



16750

НИКОЛАЙ СИМЕОНОВ

**МАШИНИ
И АПАРАТИ ЗА
ПРОИЗВОДСТВО И
ПРЕРАБОТКА НА
ВЛАКНА И
ТЕКСТИЛНИ МАТЕРИАЛИ**

Част I. Изчисления



190P

ХИМИКОТЕХНОЛОГИЧЕН И МЕТАЛУРГИЧЕН УНИВЕРСИТЕТ
КАТЕДРА "ТЕКСТИЛ И КОЖИ"

Доц. д-р инж. Николай СИМЕОНОВ

МАШИНИ И АПАРАТИ ЗА
ПРОИЗВОДСТВО И ПРЕРАБОТКА НА
ВЛАКНА И ТЕКСТИЛНИ МАТЕРИАЛИ

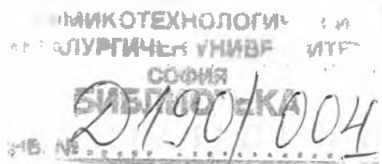
ЧАСТ 1

София, 2003 година

PC 655

677 02(07)

16750



**Машини и апарати за производство и преработка на
влакна и текстилни материали**
Част 1
учебник

Николай Симеонов, автор

Издател – ХТМУ –София
Предпечатна подготовка – УКЦ при ХТМУ
Печат – УКЦ при ХТМУ

ISBN 954–8954–36–2

СЪДЪРЖАНИЕ

Въведение	5
Международна система за мерни единици Si	6
Глава 1. Общи разчети	11
1.1. Определяне на финеса на влакната	11
1.2. Определяне на здравината на влакната	17
Глава 2. Технологични изчисления при производството на вискозни влакна	20
2.1. Изчисляване на относителния разход на целулоза при производството на вискозни влакна	23
2.2. Изчисляване на производителността на рамков диализатор	38
2.3. Изчисляване на производителността на лентъчен транспортър за предсъзряване на алкална целулоза	42
2.4. Технологични изчисления при ксантогениране и разтваряне на ксантогената	44
2.5. Технологични изчисления при подготовката на вискозата за формуване	52
2.6. Технологични изчисления при формуване	58
2.7. Технологични изчисления при облагородяване на вискозни влакна и коприни	80
Глава 3. Технологични изчисления при производството на ацетатни влакна	85
Глава 4. Технологични изчисления при производството на полиамидни влакна.....	90
4.1. Технологични разчети при производството на ПКА-влакна	91

4.2. Технологични изчисления на оборудването за полимеризация и формване на ПКА-влакна	94
4.3. Технологични изчисления при дообработката на полиамидна коприна	98
4.4. Технологични изчисления при дообработката на полиамидна кордна коприна /ПА-корд/	101
Глава 5. Технологични изчисления при производството на полиестерни влакна.....	106
5.1. Технологични разчети при производството на полиестерни влакна	107
5.2. Изчисление производителността на апаратите за преестерификация и поликондензация	113
5.3. Технологични изчисления при производството на полиестерна коприна.....	114
5.4. Технологични изчисления при производството на полиестерни щапелни влакна	116
Глава 6. Технологични изчисления при производството на полиакрилонитрилни влакна	122
Литература	143

ВЪВЕДЕНИЕ

Развитието на промишлеността за производство на химични влакна е съпроводено с постоянно обновяване и усъвършенстване на технологията и апаратурата, в която се осъществяват отделните технологични процеси. Това поставя пред инженерно-техническия персонал на заводите необходимостта от провеждането на разнообразни разчети за определяне производителността на апаратите, разхода на химикали, вода и пара, различни технологични настройки и др.

Настоящите записки съдържат примерни материални технологични и апаратурни разчети. Независимо от примерния характер на разчетите, използваните за тях данни и коефициенти отговарят на реалните стойности за съответните технологични процеси и апарати.

Част от разчетите се явяват общи за всички видове химични влакна и са отделени в самостоятелна глава.

Специфичните технологични разчети се разглеждат в съответни глави, посветени на конкретните видове произвеждани химични влакна

Разчетите в по-голямата си част са приблизителни, поради което са възприети някои допускания, позволяващи значително да се съкрати трудоемкостта на пресмятията.

Изложените в записките разчети служат основно за запознаване с методите на осъществяването им, а не за решаване на конкретни производствени задачи.

МЕЖДУНАРОДНА СИСТЕМА ЗА МЕРНИ ЕДИНИЦИ SI

Международната система мерни единици SI (Le Systeme international d'Unites) е утвърдена от XI генерална конференция по мерки и теглилки през 1960г. У нас е въведена през 1979г. с БДС 3952-79. От тогава тя е задължителна за всички области на науката, образованието и практиката. Системата SI се основава на 7 основни и 2 допълнителни единици:

Основни и допълнителни единици на системата SI

Означение	Величина	Единица	
		межд.	бълг.
време	секунда	s	с
дължина	метър	m	м
количество вещество	мол	mol	мол
маса	килограм	kg	кг
големина на електричен ток	ампер	A	А
термодинамична температура	келвин	K	К
интензитет на светлината	кандела	cd	кд
равнинен ъгъл	радиан	rad	рад
пространствен ъгъл	стерадиан	sr	ср

Наред с тях могат да се използват и единиците: тон (t, т); литър (l, л); минута (min, мин); час (h, ч); денонощие (d, д); година; век; за равнинен ъгъл - градус (°), минута (') и секунда ("); диоптър (дптр) и градус Целзий (°C). Разрешени са също относителните и логаритмичните единици: процент, промил, милионна част (ppm, мил⁻¹), бел (B, Б) и др.

Съгласно препоръките на Международния комитет за мерки и теглилки (International Committee for Weights and Measures, Comite International des Poids et Mesures), допустима е употребата на следните единици:

Допустими извънсистемни единици

Наименование	Символ	Стойност в SI единици
минута (време)	min	$1 \text{ min} = 60 \text{ s}$
час	h	$1 \text{ h} = 60 \text{ min} = 3600 \text{ s}$
денонощие	d	$1 \text{ d} = 24 \text{ h} = 86\,400 \text{ s}$
градус (ъгъл)	°	$1^\circ = (\pi / 180) \text{ rad}$
минута (ъгъл)	'	$1' = (1/60)^\circ = (\pi / 10800) \text{ rad}$
секунда (ъгъл)	"	$1'' = (1/60)' = (\pi / 648000) \text{ rad}$
литър	L, l	$1 \text{ L} = 1 \text{ dm}^3 = 10^{-3} \text{ m}^3$
тон	t	$1 \text{ t} = 10^3 \text{ kg}$
електронволт	eV	$1 \text{ eV} = 1,602\,18 \times 10^{-19} \text{ J}$
астрономическа единица	ua	$1 \text{ ua} = 1,495\,98 \times 10^{11} \text{ m}$

Допустима е употребата и на единиците от таблицата по-долу, но в текста задължително трябва да се указва в скоби стойността в SI единици.

Условно допустими извънсистемни единици

Наименование	Символ	Стойност в SI единици
морска миля	nmi	1 nmi = 1852 m
възел (knot)	kn	1 nmi per hour = (1852/3600) m/s
ар	a	1 a = 1 dam ² = 10 ² m ²
хектар	ha	1 ha = 1 hm ² = 10 ⁴ m ²
бар	bar	1 bar = 0,1 MPa = 100 kPa = 1000 hPa = 10 ⁵ Pa
ангстрьом	Å	1 Å = 0.1 nm = 10 ⁻¹⁰ m
барн	b	1 b = 100 fm ² = 10 ⁻²⁸ m ²
кюри	Ci	1 Ci = 3,7 x 10 ¹⁰ Bq
рентген	R	1 R = 2,58 x 10 ⁻⁴ C/kg
рад	rad	1 rad = 1 cGy = 10 ⁻² Gy
рем	rem	1 rem = 1 cSv = 10 ⁻² Sv

**Множители и представки за образуване на
кратни и дробни единици**

Множител	Представка	Означение	
		межд.	бълг.
$10^{24} = 1\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000$	йота	Y	Й
$10^{21} = 1\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000$	зета	Z	З
$10^{18} = 1\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000$	екса	E	Е
$10^{15} = 1\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000$	пета	P	П
$10^{12} = 1\ 000\ 000\ 000\ 000$	тера	T	Т
$10^9 = 1\ 000\ 000\ 000$	гига	G	Г
$10^6 = 1\ 000\ 000$	мега	M	М
$10^3 = 1\ 000$	кило	k	к
$10^2 = 100$	хекто	h	х
$10^1 = 10$	дека	da	дк
$10^{-1} = 0,1$	деци	d	д
$10^{-2} = 0,01$	санци	c	с
$10^{-3} = 0,001$	мили	m	м
$10^{-6} = 0,000\ 001$	микро	μ	мк
$10^{-9} = 0,000\ 000\ 001$	нано	n	н
$10^{-12} = 0,000\ 000\ 000\ 001$	пико	p	п
$10^{-15} = 0,000\ 000\ 000\ 000\ 001$	фемто	f	ф
$10^{-18} = 0,000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 001$	ато	a	а
$10^{-21} = 0,000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 001$	зепто	z	з
$10^{-24} = 0,000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 000\ 001$	йокто	y	й

Правилно е означенията на единиците (напр. mm) да се наричат символи, а не съкращения. Те са български и международни. Първите се допускат само в научнопопулярната литература, във всекидневния печат и в документация, която няма да се издава като печатно произведение (история на заболяване, епикриза и др.). За научната литература са задължителни международните означения.

Основните правила за ползване на системата SI са:

1. В съответствие със системата SI знакът за умножение е точка, а десетичен знак е запетая (в англоезичните страни десетичният знак е точка).

2. В многоцифрени числа за отделяне на групи от по три цифри се използва свободен интервал (например 34 673 320).

3. Когато името на единицата произхожда от фамилията на учен, първата буква на наименованието ѝ се пише с главна буква (например Pa - от Паскал, Hz - от херц).

4. Останалите единици и техните символи се пишат с малка буква, освен в началото на изречението (g, m, km/h). Има само едно изключение. Правилното съкратено обозначение на литър е "l". Графичните образи на малката латинска буква "l" и на цифрата "1" са сходни, което може да бъде източник на грешки. Затова Международният комитет за мерки и теглилки от 1979 г. препоръчва по изключение употребата на голямата латинска буква "L".

5. Символите на представките за дробните производни единици се пишат с малка буква - напр. kg, nm. Представките и символите на кратните единици дека-, хекто- и кило- също се пишат с малка буква - напр. kg, hl или hL. При останалите кратни единици се пише главна буква. Правилно: MHz, неправилно: mhz, mHz.

6. След символа на мерната единица точка не се поставя, освен в края на изречението. Между символа и предхождащата го цифра задължително се оставя интервал (шпация). Правилно: 12 mm, 4,25 kg, 80 °C.

7. Вместо "квадратен" и "кубичен" ("sq" и "cu") правилно е след символа да се постави степенен показател 2 или 3 (superscript). Вместо приетото в англоезичните страни "p" (per) правилно е поставянето на наклонена черта "°"; не "kmph", а "km/h".

Глава 1. ОБЩИ РАЗЧЕТИ

Към общите разчети са включени определяне финеса на влакната или на нишките, и определяне здравината им при разрив.

1.1. Определяне финеса на влакната

Определянето на размера на химичните влакна предизвиква значителни затруднения, тъй като обикновено формата на напречното им сечение не е кръгла. Това важи особено за влакната, формувани от полимерни разтвори. Върху формата на напречното сечение на влакната оказват влияние не само условията на формуването им, но и условията на облагородяване и сушене.

Трябва да се има предвид, че влакната с кръгло напречно сечение при равни други условия имат по-ниска устойчивост към разкъсване и мачкане, отколкото влакната с некръгло напречно сечение.

Практически може да се приеме, че напречното сечение на влакната и нишките не се променя по дължината им.

Според БДС и международните стандарти, линейната плътност (финеса) на влакната и нишките се измерва в "текс" [T_T]. Текс представлява масата в грамове (г) на влакна или нишки, имащи дължина 1000 метра.

Линейната плътност се дава с формулата:

$$T_T = \frac{1000 \cdot m}{l}$$

където:

m – масата на влакната или нишките в г;

l – дължината на влакната или нишките в м.

Ако масата на 1000 м влакна или нишки представлява 1 грам, то линейната плътност $T_T = 1$ текс.

Ако е известна линейната плътност на влакната или нишките в "текс", площта на напречното сечение F (в μm^2) се определя по формулата:

$$F = \frac{T_T \cdot 10^6}{\rho}$$

където:

ρ – плътността на влакната, kg/m^3 .

От формулата следва, че при равни други условия, площта на напречното сечение на влакната или нишките зависи от плътността. При линейна плътност 1 текс, площта на напречното сечение F (в мкм^2) представлява:

$$F = \frac{10^6}{\rho}$$

За вискозните влакна и нишки с плътност 1515 кг/м^3 и линейна плътност 1 текс, площта на напречното им сечение ще бъде:

$$F = \frac{10^6}{1515} = 660 \text{ мкм}^2$$

За поликапроамидните влакна и нишки с плътност 1150 кг/м^3

$$F = \frac{10^6}{1150} = 869,6 \text{ мкм}^2$$

За полипропиленовите влакна и нишки с плътност 930 кг/м^3

$$F = \frac{10^6}{930} = 1075,3 \text{ мкм}^2$$

Когато е известна площта на напречното сечение на влакната или нишките при линейна плътност = 1 текс, лесно може да бъде определена площта на напречното им сечение при всяка друга линейна плътност. Така например площта на напречното сечение на вискозни влакна с линейна плътност $T_T = 0,3$ текс е равна на:

$$660 \cdot 0,3 = 198 \text{ мкм}^2$$

За определяне на средните условни диаметри на влакната приемаме, че напречното им сечение има кръгла форма.

Тогава

$$F = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0,785 \cdot D^2,$$

откъдето условният диаметър D в мкм е равен на:

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785}}$$

Например условният диаметър на вискозни влакна с линейна плътност $T_T = 0,4$ текс е равен на:

$$D = \sqrt{\frac{660 \cdot 0,4}{0,785}} = 18,34 \text{ мкм}$$

За изразяване на линейната плътност на химичните влакна и нишки освен текс (T_T) се използват още единиците дение (T_D) и номер метричен (N_M).

Линейната плътност в дение T_D (г/м) е равна на:

$$T_D = \frac{9000 \cdot m}{l}$$

Ако масата на 9000 м влакна или нишки е 1 г, то дебелината им е равна на 1 дение.

Номер метричен на влакната или нишките N_M (в м/г) се определя по формулата:

$$N_M = \frac{l}{m}$$

Ако масата на 1 м влакна или нишки е 1 г, то линейната им плътност е равна на номер метричен 1.

От формулите следва, че връзката между двете единици е:

$$N_M \cdot T_D = 9000$$

$$\text{или } T_D = \frac{9000}{N_M} \quad \text{и} \quad N_M = \frac{9000}{T_D}$$

т.е. линейната плътност, изразена в дение, е равна на $9000/N_M$, а номер метричен е равен на $9000/T_D$

Така също

$$N_M \cdot T_T = 1000$$

$$\text{или } N_M = \frac{1000}{T_T} \quad \text{и} \quad T_T = \frac{1000}{N_M}$$

За преминаване от линейна плътност, изразена в текс [T_T], в дение [T_D], се използват формулите:

$$T_T = \frac{T_D}{9} \quad \text{и} \quad T_D = 9 \cdot T_T$$

Използвайки тези формули, получаваме следните зависимости за определяне площта на напречното сечение F в μm^2 :

$$F = \frac{10^9}{N_M \cdot \rho} = \frac{10^6 \cdot T_D}{\rho \cdot 9}$$

В табл. 1 са отразени площите на напречните сечения на някои най-често използвани влакна и нишки.

Табл. 1

Видове влакна	плътност	площ на напречното сечение на влакната, мкм^2	
		при $T_T = 1$ текс	при $T_D = 1$ дение
	кг/м^3	мкм^2	
Полипропиленови	920	1087	120,8
Полиетиленови	950	1052	117,0
Поликапроамидни	1140	877	97,3
полихексаметиленадипин-амидни	1140	877	97,3
Полиакрилонитрилни	1180	850	94,4
Поливинилалкохолни	1280	781	86,7
Диацетатни	1320	758	84,1
Триацетатни	1320	758	84,1
Вълна	1320	758	84,1
Полиетиленгликолтерефталатни	1380	730	81,1
Коприна сурова	1350	741	82,3
Поливинилхлоридни	1380	730	81,1
Перхлорвинилови	1440	694	77,0
Вискозни	1500	658	73,0
Медноамонячни	1520	658	73,0
Стъклени	2600	384	42,7
Стоманена нишка	7800	128	14,2

Пример 1. Да се определи линейната плътност в текс и дение на елементарните влакна от комплексна нишка при следните изходни данни:

номер метричен N_M – 86

брой на елементарните нишки – 40

Решение

Линейната плътност на комплексната нишка, изразена в текс, е равна на:

$$T_T = \frac{1000}{N_M} = \frac{1000}{86} = 11,62 \text{ текс}$$

Линейната плътност на елементарните влакна в текс ще бъде:

$$T_T = \frac{11,62}{40} = 0,29 \text{ текс}$$

Линейната плътност на комплексната нишка в дение е:

$$T_D = \frac{9000}{N_M} = \frac{9000}{86} = 104,65 \text{ дение}$$

Линейната плътност на елементарните влакна в дение е:

$$T_D = \frac{104,65}{40} = 2,62 \text{ дение}$$

Пример 2. Да се определи напречното сечение и условния диаметър на полиетиленгликолтерефталатни влакна при следните изходни данни:

линейна плътност на комплексната нишка, дение	– 45
брой на елементарните влакна	– 30
плътност на влакната, кг/м^3	– 1340

Р е ш е н и е

Площта на напречното сечение на влакната, когато линейната им плътност е изразена в дение, се изчислява по формулата:

$$F = \frac{10^6 \cdot T_D}{9 \cdot \rho}$$

Първоначално се определя линейната плътност на елементарните влакна:

$$T_D = \frac{45}{30} = 1,5 \text{ дение}$$

Тогава площта на напречното сечение е:

$$F = \frac{10^6 \cdot 1,5}{1340 \cdot 9} = 124,38 \text{ мкм}^2$$

Условният диаметър е равен на:

$$D = \sqrt{\frac{124,38}{0,785}} = 12,58 \text{ мкм}$$

Пример 3. Да се определи условният диаметър на елементарните влакна след ориентационно изтегляне на комплексна полиамидна нишка на пресукващо-изтеглителна машина при следните изходни данни:

линейна плътност на комплексната нишка преди изтеглянето, текс	– 36,4
брой на влакната в комплексната нишка	– 28
степен на ориентационно изтегляне	– 3,5
плътност на полиамидните влакна, кг/м ³	– 1130

Решение

Линейната плътност на изтеглената комплексна нишка е:

$$T_T = \frac{36,4}{3,5} = 10,4 \text{ текс}$$

Линейната плътност на елементарните влакна след изтегляне е:

$$T_T = \frac{10,4}{28} = 0,372 \text{ текс}$$

Площта на напречното сечение на елементарната нишка е:

$$F_{\text{Ел}} = \frac{T_T \cdot 10^6}{\rho} = \frac{0,372 \cdot 10^6}{1130} = 329,2 \text{ мкм}^2$$

Условният диаметър на елементарната нишка е равен на:

$$D_{\text{Ел}} = \sqrt{\frac{329,2}{0,785}} = 20,48 \text{ мкм}$$

Пример 4. Да се определи условният диаметър на комплексна вискозна нишка при следните изходни данни:

линейна плътност на вискозната нишка, Nm	– 150
плътност на вискозните нишки, кг/м ³	– 1530

Решение

За да се определи условният диаметър, необходимо е да се определи първоначално площта на напречното сечение:

$$F = \frac{10^9}{N_m \cdot \rho} = \frac{10^9}{150 \cdot 1530} = \frac{10^7}{15 \cdot 153} = 4357,3 \text{ мкм}^2$$

Условният диаметър е:

$$D = \sqrt{\frac{4357,3}{0,785}} = 74,5 \text{ мкм}$$

1.2. Определяне здравината на влакната

Влакната, които се използват за изготвяне на текстилни и технически изделия, трябва да притежават определени свойства. Едно от най-важните от тях е здравината им.

В съответствие със съвременните теоретични възгледи здравина на разрив не съществува, тъй като здравината зависи от продължителността на приложеното натоварване. Ето защо е правилно да се употребява понятието "дълговечност". За повечето химични влакна, в рамките на обичайно използваните скорости на деформация, продължителността на натоварването на образците практически не влияе върху дълговечността им. Затова в практиката се използва общоприетия термин здравина.

Здравината на влакната и нишките се измерва в нютони за текс [Н/текс] или в грам-сила за текс [гс/текс].

По-рано здравината на химичните влакна се е измервала в разривни километри [ркм]. В този случай здравината се характеризира с дължината на влакната (в км), при която те се разкъсват от собствената си тежест.

В литературата широко се използва за отразяване на здравината на влакната и нишките единицата гс/дение. За изразяване здравината на влакната в гс/дение, разривното усилие (в гс) се разделя на линейната плътност на влакната, изразена в дение.

Ако е известно разривното усилие P (в кгс), и площта на напречното сечение F (в мм^2), то здравината на влакната p (в $\text{кгс}/\text{мм}^2$) се определя от израза:

$$P = \frac{P}{1000 \cdot F}$$

Ако заместим F с:

$$F = \frac{m}{l \cdot \rho},$$

където:

m – масата на влакната, кг

l – дължината на влакната, м

ρ – плътностна влакната, $\text{кг}/\text{м}^3$,

получаваме

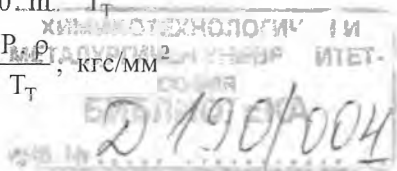
$$p = \frac{P \cdot l \cdot \rho}{1000 \cdot m},$$

но

$$\frac{l}{1000 \cdot m} = \frac{1}{T_T}$$

следователно

$$p = \frac{P \cdot \rho}{T_T}, \text{ кгс}/\text{мм}^2$$



Глава 2. ТЕХНОЛОГИЧНИ ИЗЧИСЛЕНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВОТО НА ВИСКОЗНИ ВЛАКНА

Технологичните процеси на вискозното производство са описани подробно в много книги, монографии и статии.

За провеждането на технологичните разчети е необходимо, макар и съвсем общо, разглеждането на технологичните процеси на вискозното производство и изясняването на някои основни понятия.

Първият основен технологичен процес е получаването на натриевата целулоза (Н.Ц.). Тя се получава чрез обработка на целулозата с 18 %-ен разтвор на натриева основа в процеса на мерсеризацията. В резултат на тази обработка освен получаването на ново химическо съединение – Натриева целулоза (Н.Ц), частично се отстранява и хемицелулозата и протича окислителна деструкция на целулозните макромолекули.

Мерсеризацията може да се осъществи по периодична или непрекъсната технологична схема. В съвременните заводи се използват само инсталации за непрекъсната мерсеризация.

Разтворът от натриева основа, който се използва за мерсеризацията се нарича работен разтвор. Преди подаването на работния разтвор към инсталацията за мерсеризация, той се филтрува. След протичане на мерсеризацията излишъкът от работния разтвор, който не е участвал в химичната реакция и не е адсорбиран от целулозата, изтича свободно и се връща обратно в работния цикъл на процеса. Друга част от разтвора се изпресва от натриевата целулоза чрез прилагане на механично въздействие. Този разтвор се нарича пресова луга. В пресовата луга се съдържа известно количество хемицелулоза, преминала в нея от целулозата. За отделяне на хемицелулозата пресовата луга се подлага на диализа. Една част от получаваната диализна луга се използва за разтваряне на целулозния ксантогенат, а друга част се връща обратно в цикъла на мерсеризация.

Друга технологична схема предвижда връщане на пресовата луга в цикъла на мерсеризация, като периодично част от нея се отделя и подлага на диализа за поддържане на допустимата концентрация на хемицелулозата в работния разтвор.

Разходът на натриева основа за мерсеризация на целулозата зависи от концентрацията на натриевата основа, температурата и продължителността на обработката, интензивността на смесване, от вида и реакционната способност на целулозата, а, така също и от степента на регенериране на натриевата основа.

За извършване на технологичните изчисления, свързани с производството на натриева целулоза, е необходимо да се знаят и следните понятия:

Модул на мерсеризационната баня (M) – представлява отношението между обема на употребената за мерсеризация натриева основа в литри и масата на абсолютно сухата целулоза в кг. Единици за изразяване – $m^3/1000$ кг; л/кг.

Степен на набъбване на натриевата целулоза – характеризира се чрез обемно и тегловно число на набъбване. Тегловното число на набъбване се дефинира като отношение на теглото на целулозата след набъбване към теглото на ненабъбналата целулоза. Обемното число на набъбване представлява отношението на дебелината на целулозата след набъбване към дебелината ѝ преди набъбване.

Степен на изпресване (Z) – характеризира се с отношението между масата на Н.Ц. изразена в кг, и масата на абсолютно сухата изходна целулоза, изразена също в кг.

Технологичните процеси след мерсеризацията накратко са следните:

Раздробяване на натриевата целулоза. За подобряване условията на протичане на следващите технологични процеси Н.Ц. се раздробява.

Степента на раздробяване на Н.Ц. се характеризира с т.н. насипно тегло. Насипното тегло представлява отношението на масата на свободно насипаната Н.Ц. (в кг) към нейния обем (в m^3).

Предсъзряване на Н.Ц. Това е процес на окислителна деструкция на целулозата, извършващ се под действието на кислорода от въздуха, с цел понижаване на средната степен на полимеризация (ССП) и подобряване на полидисперсията на целулозата.

Ксантогениране на Н.Ц. Това е процес, при който Н.Ц. се обработва със CS_2 и се получава целулозен ксантогенат (естер на целулозата с дитиовъглената киселина). Целулозният ксантогенат се характеризира със степен на естерификация.

Степен на естерификация γ на целулозния ксантогенат се нарича броя на естерифицираните хидроксилни групи в 100 гликозидни звена, Максималната стойност на този показател е 300.

Получаване на вискозен разтвор – разтварянето на целулозния ксантогенат в разреден разтвор на натриева основа или вода. Полученият разтвор се нарича вискозен разтвор или вискоза.

Подготовка на вискозата за формуване – за осигуряване на еднородност на вискозния разтвор се смесват много партиди от отделните ксантогенатори и разтворители. Осреднената вискоза се филтрува и обезвъздушава. при нужда във вискозата се внасят различни добавки – багрила, матиращи вещества, модификатори и др.

Формуване и облагородяване на вискозни влакна и нишки.
При формуването на вискозните влакна и нишки отделните струйки вискоза постъпват в утаителната баня. В нея протичат последователно два процеса: коагулация на вискозата и регенериране на целулозата в резултат от разлагането на целулозния ксантогенат в кисела среда.

Основните параметри на процеса формуване са: линейната плътност на елементарните влакна, състава на вискозата, състав и температура на утаителната баня, количество циркулираща баня, дюзно и ориентационно изтегляне на влакната и нишките.

Свежоформуваните нишки и влакна отнасят различно количество от компонентите на утаителната баня, а така също сяр, метални соли и други замърсявания. За отстраняване на примесите и замърсяванията, вискозните влакна и нишки се подлагат на облагородяване.

След отделяне на всички примеси, влакната и нишките се обработват с авиважни композиции, които са предназначени да облекчават преработването им в прежди и тъкани.

Облагородените и авивирани влакна и нишки се сушат. Съдържанието на вода в изсушените влакна трябва да бъде 12 % (тегловни). Това е и търговската влажност на вискозните влакна. До скоро се считаше, че готовите влакна и нишки се състоят само от α -целулоза. Сега е установено, че в готовите влакна преминава не само α -целулозата, но и част от хемичеселулозата. Тя представлява 50 - 60 % от съдържащата се в целулозата β -целулоза.

Сумарното количество α -целулоза и β -целулоза, което преминава в готовите вискозни влакна, се нарича **основно вещество целулоза** – (ОВЦ).

При изчисляване на разхода на целулоза се употребяват така също и следните понятия:

Абсолютно суха целулоза - несъдържаща влага търговска целулоза.

Търговска целулоза - продаваната от целулозните заводи целулоза, съдържаща 12 % влага.

Хемицелулоза - фракция от целулозата, разтворима в 17,5 %-ен разтвор на натриева основа при 20°C в продължение на един час.

2.1. Изчисляване относителния разход на целулоза при производството на вискозни влакна

Относителният разход на целулоза при производството на вискозни влакна се колебае в зависимост от асортимента на произвежданите влакна и от прилагания технологичен режим за получаване на овлакнителния разтвор и формуване на влакната.

При различните технологични режими количеството на допустимия технологичен отпадък, който се получава във вид на целулоза, вискоза или влакна, е различно, а от това произтича и различният разход на целулоза и други суровини.

Табл. 2. Технологични разходи на целулоза при производството на вискозни влакна

технологични операции	технологични загуби в %, изразени като абсолютно суха целулоза			
	центроф. вискозна коприна	бобинна вискозна коприна	вискозна копр. по непр. метод	шапел-ни влакна
1. Мерсеризация, раздробяване на натриевата целулоза, получаване на вискоза	1,0	1,0	1,0	0,3 – 1,0
2. Смесване, филтруване и обезвъздушаване	1,0 – 1,5	1,0 – 1,5	1,0 – 1,5	0,8 – 1,2
3. Формуване на вискозните влакна	1,5 – 2,1	1,1 – 1,3	1,8	0,3
4. Облагородяване, дообработка	1,5	2,5	–	1,1
Всичко	5 – 6,1	5,6 – 6,3	3,8 – 4,3	2,5 – 3,6

Примери за изчисляване разхода на целулоза:

Пример 1. Да се определи необходимото количество целулоза за производството на центрофугална вискозна коприна при капацитет на инсталацията 15 т/24 часа и следните изходни данни:

съдържание на α -целулоза в изходната целулоза, %	– 93
β -целулоза, преминаваща във влакната, %	– 2,5
съдържание на влага в изходната целулоза, %	– 10
съдържание на титанов диоксид, препарирани вещества и влага в коприната, %	– 12
технологични загуби, изразени като ОВЦ, %	– 5

Решение

Първоначално се определя разходът на целулоза за единица продукция – 1 тон центрофугална коприна.

