t = 115 °С)	$890,0 \cdot 4,19 \cdot 115 = 5\,247\,346,5$	14 209 843,22
Белый щелок (t = 85 °С)	$3872,0 \cdot 4,19 \cdot 85 = 1\,379\,012,8$	37 343 666,62
Всего	-	914 228 256,9
Расход		
Щепа (f ₂)	$1955,5 \cdot 1,34\ t_2 = 2620,37\ t_2$	70 959,62 f ₂

Вода в щепе и конденсат (i_2)	$2\,623,018 \cdot 4,19 \, t_2 = 10\,990,41 \, t_2$	$297\,620,30 \, t_2$
Расход щелока из загрузочного устройства в питатель высокого давления (t_2)	$63\,227,0 \cdot 4,19 \, t_2 = 264\,921,13 \, t_2$	$7\,174\,064,20 \, t_2$
Белый щелок ($<_2$)	$3\,872,0 \cdot 4,19 \, t_2 = 16\,223,68 \, t_2$	$439\,337,25 \, t_2$
Всего	-	$7\,981\,981,37 \, t_2$

Температура щепы и щелока, поступающего в пропиточный аппарат, определяется по формуле

$$t_2 = \frac{914208256,97}{7981981,37} = 114,5^\circ \text{C}$$

Баланс тепла пропиточного аппарата

Таблица 2.4

Источник	Расчет, кДж/т в. с целлюлозы	Расход, кДж/ч
Приход		
Щепа ($t_2 = 114,5^\circ \text{C}$)	$1\,955,5 \cdot 1,34 \cdot 114,5 = 300\,032,36$	$8\,124\,876,44$
Вода в щепе и конденсат ($t_2 = 114,5^\circ \text{C}$)	$2\,623,0 \cdot 4,19 \cdot 114,5 = 1\,258\,402,16$	$3\,407\,730,56$
Белый щелок ($t_2 = 114,5^\circ \text{C}$)	$3872,0 \cdot 4,19 \cdot 114,5 = 1\,857\,611,36$	$50304\,115,63$
Тепло экзотермической реакции	$1955,5 \cdot 4560 \cdot 0,012 \cdot 0,5 \cdot 4,19 = 224\,175,39$	$6\,070\,669,56$
Всего	-	$98577\,192,19$
Расход		
Щепа (t_3)	$1\,368,85 \cdot 1,34 \, t_3 = 1\,834,26 \, t_3$	$49\,671,73 \, t_3$
Пропиточный раствор (t_3)	$7\,081,66 \cdot 3,93 \, t_3 = 27\,830,92 \, t_3$	$753\,661,42 \, t_3$
Всего	-	$803\,333,15 \, t_3$

Температура массы, выходящей после пропитки, определяется из уравнения

$$803\,333,15 \, t_3 = 98\,577\,192,19;$$

$$t_3 = 122,7^\circ \text{C}$$

Баланс тепла разгрузочного устройства пропиточного аппарата

Таблица 2.5

Источник	Расчет, кДж/т в. с. Целлюлозы	Расход, кДж/ч
Приход		
Щепа ($f_3 = 122,7$ -С)	$1\,368,85 \cdot 1,34 - 122,7 = 225\,063,58$	6 094 721,74
Пропиточный раствор ($f_g = 122,7$ °С)	$7\,081,66 \cdot 3,93 \cdot 122,7 = 3\,414\,854,35$	92 474 255,80
Циркулирующий щелок, для подачи щепы в котел (t)	$44\,259,48 \cdot 4,19 \cdot t = 185\,447,22 \text{ г}$	$5\,021\,910,72 t_a$ 4
Всего	-	5 021 910,72 t, + 98 568 977,54
Расход		
Щепа ($t = 148$ °С)	$1\,368,85 \cdot 1,34 \cdot 148 = 271\,470,33$	7 351 416,59
Пропиточный раствор ($t = 148$ °С)	$7\,081,66 \cdot 3,93 \cdot 148 = 4\,118\,976,72$	111 541 889,64
Циркулирующий щелок, для подачи щепы в котел ($t = 148$ °С)	$44\,259,48 \cdot 4,19 \cdot 148 = 27\,446\,188,73$	743 242 790,80
Всего	-	862 136 097,03

Температура циркулирующего раствора после подогрева определяется по формуле

$$t_4 = \frac{862136097,03 - 98568977,54}{5021910,72} = 152,04^\circ \text{C}$$

Расход тепловой энергии, сообщаемой циркулирующему щелоку,

$$Q = 44\,259,48 \cdot 4,19 (152,04 - 148) = 749\,206,77 \text{ кДж/т.}$$

Расход пара, подаваемого в теплообменник,

$$\frac{749206,77}{1977,7} = 378,82 \text{ кг/т,}$$

Или 10258,45 т/ч

Баланс тепла загрузочного устройства варочного аппарата

Таблица 2.6

Источник	Расчет, кДж/т в. с. целлюлозы	Расход, кДж/ч
Приход		
Щепа ($t = 148 \text{ }^\circ\text{C}$)	$1368,85 \cdot 1,34 \cdot 148$ $= 271\,470,33$	7 351 416,54
Щелок на варку ($i = 148 \text{ }^\circ\text{C}$)	$7\,081,66 \cdot 3,93 \cdot 148$ $= 4\,118\,976,72$	111 541 889,64
Пар ($i = 2788,8 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}$)	$G\,2788,8$	$2\,788,8\,G$
Всего	-	118 893 306,18 + $2788,8\,G$
Расход		
Щепа ($t = 167 \text{ }^\circ\text{C}$)	$1\,368,85 \cdot 1,34 \cdot 167$ $= 306\,321,25$	8 295 179,45
Щелок на варку ($t = 167 \text{ }^\circ\text{C}$)	$7\,081,66 \cdot 3,93 \cdot 167$ $= 4\,647\,764,27$	125 861 456,56
Конденсат ($t = 167 \text{ }^\circ\text{C}$)	$G\,4,19 \cdot 167 = G\,699,73$	$699,73\,G$
Всего	-	134 156 636 + $699,73\,G$

Расход пара, подаваемого в загрузочное устройство,

$$G = \frac{134156636 - 118893306,18}{2788,8 - 699,73} = 7306 \text{ кг/ч,}$$

Или

$$\frac{7306}{27,08} = 269,80 \text{ кг/т}$$

Расход жидкости, поступающей на варку,

$$7081,66 + 269,80 = 7351,46 \text{ кг/т,}$$

Или

$$7351,46 \cdot 27,08 = 199\,077,54 \text{ кг/ч.}$$

Температура щелока после теплообменника

$$t_5 = \frac{640997721,12 - 145939661,03}{2862207,61} = 172,96^\circ \text{C}$$

Расход тепловой энергии в зоне варки

$$Q = 26\,894,28 \cdot 3,93 \cdot (172,96 - 172) = 101\,466,74 \text{ кДж/т,}$$

или

$$101\,466,74 \cdot 27,08 = 2\,747\,719,3 \text{ кДж/ч.}$$

Расход пара в теплообменнике зоны варки

$$G = \frac{101466,74}{1977,7} = 51,31 \text{ кг/т}$$

или

$$51,31 \cdot 27,08 = 1389,47 \text{ кг/ч.}$$

Баланс тепла диффузионной промывки

Таблица 2.7

Источник	Расчет, кДж/т в с целлюлозы	Расход, кДж/ч
Приход		
Целлюлоза ($t = 172\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$880 \cdot 1,34 \cdot 172 = 202\,822,4$	5 492 430,59
Черный щелок ($t = 172\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$7\,750,3 \cdot 3,78 \cdot 172 = 5\,038\,935,0$	136454 359,8
Промывной щелок на разбавление массы ($t = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$169,69 \cdot 4,19 \cdot 80 = 56\,860,1$	1 540 313,11
Циркуляционный щелок Зона диффузионной промывки ($t = 130\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$15500,6 \cdot 4,19 \cdot 130 = 8\,443\,176,8$	228 641 227,74
Промывной щелок, подаваемый для компенсации отбора в циклон I ступени ($t = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$10750,31 \cdot 4,19 \cdot 80 = 3\,603\,503,9$	97 582 885,94
Всего		46 9711 217,18
Расход		
Целлюлоза ($t = 85\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$880 \cdot 1,34 \cdot 85 = 100\,232$	2 714 282,56
Черный щелок ($t = 85\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$7\,920 \cdot 3,99 \cdot 85 = 2\,686\,068$	72 738 721,44
Циркулирующий щелок зоны диффузионной промывки ($t = 120\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$15\,500,6 \cdot 4,19 \cdot 120 = 7\,793\,701,7$	21 153 442,04
Черный щелок, отбираемый в циклон I ступени (t_6)	$1\,075\,031 \cdot 3,99 t_6 = 42\,893,7 t_6$	1 161 561,0 t_6 286 506 446,04 + 1 161 561,40 t_6

Температура щелока, отбираемого в циклон I ступени,

$$t_6 = \frac{469711217,18 - 286506446,04}{1161561,4} = 157,7^\circ C$$

Расход тепла в зоне диффузионной промывки

$$8\,443\,176,8 - 7\,793\,701,7 = 649\,475,1 \text{ кДж/т.}$$

Расход пара низкого давления в теплообменнике зоны диффузионной промывки

$$G = \frac{649475,1}{2788,8 - 4,19 \cdot 157,7} = 304,9 \text{ кг/т.}$$

Расход пара

Таблица 2.8

Статья расхода	Расход пара, кг/т в. с, целлюлозы	Расход пара, кг/ч
Расход пара высокого давления		
В теплообменник разгрузочного устройства пропиточного аппарата	378,83	10 258,72
В загрузочное устройство варочного котла	269,80	7 306,18
В теплообменник зоны варки	51,31	1 389,47
Всего	699,94	18 954,37
Расход пара низкого давления		
<i>Зимний период</i>		
В загрузочный бункер	409,18	1 108 059
В пропарочную цистерну	586,61	15 885,4
В зону диффузионной промывки	304,9	8 256,69
Всего	1300,69	35 222,68
<i>Летний период</i>		
В загрузочный бункер	55,67	1 507,53
В пропарочную цистерну	527,01	14 271,43
В зону диффузионной промывки	304,9	8 256,69

Всего	887,58	24 035,65
Расход паров вскипания в циклоне I ступени	$\frac{10750,31 \cdot 3,99(157,7-122)}{2198,4} = 696,55$	18 862,57
Расход щелока из циклона I ступени в циклон II ступени	$10\ 750,31 - 696,55 = 10\ 053,76$	272 255,82
Расход паров вскипания в циклоне II ступени	$\frac{10053,76 \cdot 3,99(122-105)}{2245} = 303,76$	8 225,82
Расход черного щелока из циклона II ступени	$10\ 053,76 - 303,76 = 9\ 750$	264 030,0
Расход сдувочных паров из пропарочных цистерн	$696,55 - 586,61 = 109,64$	2 977,2
Расход паров на утилизацию	$109,94 + 303,76 = 413,7$	11 203,0
Объем жидкости на выпаривание	$9\ 750 - 1\ 075,5 \cdot 0,97 - 5\ 816 \cdot 0,97 = 3\ 065,24$	83 006,7

Глава 3. Технология сульфатной варки целлюлозы с предварительным гидролизом

Одним из распространенных способов производства целлюлозы для химической переработки является сульфатный способ с предварительным гидролизом древесины. Гидролиз древесины перед сульфатной варкой является наиболее эффективным и дешевым способом облагораживания сульфатной растворимой целлюлозы.

Известны два основных способа предварительного гидролиза древесины — кислотный и водный. Кислотный гидролиз проводится разбавленными растворами минеральных кислот при концентрации 0,25...0,55 % и при температуре 120...130 °С.

Водный и паровой гидролиз проводятся при температуре 150...170°С в течение 1,5...2 ч при гидромодуле 1,5...4,5:1. В процессе предварительного гидролиза древесины в кислой среде при достаточно высоких температурах часть гемицеллюлоз переходит в раствор. Оставшаяся в твердом остатке

древесины после гидролиза часть гемицеллюлоз подвергается воздействию кислых продуктов предгидролизата, способствуя их растворению при последующей сульфатной варке. В предгидролизате часть гемицеллюлоз находится в виде моносахаридов, а часть в виде полисахаридов. Соотношение этих веществ, а также общее количество гемицеллюлоз в предгидролизате характеризуют глубину и интенсивность предгидролиза (кислотность среды, температура, продолжительность).

Водный гидролиз протекает в более мягких условиях, чем кислотный, так как источником водородных ионов в данном случае являются органические кислоты — уксусная и муравьиная, которые каталитически ускоряют процесс гидролиза и позволяют осуществлять его при более высоком рН. Гидролизированные сахара, перешедшие в раствор, разрушаются в процессе предгидролиза до фурфурола и других продуктов, которые могут быть утилизированы и переработаны в ценные продукты. При кислотном или водном предгидролизе в раствор переходит от 18 до 25 % веществ древесины.

