

Министерство сельского хозяйства РФ

ФГБОУ ВО «Воронежский государственный аграрный университет  
имени императора Петра I»

# РАСЧЕТЫ ОБОРУДОВАНИЯ МАСЛОЖИРОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Учебное пособие

для подготовки бакалавров по направлению 19.03.02  
«Продукты питания из растительного сырья»

Воронеж  
2017

УДК 664.31/.34.032 (075)

ББК 36.81-5я7

Р 248

Авторы: Бутова С.В., Сорокина И.А.,  
Королькова Н.В., Шахова М.Н.

Рецензенты:

доктор технических наук, профессор кафедры  
«Машины и аппараты пищевых производств» ВГУИТ Шахов С.В.;  
кандидат технических наук, доцент кафедры эксплуатации  
транспортных и технологических машин ВГАУ Булыгин Н.Н.

Р 248 Расчеты оборудования масложировой промышленности:  
учебное пособие / С.В. Бутова, И.А. Сорокина, Н.В. Ко-  
ролькова, М.Н. Шахова. – Воронеж: ФГБОУ ВО Воронеж-  
ский ГАУ, 2017. – 151 с.

В учебном пособии представлены расчеты основного техноло-  
гического оборудования, применяемого в масложировой промыш-  
ленности. Даны примеры, рассмотрение которых облегчает процесс  
курсового и дипломного проектирования цехов масложировых  
предприятий для студентов направления подготовки бакалавров  
19.03.02 «Продукты питания из растительного сырья».

Табл. 9. Ил. 4. Библиогр.: 15 назв.

© Бутова С.В., Сорокина И.А., Королькова Н.В., Шахова М.Н.,  
2017

© ФГБОУ ВО Воронежский ГАУ, 2017

## Оглавление

Введение .....	4
Глава 1. ОБОРУДОВАНИЕ ОБЩЕГО НАЗНАЧЕНИЯ .....	6
1.1. Подъемно-транспортное оборудование .....	7
2.1. Насосы и трубопроводы .....	20
3.1. Оборудование для приемки и хранения сырья и материалов .....	29
4.1. Теплообменные аппараты для обработки жиров и продуктов их переработки .....	32
5.1. Оборудование для разделения неоднородных систем ..	53
6.1. Оборудование для сушки сырья и материалов .....	57
Глава 2. ОБОРУДОВАНИЕ ПРОИЗВОДСТВА РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ .....	70
2.1. Оборудование для очистки семян .....	70
2.2. Оборудование для обрушивания маслосемян .....	74
2.3. Оборудование для измельчения семян и побочных продуктов .....	82
2.4. Оборудование для влаготепловой обработки и прессования масличного сырья .....	86
2.5. Экстракционное оборудование .....	92
2.6. Оборудование для дистилляции мисцеллы .....	94
Глава 3. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ РАФИНАЦИИ МАСЕЛ И ЖИРОВ .....	101
3.1. Оборудование для гидратации и щелочной нейтрализации масел .....	101
3.2. Оборудование для отбелки и дезодорации жиров .....	110
Глава 4. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ГИДРОГЕНИЗАЦИИ ЖИРОВ .....	115
Глава 5. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА МАРГАРИНА И МАЙОНЕЗА .....	121
5.1. Оборудование для эмульгирования и гомогенизации маргариновой эмульсии .....	121
5.2. Оборудование для переохлаждения маргариновой эмульсии .....	124
5.3. Оборудование для производства майонеза .....	127
Глава 6. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА МЫЛА ...	134
6.1. Оборудование для варки мыла .....	134
6.2. Разделение и промывка мыльных растворов .....	136
6.3. Оборудование для охлаждения и сушки мыла .....	142
6.4. Оборудование для механической обработки мыла .....	146
Список литературы .....	150

## ВВЕДЕНИЕ

Дисциплина «Оборудование масложировой промышленности» является обязательной дисциплиной образовательной программы подготовки бакалавров по направлению 19.03.02 – «Продукты питания из растительного сырья». В данном курсе изучается устройство и принцип действия технологического оборудования по производству и переработке растительных масел и жиров, его назначение и классификация, методы расчета основных его параметров.

Предлагаемое пособие предназначено для повышения уровня подготовки обучающихся, закрепления теоретических знаний и приобретения практических навыков в области расчета технологического оборудования. Практический опыт и навыки вырабатываются многократными упражнениями в решении конкретных задач.

Детально и последовательно данное пособие знакомит с инженерными методиками расчета основных видов оборудования масложировой промышленности. Изложенные в доступной форме сценарий расчета оборудования и методология проектирования масложировых производств, станут хорошим подспорьем в работе над курсовыми проектами и выпускными квалификационными работами.

Материал в пособии сгруппирован по следующим темам:

- оборудование общего назначения;
- оборудование для производства растительных масел;
- оборудование для рафинации масел и жиров;
- оборудование для гидрогенизации жиров;
- оборудование для производства маргарина и майонеза;
- оборудование для производства мыла.

Перед решением каждой конкретной задачи, приведенной в данном пособии, необходимо следовать следующим рекомендациям. Первоначально необходимо полно и подробно изучить теоретический материал по выбранной теме, ознакомиться с аппаратурно-технологической схемой производства, устройством каждой машины или аппарата, входящих в технологическую линию, изучить технические характеристики и правила эксплуатации входящих в технологическую линию единиц оборудования.

Активное использование справочной и учебной литературы, интернет-источников поможет найти величины, характеристики и параметры, которых нет в условии задачи. При решении задач необходимо обращать внимание на размерность единиц измерения величин, входящих в расчетные формулы. Все расчеты должны проводиться с соблюдением международной системы измерений СИ. После решения поставленной задачи необходимо сформулировать обоснованный вывод и дать развернутый анализ полученных результатов.

При проработке основ расчета некоторых машин и аппаратов следует обратить внимание на методы определения производительности оборудования при оптимальных режимах их работы и конструктивные расчеты. Выполнение заданий, представленных в пособии, невозможно без знания методов тепловых расчетов; расхода пара, воды, воздуха и поверхности теплообмена, методов определения мощности электродвигателя для привода в действие машин или отдельных его узлов. При этом следует учесть свойства перерабатываемого сырья и их влияние на расход энергии.

Решение задач, связанных с расходом энергоносителей, таких как пар, вода, электроэнергия, углеводороды, прочно связывает знание материала по оборудованию масложировой промышленности с экономикой отрасли, теплотехникой, технологией отрасли. Поэтому данное пособие является действенным инструментом по укреплению междисциплинарных связей.

Пособие создано на основе действующей справочной и учебной литературы, с учетом требований образовательной программы подготовки бакалавров по направлению 19.03.02 – «Продукты питания из растительного сырья».

## **Глава 1. ОБОРУДОВАНИЕ ОБЩЕГО НАЗНАЧЕНИЯ**

Масложировая промышленность представляет собой отрасль пищевой промышленности, включающую производство растительных масел, гидрогенизацию и расщепление жиров, производство маргарина, майонеза, глицерина, хозяйственного мыла и других моющих средств на жировой основе, олифы и прочих подобных видов продукции.

К основному оборудованию на предприятиях масложировой промышленности относятся:

- оборудование для производства нерафинированных, гидратированных, рафинированных недезодорированных и дезодорированных растительных масел и их фасовки;
- оборудование для производства саломаса, маргариновой продукции (маргаринов, жиров для кулинарии, кондитерской и хлебопекарной промышленности, спредов и смесей топленых) и майонеза;
- оборудование для производства хозяйственного и туалетного мыла и синтетических моющих средств;
- оборудование для производства дистиллированного глицерина, жирных кислот и др.

Наряду с основным узкоспециализированным технологическим оборудованием, оборудование общего назначения играет важную роль в подготовке сырья к производству, проведении разнообразных технологических операций, механизации и автоматизации производства. Оборудование общего назначения способствует улучшению условий труда рабочих, увеличению выпуска продукции и повышению производительности труда.

Главной особенностью оборудования общего назначения является его универсальность.

Оборудование общего назначения обычно состоит из одной или нескольких единиц, образующих механизмы, машины, агрегаты, установки и системы.

К оборудованию общего назначения относятся:

- подъемно-транспортное оборудование;
- насосы и трубопроводы;
- оборудование для приемки и хранения сырья и материалов;

- теплообменные аппараты для обработки жиров и продуктов их переработки;
- оборудование для разделения неоднородных систем;
- оборудование для сушки сырья и материалов.

### 1.1. Подъемно-транспортное оборудование

Подъемно-транспортное оборудование включает в себя ленточные транспортеры, цепные транспортеры, шнековые винтовые транспортеры, ленточные нории, гравитационный транспорт, самоходный, пневмотранспорт и аэрожелоба.

Ленточные конвейеры используют для перемещения сыпучих, кусковых и штучных грузов на расстояния, достигающие иногда 10 – 12 км и больше. Такие конвейеры обычно состоят из отдельных секций. Трасса конвейеров в горизонтальной плоскости прямолинейная, а в вертикальной может быть наклонной или иметь более сложную конфигурацию. Тяговый и грузонесущий орган – лента, которая движется по стационарным роликоопорам, огибая приводной, натяжной, а иногда и отклоняющие барабаны. Груз перемещается на ленте вместе с ней.

Производительность горизонтального ленточного конвейера с плоской лентой при перемещении сыпучих грузов,  $P$ , кг/с:

$$P = 0,04b^2nr, \quad (1.1)$$

где  $b$  – ширина ленты, м;

$n$  – скорость движения ленты, м/с;

$r$  – насыпная плотность материала, кг/м<sup>3</sup>.

Ширина ленты принимается равной 0,3; 0,4; 0,5; 0,65; 0,8 и 1 м. Ленты большей ширины в масложировой промышленности практически не применяются. Скорость движения ленты выбирается из следующего ряда стандартизированных значений: 0,25; 0,315; 0,4; 0,5; 0,63; 0,8; 1,0; 1,25; 1,6; 2,0; 2,5; 3,15; 4,0. Допускается применение скоростей менее 0,25 м/с.

Производительность ленточных конвейеров различных типов определяется по следующим формулам:

- плосколенточного конвейера, установленного в наклонном положении,  $P_n$ , кг/с:

$$P_H = P(1 - 0,02b), \quad (1.2)$$

где  $b$  – угол наклона конвейера, град;

- горизонтального желобчатого конвейера,  $P$ , кг/с:

$$P = 0,056b^2nr; \quad (1.3)$$

- наклонного желобчатого конвейера,  $P_H$ , кг/с:

$$P_H = P\cos^3b \text{ (при } b \leq 20^\circ); \quad (1.4)$$

$$P_H = P\cos^4b \text{ (при } b > 20^\circ). \quad (1.5)$$

При использовании лент с бортами высотой 0,3 м (гофрированные борта в этом случае крепятся непосредственно на ленте перпендикулярно к ней, вдоль кромок, лента опирается на прямые однороликовые опоры) производительность ленточного конвейера:

- для перемещения сыпучих пищевых продуктов,  $P$ , кг/с:

$$P = (0,15...0,2)b^2nr; \quad (1.6)$$

- для перемещения штучных грузов (коробки, ящики и т. п.),  $P$ , шт./с:

$$P = n / (a \cdot j \cdot K), \quad (1.7)$$

где  $n$  – скорость движения ленты, м/с;

$a$  – расстояние между центрами или другими соответствующими точками изделий, м;

$j$  – коэффициент использования теоретической производительности конвейера ( $j = 0,8-1,0$ );

$K$  – число рядов изделий по ширине ленты (обычно  $K = 1$ ).

Мощность электродвигателя,  $N$ , кВт, для привода ленточного конвейера (с учетом КПД передач и собственного КПД электродвигателя):

$$N = kP(L + H), \quad (1.8)$$

где  $k$  – коэффициент, зависящий от производительности и длины конвейера: для конвейеров малых длины и производительности – от 0,03 до 0,04; для конвейеров средних длины и производительности – от 0,01 до 0,02; для конвейеров большой длины и высокой производительности – от 0,0018 до 0,0021;

$L$  – длина конвейера, м;

$H$  – высота подъема груза, м (у горизонтальных конвейеров  $H = 0$ ).

Длина обечайки приводного и натяжного барабанов,  $l_{\bar{o}}$ , м:  
для лент шириной 0,3 – 0,65 м

$$l_{\bar{o}} = b + 0,1; \quad (1.9)$$

для лент шириной 0,8 и 1 м

$$l_{\bar{o}} = b + 0,15. \quad (1.10)$$

Номинальный диаметр барабанов выбирается из ряда: 0,16; 0,2; 0,25; 0,315; 0,4; 0,5; 0,63; 0,8 м.

Предварительно диаметр барабана,  $d_{\bar{o}}$ , м:

$$d_{\bar{o}} = (0,1 \dots 0,15)z, \quad (1.11)$$

где  $z$  – число прокладок в ленте, равное 3 – 8 шт.

Частота вращения приводного барабана,  $n_{\bar{o}}$ , мин<sup>-1</sup>:

$$n_{\bar{o}} = 60 \cdot v / (\pi \cdot d_{\bar{o}}). \quad (1.12)$$

Число поддерживающих роликов,  $X$ , шт.:

$$X = (L / l_p) - 1, \quad (1.13)$$

где  $l_p$  – расстояние между роликотпорами; под верхней ветвью ленты оно принимается равным 1,5 м для лент шириной 0,4 и 0,5 м; 1,4 м – для лент шириной 0,65 и 0,8 м; 1,3 м – для лент шириной 1 м и выше. Под нижней ветвью расстояние между роликотпорами берется в 2 - 2,5 раза большим, чем под верхней, но не более 3,5 м.

Винтовые (шнековые) конвейеры служат для перемещения пылевидных и мелкокусковых грузов в горизонтальной или наклонной (до 20°) плоскостях, реже – в вертикальной плоскости (конвейер с быстро вращающимися винтами).

Производительность винтовых конвейеров,  $\Pi$ , кг/с:

$$\Pi = 0,0131D^2 S n r j, \quad (1.14)$$

где  $D$  – диаметр винта, м;

$S$  – шаг винта, м;

$n$  – частота вращения винта, мин<sup>-1</sup>;

$\rho$  – насыпная плотность перемещаемого материала, кг/м<sup>3</sup>;

$j$  – коэффициент заполнения желоба ( $j = 0,25 - 0,4$ ).

Диаметр винта выбирается из ряда: 0,1; 0,125; 0,16; 0,2; 0,25; 0,32; 0,4; 0,5; 0,63 и 0,8 м.

Шаг винта считается по следующей формуле:

$$S = 0,8D. \quad (1.15)$$

Частота вращения винта (стандартная) составляет 6; 7,5; 9,5; 11,8; 15; 19; 23,6; 30; 37,5; 47,5; 60; 75; 95; 118; 150; 190; 236; 300 мин<sup>-1</sup>. Допускается отклонение фактической частоты вращения от стандартной в пределах 10%.

Расчетная мощность электродвигателя для привода винтового конвейера,  $N$ , кВт:

$$N = (0,025 \dots 0,031)(Lw + H)P, \quad (1.16)$$

где  $L$  – длина конвейера, м;

$w$  – коэффициент сопротивления движению ( $\omega = 1,2 - 2$ );

$H$  – высота подъема груза, м.

Линейная скорость движения материала в желобе,  $v$ , м/с:

$$v = Sn / 60. \quad (1.17)$$

При использовании винтового конвейера для подъема сыпучих грузов по вертикали его производительность,  $P$ , кг/с:

$$P = (0,00324 \dots 0,00606)D^2 S n \rho. \quad (1.18)$$

Частота вращения винта вертикального конвейера принимается в зависимости от диаметра:

Диаметр винта, м	0,1	0,16	0,2	0,25
Частота вращения винта, мин <sup>-1</sup>	400 - 600	300 - 550	250 - 500	200 - 450

Мощность электродвигателя для привода вертикального винтового конвейера,  $N$ , кВт:

$$N = (0,012 \dots 0,014)PN(w + 1), \quad (1.19)$$

где  $w$  – коэффициент сопротивления перемещению продукта (для зернистых материалов  $\omega = 3,5-7$ ).

Машины непрерывного транспорта, перемещающие груз скребками по желобу или трубе волочением, называются скребко-

выми конвейерами. Такие конвейеры используют для перемещения сыпучих или кусковых грузов, поступающих в желоб через загрузочную воронку.

Производительность скребковых конвейеров со сплошными высокими скребками,  $\Pi$ , кг/с:

$$\Pi = bhvrgj C, \quad (1.20)$$

где  $b$  – ширина желоба, м;

$h$  – высота желоба, м;

$v$  – скорость движения скребков, равная 0,1 - 0,63 м/с;

$r$  – насыпная плотность перемещаемого материала, кг/м<sup>3</sup>;

$j$  – коэффициент заполнения желоба ( $j = 0,5 - 0,6$ );

$C$  – коэффициент, зависящий от угла наклона конвейера  $b$ :

$b$ , град	0	10	20	30
$C$	1	0,85	0,65	0,5

Ширина желоба,  $b$ , м:

$$b = b_c + 2a, \quad (1.21)$$

где  $b_c$  – ширина скребка, м;

$a$  – зазор между стенкой желоба и скребком, м ( $a = 0,03$  м).

Высота желоба,  $h$ , м:

$$h = h_c - (0,025 \dots 0,05), \quad (1.22)$$

где  $h_c$  – высота скребка, м.

В конвейерах применяются скребки следующих размеров в м:

Ширина	0,2	0,25	0,32	0,40
Высота	0,1	0,125	0,16	0,20
Шаг	0,32	0,32	0,50	0,50

Производительность скребковых конвейеров с контурными скребками (конвейеров Редлера),  $\Pi$ , кг/с:

$$\Pi = bhvrgj K_c K_y, \quad (1.23)$$

где  $j$  – коэффициент заполнения желоба ( $j = 0,85 - 0,9$ );

$K_c$  – скоростной коэффициент, равный 0,8-0,9 для горизонтальных и пологонаклонных конвейеров;

$K_y$  – коэффициент уплотнения груза в желобе, равный 1,05-1,1.

Мощность электродвигателя для привода скребкового конвейера,  $N$ , кВт:

$$N = (0,015...0,02)(KL + H)P, \quad (1.24)$$

где  $L$  – длина конвейера по горизонтали, м;

$K$  – коэффициент, учитывающий размеры частиц груза (для мелкокусковых грузов  $K = 2-4$ ).