Вискозната коприна по химичен състав представлява α -целулоза и количеството β -целулоза, преминало във влакната. Това е т.н. ОВЦ. Тъй като коприната съдържа 12 % влага, препарирани вещества и титанов диоксид, основното вещество целулоза ОВЦ, което се съдържа в 1 тон вискозна коприна, ще бъде:

$$1 - \frac{1 \cdot 12}{100} = 0,88 \text{ тона}$$

Като се вземат под внимание технологичните загуби, представляващи 5 %, необходимото количество ОВЦ за производството на 1 тон коприна ще бъде:

$$0,88 \cdot 1,05 = 0,924 \text{ тона}$$

Основното вещество целулоза се състои от:

α -целулоза – 93 %

β -целулоза – 2,5 %

или общо 95,5 %. Тогава необходимото количество абсолютно суха целулоза за тон коприна ще бъде:

$$\frac{0,924}{0,955} = 0,967 \text{ тона}$$

Разходът на техническа целулоза, съдържаща 10 % влага, ще бъде равен на:

$$0,967 \cdot 1,1 = 1,064 \text{ т/тон влакна}$$

Разходът на техническа целулоза за осигуряване производството на 15 т/24 ч. ще бъде равен на:

$$1,064 \cdot 15 = 15,96 \text{ тона}$$

Пример 2. Да се определи разходът на целулоза за производството на 1 кг вискозни влакна при следните изходни данни:

разход на основно вещество целулоза ОВЦ в % е:

при мерсеризация и пред съзряване	– 0,25
при ксантогениране и разтваряне	– 0,28
при подготовката на вискозата за формуване	– 0,8
при формуване	– 0,35
при рязане, облагородяване, сушене и опаковане	– 0,92
Общо	– 2,6

състав на целулозата:

α-целулоза, %	– 93,0
β-целулоза, %	– 2,7
ОВЦ, %	– 95,7
съдържание на влага, %	– 12

съдържание в готовите влакна на:

титанов диоксид, %	– 0,5
авиважни препарати, %	– 0,6
кондиционна влага, %	– 12

Р е ш е н и е

В 1 кг готови влакна с влага 12 %, съдържанието на ОВЦ ще бъде:

$$1 - (0,12 + 0,005 + 0,006) = 0,869 \text{ кг}$$

Като се отчете разхода на ОВЦ в процеса на производството, необходимото количество ОВЦ за 1 кг влакна ще бъде:

$$0,869 \cdot 1,026 = 0,892 \text{ кг}$$

Разходът на абсолютно суха целулоза ще бъде:

$$\frac{0,892 \cdot 1}{0,957} = 0,932 \text{ кг}$$

Разходът на техническа целулоза ще бъде:

$$0,932 \cdot 1,12 = 1,044 \text{ кг}$$

Примери за самостоятелно решение:

А/ Да се изчисли относителният разход на целулоза за производството на 1 тон вискозна коприна при следните изходни данни:

съдържание на α -целулоза в изходната целулоза, %	– 89
съдържание на ОВЦ в изходната цел., %	– 92,5
съдържание на влага в целулозата, %	– 9
съдържание на влага в коприната, %	– 12
технологични загуби, изразени като ОВЦ, %	– 3,6

Б/ Да се изчисли разходът на техническа целулоза за производството на 20 тона за денонощие вискозна бобинна коприна при следните изходни данни:

съдържание на α -целулоза в изходната целулоза, %	– 92
съдържание на β -целулоза, оставаща във влакната, %	– 3,2
съдържание на влага в изходната целулоза, %	– 8
съдържание на влага в коприната, %	– 12
технологични загуби, изразени като ОВЦ, %	– 6,2

В/ Да се изчисли относителният разход на целулоза за производство на 125 тона високомодулни вискозни шапелни влакна при следните изходни данни:

съдържание на α -целулоза в изходната целулоза, %	– 93
съдържание на влага в целулозата, %	– 7,5
съдържание на β -целулоза, оставаща във влакната, %	– 0,5
съдържание на влага във влакната, %	– 12
съдържание на авиваж, %	– 0,45
технологични загуби, изразени като ОВЦ, %	– 2,7

Пример 3. Да се изчисли относителният разход на натриева основа при следните изходни данни:

разход на абсолютно суха целулоза за производството на 1 кг вискозни шапелни влакна, кг	– 0.995
съдържание на ОВЦ в целулозата, %	– 95
съдържание на ОВЦ във вискозата, %	– 9,8
съдържание на натрисва основа във вискозата, %	– 6
модул на мерсеризационната баня	– 20
концентрация на NaOH в работния разтвор, г/л	– 235

При производството на 1 кг вискозни шапелни влакна отпадат 0,40 кг NaOH като пресова луга.

Загуби на NaOH от общия обем:

при регенерация на NaOH от пресовата луга, %	– 10
при филтруване на работния разтвор, %	– 2

Р е ш е н и е

Разходът на NaOH при мерсеризацията на целулозата, отнесен към 1 кг вискозни шапелни влакна, ще бъде:

$$0,995 \cdot 20 = 19,9 \text{ л}$$

Цялото количество NaOH (19,9 л) не може да бъде върнато обратно в производствения цикъл, тъй като част от него се губи при филтруването и регенерирането на NaOH. Загубите при филтруването на това количество NaOH съставляват:

$$\frac{19,9 \cdot 2}{100} = 0,398 \approx 0,4 \text{ л}$$

Концентрацията на NaOH в работния разтвор е 235 г/л, следователно загубите на NaOH в тегловни единици са:

$$\frac{0,4 \cdot 235}{1000} = 0,094 \text{ кг.}$$

Загубите на NaOH при регенерирането ѝ от пресовата луга ще бъдат:

$$\frac{0,4 \cdot 10}{100} = 0,04 \text{ кг.}$$

Натриевата основа, която се съдържа във вискозата, не се връща обратно в производствения цикъл.

Разходът на NaOH за приготвяне на вискозата се определя по следния начин:

Абсолютно сухата целулоза съдържа 95 % ОВЦ и разходът за 1 кг влакна ще бъде:

$$\frac{0,995 \cdot 95}{100} \text{ кг.}$$

От изходните данни е известно, че вискозата съдържа 9,8 ОВЦ и 6 % NaOH.

Съставяме следното уравнение:

на 9,8 кг ОВЦ отговарят 6 кг натриева основа

на $0,995 \cdot 95/100$ кг ОВЦ отговарят x кг натриева основа (100 %-на)

Тогава за приготвянето на вискозата, необходима за производството на 1 кг вискозни шапелни влакна, ще се изразходва следното количество NaOH:

$$x = \frac{0,995 \cdot 95 \cdot 6}{9,8 \cdot 100} = 0,579 \text{ кг.}$$

Общият разход на NaOH за 1 кг вискозни шапелни влакна ще бъде следният:

$$0,579 + 0,094 + 0,04 = 0,713 \text{ кг}$$

Техническата NaOH съдържа 95 % NaOH. Разходът на техническа NaOH ще бъде:

$$\frac{0,713 \cdot 100}{95} = 0,750 \text{ кг}$$

Пример 4. Да се състави материалният баланс на натриевата основа и хемицелулозата при непрекъсната мерсеризация на целулоза с производителност на инсталацията 150 т влакна за 24 часа.

Изходни данни:

съдържание на ОВЦ в алкалния пулп, %	- 5
разход на ОВЦ за производство на 1 кг влакна, кг	-0,910
разход на абсолютно суха целулоза за 1 кг влакна, кг	-0,944
разход на техническа целулоза за 1 кг влакна, кг	-1,026
състав на разтворите от NaOH, кг/м ³	

	NaOH	хемицелулоза
концентриран разтвор	610	-
работен разтвор	235	10
разтворителна основа	80	1,0
диализаторна основа	80	1,0
канализационна основа	20	-

плътност на работния разтвор, кг/м³ -1200

състав на натриевата целулоза, %:

степен на изпресване	- 3
ОВЦ	- 33
натриева основа	-16,5
хемицелулоза	- 0,8
ПАВ	-0,06
вода	-49,54

състав на вискозата, %

α-целулоза	- 8,9
натриева основа	- 6,0
сяросъдържащи продукти	- 2,6
вода	-82,5

разход на натриева основа, %:	
от концентриран разтвор при филтруване и транспортиране	– 0,5
от канализационната основа, % от подадената за диализа натриева основа	– 8,0

Р е ш е н и е

При производителност на инсталацията 150 тона влакна за 24 часа с целулозата постъпват за мерсеризация следните количества ОВЦ:

$$150 \cdot 0,91 = 136,5 \text{ т}$$

Количеството на хемицелулозата ще бъде равно на:

$$(0,944 - 0,910) \cdot 150 = 5,1 \text{ т}$$

Количеството на водата е:

$$(1,026 - 0,944) \cdot 150 = 12,3 \text{ т}$$

Количеството разтвор на NaOH, което е необходимо за мерсеризацията, се изчислява по следния начин:

в 100 т пулп се съдържат 5 т ОВЦ
 в х т пулп – 136,5 т ОВЦ

$$x = \frac{136,5 \cdot 100}{5} = 2730 \text{ тт}$$

Количеството разтвор на NaOH, което се съдържа в пулпа, ще бъде:

$$\frac{2730 \cdot (100 - 5) \cdot 1000}{100 \cdot 1200} = 2161,25 \text{ м}^3 / 24 \text{ часа}$$

където 1200 – плътността на работния разтвор, кг/м³

Този работен разтвор съдържа (в т/24 часа):

натриева основа: $2161,25 \cdot 0,235 = 507,89 \text{ т}$
 хемицелулоза: $0,01 \cdot 2161,25 = 21,61 \text{ т}$

За 24 часа с натриевата целулоза се отнасят следните количества основа, хемицелулоза, ПАВ и вода:

натриева основа: $\frac{136,5 \cdot 16,5}{33} = 68,25 \text{ т}$

хемицелулоза: $\frac{136,5 \cdot 0,8}{33} = 3,31 \text{ т}$

ПАВ: $\frac{136,5 \cdot 0,06}{33} = 0,248 \text{ т}$

$$\text{вода:} \quad \frac{136,5 \cdot 49,54}{33} = 204,9 \text{ т}$$

Общата маса на натриевата целулоза след изпресване ще бъде равна на:

$$136,5 + 68,25 + 3,31 + 0,248 + 204,9 = 413,2 \text{ т/24 ч}$$

За проверка на изчисленията се определя степента на изпресване:

$$\frac{413,2}{136,5} = 3,03$$

Количеството на пресовата луга ще бъде равно на:

$$2161,25 + 12,3 - 204,9 = 1968,65 \text{ т/24 ч}$$

В пресовата луга се съдържат следните количества:

$$\text{натриева основа:} \quad 507,89 - 68,25 = 439,64 \text{ т}$$

$$\text{хемицелулоза:} \quad 21,61 + 5,1 - 3,31 = 23,4 \text{ т}$$

Състав на пресовата луга: [кг/м³]

$$\text{натриева основа:} \quad \frac{439,644 \cdot 1000}{1968,65} = 223,32 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{хемицелулоза:} \quad \frac{23,4 \cdot 1000}{1968,65} = 11,9 \text{ кг/м}^3$$

За поддържане постоянна концентрацията на хемицелулозата в работния разтвор (10 г/л), от пресовата луга трябва да се отдели следното количество хемицелулоза:

$$5,1 - 3,31 = 1,79 \text{ т/24 ч}$$

Това количество хемицелулоза се съдържа в следното количество пресова луга:

$$\frac{1,79 \cdot 1000}{11,9} = 150,4 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Това представлява количеството пресова луга, която се подлага на пречистване чрез диализа.

В нея се съдържа:

$$\text{натриева основа:} \quad \frac{150,4 \cdot 223,32}{1000} = 33,59 \text{ т / 24 ч}$$

$$\text{хемицелулоза:} \quad \frac{11,9 \cdot 150,4}{1000} = 1,79 \text{ т / 24 ч}$$

Количеството от пресова луга, което се връща в системата на мерсеризацията за приготвяне на работен разтвор е:

$$1968,65 - 150,4 = 1818,25 \text{ м}^3/24 \text{ ч}$$

В тази пресова луга се съдържат следните количества:

$$\text{натриева основа:} \quad 439,64 - 33,59 = 406,05 \text{ т}$$

$$\text{хемицелулоза:} \quad 23,4 - 1,79 = 21,61 \text{ т}$$

Загубите на натриевата основа при диализата са равни на:

$$33,59 \cdot 0,08 = 2,687 \text{ т/24 ч}$$

Това количество натриева основа е еквивалентно на канализационната основа. Обемът на канализационната основа е:

$$\frac{2,687}{0,02} = 134,35 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Количеството на регенерираната основа е равно на:

$$33,59 - 2,687 = 30,9 \text{ т/24 ч}$$

Това количество е еквивалентно на регенерираната основа с концентрация 80 кг/м³:

$$\frac{30,9}{0,08} = 386,25 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Съдържанието на хемицелулоза в регенериания разтвор на натриева основа е равно на:

$$386,25 \cdot 0,001 = 0,386 \text{ т/24 ч}$$

При диализата в канализацията се изхвърлят следните количества хемицелулоза:

$$1,79 - 0,386 = 1,40 \text{ т/24 ч}$$

За диализата е необходимо следното количество деминерализирана вода:

$$386,25 + 134,35 - 150,4 = 370,20 \text{ м}^3/24 \text{ ч}$$

С ксантогената във вискозата постъпват 68,25 т/24 ч натриева основа.

Във вискозата се съдържа следното количество натриева основа:

$$\frac{136,5 \cdot 100,6}{8,9 \cdot 100} = 92,02 \text{ т/24 ч}$$

С разтворителната основа трябва да се внесе следното количество натриева основа:

$$92,02 - 68,25 = 23,77 \text{ т/24 ч}$$

Това количество NaOH се съдържа в следното количество 80 кг/м³ натриева основа:

$$\frac{23,77}{0,08} = 297,13 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Излишъкът от регенерирана основа е равен на:

$$386,25 - 297,13 = 89,12 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

В това количество регенерирана основа се съдържа следното количество натриева основа:

$$89,12 \cdot 0,08 = 7,13 \text{ т} / 24 \text{ ч}$$

За получаването на нов работен разтвор от отработената NaOH, към нея трябва да се добави натриева основа с концентрация и обем, които се изчисляват по следния начин:

Количеството на NaOH, която трябва да се добави, е равно на:

$$507,89 - 406,05 = 101,84 \text{ т} / 24 \text{ ч}$$

Като се вземе предвид, че с регенерираната основа в работния разтвор се внася 7,13 т/24 ч NaOH, то количеството NaOH, което трябва да се добавя, ще бъде:

$$101,84 - 7,13 = 94,71 \text{ т} / 24 \text{ ч}$$

Същевременно трябва да се осигури необходим обем на работния разтвор:

$$2161,25 - 1818,25 - 94,71 = 248,29 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Следователно концентрацията на свежата натриева основа ще бъде:

$$\frac{94,71 \cdot 1000}{248,29} = 381,45 \text{ кг} / \text{м}^3$$

Разходът на концентриран разтвор (610 кг/м³) натриева основа за приготвяне на работния разтвор ще бъде равен на:

$$\frac{94,71}{0,610} = 155,26 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Количеството на водата, която трябва да се добавя, е:

$$248,29 - 155,26 = 93,03 \text{ м}^3 / 24 \text{ ч}$$

Общият разход на NaOH за приготвяне на вискозния разтвор с отчитане на загубите от транспортиране и отстояване ще бъде равен на:

$$101,84 + 1,005 = 102,85 \text{ т} / 24 \text{ ч}$$

Относителният разход на 100 %-на NaOH за производството на 1 тон вискозни влакна ще бъде:

$$\frac{102,85}{150} = 0,685 \text{ т/т влакна}$$

Техническата NaOH е с 95 %-на концентрация. Тогава разходът на техническа NaOH ще бъде:

$$\frac{0,685 \cdot 100}{95} = 0,721 \text{ т/т влакна}$$

Пример 5. Да се състави материален баланс на натриевата основа и хемицелулозата при двукратна мерсеризация на 100 тона абсолютно суха целулоза.

Исходни данни:

Съдържание на α -целулоза в изходната целулоза, %	– 93
Концентрация на работната основа, кг/м^3	
при първата мерсеризация	– 220
при втората мерсеризация	– 125
Модул на банята:	
при първата мерсеризация	– 20
при втората мерсеризация	– 15
Съдържание на химически свързана NaOH след мерсеризацията γ	– 100
Степен на изпресване:	
при първата мерсеризация	– 2,8
при втората мерсеризация	– 2,8
Съдържание на сяровъглерод при ксантогенирането, % от α -целулозата	– 35
Състав на вискозата, %	
α -целулоза	– 8,8
натриева основа	– 6,2
вода	– 85
Концентрация на разтворителната основа, кг/м^3	– 70
Плътност на разтворителната основа, кг/м^3	– 1050

Р е ш е н и е :

При затворен оборот на алкалните разтвори, натриевата целулоза след втората мерсеризация ще съдържа цялото количество хемицелулоза:

$$(1,00 - 0,93) \cdot 100000 = 7000 \text{ кг}$$

Необходимото количество работен разтвор от NaOH, което трябва да се подаде при първата мерсеризация, ще бъде равно на:

$$20 \cdot 100\,000 = 2\,000\,000 \text{ л} = 2000 \text{ м}^3$$

В него се съдържа следното количество натриева основа:

$$2000 \cdot 220 = 440\,000 \text{ кг} = 440 \text{ т}$$

Количеството химически свързана натриева основа (1 мол натриева основа на едно гликозидно звено, т.е. $\gamma = 100$), ще бъде:

$$\frac{40.100000}{162} = 24692 \text{ кг}$$

Съдържанието на работен разтвор от NaOH след изпресването в първата натриева целулоза ще бъде равно на:

$$2,8 \cdot 100000 - 100000 = 180\,000 \text{ кг}$$

или

$$\frac{180000}{1220} = 148 \text{ м}^3$$

където 1220 е плътността на несвързания химически работен разтвор при първата мерсеризация, кг/м^3 .

Количеството на натриевата основа в горния разтвор е:

$$440000 - 24692 = 415308 \text{ кг}$$

Концентрацията на натриева основа в разтвора при модул 20 е:

$$\frac{415308}{20.100} = 207,65 \text{ кг/м}^3$$

Съдържание на NaOH в първата натриева целулоза:

$$24692 + 148 \cdot 207,65 = 55424 \text{ кг}$$

Състав на първата натриева целулоза: (в %, изчислен спрямо количеството на сухата целулоза плюс количеството на работния разтвор на NaOH, останал след изпресването, т.е. $100 + 180 = 280$ тона)

α -целулоза:

$$\frac{93000.100}{280000} = 33,2\%$$

натриева основа:

$$\frac{55424.100}{280000} = 19,8\%$$

хемицелулоза:

$$\frac{7000 \cdot 100}{280000} = 2,5\%$$

вода:

$$280000 - (93000 + 55424 + 7000) = 124576 \text{ кг}$$

или

$$\frac{124576 \cdot 100}{280000} = 44,5\%$$

Втората мерсеризация се провежда при модул 15. Количеството на работния разтвор за тази мерсеризация е:

$$15 \cdot 100000 = 1500 \text{ 000 л} = 1500 \text{ м}^3$$

В него се съдържа следното количество натриева основа:

$$1500 \cdot 125 = 187 \text{ 500 кг} = 187,5 \text{ тона}$$

Масата на работния разтвор е:

$$1500 \cdot 1150 = 1 \text{ 725 000 кг} = 1725 \text{ тона},$$

където 1150 е плътността на работния разтвор при втората мерсеризация, кг/м³.

Съдържание на вода:

$$1725000 - 187500 = 1537500 \text{ кг}$$

След второто изпресване натриевата целулоза има маса 280 тона или 280000 кг и съдържа следното количество от работния разтвор на втората мерсеризираща основа:

$$280000 - (93000 + 7000 + 24692) = 155308 \text{ кг}$$

или

$$\frac{155308}{1150} = 135,05 \text{ м}^3$$

В този разтвор се съдържа следното количество натриева основа:

$$135,05 \cdot 125 = 16 \text{ 881 кг}$$

В натриевата целулоза след втората мерсеризация и изпресване се съдържа следното количество натриева основа:

$$24692 + 16881 = 41573 \text{ кг}$$

или

$$\frac{41573 \cdot 100}{280000} = 14,84\%$$

280000 кг натриева целулоза съдържа следното количество вода:

$$280000 - 100000 - 41573 = 138427 \text{ кг}$$

или

$$\frac{138427 \cdot 100}{280000} = 49,44 \%$$

При втората мерсеризация от натриевата целулоза в работния разтвор се връща следното количество натриева основа:

$$55424 - 41573 = 13851 \text{ кг}$$

При разтварянето на ксантогената се получава следното количество вискозен разтвор:

$$\frac{100000 \cdot 0,93 \cdot 100}{8,8} = 1056818 \text{ кг}$$

Във вискозата се съдържа следното количество натриева основа:

$$1056818 \cdot 0,062 = 65522 \text{ кг}$$

сяровъглерод:

$$100000 \cdot 0,93 \cdot 0,35 = 32550 \text{ кг}$$

вода:

$$1056818 - (100000 + 65522 + 32550) = 858746 \text{ кг}$$

При разтварянето трябва да се добави следното количество натриева основа:

$$65522 - 41573 = 23949 \text{ кг}$$

и вода

$$858746 - 138427 = 720319 \text{ кг}$$

Разтворителната основа, в която се съдържа горното количество натриева основа, ще бъде равна на:

$$\frac{23949}{70} = 342,13 \text{ м}^3$$

$$342,13 \cdot 1050 = 359235 \text{ кг},$$

където 1050 е плътността на разтворителната основа, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Съдържанието на вода в това количество разтворителна основа е:

$$359235 - 23949 = 335286 \text{ кг}$$

Следователно при разтварянето трябва да се добави следното количество вода:

$$720319 - 335286 = 385033 \text{ кг или } 385,033 \text{ м}^3$$

Разтворителната основа се приготвя от втората мерсеризираща основа и вода.

Количеството на втората мерсеризираща основа е равно на:

$$\frac{23\,949}{125} = 191,59 \text{ м}^3$$

или

$$191,59 \cdot 1150 = 220329 \text{ кг}$$

и вода:

$$335286 - 220329 = 114957 \text{ л}$$

Баланс на натриевата основа

Втората мерсеризираща основа съдържа 187 500 кг натриева основа. През втората мерсеризация от натриевата целулоза се отмиват 13 851 кг NaOH. За приготвяне на разтворителна основа се изразходват 191,59 м³ от втората мерсеризираща основа, в която се съдържат 23 949 кг NaOH. Следователно за приготвяне на втората мерсеризационна основа е необходимо да се добави следното количество NaOH:

$$23\,949 - 13\,851 = 10\,098 \text{ кг}$$

или като първа мерсеризационна основа:

$$\frac{10\,098}{220} = 45,9 \text{ м}^3$$

Първата мерсеризационна основа съдържа 440 000 кг NaOH. С първата натриева целулоза се отделят 55 424 кг NaOH. За приготвяне на втората мерсеризационна основа се отделят 10 098 кг NaOH. Следователно необходимо е да се добави следното количество NaOH:

$$55\,424 + 10\,098 = 65\,522 \text{ кг}$$

Баланс на хемицелулозата

При затворен цикъл на мерсеризация съдържашата се в изходната целулоза 7000 кг хемицелулоза остава във втората натриева основа, а след това във вискозата.

Приемаме, че 50 % от изходната хемицелулоза преминава в разтвора за мерсеризация. Отчитайки, че втората натриева целулоза отнася 135,05 м³ мерсеризационен разтвор, можем да намерим равновесната концентрация на хемицелулозата:

$$\frac{7000 \cdot 0,5}{135,05} = 25,92 \text{ кг / м}^3$$

2.2. Изчисляване производителността на рамков диализатор

Производителността на рамковия диализатор се определя главно от пропускателната способност на мембраната му.

Пропускателната способност на мембраната се характеризира посредством коефициента на диализа K . Този коефициент зависи от материала, от който е направена мембраната, и се движи в граници от 0,6 до 4,5.

Производителността на рамковия диализатор се изчислява с помощта на следната формула:

$$Q = F \cdot K \cdot \Delta C_{\text{ср}}, [\text{кг} / \text{ч}],$$

където:

F – обща диализаторна повърхност

K – коефициент на диализа

$\Delta C_{\text{ср}}$ – средна разлика в концентрациите на разтворите от двете страни на мембраната

Общата диализаторна повърхност се изчислява по следната формула:

$$F = f \cdot n, [\text{м}^2],$$

където:

f – повърхност на единичната рамка на диализатора, м^2

n – брой на диализаторните рамки

Средната разлика в концентрациите $\Delta C_{\text{ср}}$ се изчислява по следната формула:

$$C_{\text{ср}} = \frac{(C_1 - C_2) + (C_3 - C_4)}{2},$$

където:

C_1 – концентрация на подаваната в диализатора пресова луга за регенерация на натриевата основа

C_2 – концентрация на регенерираната NaOH , излизаща от диализатора

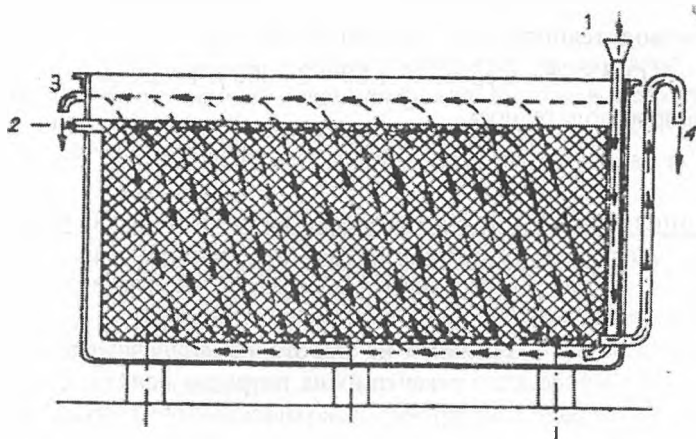
Концентрацията на разтвора на регенерираната NaOH се избира в зависимост от предназначението му. При употреба на разтвора за приготвяне на работен разтвор за мерсеризация се избира концентрация от 80 до 100 г/л, а при употреба като разтворител на целулозния ксантогенат концентрацията е между 35 – 50 г/л.

C_3 – концентрация на лугата, която изпада при диализа и се изхвърля в канализацията, заедно с хемицелулозата, съдържаща се в нея

C_4 – концентрация на диализната течност, постъпваща в диализатора (обикновено се използва вода, т.е. $C_4 = 0$)

С намаляването на концентрацията на регенерираната NaOH (C_2) и увеличаване на концентрацията на пресовата луга (C_3), се увеличава производителността на диализатора.

Пример 1. Да се изчисли производителността на рамков диализатор при следните изходни данни:



Фиг.1. Рамков диализатор

1 - вход на пресовата луга; 2 - вход на водата;

3 - изход на канализационната луга; 4 - изход на регенерираната луга

Размери на диализаторната рамка:

$L = 2,9$ м

$H = 1,05$ м

$W = 0,03$ м

брой на диализаторните рамки, n

концентрация на пресовата луга, C_1 , г/л NaOH

концентрация на регенерираната основа, C_2 , г/л NaOH

концентрация на канализационната луга, C_3 , г/л NaOH

коэффициент на диализа, K

диализаторна течност

К П Д

– 50

– 222

– 80

– 18

– 1

– вода

– 0,92

Решение

Предварително се изчислява повърхността на единичната диализаторна рамка:

$$f = 2 \cdot 2,9 \cdot 1,05 + 2 \cdot 2,9 \cdot 0,03 = 6 \text{ м}^2$$

Общата диализаторна повърхност ще бъде:

$$F = f \cdot n = 6 \cdot 50 = 300 \text{ м}^2$$

Средната разлика в концентрациите се изчислява с помощта на приведената по-горе формула:

$$C_{\text{ср}} = \frac{(C_1 - C_2) + (C_3 + C_4)}{2} = \frac{(222 - 80) + (18 - 0)}{2} = 80 \text{ г/л}$$

Тогава производителността на диализатора ще бъде:

$$Q = F \cdot K \cdot C_{\text{ср}} = 300 \cdot 1,80 = 24\,000 \text{ г/ч} = 24 \text{ кг/ч}$$

Денонощна производителност

$$P = Q \cdot 24 \cdot \text{КПД} = 24 \cdot 24 \cdot 0,92 = 529,92$$

Изчисление на режима на работа на рамков диализатор

Пример 2. Да се определи режимът на работа на разгледания по-горе рамков диализатор.

Определянето на режима на работа на диализатора се състои в изчисление на количеството регенерирана натриева основа, което напуска диализатора за определено време, и количеството пресова луга, което трябва да се подава за същото време, за да се осигури непрекъснатата работа на диализатора.

По-горе беше намерено, че производителността на рамковия диализатор е 24 кг/ч или 24 000 г/ч.

Производителността на диализатора за 1 минута ще бъде:

$$Q = \frac{24000}{60} = 400 \text{ г/мин}$$

т.е. за една минута от диализатора излизат 400 г регенерирана натриева основа.