В настоящее время наиболее распространенным способом предгидролиза при производстве сульфатной вискозной целлюлозы является водный. Выход твердого остатка после кислотного предгидролиза ниже, чем после водного. в настоящее время растворимую целлюлозу сульфатным способом производят с паровым предгидролизом. Образующийся в небольшом количестве кислый конденсат- предгидролизат нейтрализуется черным и белым варочным щелоками и направляется совместно с отработанным черным щелоком на регенерацию по обычной схеме. Водный предгидролиз древесного сырья позволяет получать высококачественную растворимую целлюлозу и рационально использовать продукты растворения древесины, перерабатывая растворенные гемицеллюлозы на спирт и дрожжи. При этом можно получить до 100 кг дрожжей на 1 т целлюлозы.

С целью сокращения загрязнений в процессе получения целлюлозы для химической переработки сульфатным способом с предгидролизом и повышения экономичности процесса водный предгидролиз заменяется

паровым. Паровой предгидролиз, известный как ступенчатый способ парового гидролиза, позволил осуществить более равномерное проведение гидролиза по всему объему варочного котла и получить целлюлозу такого же качества, что и при водном гидролизе.

На стендовой установке процесс Висбатч включал следующие стадии.

1. Заполнение автоклава щепой с использованием паровых уплотнителей Свенсона.

2. Нагрев автоклава паром и предгидролиз. Нагрев производился паром среднего давления до 160... 170 °С. Продолжительность стадии предгидролиза при данной температуре 40 мин. На этой стадии большинство гемицеллюлозных соединений гидролизуются и растворяются.

3. Нейтрализация и подача щелочи. В автоклав для нейтрализации органических кислот, образовавшихся на стадии предгидролиза, под давлением подается варочный щелок, состоящий из горячего черного и горячего белого щелока. Часть нейтрализующей жидкости перемещается в резервуар для нейтрализата, а в автоклав добавляется горячий варочный щелок для проведения варки.

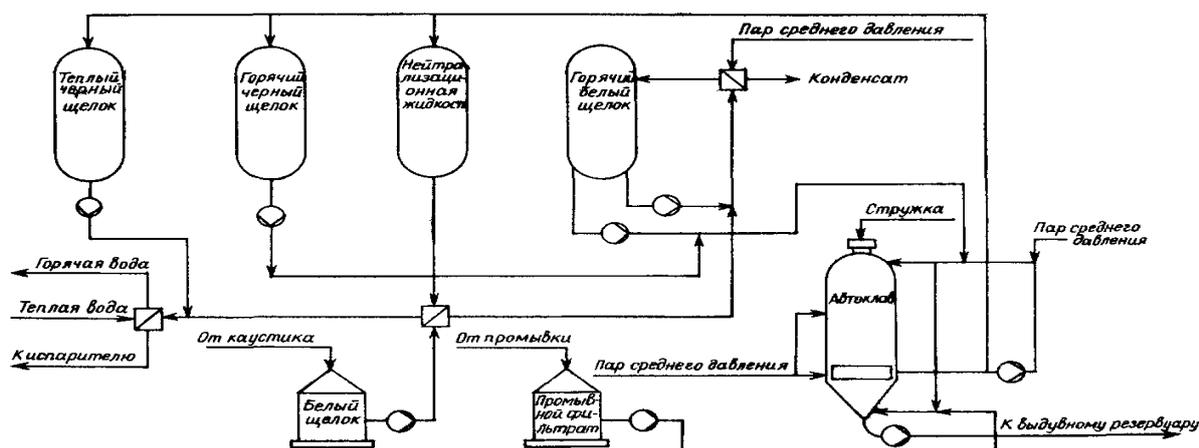
4. Нагрев и варка. Автоклав с горячим варочным раствором при необходимости подогревается паром до температуры варки и выдерживается при этой температуре определенное время, пока не будет достигнута желаемая степень делигнификации целлюлозы.

5. Конец варки и выгрузка. Варка завершается замещением горячей варочной жидкости на фильтрат из промывного отдела. Фильтрат подается в низ и в верх котла, а горячий щелок отбирается из средних сит котла. Горячий варочный щелок вытесняется в отдельный аккумулятор, а смешанный с промывным фильтратом теплый — в свой аккумулятор. Таким образом, в автоклаве-котле целлюлоза охлаждается до температуры 100 °С и ниже и выгружается в вымывной резервуар с помощью насоса.

6. Подогрев горячего белого щелока. Подогрев белого щелока осуществляют в

теплообменниках нейтрализованной жидкостью от предыдущей варки и паром среднего давления.

6. Контроль и управление варкой. Контроль и управление варочным процессом осуществляются через систему распределенного контроля и управления. Эта система предназначена для управления клапанами и измерительными устройствами. Целью системы является обеспечение



однородного качества целлюлозы.

Рис. 3.1. Схема процесса варки сульфатной целлюлозы с паровым предгидролизом.

Растворимая целлюлоза производится в основном периодическим способом в котлах периодического действия различного объема. На сегодняшний день в мировой практике работают две установки непрерывной варки фирмы «Камюр» для производства растворимой вязкой целлюлозы: одна в Мангейме (ФРГ) варит сульфитную целлюлозу с кислотой на магниевом основании, вторая в Бразилии производит вязкую целлюлозу из эвкалипта при совмещении предгидролиза и варки в одном котле. Периодическим способом сульфатную целлюлозу с предгидролизом так же, как и сульфитную растворимую, варят в биметаллических котлах сварной конструкции, которая уменьшает возможность коррозии стыков и швов по сравнению с клепаными котлами.

Сводка основных параметров промышленно освоенных процессов получения сульфатной растворимой целлюлозы с предварительным гидролизом и последующей сульфатной варкой.

1. Водный гидролиз при температуре 160.-170 °С.
2. Гидролиз с растворами минеральных кислот, например, 0,1...0,5 % H_2SO_4 при температуре 95.. .140 °С.
3. Паровой гидролиз при температуре 165... 170°С.
4. Ступенчатый паровой гидролиз:
I ступень при температуре 150...160°С;
II ступень при температуре 170...172°С.
5. Сульфатная варка во всех случаях обычно проводится при температуре 170...172°С.

3.1. Материальный и тепловой баланс производства небеленой сульфатной целлюлозы с паровым предгидролизом

1. Исходные данные для расчета

Объем варочного котла, м³ – 140

Древесное сырье (береза): плотность базисная, кг/м³ – 507

влажность щепы расчетная, % – 50

Степень уплотнения щепы в котле, % – 10

Объемная степень заполнения, % – 36

Выход целлюлозы из древесины, % – 36

Расход активной щелочи на варку от массы а, с. древесины, ед. Na_2O , % – 21

Концентрация активной щелочи в белом щелоке, ед. Na_2O , г/л– 95

Температура в котле в конце первой стадии заварки при сульфатной варке, °С – 155

Температура белого щелока, поступающего из каустизации, °С – 80

Температура щепы: летом, °С – (+25); зимой, °С – (-5)

Теплоемкость материала котла, кДж/кг – 0,5 Температура слабого щелока, подаваемого на вытеснение из котла, °С – 80

Температура горячего черного щелока, вытесняемого из котла, °С – 160

Теплота таяния льда, кДж/кг – 334

Температура белого щелока, подаваемого в котел, °С –130
 Теплоемкость льда, кДж/кг • град – 2,1
 Теплоемкость щепы и органических веществ, кДж/кг • град –1,34
 Теплоемкость жидкости, кДж/кг • град– 4,19
 Теплоемкость черного щелока кДж/кг • град – 3,96
 Теплосодержание пара при давлении 0,3 МПа, кДж/кг – 2740
 Теплосодержание пара при давлении 1,2 МПа, кДж/кг –1977,7
 Плотность белого щелока, кг/м³ –1050
 Плотность крепкого черного щелока, кг/м³ – 1100
 Теплотворная способность древесины, кДж/кг –19 093
 Количество тепла от экзотермической реакции относительно теплотворной способности древесины, % –1,2

2. Расчет материального и теплового баланса парового предгидролиза

Расчет ведется на 1 котло-варку целлюлозы.

Расход щепы на варку масса а. с. щепы в 1 м³ при объемной степени заполнения 36 % и степени уплотнения 10 %

$$507 \cdot 0,36 \cdot 1,10 = 201 \text{ кг/м}^3;$$

масса а. с. щепы в котле

$$201 \cdot 140 = 28\ 140 \text{ кг а. с. щепы.}$$

Выход а. с. целлюлозы из котла за варку при выходе целлюлозы из древесины 36 %

$$28\ 140 \cdot 0,36 = 10\ 130 \text{ кг а. с. целлюлозы.}$$

Выход в. с. целлюлозы (сухость 88 %)

$$\frac{10130}{0,88} = 11511 \text{ кг в.с. целлюлозы}$$

Масса воды, поступившей со щепой влажностью 50 %,

$$\frac{28140 \cdot 50}{100 - 50} = 28140 \text{ кг.}$$

Количество пара, расходуемого на уплотнение щепы

$$\frac{200 \cdot 11,511(2740 - 558,9)}{2740} = 1833 \text{ кг,}$$

где 200 — относительный расход пара низкого давления (0,3 МПа) на уплотнение щепы, кг/ т в. с. целлюлозы; 558,9 - теплосодержание конденсата при 133 °С кДж/кг.

Количество пара, расходуемого на таяние льда

$$\frac{28140 \cdot 334}{2740} = 3430 \text{ кг,}$$

где 334 кДж/кг — теплота таяния льда.

Количество пара, расходуемого на уплотнение щепы и таяние льда

$$1\ 833 + 3\ 430 = 5\ 263 \text{ кг.}$$

Подано тепла с паром при уплотнении щепы летом

$$1\ 833 \cdot 2\ 740 = 5\ 022\ 420 \text{ кДж,}$$

Зимой

$$5\ 263 \cdot 2\ 740 = 14\ 420\ 620 \text{ кДж.}$$

Температура щепы после уплотнения летом

$$28\ 140 - 1,34(t - 25) + 28\ 140 \cdot 4,19(t - 25) = 5\ 022\ 420 \text{ кДж,}$$

$$t = 25 + \frac{5022420}{155614} = 57,3^\circ \text{ C}$$

зимой

$$28\ 140 \cdot 1,34 [t - (-5)] + 28\ 140 \cdot 2,1[0 - (-5)] + 3430 \cdot 2740 + 28140 \cdot 4,19t = 14420620 \text{ кДж,}$$

$$t = \frac{4538412}{155614} = 29,2^\circ \text{ C}$$

где 2,1 — теплоемкость льда, кДж/(кг · град).

Далее расчет проводится применительно к зимним условиям.

Поступило тепла с материалом котла

$$56\ 000 \cdot 0,5 \cdot 90 = 2\ 520\ 000 \text{ кДж,}$$

где 56 000 — масса материала котла, кг; 90 — температура корпуса котла после уплотнения щепы паром, °С.

Количество пара, расходуемого на пропарку и нагрев содержимого котла до 100 °С

$$\frac{(28140 \cdot 1,34 + 28140 \cdot 4,19)(100 - 29,2)}{2740} + \frac{(5000 \cdot 4,19)(100 - 60) - 2520000}{2740} = \frac{9335485}{2740} = 3407 \text{ кг,}$$

где 5000 — количество подскипидарной или окисленной воды с температурой 60 °С, добавляемой на увлажнение щепы, кг.

Расход пара при пропарке и нагреве содержимого котла

$$\frac{3407 \cdot 60}{20} = 10221 \text{ кг/ч,}$$

где 20 — время нагрева, мин.

Количество пара, конденсирующегося в котле в процессе пропарки и нагрева

$$3\,407 \cdot 0,9 = 3\,066 \text{ кг,}$$

где 0,9 — массовая доля сконденсированного пара.

Количество жидкости в котле в начале гидролизной варки

$$28\,140 + 1\,833 + 3\,430 + 3\,066 + 5\,000 = 41\,469 \text{ кг.}$$

Т е п л о в о й б а л а н с

Баланс тепла в котле в процессе подъема температуры до 160 °С

Таблица 3.1

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
П р и х о д		
Щепа (t = 100 °С)	28 140 • 1,34 • 100	3 770 760
Жидкость со щепой (t = 100 °С)	41 469 • 4,19 • 100	17 375 511
В с е г о		21 146 271
Р а с х о д		
Щепа (t = 160 °С)	28 140 • 1,34 • 160	6 033 216
Жидкость со щепой (t = 160 °С)	41 469 • 4,19 • 160	27 800 818
В с е г о		33 834 034

Количество тепла, расходуемого в период подъема температуры от 100 до 160 °С

$$33\,834\,034 - 21\,146\,271 = 12\,687\,763 \text{ кДж.}$$

Количество пара, расходуемого в период подъема температуры от 100 до 160 °С

$$\frac{12687763}{1977,7} = 6415 \text{ кг}$$

Расход пара в период подъема температуры

$$\frac{6415 \cdot 60}{1977,7} = 7698 \text{ кг/ч,}$$

где 50 — время подъема температуры, мин.