Ковшовые элеваторы – это устройства для подъема различных сыпучих материалов. Ковшовые элеваторы предназначены для работы в составе схемы технологического процесса транспортирования с продолжительным режимом работы как внутри помещений, так и на открытом воздухе. Служат для вертикального транспортирования зерна, продуктов его переработки и других сыпучих материалов.

Производительность элеватора,  $P$ , кг/с:

$$P = v i r j / a_k, \quad (1.25)$$

или

$$P = v g_1 z_1, \quad (1.26)$$

где  $v$  – скорость движения ленты или цепи с ковшами, м/с;

$i$  – вместимость ковша, м<sup>3</sup>;

$a_k$  – расстояние между соответствующими точками ковшей (шаг ковшей) [у норий производительностью (по зерну) 10-40 т/ч

$a_k = 0,26$  м; 50 т/ч – 0,16 м; 100 – 200 т/ч – 0,18 м; 350 т/ч – 0,32 м], м;

$r$  – насыпная плотность транспортируемого материала, кг/м<sup>3</sup>;

$g_1$  – масса груза в ковше, кг;

$z_1$  – число ковшей на 1 м элеватора.

$$z_1 = 1 / a_k. \quad (1.27)$$

Мощность электродвигателя для привода ковшового элеватора,  $N$ , кВт

$$N = (0,014...0,018)PH = (0,004...0,005)GH, \quad (1.28)$$

где  $G$  – производительность элеватора, т/ч.

Производительность пластичных конвейеров, применяемых в масложировой промышленности для перемещения банок с майонезом, пустой стеклянной тары и т. п.,  $P$ , шт./с:

$$P = vkj / a, \quad (1.29)$$

где  $v$  – скорость движения конвейера ( $v = 0,1 - 0,3$  м/с);

$k$  – число рядов банок, бутылок по ширине настила конвейера (почти всегда  $k = 1$ );

$j$  – коэффициент использования теоретической производительности конвейера, равный 0,8-1;

$a$  – расстояние между соответствующими точками штучных грузов, м.

Мощность электродвигателя для привода пластинчатого конвейера,  $N$ , кВт:

$$N = P_T v K / (1000h), \quad (1.30)$$

где  $P_T$  – тяговое усилие на приводных звездочках, Н;

$K$  – коэффициент запаса мощности привода, ( $K = 1,3-1,5$ );

$h$  – КПД привода, равный 0,6-0,75.

При ориентировочных расчетах можно принимать  $P_T = 600-800$  Н – для коротких конвейеров, 1200 - 1600 Н – для конвейеров средней длины и 2000-3000 Н – для конвейеров большой длины.

**Пример 1.** На маслозаводе необходимо перемещать 20 т/ч семян подсолнечника на расстояние 30 м по горизонтали. Требуется рассчитать основные технические характеристики ленточного конвейера для выполнения данной задачи.

Выбираем для транспортировки семян подсолнечника желобчатый ленточный конвейер, производительность которого

$$P = G / 3600 = 20000 / 3600 = 5,556 \text{ кг/с},$$

где  $G$  – производительность конвейера, кг/ч.

Из формулы 1.3 находим ширину ленты,  $b$ , м.

Для этого скорость движения ленты принимаем  $v = 1,6$  м/с, а насыпную плотность семян подсолнечника –  $r = 440$  кг/м<sup>3</sup>.

$$b = \sqrt{\Pi / (0,056nr)} = \sqrt{5,556 / (0,056 \cdot 1,6 \cdot 440)} = 0,375 \text{ м.}$$

Выбираем ленту шириной 0,4 м с тремя прокладками. При этом длина обечайки барабанов конвейера

$$l_{\sigma} = b + 0,1 = 0,4 + 0,1 = 0,5 \text{ м.}$$

Длина барабанов  $d_{\sigma} = (0,1 \dots 0,15) \cdot 3 = 0,3 \dots 0,45$  м. Принимаем  $d_{\sigma} = 0,315$  м.

Частота вращения приводного барабана

$$n_{\sigma} = 60n / (pd_{\sigma}) = 60 \cdot 1,6 / (3,14 \cdot 0,315) = 97,06 \text{ мин}^{-1}.$$

Число поддерживающих роликов находим по формуле 1.13, при этом длина конвейера  $L = 30$  м, а расстояние между роликовыми опорами для верхней ветви будет 1,5 м, для нижней – 3 м.  $x_1 = (30/1,5) - 1 = 19$  шт. Для нижней ветви  $x_2 = (30/3) - 1 = 9$  шт. Всего  $x = x_1 + x_2 = 19 + 9 = 28$  шт.

Мощность электродвигателя для привода конвейера определяем по формуле для конвейеров средних производительности и длины

$$N = k\Pi(L + H),$$

где  $k$  – коэффициент, равный 0,01-0,02;

$H$  – высота подъема груза ( $H = 0$ ).

$$N = (0,01 \dots 0,02) \cdot 5,556 \cdot 30 = 1,667 \dots 3,33 \text{ кВт.}$$

Принимаем к установке мотор-редуктор МПз-31,5 мощностью 2,2 кВт с частотой вращения вала 140 мин<sup>-1</sup>. При этом между мотор-редуктором и приводным барабаном конвейера достаточно одноступенчатой цепной передачи.

**Пример 2.** Производительность винтового конвейера, подающего к семенорушкам семена подсолнечника, составляет 24 т/ч, длина его 18 м. Определите размеры и частоту вращения винта, рассчитайте мощность электропривода и подберите его тип.

Предварительно принимаем диаметр винта  $D = 0,4$  м, шаг винта  $S = 0,32$  м, коэффициент заполнения желоба  $\varphi = 0,33$ , насыпную плотность семян подсолнечника  $\rho = 420$  кг/м<sup>3</sup>.

Из формулы (1.14) находим необходимую частоту вращения винта.

Поскольку  $\Pi = G / 3600 = 24000 / 3600 = 6,667$  кг/с, тогда

$$n = \Pi / (0,0131 D S r j) = 6,667 / (0,0131 \cdot 0,4^2 \cdot 0,32 \cdot 420 \cdot 0,33) = 71,7 \text{ мин}^{-1}.$$

В соответствии с ГОСТ 2037-82 принимаем  $n = 75$  мин<sup>-1</sup>.

Мощность электродвигателя для привода конвейера при коэффициенте сопротивления движению  $\omega = 2$  и  $H = 0$ :

$$N = (0,025 \dots 0,031) \cdot 18 \cdot 2 \cdot 6,667 = 6,0 \dots 7,44 \text{ кВт}.$$

Принимаем к установке мотор-редуктор МЦ2С-100 мощностью 7,5 кВт с частотой вращения выходного вала 140 мин<sup>-1</sup>. Между мотор-редуктором и валом винта устанавливаем одноступенчатую цепную передачу.

**Пример 3.** Требуется определить мощность электродвигателя для привода пластинчатого конвейера, перемещающего стеклянные банки вместимостью 200 мл от банкомоечной машины к наполнителю майонеза. Производительность конвейера 6000 банок в час, его длина – 20 м, цепи скользящие. Банки движутся вплотную одна к другой в один ряд. Масса 1 м настила составляет 6 кг. КПД привода – 0,62.

Секундная производительность конвейера,  $\Pi$ , шт./с:

$$\Pi = G / 3600 = 6000 / 3600 = 1,667 \text{ шт./с}.$$

Находим скорость движения настила конвейера,  $v$ , м/с, из формулы 1.29

$$v = \Pi a / (k j) .$$

Принимаем  $j = 0,8$ ,  $a = 0,064$  м.

Тогда  $v = 1,667 \cdot 0,064 / (1 \cdot 0,8) = 0,133$  м/с.

Мощность электродвигателя для привода конвейера:

$$N = P_T v K / (1000 h) = 1600 \cdot 0,133 \cdot 1,5 / (1000 \cdot 0,65) = 0,5 \text{ кВт}.$$

Принимаем к установке мотор-редуктор мощностью 0,75 кВт.

Пневмотранспорт является одним из прогрессивных способов механизации и автоматизации перемещения насыпных грузов. Этот вид транспорта нашел применение практически во всех отраслях народного хозяйства. В масложировой промышленности пневматический транспорт нашел широкое применение для перемещения семян масличных культур и шрота из них.

Пневмотранспорт широко используют для перемещения сыпучих материалов в связи с их значительной производительностью и большим радиусом действия в самых стесненных производственных условиях.

Пневмотранспортные установки представляют собой комплекс устройств, обеспечивающих перемещение сыпучих материалов (пылевидных, порошкообразных, зернистых, измельченных и т. д.) с помощью сжатого воздуха или разряженного газа.

По способу создания воздушного потока и условиям движения его в трубопроводе вместе с материалом пневмотранспортные установки подразделяются на всасывающие, нагнетающие и комбинированные (всасывающе-нагнетающие).

В зависимости от разряжения в конце транспортной системы всасывающие установки подразделяют на установки с низким остаточным давлением (до 0,01 МПа), средним (до 0,03 МПа) и высоким (до 0,09 МПа). Однако практически всасывающие установки работают при остаточном давлении, не превышающем 0,05 МПа. Повышение остаточного давления уменьшает плотность воздушного потока, снижает его несущую способность и увеличивает расход воздуха. Для перемещения материала потоком средней и высокой концентрации на значительные расстояния необходимо применять только нагнетающие установки.

Нагнетающие установки различают по величине давления в начале транспортной сети: установки низкого давления (до 0,11 МПа), установки среднего (до 0,2 МПа) и высокого (до 0,9 МПа) давления.

Требуемое начальное давление в нагнетающих установках или разряжение в установках всасывающего типа зависят от расчетного значения потерь давления в пневмотранспортной установке, которые в свою очередь определяются концентрацией твердой фазы в аэроосеси, дальностью транспортирования, производительностью

установки и принципом работы пневмосистемы (аэрогравитационный способ транспортирования или способ перемещения отдельных частиц в потоке воздуха).

Нагнетающие установки удобны тогда, когда материал из одного пункта перемещается в несколько приемных пунктов.

Всасывающие установки удобны тем, что они работают без пылевыделения и способны забирать сыпучий материал из нескольких пунктов и передавать его в единый сборник-накопитель. В них используется вакуум (40-90 кПа).

Всасывающе-нагнетательные установки сочетают основные преимущества нагнетательных и всасывающих установок. В них используются заборные устройства всасывающего типа, работающие без пылевыделения, а в наиболее протяженном трубопроводе материал переносится под давлением при довольно высоких концентрациях. В небольших установках обе ветви (всасывающая и нагнетающая) могут работать от одной воздуходувной машины.

Количество воздуха, необходимое для перемещения маслосемян, лузги и других сыпучих материалов,  $V$ , м<sup>3</sup>/ч:

$$V = Ga /(\rho m) , \quad (1.31)$$

где  $G$  – производительность установки, кг/ч;

$a$  – коэффициент неравномерности подачи материала, равный 1,1-1,5;

$\rho$  – плотность воздуха (для всасывающих установок  $\rho = 0,8-1,0$  кг/м<sup>3</sup>, для нагнетательных –  $\rho = 1,6-2,0$  кг/м<sup>3</sup>);

$\mu$  – массовая концентрация смеси, равная для установок низкого и среднего давления  $\mu = 3-5$  кг/кг.

По найденному расходу воздуха определяем по номограмме (рис. 1) диаметр пневмопровода. При этом рекомендуемые значения скорости движения воздуха принимаются в пределах от 16 до 25 м/с.

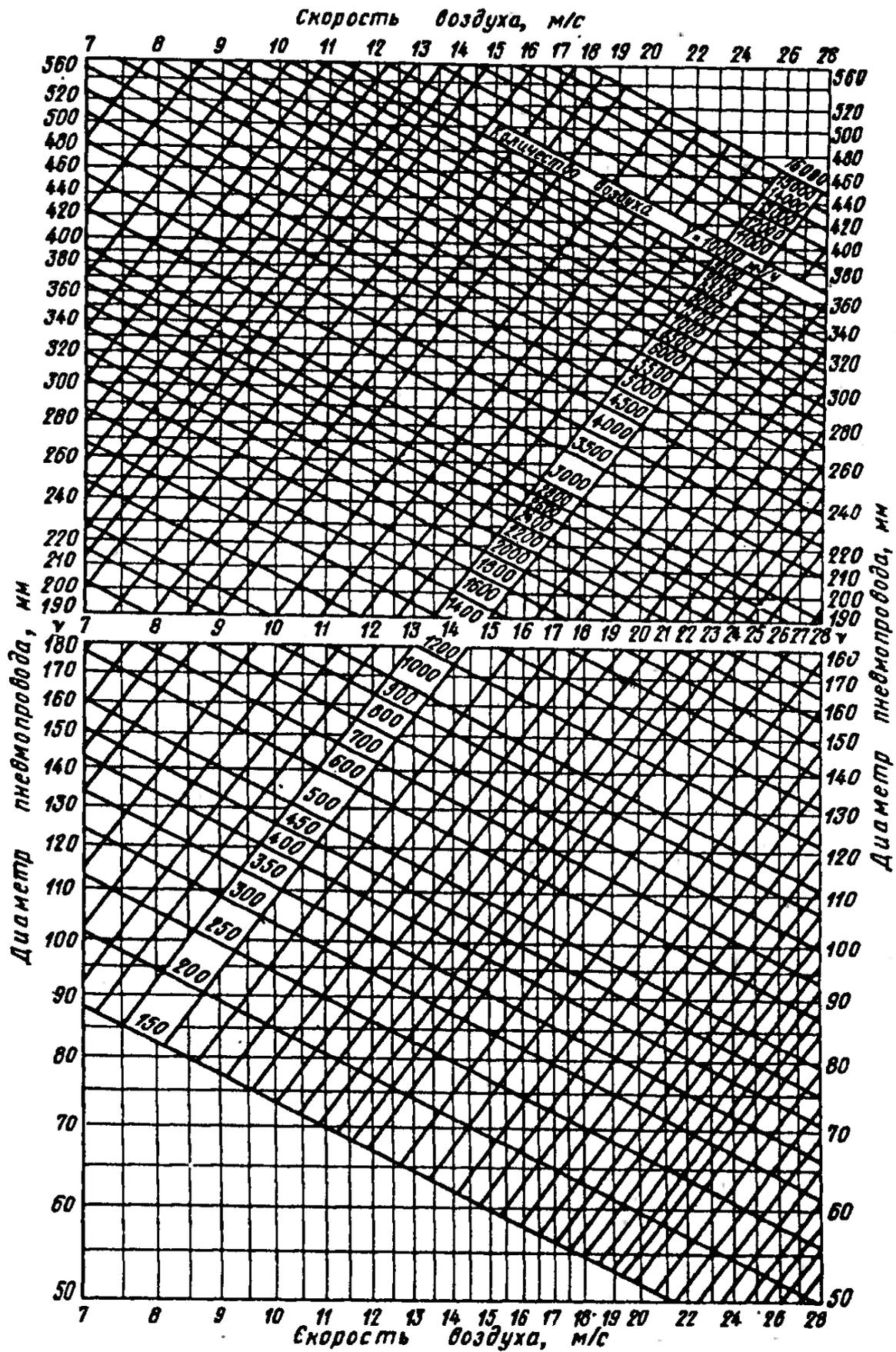


Рис. 1. Номограмма для определения диаметра пневмопровода

При работе на разрежение 0,02-0,03 МПа мощность привода воздуходувной машины,  $N$ , кВт:

$$N = (0,03...0,048)V . \quad (1.32)$$

При работе на сжатие мощность привода,  $N$ , кВт:

$$N = (0,0014...0,0016)V''H , \quad (1.33)$$

где  $V''$  – расход воздуха, м<sup>3</sup>/с;

$H$  – потери давления в установке, Па.

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 , \quad (1.34)$$

где  $h_1$  – потери давления при движении чистого воздуха, Па;

$h_2$  – потери давления по длине пневмопровода при движении аэросмеси, Па;

$h_3$  – потери давления на разгон частиц материала, Па;

$h_4$  – потери давления в местных сопротивлениях, Па;

$h_5$  – потери давления на подъем материала на вертикальных участках, Па.

$$h_1 = 0,018v^2 L / D ; \quad (1.35)$$

$$h_2 = h_1 (1 + Km) ; \quad (1.36)$$

$$h_3 = imv^2 ; \quad (1.37)$$

$$h_4 = \sum x \cdot 0,5v^2 (1 + Km) ; \quad (1.38)$$

$$h_5 = 18zmv / (v - v_{\text{ВИТ}}) , \quad (1.39)$$

где  $v$  – скорости движения воздуха и материала (предполагается, что они практически равны);

$L$  – длина пневмопровода, м;

$D$  – диаметр пневмопровода, м;

$K$  – коэффициент сопротивления: для зернистых материалов  $K = 0,5-0,7$ ; для порошкообразных и пылевидных материалов  $K = 0,5-1,5$  (меньшие значения берутся для легкосыпучих грузов, большие – для менее сыпучих, слеживающихся, комковатых);

$\mu$  – массовая концентрация смеси, кг/кг;

$i$  – коэффициент, равный 0,5 для всасывающих и 0,9 для нагнетательных установок;

$z$  – высота подъема груза, м;

$v_{ВИТ}$  – скорость витания частиц (для арахиса шелушеного  $v_{ВИТ} = 12-14$  м/с; семян горчицы – 10,5; семян конопли – 11; лузги подсолнечной – 4-5; семян подсолнечника – 7,3-8,4; семян льна 4,5-5,2; семян хлопчатника – 9,5 ; стирального порошка – 2; соды – 2,5 м/с);

$\sum x$  – сумма коэффициентов местного сопротивления (для утки 0,3-0,7; для обхода – 1,5-2; для прямоугольного колена – 1,1; для бокового входа – 1; для дросселя – 0,05; для диффузора – 0,1-0,2; для конфузора – 0,06-0,1; для диффузора перехода с круглого на прямоугольное сечение – 0,05-0,15; для конического входного рас- труба – 0,2-0,4; для входа с козырьком – 0,7; для входа через жалюзийную решетку – 0,5-1; для внезапного расширения – 0,1-0,5; для внезапного сужения – 0,2-0,4; для пылевой камеры – 0,5; для разгрузителя – 2,5; для входа в трубу – 0,25-0,5; для отводов – 0,13-0,15).