Както беше посочено по-горе, разтворът на регенерираната натриева основа има концентрация 80 г/л NaOH. Следователно обемното количество разтвор регенерирана NaOH, излизоше от диализатора за една минута, ще бъде:

$$\frac{400,1}{80} = 5 \text{ л/мин}$$

Отпадната луга, която се излива в канализацията, има концентрация 18 г/л. Следователно на регенерация се подлага луга с концентрация:

$$222 - 18 = 204 \text{ г/л,}$$

т.е. в диализатора се регенерира 204 г/л натриева основа.

Известно е количеството на регенерираната NaOH, която излиза от диализатора – 400 г за 1 минута. Известна е и концентрацията на постъпващия за регенерация разтвор. Като се вземат под внимание тези данни, може да се определи обемът на постъпващата в диализатора луга:

$$\frac{400}{204} = 1,96 \text{ л/мин}$$

Следователно, за да подава рамковия диализатор 5 л/мин регенерирана натриева основа с концентрация 80 г/л, в него трябва да постъпва 1,96 л/мин пресова луга с концентрация 222 г/л NaOH (фактически 204 г/л NaOH, като се вземе под внимание количеството, което се излива в канализацията).

Изчисление на необходимия брой рамкови диализатори

Пример 3. Да се изчисли какъв брой на гореразгледаните рамкови диализатори с производителност 24 кг/ч регенерирана NaOH ще бъде необходим, за да се регенерират за едно денонощие 7 350 литра пресова луга с концентрация 222 г/л NaOH. Коефициентът на полезно действие на диализатора КПД = 0,9.

Решение

Както е известно от по-горе изложеното, фактически се регенерират

$$222 - 18 = 204 \text{ г/л натриева основа}$$

Като е известен обема на пресовата луга и концентрацията ѝ, може да се определи количеството на натриевата основа, която ще се получи след регенерацията.

$$7350 \cdot 204 = 1\,485\,400 \text{ г} = 1485 \text{ кг NaOH}$$

Денонощната производителност на рамковия диализатор е:

$$Q = 24 \cdot 24 = 576 \text{ кг/24 часа}$$

Като се вземе под внимание коефициента на полезно действие, денонощната производителност на диализатора ще бъде:

$$Q = 576 \cdot 0,9 = 518,4 \text{ кг/24 часа}$$

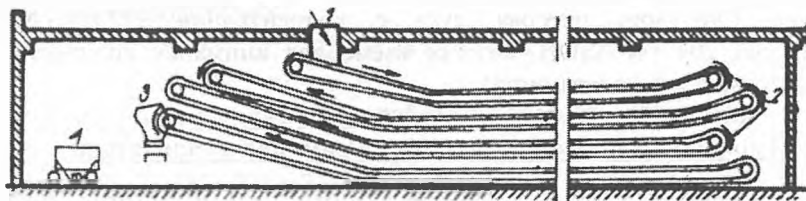
Необходимият брой диализатори за регенериране на 1485 кг NaOH за едно денонощие ще бъде:

$$\frac{1485}{518,4} = 2,86 \text{ или } 3 \text{ броя диализатори}$$

Като се предвиди един резервен диализатор, общият брой необходими диализатори за едно денонощие ще бъде $3+1=4$ броя.

2.3. Изчисление на дължината на лентов транспортър за предсъзряване на алкална целулоза

Пример 1. Да се изчисли каква трябва да бъде дължината на лентов транспортър за предсъзряване на 73 тона натриева целулоза с обемно тегло 0,22 кг/л при продължителност на процеса 26 часа.



Фиг.2. Камера за предсъзряване с транспортни ленти:

- 1 - вход за постъпване на натриевата целулоза; 2 - транспортни ленти;
3 - приемник на натриевата целулоза; 4 - транспортна вагонетка

Височина на насипния слой натриева целулоза /виж фиг.2/:

На I лента	= 250 мм
На II лента	= 500 мм
На III лента	= 250 мм

Ширина на насипания върху лентата слой натриева целулоза — 3,6 м

Р е ш е н и е

Като се знае обемното тегло на натриевата целулоза, може да се намери нейният обем:

$$\frac{73000}{0,22} = 331818 \text{ л} = 332 \text{ м}^3 / 24 \text{ часа}$$

Количеството натриева целулоза, изразено в обемни единици, което преминава през лентовия транспортър за 1 час, е следното:

$$\frac{332}{24} = 13,8 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

Следователно лентата на транспортъора трябва да има такава скорост, че всеки час да подава по $13,8 \text{ м}^3$ натриева целулоза. Обемът на натриевата целулоза, която лежи върху участък от 1 м на лентата, се намира по следния начин:

Както е известно от условието, върху първа и трета лента на транспортъора се насипва натриева целулоза на височина 250 мм или $0,25 \text{ м}$. Обемът на алкалната целулоза, лежаща върху 1 м от лентата, ще бъде:

$$1 \cdot 3,6 \cdot 0,25 = 0,9 \text{ м}^3/\text{м}$$

Върху втората лента се насипва натриева целулоза на височина 500 мм или $0,5 \text{ м}$. Обемът на натриевата целулоза, лежаща върху 1 м на средната лента, ще бъде:

$$1 \cdot 3,6 \cdot 0,5 = 1,8 \text{ м}^3/\text{м}$$

И трите ленти на транспортъора трябва да подават по $13,8 \text{ м}^3/\text{ч}$ натриева целулоза. За да се получи такава синхронност в подаването на натриевата целулоза от различните ленти, трябва съответно да се изберат техните скорости.

Тъй като слойт на натриева целулоза, който се намира върху 1 м от средната лента е два пъти по-голям от същия върху горната и долната лента, средната лента трябва да има два пъти по-малка скорост. Скоростта на средната лента се намира, като се раздели обема на натриевата целулоза в (м^3), която трябва да подава лентата за 1 час , на обема на натриевата целулоза, която се намира върху 1 м от лентата:

$$\frac{13,8}{1,8} = 7,666 \text{ м/ч}$$

Скоростта на горната и долната лента се намира по същия начин:

$$\frac{13,8}{0,9} = 15,33 \text{ м/ч}$$

В условието е дадено, че натриевата целулоза трябва да престои общо 26 часа върху лентовия транспортъор.

Времето на престой на натриевата целулоза върху лентите на транспортъора може да се определи от следното уравнение:

$$X + 2X + X = 26,$$

където X е времето на престой на натриевата целулоза върху I и III лента.

$$4X = 26; X = 6,5 \text{ часа}$$

Върху средната лента времето на престой на алкалната целулоза е $2X$ или 13 часа.

Дължината на лентите се намира като произведение от скоростта на същите и времето на престой на натриевата целулоза върху тях:

$$I \text{ и } III \text{ лента: } 15,33 \cdot 6,5 = 99,65 \text{ м}$$

$$II \text{ лента: } 7,666 \cdot 13 = 99,65 \text{ м}$$

Пример 2. Да се определи продължителността на предсъзряване на натриевата целулоза на лентов транспортър при следните изходни данни:

насилна плътност на натриевата целулоза, кг/м	– 180
ширина на транспортната лента, м	– 3,2
височина на слоя натриева целулоза, м	– 0,7
работна дължина на всички транспортни ленти, м	– 140
производителност на транспортъора като натриева целулоза, т/24 часа	– 96

Р е ш е н и е

Обемът на натриевата целулоза, намираща се едновременно на транспортните ленти, ще бъде равен на:

$$0,7 \cdot 3,2 \cdot 140 = 316,6 \text{ м}^3$$

Масата на този обем натриева целулоза е:

$$\frac{316,6 \cdot 180}{1000} = 56,45 \text{ т}$$

Продължителността на предсъзряване е равна на:

$$\frac{56,45 \cdot 24}{96} = 14,1 \text{ часа}$$

2.4. Технологични изчисления при ксантогениране и разтваряне на ксантогената

Пример 1. Да се определи разходът на сярвоглерод за производството на 1000 кг вискозни влакна при следните изходни данни:

разход на CS_2 при ксантогенирането, в %	
от съдържанието на α -целулозата	– 35
разход на търговска целулоза за 1 кг влакна, кг	– 1,08
съдържание на влага в търговската целулоза, %	– 12
съдържание на α -целулоза в абсолютно сухата целулоза, %	– 92,6

количество на регенерирания CS_2 , като процент от общото количество CS_2 , използвано при ксантогенирането, % – 65
 разход на CS_2 при транспортирането и съхраняването му, в % за 1 кг влакна – 0,5

Решение

Разходът на абсолютно суха целулоза за производството на 1 кг влакна е равен на:

$$1,08 \cdot (100 - 12) = 1,08 \cdot 0,88 = 0,95 \text{ кг/кг}$$

Разходът на α -целулоза за производството на 1 кг влакна ще бъде:

$$0,95 \cdot 0,926 = 0,88 \text{ кг}$$

При ксантогенирането на целулозата, необходима за производство на 1 кг влакна, се изразходва следното количество CS_2 :

$$0,88 \cdot 0,35 = 0,308 \text{ кг/кг}$$

При регенерирането на сярвъглерода, изразходван за 1 кг влакна, се възстановява следното количество:

$$0,308 \cdot 0,65 = 0,2 \text{ кг/кг}$$

Отчитайки разхода на CS_2 при транспортирането и съхраняването му, се получава:

$$0,308 \cdot 1,005 - 0,2 = 0,11 \text{ кг/кг}$$

За партидата от 1000 кг влакна разхода на сярвъглерод ще бъде:

$$0,11 \cdot 1000 = 110 \text{ кг}$$

Пример 2. Да се определи количеството на сярвъглерода (в литри), което е необходимо за ксантогениране на 1000 кг α -целулоза, при което да се получи ксантогенат със степен на заместване $\gamma = 80$, ако загубата на CS_2 при транспортиране и съхранение е 0,5 % и 30 % от необходимото количество се изразходва за странични реакции. Относителното тегло на CS_2 е 1,265.

Решение

Получаването на целулозен ксантогенат със степен на заместване 80 означава, че на едно гликозидно ядро са заместени 0,8 броя хидроксилни групи или:

162 кг целулоза са свързани с $0,8 \cdot 76$ кг сярвъглерод,

1000 кг целулоза са свързани с X кг сярвъглерод

$$X = \frac{0,8 \cdot 76 \cdot 1000}{162} = 375,3 \text{ кг сярвъглерод,}$$

където 162 – молекулното тегло на едно гликозидно ядро,
76 – молекулното тегло на сярвъглерода.

За странични реакции се изразходва 30 % от сярвъглерода, а за основната – 70 %. Необходимото количество CS_2 ще бъде:

$$\frac{375,3 \cdot 100}{70} = 536,14 \text{ кг}$$

Отчитайки разхода на CS_2 за транспорт и съхранение – 0,5 %, то необходимото количество CS_2 в литри ще бъде:

$$\frac{536,14 \cdot 1,005}{1,26} = 427,6 \text{ литри}$$

Пример 3. Да се изчисли степента на естерификация на целулозата в процеса на ксантогенирането при следните условия:

количество на CS_2 за ксантогениране, % от масата на α -целулозата	– 35
загуби на CS_2 % от количеството, използвано за ксантогениране	– 0,5
количество на нереагиралия CS_2 отделяно при обезвъздушаването, %	– 5
количество на CS_2 , изразходвано при страничните реакции, %	– 25

Решение

Количеството на сярвъглерода, взаимодействало с целулозата, ще бъде равно на:

$$\frac{35 \cdot (100 - 0,5 - 5)}{100} \cdot \frac{100 - 25}{100} = 24,8 \%$$

При получаването на моноксантогенат на целулозата 162 г целулоза теоретически се свързват със 76 г сярвъглерод, или количеството на сярвъглерода като процент спрямо количеството на целулозата ще бъде:

$$\frac{76 \cdot 100}{162} = 46,9 \%$$

Степента на естерификация на целулозата при моноксантогената е равна на 100. В разглеждания случай степента на естерификация ще бъде равна на:

$$\begin{aligned} \gamma &= 100 \text{ се получава при } 46,9 \% CS_2 \\ \gamma &= X \quad \quad \quad \text{–} \quad \quad \quad \text{при } 24,8 \% CS_2 \end{aligned}$$

$$X = \frac{100.24,8}{46,9} = 52,9$$

$$\gamma = 52,9\%$$

Пример 4. Да се изчисли работният обем на ксантогенатора за ксантогениране на една партида целулоза от 250 кг абсолютно суха целулоза при следните изходни данни:

индекс на пресоване на натриевата целулоза	– 2,8
обемно тегло на натриевата целулоза, г/л	– 250
коефициент на запълване на ксантогенатора, %	– 80

Р е ш е н и е

Обемът на ксантогенатора се избира в зависимост от обема, който заема една партида раздробена натриева целулоза. Теглото на посочената партида натриева целулоза ще бъде:

$$250 \cdot 2,8 = 700 \text{ кг натриева целулоза}$$

От условието е известно, че 250 г целулоза заемат обем от 1 л. Обемът на цялата партида натриева целулоза се намира, като се състави следната пропорция:

$$0,250 \text{ кг натриева целулоза заемат обем} = 1 \text{ л}$$

$$700 \text{ кг натриева целулоза заемат обем} - X$$

$$X = \frac{700.1}{0,250} = 2800 \text{ л}$$

Следователно, посочената партида раздробена натриева целулоза ще заеме обем 2800 л. Но тъй като алкалната целулоза трябва да заема не повече от 80 % от обема на ксантогенатора, то обема на последния се намира, като се състави следната пропорция:

$$2800 \text{ л представляват } 80 \% \text{ от обема на ксантогенатора}$$

$$X \text{ л} \quad - \quad 100 \%$$

$$X = \frac{2800.100}{80} = 3500 \text{ л}$$

Обемът на ксантогенатора ще бъде 3500 л.

Пример 5. Да се изчисли какъв брой ксантогенатори ще са необходими за ксантогениране на целулозата при производителност на инсталация за производство на вискозна коприна 20 т/24 часа.

Изходни данни:

разход на целулоза за производство на 1 тон

вискозна коприна, т	-1,12
тегло на партидата целулоза при еднократно зареждане на ксантогенатора, кг	-1000
продължителност на ксантогенирането, мин	- 156
коэффициент на полезно действие на ксантогенатора	-0,98

Р е ш е н и е

Количеството целулоза, което подлежи на ксантогениране, ще бъде следното:

$$20 \cdot 1,12 \cdot 1000 = 22\,400 \text{ кг целулоза}$$

За да се определи необходимият брой ксантогенатори за ксантогенирането на 22 400 кг целулоза, трябва да се знае какво количество целулоза може да преработи един ксантогенатор за денонощие, т.е. да се намери производителността на ксантогенатора.

Производителността на ксантогенатора се определя с помощта на следната формула:

$$P = \frac{G \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{t} \text{ кг/24 ч ,}$$

където:

P – производителност на ксантогенатора в кг/24 ч

G – тегло на партидата целулоза при еднократно зареждане в кг

K – коэффициент на полезно действие на ксантогенатора

t – продължителност на ксантогенирането в минути

$$P = \frac{1000 \cdot 0,98 \cdot 60 \cdot 24}{156} = 9040 \text{ кг/24 ч}$$

При тази производителност на ксантогенаторите техният брой с посочения по-горе капацитет ще бъде:

$$\frac{22400}{9040} = 2,5$$

или приблизително 3 ксантогенатора.

Пример 6. Да се изчисли необходимото количество вода и натриева основа за разтваряне на една партида целулозен ксантогенат, при следните изходни данни:

тегло на партидата натриева целулоза, кг	- 700
съдържание на α -целулоза в натриевата целулоза, %	- 31
съдържание на NaOH в натриевата целулоза, %	- 16
съдържание на α -целулоза във вискозата, в %	- 8,1
съдържание на NaOH във вискозата, %	- 6,8

концентрация на работния разтвор, предназначен за разтваряне на ксантогената, г/л	– 80
относително тегло на същия работен разтвор съдържащо на CS ₂ във вискозата, % спрямо съдържанието на α-целулоза	– 1,08
	– 38

Р е ш е н и е

Преди да се направи изчислението, необходимо е да се определи какво е теглото на вискозата с посочените по-горе параметри, получена от една партида натриева целулоза.

Теглото на α-целулозата, съдържаща се в натриевата целулоза, ще бъде:

$$\frac{700.31}{100} = 217 \text{ кг}$$

Същото тегло α-целулоза ще се съдържа и във вискозата, получена след разтварянето на съответната партида ксантогенат. Като се използва тази зависимост и като се знае, че вискозата трябва да съдържа 8,1 % α-целулоза, може да се определи теглото на партидата вискоза.

В 100 кг вискоза се съдържат 8,1 кг α-целулоза
 В X кг 217 кг

$$X = \frac{100.217}{8,1} = 2679 \text{ кг вискоза}$$

Като е известно теглото на партидата вискоза, лесно се намира теглото на съдържащата се в нея натриева основа:

$$\frac{2679.6,8}{100} = 182,2 \text{ кг натриева основа}$$

Но както е известно, в натриевата целулоза също се съдържа NaOH:

$$\frac{700.16}{100} = 112 \text{ кг натриева основа}$$

Количеството натриева основа, което трябва да се добави за разтваряне на целулозния ксантогенат, се намира по разликата от количеството NaOH, което трябва да се съдържа във вискозата, и това, което се съдържа в натриевата целулоза:

$$182,2 - 112 = 70,2 \text{ кг NaOH}$$

Целулозният ксантогенат се разтваря в разтвор на NaOH, който съдържа 80 г/л натриева основа. Следователно, обемът от разтвора на

NaOH, който е необходимо да се добави за разтварянето на ксантогената, ще се намери по следната зависимост:

В 1 л разтвор на NaOH се съдържат 0,08 кг NaOH
 В X л 70,2 кг NaOH

$$X = \frac{70,2}{0,08} = 878 \text{ л}$$

Тъй като относителното тегло на посочения работен разтвор е 1,08, то теглото на същия ще бъде:

$$878 \cdot 1,08 = 948,2 \text{ кг}$$

Следователно за разтварянето на целулозния ксантогенат в посочения случай ще е необходимо да се прибавят 948, 2 кг разтвор с концентрация 80 г/л NaOH. Количеството сяръвглерод, което се съдържа във вискозата, ще бъде:

$$\frac{217 \cdot 38}{100} = 82,46 \approx 82,5 \text{ кг}$$

Количеството вода, което трябва да се добави към вискозата, се намира по разликата от теглото на партидата вискоза и теглото на останалите компоненти, съдържащи се в вискозата, които определихме по-горе:

$$2679 - (700 + 948,2 + 82,5) = 2679 - 1730,7 = 948,3 \text{ кг}$$

Пример 7. Да се определи количеството на необходимите добавки за получаване на една партида вискоза по мокрия метод на ксантогениране, при следните изходни данни:

количество на зарежданата в ксантогенатора	
натриева целулоза, кг	– 2400
състав на натриевата целулоза, %	
α-целулоза	– 32,5
натриева основа	– 16,5
състав на вискозата, %	
α-целулоза	– 8,5
натриева основа	– 6,2
количество на CS ₂ , подавано в ксантогенатора,	
като % от α-целулозата	– 35
съдържание на NaOH в реакционната среда при	
ксантогенирането по мокрия метод, %	– 13
концентрация на разтворителната основа, кг/м ³	– 80
плътност на този разтвор на NaOH, кг/м ³	– 1080

Р ъ ш е н и е

Натриевата целулоза съдържа следното количество α -целулоза:

$$2400 \cdot 0,325 = 780 \text{ кг}$$

и следното количество натриева основа:

$$2400 \cdot 0,165 = 396 \text{ кг}$$

От така изчисленото количество α -целулоза се получава следното количество вискоза със зададените по условието параметри:

$$\frac{780 \cdot 100}{8,5} = 9180 \text{ кг}$$

Вискозата съдържа следното количество натриева основа:

$$9180 \cdot 0,062 = 569 \text{ кг}$$

Необходимо е да се добави следното количество стопроцентна NaOH:

$$569 - 396 = 173 \text{ кг}$$

Като разтвор с концентрация 80 кг/м^3 това представлява:

$$\frac{173}{80} = 2,16 \text{ м}^3$$

При плътност на този разтвор 1080 кг/м^3 , неговото тегло ще бъде:

$$2,16 \cdot 1080 = 2340 \text{ кг}$$

При мокрото ксантогениране съдържанито на натриева основа в реакционната среда трябва да бъде 13 %. Понижаването на концентрацията на натриевата основа в натриевата целулоза от 16,5 до 13 % се извършва чрез добавяне на разтворителна основа преди ксантогенирането. Ако се приеме количеството на разтворителната основа за X, то може да се състави равенството:

$$(2400 + X) \cdot 0,13 = 396 + \frac{X \cdot 80}{1080}$$

Решавайки уравнението, получаваме:

$$0,056 \cdot X = 84$$

$$X = 1500 \text{ кг}$$

В кубически метри това е равно на:

$$\frac{1500}{1080} = 1,39 \text{ м}^3$$

След завършване на мокрото ксантогениране, за получаване на зададената вискоза се добавя още разтворителна основа:

$$2,16 - 1,39 = 0,77 \text{ м}^3$$

Необходимото количество сярвоуглерод за ксантогенирането на тази партида натриева целулоза е:

$$780 \cdot 0,35 = 273 \text{ кг}$$

За получаването на вискоза със зададените показатели, е необходимо да се добави и следното количество вода:

$$9180 - (2400 + 2340 + 273) = 4167 \text{ кг вода}$$

2.5. Технологични изчисления при подготовката на вискозата за формване

Пример 1. Да се изчисли какъв е необходимият брой филтър-преси за филтруване на 1000 т/24 часа вискоза при следните изходни данни:

скорост на филтруване, л/м ² .ч	– 30
коэффициент на полезно действие	– 0,95
относително тегло на вискозата	– 1,12
филтруваща повърхност на една филтър-преса, м ²	– 56

Р е ш е н и е

Обемът на вискозата, която трябва да се филтрува, е:

$$\frac{1000}{1,12} = 895 \text{ м}^3$$

Производителността на един квадратен метър от филтруващата повърхност е 30 л/час. Като се вземе под внимание коэффициента на полезно действие, фактичската производителност на 1 м² филтруваща повърхност ще бъде:

$$30 \cdot 0,95 = 28,5 \text{ л/час,}$$

а за едно денонощие

$$28,5 \cdot 24 = 684 \text{ л/24 часа}$$

Тогава необходимото количество филтруваща повърхност за цялото количество вискоза ще бъде:

$$\frac{895000}{684} = 1308,5 \text{ м}^2$$

Понеже филтруващата повърхност на една филтърпреса е 56 м^2 , то необходимия брой филтър-преси ще бъде:

$$\frac{1308,5}{56} = 23,37 \text{ бр}$$

Като се имат предвид 5 % резерва, то общият брой на филтър-пресите е:

$$24 + 2 = 26 \text{ броя}$$

Пример 2. Да се определи броят на филтрите и разхода на филтруващи материали за двустепенна филтрация на $470 \text{ м}^3/24 \text{ ч}$ вискоза. Първата филтрация се осъществява с филтри с намивен слой и центробежно почистване (фунда-филтри), а втората – с филтър-преси.

Изходни данни:

филтруваща повърхност на филтрите с намивен слой, м^2	–42
намивният слой се образува от поливинилхлориден прах при разход 10 кг на филтър.	
филтър-пресите се зареждат със:	
басма	–2 слоя
нетъкан текстил	–1 слой
филтруваща повърхност на филтър-пресите, м^2	– 56;
брой на плочите	–41броя
подмяна на филтруващите материали:	
първа филтрация	на 1 денонощие
втора филтрация	на 45 денонощия
скорост на филтруване, $\text{л}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$	
първа филтрация	– 100
втора филтрация	– 30

Р е ш е н и е

Необходимата площ за отфилтруване на цялото количество вискоза при първата филтрация е равна на:

$$\frac{470 \cdot 1000}{24 \cdot 100} = 196 \text{ м}^2$$

При общ цикъл на работа на филтрите с намивен слой 24 часа, в това число промиване на замърсения филтър и зареждането му отново в продължение на два часа, необходимите филтри ще бъдат:

$$\frac{196,22}{24,42} = 4,3 \approx 5 \text{ бр}$$

Разходът на филтруващ материал ПВХ ще бъде $5 \cdot 10 = 50 \text{ кг}/24 \text{ часа}$.

Необходимата филтруваща площ за втората филтрация ще бъде:

$$\frac{470.1000}{24.30} = 650 \text{ м}^3$$

При коефициент на полезно действие 0,95 необходимият брой филтър-преси за втората филтрация ще бъде:

$$\frac{650}{56.0,95} = 12,2 \approx 13 \text{ бр}$$

Ширината на тъканта при разкрояване е равна на:

$$820 + 30 \cdot 2 + 50 \cdot 2 = 980 \text{ мм ,}$$

където: 820 – височина на рамката, мм
30 – обгръщане на рамката, мм
50 – резерва от тъканта по ширина, мм

Дължина на тъканта:

$$820 \cdot 2 + 100 \cdot 4 + 30 \cdot 4 = 2160 \text{ мм ,}$$

където: 820 – височина на рамката, мм
30 – обгръщане на рамката, мм
100 – запас от тъканта по дължина, мм

Зареждане на филтър-пресите с филтруващи материали:

басма: $2 \cdot 0,98 \cdot 2,16 \cdot 41 \cdot 13 = 2256,5 \text{ м}^2$

нетъкан текстил: $1 \cdot 0,98 \cdot 2,16 \cdot 41 \cdot 13 = 1128,25 \text{ м}^2$

Денонощният разход на филтруващи материали, като се има предвид, че подмяната на филтруващия материал се извършва на 45 дни, ще бъде:

басма: $\frac{2256,5}{45} = 50,15 \text{ м}^2$

нетъкан текстил: $\frac{1128,25}{45} = 25,07 \text{ м}^2$

Пример 3. Да се определи времето на престой на вискозата в цеха за подготовка на вискозата за формуване.

Исходни данни:

обем на партидата вискоза, м^3 – 7,8

брой на партидите, постъпващи в цеха за 24 часа – 300

брой на потоците, формирани в цеха – 3

работен обем на [м^3]:

смесители – 60

междинни баки – 32

хомогенизатори – 24

Р е ш е н и е :

На всеки един поток постъпва нова партида вискоза след време:

$$\frac{60 \cdot 24 \cdot 3}{300} = 14,4 \text{ мин}$$

При наличие на два смесителя на поток средната продължителност на престой на вискозата от една партида ще бъде:

$$\frac{14,4 \cdot 2 \cdot 60}{7,8} = 221 \text{ мин}$$

Обикновено технологичната схема на подготовката на вискозата включва след смесителите междинна бака, първа филтрация, междинна бака, втора филтрация, междинна бака, непрекъснато обезвъздушаване, хомогенизация, трето филтруване, формуване. Броя на партидите, които могат да се поместят в междинните баки, е:

$$\frac{32}{7,8} = 4 \text{ броя}$$

Продължителността на запълване на междинните баки с вискоза ще бъде:

$$14,4 \cdot 4 = 57,6 \text{ мин}$$

Поради поточността на процеса времето за осъществяване на първата филтрация, запълване на втората междинна бака, втората филтрация, третата междинна бака, установката за непрекъснато обезвъздушаване и постъпването на вискозата в хомогенизатора ще е едно и също, а именно – 57,6 минути.

Броят на партидите вискоза, които се съдържат в хомогенизатора, е:

$$\frac{24}{7,8} = 3 \text{ броя}$$

Продължителността на престой в него ще бъде:

$$14,4 \cdot 3 = 43,2 \text{ мин}$$

В такъв случай общата продължителност на престоя на вискозата в цеха за подготовка на вискозата за формуване ще бъде:

смесване, мин	–	221
запълване на първа междинна бака, мин	–	57,6
първа филтрация, мин	–	57,6
втора филтрация, мин	–	57,6
непрекъснато обезвъздушаване, мин	–	57,6
хомогенизация и трета филтрация	–	43,2
Общо	–	494,6

или приблизително равно 495 мин или 8 часа и 15 минути.

Обикновено необходимата зрялост на вискозата се достига за 16 часа, което означава, че в цеха за подготовка на вискозата са необходими допълнителни обеми за осигуряване престоя на вискозата още:

$$16-8\text{ч } 15\text{ мин} = 7\text{ ч } 45\text{ мин или } 465\text{ мин}$$

При обем на баките от 32 м³ и време на запълване 57,6 мин, броят на допълнителните баки ще бъде:

$$\frac{465}{57,6} = 8 \text{ броя}$$

Пример 4. Да се изчисли вискозитетът на вискоза със зададен състав.

Изходни данни:

състав на вискозата, %

α-целулоза, С1 – 9

натриева основа, С2 – 6

средна степен на полимеризация – 340

Р е ш е н и е

Вискозитетът на вискозата при 283 К се изчислява с помощта на емпирична формула:

$$\eta = K \cdot C^{4,7} \cdot (\text{СПП})^{3,4},$$

където:

$$K = [3,5 + 20(1 - \frac{C_2}{C_1})^2] \cdot 0,091 \cdot 10^{-12}$$

Коефициента К ще бъде равен на:

$$K = [3,5 + 20(1 - \frac{6,0}{9,0})^2] \cdot 0,091 \cdot 10^{-12} = 0,5187 \cdot 10^{-12}$$

$$\eta = 0,5187 \cdot 10^{-12} \cdot 9^{4,7} \cdot 340^{3,4} = 6,87 \text{ Па/сек}$$

или 77,4 сек по метода на падащата сачма.

Пример 5. Да се изчисли вискозитетът на вискоза, предназначена за формуване на текстилна коприна, при температура 313 К, ако вискозитетът ѝ при 293 К е 6,8 Па/сек.