Баланс тепла в процессе гидролизной варки

Таблица 3.2

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Щепа (t= 160°C)	28 140 • 1,34 • 160	6 033 216
Жидкость со щепой (t = 160 °C)	41 469 • 4,19 • 160	27 800 818
Всего		33 834 034
Расход		
Щепа (t = 170 °C)	28 140 • 1,34 • 170	6 410 292
Жидкость со щепой (t = 170 °C)	41 469 • 4,19 • 170	29 538 369
Всего		35 948 661

Количество тепла, расходуемого в период гидролизной варки

$$35\,948\,661 - 33\,834\,034 = 2\,114\,627 \text{ кДж.}$$

Количество пара, расходуемого в период гидролизной варки

$$\frac{2114627}{1977,7} = 1069 \text{ кг.}$$

Расход пара в период гидролизной варки

$$\frac{1069 \cdot 60}{15} = 4276 \text{ кг/ч,}$$

где 15 — время подъема температуры, мин.

Общее количество пара, расходуемого на заварку и гидролизную варку щепы

$$6\,415 + 1\,069 = 7\,484 \text{ кг.}$$

Расход пара на 1 т в. с. целлюлозы при заварке и гидролизной варке

$$\frac{7484}{11,511} = 650 \text{ кг.}$$

Общее количество тепла, поступившего в котел

$$14\,420\,620 + 9\,335\,485 + 12\,687\,763 + 2\,114\,627 = 38\,558\,495 \text{ кДж.}$$

Количество парогазов, удаляемых в процессе терпентинной сдувки (во время подъема температуры от 120 до 170 °С)

$$240 \cdot 11,511 = 2\,763 \text{ кг,}$$

где 240 — количество парогазов, удаляемых в течение терпентинной сдувки, отнесенное к 1 т в. с. целлюлозы, кг/т.

Переброс гидролизата со сдувками, считая, что переброс составляет 1 % от количества жидкости в котле перед заваркой

$$41\,469 \cdot 0,01 = 415 \text{ кг.}$$

Масса гидролизованной щепы в котле к концу гидролизной варки

$$28\,140 \cdot 0,745 = 20\,964 \text{ кг,}$$

где 0,745 — выход гидролизованной щепы (74,5 % от исходной).

Остается жидкости к концу гидролизной варки

$$41\,469 + 7\,484 - 2\,763 - 415 = 45\,775 \text{ кг.}$$

Гидромодуль к концу гидролизной варки равен

$$\frac{45775}{20964} = 2,18.$$

Количество летучих продуктов (метанола), выделяющихся в процессе сдувки, из расчета 10,6 кг летучих продуктов на 1 т в. с. целлюлозы

$$10,6 \cdot 11,511 = 122 \text{ кг.}$$

Уходит органических веществ с перебросом гидролизата (из расчета 2 % от массы переброса)

$$415 \cdot 0,02 = 8 \text{ кг.}$$

Количество сухих веществ, перешедших в раствор во время гидролизной варки

$$28\,140 - 20\,964 = 7\,176 \text{ кг.}$$

Количество сухих веществ в растворе с учетом уноса при сдувке и перебросе

$$7176 - 122 - 8 = 7\,046 \text{ кг.}$$

Потери тепла с терпентинной сдувкой:

с жидкостью

$$[415 \cdot 4,19 + (122 + 8) \cdot 1,34] \cdot 145 = 277\,400 \text{ кДж,}$$

где 145 — средняя температура терпентинной сдувки, °С;
с парами вскипания

$$2763 (2740 - 611) = 5\,882\,427 \text{ кДж},$$

где 611 — теплосодержание конденсата при 145 °С, кДж/кг.

Тепло, оставшееся в котле после терпентинной сдувки,

$$38\,558\,495 - 277\,400 - 5\,882\,427 = 32\,398\,668 \text{ кДж}.$$

Потери тепла в окружающую среду во время подъема температуры — 3 %

$$32\,398\,668 \cdot 0,03 = 971\,960 \text{ кДж}.$$

Общий расход тепла на предгидролиз с учетом потерь

$$38\,558\,495 + 971\,960 = 39\,530\,455 \text{ кДж}.$$

Общее количество пара, расходуемого на предгидролиз, приведенное к пару при давлении 1,2 МПа

$$\frac{39530455}{1977,7} = 19988 \text{ кг}.$$

Общий расход пара на 1 т в. с. целлюлозы

$$\frac{19988}{11,511} = 1736 \text{ кг/т}.$$

Количество жидкости в котле после отбора гидролизата до гидромодуля 1,5

$$20\,964 \cdot 1,5 = 31\,446 \text{ кг}.$$

Количество отобранного гидролизата

$$45\,775 - 31\,446 = 14\,329 \text{ кг}.$$

Количество сухих веществ, оставшихся в котле со щепой

$$\frac{7046 \cdot 31446}{45775} = 4840 \text{ кг}.$$

Всего древесного остатка и сухих веществ, оставшихся в котле

$$20\,964 + 4\,840 = 25\,804 \text{ кг}.$$

Количество сухих веществ, выведенных из котла с гидролизатом

$$7\,046 - 4\,840 = 2\,206 \text{ кг}.$$

Тепло, уходящее с гидролизатом,

$$(14\,329 \cdot 4,19 + 2206 \cdot 1,34) \times 170 = 10\,709\,065 \text{ кДж}.$$

Тепло, оставшееся в котле,

$$39\,530\,455 - 10\,709\,065 = 28\,821\,390 \text{ кДж.}$$

Сульфатная варка

Масса жидкости в котле в период пропитки

$$28\,140 \cdot 4 = 112\,560 \text{ кг,}$$

где 4 — гидромодуль в котле при пропитке.

Расход активной щелочи на варку

$$28\,140 \cdot 0,21 = 5\,910 \text{ кг,}$$

где 0,21 — относительный расход активной щелочи на варку (21,0 %).

Объем белого щелока, поступающего на варку

$$\frac{5910}{95} = 62,2 \text{ м}^3,$$

где 95 — концентрация активной щелочи в белом щелоке, кг/м³.

Количество белого щелока на варку

$$62,2 \cdot 1\,050 = 65\,310 \text{ кг,}$$

где 1050 — плотность белого щелока, кг/м³.

Количество черного щелока, добавляемого до гидромодуля 4,

$$112\,560 - 31\,446 - 65\,310 = 15\,804 \text{ кг.}$$

Температура содержимого котла после отбора гидролизата определяется по уравнению

$$(25\,804 \cdot 1,34 + 31446 \cdot 4,19 + 56\,000 \cdot 0,5) t = 28\,821\,390 \text{ кДж,}$$

$$t = \frac{28821390}{194336} = 148,3^\circ \text{C.}$$

Баланс тепла в момент заливки щелоков

Таблица 3.3

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Щепа с сухими веществами ($t = 148,3 \text{ }^\circ\text{C}$)	$25\ 804 \cdot 1,34 \cdot 148,3$	5127 822
Жидкость ($t = 148,3 \text{ }^\circ\text{C}$)	$31\ 446 \cdot 4,19 \cdot 148,3$	19 539 821
Белый щелок ($t = 130 \text{ }^\circ\text{C}$)	$65\ 310 \cdot 4,19 - 130$	35 574 357
Черный щелок ($t = 140 \text{ }^\circ\text{C}$)	$15\ 804 \cdot 4,19 \cdot 140$	9 270 626
Всего		69 512 626
Расход		
Щепа с сухими веществами (t_x)	$25\ 804 \cdot 1,34 t_x$	$34\ 577 t_x$
Жидкость (t_x)	$112\ 560 \cdot 4,19 t_x$	$471\ 626 t_x$
Всего		$506\ 203 t_x$

Температура в котле *после* заливки щелоков

$$\frac{69512626}{506203} = 137,3 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Масса растворимых веществ древесины, перешедших в раствор во время варки,

$$28\ 140 - 10\ 130 - 7176 = 10\ 834 \text{ кг}.$$

Масса сдувочных паров, отводимых из котла за период варки,

$$90 \cdot 28,14 = 2\ 533 \text{ кг},$$

где 90 — масса сдувочных паров, отводимых из котла в период варки на 1 т древесины, подаваемой на варку, кг/т.

Масса черного щелока в котле в конце варки

$$112\ 560 + 10\ 834 + 4840 - 2533 = 125\ 701 \text{ кг}.$$

Масса содержимого котла в конце варки

$$125\ 701 + 10\ 130 = 135\ 831 \text{ кг}.$$

Объем содержимого котла

$$\frac{135831}{1100} = 123,5 \text{ м}^3,$$

где 1100 — плотность суспензии, содержащейся в котле, кг/м³.

Объем щелока, подаваемого в котел на заполнение перед вытеснением крепкого горячего щелока,

$$140 - 123,5 = 16,5 \text{ м}^3,$$

что составляет в единицах массы

$$16,5 \cdot 1000 = 16\,500 \text{ кг.}$$

Масса щелока в котле после заполнения

$$125\,701 + 16\,500 = 142\,201 \text{ кг.}$$

Баланс тепла в котле на первой стадии заварки

Таблица 3.4

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Щепа (t= 137,3 °С)	20 964 • 1,34 • 137,3	3 856 999
Жидкость со щепой (t= 137,3 °С)	112 560 • 4,19 • 137,3	64 754 305
Всего		68 611 304
Расход		
Щепа (t = 155 °С)	20 964 • 1,34 • 155	4 354 223
Щелок (t = 155°С)	112 560 • 4,19 • 155	73 102 092
Всего		77 456 315

Количество тепла, расходуемого на первой стадии заварки,

$$77\,456\,315 - 68\,611\,304 = 8\,845\,011 \text{ кДж.}$$

Количество пара, подаваемого в теплообменник на первой стадии заварки,

$$\frac{8845011}{1977,7} = 4472 \text{ кг.}$$

Расход пара на первой стадии заварки

$$\frac{4472 \cdot 60}{20} = 13416 \text{ кг/ч,}$$

где 20 мин — время подъема температуры.

Баланс тепла на второй стадии заварки и варки

Таблица 3.5

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
Приход		
Щепа (t = 155 °С)	20 964 • 1,34 • 155	4 354 223
Щелок (t = 155 °С)	112 560 • 4,19 • 155	73 102 092
Тепло от экзотермической реакции	19 093 • 0,012 • 20 964	4 803 188
Всего		82 259 503
Расход		
Целлюлоза (t = 170 °С)	10 130 • 1,34 • 170	2 307 614
Черный щелок (t = 170 °С)	125 701 • 3,96 • 170	84 621 913
Сдувочные пары	2 533 • 2 769	7 013 877
Всего		93 943 404

Количество тепла, расходуемого на второй стадии заварки и варки

$$93\,943\,404 - 82\,259\,503 = 11\,683\,901 \text{ кДж.}$$

Количество пара, расходуемого на второй стадии заварки и варки

$$\frac{11683901}{1977,7} = 5908 \text{ кг.}$$

Расход пара на второй стадии заварки и варки

$$\frac{5908 \cdot 60}{20} = 17724 \text{ кг/ч,}$$

где 20 мин — время подъема температуры.

Количество пара, расходуемого на заварку и варку

$$4\,472 + 5\,908 = 10\,380 \text{ кг.}$$

Расход пара на заварку и варку на 1 т в. с. целлюлозы

$$\frac{10380}{11,511} = 902 \text{ кг.}$$

Нетехнологические затраты тепла в период сульфатной варки

Таблица 3.6

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
Нагрев металлического корпуса котла	$56\,000 \cdot 0,5 \cdot (170 - 90)$	2 240 000
Нагрев тепловой изоляции	$7\,300 \cdot 0,888 \cdot (110 - 90)$	129 648
Потери окружающую среду с поверхности котла (3 % от расхода на варку и нагрев котла)	$14\,053\,549 \cdot 0,03$	421 606
Всего		2 791 254

Расход пара на нетехнологические затраты

$$\frac{2791254}{1977,7} = 1411 \text{ кг.}$$

Общий расход пара

$$10\,380 + 1\,411 = 11\,791 \text{ кг.}$$

Расход пара на варку на 1 т в. с. целлюлозы

$$\frac{11791}{11,511} = 1024 \text{ кг.}$$

Общий расход пара на сульфатную варку с предгидролизом на 1 т в. с. целлюлозы (без учета расхода пара на уплотнение и пропарку щепы)

$$650 + 1\,024 = 1674 \text{ кг.}$$

Баланс тепла варочного котла в период вытеснения черного щелока

Таблица 3.7

Источник тепла	Расчет, кДж	Количество, кДж
П р и х о д		
Целлюлоза ($t = 170\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$10\,130 \cdot 1,34 \cdot 170$	2 307 614
Черный щелок ($t = 170\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$125\,701 \cdot 3,96 \cdot 170$	84 621 913
Черный щелок на заполнение котла ($t = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$)	$16\,500 \cdot 4,19 \cdot 80$	5 530 800

Черный щелок на вытеснение (t = 80 °С)	$G \cdot 4,19 \cdot 80$	335,2 G
Всего		92 460 327 + 335,2 G
Расход		
Целлюлоза (t = 90 °С)	$10\,130 \cdot 1,34 \cdot 90$	1 221 678
Черный щелок (t = 90 °С)	$142\,201 \cdot 4,19 \cdot 90$	53 623 997
Черный щелок вытесненный (t = 160 °С)	$G \cdot 3,96 \cdot 160$	633,6 G
Всего		54 845 675 + 633,6 G

Масса щелока, вытесненного из котла

$$\frac{92460327 - 54845675}{633,6 - 335,2} = 126054 \text{ кг.}$$

Количество массы в котле перед вытеснением щелока

$$10\,130 + 142\,201 = 152\,331 \text{ кг.}$$

Концентрация массы в котле

$$\frac{10130 \cdot 100}{152331} = 6,65\%.$$

Количество массы, вымываемой из котла при концентрации 3,5 %,

$$\frac{10130 \cdot 100}{3,5} = 289429 \text{ кг.}$$

Количество промывного щелока, подаваемого в котел на промывку массы,

$$289\,429 - 152\,331 = 137\,098 \text{ кг.}$$

Расход промывного щелока на промывку массы из котла

$$\frac{137098 \cdot 60}{1000 \cdot 30} = 274,2$$

где 30 — время вымывки массы, мин.