**Пример.** Рассчитайте пневмотранспортную установку всасывающего типа для подачи из вагона в склады 400 т в сутки семян подсолнечника.

Расход воздуха на перемещение семян

$$V = 16667 \cdot 1,1 / (1 \cdot 5) = 3667 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Принимаем скорость движения смеси воздуха и продукта равной 18 м/с, по номограмме (рис. 1) находим  $D = 263$  мм. По ГОСТ 8732-78 выбираем трубу стальную бесшовную горячекатаную наружным диаметром 273 мм с толщиной стенок 5 мм.

Мощность привода воздуходувной машины

$$N = (0,03...0,048)V = (0,03...0,048) \cdot 3667 = 110...176 \text{ кВт}.$$

Принимаем к установке турбовоздуходувку марки ТВ-80-1,6 производительностью 80 м<sup>3</sup>/мин и с установленной мощностью 125 кВт.

## 1.2. Насосы и трубопроводы

Насосы на заводах масложировой промышленности применяют для перекачки жидких видов сырья и материалов. Чаще всего

это центробежные насосы, а в отдельных случаях ротационные шестеренчатые и поршневые.

Разгрузка сырья из танкеров, железнодорожных цистерн, процесс подготовки сырья, дезодорирования, фильтрации, расфасовки, отгрузки осуществляется с помощью центробежных насосов.

К основным рабочим характеристикам всех насосов относятся: подача (производительность), напор и расход электроэнергии.

*Подача (производительность)* – количество жидкости, которое насос перекачивает в единицу времени. Она может быть объемной ( $G$ , м<sup>3</sup>/ч, л/с) или массовой ( $Q$ , кг/с).

Объемная подача зависит от напора и вязкости продукта. Чем они выше, тем меньше подача за счет увеличения потерь на трение.

*Напор (H)* – приращение механической энергии, которое сообщает насос одному кг жидкости, проходящей через него.

Измеряется в метрах и показывает, на какую высоту насос может поднять жидкость. Если насос используется не для поднятия жидкости, а для повышения давления, то напор выражают в атмосферах.

На величину напора, кроме высоты подъема, оказывает влияние также плотность перекачиваемой жидкости. Чем выше плотность, тем больший напор должен создавать насос.

*Мощность*, потребляемая насосом, расходуется на сообщение жидкости кинетической энергии (энергии движения) и энергии давления (сумма которых и составляет напор жидкости). Значительная часть мощности затрачивается на механические и гидравлические потери в самом насосе. Полезная мощность,  $N_n$ , кВт, значительно меньше потребляемой насосом энергии.

$$N_n = H \cdot G \cdot \rho, \quad (1.40)$$

где  $\rho$  – удельный вес, кг/м<sup>3</sup>.

*КПД* определяет экономичность работы насоса. Он представляет собой отношение полезной мощности  $N_n$  к потребляемой  $N$  на валу электродвигателя.

$$\eta = \frac{N_n}{N}. \quad (1.41)$$

Принцип работы центробежного насоса основан на том, что жидкость, поступающая в его закрытый корпус, захватывается

быстровращающимся рабочим колесом, которое придает ей вращательное движение. Жидкость приобретает при этом центробежную силу, отбрасывается к периферии корпуса и далее выталкивается через напорный патрубок в трубопровод.

Принцип работы поршневых насосов основан на том, что жидкость попеременно порциями засасывается в цилиндр и выталкивается из него при помощи поршня, совершающего возвратно-поступательное движение.

Поршневой насос одинарного действия работает пульсирующе, толчками: за первую половину хода жидкость всасывается, а за вторую нагнетается в трубопровод. Число циклов всасывания и нагнетания соответствует частоте ходов, совершаемых рабочим поршнем.

Поршневые насосы применяются на мыловаренных заводах для перекачки жидкостей из заглубленных емкостей, для перекачки очень горячей воды или конденсата и в некоторых других особых случаях.

Шестеренчатые насосы применяются для перекачки некоторых видов сырья, обладающих повышенной вязкостью и содержащих небольшое количество механических включений, например соапстоков, фузы и т. п.

Ротационный шестеренчатый насос представляет собой разновидность центробежных насосов.

Производительность насоса зависит от частоты вращения рабочих колес, числа и ширины зубьев. Частота вращения их колеблется от 90 до 950 об/мин. Соответственно они имеют меньшую производительность и напор, чем центробежные.

**Трубопроводы.** Из резервуаров, а также из одного аппарата в другой жидкие виды сырья и материалов передаются по замкнутым трубопроводам.

В масложировой отрасли используют трубопроводы из стали, алюминия, стекла или из полимеров. Материал подбирают в зависимости от свойств перекачиваемых продуктов и экономических соображений.

Для перекачки масел и жиров, жиросодержащих отходов, растворов щелочей, хозяйственного мыла, воды, воздуха, пара применяют обычные стальные трубы.

Для перекачки жирных кислот устанавливают алюминиевые или винипластовые трубы, а также трубы из коррозионностойкой стали, которые желательнее применять и для перекачки мыльной основы туалетного мыла.

Трубопроводы и арматуру на них монтируют так, чтобы они были доступны для обслуживания и ремонта, и вместе с тем, чтобы они не портили эстетического вида производственного помещения.

Трубопроводы для транспортировки быстрозастывающих продуктов оборудуют паровыми рубашками или, в крайнем случае, укладывают рядом с ними обогревающие паровые трубки (пароспутники). Независимо от этого каждый раз после перекачки застывающей или очень вязкой жидкости трубопровод продувают сжатым воздухом или паром. Продувку производят также до начала перекачки новой застывающей жидкости. Прекращают продувку только тогда, когда убедятся, что в трубопроводе не осталось застывающей жидкости.

Новую порцию жидкости можно перекачивать только по свободному трубопроводу, через который легко проходит пар или воздух. Нарушение этого условия может привести к аварийной остановке.

На трубопроводы для подачи пара и холодных жидкостей, в том числе воды с низкой температурой, во избежание потерь тепла и холода наносят теплоизоляцию. Теплоизоляция трубопроводов предохраняет трубы от конденсата, который вызывает коррозию и стекает в помещение, ухудшая его санитарное состояние.

Расход энергии на перекачку жидкостей, технологические потери и надежность технологических процессов зависят от качества соединения труб, правильности установки арматуры и их эксплуатации.

Подача центробежных насосов при диаметре нагнетательного патрубка до 0,1 м,  $Q$ , кг/с:

$$Q = (1 \dots 1,5)d^2 r, \quad (1.42)$$

где  $d$  – диаметр нагнетательного патрубка, м;  
 $\rho$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Подача винтового насоса,  $Q$ , кг/с:

$$Q = (0,04 \dots 0,0467)neDsr, \quad (1.43)$$

где  $n$  – частота вращения винта,  $\text{мин}^{-1}$ ;

$e$  – эксцентриситет поперечного сечения винта, м;

$D$  – диаметр винта, м;

$s$  – шаг винта, м.

Подача шестеренного насоса,  $Q$ , кг/с:

$$Q = (0,023...0,03)z b A n r, \quad (1.44)$$

где  $z$  – число зубьев шестерни;

$b$  – ширина зуба, м;

$A$  – площадь сечения зуба,  $\text{м}^2$ ;

$n$  – частота вращения шестерен,  $\text{мин}^{-1}$ .

Подача поршневого насоса,  $Q$ , кг/с:

$$Q = (0,0142...0,0158) A l n r, \quad (1.45)$$

где  $A$  – площадь поперечного сечения поршня,  $\text{м}^2$ ;

$l$  – длина хода поршня, м;

$n$  – частота вращения колеса кривошипно-шатунного механизма,  $\text{мин}^{-1}$ .

Общая формула расчета напора,  $H$ , м (диаметры всасывающего и нагнетающего патрубком приняты одинаковыми) имеет следующий вид:

$$H = (p_2 - p_1)(r \cdot g) + H_z + h_n, \quad (1.46)$$

где  $p_1$  – давление в заборной емкости, Па;

$p_2$  – давление в приемной емкости, Па;

$\rho$  – плотность перекачиваемой среды,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м}/\text{с}^2$ ;

$H_z$  – геометрическая высота подъема перекачиваемой среды, м;

$h_n$  – суммарные потери напора, м.

В процессе перекачивания жидкости должен быть преодолен перепад давлений. В случаях, когда давления  $p_1$  и  $p_2$  совпадают, создаваемый насосом напор будет уходить на поднятие жидкости на определенную высоту и преодоление сопротивления.

Геометрическая высота – это высота, на которую необходимо поднять перекачиваемую жидкость. При ее определении не учитывается геометрия напорного трубопровода, который может иметь несколько подъемов и спусков.

Суммарные потери напора характеризуют снижение создаваемого напора, зависящее от характеристик трубопровода, по которому перекачивается среда. В реальных случаях трубопроводы оказывают сопротивление току жидкости, на преодоление которого необходимо иметь запас величины напора. Общее сопротивление складывается из потерь на трение в трубопроводе ( $h_T$ ) и потерь в местных сопротивлениях ( $h_{MC}$ ), таких как повороты и отводы трубы, вентили, расширения и сужения прохода и т. д.

Суммарные потери напора в трубопроводе рассчитываются по формуле

$$h_n = h_T + h_{MC} = (l \cdot \lambda) / d_s \cdot [w^2 / (2 \cdot g)] + \sum z_{MC} \cdot [w^2 / (2 \cdot g)] = ((l \cdot \lambda) / d_s + \sum z_{MC}) \cdot [w^2 / (2 \cdot g)] \quad , \quad (1.47)$$

где  $\lambda$  – коэффициент трения;

$l$  – длина трубопровода, м;

$d_s$  – эквивалентный диаметр трубопровода, м;

$w$  – скорость потока, м/с;

$g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;

$w^2 / (2 \cdot g)$  – скоростной напор, м;

$\sum \zeta_{MC}$  – сумма всех коэффициентов местных сопротивлений.

Выделяют несколько мощностей в зависимости от потерь при ее передаче, которые учитываются различными коэффициентами полезного действия. Мощность, идущая непосредственно на передачу энергии перекачиваемой жидкости, рассчитывается по формуле

$$N_n = \rho \cdot g \cdot W_{об} \cdot H \quad , \quad (1.48)$$

где  $N_n$  – полезная мощность, Вт;

$\rho$  – плотность перекачиваемой среды, кг/м<sup>3</sup>;

$g$  – ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;

$W_{об}$  – расход, м<sup>3</sup>/с;

$H$  – общий напор, м.

Зависимость между значениями полезной мощности насоса и мощности на валу определяется коэффициентом полезного действия насоса (КПД). Данный показатель учитывает потери, возникающие при утечках рабочей среды через уплотнения (объемный КПД), потери напора, связанные с сопротивлением рабочей среды

при движении (гидравлический КПД), и потери на трение между подвижными частями насоса (механический КПД).

$$N_{\varepsilon} = \frac{N_n}{h_n}, \quad (1.49)$$

где  $N_{\varepsilon}$  – мощность на валу насоса, Вт;

$N_n$  – полезная мощность, Вт;

$\eta_n$  – коэффициент полезного действия насоса.

Мощность электродвигателя и мощность на валу связаны коэффициентами полезного действия передачи и двигателя.

Мощность, развиваемая двигателем, превышает мощность на валу. Это позволяет компенсировать потери энергии при ее передаче от двигателя к насосу.

$$N_{\partial\varepsilon} = \frac{N_{\varepsilon}}{h_n \cdot h_{\partial\varepsilon}}, \quad (1.50)$$

где  $N_{\partial\varepsilon}$  – потребляемая мощность двигателя, Вт;

$N_{\varepsilon}$  – мощность на валу, Вт;

$\eta_n$  – коэффициент полезного действия передачи;

$\eta_{\partial\varepsilon}$  – коэффициент полезного действия двигателя.

Зная мощность двигателя и возможные перегрузки в момент запуска, рассчитывается установочная мощность двигателя,  $N_y$ , Вт.

$$N_y = \beta \cdot N_{\partial\varepsilon}, \quad (1.51)$$

где  $\beta$  – коэффициент запаса мощности.

Коэффициент запаса мощности ориентировочно может быть выбран из таблицы 1.

Таблица 1. Зависимость коэффициента запаса мощности от мощности

$N$ , кВт	Менее 1	От 1 до 5	От 5 до 50	Более 50
$\beta$	2 - 1,5	1,5 - 1,2	1,2 - 1,15	1,1

При изменении одной из паспортных характеристик центробежного насоса изменяются и остальные по следующим зависимостям:

$$W_1/W_2 = n_1/n_2; \quad (1.52a)$$

$$H_1/H_2 = n_1^2/n_2^2; \quad (1.52б)$$

$$N_1/N_2 = n_1^3/n_2^3, \quad (1.52в)$$

где  $W_1, H_1, N_1$  – соответственно расход жидкости, напор и мощность привода при паспортной частоте вращения  $n_1$ ;

$W_2, H_2, N_2$  – то же, при изменяемой частоте вращения.

Диаметр трубопровода,  $d$ , м:

$$d = 1,1287\sqrt{W_{\text{мас}} / (rn)} = 1,1287\sqrt{W_{\text{об}} / v}, \quad (1.53)$$

где  $W_{\text{мас}}$  и  $W_{\text{об}}$  – расход жидкости соответственно в кг/с и м<sup>3</sup>/с;

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

$v$  – скорость движения жидкости, м/с.

В стационарных трубопроводах допускаются следующие скорости движения сред, м/с:

Трубопроводы для насыщенного пара	30 - 50
Ответвления этих трубопроводов	20 - 30
Трубопроводы для перегретого пара, давление до 2,5 МПа	40 - 70
Ответвления этих трубопроводов	35 - 40
Трубопроводы для газа и воздуха при давлении, близком к 0,1 МПа	20 - 40
То же, при давлении до 1 МПа	12 - 16
Трубопроводы для питающей воды:	
при нагнетании	2,5 - 4
при всасывании	0,5 - 1,5
Трубопроводы для технической воды:	
нагнетательные	1,5 - 2,5
сливные	2,0 - 3,5
Трубопроводы для конденсата	1,0 - 2,0
Маслопроводы	
всасывающие	0,2 - 0,8
нагнетательные	0,3 - 1,8
самотечные	0,1 - 0,5

Температурное удлинение трубопровода,  $\Delta L$ , м:

$$\Delta L = aL\Delta t, \quad (1.54)$$

где  $a$  – коэффициент литейного удлинения [для стали  $12 \cdot 10^{-6}$ , для меди –  $16,5 \cdot 10^{-6}$ , для алюминия –  $24 \cdot 10^{-6}$  м/(м·°С)];

$L$  – первоначальная длина трубопровода, м;

$\Delta t$  – разность конечной и начальной температур трубопровода, °С.

Монтажное расстояние,  $l$ , м:

между стеной и трубопроводом

$$l = 0,7d + 0,07 ; \quad (1.55)$$

для паропроводов

$$l = 0,7d + (0,11 \dots 1,12) . \quad (1.56)$$

Неизолированным паропроводом длиной 1 м при температуре воздуха 30 °С теряется следующее количество теплоты (табл. 2).

Таблица 2. Потеря теплоты паропроводом (в кДж/с)

Диаметр внутренний, м	Температура пара, °С				
	100	150	200	250	300
0,05	0,18	0,366	0,587	0,942	1,244
0,075	0,256	0,512	0,733	1,349	1,71
0,1	0,343	0,645	1,035	1,651	2,198
0,15	0,442	0,919	1,465	2,384	3,117
0,2	0,587	1,221	1,954	3,117	4,152
0,25	0,704	1,465	2,349	3,791	5,07
0,3	0,814	1,71	2,745	4,047	5,931

**Пример 1.** Определите, при какой частоте вращения колеса кривошипно-шатунного механизма плунжерный насос с площадью поперечного сечения плунжера  $0,0008 \text{ м}^2$  и длиной хода  $0,04 \text{ м}$  может продавить  $0,62 \text{ кг/с}$  жидкой эмульсии сливочного маргарина температурой  $50 \text{ °С}$ .

Объемная подача

$$G = Q / r = 0,62 / 920 = 0,000674 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Выразим из формулы (1.45)  $n$ , мин<sup>-1</sup>.

$$n = G / (0,0142 \dots 0,01580) A l = 0,000674 / (0,0142 \dots 0,0158) \cdot 0,0008 \cdot 0,04 = 1332,9 \dots 1483,3 \text{ мин}^{-1}.$$

Оптимальной частотой является  $n = 1425 \dots 1435 \text{ мин}^{-1}$ .

**Пример 2.** Определите, подходит ли винтовой насос для перекачивания 3,76 кг/с пищевого саломаса из подсолнечного масла, если температура саломаса 120 °С, частота вращения винта 1440 мин<sup>-1</sup>, эксцентриситет поперечного сечения винта 0,008 м, диаметр винта 0,075 м, шаг винта 0,12 м.

По справочным данным плотность саломаса при температуре 120 °С равна 844 кг/м<sup>3</sup>.

Находим подачу насоса по формуле (1.43)

$$Q = (0,04...0,0467)neDsr = \\ = (0,04...0,0467) \cdot 1440 \cdot 0,008 \cdot 0,075 \cdot 0,12 \cdot 844 = 3,5...4,086 \text{ кг/с}.$$

Следовательно, данный насос подходит для этой цели.

### 1.3. Оборудование для приемки и хранения сырья и материалов

Для приема и хранения жидкого сырья, сыпучих материалов, промежуточных продуктов служит емкостная аппаратура. К емкостной аппаратуре относятся вертикальные, горизонтальные и сферические емкости; сферические и цилиндрические резервуары; мерники и др.

При расчетах емкостной аппаратуры зачастую определяют основные конструктивные размеры аппаратов (высоты и диаметра или ширины и высоты).

Например, надо выполнить конструктивный расчет емкости для хранения одной тонны растительного масла.

Объем аппарата,  $V_{an}$ , м<sup>3</sup>, исходя из его загрузки, рассчитывается по формуле

$$V_{an} = \frac{m}{r \cdot j}, \quad (1.57)$$

где  $m$  – масса загруженного сырья, кг;

$r$  – плотность загруженного сырья, табл. величина  $\rho_{подс. \text{ масла}} = 1100$  кг/м<sup>3</sup>;

$j$  – коэффициент заполнения аппарата, который определяется опытным путем.