Р е ш е н и е

За пресмятане на вискозитета при температура, различна от 293 К, се използва следната формула:

$$\lg \eta_{T_2} = \lg \eta_{T_1} - \frac{K(T_2 - T_1)}{T_2}$$

където:

$$K = 6,97 - 0,025 \gamma_{\text{общ}}$$

Стойностите на $\gamma_{\text{общ}}$ за вискозите, използвани в различните производства, са:

текстилна коприна	– 52
кордна коприна	– 66
високомодулни влакна	– 80,5

$$K = 6,97 - 0,025 \cdot 52 = 5,67$$

$$\lg \eta_{T_2} = \lg 6,8 - \frac{5,67(313 - 293)}{313}$$

$$\lg \eta_{T_2} = \lg 6,8 - 0,3623$$

$$\eta_{T_2} = 2,95 \text{ Па/с или } 32,3 \text{ сек}$$

Пример 6. Да се определи времето, което е необходимо за зреене на вискоза, предназначена за производство на текстилна коприна.

Исходни данни:

зрелост на вискозата по Хотенрот, мл	
начална, H_0	– 22
крайна, H_1	– 12
температура на зреене, К	– 303

Р е ш е н и е

За пресмятане на времето, необходимо за зреене на вискозата при определена температура, се използва следната формула:

$$H_1 = H_0 - A \cdot e^{b(T - 273)} \cdot \tau, \quad (1)$$

Стойностите на коефициентите А и b за вискозите, използвани в различните производства, са:

текстилна коприна	– $A = 12,6 \cdot 10^{-3}$
	– $b = 0,115$
кордна коприна	– $A = 160 \cdot 10^{-3}$
	– $b = 0,055$
целофан	– $A = 55 \cdot 10^{-3}$
	– $b = 0,080$

От формула 1 намираме времето за зреене на вискозата τ :

$$\tau = \frac{H_0 - H_1}{A \cdot e^{b(T - 273)}}$$

Обикновено необходимата зрялост на вискозата се достига за 16 часа, което означава, че в цеха за подготовка на вискозата са необходими допълнителни обеми за осигуряване престоя на вискозата още:

$$16-8\text{ч } 15\text{ мин} = 7\text{ ч } 45\text{ мин или } 465\text{ мин}$$

При обем на баките от 32 м^3 и време на запълване $57,6\text{ мин}$, броят на допълнителните баки ще бъде:

$$\frac{465}{57,6} = 8\text{ броя}$$

Пример 4. Да се изчисли вискозитетът на вискоза със зададен състав.

Изходни данни:

състав на вискозата, %

α -целулоза, С1	– 9
натриева основа, С2	– 6
средна степен на полимеризация	– 340

Р е ш е н и е

Вискозитетът на вискозата при 283 К се изчислява с помощта на емпирична формула:

$$\eta = K \cdot C^{4,7} \cdot (\text{СПП})^{3,4},$$

където:

$$K = [3,5 + 20(1 - \frac{C_2}{C_1})^2] \cdot 0,091 \cdot 10^{-12}$$

Коефициента K ще бъде равен на:

$$K = [3,5 + 20(1 - \frac{6,0}{9,0})^2] \cdot 0,091 \cdot 10^{-12} = 0,5187 \cdot 10^{-12}$$

$$\eta = 0,5187 \cdot 10^{-12} \cdot 9^{4,7} \cdot 340^{3,4} = 6,87\text{ Па/сек}$$

или $77,4\text{ сек}$ по метода на падащата сачма.

Пример 5. Да се изчисли вискозитетът на вискоза, предназначена за формуване на текстилна коприна, при температура 313 К , ако вискозитетът ѝ при 293 К е $6,8\text{ Па/сек}$.

Р е ш е н и е

За пресмятане на вискозитета при температура, различна от 293 К , се използва следната формула:

$$\lg \eta_{T_2} = \lg \eta_{T_1} - \frac{K(T_2 - T_1)}{T_2}$$

където:

$$K = 6,97 - 0,025\gamma_{\text{общ}}$$

Стойностите на $\gamma_{\text{общ}}$ за вискозите, използвани в различните производства, са:

текстилна коприна	– 52
кордна коприна	– 66
високомодулни влакна	– 80,5

$$K = 6,97 - 0,025 \cdot 52 = 5,67$$

$$\lg \eta_{T_2} = \lg 6,8 - \frac{5,67(313 - 293)}{313}$$

$$\lg \eta_{T_2} = \lg 6,8 - 0,3623$$

$$\eta_{T_2} = 2,95 \text{ Па/с или } 32,3 \text{ сек}$$

Пример 6. Да се определи времето, което е необходимо за зреене на вискоза, предназначена за производство на текстилна коприна.

Изходни данни:

зрелост на вискозата по Хотенрот, мл

начална, H_0 – 22

крайна, H_1 – 12

температура на зреене, K – 303

Р е ш е н и е

За пресмятане на времето, необходимо за зреене на вискозата при определена температура, се използва следната формула:

$$H_1 = H_0 - A \cdot e^{b(T - 273)} \cdot \tau, \quad (1)$$

Стойностите на коефициентите A и b за вискозите, използвани в различните производства, са:

текстилна коприна	– $A = 12,6 \cdot 10^{-3}$
	– $b = 0,115$
кордна коприна	– $A = 160 \cdot 10^{-3}$
	– $b = 0,055$
целофан	– $A = 55 \cdot 10^{-3}$
	– $b = 0,080$

От формула 1 намираме времето за зреене на вискозата τ :

$$\tau = \frac{H_0 - H_1}{A \cdot e^{b(T - 273)}}$$

$$\tau = \frac{22-12}{12,6 \cdot 10^{-3} \cdot e^{0,115 \cdot 30}} = 25,2 \text{ часа}$$

2.6. Технологични изчисления при формуване

Пример 1. Да се изчисли количеството на вискозата, което е необходимо за получаването на един килограм вискозни влакна.

Изходни данни:

Състав на вискозата, %	
α -целулоза	– 8,2
натриева основа	– 6,6
плътност на вискозата, $\text{кг}/\text{м}^3$	– 1120
загуба на α -целулоза при формуването, %	– 1,0
загуба на α -целулоза при сушене и облагородяване, %	– 1,5
Състав на готовите влакна, %	
α -целулоза	– 87,3
вода	– 12,0
авиваж	– 0,7

Р е ш е н и е

За получаването на 1 кг вискозни влакна с отчитане на съответните загуби при производството им, е необходимо следното количество α -целулоза:

$$0,873 \cdot 1,01 \cdot 1,015 = 0,895 \text{ кг}$$

Това количество α -целулоза се съдържа в следното количество вискоза:

$$\frac{0,895}{0,082} = 10,91 \text{ кг}$$

или

$$\frac{10,91}{1120} = 0,00974 \text{ м}^3$$

Пример 2. Да се определи количеството на подаваната овлакнителна баня.

Количеството на подаваната баня се изчислява от изменението на киселинността на банята. Разликата в концентрацията на сярната киселина (в $\text{кг}/\text{м}^3$) между подаваната и отработената баня при производството на различните видове вискозни влакна не трябва да бъде по-голяма от:

за текстилна коприна, $\text{кг}/\text{м}^3$	– 2 ÷ 2,5
за кордна коприна, $\text{кг}/\text{м}^3$	– 3 ÷ 4

за щапелни влакна, кг/м - 7÷8, в редки случаи до 10
 Изчисляването на обема на овлакнителната баня може да се извърши по два метода:

Първи вариант:

Обемът на утаителната баня, или циркулиращия за 1 час обем на банята, изразен в л/час, за едно работно място, се определя с помощта на формулата на А.И.Меос:

$$m = \frac{A \cdot x - \frac{q \cdot k}{\alpha} - L}{n + x}$$

където:

- X – часов циркулиращ обем на утаителната баня на едно работно място, л/час
- A – съдържание на сярна киселина в утаителната баня, постъпваща във формуващата машина, г/л
- m – съдържание на сярна киселина в утаителната баня, излизаша от формуващата машина, г/л
- q – количеството α -целулоза, което се подава от дозиращата помпа, г/час
- K – съдържание на сярна киселина в свежоформуваните влакна, %
- α – съдържание на α -целулоза в свежоформуваните нишки, %
- L – количеството сярна киселина, употребено за неутрализация на NaOH, съдържаща се във вискозата, г/час
- n – количеството вода, което остава в утаителната баня след формуването, л/час

Във ваната обикновено остават от 50 до 60 % от водата, която се получава в резултат на неутрализацията на натриевата основа, постъпваща заедно с вискозата, в л/час, и водата, съдържаща се във вискозата.

Да се определи часовият циркулиращ обем на утаителната баня при следните изходни данни:

- брой на формуващите машини – 34
- брой на форм. места на 1 машина – 120
- метричен номер на коприната – 75
- скорост на формуване, м/мин – 76

$$K_{вл} = 0,88 \quad K_{ав} = 0,99 \quad K_{св} = 0,90$$

състав на вискозата за формуване, %:

- съдържание на α -целулоза – 8,1
- съдържание на натриева основа – 6,8
- съдържание на вода – 82,8

съдържание на сярна киселина в утаителната баня, постъпваща във формуващата машина, г/л	– 135
съдържание на сярна киселина в утаителната баня, излизаща от формуващата машина, г/л	– 132,5
състав на свежоформуваните нишки, %:	
съдържание на α -целулоза	– 32
съдържание на сярна киселина	– 4,5

Р е ш е н и е

Първоначално се намира n – количеството на водата, която остава в утаителната баня след формуването.

В утаителната баня по време на формуването постъпва допълнително вода в резултат на следните две причини:

а/ от съдържащата се във вискозата вода

б/ от реакцията на неутрализация на NaOH, която се съдържа във вискозата, при взаимодействие със сярната киселина от утаителната баня.

Количеството вода, което постъпва с вискозата, се изчислява по следния начин:

Производителността на дозиращата помпа е:

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{вл}} \cdot K_{\text{св}} \cdot K_{\text{пл}} \cdot 100}{N \cdot a}$$

$$Q = \frac{76 \cdot 0,88 \cdot 0,90 \cdot 0,99 \cdot 100}{75,8,1} = 9,8 \text{ г/мин} = 9,8 \cdot 60 = 588 \text{ г/час}$$

Както е известно от условието, във вискозата се съдържат 82,8 % вода, следователно общото количество вода, което се съдържа във вискозата, ще бъде:

$$\frac{588 \cdot 82,8}{100} = 485 \text{ г/час вода}$$

Реакцията на неутрализация на натриевата основа по време на формуването протича по следната схема:



или на две молекули натриева основа се отделят по две молекули вода.

Тъй като във вискозата се съдържат 6,8 % натриева основа, общото количество натриева основа, което се съдържа във вискозата, ще бъде:

$$\frac{588 \cdot 6,8}{100} = 40 \text{ г/час}$$

Следователно водата, която се отделя при неутрализацията на NaOH, ще се намери с помощта на следната зависимост:

На 80 г NaOH се отделят 36 г H₂O

На 40 г NaOH – X г H₂O

$$X = \frac{40 \cdot 36}{80} = 18 \text{ г/час вода}$$

Общото количество вода, което се получава допълнително, ще бъде:

$$485 + 18 = 503 \text{ г/час}$$

От това количество вода 50 % остават в банята или:

$$n = \frac{503 \cdot 50}{100} = 251,5 \text{ г/час}$$

$$n = 0,251 \text{ кг/час вода}$$

Количеството сярна киселина – L, което се изразходва за неутрализация на натриевата основа, се определя по следния начин:

Неутрализационната реакция протича по следната схема:



или за неутрализацията на 2 молекули NaOH се изразходва една молекула сярна киселина.

Тогава количеството сярна киселина, което се употребява за неутрализация на NaOH, съдържаща се във вискозата, ще се определи от следната зависимост:

За 80 г NaOH се изразходват 98 г H₂SO₄

За 40 г NaOH – X

$$X = \frac{40 \cdot 98}{80} = 49 \text{ г/час,}$$

$$\text{т. е. } L = 49 \text{ г/час}$$

Количеството α-целулоза – q, което се подава от дозирущата помпа за един час, се намира по следната формула:

$$q = \frac{V \cdot K_{\text{вл}} \cdot K_{\text{св}} \cdot K_{\text{пл}} \cdot 60}{N} =$$

$$= \frac{76 \cdot 0,88 \cdot 0,9 \cdot 0,99 \cdot 60}{75} = 48 \text{ г/час}$$

Останалите буквени означения са дадени в изходните данни, а именно:

A = 135 г/л H₂SO₄

m = 132,5 г/л H₂SO₄

$$K = 4,5 \% \text{ H}_2\text{SO}_4$$

$$\alpha = 32 \% \alpha\text{-целулоза}$$

Като заместим буквените означения с техните стойности във формулата на А.И.Меос, ще получим:

$$132,5 = \frac{135 \cdot X - \frac{48,4,5}{32} - 49}{0,251 + X}$$

$$2,5 X = 88,75$$

$$X = 35,5 \text{ л/час}$$

Часовият циркулиращ обем на овлакнителната баня за едно работно място е 35,5 л/час.

За всички работни места на една формувача машина часовият циркулиращ обем на утаителната баня ще бъде:

$$35,5 \cdot 120 = 4260 \text{ л/час}$$

За всички машини ще бъде:

$$4260 \cdot 34 = 144\ 840 \text{ л/час} = 144,8 \text{ м}^3/\text{час}$$

Втори вариант

Исходни данни:

състав на вискозата, %

α - целулоза — 8,5

натриева основа — 7,1

вода — 84,4

разлика в концентрацията на сярната киселина, кг/м³ — 2,5

концентрация на H₂SO₄ в работната баня, кг/м³ — 125

плътност на утаителната баня, кг/м³ — 1310

производителност на един филер (пресметната като готови влакна), кг/24 ч — 1,2

състав на свежоформуваните влакна, кг/кг влакна:

вода — 3,2

сярна киселина — 0,22

количество вода, изпарена от повърхността на коритото и баките, кг/кг — 1,5

кондиционна влажност на влакната, % — 12

Р е ш е н и е

Разходът на вискоза за получаване на 1 кг влакна с кондиционна влажност 12 % е:

$$\frac{0,88}{0,085} = 10,35 \text{ кг}$$

В това количество вискоза се съдържа следното количество NaOH:

$$10,35 \cdot 0,071 = 0,735 \text{ кг}$$

Разходът на сярна кселина за неутрализация на това количество натриева основа е:

$$\frac{0,735 \cdot 98}{80} = 0,900 \text{ кг}$$

При неутрализацията се отделя следното количество вода:

$$\frac{0,90 \cdot 36}{98} = 0,331 \text{ кг}$$

Количеството на водата, постъпваща в утаителната баня с вискозния разтвор, е:

$$10,35 \cdot 0,844 = 8,74 \text{ кг}$$

Ако означим с X обема на подаваната утаителна баня за формуване на 1 кг влакна, то в банята ще се съдържа 125 · X г сярна киселина. От това количество сярна киселина за неутрализация на внасяната от вискозата натриева основа се изразходват 900 г, а със свежоформуваните влакна се отнасят 220 г.

Следователно в утаителната баня остава следното количество сярна киселина [г]:

$$125 \cdot X - 900 - 220$$

Обемът на утаителната баня, изтичаща от овлакнителното корито, в литри ще бъде:

$$X + 8,74 + 0,331 - 3,2 - 1,5$$

Концентрацията на отработената утаителна баня трябва да бъде:

$$125 - 2,5 = 122,5 \text{ г/л}$$

Тогава може да се напише уравнението:

$$\frac{125 \cdot X - 900 - 220}{X + 8,74 + 0,331 - 3,2 - 1,5} = 122,5 \text{ г/л}$$

откъдето

$X \approx 660$ л/кг влакна, или за един филер:

$$\frac{600 \cdot 1,2}{24} = 33,0 \text{ л/час}$$

Пример 3. Материален баланс на утаителната баня.

Изходни данни:

производителност на инсталация за вискозна коприна, кг/24ч	– 16000
съдържание на влага в коприната, %	– 12
загуби, изразени като α -целулоза, %	– 2,5
часов циркуляционен обем, м ³ /час	– 142,8
състав на вискозата за формуване, %	
съдържание на α -целулоза	– 8,1
съдържание на натриева основа	– 6,8
съдържание на вода	– 82,8
състав на нишката след формуването, %:	
α -целулоза	– 32
сярна киселина	– 4,5
натриев сулфат	– 14,5
цинков сулфат	– 0,4
вода	– 48,6
състав на овлакнителната баня, постъпваща във формуващата машина, г/л:	
сярна киселина	– 135
натриев сулфат	– 270
цинков сулфат	– 15
вода	– 860
относително тегло	– 1,28
състав на овлакнителната баня, излизаща от формуващата машина, г/л:	
сярна киселина	– 132,5
натриев сулфат	– 267
цинков сулфат	– 14
вода	– 860
относително тегло, кг/л	– 1,275
състав на банята след провеждане на кристализация на натриевия сулфат, г/л:	
сярна киселина	– 159
натриев сулфат	– 160

цинков сулфат	–	17
вода	–	834
относително тегло, кг/л	–	1,17
производителност на филтрите за филтриране на утаителната баня, м ³ /час	–	75
обща повърхност на утаителните вани, м ²	–	306

Съставяне на балансите

Първоначално се намира количеството на вискозата, което се получава в завода за едно денонощие:

Готовата коприна съдържа 12 % влага, следователно съдържанието на α -целулоза в нея ще бъде 88 %.

Разходът на целулоза за денонощие ще бъде:

$$\frac{16000 \cdot 88}{100} = 14080 \text{ кг}$$

и като се вземат предвид загубите:

$$14080 \cdot 1,025 = 14432 \text{ кг/24 часа}$$

Количеството вискоза, което се получава за денонощие, се намира по следната зависимост:

В 100 кг вискоза се съдържат 8,1 кг α -целулоза

В X кг вискоза се съдържат 14432 кг α -целулоза

$$X = \frac{100 \cdot 14432}{8,1} = 178173 \text{ кг/24 часа}$$

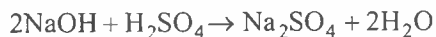
Количеството натриева основа, което се съдържа във вискозата, ще бъде:

$$\frac{178173 \cdot 6,8}{100} = 12116 \text{ кг/24 часа}$$

Баланс на натриевия сулфат:

Приход на натриев сулфат:

Приход в резултат на реакцията на неутрализация между натриевата основа и сярната киселина в процеса на формуване на влакната:



На 80 кг NaOH – 142 кг натриев сулфат

На 12116 кг NaOH – X кг натриев сулфат

$$X = \frac{12116 \cdot 142}{80} = 21506 \text{ кг/24 часа}$$

Разход на натриев сулфат:

а/ Загуби на натриев сулфат от увеличане от нишките след формуване:

Както е известно, в състава на нишките след формуването се съдържат 14,5 % натриев сулфат. Освен това свежоформуваното влакно съдържа 32 % α -целулоза. Общото тегло на свежоформуваните влакна се намира от следната зависимост:

100 кг влакна съдържат 32 кг α -целулоза
X кг – 14 432 кг α -целулоза

$$X = \frac{100 \cdot 14432}{32} = 45100 \text{ кг/24 часа}$$

100 кг влакна съдържат – 14,5 кг Na_2SO_4
45 100 кг влакна – X кг Na_2SO_4

$$X = \frac{45100 \cdot 14,5}{100} = 6539,5 \text{ кг/24 часа}$$

б/ От разпръскване и изтичане на овлакнителната баня се губят 0,005 % от денонощия циркулиращ обем на банята. Денонощният циркулиращ обем на овлакнителната баня е:

$$142,8 \cdot 24 = 3427 \text{ м}^3/24 \text{ часа}$$

Загубите от овлакнителната баня ще бъдат:

$$\frac{3427 \cdot 0,005}{100} = 0,17 \text{ м}^3 / 24 \text{ часа} = 170 \text{ л} / 24 \text{ часа}$$

Тъй като в овлакнителната баня се съдържат 270 г/л натриев сулфат, с изтичащата и разпръскващата се баня ще се губи следното количество натриев сулфат:

$$\frac{170 \cdot 270}{1000} = 46 \text{ кг/24 часа}$$

в/ При миенето на филтрите на всеки филтър се губи по 500 л баня на денонощие.

При производителност на филтрите 75 м³/час броят им за филтруване на 142 м³/час баня ще бъде:

$$\frac{142,8}{75} = 1,91 \approx 2 \text{ филтъра}$$

Следователно при промиване на филтрите ще се губи:

$$2 \cdot 500 = 1000 \text{ л баня}$$

Тъй като утаителната баня съдържа 270 г/л натриев сулфат, загубите от него ще бъдат:

$$\frac{1000 \cdot 270}{1000} = 270 \text{ кг/24 часа}$$

Общо загубите от натриев сулфат ще бъдат:

$$6539,5 + 46 + 270 = 6855,5 \text{ кг/24 часа}$$

Тъй като загубите от натриев сулфат са по-малко, отколкото прихода на същия, то в производството се явява прираст на натриев сулфат. Общо прираста на натриев сулфат ще бъде:

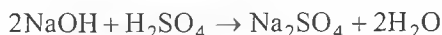
$$21\ 506 - 6855,5 = 14\ 650,5 \text{ кг/24 часа}$$

Баланс на сярната киселина:

а/ Прираст на сярната киселина в процеса на формуването на влакната не се получава.

б/ Разход на сярна киселина

1. Разход на сярна киселина за неутрализация на натриевата основа, съдържаща се във вискозата. Неутрализацията, както вече е известно, се извършва по следната схема:



Следователно, общото количество сярна киселина, необходимо за неутрализация на натриевата основа, ще се намери от следната зависимост:

За неутрализация на 80 кг NaOH се изразходва 98 кг H₂SO₄
 За 12 116 кг NaOH — X кг H₂SO₄

$$X = \frac{12116 \cdot 98}{80} = 14842 \text{ кг/24 часа H}_2\text{SO}_4$$

2. Разход при увеличаване от нишките след формуването. Както вече е известно, в нишките се съдържа 4,5 % сярна киселина спрямо тяхното общо тегло. При разглеждане на загубите от натриев сулфат беше намерено, че общото тегло на формуваните влакна е 45 100 кг/24 часа. Загубите от сярна киселина се изчисляват по следния начин:

100 кг влакна съдържат 4,5 кг H₂SO₄
 45 100 кг — X кг H₂SO₄

$$X = \frac{45100 \cdot 4,5}{100} = 2029,5 \text{ кг/24 часа}$$

3. Загуби от разпръскване и изтичане на банята. При изчисляване на загубите от натриев сулфат беше намерено, че от денонощния циркулиращ

обем на утаителната баня се губят 170 л/24 часа от разпръскване и изтичане. Тъй като в овлакнителната баня се съдържат 135 г/л H_2SO_4 , загубите от сярна киселина ще се определят по следния начин:

$$\frac{170 \cdot 135}{1000} = 23 \text{ кг/24 часа}$$

4. Загуби на сярна киселина при миене на филтрите. При изчисляване загубите на натриевия сулфат беше намерено, че при миене на филтрите се губят 1000 л баня. Загубите на сярна киселина ще бъдат:

$$\frac{1000 \cdot 135}{1000} = 135 \text{ кг/24 часа}$$

5. Вследствие на реакцията на неутрализация на натриевата основа със сярната киселина в овлакнителната баня се натрупват големи количества от натриев сулфат. Натриевият сулфат се регенерира от банята чрез кристализация. В резултат на реакцията на кристализация се получават кристали от Глауберова сол ($Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$). Молекулното тегло на Глауберовата сол е 322.

От баланса на натриевия сулфат се вижда, че прираства на последния е 14 650,5 кг/24 часа.

Теглото на глауберовата сол, получена от кристализацията на натриевия сулфат, се изчислява по следния начин:

При кристализация на 142 кг Na_2SO_4 се получават 322 кг Гл. сол
При 14 650,5 кг — X кг

$$X = \frac{322 \cdot 14650,5}{142} = 33221,6 \text{ кг/24 часа}$$

Практически е намерено, че при отделянето на кристалите Глауберова сол загубите от овлакнителна баня са 20 % от теглото на кристалите или:

$$X = \frac{33221,6 \cdot 20}{100} = 6644,2 \text{ кг/24 часа}$$

или

$$X = \frac{6644,2}{1,17} = 5678,8 \text{ л/24 часа}$$

В утаителната баня след кристализацията се съдържат 159 г/л сярна киселина.

Следователно загубите от сярна киселина, които се получават от увеличаване на баня с кристалите Глауберова сол, ще бъдат:

$$\frac{5678,8 \cdot 159}{1000} = 902,9 \text{ кг/24 часа}$$

Общо разхода на сярна киселина ще бъде:

$$14\ 842 + 2029,5 + 23 + 135 + 902,9 = 17\ 932,4 \text{ кг/24 часа}$$

Тези загуби се отнасят за 100 %-на сярна киселина. Техническата сярна киселина съдържа обикновено 92,5 % киселина. Разходът на техническа сярна киселина ще бъде:

$$X = \frac{17932,4 \cdot 100}{92,5} = 19386,4 \text{ кг/24 часа}$$

Баланс на цинков сулфат:

а/ Прираст на цинков сулфат в процеса на формуване на влакната не се получава.

б/ Разход на цинков сулфат

1. Загуби от увеличаване от нишките след формуването. Общото тегло на нишките след формуване е 45 100 кг. В това състояние нишките съдържат 0,4 % цинков сулфат от общото им тегло. Следователно загубите на цинков сулфат от увеличаване от нишките ще бъдат:

$$\frac{45100 \cdot 0,4}{100} = 180,4 \text{ кг/24 часа}$$

2. Загубите на цинков сулфат при разпръскване и изтичане на овлакнителната баня се определят по следния начин:

Както беше посочено по-горе, от разпръскване и изтичане се губят 170 л/24 часа от овлакнителната баня. Банята съдържа 15 г/л цинков сулфат, следователно загубите от него ще бъдат:

$$\frac{170 \cdot 15}{1000} = 2,55 \text{ кг/24 часа}$$

3. Загуби от промиване на филтрите

Загубата на овлакнителната баня от промиване на филтрите е 1000 л.

Следователно загубите от цинков сулфат ще бъдат:

$$\frac{1000 \cdot 15}{1000} = 15 \text{ кг/24 часа}$$

4. Загуби от увличане на баня от кристалите на Глауберовата сол, която се получава след кристализацията на натриевия сулфат. По-горе беше изчислено, че това количество баня е 5678,8 л/24 часа, а тя е с концентрация 17 г/л цинков сулфат. Следователно загубите от цинков сулфат ще бъдат:

$$\frac{5678,8 \cdot 17}{1000} = 96,54 \text{ кг/24 часа}$$

Общо загубите от цинков сулфат ще бъдат:

$$180,4 + 2,55 + 15 + 96,54 = 294,49 \text{ кг/24 часа}$$

Техническият цинков сулфат съдържа обикновено 52 % цинков сулфат.

Разходът на технически цинков сулфат ще бъде:

$$\frac{294,49 \cdot 100}{52} = 566 \text{ кг/24 часа}$$

Баланс на водата

а/ Приход на вода:

1. Приход от внасяне с вискозата по време на формуването. По-горе беше изчислено, че общото тегло на вискозата, произвеждана за едно денонощие, е 178 173 кг. Вискозата съдържа 82,8 % вода. Следователно внасяната с вискозата вода в овлакнителната баня ще бъде:

$$X = \frac{178173 \cdot 82,8}{100} = 147527,2 \text{ кг/24 часа}$$

2. Приход от реакцията на неутрализация между натриевата основа и сярната киселина в процеса на формуването на влакната.

Както вече е известно, неутрализацията протича по следната схема:



Тогава количеството вода, което се отделя в резултат на реакцията на неутрализация на NaOH, ще се намери със следната зависимост:

На 80 кг NaOH се отделят 36 кг H₂O

На 12 116 кг — X кг H₂O

$$X = \frac{12166 \cdot 36}{80} = 5452,2 \text{ кг/24 часа}$$

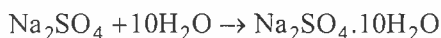
3. Прираст на водата от внасяне на вода с техническата сярна киселина.

Техническата сярна киселина съдържа 7,5 % вода.

4. Загуби, получени от увеличаване на овлажнителната баня от кристалите на Глауберовата сол при кристализацията на натриевия сулфат. Количеството на банята, увлечена от кристалите Глауберова сол, е 5678,8 кг/24 часа. Тъй като банята след кристализацията на натриевия сулфат съдържа 834 г/л вода, загубите на вода ще бъдат:

$$\frac{5678,8 \cdot 834}{1000} = 4736,12 \text{ кг/24 часа}$$

5. Загуби при образуване на кристалите от Глауберова сол.



Кристалите Глауберова сол включват в себе си 10 молекули вода.

Разходът на вода при образуване на кристалите Глауберова сол се намира по следната зависимост:

На 142 кг натриев сулфат	–	180 кг H ₂ O
На 14 650,5 кг натриев сулфат	–	X кг H ₂ O

$$X = \frac{14650,5 \cdot 180}{142} = 18571 \text{ кг/24 часа}$$

6. Загуби при изпаряване на водата

Водата се изпарява от повърхността на овлажнителната баня, от разпръскване на капки върху повърхността на формувашата машина, а също така и от неплътности на резервоарите.

а/ Изпаряване от повърхността на овлажнителните вани. За едно денонощие изпарената вода ще бъде:

$$1,8 \cdot 24 = 43,2 \text{ кг/24 часа от } 1 \text{ м}^2 \text{ повърхност}$$

Общата повърхност на ваните е 306 м². Количеството на водата, която се изпарява от тази повърхност, е:

$$306 \cdot 43,2 = 13\,219 \text{ кг/24 часа}$$

б/ Изпарение на водата от разпръснати капки по повърхността на формувашата машина.