Глава 4. Промывка, сортирование, очистка и сгущение целлюлозы

Целью промывки целлюлозы является извлечение из целлюлозной массы (суспензии) заключенных в ней растворенных веществ древесины, прореагировавших с компонентами варочного раствора.

Сухой остаток, заключенный в жидкой фазе массы, состоит из органических веществ (растворенной части древесины) и минеральных веществ (компонентов варочного раствора).

Промывка целлюлозы после варки осуществляется по многоступенчатой (3...5 ступеней) противоточной схеме, в которой горячая промывная вода (60...80 °С) подается на заключительную ступень промывки в количестве 5... 10 м³/т, а отбор отработанного щелока в систему регенерации производится только с первой ступени промывки целлюлозы.

Степень отбора сухого остатка, или эффективность промывки, %, определяется отношением

$$\eta = \frac{G}{G_0} 100 \quad (4.1)$$

где G — количество сухих веществ в щелоке, отбираемом с первой ступени промывки целлюлозы, кг/т; G_0 — количество сухих веществ в отработанном щелоке после варки, кг/т.

Для современных промывных установок эффективность промывки должна составлять 98...99 %.

Оценить результаты промывки можно также по относительной концентрации сухих веществ (f):

$$f = \frac{C}{C_0} = 0,65 + 0,80, \quad (4.2)$$

где C — концентрация сухих веществ в отбираемом щелоке; C_0 — концентрация сухих веществ в щелоке после варки.

Обратная величина, характеризующая степень разбавления отбираемого щелока, может быть выражена зависимостью

$$K = \frac{1}{f} = \frac{C_0}{C}$$

Относительный объем щелоков (m) также характеризует степень разбавления отбираемого с первой ступени промывки щелока:

$$m = \frac{W_k}{Q_k} = 1,2 \dots 1,4, \quad (4.3)$$

где W_k — масса отбираемого с промывки щелока, т/т в. с. целлюлозы; Q_k — масса щелока в конце варки целлюлозы, т/т в. с. целлюлозы.

W_k всегда больше Q_k на фактор разбавления при промывке (Φ), который представляет собой количество воды, внедрившейся в отбираемый щелок при многоступенчатой проти-воточной промывке целлюлозы после варки, т. е.

$$\Phi = W_k - Q_k. \quad (4.4)$$

Фактор разбавления можно определить также по формуле

$$\Phi = W_0 - Q_i. \quad (4.5)$$

где W_0 — расход воды на промывку, т/т а. с. целлюлозы; Q_i — количество жидкости, оставшейся в промытой массе, т/та. с. целлюлозы.

Промывка целлюлозы — сложный процесс, сопровождаемый различными явлениями, зависящими от применяемого промывного оборудования.

К числу важнейших физико-химических явлений, происходящих при промывке целлюлозы, можно отнести: отжим щелока из целлюлозной массы; фильтрацию щелока сквозь целлюлозную массу; диффузию растворенных веществ из целлюлозного волокна; адсорбцию волокном растворенных в щелоке веществ; вспенивание щелока.

При механическом отжиме щелока прессами различного типа полнота отделения щелока за одну ступень ограничена из-за возрастания внутреннего капиллярного давления и уменьшения диаметров капилляров вследствие спрессовывания массы.

Как известно, высота поднятия жидкости в капилляре (h) определяется из выражения

$$h = \frac{4\sigma}{\gamma d} \quad (4.6)$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости; γ — плотность жидкости; d — диаметр капилляра.

Капиллярное давление (p) равно

$$\rho = \gamma h = \frac{4\sigma}{d} \quad (4.7)$$

Даже при давлении 15 МПа на слой массы остаточное содержание щелока в массе составляет 0,7 кг/кг сухого волокна, что отвечает сухости 59 %. Удерживается влага не только в клеточных стенках волокон, но и в люменах волокон.

При фильтрации происходит движение жидкости через слой массы, находящейся на фильтрующей поверхности. Скорость фильтрации измеряется количеством жидкости, проходящей через единицу поверхности фильтра в единицу времени, и может быть вычислена по уравнению Пуазейля

(4.8)

$$q = \frac{\Delta p}{Rl}$$

формуле где Δp — разность давлений по сторонам фильтрующего слоя; l — толщина слоя; R — коэффициент сопротивления фильтра,

$$R = \frac{32\mu}{\varphi d^2} \quad (4.9)$$

Здесь μ — динамическая вязкость жидкости; φ — коэффициент живого сечения фильтра (доля площади поверхности, приходящаяся на промежутки между волокнами); d — средний диаметр капилляров в фильтрующем слое.

Целлюлозная масса представляет собой сжимаемый фильтрующий слой. С повышением перепада давления Δp на слое масса спрессовывается и коэффициент сопротивления фильтра R растет по степенной зависимости

$$R = A \Delta p^n, \quad (4.10)$$

где A — постоянное число; n — дробный показатель сжимаемости, равный 0,40...0,55.

Закономерно, что добиться успешной фильтрации и избежать «мертвой» запрессовки можно при промывке массы в тонком слое.

Извлечение растворенных веществ из клеточных стенок целлюлозных волокон происходит за счет диффузии. Скорость диффузии определяет продолжительность промывки целлюлозной массы и обуславливает многоступенчатость процесса.

Целлюлоза относится к материалам, обладающим адсорбционной способностью. Содержащиеся в целлюлозе карбоксильные группы являются центрами адсорбции ионов металлов. Вспенивание щелоков вызывает большие затруднения при промывке на барабанных фильтрах, так как в отработанных щелоках содержатся поверхностно-активные вещества, которые тонким слоем, имеющим кристаллическое строение, обволакивают пузырьки воздуха, попадающие в щелок. Пена получается очень устойчивой и может продержаться больше суток. Для борьбы с пеной требуются дорогие оящие пеногасители. В последнее время стали создавать промывное оборудование, работающее без доступа воздуха.

Теоретические основы для расчета промывки создал и обосновал Н. Н. Непенин. Усовершенствовал теорию и внес много нового, а также описал ее математически В.А.Бушмелев. Он предложил методы определения коэффициентов промывки разных видов современного оборудования, позволяющих рассчитать концентрацию отбираемого в регенерацию щелока и потери сухих веществ с промытой массой, а следовательно, и эффективность промывки, и основные параметры промывного оборудования. Ниже приводятся формулы, предложенные В.А.Бушмелевым для определения показателей эффективности промывки и параметров промывного оборудования.

4.1 Расчетный метод определения эффективности промывки и параметров промывного оборудования.

Оценка результатов промывки производится по эффективности промывки η), которая может быть рассчитана по формуле

$$\eta = \frac{Q_K C_K - G_{\text{потери}}}{Q_K C_K} \quad (4.11)$$

где Q_K — количество щелока в массе после варки, т/т а. с. вещества; C_K — концентрация сухих веществ в черном щелоке в конце варки, кг/т щелока; $G_{\text{потери}}$ — потери сухих веществ с промытой массой, кг/т а. с. целлюлозы,

$$G_{\text{потери}} = \frac{Q_K C_K}{1 + \alpha_{\text{общ}} W_K} \quad (4.12)$$

где $\alpha_{\text{общ}}$ — константа всей промывной установки; W_K — количество щелока, отбираемого с первой ступени промывки, т. е. количество используемого щелока, т/т а. с. целлюлозы.

Концентрацию отбираемого используемого щелока (кг/т а. с. целлюлозы) определяют по формуле

$$C_{\text{ц}} = \alpha_{\text{общ}} G_{\text{потери}} \quad (4.13)$$

Таким образом, потери сухих веществ при промывке, эффективность промывки и концентрацию отбираемого используемого щелока можно вычислить, предварительно определив константу всей промывной установки $\alpha_{\text{общ}}$.

Ниже на примере наиболее современной схемы промывки целлюлозы (рис. 4.1), включающей диффузионную промывку массы в котле, промывку на диффузоре непрерывного действия и промывку на фильтре жидкостного давления (ФЖД), показана методика вычисления $\alpha_{\text{общ}}$. Далее будут даны формулы для вычисления $\alpha_{\text{общ}}$ для некоторых других схем промывки.

Прежде всего определяют константы промывки для каждого элемента схемы.

1. Диффузионная промывка целлюлозы в котле. Константы промывки (α_K и β_K) вычисляются по формулам:

$$\alpha_K = \frac{Q_K - (1 - \varphi_K) Q_0}{(1 - \varphi_K) Q_0 W_K} \quad (4.14)$$

$$\beta_K = \frac{(W_1 - \varphi_K Q_0) Q_K}{(1 - \varphi_K) Q_0 W_K} \quad (4.15)$$

где Q_K — количество щелока в массе после варки, т/т а. с. целлюлозы; Q_0 — количество щелока в массе при разгрузке из котла, т/т а. с. целлюлозы; W_K — количество щелока, отбираемого в циклон № 1, т/т а. с. вещества; φ_K — коэффициент вытеснения в зоне диффузионной промывки котла ($\varphi_K = 0,5...0,8$); W_1 — количество щелока, подаваемого со II ступени промывки в I зону промывки целлюлозы, т/т а. с. вещества,

$$W_1 = W_K + Q_0 + Q_K \quad (4.16)$$

2. Промывка целлюлозы в диффузоре непрерывного действия. Константы промывки (α_D и β_D) вычисляются по формулам:

$$\alpha_D = \frac{\varepsilon_0}{(1 - \varphi_D)(Q_0 + \Phi)}, \quad (4.17)$$

$$\beta_D = \frac{W_1 - \varphi_D(Q_0 + \Phi)}{(1 - \varphi_D)(Q_0 + \Phi)}, \quad (4.18)$$

где ε_0 — диффузионный коэффициент ($\varepsilon_0 = 0,9...1,0$ при температуре обратного щелока 75-85 °С; при перемешивании массы в течение 1,2...2,0 мин $\varepsilon_0 = 1$); Φ — фактор разбавления при промывке, т/т а. с. целлюлозы; φ_D — коэффициент вытеснения в диффузоре ($\varphi_D = 0,75...0,85$).

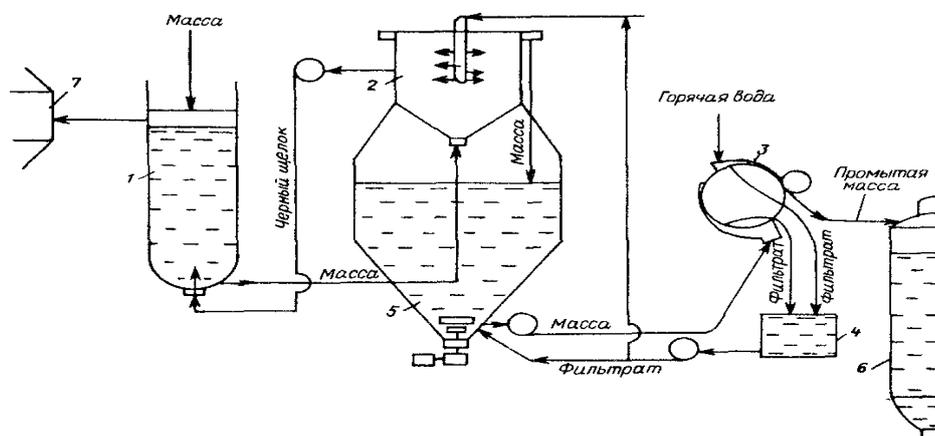


Рис. 4.1. Схема промывки целлюлозы в зоне диффузионной промывки варочного котла непрерывного действия, диффузоре и фильтре-прессе (ФЖД): 1 — зона диффузионной промывки (низ котла); 2 — диффузор; 3 — фильтр-пресс (ФЖД); 4 — бак щелока с последней ступени промывки; 5 — массный бассейн; 6 — башня для хранения промытой массы; 7 — циклон для приема вытесняемого на первой ступени промывки отработанного используемого щелока

Вычисляется общий динамический коэффициент промывки целлюлозы в котле и в диффузоре непрерывного действия:

$$\alpha_{к.д} = \alpha_{к} + \alpha_{д}\beta_{к} + \alpha_{д}\beta_{д}\beta_{к}. \quad (4.19)$$

3. Промывка целлюлозы на фильтрах, фильтрах-прессах и фильтрах жидкостного давления. Вычисляются константы промывки фильтрационных (α_i , β_x) зон:

$$\begin{aligned} \alpha_0 &= \frac{\varepsilon_0 v_0}{Q_0 (W + S)}; \\ \beta_0 &= \frac{(\varepsilon_0 v_0 + Q_0) v_0}{Q_0 (W + S)}; \\ \alpha_1 &= \frac{Q_0 - (1 - \varphi) Q_1}{(1 - \varphi) Q_1 v_1}; \\ \beta_1 &= \frac{(W - \varphi Q_1) Q_0}{(1 - \varphi) Q_1 v_1}, \end{aligned} \quad (4.20. 4.21. 4.22. 4.23.)$$

где ε_0 — диффузионный коэффициент (для зоны перемешивания фильтров $\varepsilon_0 = 1 - 0,022 \tau^{0,9}$, τ — время перемешивания); φ — коэффициент вытеснения (для фильтров $\varphi = 0,22 + 0,14\Phi$); Q — содержание влаги в массе на выходе с фильтра, т/т а. с. целлюлозы; S — содержание влаги в массе при входе на фильтр, т/т а. с. целлюлозы; v_0 — количество фильтрата, отбираемого в зоне фильтрации, т/т а. с. целлюлозы; v_1 — количество щелока, отбираемого в зоне промывки, т/т а. с. целлюлозы; $Q_0 = W$ — расход промывной воды, т/т а. с. целлюлозы.