Для емкостных аппаратов  $\varphi = 0,9 - 0,95$ .

Геометрический объем аппарата,  $V_{геом}$ , находится по формуле:

$$V_{геом} = V_{цил} , \quad (1.58)$$

где  $V_{цил}$  – объем цилиндра,  $m^3$ .

$$V_{геом.апп} = \frac{\rho D^2}{4} H , \quad (1.59)$$

где  $D$  – диаметр аппарата, м;

$H$  – высота аппарата, м.

Так как объем аппарата, исходя из его загрузки, равен геометрическому объему аппарата, получаем следующее уравнение:

$$V_{геом} = V_{геом.апп}; \quad (1.60)$$

$$\frac{m}{r \cdot j} = \frac{\rho D^2}{4} H . \quad (1.61)$$

В полученном уравнении имеются два неизвестных диаметра аппарата  $D$  и его высота  $H$ , поэтому для его решения необходимо одно из неизвестных выразить через другое. Для этого используется соотношение между высотой и диаметром аппарата ( $H/D$ ). Если соотношение между  $H/D$  взять меньше 1, тогда аппарат получится большего диаметра и меньшей высоты, а если больше 1, то меньшего диаметра и большей высоты.

Поэтому принимается соотношение между  $H/D = 2$ , тогда высоту аппарата можно представить через диаметр аппарата следующим выражением:

$$H = 2D . \quad (1.62)$$

Подставляя выражение (1.62) в уравнение (1.61) получим следующее уравнение:

$$\frac{m}{r \cdot j} = \frac{\rho D^2}{4} 2D , \quad (1.63)$$

или

$$\frac{m}{r \cdot j} = \frac{\rho D^3}{4} 2D . \quad (1.64)$$

Решив это уравнение относительно  $D$ , получим следующую формулу для определения диаметра аппарата, м:

$$D = \sqrt[3]{\frac{2m}{r \cdot j \cdot p}} \quad (1.65)$$

После этого можно определить высоту аппарата по формуле (1.62).

Таким способом определяются конструктивные размеры емкости для хранения растительного масла.

В реальных расчетах емкостная аппаратура имеет значительно более сложную геометрическую форму, например, цилиндрический корпус может иметь коническое днище и сферическую крышку, поэтому геометрический объем такого аппарата можно заменить формулой

$$V_{\text{геом.ап}} = V_{\text{цил}} + V_{\text{кон}} + V_{\text{сфер}} \quad (1.66)$$

Используя справочник по элементарной математике, формулу (1.66) можно представить в следующем виде:

$$V_{\text{геом.ап}} = \frac{\rho D^2}{4} \cdot H + \frac{\rho D^2}{12} \cdot h_{\text{кон}} + \frac{\rho h_{\text{сфер}}}{6} (h_{\text{сфер}}^2 + \frac{3}{4} D^2) \quad (1.67)$$

Приведенная формула уже имеет не два, а четыре неизвестных, поэтому для ее решения надо привести уравнения для трех неизвестных:

цилиндрической высоты аппарата

$$\frac{H}{D} = 2; \quad (1.68)$$

конической высоты аппарата

$$\frac{h_{\text{кон}}}{D} = 0,5; \quad (1.69)$$

высоты сферического сегмента

$$\frac{h_{\text{сфер}}}{D} = 0,25. \quad (1.70)$$

Подставив значения высоты цилиндрической части, высоты конической части и высоты сферического сегмента можно решить уравнение (1.60) относительного общего неизвестного диаметра аппарата, а затем найти высоту цилиндрической, конической и сферической части аппарата.

**Пример 1.** Требуется найти размеры емкости, установленной под центрифугами и рассчитанной на хранение подсолнечного масла, поступающего в течение получаса.

С учетом того, что в бак поступает горячее масло, выбираем его плотность равной  $884 \text{ кг/м}^3$ , соответствующей  $80 \text{ }^\circ\text{C}$ . Будем считать, что бак представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар с плоским днищем. При суточной производительности цеха 300 т масла определяем количество масла, поступающего за полчаса, следующим образом:

$$m = (G / 24) \cdot 0,5 = (300 / 24) \cdot 0,5 = 6,25 \text{ т/ч} = 6250 \text{ кг/ч.}$$

При коэффициенте заполнения емкости  $j = 0,9$  ее вместимость

$$V_{an} = \frac{m}{r \cdot j} = \frac{6250}{884 \cdot 0,9} = 7,856 \text{ м}^3.$$

Принимаем соотношение высоты и диаметра емкости  $H/D=2$ . При этом  $D = \sqrt[3]{V} = \sqrt[3]{7,856} = 1,99 \text{ м}$ . Принимаем  $D = 2 \text{ м}$ . Высота  $H = 2D = 2 \cdot 2 = 4 \text{ м}$ .

#### **1.4. Теплообменные аппараты для обработки жиров и продуктов их переработки**

По назначению теплообменная аппаратура делится на:

- ✓ холодильники;
- ✓ подогреватели;
- ✓ испарители;
- ✓ конденсаторы.

Кроме того, теплообменники подразделяются на рекуператоры и регенераторы. Рекуператорами называется теплообменная аппаратура, в которой движение теплоносителей является стационарным, т. е. оба потока теплоносителей проходят через аппарат одновременно.

Регенераторами называется теплообменная аппаратура, в которой два потока теплоносителей проходят через одно и то же пространство попеременно. В регенераторах тепло, передаваемое от одного из теплоносителей твердым стенкам, аккумулируется ими, а затем отдается второму теплоносителю, когда наступает его очередь движения через аппарат. Простейшая конструкция регенератора – это труба, через которую поступает сначала один теплоноситель справа налево, затем через нее же, только слева направо, другой теплоноситель. Передача тепла стенкам и отвод от них регулируются величинами входных температур. Это аппараты периодического действия. Большая часть теплообменной аппаратуры относится к рекуператорам.

Наиболее распространенным типом теплообменников являются кожухотрубчатые теплообменники, к основным достоинствам которых относятся: простота изготовления, надежность в эксплуатации, сравнительно высокая поверхность теплообмена при незначительных габаритах.

К недостаткам кожухотрубчатых теплообменников можно отнести их высокую металлоемкость и ограниченную длину труб.

Кроме кожухотрубчатых, в масложировой отрасли используют другие типы теплообменной аппаратуры: пластинчатые, змеевиковые теплообменники.

Расчет кожухотрубчатых теплообменных аппаратов заключается в определении расхода теплоносителя (или охлаждающей среды) и площади поверхности теплообмена, что дает возможность подобрать затем один из серийно выпускаемых аппаратов. При расчете нестандартного кожухотрубчатого подогревателя или охладителя находят, кроме того, размеры аппарата и его отдельных элементов, число труб, выполняют необходимые прочностные расчеты.

Для кожухотрубчатых подогревателей непрерывного действия расход греющего пара,  $D$ , кг/с:

$$D = (1,01 \dots 1,05) P c \Delta t / r, \quad (1.71)$$

где  $P$  – производительность аппарата, кг/с;

$c$  – удельная теплоемкость нагреваемого вещества, кДж/(кг·К);

$\Delta t$  – разность конечной и начальной температуры продукта, °С;

$r$  – удельная теплота конденсации греющего пара, кДж/кг.

При использовании кожухотрубчатого теплообменника в качестве охладителя расход охлаждающей жидкости,  $W_{охл}$ , кг/с:

$$W_{охл} = Пс\Delta t / (c_1\Delta t_1), \quad (1.72)$$

где  $\Delta t$  – разность начальной и конечной температуры продукта, °С;  
 $c_1$  – удельная теплоемкость охлаждающей жидкости, кДж/(кг·К);  
 $\Delta t_1$  – разность конечной и начальной температуры охлаждающей жидкости, °С.

При ориентировочных расчетах необходимая площадь поверхности,  $A$ , м<sup>2</sup> с учетом теплотерь от стенок аппарата в воздух:

$$A = (1,01\dots 1,05)Пс\Delta t / (k\Delta t_{cp}). \quad (1.73)$$

где  $k$  – коэффициент теплопередачи от теплоносителя к продукту, кВт/(м<sup>2</sup>·К);

$\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур теплоносителя и продукта, °С.

При расчетах охладителей коэффициент 1,01...1,05 в формулу (1.73) не вводится [Ситников].

При более точных расчетах

$$k = 1 / (1/a_1 + d/l + 1/a_2), \quad (1.74)$$

где  $k$  – коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$\alpha_1$  – коэффициент теплоотдачи от теплоносителя к стенке, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$\delta$  – толщина стенки трубы, м;

$\lambda$  – теплопроводность материала стенки, Вт/(м·К);

$\alpha_2$  – коэффициент теплоотдачи от стенки к нагреваемой среде, Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Если на стенке трубы есть нагар, накипь, необходимо учесть и их термическое сопротивление, т. е. в этом случае

$$k = 1 / (1/a_1 + d_1/l_1 + d_2/l_2 + 1/a_2). \quad (1.75)$$

Влияние загрязнений может быть учтено коэффициентом использования поверхности теплообмена  $k = 0,7 - 0,8$ .

Тогда

$$k = (0,7\dots 0,8) / (1/a_1 + d/l + 1/a_2). \quad (1.76)$$

или

$$k = (0,7...0,8) / [(a_1 + a_2) / (a_1 \cdot a_2)]. \quad (1.77)$$

Величина коэффициента теплоотдачи ориентировочно равна: при нагревании и охлаждении газов – от 10 до 50 Вт/(м<sup>2</sup>·К); воды – от 200 до 10000 Вт/(м<sup>2</sup>·К); органических жидкостей – от 50 до 1500 Вт/(м<sup>2</sup>·К); при кипении воды – от 500 до 10000 Вт/(м<sup>2</sup>·К); при конденсации водяных паров – от 4000 до 15000 Вт/(м<sup>2</sup>·К); при конденсации паров органических жидкостей – от 500 до 2000 Вт/(м<sup>2</sup>·К). Точный расчет величины коэффициента теплоотдачи очень сложен, так как зависит от множества факторов.

Коэффициент теплопередачи через ребристую стенку,  $k$ , Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$k = 1 / (1 / \alpha_1 + d / l + A_1 / \alpha_2 A_2), \quad (1.78)$$

где  $\alpha_1$  – коэффициент теплоотдачи со стороны гладкой поверхности, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$\alpha_2$  – коэффициент теплоотдачи со стороны оребренной поверхности, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$A_1$  и  $A_2$  – соответственно площади гладкой и оребренной поверхностей, м<sup>2</sup>.

При использовании спирально свитых труб коэффициент теплопередачи увеличивается в 1,4 - 1,6 раза.

Средняя разность температур теплоносителя и нагреваемой среды или охлаждающей среды и охлаждаемого продукта при параллельном их движении,  $\Delta t_{cp}$ , °С:

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\sigma} + \Delta t_{\mu}) / 2 \quad (1.79)$$

при условии, если  $\frac{\Delta t_{\sigma}}{\Delta t_{\mu}} < 2$ . Если же  $\frac{\Delta t_{\sigma}}{\Delta t_{\mu}} \geq 2$ , то

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\sigma} - \Delta t_{\mu}) / [2,3 \lg(\Delta t_{\sigma} / \Delta t_{\mu})]. \quad (1.80)$$

В кожухотрубчатом аппарате площадь поверхности теплообмена,  $A$ , м<sup>2</sup>:

$$A = p d l n, \quad (1.81)$$

где  $d_p$  – средний расчетный диаметр трубы, м, зависящий от соотношения коэффициентов теплоотдачи  $\alpha_1$  от теплоносителя к стенке и  $\alpha_2$  от стенки к нагреваемой среде:  $d_p = d_n$  при  $\alpha_1 > \alpha_2$ ,  $d_p = 0,5 (d_n + d_{вн})$  при  $\alpha_1 = \alpha_2$ ,  $d_p = d_{вн}$  при  $\alpha_1 < \alpha_2$ , ( $d_n$  и  $d_{вн}$  – наружный и внутренний диаметры трубы, м). В теплообменниках типов ТН (с неподвижными трубными решетками, жестко прикрепленными к кожуху) и ТК (с неподвижными трубными решетками и температурным компенсатором) используются цельнотянутые бесшовные трубки диаметром 16x1,6; 20x2; 25x2; 25x2,5; 38x2; 38x3; 57x3 мм. В теплообменниках типа ТП (с плавающей головкой), ТС (с сальником на плавающей головке) и ТУ (с U-образными теплообменными трубами) размеры труб – 20x2; 25x2; 25x2,5; 38x3 мм;  $l_1$  – расстояние между трубными решетками (рабочая длина одной трубы); стандартное значение  $l_1$  необходимо принимать из следующего ряда: 1; 1,5; 2; 3; 4; 6; 9 м. Для кожухотрубчатых теплообменников с площадью поверхности теплообмена до 300 м<sup>2</sup> следует задаваться рабочей длиной труб, не превышающей 4 м;  $n$  – число труб в аппарате, шт. При размещении труб по сторонам правильных шестиугольников их количество составляет 7, 19, 37, 61, 91, 127, 187, 241, 301, 367, 439, 517, 613, 721, 823, 931, 1045, 1165, 1306, 1459; при размещении труб по концентрическим окружностям – соответственно 7, 19, 37, 62, 93, 130, 173, 223, 279, 341, 410, 485, 566, 653, 747, 847, 953, 1066, 1185, 1310. Если трубы размещены по сторонам шестиугольников, но используются и сегменты трубной решетки, общее число труб,  $n'$ , шт.:

$$n' = (1,1 \dots 1,18)n. \quad (1.82)$$

Число трубок в одном ходу (пучке):

$$n_1 = 1,274\Pi / (d_{вн}^2 n r), \quad (1.83)$$

где  $\Pi$  – производительность аппарата, кг/с;

$d_{вн}$  – внутренний диаметр трубы, м;

$n$  – скорость движения жидкости в трубе, м/с (рекомендуется принимать следующие значения  $n$ : для воды и умеренно вязких жидкостей – от 0,6 до 1,5; для вязких жидкостей – от 0,2 до 0,6; для воздуха и газов при умеренном напоре – от 8 до 12; для насыщенного водяного пара – от 25 до 30 м/с под давлением и от 35 до 45 м/с – под вакуумом;

$r$  – плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>.

Число ходов труб в аппарате,  $z$ , шт.:

$$z = n / n_1. \quad (1.84)$$

Полученное значение округляется до целого числа ходов, равного обычно 1, 2, 3, 4, 6 или 12.

Число труб в аппарате (при их размещении по сторонам шестиугольников) может быть определено и по следующей формуле:

$$n = 0,75(n_d^2 - 1) + 1. \quad (1.85)$$

где  $n_d$  – число труб по диагонали шестиугольника, т. е. размещающихся на диаметре трубной решетки, шт.

$$n_d = \sqrt[3]{1,33A / (bsf)}. \quad (1.86)$$

Здесь  $A$  – расчетная площадь поверхности теплопередачи,  $m^2$ ;

$\beta$  – отношение высоты (для вертикальных) или длины рабочей части кожухотрубчатого теплообменного аппарата к его диаметру, равное 3-5;

$f$  – площадь поверхности 1 м длины трубы принятого диаметра,  $m^2$ ;

$s$  – шаг трубы, м.

При развальцовке шаг трубы рассчитывается по формуле

$$s = (1,3 \dots 1,6)d_n; \quad (1.87)$$

при сварке – по формуле

$$s = 1,25d_n. \quad (1.88)$$

Кроме того, при этом соблюдается условие

$$s \geq d_n + 0,006. \quad (1.89)$$

Расчетное значение  $n_d$  округляется до целого нечетного числа. Внутренний диаметр кожуха (или диаметр трубной решетки) одноходового аппарата,  $D_{вн}$ , м:

$$D_{вн} = s(n_d - 1) + 4d_n. \quad (1.90)$$

или

$$D_{вн} = 1,1s\sqrt{n}. \quad (1.91)$$

Внутренний диаметр, многоходового кожухотрубчатого теплообменника:

$$D_{\text{вн}} = 1,1s\sqrt{n/y}, \quad (1.92)$$

где  $\psi$  – коэффициент заполнения трубной решетки, равный 0,6-0,8.

Найденное значение внутреннего диаметра кожуха округляется до ближайшего стандартного из ряда: 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0 м.

Допускается также изготовление цилиндрических кожухов аппаратов из стальных труб наружным диаметром 0,159; 0,219; 0,273; 0,325; 0,377; 0,426; 0,48; 0,53; 0,72; 0,82; 0,92 и 1,02 м.

Толщина трубной решетки,  $s_T$ , м, при развальцовке стальных труб:

$$s_T = 0,125d_n + 0,005. \quad (1.93)$$

медных труб:

$$s_T = 0,2d_n + 0,01. \quad (1.94)$$

В кожухотрубчатых теплообменных аппаратах расстояние между поперечными сегментными перегородками,  $s_{\Pi}$ , м:

$$s_{\Pi} = A_{\text{мтр}} / [D_{\text{вн}} (1 - d_n / s)], \quad (1.95)$$

где  $A_{\text{мтр}}$  – площадь живого сечения межтрубного пространства, м<sup>2</sup>.

$$A_{\text{мтр}} = 0,785(D_{\text{вн}}^2 - nd_n^2). \quad (1.96)$$

Толщина стенки цилиндрической обечайки аппарата,  $s_{\text{об}}$ , м, работающей под внутренним давлением:

$$s_{\text{об}} = p_{\text{расч}} D_{\text{вн}} / (2j s_{\text{доп}} - p_{\text{расч}}) + C. \quad (1.97)$$

где  $p_{\text{расч}}$  – расчетное давление, МПа;

$D_{\text{вн}}$  – внутренний диаметр аппарата, м;

$\varphi$  – коэффициент прочности сварного шва ( $\varphi = 1$  для стыковых тавровых сварных соединений со сплошным проваром с обеих сторон при автоматической сварке;  $\varphi = 0,95$  для стыковых сварных соединений с подваркой корня шва, со сплошным проваром с обеих сторон при ручной сварке;  $\varphi = 0,9$  для стыковых соединений при

сварке с одной стороны;  $\varphi = 0,8$  для тавровых соединений деталей и соединений внахлестку при двустороннем шве);

$S_{дон}$  – допускаемое напряжение материала стенки, МПа;

$C$  – прибавка на коррозию ( $C = 0,001-0,003$  м).