Практически е намерено, че количеството на водата, която се изпарява от капките, съставлява 50 % от общото количество вода, което се изпарява от повърхността на ваните:

$$\frac{13219 \cdot 50}{100} = 6610 \text{ кг/24 часа}$$

в/ Изпарение от неплътности на резервоарите.

Практически е намерено, че това количество съставлява 10 % от общото количество, изпарено от повърхността на ваните:

$$\frac{13219.10}{100} = 1322 \text{ кг/24 часа}$$

Общо загубите от изпарение на водата ще бъдат:

$$13\ 219 + 6610 + 1322 = 21\ 151 \text{ кг/24 часа}$$

Общият разход на вода ще бъде:

$$21\ 918,6 + 150 + 860 + 4736,12 + 18\ 571 + 21\ 151 = \\ = 67\ 386,72 \text{ л/24 часа}$$

Прирастът на вода за едно денонощие ще бъде:

$$154\ 705,08 - 67\ 386,72 = 87\ 318 \text{ кг/24 часа}$$

Пример 4. Да се определи разходът на химикали за приготвяне на 1 м³ овлакнителна баня.

Исходни данни:

състав на работната овлакнителна баня, кг/м³

сярна киселина	– 140
натриев сулфат	– 280
цинков сулфат	– 15
плътност на банята, кг/м ³	– 1290
съдържание, %	
монохидрат в техническата H ₂ SO ₄	– 92,5
безводен Na ₂ SO ₄ в техническия Na ₂ SO ₄	– 96
безводен цинков сулфат в техническия Zn ₂ SO ₄	– 55

Решение

За приготвяне на 1 м³ от овлакнителната баня с указания състав са необходими:

техническа сярна киселина: $\frac{140}{0,925} = 151,5 \text{ кг}$

технически натриев сулфат: $\frac{280}{0,96} = 292 \text{ кг}$

технически цинков сулфат $\frac{15}{0,55} = 27,2 \text{ кг}$

вода: $1290 - (151,5 + 292 + 27,2) = 819,3 \text{ кг}$

Пример 5. Да се пресметне усилието на опъване на нишката в центрофугата при формуване на висkozна коприна.

Изходни данни:

линейна плътност на нишката, текс	-13,3
среден вътрешен диаметър на центрофугата, мм	-170
честота на въртене на центрофугата, об/мин	-8750

Р е ш е н и е

Центробежната сила се определя със следното уравнение:

$$P = \frac{m \cdot V^2}{r \cdot 1000},$$

където:

m – масата на мократа нишка с дължина, равна на разстоянието от края на фунията до стената на центрофугалното кълбо в началото на формуване, кг

V – периферна скорост на въртене на центъра на тежестта на нишката, м/с

r – разстоянието от края на фунията до центъра на тежестта на нишката, равно на половината от радиуса на центрофугата, м

Стойността на m обикновено се взема като петкратна маса на суха нишка със същата дължина.

Масата на мократа нишка с дължина, равна на разстоянието от края на фунията до стената на центрофугата е равна на:

$$m = \frac{D \cdot m_0 \cdot T_T}{2 \cdot 1000} = \frac{0,170 \cdot 5 \cdot 13,3}{2 \cdot 1000} = 0,0057 \text{ кг},$$

където m_0 – коефициент, отчитащ увлечената от нишката баня, в случая равен на 5.

Периферната скорост на въртене на центъра на тежестта на нишката ще бъде равна на:

$$V = \frac{8750}{60} \cdot \pi \cdot \frac{d}{2} = \frac{8750}{60} \cdot \pi \cdot 0,085 = 38,9 \text{ м/с}$$

Разстоянието от края на фунията до центъра на тежестта на нишката е равно на:

$$r = \frac{0,170}{4} = 0,0425 \text{ м}$$

Тогава центробежната сила в началото на формуването на центрофугалното кълбо ще е равна на:

$$P = \frac{0,0057 \cdot 38,9^2}{0,0425 \cdot 1000} = 0,203 \text{ Н}$$

В края на формуването (при дебелина на стените на центрофугалното кълбо 33 мм), центробежната сила, опъваща нишката, значително намалява. В този случай:

$$m_1 = \frac{0,104 \cdot 5 \cdot 13,3}{2 \cdot 1000} = 0,0035 \text{ кг}$$

$$V = \frac{8750}{60} \cdot 3,14 \cdot 0,052 = 23,81 \text{ м/с}$$

$$r = \frac{0,104}{4} = 0,026 \text{ м}$$

$$P = \frac{0,0035 \cdot 23,81^2}{0,026 \cdot 1000} = 0,0763 \text{ Н}$$

Пример 6. Да се определи броят на вакуум-изпарителните апарати, необходими за регенериране на овлакнителната баня.

Исходни данни:

производителност на инсталацията за влакна, т/24 ч	– 30
количество на натриевия сулфат, отделян на инсталацията за кристализация, кг/кг влакна	– 0,48
количество вода, което трябва да се отдели от овлакнителната баня, кг/кг влакна	– 4,7

Решение

При кристализацията на натриевия сулфат се отделя вода, включена в кристалите Глауберова сол:

$$\frac{0,48 \cdot 180}{142} = 0,61 \text{ кг,}$$

където 180 е молекулната маса на 10 мола вода.

Количеството вода, което трябва да се изпари на килограм влакна, ще бъде:

$$4,70 - 0,61 = 4,09 \text{ кг}$$

За едно денонощие:

$$4,09 \cdot 30 = 122,7 \text{ м}^3$$

При средна производителност на вакуум-изпарителните апарати 2 м³/час и КПД, равно на 0,85, необходимия им брой ще бъде:

$$\frac{122.7}{24.2 \cdot 0,85} = 3,0 \text{ броя}$$

Пример 7. Да се изчисли производителността на дозиращата помпа.

Производителността на дозиращата помпа при производството на вискозна коприна се изчислява по следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{вл}} \cdot K_{\text{св}} \cdot K_{\text{пл}} \cdot 100}{N \cdot \alpha} \text{ [Г/мин] ,}$$

където:

V – скорост на формуване, м/мин

$K_{\text{вл}}$ – коефициент, отчитащ влагата, която съдържат готовите влакна. Готовите влакна обикновено съдържат от 10 до 12 % влага

$K_{\text{св}}$ – коефициент, отчитащ свиваемостта на влакната по време на технологичните операции. При центрофугалната коприна свиваемостта е обикновено 10 %, при бобинната – от 6 до 7 % и при шапелните влакна от 12 до 15 %

$K_{\text{пл}}$ – коефициент, отчитащ преплъзването на влакната. При центрофугалната коприна преплъзването е 1 %, при бобинната коприна и шапелните влакна – 0 %, т.е. няма преплъзване

α – съдържание на α -целулоза във вискозата, %

N – метричен номер на влакната

При производството на вискозни шапелни влакна, производителността на дозиращата помпа се изчислява по следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{вл}} \cdot K_{\text{св}} \cdot n \cdot 100}{N \cdot \alpha} \text{ [Г/мин] ,}$$

където:

n – брой на отворите на дюзата, а останалите буквени означения са както посочените по-горе.

Да се определи производителността на дозираща помпа в см³/мин вискозен разтвор, при формуване на центрофугална коприна с номер метричен 75. Съдържанието на α -целулоза във вискозата е 8,2 %. Скоростта на формуване е 80 м/мин. Относителното тегло на вискозата е $\gamma = 1,11$. Съдържание на влага в коприната – 12 %. Свиваемост на коприната при формуването – 10 %. Преплъзване – 1 %.

Решение

Производителността на дозиращата помпа се определя с помощта на посочената по-горе формула:

Приема се, че коприната съдържа 12 % влага:

$$K_{\text{вл}} = \frac{100 - 12}{100} = 0,88$$

Ако свиваемостта на коприната е 10 %:

$$K_{\text{св}} = \frac{100 - 10}{100} = 0,90$$

При преплъзване 1 %:

$$K_{\text{пл}} = \frac{100 - 1}{100} = 0,99$$

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{вл}} \cdot K_{\text{св}} \cdot K_{\text{пл}} \cdot 100}{N \cdot \alpha} = \frac{80 \cdot 0,88 \cdot 0,9 \cdot 0,99 \cdot 100}{75 \cdot 8,2} =$$

$$= 10,2 \text{ г/мин} = \frac{10,2}{1,11} = 9,19 \text{ см}^3 / \text{мин}$$

Пример 8. Изчисляване на дюзното изтегляне.

Под дюзно изтегляне у нас и някои източно европейски страни се разбира отношението на разликата между скоростта на формуване и скоростта на изтичане на вискозата, изразено в проценти.

Дюзното изтегляне се изчислява с помощта на следната формула:

$$V_{\text{д}} = \frac{V - V_1}{V_1} \cdot 100, \% ,$$

където:

$V_{\text{д}}$ – дюзно изтегляне, %

V – скорост на овлажняване, м/мин

V_1 – скорост на изтичане на вискозата от отворите на дюзата в м/мин

В някои страни от Западна Европа като дюзно изтегляне се използва отношението между скоростта на формуване и скоростта на изтичане на вискозата от отворите на нишкообразувателя. Това е така нареченото относително дюзно изтегляне. То се изчислява по следната формула:

$$V_{\phi} = \frac{V_0}{V_1}$$

При формуването на вискозните влакна и коприни скоростта на формуване може да бъде равна, по-голяма или по-малка от скоростта на изтичане на струйките вискоза от отворите на нишкообразувателя.

$$\frac{V_0}{V_1} = 1; \quad \frac{V_0}{V_1} < 1; \quad \frac{V_0}{V_1} > 1;$$

Когато $V_0/V_1 = 1$, влакната или нишките са формувани без дюзно изтегляне, при $V_0/V_1 < 1$ – с отрицателно дюзно изтегляне, и при $V_0/V_1 > 1$ – с положително дюзно изтегляне.

При това V_1 се определя без отчитане на хидродинамиката и др. фактори по следната формула:

$$V_1 = \frac{Q}{F},$$

където:

Q – производителност на дозиращата помпа, $см^3/мин$

F – живото сечение на отворите на дюзата -

При кръгли отвори живото сечение се изчислява с формулата:

$$F = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot n}{4},$$

където:

d – диаметър на отворите на дюзата

n – брой на дюзните отвори в един филер

Между относителното дюзно изтегляне и дюзното изтегляне, пресметнато в проценти, съществува следната зависимост:

$$V_d = (V_\Phi - 1) \cdot 100$$

Скоростта на изтичане на вискозата от отворите на дюзата зависи от коефициента на хидравлично свиване и обикновено тя е по-голяма от тази, изчислена по живото сечение на отворите на дюзата, затова практически дюзното изтегляне се изчислява по следната формула:

$$V_d = \frac{V - \frac{V_1}{0,62}}{\frac{V_1}{0,62}} \cdot 100, \%$$

Да се определи дюзното изтегляне при формуване на центрофугална вискозна коприна с номер метричен 75, ако скоростта на формуване е $V = 90$ м/мин, броят на отворите на дюзата $n = 35$, диаметърът на отворите на дюзата

$d = 0,8$ мм, съдържание на α -целулоза във вискозата – 8,2 % и относително тегло на вискозата $\gamma = 1,12$. Коэффициентите $K_{вл} = 0,88$, $K_{св} = 0,9$ и $K_{пл} = 0,99$.

Р е ш е н и е

$$V_{д} = \frac{V \cdot \frac{V_1}{0,62}}{\frac{V_1}{0,62}} \cdot 100, \%$$

В случая неизвестната величина се явява скоростта на изтичане на вискозата от отворите на дюзата – V_1 .

За да се определи V_1 , трябва да се знаят производителността на дозиращата помпа Q и живото сечение на отворите на дюзата F :

$$Q = \frac{90 \cdot 0,88 \cdot 0,90 \cdot 0,99 \cdot 100}{75 \cdot 8,2 \cdot 1,12} = 10,25 \text{ см}^3 / \text{мин}$$

$$F = \frac{\pi \cdot 0,08^2 \cdot 35}{4} = 0,176 \text{ мм}^2 = 0,00176 \text{ см}^2$$

$$V_1 = \frac{10,25}{0,00176} = 5824 \text{ см/мин} = 58,24 \text{ м/мин}$$

$$V_{д} = \frac{90 - \frac{58,24}{0,62}}{58,24} \cdot 100 = \frac{90 - 93,94}{93,94} \cdot 100 = -4,19 \%$$

Пример 9. Изчисляване на производителността на формуващата машина. Производителността на формуващата машина за коприна се изчислява по следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} [\text{кг} / 24 \text{ часа}] ,$$

където:

- V – скорост на формуване, м/мин
- m – брой на работните места
- K – коэффициент на полезно действие
- N – метричен номер на нишките

Производителността на шапелен агрегат за формуване на вискозни влакна се изчислява с помощта на следната формула

$$Q_{\text{ш}} = \frac{V \cdot m \cdot n \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} \text{ [кг / 24 часа] ,}$$

където

n – броя на отворите на дюзите

Останалите буквени означения са както тези, посочени по-горе при формулата за изчисляване производителността на формуващата машина за коприна.

Да се изчисли денонощната производителност на центрофугална формуваща машина, ако скоростта на формуване е 80 м/мин, броят на работните места е 120, метричният номер на коприната е 30. Коефициент на полезно действие – 0,83.

Решение

Производителността на формуващата машина ще бъде:

$$Q = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} = \frac{80 \cdot 120 \cdot 0,83 \cdot 60 \cdot 24}{30 \cdot 1000} = 382 \text{ кг / 24 часа}$$

2.7. Технологични изчисления при облагородяване на вискозни влакна и коприни

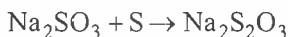
Пример 1. Да се определи разходът на натриев сулфит при десулфориране на вискозна текстилна коприна при облагородяването ѝ в центрофугални кълба.

Исходни данни:

съдържание на сярва във влакната като % от съдържанието на α -целулоза:	
преди десулфорацията	– 1,0
след десулфорацията	– 0,02
α -целулоза в коприната, %	– 88,0
съдържание на разтвор от натриев сулфит в центрофугалните кълба, % от масата на α -целулозата	– 350
готова коприна в центрофугалните кълба, кг	– 0,600
концентрация на натриевия сулфит в разтвора, кг/м ³	– 20
загуби от общия обем на циркулиращия разтвор от натриев сулфит, %:	
от изпръскване	– 0,005
от смяна на разтвори и почистване на резервоарите	– 0,01

Р е ш е н и е

При десулфорацията натриевия сулфит реагира със сярата и образува натриев тиосулфат:



При съдържание в 1 кг коприна на 0,88 кг α -целулоза, количеството на сярата, встъпваща в реакцията с натриевия сулфит, ще бъде:

$$0,88 (0,01 - 0,0002) = 0,00862 \text{ кг/кг}$$

Разходът на натриевия сулфит за разтваряне на тази сяра ще бъде:

$$\frac{0,00862 \cdot 126}{32} = 0,034 \text{ кг/кг}$$

При съдържание на десулфориращ разтвор в центрофугалните кълба 350 %, отнесеня от нишките натриев сулфит ще бъде:

$$\frac{0,88 \cdot 3,5 \cdot 20}{1000} = 0,062 \text{ кг/кг}$$

Десулфорацията на коприната в центрофугални кълба се извършва на машини ОК – И в четири бани в продължение на 20 минути при пропускане на 0.0015 м³/мин разтвор през едно центрофугално кълбо. Обемът на разтвора от натриев сулфит, използван за 1 кг коприна, в такъв случай ще бъде равен на:

$$\frac{0,0015 \cdot 20 \cdot 4}{0,60} = 0,2 \text{ м}^3$$

Загубата от натриев сулфит от изпръскване ще бъде:

$$0,2 \cdot 0,00005 \cdot 20 = 0,0002 \text{ кг}$$

Загубите на натриев сулфит от смяна на разтвора и почистване на баките ще бъде:

$$0,2 \cdot 0,0001 \cdot 20 = 0,0004 \text{ кг}$$

Общият разход на безводен 100 %-ен натриев сулфит при десулфорирането ще бъде:

$$0,034 + 0,062 + 0,0002 + 0,0004 = 0,0966 \text{ кг}$$

Разходът на технически 90 %-ен натриев сулфит със седем молекули кристализационна вода ще бъде:

$$\begin{array}{rcl} 126 \text{ кг безводен сулфит} & - & 262 \text{ кг сулфит със 7 мол. вода} \\ 0,0966 \text{ кг} & - & X \text{ кг} \end{array}$$

$$X = \frac{262 \cdot 0,0966}{126} = 0,2 \text{ кг}$$

Техническият натриев сулфит е с концентрация 90 %.

Разходът на технически сулфит е:

$$\frac{0,2}{0,9} = 0,22 \text{ кг}$$

Пример 2. Да се определи разходът на авиваж за 1 кг вискозна коприна при облагородяването ѝ под формата на центрофугални кълба.

Изходни данни:

съдържание на α -целулоза в готовата коприна, %	– 88
съдържание на:	
коприна в центрофугалното кълбо, кг	– 0,6
авиваж в работния разтвор, кг/м^3	– 5
авиважен разтвор в центрофугалното кълбо,	
% от α -целулозата:	
преди центрофугирането	– 350
след центрофугирането	– 220
загуби от работния авиважен разтвор, % от общият	
циркулиращ разтвор:	
от изпръсквания и изтичане	– 0,005
от смяна на разтвора и почистване на баките	– 0,01

Р е ш е н и е

При центрофугирането на центрофугалните кълба се възстановява следното количество авиважен разтвор:

$$350 - 220 = 130 \text{ \% (от } \alpha\text{-целулозата)}$$

Разходът на авиважен препарат от нанесен работен разтвор върху нишките е:

$$\frac{0,88 \cdot 2,2 \cdot 5}{1000} = 0,0097 \text{ кг}$$

Авивирането на центрофугалната коприна обикновено се извършва на агрегати ОК – И в една баня на машината в продължение на 20 мин при пропускане на 1,5 л/мин течност за едно центрофугално кълбо. Общо през 1 кг коприна се използва следното количество работен авиважен разтвор:

$$\frac{1,5 \cdot 20}{0,6} = 50 \text{ л/кг коприна}$$

Загубите на авиважен препарат от изпаряване и изтичане от неплътности в инсталацията ще бъдат равни на:

$$\frac{50 \cdot 0,00005 \cdot 5}{1000} = 0,0000125 \text{ кг}$$

Загубите на авиважен препарат от смяна на разтвора и промиване на баките ще бъдат равни на:

$$\frac{50.0,0001.5}{1000} = 0,000025 \text{ кг}$$

От отцентрофугирания разтвор се регенерират 85 % от авиважния препарат. За регенерация се изпращат следните количества разтвор:

$$\frac{0,88.1,30.5}{1000} = 0,0057 \text{ кг}$$

При регенерацията се губят следните количества авиваж:

$$0,0057 \cdot 0,15 = 0,00086 \text{ кг}$$

Общият разход на авиваж с отчитане на регенерацията на част от авиважа ще бъде:

$$0,0097 + 0,0000125 + 0,000025 + 0,00086 = 0,0106 \text{ кг}$$

Общият разход на авиваж без провеждане на регенерация ще бъде:

$$0,0097 + 0,0000125 + 0,000025 + 0,0057 = 0,0154 \text{ кг}$$

Пример 3. Да се определи добивът на натриев сулфат при кристализацията му в четирикорпусен кристализатор.

Исходни данни:

обем на кристализатора, м ³	–	27
състав на утаителната баня, кг/м ³		
сярна киселина	–	132
цинков сулфат	–	17
натриев сулфат	–	315
количество на натриевия сулфат за регенериране, кг/24ч	–	70 000
производителност на кристализационната инсталация, изразена като безводен натриев сулфат, кг/24ч	–	40 000

Решение

Необходим брой кристализационни инсталации:

$$\frac{70000}{40000} \approx 2 \text{ бр}$$

Добиът на безводен натриев сулфат се изчислява по експериментално изведена формула:

$$G = 0,375 \cdot C \text{ [кг/м}^3\text{]},$$

където:

G – добив на безводен натриев сулфат

C – концентрация на натриевия сулфат в банята, кг/м³

В нашия случай добивът на безводен натриев сулфат от 1 м³ баня ще бъде:

$$0,375 \cdot 315 = 118 \text{ кг/м}^3$$

Количеството на утаителната баня, което трябва да се подложи на кристализация, ще бъде:

$$\frac{70000}{118} = 593 \text{ м}^3/24$$

или

$$\frac{593}{24} = 24,7 \text{ м}^3 / \text{час}$$

На всяка една от инсталациите ще се изпратят следните количества утаителна баня на час:

$$\frac{24,7}{2} = 12,35 \text{ м}^3 / \text{час}$$

Времето на престой на утаителната баня в кристализатора ще бъде равно на:

$$\frac{27}{12,35} = 2,2 \text{ часа}$$

Това време е достатъчно, за да се достигне близо до равновесното състояние на кристализация и да се получат достатъчно големи кристали, които лесно могат да се отделят от маточната луга чрез центрофугиране.

Глава 3. ТЕХНОЛОГИЧНИ ИЗЧИСЛЕНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВОТО НА АЦЕТАТНИ ВЛАКНА

В практиката се произвеждат два вида ацетатни влакна и коприни. Първият вид – това са триацетатните влакна, а вторият вид – това са влакна от частично осапунена ацетилцелулоза, съдържаща около 54 % ацетатни групи, наречени диацетатни влакна.

В първия случай като разтворител се използва метиленхлорид с добавка на малко количество етанол, а във втория – ацетон с добавка на метанол, етанол или вода.

Понастоящем в целия свят от ацетатна целулоза се произвеждат само коприни с ниска линейна плътност. Техническа коприна и шапелни влакна практически не се произвеждат.

Технологията на производство на ацетатните влакна е много по-проста от тази на вискозните. Изходната ацетилцелулоза от различни партии се смесва в големи бункери, след което се разтваря в съответния органичен разтворител.

Разтворителната смес се приготвя предварително. Добавки към разтворителя (етиленгликол, полиакрилати, фталати, багрила, оптически избелители, титанов двуокис и др.) се внасят в разтворителя или непосредствено в апарата за разтваряне на ацетилцелулозата

Разтварянето на ацетилцелулозата се осъществява при обикновена температура, но в някои случаи се подгрява до 313 – 315 К. Готовият овлакнителен разтвор съдържа 24 – 28 % ацетилцелулоза. Преди формването овлакнителният разтвор се филтрува два – три пъти на рамкови филтър-преси под голямо налягане. Филтрувания разтвор се обезвъздушава в резервоари-отстойници. Формуването на текстилната коприна се извършва по сухия метод. Подготвеният овлакнителен разтвор се подава в горната част на високи топлоизолирани, а понякога и с допълнително нагряване овлакнителни шахти. С помощта на дозираща помпа разтворът се прекарва през филер и струйките попадат в загрято до дадена температура въздушно пространство. Излизащите от филерните отвори струйки полимерен разтвор, спускайки се надолу в овлакнителната шахта, постепенно се втвърдяват вследствие изпаряване на летливия разтворител и на изход от шахтата постъпват в приемните устройства със скорост

500 – 700 м/мин. След това нишките се обработват с авиважна композиция, пресукват се и се пренамотават на шпули или бобини. Допълнително ориентационно изтегляне за заздравяване на ацетилцелулозните влакна не се провежда.

Парите от летливия разтворител като паровъздушна смес, изсмукана от формуващата шахта, филтър-пресите и формуващите машини, по специален въздуховод се отправя за регенерация. Парите се улавят с активен въглен, регенерират се от активния въглен чрез продухване с водна пара, и се почистват чрез ректификация.

В производството на ацетатни влакна освен общите технологични изчисления се провеждат и следните специфични изчисления:

Пример 1. Да се изчисли разходът на ацетилцелулоза за производството на 20 тона/24 часа диацетатна коприна при следните изходни данни:

влажност на готовата коприна и съдържание на омаслител, %	– 7
влажност на ацетилцелулозата, %	– 5
загуби, изразени като ацетилцелулоза, %	– 1,5

Р е ш е н и е

Първоначално се изчислява разхода на диацетицелулозата за 1 кг влакна. Съдържанието на ацетилцелулоза в 1 кг ацетатна коприна ще бъде:

$$\frac{100 - 7}{100} = 0,93 \text{ кг}$$

Като се вземат под внимание загубите на ацетилцелулоза:

$$0,93 \cdot 1,015 = 0,944 \text{ кг абсолютно суха ацетилцелулоза}$$

Техническата ацетилцелулоза съдържа 5 % влага и нейният разход ще бъде:

$$\frac{0,944 \cdot 100}{95} = 0,994 \text{ кг}$$

Денонощният разход на ацетилцелулоза ще бъде:

$$20\,000 \cdot 0,994 = 19\,880 \text{ кг}$$

Пример 2. Да се изчисли разходът на ацетон и етилов алкохол за разтваряне на една партида ацетилцелулоза от 1060 кг.

Изходни данни:

състав на овлакнителния разтвор, %	
съдържание на ацетилцелулоза	– 23
съдържание на разтворител (ацетон и етилов алкохол)	– 72
съотношение между ацетона и ет.алкохол	– 85:15

загуби на разтворител, общо, %	- 15
влажност на ацетилцелулозата, %	- 4

Р е ш е н и е

Съдържанието на абсолютно суха ацетилцелулоза в ацетилцелулозата ще бъде $100 - 4 = 96\%$ или за партидата от 1060 кг:

$$\frac{1060 \cdot 96}{100} = 1017,6 \text{ кг}$$

Общото количество на разтвора се определя от следната зависимост:

100 кг разтвор съдържат	- 23 кг ацетилцелулоза
X кг	- 1017,6 кг

$$X = \frac{1017,6 \cdot 100}{23} = 4424,4 \text{ кг}$$

Количеството на разтворителя ацетон и етилов алкохол ще бъде:

$$\frac{442,4 \cdot 72}{100} = 3185,5 \text{ кг}$$

от които ацетон:

$$\frac{3185,5 \cdot 85}{100} = 2707,7 \text{ кг}$$

етилов алкохол:

$$\frac{3185,5 \cdot 15}{100} = 477,8 \text{ кг}$$

Пример 3. Да се определи дюзното изтегляне при формуване на ацетатна коприна с метричен номер 33 при скорост на формуване 600 м/мин.

Исходни данни:

брой на отворите на дюзите	- 25
диаметър на отворите на дюзите, мм	- 0,06
съдържание на ацетилцелулоза в овлакнителен разтвор, %	- 23
относително тегло на овлакнителния разтвор	- 0,9
съдържание на влага във влакната, %	- 5
коэффициент на свиване $K_{св}$	- 0,35

Р е ш е н и е

Както вече е известно, дюзното изтегляне се определя по формулата:

$$V_{\text{д}} = \frac{V - V_1}{V_1} \cdot 100\%$$

$$V_1 = \frac{Q}{F} \quad ; \quad F = \frac{\pi d^2 \cdot n}{4}$$

Количеството овлакнителен разтвор Q, което се подава от дозиращата помпа, се изчислява по формулата:

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{СВ}} \cdot 100}{N \cdot \alpha \cdot \gamma} \cdot [\text{см}^3 / \text{мин}],$$

където:

V – скорост на формуване, м/мин.

K_{СВ} – коефициент, отчитащ свиваемостта на коприната.

N – метричен номер на коприната.

α – съдържание на ацетилцелулоза в овлакнителния разтвор, %

γ – относително тегло на овлакнителния разтвор

$$Q = \frac{600 \cdot 0,35 \cdot 100}{33 \cdot 23 \cdot 0,9} = 30,7 \text{ см}^3 / \text{мин}$$

$$F = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot n}{4} = \frac{\pi \cdot 0,06^2 \cdot 25}{4} = 0,07065 \text{ мм}^2 = 0,0007065 \text{ см}^2$$

$$V_1 = \frac{30,7}{0,0007065} = 43450 \text{ см} / \text{мин} = 434,5 \text{ м} / \text{мин}$$

$$V_{\text{д}} = \frac{600 - 434,5}{434,5} \cdot 100 = 38 \%$$

Пример 4. Да се изчисли необходимото количество въздух, което трябва да се подаде в шахтата на формувачата машина за ацетатна коприна, ако скоростта на овлакняването е 600 м/мин. Концентрацията на парите на разтворителя (ацетон и етилов алкохол) във въздуха не трябва да превишава 35 мг/л. Съдържанието на ацетилцелулоза в работния разтвор е 23 %. Номер метричен на коприната N = 35. K_{СВ} = 0,35.

Глава 4. ТЕХНОЛОГИЧНИ ИЗЧИСЛЕНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВОТО НА ПОЛИАМИДНИ ВЛАКНА

Понастоящем в значителни промишлени мащаби се произвеждат два вида полиамидни влакна – поликапроамидни (найлон 6) и полихексаметиленадипинамидни – найлон 6,6. Влакна от други полиамиди, включително и от ароматни полиамиди, се произвеждат все още в ограничени мащаби.

Полиамидните влакна найлон 6 и найлон 6,6 се получават чрез формуване от стопилка. В заводите за химични влакна се произвеждат полиамидни моноvlakна, текстилни коприни, технически коприни, шапелни влакна, кабелчета за килимарската промишленост и текстурирани нишки.

Технологичният процес на производството на поликапроамидните (ПКА) влакна, които се произвеждат у нас, се състои в стопяване и очистване на капролактама и дозиране на инициаторната система. Мономерът се стапя и филтрува в апарати, нагривани най-често с топла вода или водни пари.