При работе одного фильтра $\alpha_{\phi} = \alpha_0$, $\beta_{\phi} = \beta_0$.

Константа всей промывной установки, представленной на рис. 5.70, вычисляется по формуле

$$\alpha_{общ} = \alpha_{к.д.} + \alpha_{\phi} + \beta_{\phi}, \quad (4.24)$$

а константа всей промывной установки, включающей котел и два промывных фильтра, в предположении, что условия промывки на обоих фильтрах одинаковые, — по формуле

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{к}} + \alpha_{\text{ф}} \beta_{\text{к}} (1 + \beta_{\text{ф}}). \quad (4.25)$$

Константа всей промывной установки, включающей котел и три промывных фильтра, в предположении, что условия промывки на всех фильтрах одинаковые, вычисляется по формуле

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{к}} + \alpha_{\text{ф}} \beta_{\text{к}} (1 + \beta_{\text{ф}} + \beta_{\text{ф}}^2). \quad (4.26)$$

Константа всей промывной установки, включающей котел и четыре промывных фильтра, в предположении, что условия промывки на всех фильтрах одинаковые, вычисляется по формуле

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{ф}} \beta_{\text{к}} (1 + \beta_{\text{ф}} + \beta_{\text{ф}}^2 + \beta_{\text{ф}}^3). \quad (4.27)$$

Константа всей промывной установки, состоящей только из одного промывного фильтра, вычисляется по формуле:

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{ф}} + \beta_{\text{ф}} \quad (4.28)$$

то же из двух промывных фильтров, в предположении, что условия промывки на обоих фильтрах одинаковые:

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{ф}} (1 + \beta_{\text{ф}}) \quad (4.29)$$

то же из трех промывных фильтров:

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{ф}} (1 + \beta_{\text{ф}} + \beta_{\text{ф}}^2); \quad (4.30)$$

то же из четырех промывных фильтров:

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{ф}} (1 + \beta_{\text{ф}} + \beta_{\text{ф}}^2 + \beta_{\text{ф}}^3). \quad (4.31)$$

При промывке целлюлозы только в диффузорах непрерывного действия константу всей промывной установки определяют по формулам:

один диффузор

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{д}} + \beta_{\text{д}} \quad (4.32)$$

два диффузора

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{д}} (1 + \beta_{\text{д}}) \quad (4.33)$$

При промывке целлюлозы в котле и двух диффузорах непрерывного действия константу всей промывной установки определяют по формуле (условия промывки в обоих диффузорах принимают одинаковыми)

$$\alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{к}} + \alpha_{\text{д}} \beta_{\text{к}} + \alpha_{\text{д}} \beta_{\text{д}} \beta_{\text{к}} \quad (4.34)$$

Геометрические параметры промывных аппаратов определяются по формулам : диаметр барабана фильтра, м

$$d = \frac{(\tau_{\phi} + \tau_{\pi})v}{\pi\psi} \quad (4.35)$$

τ_{ϕ} — продолжительность фильтрования, мин; τ_{π} — продолжительность промывки; v — окружная скорость барабана, м/мин; ψ — отношение длины дуги рабочей поверхности барабана к длине окружности барабана ($\tau_{\phi} = 2,3 \dots 2,8$ с, $\tau_{\pi} = 2,5 \dots 3,5$ с, $v = 20 \dots 45$ м/мин, $\psi = 0,7 \dots 0,85$);

ширина барабана фильтра, м

$$B = 0,661 \frac{G}{v\gamma} \quad (4.36)$$

где G — производительность фильтра, т в. с. целлюлозы/сут; γ — масса 1 м² слоя целлюлозы, кг а. с. целлюлозы/м² (для фильтра Раума-Репола $\gamma = 0,6 \dots 0,9$, для ФЖД $\gamma = 1,5 \dots 3,0$ кг а. с. целлюлозы/м²);

поверхность фильтра, м²

$$F = \frac{G}{g} \quad (4.37)$$

где g — удельная производительность фильтра, т в. с. целлюлозы/м² сут.

Значения удельной производительности некоторых типов фильтров приведены в табл. 4.1.

Диаметр цилиндрической части диффузора непрерывного действия определяется по формуле, м

$$d_{\text{д}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{д}}}{\pi v_{\text{д}}}} \quad (4.38)$$

где $Q_{\text{д}}$ — объемная производительность диффузора, м³/мин; $v_{\text{д}}$ — скорость массы в диффузоре, м/мин (при высоте сит 1 м $v_{\text{д}} \approx 0,1$ м/мин).

При рабочих значениях концентрации массы в диффузорах объем массы практически равен объему содержащейся в ней жидкости, плотность которой мало отличается от 1 т/м³. Поэтому объемную производительность с дос-

таточной точностью можно выразить через массовую при помощи следующей формулы:

$$Q_d = \frac{G(100 - C)}{24 \cdot 60C} \quad \text{м}^3/\text{мин} \quad (4.39)$$

где G — производительность в т а. с. целлюлозы/сут; C — концентрация массы, % .

Значения удельной производительности фильтров

Таблица 4.1

Тип	Удельная производительность, т в. с, вещества/м²/сут
Вакуум-фильтр	3...6
Фильтр Раума-Репола	5...7
ФЖД, фильтр-пресс	20...40

4.2.Сортирование, очистка и сгущение целлюлозы

Основной целью сортирования и очистки целлюлозы является очистка, отделение непровара, сучков, пучков волокон, коры, луба, смолы и песка. Схема сортирования и очистки целлюлозы, а также выбор оборудования зависят от вида исходной целлюлозы, ее назначения и требований, предъявляемых ГОСТ по остаточной сорности, а при варке сульфитной целлюлозы и по содержанию смолы в конечном продукте.

Процесс сортирования целлюлозы включает, как правило, последовательно следующие операции: сепарирование, предварительное грубое сортирование перед промывкой целлюлозы, отделение сучков непровара, отделение костры и сора (тонкое сортирование), удаление из массы песка и других тяжелых включений (очистка на центробежных очистителях), удаление смолы и мелкого

волокна (если эти показатели регламентированы стандартами на целлюлозу), сгущение и аккумулярование.

Сепарирование массы применяется при производстве жесткой целлюлозы и опоражнивании варочных котлов вымывкой.

Цель сепарирования массы — разделить проваренную щепу на волокна, отделить волокна от сучков и непроваренных щепок. Сепарирование массы необходимо проводить осторожно, без расщепления сучков и щепок, чтобы не повысить сорность целлюлозы.

Применяются два способа сепарирования: сухой и мокрый.

Сухое сепарирование уже не находит применения из-за увеличения кочерженности массы и высокого расхода электроэнергии (20...25 кВт-ч/т).

Мокрое сепарирование проводится при концентрации массы 1... 3 % . Массу в сепаратор подают насосом из бассейна или вымывают прямо из котла.

Отделение сучков и непровара при опорожнении варочного котла способом «выдувки» может производиться в одну ступень на плоских вибрационных сучколовителях. При способе «вымывки» отделение сучков и непровара (если сепарирование не проводится) следует производить в две ступени: на первой ступени устанавливать центробежные сучколовители, на второй — плоские вибрационные.

Центробежные сучколовители позволяют при этом одновременно проводить и сепарирование массы, т. е. разделить проваренную щепу на волокна, отделить волокна от сучков и непроваренной щепы и тем самым уменьшить долю хорошего волокна в отходах от сучколовителей.

При двухступенчатом отделении сучков и непровара хорошая масса от ступени I (центробежные сучколовители) направляется на промывку, а отходы на ступень II (плоские вибрационные сучколовители). Хорошая масса от ступени II возвращается в уравниватель и непровар) — на размол и дальнейшую переработку.

При промывке целлюлозы на промывных установках сучколовители могут устанавливаться как до промывки, так и после нее.

В качестве центробежных сучколовителей применяются центробежные сортировки.

Сортировки для тонкого сортирования можно разделить на три основных типа: центробежные, вертикальные напорные сортировки давления и вибрационные. Основным рабочим органом сортировок всех типов является сортирующее перфорированное сито с круглыми или шлицевыми отверстиями. Принцип действия основан на пропускании массы в виде водно-волокнутой суспензии через отверстия сортирующих сит под воздействием создаваемого напора с помощью насоса или соответствующей установки сортировок по высоте (с обеспечением требуемого подпора массы). Эффективность сортирования массы зависит от правильного выбора сортирующего оборудования, схемы его включения в поток, концентрации сортируемой массы, вида и размеров перфорации сит. В зависимости от вида полуфабриката рекомендуется применять следующие типы сортировок: центробежные сортировки — для небеленой и беленой целлюлозы, полуцеллюлозы и древесной массы; вертикальные сортировки давления — для небеленой и беленой целлюлозы, полуцеллюлозы, древесной массы, бумажной и картонной массы; вибрационные сортировки — для беленой целлюлозы, предназначенной для химической переработки, бумажной и картонной массы.

Очистка целлюлозы от загрязнений (частиц песка, гипса, моносulfита, коры), имеющих большую удельную массу, чем удельная масса волокна, производится в вихревых очистителях. Очистка массы в этих очистителях достигается путем придания ей вращательного движения, при котором примеси с большой удельной массой за счет центробежной силы отбрасываются к стенке циклона и осаждаются.

Качество очистки и производительность центробежных очистителей зависят от их размера, давления поступающей и отходящей массы, концентрации массы, диаметра выходного отверстия насадки для удаления отходов.

Очистка целлюлозы в вихревых очистителях должна производиться в две ступени: первая ступень — грубая очистка от посторонних включений на вихревых очистителях с большой гидравлической пропускной способностью, вторая ступень — тонкая очистка на трех-, четырехступенчатых установках вихревых очистителей с небольшой гидравлической пропускной способностью одного очистителя.

Установка очистителя для грубой очистки перед основной очисткой массы на вихревых очистителях повышает степень очистки массы от посторонних включений и увеличивает срок службы вихревых очистителей за счет меньшей эрозии их внутренней поверхности.

Для сгущения небеленой и беленой целлюлозы и полуцеллюлозы применяются различные типы сгустителей, вакуум-фильтров и прессов.

Сгустители шаберные и бесшаберные. Основным рабочим органом сгустителя является фильтрующий барабан, вращающийся в бетонной или металлической ванне. Фильтрация жидкости осуществляется за счет разности уровней массы в ванне и оборотной воды в барабане. Съем массовой папки с барабана у шаберных сгустителей производится с помощью прижимного валика, а затем шабера, а у бесшаберных сгустителей с помощью закрепленных на поверхности барабана двух диаметрально расположенных планок. Прижимной валик у шаберных сгустителей позволяет за счет прижима производить дополнительное обезвоживание образующегося слоя массы на барабане.

Напорные сгустители оснащены герметичной ванной и работают при избыточном давлении суспензии в ванне. Съем массы с 1 м² фильтрующей поверхности у них в 1,5-3 раза выше, чем у барабанных сгустителей других типов.

Барабанные вакуум-фильтры применяются в целлюлозно-бумажной промышленности для промывки и сгущения целлюлозы. Существуют фильтры высоко- и низковакуумные, фильтры однозонные и многозонные. Для сгущения массы применяются только однозонные фильтры и, в основном, низковакуумные.

Технологические схемы отделов сортирования целлюлозы целлюлозных заводов определяются качеством исходной целлюлозы и требованиями к вырабатываемой продукции по ГОСТу. Однако во всех схемах необходимо соблюдать строгую последовательность стадий сортирования и очистки.

Первая стадия — грубое сортирование целлюлозы в одну или две ступени на сучколовителях. При грубом одноступенчатом сортировании могут применяться плоские вибрационные сучколовители, при грубом двухступенчатом сортировании обычно первая ступень осуществляется на центробежных сучколовителях, вторая — на плоских вибрационных сучколовителях. Хорошая масса со второй ступени возвращается в поток перед первой ступенью. Двухступенчатое отделение сучков особенно целесообразно проводить при опорожнении варочных котлов способом «вымывки».

Вторая стадия, или тонкое сортирование целлюлозы, осуществляется на сортировках. Сортировки устанавливаются в две или три ступени с возвратом отсортированной массы после второй и третьей ступеней на предыдущую. Отбор отсортированной массы производится только с первой ступени тонкого сортирования.