Величина  $s_{об}$  может приниматься (по табл. 3) и без расчета.

Таблица 3. Толщина стенки цилиндрической обечайки

Давление в аппарате, МПа	Внутренний диаметр аппарата, м					
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
<0,1	0,003	0,003	0,003	0,004	0,004	0,004
0,25	0,003	0,003	0,003	0,004	0,004	0,004
0,4	0,003	0,003	0,003	0,004	0,004	0,004
1,0	0,004	0,004	0,005	0,005	0,005	0,005
1,6	0,005	0,006	0,008	0,008	0,008	0,008

Продолжение таблицы 3

Давление в аппарате, МПа	Внутренний диаметр аппарата, м					
	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0
<0,1	0,005	0,005	0,005	0,005	0,006	0,006
0,25	0,005	0,005	0,005	0,005	0,006	0,006
0,4	0,005	0,005	0,005	0,005	0,006	0,006
1,0	0,006	0,008	0,008	0,008	0,010	0,010
1,6	0,008	0,010	0,012	0,012	0,014	0,016

Диаметр штуцеров для подвода и отвода продукта,  $d_1$ , м:

$$d_1 = 1,13 \sqrt{P / (rn)}. \quad (1.98)$$

где  $P$  – расход продукта, кг/с;

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

$v$  – скорость движения продукта, м/с.

На основании расчета выбирают стандартное значение диаметра штуцера. Аналогично рассчитывают диаметры штуцеров для подвода греющего пара и отвода конденсата. Толщина тепловой изоляции аппарата,  $s_{из}$ , м:

$$s_{из} = I_2(1/k_1 - 1/a_1 - 1/a_0 - s_{об} / I_1). \quad (1.99)$$

где  $\lambda_2$  – теплопроводность изоляции, Вт/(м·К);

$\alpha_1$  – коэффициент теплоотдачи от пара к стенке, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$\alpha_0$  – коэффициент теплоотдачи от стенки к воздуху, Вт/(м<sup>2</sup>·К).

$$a_0 = 9,3 + 0,058t_{cm}. \quad (1.100)$$

здесь  $t_{cm}$  – температура наружной поверхности стенки, °С;

$s_{об}$  – толщина стенки аппарата, м;

$\lambda_1$  – теплопроводность материала стенки, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$k_1$  – коэффициент теплопередачи от теплоносителя (пара) к воздуху, Вт/(м<sup>2</sup>·К).

$$k_1 = a_0(t_{cm} - t_e)/(t_n - t_e). \quad (1.101)$$

где  $t_n$  – температура пара, °С;

$t_e$  – температура воздуха, °С.

**Пример 1.** Для экстракционного отделения маслозавода необходимо подобрать бензоподогреватель, в котором бензин марки А в количестве 1,72 кг/с мог бы нагреваться с 25 до 58 °С. Давление насыщенного греющего пара 0,3 МПа. Расход греющего пара,  $D$ , кг/с, находим по формуле (1.71).

Разность конечной и начальной температуры бензина,  $\Delta t_{\bar{o}}$ , °С:

$$\Delta t_{\bar{o}} = 58 - 25 = 33^\circ\text{C}.$$

В интервале температур от 25 до 58 °С удельная теплоемкость бензина  $c_{\bar{o}} = 2,137$  кДж/(кг·К). Удельная теплота конденсации греющего пара  $r = 2164,1$  кДж/кг.

$$D = 1,03 \cdot 1,72 \cdot 2,137 \cdot 33 / 2164,1 = 0,0577 \text{ кг/с (207,8 кг/ч)}.$$

Необходимую площадь поверхности нагрева,  $A$ , м<sup>2</sup>, находим по формуле (1.73), принимая коэффициент теплопередачи от конденсирующегося водяного пара к бензину  $k = 0,5$  кВт/(м<sup>2</sup>·К).

Для определения  $\Delta t_{cp}$  строим график процесса (рис. 2).

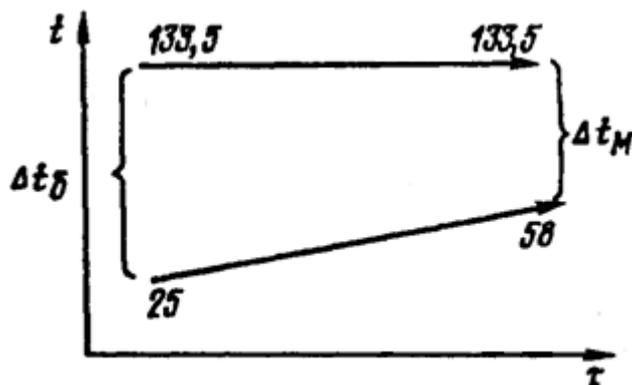


Рис. 2. К определению средней разности температур пара и бензина

При давлении сухого насыщенного пара 0,3 МПа его температура составляет 133,54 °С, тогда

$$\Delta t_{\delta} = 133,5 - 25 = 108,5^{\circ}\text{C};$$

$$\Delta t_{M} = 133,5 - 58 = 75,5^{\circ}\text{C};$$

$$\Delta t_{\delta} / \Delta t_{M} = 108,5 / 75,5 = 1,437 < 2,$$

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\delta} + \Delta t_{M}) / 2 = 108,5 + 75,5 / 2 = 92^{\circ}\text{C}.$$

$$A = 1,03 \cdot 1,72 \cdot 2,137 \cdot 33 / (0,5 \cdot 92) = 2,176 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке серийно изготавливаемый бензоподогреватель с площадью поверхности нагрева 10 м<sup>2</sup>.

**Пример 2.** На маслозаводе установлен трубчатый предварительный дистиллятор, в нагревательной камере которого подсолнечно-бензиновая мисцелла концентрацией 15 % нагревается с 50 до 85 °С глухим перегретым паром. Давление пара 0,3 МПа, температура 180 °С. Производительность аппарата  $G = 9200$  кг/ч. Определить, каким станет расход греющего пара при замене гладких труб витыми.

До модернизации расход греющего пара в аппарате  $D_1$  (кг/с) рассчитаем по следующей формуле (1.71):

$$D_1 = 1,03 \cdot 2,556 \cdot 2,2 \cdot 35 / 2824,3 = 0,0718 \text{ кг/с},$$

подставляя производительность аппарата,  $\Pi$ , кг/с, вычисленную по формуле

$$\Pi = G / 3600 = 9200 / 3600 = 2,556 \text{ кг/с}.$$

Удельную теплоемкость подсолнечно-бензиновой мисцеллы принимаем 2,2 кДж/(кг·К), удельную теплоту конденсации греюще-

го пара  $r = 2824,3$  кДж/кг, а разность конечной и начальной температуры мисцеллы,  $\Delta t$ , °С.

$$\Delta t = t_2 - t_1 = 85 - 50 = 35^\circ\text{С}.$$

Поскольку при использовании спирально свитых труб коэффициент теплопередачи увеличивается в 1,4 - 1,6 раза, то после модернизации расход пара снизится обратно пропорционально увеличению коэффициента теплопередачи. Следовательно,

$$D_2 = D_1 / (1,4 \dots 1,6) = 0,0449 \dots 0,0513 \text{ кг/с}.$$

**Пример 3.** В маслоохладитель поступает  $6,5 \text{ м}^3/\text{ч}$  масла подсолнечного, охлаждаемого с  $90$  до  $45$  °С водой, имеющей начальную температуру  $18$  °С и нагревающейся до  $32$  °С. Определить расход охлаждающей воды.

Расход воды на охлаждение масла,  $W_{\text{охл}}$ , кг/с, рассчитаем по формуле (1.72). Для этого найдем расход охлаждаемого масла,  $\Pi$ , кг/с.

$$\Pi = G / 3600 = V \cdot \rho / 3600 = 6,5 \cdot 878 / 3600 = 1,585 \text{ кг/с},$$

где плотность масла при его начальной температуре  $\rho = 878 \text{ кг/ м}^3$ ;  
удельная теплоемкость масла  $c = 2,07 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$  при  $t_1 = 90$  °С;  
разность начальной  $t_1$  и конечной  $t_2$  температуры масла  $\Delta t = 90 - 45 = 45$  °С;

удельная теплоемкость воды для интервала температур от  $18$  до  $32$  °С  $c_1 = 4,18 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$ ;

разность конечной  $t_2'$  и начальной  $t_1'$  температуры воды  $\Delta t_1 = 32 - 18 = 14$  °С.

$$\text{Тогда } W_{\text{охл}} = 1,585 \cdot 2,07 \cdot 45 / (4,18 \cdot 14) = 2,523 \text{ кг/с}.$$

**Пример 4.**  $9000 \text{ кг/ч}$  пищевого саломаса из хлопкового масла предлагается нагревать в кожухотрубчатом теплообменнике с  $60$  до  $120$  °С глухим перегретым паром, имеющим давление  $0,6 \text{ МПа}$  и температуру  $160$  °С. Рассчитать расход пара и основные размеры аппарата.

При среднеарифметической удельной теплоемкости пищевого саломаса из хлопкового масла

$$c = (c_{60^\circ\text{C}} + c_{120^\circ\text{C}}) / 2 = (2,132 + 2,333) / 2 = 2,233 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)},$$

расходе масла 2,5 кг/с ( $\Pi = 9000/3600$ ), удельной теплоте парообразования  $r = 2086$  кДж/кг, разности температур  $\Delta t = 120 - 60 = 60$  °С расход греющего пара,  $D$ , кг/с, имеет следующий вид:

$$D = 1,03 \cdot 2,5 \cdot 2,233 \cdot 60 / 2086 = 0,165 \text{ кг/с.}$$

Для определения площади поверхности нагрева,  $A$ , м<sup>2</sup>, найдем среднюю разность температур пара и саломаса,  $\Delta t_{cp}$  (°С) по графику процесса (рис. 2).

$$\Delta t_{\sigma} = 160 - 60 = 100^{\circ}\text{C}; \Delta t_{\mu} = 160 - 120 = 40^{\circ}\text{C},$$

$$\Delta t_{\sigma} / \Delta t_{\mu} = 100 / 40 = 2,5 > 2.$$

Следовательно,

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\sigma} - \Delta t_{\mu}) / [2,31 \lg(\Delta t_{\sigma} / \Delta t_{\mu})] = (100 - 40) / [2,31 \lg(100 / 40)] = 65,48^{\circ}\text{C}.$$

Принимаем коэффициент теплопередачи от пара к саломасу  $k = 0,28$  кВт/(м<sup>2</sup>·К), тогда

$$A = 1,03 \cdot 2,5 \cdot 2,233 \cdot 60 / (0,28 \cdot 65,48) = 18,82 \text{ м}^2.$$

Из формулы (1.81) найдем число труб в аппарате,  $n$ , шт.

Принимаем диаметр наружной трубы  $d_p = 0,038$  м, рабочую длину одной трубы  $l_1 = 3$  м.

$$n = A / (\pi d_p l_1) = 18,82 / (3,14 \cdot 0,038 \cdot 3) = 53 \text{ шт.}$$

Выбираем размещение труб в трубной решетке по сторонам правильных шестиугольников и принимаем в связи с этим ближайшее большее стандартное число труб  $n = 61$ .

Шаг труб,  $s$ , м:

$$s = (1,3 \dots 1,6) d_n = (1,3 \dots 1,6) \cdot 0,038 = 0,0494 \dots 0,0608 \text{ м.}$$

Выбираем одно из значений в полученном интервале:  $s = 0,06$  м.

Диаметр кожуха многоходового кожухотрубчатого теплообменника,  $D_{\text{вн}}$ , м, находим по формуле (1.92). Коэффициент заполнения трубной решетки принимаем  $\psi = 0,8$ .

$$D_{\text{вн}} = 1,1 \cdot 0,06 \sqrt{61 / 0,8} = 0,576 \text{ м.}$$

Найденное значение  $D_{вн}$  округляем до стандартного, равного 0,6 м.

Толщина трубной решетки:

$$s_T = 0,125d_n + 0,005 = 0,125 \cdot 0,038 + 0,005 = 0,01 \text{ м.}$$

Площадь живого сечения межтрубного пространства,  $A_{мтр}$ , м<sup>2</sup>, находим по формуле (1.96).

$$A_{мтр} = 0,785(D_{вн}^2 - nd_n^2) = 0,785(0,6^2 - 61 \cdot 0,038^2) = 0,21345 \text{ м}^2.$$

Тогда расстояние между сегментными перегородками,  $s_{II}$ , м, находим по формуле (1.95).

$$s_{II} = 0,21345 / [0,6(1 - 0,038 / 0,06)] = 0,97 \text{ м.}$$

Принимаем  $s_{II} = 1 \text{ м.}$

Толщину стенки цилиндрической обечайки аппарата,  $s_{об}$ , м, находим по формуле (1.97), принимая коэффициент прочности сварного шва  $\varphi = 0,9$ , допускаемое напряжение  $\sigma_{дон} = 130 \text{ МПа}$ , прибавку на коррозию  $C = 0,002 \text{ м.}$

$$s_{об} = 0,6 \cdot 0,6 / (2 \cdot 0,9 \cdot 130 - 0,6) + 0,002 = 0,0035 \text{ м.}$$

Принимаем  $s_{об} = 0,004 \text{ м.}$

Диаметр штуцеров для подвода и отвода саломаса находим по формуле (1.98).

$$d_1 = 1,13 \sqrt{\Pi / (rn)} = 1,13 \sqrt{2,5 / (862,3 \cdot 0,3)} = 0,111 \text{ м.}$$

Выбираем трубы стальные бесшовные горячекатаные диаметром 121 мм с толщиной стенки 5 мм.

По той же формуле находим диаметр штуцера для подвода пара, принимая плотность и скорость движения греющего пара соответственно  $\rho_1 = 3,16 \text{ кг/м}^3$ ,  $v_1 = 25 \text{ м/с.}$

$$d_2 = 1,13 \sqrt{0,125 / (3,16 \cdot 25)} = 0,045 \text{ м.}$$

Выбираем трубу стальную бесшовную горячекатаную диаметром 57 мм с толщиной стенки 5,5 мм.

При расходе конденсата  $W = D = 0,125$  кг/с, плотности конденсата  $\rho_2 = 908,3$  кг/м<sup>3</sup> и скорости движения конденсата  $v_2 = 0,8$  м/с диаметр штуцера для отвода конденсата будет равен

$$d_3 = 1,13\sqrt{0,125/(908,3 \cdot 0,8)} = 0,015 \text{ м.}$$

Выбираем трубу стальную бесшовную горячекатаную диаметром 25 мм с толщиной стенки 5 мм.

Для расчета толщины теплоизоляции корпуса подогревателя,  $s_{uz}$ , м, по формуле (1.99) сначала вычислим коэффициент теплоотдачи от стенки к воздуху,  $\alpha_0$ , Вт/(м<sup>2</sup>·К), при температуре наружной поверхности стенки  $t_{cm} = 40$  °С.

$$\alpha_0 = 9,3 + 0,058 \cdot 40 = 11,62 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи от пара к воздуху,  $k_1$ , Вт/(м<sup>2</sup>·К), рассчитаем по формуле (1.101). Температуру воздуха принимаем  $t_g = 25$  °С.

$$k_1 = 11,62(40 - 25)/(160 - 25) = 1,291 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{К)}.$$

Учитывая, что теплопроводность материала стенки для стали  $\lambda_1 = 50$  Вт/(м·К), теплопроводность изоляции для стекловаты  $\lambda_2 = 0,1$  Вт/(м·К), коэффициент теплоотдачи от пара к стенке  $\alpha_1 = 600$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

$$s_{uz} = 0,1(1/1,291 - 1/600 - 1/11,62 - 0,004/50) = 0,0682 \text{ м.}$$

Принимаем  $s_{uz} = 0,07$  м.

### **Змеевиковые теплообменники.**

Площадь поверхности теплообмена змеевика,  $A$ , м<sup>2</sup>:

$$A = 3,14d_p l, \quad (1.102)$$

или

$$A = 3,14d_p^2 j, \quad (1.103)$$

где  $d_p$  – средний расчетный диаметр трубы, м, зависящий от величины коэффициентов теплоотдачи;

$l$  – полная длина трубы змеевика, м;

$\varphi$  – отношение  $l/d_p$ ; величина  $\varphi$  зависит от давления греющего пара, пропускаемого через змеевик:

$p$ , МПа	0,045	0,123	0,147	0,196	0,294	0,392
$\varphi$	до 100	150	175	200	225	250

При пропускании через змеевик продукта  $\varphi = 800-1000$ .

Шаг витков змеевика,  $s$ , м:

$$s = (1,5 \dots 2,0)d_n, \quad (1.104)$$

где  $d_n$  – наружный диаметр трубы, м ( $d_n = 0,025-0,075$  м).

Диаметр змеевика,  $d_{зм}$ , м:

$$d_{зм} = D_{вн} - (3 \dots 4)d_n, \quad (1.105)$$

где  $D_{вн}$  – внутренний диаметр корпуса аппарата, м;  $d_{зм} = 0,3-2,0$  м.

Длина одного витка змеевика,  $l_1$ , м:

$$l_1 = 3,14d_{зм}. \quad (1.106)$$

Число витков змеевика,  $n$ , шт.:

$$n = l/l_1 \quad (1.107)$$

Расстояние от начала до конца змеевика,  $h_{зм}$ , м:

$$h_{зм} = ns + h_k, \quad (1.108)$$

где  $h_k$  – конструктивная прибавка ( $h_k = 0,15 - 0,3$  м).

Серийно выпускаются змеевиковые теплообменники следующих размеров (табл. 4).