Полимеризацията на мономера и получаване на полимера се извършва в апарати с непрекъснато действие в среда на азот при атмосферно налягане. В апаратите стопеният мономер постъпва непрекъснато и постепенно протича процеса на полимеризация. От апаратите непрекъснато се отвежда стопената полимерна маса с определена молекулна маса и вискозитет. Формуването на полимера до влакна може да се извърши по две технологични схеми. При едната технологична схема стопеният полимер от апаратите за непрекъснатата полимеризация след демономеризиране директно се подава към формуващите машини (т.н. директно формуване). При втората схема полимерната стопилка от апаратите за непрекъснатата полимеризация с помощта на литейна глава се превръща в жилки, които се нарязват на гранули. Гранулите се обработват с гореща вода за отстраняване на нискомолекулните фракции, следва сушене на гранулите и след повторното им стапяне от тях се формуват полиамидните влакна или коприни.

Свежо-формуваните влакна се подлагат на ориентационно изтегляне, обикновено при стайна температура, но има технологии за получаване на вискозоздравени кордни влакна, при които ориентационното изтегляне на ПКА-влакната се извърша при повишена температура.

ПКА-коприни и шапелните влакна след ориентационното изтегляне се обработват с гореща вода за екстрахиране на съдържащите се в тях 3 – 5 % нискомолекулни съединения, които затрудняват преработката на влакната в текстилната промишленост. В апаратите за отстраняването на нискомолекулните съединения от влакната се извършва същевременно и нанасянето на авиважна композиция върху влакната.

За разлика от хидратцелулозните влакна, ПКА-влакна се подлагат на термообработка, за да придобият необходимия комплекс от свойства като текстилна суровина. За тази цел готовите сухи ПКА-влакна или коприни се обработват при температура 400 – 430 К с водна пара, горещ въздух или инертен газ в специални непрекъснато работещи агрегати.

За придаване на обемност и високо-еластични свойства на ПКА-коприни, те се подлагат на текстуриране на специални машини, които работят главно на принципа на лъжливия сук, реализиран при висока температура /433 – 453 К/ и значителна честота на въртене на работните елементи.

4.1. Технологични разчети при производството на ПКА-влакна

Пример 1. Да се изчисли разходът на капролактам за производството на 50 т/24 часа поликапроамидна техническа коприна.

Исходни данни:

Състав на готовите влакна, %:

поликапроамид	– 94
авиваж	– 1
влага	– 5

Загуби на полимер, %:

в сортировачния и пренамотавач цех	– 0,8
от тях възвратими	– 0,5
в пресуквашо-изтеглителния цех	– 5,0
от тях възвратими	– 3,7
във формуващия цех	– 6,0
от тях възвратими	– 5,3
при екстрахиране и демономеризиране на нискомолекулните съединения	– 11,0

от тях възвратими	– 9,0
при непрекъснатата полимеризация	– 1,0
при получаване и съхранение на мономера	– 0,2
При регенериране на капролактама от подлаганите на регенерация отпадъци от отделните етапи на производството се губят, %	– 18
Съдържание на влага в търговския капролактама, %	– 0,2

Р е ш е н и е

Количеството на полимер в готовата коприна е:

$$50\ 000 \cdot 0,94 = 47\ 000 \text{ кг/24 часа}$$

На пренамотаване постъпва следното количество полимер:

$$47\ 000 \cdot 1,008 = 47\ 376 \text{ кг/24 часа}$$

Възвратимите загуби представляват :

$$47\ 000 \cdot 0,005 = 235 \text{ кг/24 часа}$$

В пресуквашо-изтеглителния цех постъпва следното количество полимер:

$$47\ 376 \cdot 1,05 = 49\ 744,8 \text{ кг/24 часа}$$

Възвратимите загуби са:

$$47\ 376 \cdot 0,037 = 1\ 752,9 \text{ кг/24 часа}$$

На формуване постъпва следното количество полимер:

$$49\ 744,8 \cdot 1,06 = 52\ 729,5 \text{ кг/24 часа}$$

Възвратимите загуби са:

$$49\ 744,8 \cdot 0,053 = 2\ 636,5 \text{ кг/24 часа}$$

На демономеризиране или екстракция постъпват следните количества полимер:

$$52\ 729,5 \cdot 1,11 = 58\ 529,7 \text{ кг/24 часа}$$

Възвратимите загуби представляват:

$$52\ 729,5 \cdot 0,09 = 4\ 745,6 \text{ кг/24 часа}$$

На непрекъснатата полимеризация постъпва следното количество капролактама:

$$58\ 529,7 \cdot 1,012 = 59\ 232 \text{ кг/24 часа}$$

Полимерът, представляващ възвратими загуби, се подлага на регенерация и е равен на:

$$235 + 1\ 752,9 + 2\ 636,5 + 4\ 745,6 = 9\ 370 \text{ кг/24 ч}$$

След регенерацията се връща в производството следното количество капролактама:

$$9370 \cdot 0,82 = 7683,4 \text{ кг/24 ч}$$

С отчитане на регенерираното количество мономер разходът на капролактама ще бъде равен на:

$$59\,232 - 7683,4 = 51\,548,6 \text{ кг/24 ч}$$

Относителният разход на абсолютно сух капролактама ще бъде:

$$\frac{51\,548,6}{50\,000} = 1,039 \text{ кг/кг}$$

Разходът на технически капролактама ще бъде:

$$\frac{51\,548,6 \cdot 100}{99,8} = 51\,651,9 \text{ кг/24ч}$$

Относителният разход на технически капролактама ще бъде:

$$\frac{51\,651,9}{50\,000} = 1,033 \text{ кг/кг}$$

Пример 2. Да се изчисли разходът на стабилизатора – оцетна киселина, за производството на 1 кг полиамидна смола, ако е необходимо нарастването на веригата да се спре при молекулно тегло на смолата $M = 20\,000$.

За основната реакция се изразходват 70 % от вложената оцетна киселина. Техническата оцетна киселина съдържа 99 % CH_3COOH .

Р е ш е н и е

Стабилизирането на полимеризацията на капролактама с оцетна киселина се извършва по следната реакция:



Оцетната киселина влиза в химическа реакция с крайната аминогрупа на молекулата на полимера. Следователно, за стабилизирането на 1 молекула от полимера, е необходима 1 молекула оцетна киселина. Относителното тегло на оцетната киселина е 60 г-мола. Необходимата оцетна киселина за стабилизирането на 1 кг смола ще се намери от следната зависимост:

$$\begin{array}{ccc} 20\,000 \text{ кг смола се стабилизират с } & 60 \text{ кг оцетна киселина} & \\ 1 \text{ кг} & - & X \text{ кг} \end{array}$$

$$X = \frac{60}{20\,000} = 0,003 \text{ кг оцетна киселина}$$

Необходимият брой полимеризационни тръби ще бъде:

$$\frac{18}{3,78} = 4,76 \approx 5 \text{ броя}$$

Пример 2. Да се изчисли производителността на дозираща помпа в $\text{cm}^3/\text{мин}$.

Изходни данни:

метричен номер на готовата полиамидна коприна	– 200
съдържание на влага в готовите влакна, %	– 4,5
количество на нанесения авиваж, %	– 2
съдържание на нискомолекулни съединения, %	– 2,5
свиваемост на влакната, %	– 3
кратност на изтегляне след формуване	– 3,4
скорост на формуване, м/мин	– 1000
относително тегло на смолата, g/cm^3	– 1,14

Решение

Производителността на дозиращата помпа при формуването на полиамидна коприна се определя по следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{ВЛ}} \cdot K_{\text{АВ}} \cdot K_{\text{СВ}} \cdot Z}{N \cdot K_{\text{НМС}} \cdot \gamma}, \text{ cm}^3 / \text{мин} ,$$

където :

V – скорост на формуване, м/мин

$K_{\text{ВЛ}}$ – коефициент, отчитащ съдържанието на влага в готовите влакна

$K_{\text{АВ}}$ – коефициент, отчитащ съдържанието на авиважни средства в готовите влакна

$K_{\text{СВ}}$ – коефициент, отчитащ свиваемостта на ПА-влакна

$K_{\text{НМС}}$ – коефициент, отчитащ съдържанието на нискомолекулни фракции в готовите влакна

N – номер метричен на готовата коприна

Z – степен на ориентационно изтегляне

γ – относително тегло на смолата

Като заместим данните от условието във горната формула, получаваме:

$$Q = \frac{1000 \cdot 0,955 \cdot 0,98 \cdot 0,97 \cdot 3,4}{200 \cdot 0,975 \cdot 1,14} = 13,9 \text{ cm}^3 / \text{мин}$$

Пример 3. Да се изчисли дюзното изтегляне при формуване на полиамидна коприна с метричен номер $N = 300$.

Исходни данни:

скорост на формуване, м/мин	- 800
брой на отворите на дюзите	- 8
диаметър на отворите на дюзите, мм	-0,25
степен на изтеглена след формуването	- 3,6
съдържание на влага в готовата коприна, %	- 4
съдържание на нискомолекулни съединения, %	- 2,5
свиваемост на влакната, %	- 3
съдържание на авиважни средства, %	- 1
относително тегло на смолата	-1,14

Р е ш е н и е

Дюзното изтегляне при формуването на полиамидните влакна се определя по същата формула, по която се определя дюзното изтегляне на вискозните влакна, или:

$$V_d = \frac{(V - V_1) \cdot 100}{V_1} \cdot \%$$

Метричният номер след формуването е $N=300/3,6=83$

Производителността на дозиращата помпа е:

$$Q = \frac{800 \cdot 0,96 \cdot 0,97 \cdot 0,99}{83 \cdot 0,975 \cdot 1,14} = 8 \text{ см}^3 / \text{мин}$$

Живото сечение на отворите на дюзата е:

$$F = \frac{\pi \cdot 0,25^2 \cdot 8}{4} = 0,39 \text{ мм}^2 = 0,0039 \text{ см}^2$$

$$V_1 = \frac{8}{0,0039} = 2050 \text{ см/мин} = 20,5 \text{ м/мин}$$

$$V_d = \frac{800 - 20,5}{20,5} \cdot 100 = 3800\%$$

Пример 4. Да се изчисли производителността на формуваща машина за полиамидна коприна тип "ГП 600 И".

Исходни данни:

скорост на формуване, м/мин	- 800
степен на изтегляне	- 3,2
брой на работните места	- 112
коэффициент на полезно действие	-0,77
номер метричен на полиамидна коприна	- 200

Решение:

Производителността на формуващата машина се изчислява по формулата:

$$\Pi = \frac{V \cdot K \cdot Z \cdot m \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} [\text{кг} / 24 \text{ часа}] ,$$

където:

V – скорост на формуване, м/мин

Z – степен на изтегляне

K – коефициент на полезно действие

m – брой на работните места

N – номер метричен на полиамидната коприна.

$$\Pi = \frac{800 \cdot 112 \cdot 0,77 \cdot 60 \cdot 24 \cdot 3,2}{200 \cdot 1000} = 1589,6 \text{ кг} / 24 \text{ часа}$$

Пример 5. Да се изчисли какъв е необходимият брой екструдери и формуващи машини за производството на 18,5 т/24 ч полиамиден корд с $N = 35$.

Исходни данни:

производителност на екструдера, г/мин	– 1700
скорост на формуване, м/мин	– 400
кратност на изтегляне	– 4,5
брой на работните места на машината	– 96
коефициент на полезно действие	– 0,93
технологични загуби, като влакна, %	– 5

Решение:

$$\Pi = \frac{V \cdot K \cdot Z \cdot m \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} [\text{кг} / 24 \text{ часа}]$$

$$\Pi = \frac{400 \cdot 0,93 \cdot 4,5 \cdot 96 \cdot 60 \cdot 24}{35 \cdot 1000} = 6612 \text{ кг} / 24 \text{ часа}$$

Необходим брой машини:

$$\frac{18500 \cdot 1,05}{6612} = 3 \text{ броя}$$

Производителност на екструдера:

$$\Pi = 1,7.60.24 = 2450 \text{ кг/24 ч}$$

Необходим брой екструдери за една формуваща машина:

$$\frac{6612}{2450} = 3 \text{ екструдера}$$

Общ брой на екструдерите: $3 \cdot 3 = 9$ броя

4.3. Технологични изчисления при дообработката на полиамидна коприна

Пример 1. Да се изчисли необходимият брой машини за изтегляне на полиамидна коприна с метричен номер $N = 300$ при производителност на завода 5 т/24 ч .

Исходни данни:

скорост на подаване към изтеглителния апарат, м/мин	–	147
степен на изтегляне	–	3,5
коэффициент на полезно действие	–	0,8
брой на работните места	–	144

Решение:

Производителността на изтеглителната машина се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{V.Z.n.K.60.24}{N.1000}, [\text{кг} / 24\text{часа}],$$

където:

V – скорост на подаване, м/мин

Z – степен на изтегляне

n – брой на работните места

K – коэффициент на полезно действие

N – метричен номер

$$\Pi = \frac{147.3,5.144.0,8.60.24}{300.1000} = 285 \text{ кг} / 24\text{ч}$$

Необходим брой изтеглителни машини:

$$\frac{5000}{285} = 17,5 \text{ бр.} \approx 18 \text{ бр.}$$

Предвижда се 5 % резерва, или

$$\frac{17,5.5}{100} = 0,9 \approx 1$$

Общ брой на изтеглителните машини: $18 + 1 = 19$ броя машини

Пример 2. Да се изчисли необходимият брой машини за пресукване на 5 т/24 ч полиамидна коприна с метричен номер $N = 200$ и първоначален сук 14 сука/м до 350 сука/м.

Изходни данни:

брой на оборотите на вретената, об/мин.	– 14 000
коэффициент на полезно действие	– 0,81
брой на работните места	– 220

Решение

Скоростта на захранване на машината ще се определи по следната зависимост:

$$V_3 = \frac{V_1}{S_1 - S_0}, \text{ [м/мин] },$$

където:

- V_1 – обороти на вретената
- S_1 – зададен сук
- S_0 – изходен (производствен) сук

$$V_3 = \frac{14000}{350 - 14} = 41,7 \text{ м/мин}$$

Производителността на машината се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{m \cdot V_3 \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} \cdot \text{кг} / 24\text{ч} ,$$

където:

- V_3 – скорост на захранване, м/мин.;
- K – коэффициент на полезно действие;
- m – брой на работните места;
- N – номер метричен на полиамидната коприна.

$$\Pi = \frac{220 \cdot 41,7 \cdot 0,81 \cdot 60 \cdot 24}{200 \cdot 1000} = 53,5 \text{ кг} / 24\text{ч}$$

Необходим брой машини:

$$\frac{5000}{53,5} = 93,5 \text{ броя}$$

Предвиждат се 4 % резервни машини или:

$$\frac{93,5 \cdot 4}{100} = 3,74 \approx 4 \text{ броя}$$

Общият брой необходими машини ще бъде:

$$93,5 + 4 = 97,5 \approx 98 \text{ броя}$$

Пример 3. Да се определи необходимият брой машини за пренавиване на 5 т/24 ч полиамидна коприна с метричен номер $N = 150$.

Исходни данни:

скорост на пренавиване, м/мин.	– 450
коэффициент на полезно действие	– 0,8
брой на работните места на машината	– 16

Р е ш е н и е

Производителността на машината за пренавиване се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000}, \text{ кг/24 ч ,}$$

където:

V – скорост на пренавиване, м/мин.;

m – брой на работните места;

K – коэффициент на полезно действие;

N – номер метричен на коприната.

$$\Pi = \frac{450 \cdot 16 \cdot 0,8 \cdot 60 \cdot 24}{150 \cdot 1000} = 55 \text{ кг/24 ч}$$

Необходим брой машини:

$$\frac{5000}{55} = 91 \text{ броя}$$

Предвиждат се 4 % резервни машини:

$$\frac{91 \cdot 4}{100} = 3,64 \approx 4 \text{ броя}$$

Общ брой на необходимите машини: $91 + 4 = 95$ броя

Пример 4. Да се определи необходимият брой сновила за сноване на 1000 кг/24 ч полиамидна коприна с метричен номер $N = 200$.

Изходни данни:

скорост на сноване, м/мин.	– 230
брой на нишките за сноване	– 780
коэффициент на полезно действие	– 0,46

Решение:

Производителността на сновилото се изчислява по следната формула:

$$П = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000}, \text{ [кг/24 ч] },$$

където:

V – скорост на сноване, м/мин.;

m – брой на нишките за сноване;

K – коэффициент на полезно действие;

N – номер метричен на коприната.

$$П = \frac{230 \cdot 780 \cdot 0,46 \cdot 60 \cdot 24}{200 \cdot 1000} = 594 \text{ кг/24 ч}$$

Необходимият брой сновила ще бъде:

$$\frac{1000}{594} = 1,7 \approx 2 \text{ броя}$$

4.4. Технологични изчисления при дообработката на полиамидна кордна коприна /полиамиден корд/

Пример 1. Да се изчисли деноношната производителност на машина за изтегляне на полиамиден корд.

Изходни данни:

метричен номер на корда	– 10,7
скорост на изтегляне, м/мин.	– 200
брой на работните места	– 72
коэффициент на полезно действие	– 0,82

Решение

Производителността на изтеглителната машина се изчислява по следната формула:

$$П = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000}, \text{ [кг/24 ч] },$$

където:

V – скорост на изтегляне, м/мин.;

m – брой на работните места;

K – коефициент на полезно действие;

N – номер метричен на корда.

$$\Pi = \frac{200 \cdot 72 \cdot 0,82 \cdot 60 \cdot 24}{10,7 \cdot 1000} = 1590 \text{ кг/24 ч}$$

Пример 2. Да се изчисли производителността на машина за пренавиване на полиамиден корд от копси на перфорирани бобини.

Изходни данни:

скорост на пренавиване, м/мин.	– 470
брой на работните места	– 16
номер метричен на корда	– 10,7
коефициент на полезно действие	– 0,88

Решение

Производителността на машината за пренавиване се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000}, \text{ [кг/24 ч]},$$

където:

V – скорост на пренавиване, м/мин.;

m – брой на работните места;

K – коефициент на полезно действие;

N – номер метричен на корда.

$$\Pi = \frac{470 \cdot 16 \cdot 0,88 \cdot 60 \cdot 24}{10,7 \cdot 1000} = 890 \text{ кг/24 ч}$$

Пример 3. Да се изчисли производителността на агрегат за промиване на полиамиден корд.

Изходни данни:

брой на промивните вани в агрегата	– 16
брой на бобините, зареждани в една вана	– 216
тегло на корда върху една бобина, кг	– 2
продължителност на цикъла на промиване, мин.	– 210
коефициент на полезно действие	– 0,91

Р е ш е н и е

Денонощната производителност на една промивна вана се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{m \cdot G \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{\tau} \text{ [кг/24 ч]},$$

където:

m – брой на бобините при еднократно зареждане;

G – тегло на корда върху бобините, кг;

K – коефициент на полезно действие;

τ – продължителност на промивния цикъл, мин.

$$\Pi = \frac{216 \cdot 2 \cdot 0,91 \cdot 60 \cdot 24}{210} \approx 2700 \text{ кг/24 ч}$$

Производителността на един агрегат ще бъде:

$$2700 \cdot 16 = 43200 \text{ кг/24 ч}$$

Пример 4. Да се изчисли производителността на сушилня за сушене на полиамиден корд при следните изходни данни:

брой на транспортните колички с корд при еднократно зареждане в сушилнята	– 132
тегло на корда на една количка, кг	– 18
време за сушене, часа	– 3
загуби в последващите операции, %	– 5,7

Р е ш е н и е :

Производителността на сушилнята се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{m \cdot G \cdot K \cdot 24}{\tau} \text{ [кг/24 ч]},$$

където:

m – брой на транспортните колички с корд за еднократно зареждане;

G – тегло на корда на една количка;

τ – време за сушене, часа;

K – коефициент, отчиташ загубите в последващи операции.

$$\Pi = \frac{132 \cdot 18 \cdot 1,057 \cdot 24}{3} = 20000 \text{ кг/24ч} = 20 \text{ т/24ч}$$

Пример 5. Да се изчисли производителността на машина за пренавиване на полиамиден корд от перфорирани бобини на двуфланцови макари.

Изходни данни:

скорост на пренавиване, м/мин	– 156
брой на работните места	– 88
номер метричен на корда	– 10,7
коэффициент на полезно действие	– 0,275

Решение

Производителността на машината за пренавиване се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} \text{ [кг/24 ч] ,}$$

където:

- V* – скорост на пренавиване, м/мин.;
- m* – брой на работните места;
- K* – коэффициент на полезно действие;
- N* – номер метричен на корда.

$$\Pi = \frac{156 \cdot 88 \cdot 0,875 \cdot 60 \cdot 24}{10,7 \cdot 1000} = 1616 \text{ кг/24 ч}$$

Пример 6. Да се изчисли производителността на машина за пресукване на полиамиден корд.

Изходни данни:

обороты на вретената, об/мин	– 3500
сукове на готовото влакно, сука/м	– 470
начален (производствен) сук, сука/м	– 14
брой на работните места	– 104
коэффициент на полезно действие	– 0,91

Решение:

$$\Pi = \frac{V_3 \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} \text{ [кг/24 ч] ,}$$

където:

- V₃* – скорост на захранване, м/мин.;
- K* – коэффициент на полезно действие;
- m* – брой на работните места;
- N* – номер метричен на полиамидната коприна.

$$V_3 = \frac{V_1}{S_1 - S_0}, \text{ [м/мин]}$$

$$V_3 = \frac{3500}{470 - 14} = 7,7 \text{ м/мин}$$

$$\Pi = \frac{7,7 \cdot 104 \cdot 0,91 \cdot 60 \cdot 24}{10,7 \cdot 1000} = 98 \text{ кг/24 ч}$$

Пример 7. Да се определи производителността на тъкачен стан за полиамидна кордна тъкан.

Изходни данни:

брой на ударите на ватала, удари/мин	– 140
брой на нишките по вътък на 10 мм	– 11
коэффициент на полезно действие	– 0,9

Р е ш е н и е

Производителността на тъкачния стан се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{q \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{n} \text{ [м/24 ч]},$$

където:

q – брой на ударите на ватала в удари/мин

n – брой на нишките по вътък на един линеен метър

K – коэффициент на полезно действие

$$\Pi = \frac{140 \cdot 0,9 \cdot 60 \cdot 24}{110} = 1649 \text{ м/24 ч}$$

Глава 5. ТЕХНОЛОГИЧНИ ИЗЧИСЛЕНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВОТО НА ПОЛИЕСТЕРНИ ВЛАКНА

Всички асортименти полиестерни влакна се произвеждат както от полиетилентерефталат, така и от неговите съполимери с изофталовата или други дикарбонови киселини. Във всички случаи полиестерните влакна се формуват от стопилка.

Технологичният процес на производството на полиестерните влакна включва следните основни етапи: синтез на полимера, формуване на влакната и дообработка на свежоформуваните влакна.

Синтезът на полимера може да се осъществи по два начина: от терефталова киселина и етиленгликол и от диметилтерефталат и етиленгликол. У нас се използва втората схема, която включва следните основни операции:

- разтваряне на диметилтерефталата в горещ етиленгликол,
- преестерификация на диметилтерефталата,
- поликондензация,
- изливане на полимера във вид на ленти или жилки,
- гранулиране на полимера,
- сушене на полимера /гранулите/.

Диметилтерефталата се разтваря в горещ етиленгликол и бързо се зарежда в автоклав за преестерификация. В резултат на преестерификацията на диметилтерефталата с етиленгликол се получава диетилентерепталат. Процесът на преестерификация се извършва при повишена температура в излишък на етиленгликол и при непрекъснато отдестилиране на отделящия се метанол. В зависимост от температурата продължителността на преестерификацията се движи от 3 до 6 часа. Отначало се отдестилира метанола, а в края на преестерификацията – излишъка от етиленгликол. За предотвратяване на окислението на продуктите и за обезопасяване на процеса той се води в среда на азот.

В последно време вместо диметилтерефталат и етиленгликол като изходни суровини все по-често се използват смес от терефталова киселина и етиленгликол. В този случай разтварянето и преестерификацията се заменят със суспендиране на терефталовата киселина в етиленгликол и

естерификацията ѝ. В този случай отпада дестилацията на метанола и ректификацията му.

При поликондензацията на диетиленгликолтерeftалат се получава полиетиленгликолтерeftалат и се отделя етиленгликол. Обикновено поликондензацията продължава от 3 до 8 часа.

Реакционната маса непрекъснато се разбърква и нагрява до 558 К. За отделяне на етиленгликола се поддържа висок вакуум. Молекулната маса на получавания полимер се контролира чрез вискозитета на стопилката. След достигане на желаната молекулна маса, полимерната стопилка се подава под налягане на азот в литейната глава. Следва гранулиране, кристализация и сушене на гранулите.

Формуването на полиестерните влакна се извършва само от стопилка, като се ползват формуващи машини, близки по конструкция до тези, използвани при формуването на поликапроамидните влакна. Стопените гранули се прекарват под налягане и при температура 548 – 558 К през отворите на нишкообразувателя. Тънките струйки застиват във формуващата шахта и се превръщат в нишки.

Свежиформуваните влакна се подлагат на ориентационно изтегляне при повишена температура, след това на термофиксиране и ако са шапелни влакна, се гофрират, шапелират и балират.

При производството на полиестерни коприни след термофиксиране влакната се пренамотават на бобини, сортират и опаковат.

В последните години значителна част от полиестерните коприни се текстурират. В този случай ориентационното изтегляне и текстуриране чрез придаване на лъжлив сук се извършва на едни и същи агрегати.

5.1. Технологични разчети при производството на полиестерни влакна

Пример 1. Да се определи разходът на полиетиленгликолтерeftалат /ПЕГТ/ за производството на 70 т/24 часа текстурирана полиестерна коприна.

Изходни данни:

Загуби на ПЕГТ на отделните стадии на производството, % :

при формуване на коприната	– 7,0
при изтегляне и текстуриране	– 5,0
при термофиксиране, повърхностно багрене и пренамотаване	– 3,6
при сортировка и опаковка	– 0,4

Състав на готовата коприна, % :

авиваж	– 3,0
--------	-------

матирашо средство TiO_2	-0,36
влага	- 1,0

Р е ш е н и е

Количеството на полимера в един кг готови влакна ще бъде равно на:

$$1,00 - (0,03 + 0,0036 + 0,01) = 0,956 \text{ кг}$$

Количеството полимер под формата на влакна, което постъпва за сортировка и опаковка, ще бъде равно на:

$$0,956 \cdot 1,004 = 0,960 \text{ кг}$$

Количеството полимер, постъпващо за термофиксация, багрене и пренамотаване, ще бъде равно на:

$$0,960 \cdot 1,036 = 0,995 \text{ кг}$$

Количеството полимер, постъпващо на изтегляне с текстуриране, е:

$$0,995 \cdot 1,05 = 1,045 \text{ кг}$$

Количеството на полимера, постъпващо за формуване на коприната, е:

$$1,045 \cdot 1,07 = 1,118 \text{ кг}$$

Или за производството на един кг готова коприна ще са необходими 1,118 кг полиестерна смола. За производството на 70 тона коприна ще са необходими:

$$70\ 000 \cdot 1,118 = 78\ 260 \text{ кг ПЕГТ}$$

Пример 2. Да се изчисли денонощният разход на етиленгликол и диметилтерефталат за производството на 25 тона/24 часа полиестерна коприна.

Изходни данни:

Разход на полиестерна смола за производство на

1 кг коприна, кг - 1,118

Степен на поликондензация на предполикондензата - 4

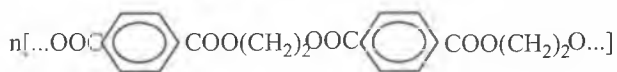
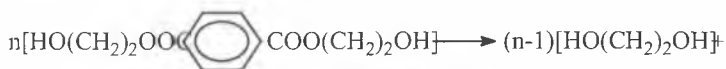
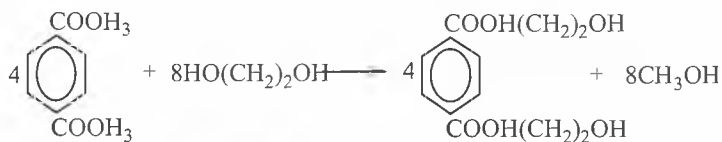
Загуби от етиленгликол (ЕГ) при
дестилацията на метанола, % - 2

Загуби от диметилтерефталат /ДМТ/ при
поликондензацията, % - 1

Загуби от ЕГ при поликондензацията, % - 18,2

Количеството на катализатора представлява 0,03 % от количеството на ДМТ. Съотношението между катализатора и етиленгликола в катализаторната суспензия е 1:4.

Решение



I. Преестерификация

При преестерификацията при зададените стойности в реакцията си взаимодействат 8 молекули етиленгликол. При поликондензацията се отделят 3 молекули етиленгликол (при степен на поликондензация на предполикондензата 4) или всичко се изразходват $8-3=5$ молекули етиленгликол.