При выработке целлюлозы высокого выхода рекомендуется производить предварительный размол перед сортированием в две ступени из-за высокой костричности массы. Для сульфитной целлюлозы отходы первой и второй ступеней необходимо выводить из потока и направлять на выработку оберточной бумага или картона, а для сульфатной целлюлозы отходы после рафинирования снова идут в общий поток массы перед тонким сортированием при выработке мешочной бумаги, картона и др.

Окончательная тонкая очистка целлюлозы от минеральных включений и узелков осуществляется на третьей стадии очистки — на трех- или четырехступенчатых установках вихревых конических очистителей (центриклинерах), отбор очищенной массы в которых производится только с первой ступени. Очищенная масса с остальных ступеней возвращается на повторную очистку в предыдущую ступень. Концентрацию массы при подаче

на первую ступень необходимо поддерживать 0,5 %, на остальные ступени — 0,35..0,45 %.

Для уменьшения истирания конусов очистителей минеральными частицами перед центриклинерными установками целесообразна установка вихревых очистителей грубой очистки (магноклинеров).

При выработке сульфитной целлюлозы для химической переработки или высококачественной бумаги в целях снижения ее смолистости необходимо предусматривать обработку целлюлозы в отдельных цехах на фрота-пульперах, а в очистных цехах блененной целлюлозы после центриклинеров устанавливать смолоотделители.

Для сгущения целлюлозы с низкой концентрацией массы после установок вихревых очистителей необходимо применять фильтры с подсгущающим барабаном, при сгущении после смолоотделителей — обычные низковакуумные фильтры.

Важное значение для качественного сортирования имеет выбор размера отверстий сит сортировок. При сортировании волокнистых полуфабрикатов в сортировках, работающих при низких концентрациях массы (0,4..0,8 %), на первой ступени сортирования, по практическим данным, следует применять сита с перфорацией 2,0...1,8 мм, на второй 1,8...1,4 мм. При *использовании* сортировок, работающих при повышенных концентрациях (1,5...2,5 %), рекомендуется на первой ступени сортирования применять сита с отверстиями 2,4 мм при сортировании сульфатной целлюлозы; 2,0 мм при сортировании сульфитной целлюлозы. На второй ступени сортирования перфорация сит должна быть на 0,2...0,4 мм меньше, чем в сортировках первой ступени.

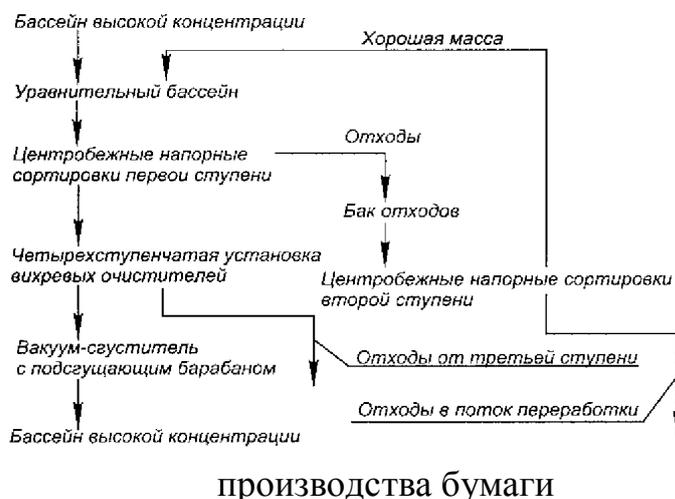
Для сортирования блененной сульфитной целлюлозы применяют сита с отверстиями 1,6...1,4 мм, сульфатной — 1,8...1,6 мм.

Для получения качественной целлюлозы по сорности необходимо соблюдать следующие правила:

вся масса должна проходить не менее чем через два сита различных типов;

при смешении потоков массы чистота их должна быть примерно одинаковой.

Рис. 4.2 Схема сортирования беленой целлюлозы для



4.3 Расчет баланса воды и волокна при сортировании и очистке целлюлозы

Процесс сортирования и очистки целлюлозы связан с разбавлением массы водой перед сортировками и центриклинерами. Отсортированная на сортировках и очищенная на центриклинерах масса сгущается перед ее аккумулярованием в башнях, а обратная вода, отделенная при сгущении массы, содержит волокно. Расход воды и волокна на единицу продукции зависит от количества отходов при сортировании и очистке, а также от полноты использования оборотной воды, полученной при сгущении массы.

Несмотря на наличие различных вариантов схем отделов сортирования и очистки, а также многообразие применяемой аппаратуры, можно говорить об общей методике составления и решения уравнений баланса воды и волокна. Суть методики заключается в том, что баланс воды и волокна отдела в целом описывается системой уравнений баланса воды и волокна отдельных аппаратов, которые используются в процессе сортирования и очистки целлюлозы в отделе. При этом уравнения балансов любого аппарата можно отнести к одному из шести типовых описаний (модулей). Эти модули будут представлены ниже.

Балансы принято рассчитывать применительно к 1 т воздушно-сухого волокна (в.с. в.), получаемого после сортирования и очистки. Следовательно, размерность расходов воды в уравнениях выражается в т/т в. с. в., а размерность расходов волокна — в та. с.в./тв.с.в. или, коротко, т/т в обоих случаях. Принято считать, что в 1 т в.с.в. содержится 0,88 т а.с.в. Содержание а.с.в. в оборотной воде (щелоче) $C_{об. вод.}$ обычно имеет размерность кг/м³. К единой размерности эта величина приводится при помощи формулы

$$C'_{об.вод} = \frac{C_{об.вод}}{1000\rho} \quad \text{т а.с.в./т} \quad (4.40)$$

где ρ — плотность воды, т/м³.

В приводимых ниже типовых описаниях приняты следующие обозначения: B — расход а.с.в. с целлюлозной массой, т/т; C — концентрация массы, %; $C'_{об.вод}$ — содержание волокна в оборотной воде, т а.с.в./т; W — расход воды с массой, т/т; W_{CB} — расход свежей воды на промывку сетки сгущающего оборудования и на сьем папки волокна, т/т; X — расход оборотной воды, т/т; Z — расход а. с. в. с оборотной водой, т/т.

Индексом 1 будут отмечены величины, относящиеся к входным потокам, а индексом 2 — величины, относящиеся к выходным потокам.

М о д у л ь 1 . Баланс воды и волокна сгустителя с промывкой массы свежей водой представляется следующим уравнением баланса воды:

$$W_1 + W_{CB} = W_2 + X_2 \quad (4.41)$$

и следующим уравнением баланса волокна

$$B_1 = B_2 + Z_2 \quad (4.42)$$

Обычно заданной является концентрация массы. Ее можно ввести в уравнение (4.42), выражая расход воды с массой через концентрацию массы и расход а. с. волокна

$$W = B \left(\frac{100}{C} - 1 \right) \quad (4.43)$$

Формула (4.43) получена на основе известного определения концентрации массы. После подстановки W в уравнение (4.41) получим уравнение баланса воды в виде:

$$B_1 \left(\frac{100}{C_1} - 1 \right) + W_{CB} = B_2 \left(\frac{100}{C_2} - 1 \right) + X_2 \quad (4.44)$$

Используя очевидное равенство

$$Z=C'_{\text{об.вод}}X_2 \quad (4.45)$$

получим уравнение баланса волокна в следующем виде

$$B_1=B_2+ C'_{\text{об.вод}}X_2 \quad (4.46)$$

М о д у л ь 2 . *Разбавление массы оборотной водой.* Этот модуль применяется для описания балансов воды и волокна массных бассейнов, репульперов, разбавительных баков.

Уравнение баланса воды

$$W_1+X_1=W_2 \quad (4.47)$$

Уравнение баланса волокна

$$B_1+ Z_1= B_2 \quad (4.48)$$

Подставляя в уравнения (4.47) и (4.48) W и Z из равенств (4.43) и (4.45), получим уравнения балансов воды и волокна, в которых концентрации представлены в явном виде:

$$B_1\left(\frac{100}{C_1}-1\right)+ X_1 = B_2\left(\frac{100}{C_2}-1\right) \quad (4.49)$$

$$B_1+ C'_{\text{об.вод}}X_1 =B_2 \quad (4.50)$$

Модуль 3. *Смешение двух массных потоков с разбавлением оборотной водой.* Этот модуль применяется для описания балансов выдувных резервуаров, массных бассейнов и смесительных емкостей, в которые, наряду с основным массным потоком (индекс 01), поступает возвратный поток массы (индекс B1).

Уравнение баланса воды

$$W_{01}+W_{B1}+X_1=W_2. \quad (4.51)$$

Уравнение баланса волокна

$$B_{01}+B_{B1}+Z_1=B_2. \quad (4.52)$$

Подставляя в уравнения (4.51) и (4.52) W и Z из равенств (4.43) и (4.45), получим уравнения балансов воды и волокна, в которых концентрации представлены в явном виде:

$$B_{01}\left(\frac{100}{C_{01}}-1\right)+ B_{B1}\left(\frac{100}{C_{01}}-1\right)+ X_1 = B_2 \quad (4.53)$$

$$B_{O1} + B_{B1} + C'_{\text{об.вод}} X_1 = B_2. \quad (4.54)$$

М о д у л ь 4. Сортирование волокна. Этот модуль применяется для описания балансов сучколовителей и сортировок, на вход которых поступает масса, разбавленная до конечной концентрации. На выходе получают два массных потока: отсортированной массы (индекс Г2) и отходов (индекс Н2).

Уравнение баланса воды

$$W_1 = W_{Г2} + W_{Н2}. \quad (4.55)$$

Уравнение баланса волокна

$$B_1 = B_{Г2} + B_{Н2}. \quad (4.56)$$

Подставляя в уравнение (4.55) W из равенства (4.43), получим уравнение баланса воды, в котором концентрации представлены в явном виде:

$$B_1 \left(\frac{100}{C_1} - 1 \right) = B_{Г2} \left(\frac{100}{C_{Г2}} - 1 \right) + B_{Н2} \left(\frac{100}{C_{Н2}} - 1 \right) \quad (4.57)$$

М о д у л ь 5. Сортирование волокна. Этот модуль применяется для описания балансов сучколовителей и сортировок, на вход которых кроме массы поступает обратная вода для разбавления массы до конечной концентрации.

Уравнение баланса воды

$$W_1 + X_1 = W_{Г2} + W_{Н2}. \quad (4.58)$$

Уравнение баланса волокна

$$B_1 + Z_1 = B_{Г2} + B_{Н2}. \quad (4.59)$$

Подставляя в уравнения (4.58) и (4.59) W и Z из равенств (4.43) и (4.45), получим уравнения балансов воды и волокна, в которых концентрации представлены в явном виде

$$B_1 \left(\frac{100}{C_1} - 1 \right) + X_1 = B_{Г2} \left(\frac{100}{C_{Г2}} - 1 \right) + B_{Н2} \left(\frac{100}{C_{Н2}} - 1 \right) \quad (4.60)$$

$$B_1 + C'_{\text{об.вод}} X_1 = B_{Г2} + B_{Н2} \quad (4.61)$$

М о д у л ь 6. Очистка массы. Этот модуль применяется для описания балансов центри- клинеров. Он не является уникальным, так как может быть

составлен из двух модулей, уже представленных выше: модуля 4, который описывает процесс разделения массы на очищенную и отходы сортирования, и модуля 2, который описывает процесс разделения отходов. Таким образом, данный модуль состоит из четырех уравнений: двух для баланса воды

(4.47) и (4.55) — в краткой форме, или (4.49) и (4.57), где концентрации представлены в явном виде и двух уравнений баланса волокна

(4.48) и (4.56) — в краткой форме, или (4.50) и (4.56), где потоки выражены через концентрации. Однако, поскольку уравнения отнесены к одному модулю 6, в уравнениях, заимствованных из модуля 2, следует проставлять индексы следующим образом:

$$W_{H2} + X_1 = W_3; \quad (4.57')$$

$$B_{H2} + Z_1 = B_3; \quad (4.48')$$

$$B_{H2} \left(\frac{100}{C_{H2}} - 1 \right) + X_1 = B_3 \left(\frac{100}{C_3} - 1 \right); \quad (4.49')$$

$$B_{H2} + C'_{\text{об.вод}} X_1 = B_3 \quad (4.50')$$

Система уравнений для описания баланса воды и волокна в процессе сортирования и очистки волокнистой массы составляется из тех приведенных выше уравнений, которые содержат концентрации в явном виде. Если все концентрации заданы, то система линейная и решается при помощи определителей. Система уравнений может быть решена и имеет единственное решение, если число неизвестных равно числу уравнений, входящих в систему, а все уравнения линейно независимы. Если какие-либо концентрации входят в число неизвестных переменных, то система оказывается нелинейной. Однако неизвестная концентрация всегда входит в два уравнения: в одном она принадлежит выходному потоку, а в другом входному. Поэтому всегда можно одно уравнение решить относительно неизвестной концентрации и подставить полученное выражение во второе уравнение. При этом первое уравнение из системы исключается, а второе остается, но нелинейного члена в нем уже нет. Проведя эту операцию со всеми неизвестными концентрациями, получим

линейную систему, число уравнений и число неизвестных в которой уменьшилось на одну и ту же величину, т. е. система остается замкнутой и имеет единственное решение.