Таблица 4. Основные размеры змеевиковых теплообменников

$A$ , м <sup>2</sup>	Змеевик					Обечайка		Масса змеевика, кг
	$d_p$ , м	$l$ , м	$d_{зм}$ , м	$s$ , м	$n$ , шт.	диаметр $D$ , м	высота $H$ , м	
1	0,032	11,4	0,35	0,05	10	0,45	0,705	20,7
2	0,032	22,4	0,5	0,05	14	0,6	0,905	40,7
3	0,032	32,4	0,6	0,05	17	0,7	1,05	59
5	0,032	54,5	0,75	0,05	23	0,85	1,3	99
7	0,0445	53,8	0,85	0,065	20	1,0	1,55	139
10	0,0445	75,8	1,0	0,065	24	1,15	1,8	195
13	0,0445	98,5	1,15	0,065	27	1,3	2,0	255
15	0,0445	113,5	1,2	0,065	30	1,35	2,2	294

**Пример.** На мыловаренном заводе в вертикальном цилиндрическом стальном резервуаре номинальной вместимостью 200 м<sup>3</sup> хранятся синтетические жирные кислоты температурой плавления 45 °С. Для подачи кислот в производство их необходимо нагреть до температуры 70°С, что обеспечивается применением змеевикового подогревателя, предназначенного, кроме того, для компенсации теплотерь при хранении. Определить необходимые размеры подогревателя и расход греющего пара.

Выбираем режим хранения синтетических жирных кислот (СЖК). Для этого предполагаем, что СЖК хранятся при температуре 70 °С, причем пар расходуется только на компенсацию теплотерь.

Расход пара,  $D$ , кг/с:

$$D = A_n a_0 (t_{cm} - t_g) / r \quad , \quad (1.109)$$

где  $A_n$  – площадь наружной поверхности резервуара, м<sup>2</sup>; для ее определения предварительно задаемся толщиной теплоизоляции  $s_{uz} = 0,05$  м;

$t_g$  – температура воздуха (принимаем  $t_g = 20$  °С);

$r$  – удельная теплота конденсации греющего пара (принимаем давление подаваемого в змеевик глухого насыщенного водяного пара 0,4 МПа; при этом  $r = 2133,8$  кДж/кг).

$$A_n = 3,14(D + 2s_{uz})(H + s_{uz}), \quad (1.110)$$

где  $D$  и  $H$  – соответственно диаметр и высота резервуара ( $D = 6,65$  м,  $H = 6$  м).

$$A_n = 3,14(6,65 + 2 \cdot 0,05)(6 + 0,05) = 128,23 \text{ м}^2.$$

Суммарный коэффициент теплоотдачи  $\alpha_0$  рассчитываем по формуле 1.100.

Принимаем температуру стенки  $t_{cm} = 30$  °С. Тогда

$$a_0 = 9,3 + 0,058 \cdot 30 = 11,04 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) = 0,01104 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Таким образом,

$$D = 128,23 \cdot 0,01104 \cdot (30 - 20) / 2133,8 = 0,0066 \text{ кг/с} = 23,9 \text{ кг/ч}.$$

Необходимую площадь поверхности теплообмена находим по формуле (1.103). Принимаем  $d_p = 0,032$  м;  $\varphi = 250$ .

$$A = 3,14 \cdot 0,032^2 \cdot 250 = 0,8 \text{ м}^2.$$

Выбираем серийно выпускаемый змеевик, площадь поверхности теплообмена которого  $1 \text{ м}^2$ .

### Пластинчатые теплообменники

Для обработки молока в линии производства маргарина в качестве пастеризаторов применяют пластинчатые теплообменники.

Полный расход теплоты,  $Q$ , кДж/с:

$$Q = (1,01 \dots 1,05) P c \Delta t, \quad (1.111)$$

где  $P$  – количество нагреваемой жидкости, кг/с;

$c$  – удельная теплоемкость нагреваемой жидкости, кДж/(кг·К);

$\Delta t$  – разность температуры пастеризации жидкости  $t_n$  и начальной температуры жидкости  $t_n$ .

Часть теплоты,  $Q_p$ , кДж/с, расходуется в секции регенерации, вторая часть,  $Q_n$  – в секции пастеризации:

$$Q_p = QE; \quad (1.112)$$

$$Q_n = Q(1 - E), \quad (1.113)$$

где  $E$  – коэффициент регенерации теплоты.

$$E = (t'_p - t_n) / (t_n - t_n), \quad (1.114)$$

где  $t'_p$  – температура жидкости после подогрева в секции регенерации, °С.

Расход охлаждающей воды,  $W_{охл}$ , кг/с:

$$W_{охл} = P c (t''_p - t_k) / [t_0^k - t_0^n] c_e, \quad (1.115)$$

где  $t''_p$  – температура жидкости перед секцией охлаждения, °С.

$$t''_p = t_n + t_n - t'_p, \quad (1.116)$$

где  $t_k$  – температура жидкости за секцией охлаждения, °С;

$t_0^k$  и  $t_0^n$  – конечная и начальная температура охлаждающей воды, °С;

$c_e$  – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

Общая площадь поверхности нагрева,  $A$ ,  $\text{м}^2$ :

$$A = A_p + A_n,$$

в том числе в секции регенерации

$$A_p = Q_p / (k_p \Delta t_{cp}^p); \quad (1.117)$$

в секции пастеризации

$$A_n = Q_n / (k_n \Delta t_{cp}^n). \quad (1.118)$$

Необходимая площадь поверхности теплообмена в секции охлаждения рассчитывается аналогичным образом по следующей формуле:

$$A_o = Q_o / (k_o \Delta t_{cp}^o), \quad (1.119)$$

где  $Q_o$  – теплота, отдаваемая пастеризуемым продуктом при охлаждении, кДж/с.

$$Q_o = Пс(t_p'' - t_k). \quad (1.120)$$

В формулах (1.117) - (1.119)  $k_p$ ,  $k_n$  и  $k_o$  – соответственно коэффициенты теплопередачи в секциях регенерации, пастеризации и охлаждения, кВт/(м<sup>2</sup>·К);  $\Delta t_{cp}^p$ ,  $\Delta t_{cp}^n$  и  $\Delta t_{cp}^o$  – соответственно средние разности температур горячего и холодного продукта, пара и продукта, продукта и охлаждающей среды, °С.

$$\Delta t_{cp}^p = (1 - E)(t_{II} - t_n) \quad (1.121)$$

$$\Delta t_{cp}^n = (t_n - t_p') / [2,31 \lg(t - t_p') / (t - t_n)], \quad (1.122)$$

где  $t$  – температура пара, °С.

Площадь поверхности теплообмена одной пластины,  $A_1$ , м<sup>2</sup>:

$$A_1 = A / n. \quad (1.123)$$

В теплообменниках с промежуточными листами

$$A_1 = A / [2(n - 1)], \quad (1.124)$$

где  $n$  – число пластин в подогревателе, шт.

$$n = V'' / (A_o v), \quad (1.125)$$

где  $V''$  – расход продукта, кг/с;

$A_o$  – площадь поперечного сечения канала, по которому перемещается продукт, м<sup>2</sup>;

$v$  – скорость движения продукта, м/с.

Стандартная площадь поверхности теплообмена одной пластины составляет 0,2; 0,3; 0,5; 0,6; 1,3 м<sup>2</sup>. Общая площадь поверхности теплообмена аппаратов пластинчатых теплообменных на консольной раме – от 3 до 25 м<sup>2</sup>, на двухпорной раме – от 2 до 400 м<sup>2</sup>, на трехпорной – от 200 до 600 м<sup>2</sup>. Аппараты работают при давлении пара 0,6 - 1,0 МПа. Коэффициент теплопередачи в секции пастеризации – от 7 до 9 кВт/(м<sup>2</sup>·К).

**Пример.** В процессе тепловой обработки молока в пластинчатом пастеризаторе ОП2-У5 оно сначала нагревается в секции регенерации от 10 до 40 °С, затем в секции пастеризации от 40 до 120 °С, после чего охлаждается до 80 °С. Требуется определить расход греющего пара и воды в установке производительностью 5 м<sup>3</sup> молока в час. Плотность молока  $\rho = 1028 - 1034$  кг/м<sup>3</sup>, удельная теплоемкость молока  $c = 3,89$  кДж/(кг·К).

Предварительно принимаем давление глухого греющего пара  $p = 0,6$  МПа, начальную температуру охлаждающей воды  $t_0'' = 14$  °С, ее конечную температуру  $t_0^k = 32$  °С.

Количество нагреваемой жидкости,  $\Pi$ , кг/с

$$\Pi = Vr / 3600 = 5 \cdot 1030 / 3600 = 1,43 \text{ кг/с.}$$

Учитывая, что при  $p = 0,6$  МПа удельная теплота конденсации греющего пара  $r = 2086$  кДж/кг, расход греющего пара,  $D$ , кг/с найдем по формуле (1.71).

$$D = 1,03 \cdot 1,43 \cdot 3,89 \cdot (120 - 40) / 2086 = 0,22 \text{ кг/с} = 791 \text{ кг/ч.}$$

Расход охлаждающей воды находим по формуле (1.115).

Температура молока перед секцией охлаждения:

$$t_p'' = t_n + t_n - t_p' = 120 + 10 - 40 = 90 \text{ °С.}$$

Следовательно,

$$W_{\text{охл}} = 1,43 \cdot 3,89(90 - 80) / [(32 - 14) \cdot 4,18] = 0,74 \text{ кг/с.}$$

### Теплообменники типа "труба в трубе"

Теплообменники типа "труба в трубе" используются при давлении пара до 2,5 МПа (при температуре пара до 450 °С). Общая площадь поверхности теплообмена – от 1,5 до 20 м<sup>2</sup>. Наружный диаметр внутренних труб, м: 0,025; 0,038; 0,048; 0,06; 0,076; 0,089;

0,108; 0,133; наружных труб – 0,048; 0,06; 0,076; 0,089; 0,108; 0,133; 0,159; 0,194; 0,219.

Расчетный диаметр трубы определяется по формуле (1.98). При измерении расхода нагреваемой жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$ , диаметр трубы,  $d$ , м

$$d = 1,13\sqrt{V''/v}, \quad (1.126)$$

где  $V''$  – расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Площадь поверхности теплообмена,  $A$ ,  $\text{м}^2$ :

$$A = 3,4dl, \quad (1.127)$$

где  $d$  – наружный диаметр внутренней трубы, м;

$l$  – общая длина труб теплообменника, м.

Но одновременно  $A = (1,01...1,05)Pc\Delta t / k\Delta t_{cp}$  (по формуле (1.73)).

Следовательно,

$$\begin{aligned} l &= A / (3,14d) = (1,01...1,05)Pc\Delta t / (3,14dk\Delta t_{cp}) \\ &= (0,322...0,334)Pc\Delta t / (dk\Delta t_{cp}) \end{aligned} \quad (1.128)$$

**Пример.** В теплообменнике типа "труба в трубе" 2 кг/с саломаса из хлопкового масла нагревают с 70 до 130 °С смесью глицериновой воды и жирных кислот, движущейся противотоком под давлением 2,5 МПа по внутренней трубе аппарата. Расход смеси 2,2 кг/с, из них 0,2 кг/с – глицериновая вода. Начальная температура смеси 210 °С, конечная 160 °С. Требуется найти необходимые размеры теплообменника.

Принимаем скорость движения смеси жирных кислот и глицериновой воды по внутренней трубе теплообменника  $v_{см} = 0,8$  м/с.

Диаметр внутренней трубы,  $d_1$ , м, рассчитываем по формуле 1.126, подставляя в нее значение расхода смеси,  $V''_{см}$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

$$V''_{см} = \Pi_1 / \rho_1 + \Pi_2 / \rho_2, \quad (1.129)$$

где  $\Pi_1$  – расход жирных кислот ( $\Pi_1 = 2$  кг/с);

$\Pi_2$  – расход глицериновой воды ( $\Pi_2 = 0,2$  кг/с);

$\rho_1$  – плотность жирных кислот (принимаем  $\rho_1 = 895$  кг/м<sup>3</sup>);

$\rho_2$  – плотность глицериновой воды (принимаем  $\rho_2 = 880$  кг/м<sup>3</sup>).

$$V_{cm}'' = 2/895 + 0,2/880 = 0,00246 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$$d_1 = 1,13\sqrt{0,00246/0,8} = 0,063 \text{ м}.$$

Выбираем трубу с наружным диаметром  $d_{1н} = 0,076 \text{ м}$ .

Внутренний диаметр наружной трубы,  $d_2$ , м:

$$d_2 = \sqrt{V_c''/(0,785v_c) + d_{1н}^2}, \quad (1.130)$$

где  $V_c''$  – расход саломаса,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

При плотности саломаса  $\rho_c = 875,8 \text{ кг}/\text{м}^3$  расход его будет составлять

$$V_c'' = P_c / r_c = 2/875,8 = 0,00228 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Принимаем скорость движения саломаса  $v_c = 0,3 \text{ м}/\text{с}$ , тогда

$$d_2 = \sqrt{0,00228/(0,785 \cdot 0,3) + 0,076^2} = 0,124 \text{ м}.$$

Выбираем трубу с наружным диаметром  $0,133 \text{ м}$ .

Для определения общей длины труб теплообменника задаемся величиной коэффициента теплопередачи  $k = 175 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) = 0,175 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  и удельной теплоемкостью саломаса  $c = 2,265 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$  и находим среднюю разность температур саломаса и смеси жирных кислот с глицериновой водой. При противотоке

$$\Delta t_{\sigma} = 160 - 70 = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}; \quad \Delta t_{\mu} = 210 - 130 = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Поскольку  $\frac{\Delta t_{\sigma}}{\Delta t_{\mu}} < 2$ , то среднюю разность температур находим

как среднеарифметическое

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\sigma} + \Delta t_{\mu}) / 2 = (90 + 80) / 2 = 85 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

$$l = (0,322 \dots 0,334) \cdot 2 \cdot 2,265 \cdot (130 - 70) / (0,076 \cdot 0,175 \cdot 85) = 77,4 \dots 80,3 \text{ м}.$$

Принимаем  $l = 80 \text{ м}$ . Отсюда

$$A = 3,14dl = 3,14 \cdot 0,076 \cdot 80 = 19,09 \text{ м}^2.$$

## 1.5. Оборудование для разделения неоднородных систем

Масло, полученное прессованием, представляет собой суспензию с твердыми частицами масличного материала. Для их удаления производят разделение суспензий методами отстаивания и фильтрации. Причем отстаивание возможно как в поле гравитационных сил, так и в поле центробежных сил.

Отстаивание широко применяют на стадиях первичной очистки масла как самостоятельный процесс для отделения взвешенных и частично коагулированных веществ. При рафинации отстаивание используют как вспомогательную операцию и чаще всего в периодических схемах.

Таким образом, для разделения суспензий применяют гущеловушки, фильтры, отстойники, центрифуги.

Для разделения эмульсий, образующихся при рафинации масел, используют центрифуги и сепараторы.

Для разделения аэрозолей – аппараты сухой и мокрой пылеочистки.

С целью охраны окружающей среды промышленные газы очищают от взвешенных частиц. Кроме того, газы очищают с целью улавливания ценных продуктов или вредных примесей, которые затрудняют последующую его переработку.

Используются следующие способы разделения: осаждение частиц в гравитационном, электрическом и центробежном поле; фильтрование запыленных газов через пористые перегородки; улавливание частиц жидкостью (мокрая очистка), абсорбция.

Для выделения твердых частиц из запыленного газа под действием центробежных сил используют циклоны. Для обеспечения заданной производительности часто используют не один, а несколько параллельно работающих циклонов – групповые и батарейные циклоны. Использование нескольких циклонов меньшего диаметра вместо одного – большего – предпочтительнее, так как при одинаковой линейной скорости газа в циклоне малого диаметра развиваются большие центробежные силы, тем самым обеспечивается лучшее пылеулавливание.

Газовые неоднородные системы можно разделить фильтрованием через пористые перегородки, задерживающие взвешенные твердые частицы и пропускающие сплошную фазу. В масложиро-

вой промышленности наиболее распространены рукавные фильтры, в которых используются фильтровальные материалы из натуральных и синтетических волокон, работающие при температуре не выше 250 °С и обладающие хорошей коррозионной стойкостью.

Мокрые фильтры или скрубберы – это аппараты мокрой очистки газов от растворенных вредных примесей и взвешенных твердых частиц. Очистка газов происходит за счет прилипания твердых частиц к поверхности жидкости с последующим переходом их в жидкую фазу. Мокрые пылеуловители отличаются сравнительно небольшой стоимостью и обычно более эффективны, чем сухие.

В непрерывных линиях дезодорации скруббер устанавливается на крышке дезодорационной колонны и служит для абсорбции паров летучих компонентов и жирных кислот (увлеченного нейтрального жира), поступающих с водяным паром из дезодоратора. В скруббер подается охлажденный абсорбент – нейтральное масло.

Масло-абсорбент поглощает жировые компоненты при противоточном смешении.

Расчет гущеловушки сводится к определению ее размеров при допущении, что все масло находится в прямоугольной части ванны. Такое допущение правомерно потому, что коэффициент заполнения гущеловушки маслом принимается равным 0,4. При этом вместимость гущеловушки,  $V$ , м<sup>3</sup>:

$$V = 2,5Gt / r , \quad (1.131)$$

где  $G$  – выход масла в прессовом цехе, кг/ч;

$t$  – продолжительность обработки масла в гущеловушке, ч ( $\tau = 0,5-1$  ч);

$\rho$  – плотность масла, кг/м<sup>3</sup>.

Также вместимость может быть вычислена по формуле

$$V = LBH , \quad (1.132)$$

где  $L$ ,  $B$  и  $H$  – соответственно длина, ширина и высота ванны, как правило, принимают  $H = 1,5-2,5$  м,  $B = 2-4$  м.

При известной вместимости гущеловушки высота ванны,  $H$ , м:

$$H = V / (BL) . \quad (1.132)$$

Расчетная мощность привода скребкового цепного механизма гущеловушки,  $P$ , кВт:

$$P = (0,2 - 0,3)P_m v, \quad (1.133)$$

где  $P_m$  – тяговое усилие, равное 2500 - 4000 Н;

$v$  – скорость движения цепей со скребками, м/с.

Производительность фильтр-пресса,  $V$ , м<sup>3</sup>/ч:

$$V = 990,5kA\sqrt{pt/m}, \quad (1.134)$$

где  $k$  – коэффициент фильтрации, равный для растительных масел 0,00015-0,0002;

$A$  – площадь поверхности фильтрации, м<sup>2</sup>;

$p$  – давление в фильтр-прессе ( $p = 0,04-0,06$  МПа);

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости масла при температуре фильтрации, Па·с;

$\tau$  – продолжительность фильтрации, ч.