Разходът на ЕГ и ДМТ и количеството на отделяния при преестерификацията метанол зависят от молното съотношение на тези продукти. При преестерификацията ще влязат във взаимодействие следните разчетни количества ДМТ и ЕГ:

1. ДМТ $4 \cdot 194 = 776$ кг

2. ЕГ $5 \cdot 62 = 310$ кг

Общо ДМТ + ЕГ = $776 + 310 = 1086$ кг

При преестерификацията се отделя следното количество метанол:

$$8 \cdot 32 = 256 \text{ кг}$$

Следователно след отдестилиране на метанола остава следното количество продукт /предполикондензат/:

$$1086 - 256 = 830 \text{ кг}$$

При дестилацията на метанола се губят 2 % етиленгликол, което се взема под внимание при разчета на необходимото количество ЕГ:

$$310 \cdot 1,02 = 316,3 \text{ кг}$$

II. Поликондензация

Количеството катализатор, което се прибавя при поликондензацията, е:

$$\frac{0,03 \cdot 776}{100} = 0,23 \text{ кг}$$

Разходът на ЕГ за приготвяне на катализаторната суспензия е:

$$0,23 \cdot 4 = 0,92 \text{ кг}$$

Общият разход на ЕГ ще бъде:

$$316,3 + 0,92 = 317,2 \text{ кг}$$

При поликондензацията се получават следните загуби от ЕГ и ДМТ:

$$1. \text{ ЕГ: } \frac{18,2 \cdot 317,2}{100} = 57,7 \text{ кг}$$

$$2. \text{ ДМТ: } \frac{1,776}{100} = 7,76 \text{ кг}$$

Общото количество загуби е следното:

$$57,7 + 7,76 = 65,4 \text{ кг}$$

Количеството на получената стопилка е следното:

$$830 + 0,23 - 65,4 = 764,83 \approx 764,8 \text{ кг}$$

Разходът на ЕГ и ДМТ за 1 кг смола ще бъде:

$$1. \text{ ЕГ: } \frac{317,2}{764,8} = 0,416 \text{ кг/кг ПМ}$$

$$2. \text{ ДМТ: } \frac{776}{764,8} = 1,02 \text{ кг/кг ПМ}$$

Денонощният разход на ЕГ и ДМТ ще се определи по следния начин: За производството на 25 т влакна ще е необходимо следното количество полимер:

$$25000 \cdot 1,118 = 27950 \text{ кг}$$

Разход на ЕГ и ДМТ:

$$1. \text{ ЕГ } 27950 \cdot 0,416 = 11599,3 \text{ кг}$$

$$2. \text{ ДМТ } 27950 \cdot 1,02 = 28509 \text{ кг}$$

Пример 3. Да се изчисли денонощният разход на терефталова киселина и етиленгликол за производството на един тон влакна.

Изходни данни:

състав на готовите влакна, % :

влага -0,50

авиваж -0,50

титанов диоксид -0,50

загуби през отделните етапи на производството, % :

при естерификацията -0,10

при предполикондензацията	-0,15
при поликондензацията	-0,30
при формуването	-2,60
при дообработката на шапелни влакна:	
неизтеглени влакна	-1,00
изтеглени влакна	-0,70
общо загуби	-4,85
концентрация на техническата терефталова киселина	-99,99 %

Решение

В 1 кг готови влакна се съдържа следното количество полимер:

$$1,00 - (0,005 + 0,005 + 0,005) = 0,985$$

С отчитане на загубите необходимото количество полимер за производството на 1 тон влакна е равно на:

$$0,985 \cdot 1,0485 = 1,033 \text{ т}$$

Разходът на терефталова киселина е равен на:

$$\frac{1,033 \cdot 166}{192} = 0,893 \text{ т}$$

където 166 е молекулната маса на терефталовата киселина, а 192 е молекулната маса на елементарното звено на полимера.

Разходът на техническа терефталова киселина е равен на:

$$\frac{0,893}{0,9999} = 0,893 \text{ т/влакна}$$

Разходът на ЕГ се изчислява по следния начин: На 1 мол терефталова киселина при естерификацията са необходими 1,5 мола ЕГ. Разходът на ЕГ спрямо 1 тон терефталова киселина е равен на:

$$\frac{1,5 \cdot 62}{166} = 0,56 \text{ т}$$

където 62 е молекулната маса на ЕГ, 166 е молекулната маса на терефталовата киселина.

На регенерацията постъпва следното количество ЕГ:

$$\frac{0,5 \cdot 62}{166} = 0,187 \text{ т}$$

След регенерацията в процеса се връщат следните количества ЕГ:

$$0,187 \cdot 0,95 = 0,177 \text{ т}$$

където 0,95 е добивът на регенерирания етиленгликол, т/т.

Разходът на ЕГ с отчитане на регенерираното количество за 1 тон терефталова киселина е равен на:

$$0,56 - 0,177 = 0,383 \text{ т}$$

Разходът на технически етиленгликол, съдържащ 99,6 % чист ЕГ, отнесен за 1 тон терефталова киселина, е равен на:

$$\frac{0,383}{0,996} = 0,384 \text{ т}$$

Разходът на ЕГ за 1 тон влакна ще бъде равен на:

$$0,384 \cdot 0,893 = 0,343 \text{ т/тон влакна}$$

Пример 4. Да се определи разходът на катализатор (двуантимонов триоксид) и стабилизатор (ортофосфорна киселина) при производството на полиетиленгликолтерефталатна коприна от терефталова киселина и етиленгликол.

Исходни данни:

количество на терефталовата киселина, постъпваща на естерификация, т/24 ч,	– 76,045
разход на катализатора, % от масата на терефталовата киселина,	– 0,094
разход на стабилизатор, % от масата на терефталовата киселина,	– 0,03
загуби при приготвяне на:	
катализатор, %	– 0,1
стабилизатор, %	– 0,3

Р е ш е н и е

Разходът на катализатор е равен на:

$$\frac{76,045 \cdot 0,094 \cdot 1,001}{100} = 0,0716 \text{ т/24ч}$$

Разходът на стабилизатор е равен на:

$$\frac{76,045 \cdot 0,03 \cdot 1,003}{100} = 0,0229 \text{ т/24ч}$$

5.2. Изчисление производителността на апаратите за преестерификация и поликондензация

Пример 1. Да се изчисли денонощната производителност на разтворител при следните изходни данни:

продължителност на 1 работен цикъл, часа	– 5
количество ДМТ при еднократно зареждане, кг	–3000
коэффициент на полезно действие	–0,85

Решение

Производителността се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{G \cdot K \cdot 24}{\tau} \text{ [кг/24ч] },$$

където:

G – количеството ДМТ при еднократно зареждане, кг;

K – коэффициент на полезно действие;

τ – продължителност на един работен цикъл в часове.

$$\Pi = \frac{3000 \cdot 0,85 \cdot 24}{5} = 12240 \text{ кг/24ч}$$

Пример 2. Да се изчисли производителността на апарат за преестерификация при следните изходни данни:

продължителност на 1 работен цикъл, часа,	– 6
количество ДМТ при еднократно зареждане, кг,	–3000
коэффициент на полезно действие	–0,85

Решение

$$\Pi = \frac{G \cdot K \cdot 24}{\tau} \text{ [кг/24ч] }$$

$$\Pi = \frac{3000 \cdot 0,85 \cdot 24}{6} = 10200 \text{ кг/24ч}$$

Пример 3. Да се изчисли производителността на апарат за поликондензация при следните изходни данни:

продължителност за 1 работен цикъл, часа,	– 6
количество ДМТ при еднократно зареждане, кг.	–1000
коэффициент на полезно действие	–0,85

Р е ш е н и е

$$\Pi = \frac{G \cdot K \cdot 24}{\tau} [\text{кг}/24\text{ч}]$$
$$\Pi = \frac{1000 \cdot 0,85 \cdot 24}{6} = 3400 \text{ кг}/24 \text{ ч}$$

5.3. Технологични изчисления при производството на полиестерна коприна

Пример 1. Да се изчисли производителността на дозираща помпа в грама за минута при следните изходни данни:

метричен номер на готовата коприна	– 100
съдържание на влага в коприната, %	– 1
съдържание на авиважни средства, %	– 0,5
кратност на изтеглянето след формуването	– 4,5
скорост на формуване, м/мин	– 1200

Р е ш е н и е

Производителността на дозиращата помпа се изчислява по следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot K_{\text{вл}} \cdot K_{\text{ав}}}{N} = [\text{гр}/\text{мин}],$$

където

- V – скорост на формуване в м/мин;
 - $K_{\text{вл}}$ – коефициент, отчитащ съдържанието на влага в коприната;
 - $K_{\text{ав}}$ – коефициент, отчитащ съдържанието на авиважни средства;
 - N – метричен номер на коприната след формуването.
- Метричният номер след формуването е следния:

$$N = \frac{100}{4,5} = 22,2$$
$$Q = \frac{1200 \cdot 0,99 \cdot 0,995}{22,2} = 53,2 \text{ гр}/\text{мин}$$

Пример 2. Да се изчисли дюзното изтегляне при формуване на полиестерна коприна с метричен номер 100 и следните изходни данни.

скорост на формуване, м/мин.	– 1200
брой на отворите на дюзите	– 24

диаметър на отворите на дюзите ,мм,	– 0,3
степен на изтегляне след формуването	– 4,5
съдържание на влага и авиваж в коприната, %	– 1,5
относително тегло на смолата	– 1,38

Решение

Дюзното изтегляне се изчислява по същите формули, които се прилагат и при полиамидната коприна:

$$V_{\text{ср}} = \frac{V - V_1}{V_1} \cdot 100 \%$$

$$V_1 = \frac{Q}{F};$$

$$F = \frac{\pi d^2}{4} n,$$

където

Q – производителност на дозиращата помпа, см^3 ;

d – диаметър на отворите на дюзите, см^2 ;

n – брой на отворите на дюзите.

$$Q = \frac{1200 \cdot 0,985 \cdot 4,5}{100 \cdot 1,38} = 38,5 \text{ см}^3$$

$$F = \frac{\pi \cdot d^2}{4} n = \frac{\pi \cdot 0,3^2}{4} \cdot 24 = 1,7 \text{ мм}^2 = 0,017 \text{ см}^2$$

$$V_1 = \frac{38,5}{0,017} = 2265 \text{ см/мин} = 22,65 \text{ м/мин}$$

$$V_{\text{ср}} = \frac{1200 - 22,65}{22,65} \cdot 100 = 5198 \%$$

Пример 3. Да се изчисли производителността на формуваша машина и необходимия брой екструдери към нея при следните изходни данни:

метричен номер на полиестерната коприна	– 130
производителност на екструдера, кг/мин	– 1
скорост на формуване, м/мин	– 1200
степен на изтегляне след формуването	– 4
брой на работните места	– 96
коефициент на полезно действие	– 0,93

Р е ш е н и е

Производителността на формуващата машина се изчислява по следната формула:

$$\Pi = \frac{V \cdot m \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{N \cdot 1000} \text{ [кг/24ч] ,}$$

където:

V – скорост на формуване в м/мин;

m – брой на работните места;

K – коефициент на полезно действие;

N – метричен номер на коприната след формуването.

$$N = \frac{130}{4} = 32,5$$

$$\Pi = \frac{1200 \cdot 96 \cdot 0,93 \cdot 60 \cdot 24}{32,5 \cdot 1000} = 4747 \text{ кг/24ч}$$

Денонощната производителност на 1 екструдер е следната:

$$1 \cdot 60 \cdot 24 = 1440 \text{ кг/24 ч}$$

За една формуваща машина ще е необходим следният брой екструдери:

$$\frac{4747}{1440} = 3,3 \approx 4 \text{ бр.}$$

Технологичните изчисления, свързани с оборудването за дообработка на полиестерната коприна, са подобни на тези, дадени в раздела за полиамидна коприна.

5.4. Технологични изчисления при производството на полиестерни шапелни влакна

5.4.1.Исходни данни за извършване на изчисленията.

5.4.1.1.При формуване на полиестерните шапелни влакна:

а/ време за изработване на една партида, часа	–	48
б/ титър на елементарните влакна, дение	–	1,5
в/ брой на работещите места на една машина	–	18
г/ среден брой на формуващите места в работа	–	17,5
д/ брой на отворите на дюзите	–	468
е/ диаметър на отворите на дюзите, мм	–	0,2
ж/ време на работа на една дюза, часа	–	43
з/ производителност на дозиращите помпи, гр/мин	–	265

и/ съдържание на препаративни средства в свежоформуваните влакна, %	—	0,3
к/ фактор на полезното време	—	1,03
л/ коефициент на полезно действие на формуващата машина, %	—	95
м/ плътност на полиестерната стопилка	—	1,36
5.4.1.2. При дообработка на полиестерни влакна		
а/ титър на изтегления кабел, дение	—	500 000
б/ шапелна дължина, мм.	—	40
в/ необходимо време за зареждане на гатера, часа/партида	—	2
г/ степен на изтегляне	—	4,9
д/ коефициент на свиване	—	1,05
е/ количество влакна, нарязани от един комплект ножове, кг/24 часа,	—	750
ж/ количество влакна, накъдрени при употреба на 1 комплект плоскости, кг/24 часа.	—	2000
з/ съдържание на авиважни средства във влакната, %	—	0,2
и/ фактор на полезно време	—	1,08
к/ коефициент на полезно действие, %	—	96
5.4.1.3. Изчисление на изброените показатели.		
а/ изчисление на разхода на полиестерни гранули:		
Разходът на гранули се изчислява по следната формула:		

$$P_{гр} = \frac{Q \cdot m \cdot 60 \cdot 24}{1000} [\text{кг}/24\text{ч}],$$

където:

Q – производителност на дозиращата помпа, г/мин

m – брой на работните места на формуващата машина.

$$P_{гр} = \frac{265 \cdot 18 \cdot 60 \cdot 24}{1000} = 6868,8 \text{ кг}/24\text{ часа}$$

б/ производителност на формуващата машина:

$$6868,8 \cdot 0,95 = 6525 \text{ кг}/24 \text{ часа}$$

в/ производителност на линията за дообработка:

$$6525 \cdot 0,96 = 6264 \text{ кг}/24 \text{ часа}$$

г/ количество на отпадъка:

$$6868,8 - 6264 = 604,8 \text{ кг}/24 \text{ часа}$$

д/ разход на препарационни средства:

$$\frac{6525.0,3}{100} = 19,5 \text{ кг/24 часа}$$

Разходът – 19,5 кг/24 ч. е изчислен за базата на 100 %-ен продукт. В производството се използват емулсии със съответната концентрация на омаслител във вода.

При използване например на 6 %-на емулсия, разходът на препарационни средства ще бъде:

$$\frac{19,5 \cdot 100}{6} = 325 \text{ кг/24 часа}$$

е/ разход на авиважни средства:

$$\frac{6264 \cdot 0,2}{100} = 12,5 \text{ кг/24 часа}$$

изчислено като 100 %-ен продукт. При използване на 2 %-на емулсия разходът ще бъде:

$$\frac{12,5 \cdot 100}{2} = 625 \text{ кг/24 часа}$$

За нарязване на 6264 кг влакна ще са необходими следният брой комплекти:

$$\frac{6264}{750} = 8,35$$

Един комплект съдържа 6 ножа или : $8,35 \cdot 6 = 50$ ножа/24 часа
ж/разход на плочи за къдрачната машина:

$$\frac{6264}{2000} = 3,132 \text{ комплекта}$$

В един комплект се съдържат две плочи, или: $3,125 \cdot 2 = 6,25$ плочи/24 часа

з/ разход на формуващи дюзи за денонощие:

Разходът на дюзи се определя по следната формула:

$$P_{\text{дюзи}} = \frac{m \cdot 24}{\tau} [\text{кг} / 24\text{ч}] ,$$

където:

m – брой на работните места на овлакнителната машина;
 τ – продължителност на работа на една дюза без подмяна.

$$P_{\text{дюзи}} = \frac{18.24}{43} = 10 \text{ дюзи/24ч}$$

и/ скорост на формуване на овлакнителната машина:

Скоростта на формуване се изчислява по следната формула:

$$V = \frac{G \cdot 9000}{T} [\text{м/мин}] ,$$

където:

G – производителност на дозиращата помпа в г/мин;

T – титър на кабела от 1 работно място в дение;

Титърът на кабела от едно работно място се определя от следната зависимост:

$$T = \frac{1.5 \cdot 4.9 \cdot 468}{1.05} = 3276 \text{ дение} ,$$

където:

1,5 – титър на елементарните влакна след изтеглянето;

4,9 – степен на изтегляне;

468 – брой на отворите на формуващата дюза;

1,05 – коефициент на свиване.

Следователно скоростта на формуване на овлакнителната машина ще бъде равна на:

$$V = \frac{265 \cdot 9000}{3276} = 728 \text{ м/мин}$$

k / разход на кани за денонощие:

Титърът на кабела от една овлакнителна машина, изразен в дение, е следният:

$$3276 \cdot 17,5 = 57\,330 \text{ дение.}$$

Линията за дообработка е необходимо да се зареди с кабел, който има следния титър:

$$\frac{500\,000 \cdot 4,9}{1,05} = 2\,333\,333 \text{ дение}$$

Тогава разходът на кани ще бъде:

$$\frac{2\,333\,333}{57\,330} = 40,7 \approx 41 \text{ кани/24 часа}$$

л/ количество на кабела в една кана:

Една партида кабел се изработва за 48 часа. Денонощната производителност на овлакнителната машина е 6525 кг кабел. Следователно теглото на една партида е:

$$6525 \cdot 2 = 13\,050 \text{ кг}$$

Партидата се разпределя в 41 кани, или във всяка кана се съдържа следното количество кабел:

$$\frac{13\,050}{41} = 318,3 \text{ кг/ кана}$$

м/ теоретично време за изработване на една партида:

$$\frac{48}{1,03} = 46,6 \text{ часа}$$

н/ време за напълване на една кана:

$$\frac{46,6}{41} = 1,137 \text{ часа}$$

о/ скорост на изтичане на стопилката от отворите на филерните дюзи. Изчислява се по следната формула:

$$V_1 = \frac{Q}{n \cdot \gamma \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4}}$$

Q – производителност на дозиращата помпа см³/мин;

γ – относително тегло на стопилката;

d – диаметър на отворите на филерните дюзи, см;

n – брой на филерните дюзи.

$$V_1 = \frac{4,265}{468 \cdot 1,36 \cdot 3,14 \cdot 0,02^2} =$$
$$= 1326 \text{ см}^3 / \text{мин} = 13,26 \text{ м}^3 / \text{мин}$$

п/ дюзно изтегляне:

$$V_g = \frac{V - V_1}{V_1} \cdot 100\% \qquad V_g = \frac{728 - 13,26}{13,26} \cdot 100 = 5390\%$$

p/ теоретично време за работа на линията за дообработка:

$$\frac{48 - 2}{1,08} = 42,6 \text{ часа}$$

c/ скорост на получаване на изтеглен кабел на линията за дообработка:

Скоростта на получаване на изтеглен кабел се определя от скоростта на изтегляне на последното (второ) изтеглящо устройство, която е функция от скоростта на изтегляне на първото изтеглящо устройство и степента на изтегляне на полиестерните влакна.

Скоростта на изтегляне на първото изтеглящо устройство се определя по следната зависимост:

$$V = \frac{L}{\tau \cdot 60} [\text{м/мин}],$$

където:

L – дължина на кабела, съдържащ се в една кана, в м;

τ – теоретично време на работа на линията за дообработка.

Дължината на кабела, съдържащ се в една кана, се изчислява по следната формула:

$$L = v \cdot t \cdot 60,$$

където:

V – скорост на формуване на овлакнителната машина в м/мин;

t – време за напълване на 1 кана.

$$L = 728 \cdot 1,137 \cdot 60 = 49\,664 \text{ м}$$

Скоростта на изтегляне на първото изтеглящо устройство ще бъде равна на:

$$V = \frac{49664}{42,6 \cdot 60} = 19,43 \text{ м/мин}$$

Скоростта на изтегляне на второто изтеглящо устройство ще бъде равна на:

$$19,43 \cdot 4,9 = 95,2 \text{ м/мин}$$

Глава 6. ТЕХНОЛОГИЧНИ ИЗЧИСЛЕНИЯ ПРИ ПРОИЗВОДСТВОТО НА ПОЛИАКРИЛНИТРИЛНИ ВЛАКНА

Полиакрилнитрилните влакна се получават от съполимери на акрилонитрила с други мономери. В зависимост от химичния им състав са оформени две групи полиакрилнитрилни влакна – влакна, получени от съполимери на акрилонитрила, съдържащи до 15 % други мономери, и влакна от съполимер, съдържащ над 15 % други мономери. И двете групи полиакрилнитрилни (ПАН) влакна могат да бъдат получени по сухия и по мокрия метод на формуване. Формуването на тези влакна по сухия метод много малко се различава от сухия метод за формуване на ацетатните влакна. Основната част от ПАН влакната обаче се получават чрез формуване по мокрия метод в различни утаителни бани. Като утаителни бани се използват водни разтвори на диметилформамид (ДМФ), течни или разтопени мастни киселини, висши мастни алкохоли, глицерин, разредени разтвори на цинков хлорид, натриев роданид, азотна киселина, етиленкарбонат и диметилсулфоксид.

При производството на ПАН влакна практически се използват два метода за получаване на овлакнителните разтвори:

1/Разтваряне на готовия полимер в разтворителя.

2/Полимеризация на мономерите в присъствие на разтворител на получавания полимер. Това е така наречената лакова полимеризация.

Като разтворители за провеждане на лакова полимеризация се използват ДМФ, диметилсулфоксид, концентрирани водни разтвори на натриев роданид.

И при двата начина се получават овлакнителни разтвори с концентрация 15 – 25 % полимер. Вискозитетът на тези разтвори е в граници 100 – 300 сек. За понижаване на вискозитета и с това облекчаване на филтруването и обезвъздушаването на овлакнителните разтвори, те се подгряват до 353 К.

Технологичната схема за производство на ПАН и други поливинилови влакна, формувани по мокрия метод, включва следните основни процеси:

- Формуване на влакната.

От полиакрилонитрил и негови съполимери се произвеждат шапелни влакна и много рядко текстилни коприни. Те се формуват на обикновените овлакнителни машини вертикален или хоризонтален тип, или на машини, снабдени със специални овлакнителни тръби. Дозиращата помпа, свещния филтър и филерите практически не се различават от тези, използвани при формуване на вискозните шапелни влакна.

- Ориентационно изтегляне на свежоформуваните влакна.

Специфична за ПАН – влакната операция е изтеглянето им в свежоформувано състояние от 600 до 1000 %. Изтеглянето се осъществява в пластификационна баня, съдържаща известно малко количество от разтворителя, който е използван за разтваряне на полимера. Често пластификационната баня се загрява до температура 370 К. Само след изтегляне в пластично състояние ПАН – влакната имат достатъчна здравина.

- Промиване на влакната.

След пластификационното изтегляне ПАН – влакната съдържат значително количество разтворител, който се отстранява чрез промиване с вода. След промивката влакната се подлагат на обработка с авиважни средства за понижаване наелектризирането им и облекчаване на текстилната им преработка.

- Сушене и свиване на влакната.

След нанасянето на авиважните средства и обезводняване на влакната те се сушат. Понякога изсушените влакна се подлагат на допълнително ориентационно изтегляне от порядъка на 50 – 100 % за повишаване на здравината им. Често вместо на ориентационно изтегляне ПАН – влакната се подлагат обратно на свиване при повишена температура, за да се получат несвиващи се влакна или със зададена свиваемост в гореща вода.

- Накъдряне и нарязване на влакната.

На тези операции се подлагат само шапелните влакна. Те не се отличават от аналогичните операции, използвани при производството на полиестерни влакна. Често след гофриране ПАН – влакната не се нарязват, а се превръщат в шапелни влакна чрез конвертиране, при което се получава т.н. конверторна лента или кабел. В конверторната лента шапелните влакна са паралелизирани и без други обработки могат да се преработят до предприжда и прежда.

- Пресукване и пренамотаване.

Тези операции се извършват само при производството на текстилни коприни. Те не се отличават от същите операции при производството на полиамидни или полиестерни текстилни коприни.

- Термообработка на влакната.

Термообработката на готовите влакна е необходима операция за получаване на някои видове ПАН – влакна със специфични свойства, постоянна дължина, сук, къдравост и др. Процесът на термофиксиране на готовите влакна се осъществява така, както и при производството на полиамидни и полиестерни влакна.

Ще бъдат разгледани по-важните разчети, специфични за производството на ПАН – влакна по мокрия способ.

Пример 1. Да се изчисли съставът на изходната смес от мономери за получаване на съполимер със зададен състав, при следните изходни данни:

състав на съполимера, %	
акрилонитрил, %	– 85
винилацетат, %	– 15
относителна реакционна способност при полимеризация в разтвор:	
за акрилонитрила	– 4,5
за винилацетата	– 0,05
степен на превръщане на мономера в полимер, %	– 5

Решение

Изчисляването на изходния състав на мономерната смес за получаване на полимер със зададен състав се извършва със следното уравнение:

$$\frac{a}{b} = \frac{A_0}{B_0} \cdot \frac{k_1 A_0 + B_0}{k_2 B_0 + A_0}$$

където:

$a/b = x$ – представлява съотношение на количеството на мономерите в съполимера;

$A_0/B_0 = y$ е съотношението на количеството на мономерите в изходната смес;

k_1 и k_2 представляват относителната реакционна способност на всеки един от мономерите при съвместната им полимеризация. Те се определят експериментално или се вземат от съответни таблици.

Изчисление:

Молекулната маса на акрилонитрила е 53, а на винилацетата – 86.

$$a = \frac{85}{53} = 1,60$$

$$b = \frac{15}{86} = 0,17$$

Съотношението на мономерите в съполимера е равно на

$$x = \frac{a}{b} = \frac{1,60}{0,17} = 9,41$$

Съотношението на мономерите в изходната смес ще бъде равно на:

$$y = \frac{A_0}{B_0} = \frac{(9,41 - 1) + \sqrt{(9,41 - 1)^2 + 4 \cdot 9,41 \cdot 4,5 \cdot 0,05}}{2 \cdot 4,5} = 1,92$$

Освен това

$$A_0 + B_0 = 1 \quad \text{и} \quad \frac{A_0}{1 - A_0} = 1,92$$

Тогава

$$A_0 \approx 0,66 \quad \text{и} \quad B_0 \approx 0,34$$

Следователно изходната смес трябва да съдържа 66 молни процента акрилонитрил и 34 молни процента винилацетат.

Това означава, че от 100 кг смес от мономерите с горния състав могат да се получат 5 кг съполимер, който ще съдържа 85 % акрилонитрил и 15 % винилацетат.

Експериментално е определено, че с увеличаване степента на превръщане съотношението k_1/k_2 намалява.

Пример 2. Да се изчисли разходът на акрилонитрил, метилметакрилат и натриев винилсулфонат за производството чрез лакова полимеризация на 50 тона /24 часа ПАН – влакна при следните изходни данни:

Състав на готовите влакна, %:

полимер	-97,0
вода	-2,24
ДМФ	-0,05
титанов диоксид	-0,59
избелител	-0,01
антистатик	-0,08
омастител	-0,03

Загуба на полимер във вид на овлакнителен разтвор и мокри влакна при отделните производствени процеси в %:

филтруване на овлакнителния разтвор	-0,13
овлакняване	- 1,2
изтегляне и промиване	- 0,2
гофриране и опаковане	- 1,5

Съдържание на полимера в разтвора след реактора, %

-11,3

Съдържание на мономери в разтвора, постъпващ в реактора, %	
акрилонитрил	-18,7
метилметакрилат	- 1,2
натриев винилсулфонат	- 0,3

И з ч и с л е н и я :

За гофриране и опаковка постъпват следните количества влакна:

$$50 \cdot 1,015 = 50,75 \text{ тона/24 часа}$$

В тях се съдържа следното количество полимер:

$$50,75 \cdot 0,97 = 49,23 \text{ тона/24 часа}$$

На изтегляне постъпва следното количество полимер:

$$49,23 \cdot 1,002 = 49,32 \text{ тона/24 часа}$$

На формуване постъпва следното количество полимер:

$$49,32 \cdot 1,012 = 49,91 \text{ тона/24 часа}$$

Количеството полимер, постъпващо на филтруване, е следното:

$$49,91 \cdot 1,0013 = 49,97 \text{ тона/24 часа}$$

От реактора се получава следното количество овлакнителен разтвор:

$$\frac{49,97 \cdot 100}{11,3} = 442,21 \text{ тона / 24ч}$$

В реактора постъпва разтвор, съдържащ следните количества мономери:

акрилонитрил: $442,21 \cdot 0,187 = 82,7 \text{ тона/24 часа}$

метилметакрилат: $442,21 \cdot 0,012 = 5,3 \text{ тона/24 часа}$

натриев винилсулфонат: $442,21 \cdot 0,003 = 1,33 \text{ т/24 часа}$

В реактора постъпват следните количества мономери:

$$82,7 + 5,3 + 1,32 = 89,32$$

В случай на 55 % конверсия на мономерите в полимер, в реактора ще останат нереагирани следните количества мономери:

$$89,32 \cdot 0,45 = 40,19 \text{ тона/24 часа}$$

4,45 % от мономерите, съдържащи се във влакнителния разтвор, се губят и това количество е следното:

$$40,19 \cdot 0,0445 = 1,79 \text{ тона/24 часа}$$

В демономеризатора се изпарява следното количество мономери:

$$40,19 - 1,79 = 38,4 \text{ тона/24 часа}$$

От това количество мономери кондензират и се връщат отново в реактора 99,7 %, което представлява:

$$38,4 \cdot 0,997 = 38,3 \text{ тона/24 часа}$$

Загубата от мономери при смесването им в реактора ще бъде (в %):

загуби с течностите	– 0,119
загуби в атмосферата	– 0,098
Общо	– 0,217

Или: $89,32 \cdot 0,00217 = 0,194$ тона/24 часа

Количеството на новоподавани мономери ще бъде равно на:

$$89,32 + 0,194 - 38,3 = 51,214 \text{ тона/24 часа}$$

Състава на сместа от новоподавани мономери в % е следния:

акрилонитрил	– 93,6
метилметакрилат	– 5,9
вода	– 0,5

Следователно в смесителя постъпва следното количество нов акрилонитрил:

$$51,214 \cdot 0,936 = 47,94 \text{ тона/24 часа}$$

За метилметакрилата това количество ще бъде:

$$51,214 \cdot 0,059 = 3,02 \text{ тона/24 часа}$$

Загубите на мономери от разтоварване и съхраняване са равни на: (в %):

акрилонитрил	– 0,159
метилметакрилат	– 0,03

Разходът на акрилонитрил ще бъде:

$$47,94 \cdot 1,00159 = 48,01 \text{ тона/24 часа}$$

Разходът на метилметакрилат ще бъде:

$$3,02 \cdot 1,0003 = 3,021 \text{ тона/24 часа}$$

Натриевият винилсулфонат се съдържа в полимера в количество 1,2 %, което представлява:

$$49,97 \cdot 0,012 = 0,60 \text{ тона/24 часа}$$

При регенерация се връща 33 % от него, което представлява:

$$0,60 \cdot 0,33 = 0,2 \text{ тона/24 часа}$$

В реактора постъпва 1,32 т/24 часа натриев винилсулфонат. Следователно в смесителя се подава:

$$1,32 - 0,2 = 1,12 \text{ тона/24 часа}$$

Относителният разход на акрилонитрил за тон влакна ще бъде:

$$\frac{48,01}{50} = 0,96 \text{ тона / тон}$$

на метилметакрилат: $\frac{3,021}{50} = 0,06 \text{ тона / тон}$

на натриев винилсулфонат: $\frac{1,12}{50} = 0,022 \text{ тона / тон}$

Пример 3. Да се направи материален баланс на диметилформамида (ДМФ) при производството на полиакрилонитрилни влакна.