Приведем п р и м е р . Пусть масса из бассейна поступает на сортирование, а отходы сортирования возвращаются в бассейн. Бассейн описывается модулем 3, а сортировка — модулем 5. Уравнение баланса воды для бассейна имеет вид

$$(4.53')$$

$$B_{O1} \left(\frac{100}{C_{O1}} - 1 \right) + B_{H3} \left(\frac{100}{C_{H3}} - 1 \right) + X_1 = B_2 \left(\frac{100}{C_2} - 1 \right)$$

а уравнение баланса воды для сортировки

$$B_2 \left(\frac{100}{C_2} - 1 \right) + X_2 = B_{Г3} \left(\frac{100}{C_{Г3}} - 1 \right) + B_{H3} \left(\frac{100}{C_{H3}} - 1 \right) \quad (4.60')$$

Пусть неизвестным является значение концентрации отходов сортирования C_{H3} . Оба уравнения содержат эту неизвестную концентрацию в знаменателе дроби и поэтому являются нелинейными. Выразим $B_{H3} \left(\frac{100}{C_{H3}} - 1 \right)$ из уравнения (4.60') и подставим в уравнение (4.53'). В результате получим линейное уравнение

$$B_{O1} \left(\frac{100}{C_{O1}} - 1 \right) - B_{Г3} \left(\frac{100}{C_{Г3}} - 1 \right) + X_1 + X_2 = 0 \quad (4.62)$$

После решения линейной системы уравнений неизвестная концентрация C_{H3} определяется по следующей формуле, полученной путем простейших преобразований уравнения 4.60':

$$C_{H3} = \frac{100B_{H3}}{B_2 \left(\frac{100}{C_2} - 1 \right) - B_{Г3} \left(\frac{100}{C_{Г3}} - 1 \right) + X_2 + 100B_{H3}} \quad (4.63)$$

Обычно при расчетах балансов воды и волокна отдела сортирования и очистки целлюлозы задаются:

2. содержание волокна в оборотной воде — $C_{\text{об. вод.}}$. При сгущении хвойной целлюлозы его значение принимают равным 30...40 мг/л (0,03...0,04 кг/м³) и при сгущении лиственной целлюлозы ≈ 60 мг/л (0,06 кг/м³);

3. расход воды на промывку W_{CB} . Его значение составляет около 10 т/т;

4. концентрации массы по потоку, определяемые техническими характеристиками применяемого оборудования;

5. количество отходов от сучколовителей, сортировок и центриклинеров k_n , в процентах от расхода а. с. в. на входе в аппарат, также определяемое техническими характеристиками применяемого оборудования. Эти данные позволяют включить в состав модулей 4, 5 и 6 дополнительное соотношение между расходом а. с. в. на входе и расходом а. с. в. в составе отходов:

$$B_{H2} = \frac{k_n B}{100} \quad (4.64)$$

Глава 5. Материальный и тепловой балансы сушильных частей бумагоделательных машин.

5.1. Расход тепла и пара на сушку бумаги.

Расчет расходов тепла и пара выполняется по уравнениям теплового баланса в предположении, что весь процесс сушки делится на три периода.

В период прогрева влагосодержание изменяется незначительно (в расчетах принимается постоянным), а температура увеличивается от начальной t_{60} до температуры насыщения при атмосферном давлении t_{61} .

Расход тепла в период прогрева

$$Q_{\text{пр}} = \frac{1}{\psi_{\text{пр}}} G_M (c_{\text{с.б.}} + c_{\text{в.у.0}}) (t_{61} - t_{60}) \text{ кДж/ч}, \quad (5.1)$$

где $\psi_{\text{пр}}$ — коэффициент использования тепла в период прогрева, $\psi_{\text{пр}} = 0,98...1,0$; $c_{\text{с.б.}}$ — теплоемкость сухого полотна бумаги, $c_{\text{с.б.}} = 1,46$ кДж/кг \cdot $^{\circ}\text{C}$; $c_{\text{в.}}$ — теплоемкость воды, $c_{\text{в.}} = 4,19$ кДж/кг \cdot $^{\circ}\text{C}$; G_M — производительность

бумагоделательной машины, кг/ч; u_0 — начальное влагосодержание бумажного полотна (влагосодержание полотна после прессовой части), кг/кг.

Период постоянной скорости сушки характеризуется тем, что влагосодержание бумаги изменяется от начального значения u_0 до критического влагосодержания по линейному закону, т. е. скорость сушки в этот период является величиной постоянной ($du/d\tau = \text{const}$).

Расход тепла в период постоянной скорости сушки равен

$$Q_1 = \frac{1}{\psi_1} G_m (i_{П1}^n + c_B t_{\delta 1}) (u_0 - u_k) \text{ кДж/ч}, \quad (5.2)$$

где ψ_1 — коэффициент использования тепла в период постоянной скорости сушки, $\psi_1 = 0,92$; $i_{П1}^n$ — энтальпия образовавшегося пара в период постоянной скорости сушки, $i_{П1}^n = 2493 - 1,97 t_{\delta 1}$, кДж/кг; $t_{\delta 1}$ — температура бумаги в период постоянной скорости сушки, °С; u_k — критическое влагосодержание бумаги, кг/кг.

Период уменьшающейся скорости сушки характеризуется тем, что влагосодержание бумаги уменьшается от критического u_k до конечного (равновесного) u_2 по экспоненциальной зависимости, а температура увеличивается от температуры в период постоянной скорости сушки $t_{\delta 1}$ до конечной $t_{\delta 2}$, которая ближе к температуре сушильных цилиндров.

Расход тепла в период уменьшающейся скорости сушки равен

$$Q_2 = \frac{1}{\psi_2} G_m (i_{П2}^n - c_B t_{\delta 2}) (u_k - u_2) + (c_{cm} + c_B u_2) (t_{\delta 2} - t_{\delta 1}) \text{ кДж/ч}, \quad (5.3)$$

где ψ_2 — коэффициент использования тепла в период уменьшающейся скорости сушки, $\psi_2 = 0,82$; $t_{\delta 2}$ — температура бумажного полотна в конце сушки, °С; u_2 — конечное влагосодержание бумажного полотна, $u_2 = 0,06 \dots 0,09$ кг/кг; $i_{П2}^n$ — энтальпия пара в период уменьшающейся скорости сушки, $i_{П2}^n = 2493 + 1,97 t_{\delta 2}$ кДж/кг; $t_{\delta 2}$ — средняя температура бумажного полотна в период уменьшающейся скорости сушки,

$$t_{\delta 2} = 0,5(t_{\delta 1} + t_{\delta 2}), \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температура бумаги t_{62} в конце сушки отличается от температуры сушильных цилиндров на 10...15 °С, поэтому $t_{62} = t_{ц} - (10... 15) \text{ °С}$.

Расход пара на сушку бумаги при параллельной схеме пароснабжения составит

$$Q_{п} = \frac{Q_{np} + Q_1 + Q_2}{i_{п}'' - i_{к}'} \quad \text{кг/ч, (5.4)}$$

где $i_{п}''$ — энтальпия пара, поступающего в сушильную часть машины при соответствующем давлении, кДж/кг; $i_{к}'$ — энтальпия конденсата, удаляемого из сушильных цилиндров, кДж/кг.

Расход пара на сушку бумаги при групповой схеме пароснабжения равен:

в период прогрева —

$$Q_{np} = \frac{Q_{np}}{i_{п3}'' - i_{к4}'} \quad \text{кг/ч (5.5)}$$

в период постоянной скорости сушки —

$$Q_1 = \frac{Q_1}{i_{п2}'' - i_{к3}'} \quad \text{кг/ч (5.6)}$$

в период уменьшающейся скорости сушки —

$$Q_2 = \frac{Q_2}{i_{п1}'' - i_{к2}'} \quad \text{кг/ч (5.7)}$$

Где $i_{п1}''$, $i_{п2}''$, $i_{п3}''$ — энтальпии пара при входе в соответствующие группы сушильных цилиндров, кДж/кг; $i_{к1}'$, $i_{к2}'$, $i_{к3}'$ — энтальпии конденсата на выходе из соответствующих групп сушильных цилиндров, кДж/кг.

Общий расход пара на сушку бумаги

$$Q_{п} = Q_{np} + Q_1 + Q_2, \quad \text{кг/ч (5.8)}$$

В приведенных расчетных формулах принято, что свежий пар поступает в 1-ю сушильную группу с давлением p_1 , затем во 2-ю — с давлением p_2 и далее — в 3-ю группу с давлением p_3 .

Давление в водоотделителях за паровыми группами цилиндров соответственно равно p_2 (за 1-й паровой группой), p_3 (за 2-й паровой группой) и p_4 (за 3-й паровой группой).

Расход пара с учетом продувки цилиндров для удаления воздуха (без учета расхода пара на вентиляцию)

$$\Sigma Q_{\Pi} = (1,02 \dots 1,05) D_{\Pi}, \text{ кг/ч. (5.9)}$$

При наличии сукно-сушильных цилиндров расход пара на них составляет 15...20% от общего расхода, если применяются шерстяные сукна, и 7... 10 %, если применяются хлопчатобумажные сукна.

Удельный расход пара на 1 кг вырабатываемой продукции составит

$$\partial_{\text{уд}} = \frac{\Sigma Q_{\Pi}}{G_M} \text{ кг пара/кг бумаги, (5.10)}$$

где G_M — производительность бумагоделательной машины, кг/ч.

Удельный расход тепла на выработку бумаги (табл. 5.1.) будет

$$q_b = \frac{Q_{np} + Q_1 + Q_2}{G_M} \text{ кДж/кг (МДж/т). (5.11)}$$

Диаметры машинного паропровода и подводящих к сушильным цилиндрам паровых стояков рассчитываются по формуле

$$d_{\Pi} = \sqrt{\frac{4 \Sigma Q_{\Pi} v''}{3600 \pi \omega_{\Pi}}} \text{ м (5.12)}$$

где v'' — удельный объем пара, $\text{м}^3 / \text{кг}$ (определяется по таблицам сухого насыщенного пара); ω_{Π} — скорость пара в паропроводах, м/с (для сухого насыщенного пара $\omega_{\Pi} = 25 \dots 30$ м/с, для перегретого — 40...60 м/с).

Расход пара в стояках по длине машины значительно различается — в период прогрева наблюдается максимальный расход пара, в период постоянной скорости расход пара снижается и во все цилиндры количество подаваемого пара одинаковое, а в период уменьшающейся скорости — расход пара постепенно снижается к накату.

**Примерный удельный расход тепла на сушку различных видов бумаги
(по данным предприятий)**

Таблица 5.1

Вид бумаги	Расход тепла	
	кДж/т	10 ⁶ Гкал/т
Газетная	8,38...11,30	2,0..2,7
Типографская № 2 и № 3	8,80...10,06	2,1..2,4
Писчая № 1	14,73...12,37	2,8..3,0
Писчая № 2	10,48..11,31	2,5..2,7
Оберточная не клееная	7,12...7,96	1,7..1,9
Оберточная клееная	7,96...8,38	1,9..2,0
Пачечная	7,54...7,96	1,8..1,9
Мундштучная	10,48...10,90	2,5..2,6
Кабельная	12,15...15,50	2,9..3,7
Конденсаторная	22,63...24,72	5,4..5,9

5.2. Формулы для расчета материального и теплового балансов сушильных частей бумагоделательных машин

Сушильная установка современных бумагоделательных машин оборудуется теплоизолированными вентиляционными колпаками, позволяющими уменьшать тепловые потери в зал машин, увеличивать степень рекуперации теплоты, улучшать аэродинамику потоков воздуха в сушильной части.

Вентиляционная система сушильной части машины, закрытой колпаком, состоит из нескольких параллельно включенных приточно- вытяжных установок, каждая из которых состоит из одного вытяжного и двух приточных вентиляторов, регенеративных теплообменных аппаратов, скрубберов, калориферов, клапанов и другого оборудования.

Баланс а. с. воздуха сушильной установки бумагоделательной машины определяется уравнением

$$L_c = L_{отс} = L_{нагн} + L_{пдс}, \text{ кг/ч} \quad (5.13)$$

где L_c — расход воздуха в сушильной части, кг/ч; $L_{нагн}$, $L_{отс}$ — количество нагнетаемого

в сушильную камеру и отсасываемого воздуха соответственно, кг/ч; $L_{\text{пдс}}$ — количество воздуха, подсасываемого в сушильную часть из цеха бумагоделательных машин, кг/ч.

Влага, выделяющаяся из полотна бумаги в процессе контактной сушки, удаляется потоком воздуха, движущимся в сушильной части. Все тепло, выделившееся при конденсации греющего пара в цилиндрах, за исключением тепла, уносимого нагретым полотном и передаваемого ограждением в окружающую среду, воспринимается воздухом.