**Пример 1.** Определите размеры фузоловушки для предварительной очистки 6,3 т/ч растительного масла в течение 1 часа при температуре 80 °С.

Необходимая вместимость фузоловушки определяется по формуле (1.131).

$$V = 2,5Gt / r = 2,5 \cdot 6300 \cdot 1 / 884 = 17,816 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту ванны  $H = 1,8$  м, ширину ванны  $B = 2,5$  м. Тогда длина ванны:

$$L = V / (BH) = 17,816 / (2,5 \cdot 1,8) = 3,96 \approx 4 \text{ м}.$$

**Пример 2.** Определите количество фильтр-прессов, необходимое для установки в прессовом отделении маслозавода, перерабатывающего 340 т семян подсолнечника в сутки. Выход форпрессового товарного масла составляет 37,53%. Площадь фильтрующей поверхности одного фильтр-пресса  $A = 40$  м<sup>2</sup>, время его работы – 21 ч в сутки. Удельная производительность фильтр-пресса 60 кг масла в час с 1 м<sup>2</sup> фильтрующей поверхности, фильтрация – горячая.

Количество масла, подаваемого на фильтрацию:

$$G = 340 \cdot 0,3753 = 127,6 \text{ т/сут.}$$

При температуре 60 °С  $\rho = 898$  кг/м<sup>3</sup> и  $\mu = 0,0152$  Па·с;  $p = 0,05$  МПа. Тогда

$$G_{np} = Vr = 990,5kAr\sqrt{pt/m} =$$

$$= 990,5 \cdot 0,00017 \cdot 40 \cdot 898\sqrt{0,05 \cdot 21/0,0153} = 50105,9\text{кг} = 50,106 \text{ т.}$$

Количество фильтр-прессов:

$$n = G / G_{np} = 127,6 / 50,106 = 2,547 \text{ шт.}$$

Принимаем к установке три фильтр-пресса.

**Пример 3.** Для определения количества абсорбента, количества теплоты, отнимаемой от парогазовой фазы, и теплоты абсорбции жирных кислот, составляют тепловой баланс скруббера.

Отводимая теплота в процессах:

а) охлаждение 475 кг/ч водяного пара от 230 °С до 70 °С

$$Q_1 = 475 \cdot 1,97(230 - 70) = 149720 \text{ кДж/ч,}$$

где 1,97 – удельная теплоемкость водяного пара, кДж/(кг·К);  
230 и 70 – начальная и конечная температуры парогазовой смеси, °С;

б) охлаждение 25 кг/ч воздуха от 230 °С до 70 °С

$$Q_2 = 25 \cdot 1,0(230 - 70) = 4000 \text{ кДж/ч,}$$

где 1,0 – удельная теплоемкость сухого воздуха, кДж/(кг·К);

в) охлаждение 39,7 кг/ч жирных кислот и нейтрального масла от 230 °С до 70 °С

$$Q_3 = 39,7 \cdot 2,31(230 - 70) = 14673 \text{ кДж/ч,}$$

где 2,31 – удельная теплоемкость жирных кислот и нейтрального жира в температурном интервале 70 - 230°С, кДж/(кг·К).

Теплота, выделяемая при абсорбции 36,9 кг/ч жировых погонов:

$$Q_4 = 335 \cdot 36,9 = 12362 \text{ кДж/ч,}$$

где 335 – удельная теплота поглощения паров жирных кислот из водяного пара жидким абсорбентом, кДж/кг.

Суммарная отводимая теплота определить по следующей формуле:

$$\sum Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = 149720 + 4000 + 14673 + 12362 = 180755 \text{ кДж/ч.}$$

Максимальный расход циркуляционного агента,  $G$ , кг/ч, при перепаде температуры на входе и выходе  $\Delta t = 7$  °С и теплоемкости масла  $c = 1,95$  кДж/(кг·К) (при температуре 60 – 70 °С):

$$G = \sum Q / (c\Delta t) = 180755 / (1,95 \cdot 7) = 13242 \text{ кг/ч}.$$

Расход циркуляционного масла по объему,  $V$ , м<sup>3</sup>/ч:

$$V = G / \rho = 13242 : 894 = 14,8 \approx 15 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $\rho$  – плотность абсорбента при средней температуре 67 °С, кг/м<sup>3</sup>; ( $\rho = 894$  кг/м<sup>3</sup>).

*Нагрузка на насадку.*

При высоте слоя насадки в скруббере  $h_n = 1$  м, удельной поверхности цилиндрических колец размером 25×25×0,5 мм и общей поверхности насадки  $f = 90$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>:

$$\sum f = 0,785 \cdot d^2 \cdot h_n \cdot f = 0,785 \cdot 2^2 \cdot 1 \cdot 90 = 283 \text{ м}^2.$$

Удельная нагрузка на насадку,  $v$ , кг/м<sup>2</sup>:

$$v = K' / \sum f = 36,9 : 283 = 0,13 \text{ кг/м}^2,$$

где  $K'$  – масса компонентов, поглощаемых абсорбентом в скруббере (жирные кислоты, одорирующие вещества, нейтральный жир), кг/ч.

## 1.6. Оборудование для сушки сырья и материалов

Для послеуборочной подготовки масличных семян к хранению и последующей переработке применяют барабанные, шахтные, рециркуляционные сушилки.

К барабанным относятся горизонтальные цилиндрические сушилки с вращающимся или неподвижным корпусом. В первом случае вместе с барабаном вращается внутренняя насадка, обеспечивающая перемешивание материала, во втором – специальное перемешивающее устройство. По способу подвода теплоты барабанные сушилки делятся на конвективные (прямого действия), контактные (непрямого действия) и комбинированные (смешанного действия).

Барабанная конвективная сушилка работает, как правило, на смеси топочных газов с воздухом. Она состоит из двух секций –

сушильной и охладительной. Корпус аппарата опирается бандажами на две пары роликов и вращается от привода через венцовую передачу.

В сушильной части барабана воздух, подогретый в калорифере, движется прямоточно с материалом, а в охладительной – холодный воздух движется противоточно.

Для удобства расчетов переведем относительную влажность  $W$ , %, материала в абсолютное влагосодержание,  $U$ , кг/кг.

$$U_0 = W_0 / (100 - W_0), \quad (1.135)$$

где  $W_0$  – начальная влажность продукта, %.

$$U_k = W_k / (100 - W_k), \quad (1.136)$$

где  $W_k$  – конечная влажность продукта, %.

Рассчитаем производительность сушилки, кг/ч:  
по абсолютно сухому продукту

$$G_m = G_{m.k} / (1 + U_k); \quad (1.137)$$

по испаряемой влаге

$$W = G_m (U_0 - U_k); \quad (1.138)$$

по исходному продукту

$$G_{m.o} = G_{m.k} + W. \quad (1.139)$$

Унос материала из сушилки с отработанным воздухом, кг/ч.

$$G_{ун} = K_{ун} G_{m.k}, \quad (1.140)$$

где  $K_{ун}$  – коэффициент уноса высушенного материала из барабана, % (табл. 7).

Рабочий объем барабана,  $V_{ан}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{ан} = W / A_v, \quad (1.141)$$

где  $A_v$  – напряжение рабочего объема барабана по испарившейся влаге, кг/(м<sup>3</sup>·ч) (табл. 5).

Поперечное сечение барабана,  $S_{ан}$ , м<sup>2</sup>:

$$S_{ан} = V_{ан} / (1 - b_m) n, \quad (1.142)$$

где  $v$  – максимально допустимая скорость газов в аппарате, зависящая от насыпной плотности материала, м/с (табл. 6).

Длина барабана,  $l_{an}$ , м:

$$l_{an} = V_{an} / S_{an} . \quad (1.143)$$

Диаметр барабана,  $D_{an}$ , м:

$$D_{an} = \sqrt{4S_{an} / p} . \quad (1.144)$$

Влагосодержание воздуха, поступающего в калорифер,  $X_{ex}$ , кг/кг:

$$X_{ex} = 0,622j_{ex} p_n / (P - j_{ex} p_n) , \quad (1.145)$$

где  $j_{ex}$  – относительная влажность наружного воздуха ( $\varphi_{ex} = 0,60-0,85$ );

$p$  – барометрическое давление воздуха ( $p = 99,5$  кПа), Па;

$p_n$  – давление насыщенного водяного пара, Па, при температуре наружного воздуха  $t_{ex} = 18 - 23$  °С (табл. 8).

Энтальпия наружного воздуха,  $I_{ex}$ , кДж/кг:

$$I_{ex} = c_r t_{ex} + (r_0 + c_n t_{ex}) X_{ex} , \quad (1.146)$$

где  $c_r$  – удельная теплоемкость наружного воздуха, кДж/(кг·К),

$c_r = 1,006$  кДж/(кг·К);

$t_{ex} = 18 - 23$  °С – температура наружного воздуха;

$r_0$  – удельная теплота парообразования при 0°С, кДж/кг ( $r_0 = 2495$  кДж/кг);

$c_n = 1,965$  кДж/(кг·К) – удельная теплоемкость пара, кДж/(кг·К).

Таблица 5. Значения напряжения рабочего объема барабана по испарившейся влаге,  $A_v$ , кг/(м<sup>3</sup>·ч)

Температура сушильного агента на входе в барабан, $t_0$ , °С	Влажность материала, $W_0$ , %		
	<10	10...40	>40
80...150	1...8	6...15	10...20
150...250	10...20	15...40	30...50
150...400	15...30	25...60	50...75
400...650	20...40	30...90	80...120
650...1000	30...60	50...100	80...180

Таблица 6. Максимально допустимая скорость газов,  $v$ , м/с

Размер частиц, мм	Насыпная плотность материала, кг/м <sup>3</sup>				
	350	1000	1400	1800	2200
Менее 0,3	0,5	2,0	3,0	4,0	5,0
От 0,3 до 2	0,5...1,0	2,0..5,0	3,0...7,5	4,0...10,0	5,0...12,0
Более 2	1,3	5,3	8,0	10,5	13,0

Учитывая, что  $X_0 = X_{ex}$ , найдем энтальпию нагретого воздуха на входе в сушилку, кДж/кг.

$$I_0 = c_r t_0 + (r_0 + c_n t_0) X_0. \quad (1.147)$$

Удельный расход теплоты на нагрев высушиваемого материала, кДж/кг

$$q_M = (c_m + c_{ж} U_k)(q_k - q_0)/(U_0 - U_k), \quad (1.148)$$

где  $c_m$  – удельная теплоемкость продукта, кДж/(кг·К);  $c_{жс} = 4,187$  кДж/(кг·К) – удельная теплоемкость воды.

Удельный расход теплоты на компенсацию энергии связи влаги с материалом, кДж/кг:

$$\bar{q}_c = (a/2)(U_0 - U_k), \quad (1.149)$$

где  $a = 4200$  кДж/кг – постоянная величина.

Удельные тепловые потери  $q_{nm}$  примем равными 10 % от  $q_M$ :

$$q_{nm} = 0,1 \cdot q_M. \quad (1.150)$$

Тогда изменение потенциала воздуха относительно испарившейся влаги, кДж/кг:

$$\Delta = c_{ж} q_0 - (q_M + \bar{q}_c + q_{nm}). \quad (1.151)$$

Таблица 7. Некоторые характеристики высушиваемых продуктов

Наименование продукта	Средняя плотность продукта, $\rho_m, \text{кг/м}^3$	Насыпная плотность продукта, $\rho_{nc}, \text{кг/м}^3$	Удельная теплостоемкость продукта, $c_{т,кДж/(кг\cdot K)}$	Начальная влажность, $W_0, \%$	Конечная влажность, $W_k, \%$	Коэффициент уноса продукта из барабана, $K_{унр}, \%$
Сахар	1580	800...900	0,712	0,50...0,55	0,06...0,07	3...8
Соль	2160	1025...1260	0,921	3	0,1	2...9
Пшеница	1430...1530	700...830	1,500...1,600	16...18	10...12	2...3
Ячмень	1400...1500	550...750	1,490...1,510	16...19	10...12	2...3
Подсолнечник	940	420	2,260...3,850	14...19	7	1...2
Зерна кофе	1420	500...620	3,240...3,680	11	4	1
Рожь	1440...1550	650...690	1,500	15...18	11...12	2...3

Таблица 8. Упругость водяных паров

$t, ^\circ\text{C}$	$p_n, \text{Па}$	$t, ^\circ\text{C}$	$p_n, \text{Па}$
0	610,5	40	7371,5
5	871,8	50	12330,2
10	1227,7	60	19861,7
14	1599,6	70	31192,2
16	1812,9	80	47321,5
18	2066,2	90	70115,8
20	2332,8	100	101308,0
25	3172,5	150	470880,0
30	4238,9	200	1500930,0

Энтальпия пара при конечной температуре,  $t_k$ , кДж/кг:

$$I_{n.k} = r_0 + c_n t_k. \quad (1.152)$$

Конечная энтальпия влажного воздуха, кДж/кг:

$$I_k = [c_r t_k \Delta + I_{n.k} (X_0 \Delta - I_0)] / (\Delta - I_{n.k}). \quad (1.153)$$

Конечное влагосодержание воздуха, кг/кг:

$$X_k = (I_k - I_0) / \Delta + X_0. \quad (1.154)$$

Тогда

$$\Delta X = X_k - X_0. \quad (1.155)$$

Расход теплоты в калорифере, кДж/кг:

$$Q_{\text{кл}} = q_u W = [(I_0 - I_{\text{вх}}) / (X_k - X_0)] W. \quad (1.156)$$

Расход воздуха, кг/ч:

$$L = W / \Delta X. \quad (1.157)$$

Время сушки,  $\tau_{\text{суш}}$ , мин.:

$$t_{\text{суш}} = \frac{120b_M r_{\text{нс}} (W_0 - W_k)}{A_n [200 - (W_0 - W_k)]}, \quad (1.158)$$

где  $\beta_M$  – коэффициент заполнения барабана материалом ( $\beta_M = 0,15-0,35$ ).

Объем материала, находящегося в барабане,  $\text{м}^3$ :

$$V_M^* = \frac{t_{\text{суш}} (G_{\text{мо}} + G_{\text{м.к}} - G_{\text{ун}})}{120r_{\text{нс}}}. \quad (1.159)$$

Время пребывания материала в аппарате (проверка), мин.:

$$t = \frac{2V_M^* r_{\text{нс}}}{G_{\text{м.о}} + G_{\text{м.к}} - G_{\text{ун}}}. \quad (1.160)$$

Уточним коэффициент заполнения барабана материалом:

$$b_M = V_M^* / V_{\text{ан}}, \quad (1.170)$$

что близко к принятому в исходных данных.

Число оборотов барабана для сушилок с подъемно-лопастной и комбинированной насадкой,  $n$ , об/мин.:

$$n = mkl_{\text{ан}} / tD_{\text{ан}} \text{tg} \alpha, \quad (1.171)$$

где  $m, k$  – коэффициенты, зависящие от типа насадки и направления движения теплоносителя (либо  $m = 0,6, k \geq 0,2$  (прямоток),  $k = 0,5$  (противоток); либо  $m = 0,75 - 1,0, k \geq 0,7$  (прямоток),  $k \leq 2,0$  (противоток));

$\tau$  – время пребывания материала в барабане, мин.;

$\alpha$  – угол наклона барабана ( $\alpha = 3,5^\circ$ ).

Скорость воздуха в свободном сечении барабана, м/с:

$$w = V / S_{\text{ан}} (1 - b_M - b_H), \quad (1.172)$$

где  $b_H$  – коэффициент заполнения барабана насадкой ( $b_H = 0,05-0,10$ ).

Мощность привода барабанной сушилки,  $N$ , кВт:

$$N = 0,000078D_{\text{ан}}^3 l_{\text{ан}} n \rho, \quad (1.173)$$

где  $\rho$  – насыпная плотность маслосемян,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Диаметр барабана можно принять  $D_{an} = 1; 1,2; 1,6; 2; 2,2$  м (ГОСТ 11875-79)].

Длину барабана  $l_{an}$  принимают равной 4 или 6 м при диаметре 1 м; 6, 8 и 10 м – при диаметре 1,2 м; 8, 10 или 12 м – при диаметре 1,6 м и 2 м; 10, 12, 14, 16 м – при диаметре 2,2 м. Частота вращения барабана,  $n$ ,  $\text{мин}^{-1}$ ; можно принять для сушилок с диаметром барабана 1 и 1,2 м  $n = 4,06; 5,06; 8,12 \text{ мин}^{-1}$ ; для остальных сушилок –  $n = 3,2; 4,3; 6,4 \text{ мин}^{-1}$ .

В шахтных зерносушилках сушат до 90% заготавливаемых семян подсолнечника. Из всех зерносушилок шахтного типа лучше использовать для сушки семян подсолнечника спаренные сушилки. Они позволяют сушить семена по различным технологическим схемам в зависимости от начальной влажности и требуемого съема влаги. Так, при сравнительно невысокой начальной влажности (до 14%) семена подсолнечника можно высушить за один пропуск по схеме сушка-охлаждение. Обе зерносушилки работают параллельно. При влажности семян от 14 до 20% целесообразен последовательный пропуск семян через обе сушилки по схеме сушка-отлежка-сушка-охлаждение (вентилятор зоны охлаждения первой сушилки – отключен). При влажности семян выше 20% охлаждающую шахту первой зерносушилки можно использовать в качестве сушильной, подключив ее к топке.

Для расчета шахтной сушилки используется схема сушилки (рис. 3).