Изходни данни:

Производителност на инсталацията, тона влакна/24ч.	–	50
Скорост на формуване, м/мин	–	8
Степен на изтегляне, кратност:		
първо изтегляне	–	2,0
пластификационно изтегляне	–	4,0
допълнително изтегляне	–	1,55
Свиване на влакната при сушене, %	–	30
Линейна плътност на влакната, текс	–	0,333
Брой на работните места в машината	–	18
Брой на филерните отвори	–	54 000
Загуба при производството, %		
като овлакнителен разтвор	–	0,5
(от съдържащия се в него ДМФ се регенерира 80 %)		
като влакна	–	1,0
Състав на овлакнителния разтвор, %		
полиакрилонитрил	–	20
диметилформамид	–	80
Параметри на първата баня:		
съдържание на диметилформамид, %	–	60
температура, К	–	283
увличане на утаителна баня от кабела, отнесено за 1 кг влакна, кг	–	4,25
диметилформамид, % от масата на влакната	–	300
Параметри на втората баня:		
съдържание на диметилформамид, %	–	18
температура, К	–	353
Състав на кабела, %		
полиакрилонитрил	–	60

диметилформаид	–	25
вода	–	15
Параметри на третата баня:		
съдържание на диметилформаид, %	–	0,5
температура, К	–	368
Състав на кабела, %:		
полиакрилнитрил	–	60
диметилформаид	–	0,05
вода	–	39,95

И з ч и с л е н и е :

Първоначално се изчислява количеството вода и диметилформаид, което се изпарява от повърхността на формувашите бани.

По таблични данни количеството на изпаряващата се вода за 1 час в $\text{кг}/\text{м}^2$ е:

за първата баня при 283 К	–	0,28
парен натиск на водните пари ($P_{\text{H}_2\text{O}}$), Па,	–	13,300
за втората баня при 353 К	–	9,87
парен натиск на водните пари ($P_{\text{H}_2\text{O}}$), Па,	–	465 000
за третата баня при 368 К	–	17,6
парен натиск на водните пари ($P_{\text{H}_2\text{O}}$), Па,	–	490 000

Приемаме, че отношението $P_{\text{ДМФ}}/P_{\text{H}_2\text{O}}$ в границите 283 – 353 К е постоянна величина. Тогава :

$$K = \frac{P_{\text{ДМФ}}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{5320}{23280} = 0,228$$

Стойностите $P_{\text{ДМФ}} = 5320$ и $P_{\text{H}_2\text{O}} = 23280$ са таблични стойности.

По условие в първата баня се съдържа 60 % ДМФ. Тогава в 1 кг баня ще се съдържат следните молове:

$$\text{ДМФ} = \frac{600}{73} = 8,22 \text{ мола} \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{400}{18} = 22,22 \text{ мола}$$

или общо 30,44 мола.

От тук в първата баня се съдържат следните молни проценти:

$$\text{ДМФ} = \frac{8,22}{30,44} \cdot 100 = 27,0 \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{22,22}{30,44} \cdot 100 = 73,0$$

Във втората баня се съдържат:

$$\text{ДМФ} = \frac{180}{73} = 2,47 \text{ мола} \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{820}{18} = 45,56 \text{ мола}$$

В молни проценти ще се съдържат съответно:

$$\text{ДМФ} = \frac{2,47 \cdot 100}{2,47 + 45,56} = 5,14 \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{45,56 \cdot 100}{2,47 + 45,56} = 94,86$$

В третата баня се съдържат:

$$\text{ДМФ} = \frac{0,5}{73} = 0,07 \text{ мола} \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{955}{18} = 53 \text{ мола}$$

В молни проценти:

$$\text{ДМФ} = \frac{0,07 \cdot 100}{0,07 + 53} = 0,13 \quad \text{H}_2\text{O} = \frac{53 \cdot 100}{0,07 + 53} = 99,9$$

Загубите от диметилформаид и вода от повърхността на баните в резултат на изпарение се изчисляват по следния начин:

Първа баня – при температура 283 К:

$$P_{\text{ДМФ}} = 0,228 \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,228 \cdot 13\,300 = 3032 \text{ Па}$$

$$\sum P = X_1 \cdot P_1 + X_2 \cdot P_2 = 0,27 \cdot 3032 + 0,73 \cdot 13\,300 = 10\,528 \text{ Па}$$

X_1 – молния процент на ДМФ

X_2 – молния процент на H_2O .

Съдържанието на ДМФ в парите е равно на:

$$C = \frac{X_1 \cdot P_1}{\sum P} \cdot 100 = \frac{0,27 \cdot 3032}{10\,528} \cdot 100 = 7,77 \% (\text{молни}) \text{ или } 23,6 \% (\text{масови})$$

От повърхността на банята се изпаряват за 1 час:

$$\text{ДМФ} = 0,236 \cdot 0,28 = 0,066 \text{ кг/м}^2$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,764 \cdot 0,28 = 0,213 \text{ кг/м}^2$$

Втора баня – при температура 353 К:

$$P_{\text{ДМФ}} = 0,228 \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,228 \cdot 465\,000 = 106\,020 \text{ Па}$$

$$\sum P = 0,0514 \cdot 106\,020 + 0,9486 \cdot 465\,000 = 446\,548 \text{ Па}$$

В парите се съдържа следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = \frac{0,0514 \cdot 106\,020}{446\,548} \cdot 100 = 1,22 \% (\text{молни}) \text{ или } 4,90 \% (\text{масови})$$

От повърхността на банята се изпаряват за 1 час следните количества:

$$\text{ДМФ} = 0,049 \cdot 9,87 = 0,484 \text{ кг/м}^2$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,951 \cdot 9,87 = 9,386 \text{ кг/м}^2$$

Трета баня – при температура 368 К:

$$P_{\text{ДМФ}} = 0,228 \cdot 490\,000 \approx 112\,000 \text{ Па}$$

$$\sum P = 0,005 \cdot 112\,000 + 0,995 \cdot 490\,000 = 488\,109 \text{ Па}$$

В парите се съдържа следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = \frac{0,007 \cdot 112\,000}{488\,109} \cdot 100 = 0,16\% (\text{молни}) \text{ или } 0,58\% (\text{масови})$$

От повърхността на банята се изпаряват за 1 час следните количества:

$$\text{ДМФ} = 0,0058 \cdot 17,6 = 0,10 \text{ кг/м}^2$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,994 \cdot 17,6 = 17,49 \text{ кг/м}^2$$

Повърхността на банята в един агрегат е съответно: (м²)

първа баня: – 1,2

втора баня: – 0,7

трета баня: – 1,2

Производителността на един агрегат в денонощие при скорост на формуване :

$$V = 8 \cdot 2 \cdot 4 = 64 \text{ м/мин ще бъде:}$$

$$Q = \frac{64 \cdot 18 \cdot 54\,000 \cdot 0,333 \cdot 60 \cdot 24 \cdot 0,99 \cdot 0,95 \cdot 0,94}{1000 \cdot 1000} = 26\,372 \text{ кг/24ч,}$$

където:

0,99 – *коэффициент, отчитащ отпадъчните влакна;*

0,95 – *коэффициент на полезно действие;*

0,94 – *коэффициент на работещото оборудване.*

При производителност на инсталацията 50т/24 часа ще са необходими:

$$\frac{50\,000}{26\,372} \approx 2 \text{ агрегата}$$

При формуването за 1 час в банята постъпва следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = \frac{50\,000 \cdot 1,015 \cdot 80}{24 \cdot 20} = 8458,3 \text{ кг,}$$

където 1,015 е коэффициент, отчитащ загубите при производството.

От първа баня се увлича с кабела следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = \frac{50\,000 \cdot 1,015,3}{24} = 6343,75 \text{ кг}$$

От първа баня за 1 час се изпарява следното количество ДМФ и вода:

$$\text{ДМФ} = 1,2 \cdot 2 \cdot 0,066 = 0,1584 \text{ кг}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1,2 \cdot 2 \cdot 0,231 = 0,5544 \text{ кг}$$

В първата баня остава следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = 8458,3 - 6343,75 - 0,1584 = 2114,4 \text{ кг}$$

Количеството на водата, което се изнася от първата баня, е равно на разликата от увлечената от кабела баня (4,25кг), и количеството на ДМФ, което се съдържа в нея (3,0кг).

$$4,25 - 3 = 1,25 \text{ кг/кг}$$

За 1 час от първата баня се изнася следното количество вода:

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{50\,000 \cdot 1,01,1,25}{24} = 2630,2 \text{ кг}$$

При допустимо понижаване концентрацията на ДМФ в първата баня 30 кг/м³ часовият циркуляционен обем на банята трябва да бъде равен на:

$$\frac{2114,4 \cdot 1000}{30} = 70480 \text{ л / час}$$

Съдържанието на ДМФ в работната първа баня е 60 %. Следователно за един час с нея постъпва следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = 0,6 \cdot 70\,480 = 42\,288 \text{ кг/час}$$

След овлакняването количеството на ДМФ нараства на:

$$42\,288 + 2114,4 = 44\,402,4 \text{ кг/час}$$

Като се отчете отделящата се вода, концентрацията на ДМФ в отработената първа баня е равна на:

$$\text{ДМФ} = \frac{44\,402,4 \cdot 100}{70\,480 - 2630,2} = 65,44\%$$

За да се поддържа в необходимите граници концентрацията на ДМФ в работния разтвор, трябва да се подложи на регенерация следното количество отработена първа баня:

$$\frac{2114,4}{0,6544} = 3231 \text{ кг}$$

От втората баня се изнася следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = \frac{50\,000 \cdot 1,01}{24} \cdot \frac{0,25}{0,60} = 876,7 \text{ кг}$$

От втората баня се изпарява за 1 час следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = 0,7 \cdot 2 \cdot 0,484 = 0,678 \text{ кг}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,7 \cdot 2 \cdot 9,386 = 13,14 \text{ кг}$$

Във втората баня остава следното количество ДМФ:

$$6343,75 - 876,7 - 0,678 = 5466,4 \text{ кг}$$

От втората баня се изнася с кабела следното количество вода:

$$\frac{50000 \cdot 1,01 \cdot 0,15}{24 \cdot 0,6} = 526 \text{ кг}$$

Общо от втората баня се отделя следното количество вода:

$$526 + 13,14 = 539,14 \text{ кг}$$

При допустима разлика в концентрацията на ДМФ във втората баня 10 г/л, циркулационната баня ще е равна на:

$$\frac{5466,4 \cdot 1000}{10} = 546640 \text{ л/час}$$

Концентрацията на ДМФ във втората баня е равна на 18 %. С банята постъпва за 1 час следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ} = 0,18 \cdot 546640 = 98395,2 \text{ кг}$$

При преминаване на кабела във втората вана остават 5466,4 кг ДМФ и се отнасят 539,14 кг вода. При това концентрацията на ДМФ ще е равна на:

$$\frac{98395,2 + 5466,4}{546640 + 5466,4 - 539,14} \cdot 100 = 18,83 \%$$

За регенерация от втората баня трябва да се отделят

$$\frac{5466,4}{0,1883} = 29030,3 \text{ кг}$$

В промивните води след втората баня се съдържа следното количество ДМФ:

$$8458,3 - 2114,4 - 5466,4 - \frac{50\,000 \cdot 1,01 \cdot 0,05}{24 \cdot 60} = 875,75 \text{ кг}$$

На ректификация се подлага смес от първа, втора баня и промивните води, съдържаща следното количество ДМФ:

$$2114,4 + 5466,4 + 875,75 = 8456,5 \text{ кг}$$

При регенерация на банята се губи 1 % от ДМФ:

$$8456,5 \cdot 0,01 = 84,57 \text{ кг}$$

С овлакнителния разтвор се губи следното количество ДМФ:

$$\frac{50000 \cdot 0,005 \cdot 0,2 \cdot 80}{20 \cdot 24} = 8,33 \text{ кг / час}$$

Общите загуби на ДМФ са:

в първа баня:	-0,1584 кг
във втора баня:	- 0,678 кг
от регенерация на бани:	- 84,57 кг
от овлакнителния р-р:	- 8,33 кг
Общо:	- 93,74 кг

При рецикулация на овлакнителния разтвор и при вакуум-дестилацията част от ДМФ термично деструктира. Това количество е 1 % от ДМФ, участващ в процеса:

$$\frac{50000 \cdot 1,015 \cdot 80}{24 \cdot 20} \cdot 0,01 = 84,58 \text{ кг}$$

Общият разход на ДМФ ще бъде :

$$93,74 + 84,58 = 178,3 \text{ кг/час}$$

Разходът на ДМФ за единица продукция е равен на :

$$\frac{178,3 \cdot 24}{50000} = 0,0856 \text{ кг/кг влакна}$$

Пример 4. Втори вариант. Изчисление разхода на диметилформамид.

Изходни данни:

производителност на завода, т/24 часа,	-39,6
отпадък, %,	- 1
състав на овлакнителния разтвор, %:	
ПАН	- 20
ДМФ	- 80

Параметри на овлакнителната баня :

		Първа баня	Втора баня	Трета баня
1.	Съдържание на ДМФ, %	60	18	0,5
2.	Състав на кабела, %			
	ПАН	–	60	60
	ДМФ	300	25	0,05
	H ₂ O	–	15	39,9
3.	Допустима разлика в конц.на ДМФ, г/л	30	10	–
4.	Загуби на овл.разтвор, общо, %	0,5		
5.	При регенерация на ДМТ от банята се губи 1 %.			

И з ч и с л е н и е :

Отначало се определя часовата производителност на завода за полиакрилнитрилни влакна:

$$\frac{39600}{24} = 1650 \text{ кг/24ч}$$

Необходимото количество полиакрилнитрилна смола за производството на влакната се изчислява, като се вземат под внимание загубите:

$$1650 \cdot 1,01 = 1666,5 \text{ кг/24 ч}$$

Баланс на първа баня:

В овлакнителния разтвор за 1 час постъпва следното количество ДМФ:

$$\text{ДМФ } 80 \text{ кг} \quad - \quad 20 \text{ кг ПАН}$$

$$X \quad - \quad 1666,5 \text{ кг ПАН}$$

$$X = \frac{80 \cdot 1666,5}{20} = 6666 \text{ кг ДМФ}$$

Със свежоформуваните влакна се увелича следното количество ДМФ:

$$\frac{1666,5 \cdot 300}{100} = 4999,5 \text{ кг}$$

В първа баня се внася следното количество ДМФ:

$$6666 - 4999,5 = 1666,5 \text{ кг ДМФ}$$

Часовият циркуляционен обем на първа баня се намира по следния начин:

Допустимата разлика в концентрацията на ДМФ е 30 г/л.

$$\begin{aligned} & \frac{30}{1000} \text{ кг ДМФ} - 1 \text{ л баня} \\ & 1666,5 \text{ кг ДМФ} - X \text{ л баня} \\ X &= \frac{1666,5 \cdot 1000}{30} = 55550 \text{ л / час баня} \end{aligned}$$

В това количество баня се съдържа следното количество ДМФ:

$$\frac{55550 \cdot 60}{100} = 33330 \text{ кг ДМФ}$$

Количеството ДМФ, внесено с овлакнителния разтвор, което постъпва допълнително в банята след формуването, т.е. 1666,5 кг, е необходимо да се отдели от банята.

Баланс на втора баня:

От втора баня се отнася следното количество ДМФ, увлечено от кабела:

$$\begin{aligned} 60 \text{ кг ПАН} & \quad - \quad 25 \text{ кг ДМФ} \\ 1666,5 \text{ кг ПАН} & \quad - \quad X \text{ кг ДМФ} \end{aligned}$$

$$X = \frac{1666,5 \cdot 25}{60} = 694,4 \text{ кг ДМФ}$$

В банята остава следното количество ДМФ, пренесено от първа баня:

$$4999,5 - 694,4 = 4305,1 \text{ кг ДМФ}$$

Часовият циркуляционен обем на тази баня ще бъде равен на:

Допустимата разлика в концентрацията на ДМФ е 10 г/л

$$\begin{aligned} & \frac{10}{1000} \text{ кг ДМФ} - 1 \text{ л баня} \\ & 4305,1 \text{ кг ДМФ} - X \text{ л баня} \\ X &= \frac{4305,1 \cdot 1000}{100} = 430510 \text{ л} \end{aligned}$$

В тази баня се съдържа следното количество ДМФ:

$$\frac{430510 \cdot 18}{100} = 77491,8 \text{ кг}$$

Общото количество ДМФ, което се съдържа в отработената водна баня е равно на:

$$77491,8 + 4305,1 = 81796,9 \text{ кг}$$

Допълнително внесено количество ДМФ във втора баня – 4305,1 кг, трябва да се отдели и регенерира.

Баланс на трета баня:

От трета баня се отнася с кабела следното количество ДМФ:

$$60 \text{ кг ПАН} \quad - \quad 0,05 \text{ кг ДМФ}$$

$$1666,5 \text{ кг ПАН} \quad - \quad X \text{ кг ДМФ}$$

$$X = \frac{1666,5 \cdot 0,05}{60} = 1,39 \text{ кг}$$

В трета баня остава следното количество ДМФ:

$$694,4 - 1,39 = 693 \text{ кг}$$

Количеството ДМФ, което се отделя от трите бани и се подлага на регенериране е равно на:

$$1666,5 + 4305,1 + 693 = 6664,6 \text{ кг}$$

При регенерирането на отработените бани се получават загуби на ДМФ 1% или:

$$\frac{6664,6 \cdot 1}{100} = 66,65 \text{ кг ДМФ}$$

Загубите от овлакнителен разтвор представляват 0,5%. В овлакнителния разтвор се съдържа 6666 кг ДМФ. Следователно загубите ще бъдат:

$$\frac{6666 \cdot 0,5}{100} = 33,33 \text{ кг ДМФ}$$

ДМФ от овлакнителните разтвори също се подлага на регенериране и 80 % от него се връща отново в производството:

$$33,33 \cdot 0,8 = 26,66 \text{ кг}$$

Загубите ще бъдат:

$$33,33 - 26,66 = 6,67 \text{ кг ДМФ}$$

Общо загубите ще бъдат:

$$66,65 + 6,67 = 73,32 \text{ кг ДМФ}$$

Разходът на ДМФ за 1 тон влакна ще бъде :

$$73,32 / 1,65 = 44,44 \text{ кг/тон}$$

Пример 5. Да се изчисли броят на секциите на облагородителната машина и разхода на вода при облагородяване на полиакрилонитрилните влакна.

При облагородяване на ПАН влакната е необходимо от тях да се отмие разтворителя. Измитите влакна трябва да съдържат минимално

количество ДМФ, а промивните води, отправени на регенерация – максимална концентрация. Това се постига с помощта на многосекционни противоточни промивни агрегати, през които преминават влакната под формата на кабел.

При технологичните разчети на тези агрегати се определя броя на секциите, размерите им и количеството промивна вода, което трябва да се подава в тях.

Технологичния режим на облагородяването може да бъде осъществен в два варианта. Първият вариант се основава на използване на цялото количество промивна вода за разреждане на утаителната баня. При втория вариант част от промивните води се изпраща за регенериране и част за разреждане на утаителната баня. За всеки от технологичните режими се налагат съответни изчисления.

Първи вариант:

Изходни данни:

състав на овлакнителния разтвор, %	
полиакрилонитрил	– 20
диметилформамид	– 80
състав на утаителната баня, %	
диметилформамид	– 60
вода	– 40
съдържание на ДМФ във влакната след промивката, %	– 0,01
течност във влакната след изпресване, %	– 200

И з ч и с л е н и е :

Количеството на водата, необходимо за промиване на влакната, се определя със следната формула:

$$W = w + d_0 \frac{1 - C_1}{C_1},$$

където:

- w – съдържание на течност във влакната в кг/1 кг влакна
- d_0 – съдържанието на ДМФ в овлакнителния разтвор кг/кг влакна (80/20=4).
- C_1 – съдържанието на ДМФ в утаителната баня кг/1 кг баня (60/100=0,6)

$$W = 2 + 4 \cdot \frac{1 - 0,6}{0,6} = 4,67 \text{ кг / 1 кг влакна}$$

Броят на секциите на миешата машина се изчислява по следната формула:

$$n = \frac{\lg d_0 - \lg d_k + \lg(1 - C_1)}{\lg\left(\frac{d_0 - d_k}{C_1} - d_0 + w\right) - \lg w},$$

където:

d_0 – съдържанието на ДМФ в овлакнителния разтвор, кг/кг влакна (4,0)

d_k – съдържанието на ДМФ във влакната след промиването, кг/кг влакна (0,01/100=0,0001)

C_1 – съдържанието на ДМФ в утаителната баня, кг/кг влакна (0,6)

w – съдържанието на течност във влакната след изстискването, кг/кг влакна (2)

$$n = \frac{\lg 4 - \lg 0,0001 + \lg(1 - 0,6)}{\lg\left(\frac{4 - 0,0001}{0,6} - 4 + 2\right) - \lg 2} = 11,4 \approx 12$$

Втори вариант:

Освен изходните данни, посочени в първия вариант, е посочена и концентрацията на разтвора, който се изпраща за регенерация – $C = 25\%$ или 0,25 кг за 1 кг баня

Изчисления:

Количеството на водата необходима за промиване на влакната се изчислява с формулата:

$$W = \frac{d_0 - d_k}{C} - d_0 + w = \frac{4 - 0,0001}{0,25} - 4 + 2 = 14 \text{ кг / кг влакна}$$

Броят на секциите на промивания агрегат включително утаителната баня се изчисляват с формулата:

$$n = \frac{\lg d_0 - \lg d_k + \lg(1 - C_1)}{\lg\left(\frac{d_0 - d_k}{C} - d_0 + w\right) - \lg w}$$

$$n = \frac{\lg 4 - \lg 0,0001 + \lg(1 - 0,6)}{\lg\left(\frac{4 - 0,0001}{0,25} - 4 + 2\right) - \lg 2} = 4,95 \approx 5 \text{ секции}$$

Пример 6. Да се определи количеството на циркулиращата утаителна баня при производството на ПАН влакна при следните изходни данни:

състав на овлакнителния разтвор, %	
полиакрилнитрил	– 20
диметилформамид	– 80
подаване на овлакнителен разтвор на едно работно място, г/мин	– 670
допустимо изменение в концентрацията на утаителната баня, г/л полимер	– 2

И з ч и с л е н и я :

Количеството на ДМФ, постъпващ в утаителната баня, ще бъде:

$$\frac{80}{20} = 4 \text{ г/г полимер}$$

Количеството на ДМФ, което остава в утаителната баня, ще бъде:

$$4 - 2 = 2 \text{ г/г полимер}$$

Количеството на полимера, постъпващ на едно работно място, ще бъде:

$$0,20 \cdot 670 = 134 \text{ г/мин}$$

Количеството на утаителна баня, което трябва за една минута да се подава на едно работно място, ще бъде:

$$\frac{134 \cdot 2}{20} = 13,4 \text{ л}$$

Технологични изчисления при формуването и дообработката на ПАН влакна.

Пример 7. Да се изчисли производителността на дозиращата помпа при производството на ПАН влакна в г/мин при следните изходни данни:

среден титър на елементарните влакна, дение	– 3
съдържание на полимер в овлакнителния разтвор, %	– 20
скорост на формуване на влакната, м/мин	– 9
брой на отворите на формуващите дюзи	– 12000
степен на изтегляне	– 4,6
съдържание на влага във влакната, %	– 1
съдържание на авиважни средства, %	– 0,5
свиваемост на влакната преди фиксирането, %	– 15

Решение:

Производителността на дозиращата помпа се изчислява със следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot D \cdot K_{AB} \cdot K_{ВЛ} \cdot K_{СВ} \cdot Z \cdot 100 \cdot n}{9000a} \text{ [г/мин]},$$

където:

V – скорост на формуване, м/мин;

D – титър на елементарните влакна, дение;

K_{AB} – коефициент, отчитащ съдържанието на авиважни средства

във влакната $\frac{100-0,5}{100} = 0,995$;

$K_{ВЛ}$ – коефициент, отчитащ съдържанието на вода във

влакната $\frac{100-1}{100} = 0,99$;

$K_{СВ}$ – коефициент, отчитащ свиваемостта на

влакната $\frac{100-15}{100} = 0,85$;

n – брой на отворите на формуващата дюза;

Z – степен на изтегляне;

a – съдържание на полимер в овлакнителния разтвор, %.

$$Q = \frac{9 \cdot 3 \cdot 0,995 \cdot 0,99 \cdot 0,85 \cdot 12000 \cdot 4,6 \cdot 100}{9000 \cdot 20} = 693,3 \text{ г/мин}$$

Пример 8. Да се изчисли дюзното изтегляне в % при формуване на ПАН влакна при следните изходни данни:

производителност на дозиращата помпа, г/мин	–693,3
относително тегло на овлакнителния разтвор	–1,19
скорост на формуване, м/мин	– 9
брой на отворите на формуващите дюзи	–12000
диаметър на отворите на овлакнителните дюзи, мм	– 0,1

Решение:

Дюзното изтегляне се изчислява по следната формула:

$$V_{cp} = \frac{V - V_1}{V_1} \cdot 100\%$$

$$V_1 = \frac{Q}{F}; \quad F = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot n$$

$$Q = 693,3 \text{ г / мин} = \frac{693,3}{1,19} \cdot 582,6 \text{ см}^3 / \text{мин}$$

$$F = \frac{\pi \cdot 0,1^2}{4} \cdot 12000 = 94,2 \text{ мм}^2 = 0,942 \text{ см}^2$$

$$V_1 = \frac{Q}{F} = \frac{582,6}{0,942} = 618,36 \text{ см / мин} = 6,18 \text{ м / мин}$$

$$V_{\text{cp}} = \frac{9 - 6,18}{6,18} \cdot 100 = 45,63\%$$

Пример 9. Да се изчисли производителността на линия за формуване и дообработка на ПАН влакна със среден титър на елементарните влакна 3 дение при следните изходни данни:

скорост на формуване на влакната, м/мин	–	9
брой на отворите на формуващата дюза	–	12000
брой на работните места на формуващата машина	–	60
степен на изтегляне	–	4,6
коэффициент на полезно действие	–	0,98

Решение:

Производителността на формуващата машина се изчислява по следната формула:

$$Q = \frac{V \cdot D \cdot n \cdot m \cdot Z \cdot K \cdot 60 \cdot 24}{9000 \cdot 1000} [\text{кг} / 24\text{ч}],$$

където:

V – скорост на формуване в м/мин;

D – титър на елементарните влакна;

n – брой на отворите на формуващата дюза;

m – брой на работните места;

Z – степен на ориентационно изтегляне;

K – коэффициент на полезно действие;

$$Q = \frac{9 \cdot 3 \cdot 12000 \cdot 60 \cdot 4,6 \cdot 0,98 \cdot 60 \cdot 24}{9000 \cdot 1000} = 14021 [\text{кг} / 24\text{ч}]$$

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Е. В. Гарф, А. Б. Пакшвер – Технические расчеты в производстве химических волокон, Химия, Москва 1978г.
2. Борисов А. Л., Проектирование предприятия искусственных волокон, Химия, Москва 1976 г.
3. А. Б. Пакшвер, А. И. Меос – Технологические расчеты в производстве химических волокон, Химия, Москва, 1966г.
4. В. Лалева, А. Филипова – Ръководство за лабораторни упражнения по химични влакна, Техника, София 1967г.
5. Браверман П. Ф., А. В. Чачиани, Оборудване и механизация производства химических волокон, Машиностроене, Москва, 1975 г.
6. Г.И.Кудрявцев и др., Полиамидные волокна, М.1976.
7. Б.В.Петухов, Полиэфирные волокна, М. 1976.
8. К.Е.Перепелкин и др., Карбоцелные синтетические волокна, М.1973.
9. А.Б.Пакшвер и др., Свойства и особенности переработки химических волокон, М.1975.
10. А.Зябицкий, Теоретические основы производства химических волокон, М. 1990.
11. С.П.Папков, Физико-химические основы производства искусственных и синтетических волокон, М., 1972 г.
12. А.Т.Серков, Вискозные волокна, М., 1981 г.
13. А.Б.Пакшвер, Физико-химические основы технологии химических волокон, М., 1972 г.
14. З.А.Роговин, Основы химии и технологии химических волокон, М.,1974г.
15. С.П.Папков, Теоретические основы производства химических волокон, М., 1990 г.
16. А.С.Чеголя и др., Аналитический контроль производства синтетических волокон, М., 1982 г.
17. С.П.Папков, Полимерные волокнистые материалы, М., 1986 г.
18. М.Н.Белицин, Синтетические и искусственные нити, М., 1976 г.
19. Конев Д., Приборы контроля показателей качества химических волокон, М., 1985 г.
20. А.Зябицкий, Высокоскоростное формование волокон, М., 1988 г.