Тепловой баланс сушильной части выражается уравнениями :

$$Q_c - Q_{\text{с,б}}^{\text{пр}} - Q_{\text{окр}} + Q_{\text{дв}} = L_{\text{пдс}}(I_7 - I_4) + L_{\text{нагн}}(I_7 - I_6), \text{ кДж/ч}; \quad (5.14)$$

$$Q_c = \frac{Q_{\text{пр}}}{\eta_{\text{пр}}} + \frac{Q_1}{\eta_1} + \frac{Q_2}{\eta_2} \text{ кДж/ч}, \quad (5.15)$$

где Q_c — расход тепла на сушку бумаги, кДж/ч; $Q_{\text{с,б}}^{\text{пр}}$ — расход тепла на нагревание сухого полотна бумаги, кДж/ч; $Q_{\text{дв}}$ — расход тепла, которое выделяется приводными двигателями сушильных цилиндров, кДж/ч; $Q_{\text{окр}}$ — потери тепла в окружающую среду через ограждения, кДж/ч; I — энтальпия влажного воздуха в соответствующих точках, кДж/кг; $Q_{\text{пр}}$ — расход тепла на прогрев бумаги, кДж/ч; Q_1 — расход тепла в период постоянной скорости сушки, кДж/ч; Q_2 — расход тепла в период уменьшающейся скорости сушки, кДж/ч; $\eta_{\text{пр}}$ — коэффициент сохранения тепла в период прогрева, $\eta_{\text{пр}} = 0,8$; η_1 — коэффициент сохранения тепла в период постоянной скорости сушки, $\eta_1 = 0,85$; η_2 — коэффициент сохранения тепла в период уменьшающейся скорости сушки, $\eta_2 = 0,9$.

В целях упрощения расчетов в дальнейшем принимается, что воздух, сушильный и подсасываемый из зала, и потоки воздуха в пределах сушильной части полностью перемешиваются. В этом случае параметры удаляемого воздуха, нагнетаемого вентиляторами и подсасываемого из зала, будут одинаковыми. Количество подсасываемого воздуха на основании опытных данных принимается $L_{\text{пдс}} = 0,3L_c$

Расход тепла на нагревание сухого полотна бумаги

$$Q_{c.б}^{np} = G_m (c_{сб} + c_в u_2)(t_{п2} - t_{п0}) \quad \text{кДж/ч (5.16)}$$

где u_2 — конечное влагосодержание полотна бумаги, кг/кг; $t_{п2}$ — температура полотна бумаги на выходе из сушильной части машины, °С.

Потери тепла в окружающую среду от поверхности вентиляционного колпака равны

$$Q_{окр} = 3,6 F_R K_{BK} (\bar{t}_в - t_0) \quad \text{кДж/ч (5.17)}$$

где F_K — площадь поверхности вентиляционного колпака, м²; K_{BK} — коэффициент теплопередачи от воздуха в вентиляционном колпаке в зал машины, Вт/м² · °С; $\bar{t}_в$ — средняя температура воздуха в сушильной камере, °С; t_0 — температура воздуха в цехе, °С.

Мощность двигателей сушильной части может быть рассчитана по приближенной формуле

$$N = k_N b_M w_M (n_u + n_c) D_{ц}, \quad \text{кВт (5.18)}$$

где k_N — удельный расход энергии, отнесенный к 1 м диаметра цилиндров, $k_N = 0,002...0,003$ кВт · мин/м³; b_M — ширина машины, м; w_M — скорость бумагоделательной машины, м/мин; n_u , n_c — количество бумагосушительных и сукносушительных цилиндров соответственно; $D_{ц}$ — диаметр цилиндров, м.

Общий массовый расход воздуха для ассимиляции образовавшихся водяных паров определяется по уравнению

$$L_c = L_{отс} = \frac{1000M}{d_7 - d_6} \quad \text{кг/ч, (5.19)}$$

где M — количество влаги, испаряемой из бумажного полотна, кг/ч; d_6 — влагосодержание воздуха, подаваемого в сушильную часть машины, $d_6 = 10...20$ г/кг; d_7 — влагосодержание отработавшей паровоздушной смеси, $d_7 = 80...100$ г/кг.

Энтальпия воздуха после теплоуловителя 2-й ступени определяется из уравнения

$$I_{10} = I_8 - (I_2 - I_1), \quad \text{кДж/кг (5.20)}$$

5.3. Анализ кинематической схемы бумага делательной машины

Привод машины является основным узлом, обеспечивающий необходимый скоростной режим ее работы. В состав привода входят рабочий орган машины, источник движения (обычно электродвигатель) и промежуточные элементы связывающие их, такие как ременная, цепная и открытая зубчатая передачи, редуктор, вариатор скорости, соединительные муфты. Задача привода – обеспечение расчетной скорости рабочего органа машины. Для выполнения этой задачи привод должен позволять регулирование скорости рабочего органа машины. Различают общий и индивидуальный привод. В случае общего привода все рабочие органы машины или агрегата приводятся в движение от одного электродвигателя, а в индивидуальном привода каждая машина агрегата или каждый рабочий орган машины имеет свой привод. Предпочтение отдается индивидуальному приводу, так как в этом случае масса элементов привода, подлежащая движению сводится к минимуму, что приводит к возможности более эффективного использования энергии. В противовес этому, при общем приводе во время пуска агрегата или машины электродвигателю приходится преодолевать инерцию большой массы элементов привода, в результате приходится в приводе устанавливать электродвигатель заведомо большей мощности, чем необходимо во время установившемся режиме работы машины. Это приводит к снижению КПД использования электроэнергии и перегрузку линии передач тока реактивной мощностью.

В машинах применение находят приводы со ступенчатой и с плавным регулированием скорости рабочего органа. В настоящее время в новых машинах применяют только плавный способ регулирования скорости, который обеспечивает точную реализацию разработанного технологического режима. Ступенчатый способ регулирования скорости достигается применением в приводе сменных шкивов, шестерен и многоскоростных электродвигателей. Плавный способ регулирования предусматривает использование в приводе конических шкивов, цепных или ременных вариаторов, электродвигателей

переменного тока, питающиеся током переменной частоты и электродвигателями постоянного тока.

Во время эксплуатации оборудования технологю приходится выполнять кинематический расчет привода, целью которого является рассчитать параметры привода обеспечивающие реализацию выбранного технологического процесса. Методику кинематического расчета привода рассмотрим на примере привода элементов бумагоделательной машины приведенной на рис.59 на семинарском занятии.

Для расчета должны быть известны требуемый скоростной режим работы машины, характеристика каждого элемента привода.

Кинематическая схема привода читается, так как элементы привода имеют условное обозначение в соответствии с ГОСТ. Как видно из схемы а. один электродвигатель приводит в движение все рабочие органы машины, а плавное регулирование скорости рабочих органов достигается с помощью ременных вариаторов. С помощью электромагнитной муфты 5 можно отключить отдельные рабочие органы от привода. В индивидуальном приводе (схема б) рабочий орган 10 приводится в движение от отдельного электродвигателя 8 через редуктор 9.

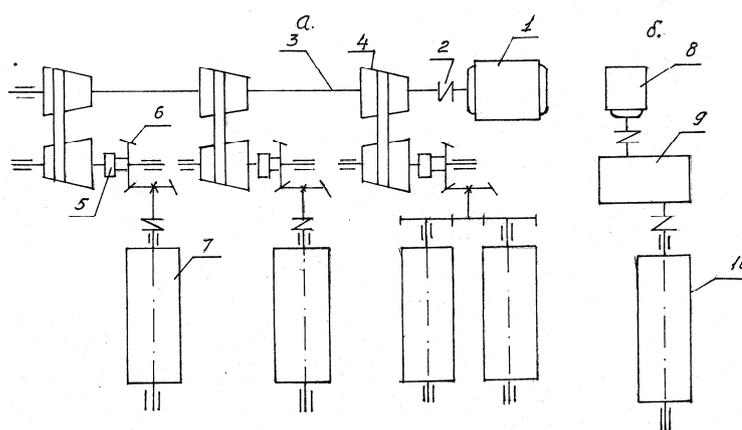


Рис. 59. Кинематическая схема привода бумагоделательной машины.

А- общий привод; б- индивидуальный привод.

1-электродвигатель; 2- эластичная муфта; 3- общий вал; 4- вариатор; 5- электромагнитная муфта; 6- зубчатая передача с коническими шестернями;

7- рабочий орган машины; 8- электродвигатель постоянного тока; 9- редуктор; 10- рабочий орган машины.

Список используемой литературы

1. Технология целлюлозно-бумажного производства. Справочные материалы. Санкт-Петербург. Изд-во СПбЛТА. 2002г.Том 1. часть первая.420 с.
2. Б.Г.Кадыров, Ю.Т.Ташпулатов, М.Т. Примкулов. Технология хлопкового линта, целлюлозы и бумаги. Ташкент, «Фан», 2005, 289 с.
3. Технология целлюлозно-бумажного производства. Справочные материалы. Санкт-Петербург. . Изд-во СПбЛТА. 2004 г.Том 1.часть третья. 316 с.
4. Технология целлюлозно-бумажного производства. Справочные материалы. Санкт-Петербург. . Изд-во СПбЛТА. 2003г.Том 1.часть вторая. 632 с.
5. Целлюлоза. Бумага. Под. ред. дипл. инж. А. Опхердена: Пер. с нем./ Опхерден А., Энглерт Л., Швенсон Х. и др.-М.: Лесная пром-сть,1980. 472 с.
6. Халперн М.Г. Процессы целлюлозного производства (варка, отбелка, регенирация) / Пер. с англ. Б. М. Гуткина и В.В. Кожина.-М.: Лесн. прм-сть, 1979.-358 с.
7. С.М. Мазарский, И.З.Малинский, К.Ю. Эпштейн. Оборудование целлюлозно-бумажного производства.М.-Лесная пром-сть,-1969. 452 с.
8. Б.И. Ушаков, А.А. Кузьмич. Монтаж оборудования предприятий целлюлозно-бумажной промышленности. –М.: Высш.школа, 1982.- 240 с.
9. Шитов Ф. А. Технология целлюлозно-бумажного производства. М.- «Лесная промышленность», 1978, 378 с.
- 10.Н.А. Баранов, Д.С. Добровольский. Технология и оборудование бумажного производства. М.-«Легкая индустрия», 1966. 437 с.
- 11.П.Х. Ласкеев. Производство древесной массы. М.- Лесная промышленность. 1967. 581 с.
- 12.Беркман Е.М., Вишневский С.М., Иоффе Л.О. Словарь целлюлозно-бумажного производства. – М.: Лесная пром-сть, 1969.-300 с.

13. Технология целлюлозно-бумажного производства. Справочные материалы. Санкт-Петербург. . Изд-во СПбЛТА. 2005г. Том 2. часть первая. 423 с.
14. С.Н. Иванов Технология бумаги. – М.: Школа бумаги, 2006. – 696 с.
15. Комплексная химическая переработка древесины : учебник для вузов / И. Н. Ковернинский [и др.]; под ред проф. И. Н. Ковернинского. – 3-е изд., испр. и доп. – Архангельск : Изд-во Арханг. Гос. Тех. Ун-та, 2006. - 374 с. - ISBN 5-261-00270-2.
16. Беркман, Е. М. Словарь целлюлозно-бумажного производства : [Свыше 4000 тысяч терминов] / Е. М. Беркман, С. М. Вишневский, Л. О. Иоффе. – М. : Лесная пром-сть, 1969. – 300 с.
17. Новикова А.И. Модернизированная сульфатная варка целлюлозы: учебное пособие. — Санкт-Петербург: ГОУВПО Санкт-Петербургский государственный технологический университет растительных полимеров, 2006. — 162 с. — ISBN 5-230-1474-6.

Иностранная литература

1. Alkaline processes // Chemical Pulping / Edited by Johan Gullichsen and Carl-Johan Fogelholm. — Fapet Oy, 1999. — Т. 1. — P. 38—85. — 1180 p. — ISBN 978-9525216066.
2. Alkaline pulping / Edited by Michael J. Kocurek, Thomas M. Grace, E. Malcolm. — Third edition. — Montreal/Atlanta: Tappi Press, 1989. — Т. 5. — 637 p. — (Pulp & Paper Manufacture). — ISBN 978-091989371-9.
3. Kraft Pulping / Edited by A. Mimms, M.J. Kocurek, J.A. Pyatte, and E.E. Wright. — 2nd Revised edition. — Tappi Press, 1997. — 181 p. — ISBN 978-0898523225.
4. *Sixta H., Potthast A., Krotschek A.W.* Chemical Pulping Processes // Handbook of Pulp / Edited by Herbert Sixta. — Weinheim: Wiley-VCH Verlag, 2006. — Т. 1. — P. 109—391. — ISBN 3-527-30999-3.

5. *Sixta H.* Introduction // Handbook of Pulp / Edited by Herbert Sixta. — Weinheim: Wiley-VCH Verlag, 2006. — Т. 1. — P. 9. — ISBN 3-527-30999-3.
6. ↑ Перейти к:^{1 2 3} *Sixta H., Potthast A., Krottschek A.W.* Chemical Pulping Processes // Handbook of Pulp / Edited by Herbert Sixta. — Weinheim: Wiley-VCH Verlag, 2006. — Т. 1. — P. 109—391. —ISBN 3-527-30999-3.
7. Ч. Antti Lemmetti, Kauko Leiviskä, Raimo Sutinen Kappa number prediction based on cooking liquor measurements. University of Oulu Control Engineering Laboratory. Report A No 5, May 1998