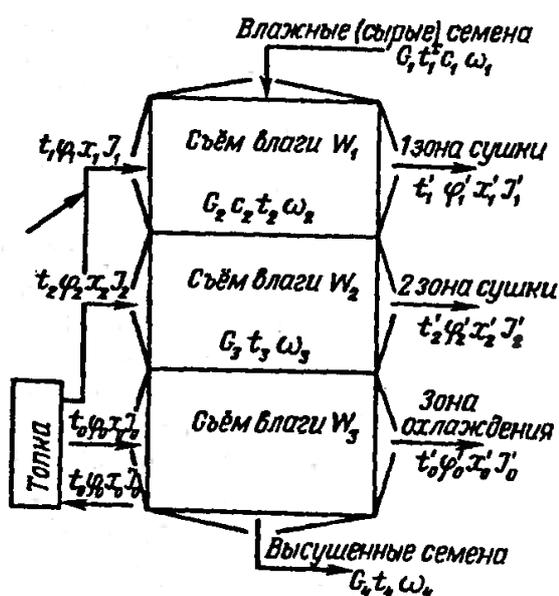


Рис. 3. Схема шахтной сушилки

Общее количество испарившейся из маслосемян влаги,  $W$ , кг:

$$W = G_1 - G_4 = G_1(w_1 - w_4)/(100 - w_4), \quad (1.174)$$

где  $G_1$  – масса влажных семян, загружаемых в сушилку, кг/ч;

$G_4$  – масса высушенных семян, кг/ч;

$w_1$  и  $w_4$  – соответственно влажность семян до и после сушки, %.

Количество влаги в первой зоне сушки,  $W_1$ , кг/ч:

$$W_1 = G_1(w_1 - w_2)/(100 - w_2); \quad (1.175)$$

во второй зоне сушки:

$$W_2 = G_2(w_2 - w_3)/(100 - w_3), \quad (1.176)$$

где  $G_2$  – масса семян, поступающих из первой во вторую зону сушки, кг/ч.

$$G_2 = G_1 - W_1, \quad (1.177)$$

где  $w_2$  – влажность семян на входе во вторую зону сушки, %;

$w_3$  – влажность семян, поступающих в зону охлаждения, %.

$$w_3 = w_4 + 0,5. \quad (1.178)$$

Количество влаги, испарившейся в зоне охлаждения,  $W_3$ , кг/ч:

$$W_3 = G_3(w_3 - w_4)/(100 - w_4); \quad (1.179)$$

$$G_3 = G_2 - W_2. \quad (1.180)$$

Расход теплоты в первой зоне сушки,  $Q_1$ , кДж/ч:

$$Q_1 = L_1(I_1 - I_0) - 4,19W_1t_1^c + G_2(t_2^c - t_1^c)c_2 + Q_{n1}, \quad (1.181)$$

где  $L_1$  – расход воздуха на сушку семян в первой зоне, кг/ч.

$$L_1 = W_1/(x_1' - x_1), \quad (1.182)$$

где  $x_1$  и  $x_1'$  – влагосодержание воздуха, кг/кг сухого воздуха на входе его в первую зону сушки и на выходе из нее;

$I_1$  – энтальпия воздуха, выходящего из первой зоны сушки, кДж/кг;

$I_0$  – энтальпия наружного воздуха, кДж/кг;

$t_1^c$  – температура влажных маслосемян, подаваемых в сушилку, °С;

$t_2^c$  – температура маслосемян, подаваемых во вторую зону сушки, °С;

$c_2$  – удельная теплоемкость маслосемян, поступающих во вторую зону сушки, кДж/(кг·К).

$$c_2 = 0,01(100 - w_2) \cdot c_{\text{сух}} + 0,0419w_2, \quad (1.183)$$

где  $c_{\text{сух}}$  – удельная теплоемкость абсолютно сухих семян (для подсолнечника  $c_{\text{сух}} = 1,4$  кДж/(кг·К); для льна – 1,633 кДж/(кг·К); для конопли – 1,52 кДж/(кг·К); для клещевины – 1,817 кДж/(кг·К)).

$Q_{n1}$  – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

$$Q_{n1} = A_1 k (t_{cp} - t_0) \cdot 3600, \quad (1.184)$$

где  $A_1$  – площадь поверхности стенок первой зоны (верхней шахты) сушилки, через которые теряется теплота, м<sup>2</sup>;

$k$  – коэффициент теплопередачи от горячего воздуха в шахте сушилки к наружному воздуху ( $k = 0,0015 \dots 0,0025$  кВт/(м<sup>2</sup>·К));

$t_{cp}$  – средняя температура воздуха на входе в шахту сушилки и на выходе из нее, °С.

$$t_{cp} = (t_1 + t_1') / 2; \quad (1.185)$$

$t_0$  – температура наружного воздуха, °С.

Расход теплоты во второй зоне сушки,  $Q_2$ , кДж/ч:

$$Q_2 = L_2 (I_2 - I_0) - 4,19W_2 t_2^c + G_3 (t_3 - t_2^c) c_3 + Q_{n2}, \quad (1.186)$$

где  $L_2$  – расход воздуха на сушку семян во второй зоне, кг/ч.

$$L_2 = W_2 / (x'_2 - x_2), \quad (1.187)$$

где  $x_2$  и  $x'_2$  – влагосодержание воздуха на входе во вторую зону сушки и на выходе из нее, кг/кг сухого воздуха;

$I_2$  – энтальпия воздуха, выходящего из второй зоны сушки, кДж/кг;

$t_3$  – температура маслосемян на выходе из второй зоны сушки, °С;

$c_3$  – удельная теплоемкость маслосемян на выходе из второй зоны сушки, кДж/(кг·К).

$$c_3 = 0,01(100 - w_3) \cdot c_{\text{сух}} + 0,0419w_3. \quad (1.188)$$

Величина  $Q_{n2}$  находится так же, как  $Q_{n1}$ .

Расход топлива,  $B$ , кг/ч:

$$B = (Q_1 + Q_2) / 0,9Q_{II}^P, \quad (1.189)$$

где  $Q_{II}^P$  – низшая теплота сгорания топлива, кДж/кг (для природного газа – 35 000-43 000 кДж/м<sup>3</sup>, для угля – 18300-27750 кДж/м<sup>3</sup>, для топочного мазута – 39140-41150 кДж/м<sup>3</sup>).

**Пример.** Выполнить расчет прямоточной барабанной сушилки, если заданы: производительность по готовому продукту  $G_{\text{м.к.}} = 3600$  кг/ч; температура продукта начальная  $\theta_0 = 19$  °С, конечная  $\theta_{\text{к}} = 75$  °С; температура теплоносителя  $t_0 = 150$  °С, конечная  $t_{\text{к}} = 90$  °С.

Для удобства расчетов переведем относительную влажность,  $W$ , %, материала в абсолютное влагосодержание,  $U$ , кг/кг.

$$U_0 = 14 / (100 - 14) = 0,16;$$

$$U_{\text{к}} = 7 / (100 - 7) = 0,075.$$

Рассчитаем производительность сушилки, кг/ч:

- по абсолютно сухому продукту

$$G_m = 3600 / (1 + 0,075) = 3348,8 \text{ кг/ч};$$

- по испаряемой влаге

$$W = 3348,8 \cdot (0,16 - 0,075) = 284,6 \text{ кг/ч};$$

- по исходному продукту

$$G_{m.o.} = 3600 + 284,6 = 3884,6 \text{ кг/ч}.$$

Унос материала из сушилки с отработанным воздухом,  $G_{ун}$ , кг/ч:

$$G_{ун} = 5 \cdot 3600 = 18000 \text{ кг/ч}.$$

Рабочий объем барабана,  $V_{ан}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{ан} = 284,6 / 15 = 19 \text{ м}^3.$$

Поперечное сечение барабана,  $S_{ан}$ , м<sup>2</sup>:

$$S_{ан} = 19 / (1 - 0,35) \cdot 1,3 = 22,5 \text{ м}^2.$$

Длина барабана:

$$l_{ан} = 19 / 22,5 = 0,84 \text{ м}.$$

Диаметр барабана:

$$D_{ан} = \sqrt{4 \cdot 22,5 / 3,14} = 5,36 \text{ м}.$$

Время сушки,  $\tau_{суш}$ , мин.:

$$t_{суш} = \frac{120 \cdot 0,15 \cdot 420 \cdot (14 - 7)}{15 \cdot [200 - (14 - 7)]} = 18,3 \text{ мин}.$$

Объем материала, находящегося в барабане,  $\text{м}^3$ :

$$V_{\text{м}}^* = \frac{18,3(3884,6 + 3600 + 18000)}{120 \cdot 420} = 9,25 \text{ м}^3.$$

Время пребывания материала в аппарате (проверка), мин:

$$\tau = \frac{2 \cdot 9,25 \cdot 420}{3884,6 + 3600 + 18000} = 0,3 \text{ мин.}$$

Число оборотов барабана для сушилок с подъемно-лопастной и комбинированной насадкой,  $n$ , об/мин.:

$$n = 0,6 \cdot 0,5 \cdot 0,84 / 0,3 \cdot 5,36 \cdot 0,06 = 2,6.$$

Для нахождения скорости воздуха в свободном сечении барабана, м/с, уточняем коэффициент заполнения барабана материалом,  $b_{\text{м}}$ :

$$b_{\text{м}} = 9,25 / 19 = 0,5;$$

$$\omega = 19 / 22,5(1 - 0,5 - 0,05) = 1,9 \text{ м/с.}$$

## Глава 2. ОБОРУДОВАНИЕ ПРОИЗВОДСТВА РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ

### 2.1. Оборудование для очистки семян

*Зерноочистительные сепараторы* предназначены для очистки семян от примесей, отличающихся от них толщиной, шириной, аэродинамическими и ферромагнитными свойствами.

Очистка семян осуществляется путем отделения примесей при последовательном просеивании на наклонно расположенных решетках, совершающих возвратно-поступательное движение, и двукратного продувания зерна воздухом в каналах – при поступлении зерна в сепаратор и при выходе из него. В некоторых сепараторах (ЗСМ-5, ЗСМ-10) предусмотрена магнитная очистка.

Решетные кузова сепараторов ЗСМ-5 и ЗСМ-10 имеют три ряда выдвигающихся решетных рамок, а сепаратор ЗСМ-20 – четыре ряда. Решета первого ряда – сортировочные, второго – разгрузочные, третьего и четвертого – подсевные.

На маслодобывающих предприятиях широко используют также сепараторы ЗСМ-50, ЗСМ-100. Сепаратор ЗСМ-100 предназначен в основном для очистки семян перед складированием. Он представляет собой сдвоенный сепаратор ЗСМ-50.

Сепараторы А1-БИС-12, А1-БИС-100 и А1-БЛС-100 предназначены для очистки зерна и масличных семян от примесей, отличающихся по размерам (на ситах) и по аэродинамическим свойствам (в пневмосепарирующем канале).

При расчетах зерноочистительных сепараторов находят ширину решетного стана,  $B$ , м, используя следующую формулу:

$$B = Q / q_v, \quad (2.1)$$

где  $Q$  – производительность сепаратора, кг/с;

$q_v$  – удельная производительность, отнесенная к единице ширины решета, кг/(с·м).

Значение оптимального ускорения,  $j_o$ , м/с<sup>2</sup>, определяют в зависимости от удельной производительности и угла между направлением колебаний и плоскостью решета по таблице 9.

Таблица 9. Оптимальные значения ускорения  $j_0$

$g = a + b$ , град	Оптимальные значения ускорения, $j_0$ , м/с <sup>2</sup> при $q_B$ , кг/(с·м)				
	0,5555	1,1111	1,6666	2,2222	2,7777
10	19,0	26,0	-	-	-
15	15,0	22,0	27,0	-	-
20	13,5	19,0	23,0	27,0	-
25	12,0	17,0	21,0	24,0	27,0
30	11,0	16,0	19,0	22,0	24,0
35	10,0	14,5	17,5	20,0	22,0
40	9,5	13,5	16,5	19,0	21,0

Или по формуле

$$j_0 = 4,2\sqrt{360q_B / g}, \quad (2.2)$$

где  $q_B$  – удельная производительность по ширине решета, кг/(с·м);

$g$  – угол между направлением колебаний и плоскостью решета, град ( $g = a + b$ , принимаем для посевных решет угол наклона к горизонту  $a = 5^\circ$ , угол колебания  $b = 15^\circ$ ).

Удельная производительность решета,  $q_F$ , кг/(с·м<sup>2</sup>), отнесенная к единице его площади:

$$q_F = 0,0528(0,95 - e)(105 - b), \quad (2.3)$$

где  $e$  – полнота разделения;

$b$  – угол колебания, град.

Частоту колебаний,  $n$ , кол./с, определяем по уравнению

$$n = \frac{1}{20} \sqrt{\frac{10j_0}{A}}, \quad (2.4)$$

где  $A$  – амплитуда колебаний, м.

$$A = e \cdot k, \quad (2.5)$$

здесь  $e$  – эксцентриситет, м; ( $e = 0,005 - 0,010$  м);

$k$  – коэффициент, учитывающий колебания рамы машины, он зависит от величины оптимального ускорения,  $j_0$ :

$j_o, \text{ м/с}^2$	15	20	25	30	>30
$k$	1,0	1,1	1,2	1,3	1,4

Длина решета,  $l$ , м, в каждом стане будет равна:

$$l = \frac{Q}{B \cdot q_F} = \frac{q_B}{q_F}. \quad (2.6)$$

Уравновешивание качающихся масс решетных станов в зерноочистительных сепараторах осуществляется путем сообщения (от эксцентриков, расположенных на двух эксцентриковых валах) решетным станам движений в противоположных направлениях. Уравновешивание решетного стана осуществляется вращающимися грузами на двух параллельных валах. На каждом валу располагается по два диска с грузами.

При размерах груза:  $R = 0,09$  м,  $r = 0,04$  м,  $\alpha = 90^\circ$ , толщину его,  $\Delta$ , м, можно определить по формуле

$$\Delta = \frac{M_{zp}}{\frac{2}{3} \sin \alpha (R^3 - r^3) r}, \quad (2.7)$$

где  $r$  – плотность материала груза,  $\text{кг/м}^3$  ( $r = 7800 \text{ кг/м}^3$ );

$M_{zp}$  – масса груза, кг.

$$M_{zp} = G \cdot A / R_u, \quad (2.8)$$

здесь  $G$  – масса решетного стана, кг ( $G = 120$  кг);

$R_u$  – радиус вращения центра тяжести груза, м ( $R_u \approx (r + R) / 2$ ).

*Расчет воздухоочистительной части сепараторов.* Потери давления в воздухоочистительной части сепараторов складываются из потерь в аспирационных каналах, осадочных камерах, воздуховодах и циклонах. Суммарные потери напора в воздухоочистительной части и циклонах в сепараторе:

$$P = P_k + P_o + P_e + P_{бц}, \quad (2.9)$$

где  $P_k$  – потери в аспирационных каналах сепаратора, Па;

$P_o$  – потери в осадочной камере, Па;

$P_e$  – потери в воздуховодах, Па;

$P_{бц}$  – потери в батарее циклонов, Па.

Потери в аспирационных каналах,  $P_k$ , Па:

$$P_k = (0,1 + 0,00013q_F)v_{ак}^2, \quad (2.10)$$

где  $q_F$  – удельная производительность решет, отнесенная к единице их площади кг/(с·м<sup>2</sup>);

$v_{ак}$  – скорость воздуха в аспирационном канале, м/с ( $v_{ак} = 10$  м/с).

Потери в осадочных камерах и воздуховодах рассчитываются по следующей формуле, применяемой для определения местных сопротивлений при расчете аспирационных систем и пневмотранспорта:

$$P_m = \sum x \frac{v_{вок}^2 r_g}{2g}, \quad (2.11)$$

где  $x$  – коэффициент местных сопротивлений (берется из соответствующих справочников, в расчете примите  $\sum x = 0,5$  для осадочной камеры и  $x_2 = 0,06$  – коэффициент потерь на 1 м воздуховода);

$v_{вок}$  – скорость воздуха в осадочной камере, м/с (в расчете примите  $v_{вок} = 10$  м/с);

$r_g$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup> ( $r_g = 1,2$  кг/м<sup>3</sup>);

$g$  – ускорение свободного падения ( $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup>).

Потери в воздуховодах при их длине  $l = 5$  м и  $v_g = 14$  м/с рассчитывается по формуле

$$P_g = x_2 \cdot l \frac{v_g^2 \cdot r_g}{2 \cdot g}. \quad (2.12)$$

При подсчитанном по формуле (2.9) расходе воздуха в воздухоочистительных частях сепаратора одиночные циклоны получаются очень громоздкими. Поэтому лучше использовать батарейные циклоны, состоящие из нескольких элементов.

Производительность каждого элемента примем равной  $V_u = 1600$  м<sup>3</sup>/ч = 0,45 м<sup>3</sup>/с, что дает возможность спроектировать унифицированные элементы батарей.

Размеры элементов: диаметра  $D$  и высоты  $H_0$ , м, находят по формуле

$$D = K \cdot \sqrt{\frac{V_u}{u}}; \quad (2.13)$$

$$H_o = 4,18 \cdot D, \quad (2.14)$$

где  $K$  – эмпирический коэффициент (табл. 10);

$u$  – скорость воздуха при входе в циклон, м/с (табл. 10).

Сопротивление батарейных циклонов,  $P_{б.ц}$ , Па:

$$P_{б.ц} = 1,2 \cdot x r_a u^2 / 2g, \quad (2.15)$$

где  $x$  – коэффициент сопротивления (табл. 10);

$r_a$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup> ( $r_a = 1,29$  кг/м<sup>3</sup>).

Таблица 10. Основные параметры циклонов

Параметры	Циклоны		
	ВНИИЗ-НИОГАЗ	УЦ-38	УЦ-45
$u$ , м/с	12...18	12	12
$K$	2,94	4	3,1
$x$	4	20	25

Мощность,  $N$  кВт, потребную для работы решетного стана, определяем по формуле

$$N = \frac{G \cdot j_0^2}{460 \cdot n}, \quad (2.16)$$

где  $n$  – частота вращения решетного стана, с<sup>-1</sup>.

## 2.2. Оборудование для обрушивания маслосемян

Операция обрушивания предназначена для разрушения оболочки с целью последующего ее отделения от ядрового продукта, так как она содержит вещества (воски др.), переход которых в масло нежелателен. Обрушивание семян подсолнечника производится на семенорушках. Назначение семенорушек состоит в полном обрушивании семян при минимальном получении сечки ядра и масляной пыли.

Для обрушивания масляных семян применяют различные способы в зависимости от свойств оболочек и ядер. Так, обрушивание семян подсолнечника основано на ударном действии, которое раскалывает хрупкую оболочку. Для этого используют бичевые семенорушки с многократным ударом, а также центробежные семенорушки с однократным ударом.

При обрушивании маслосемян в бичевых семенорушках удельная работа разрушения семенной оболочки,  $A_c$ , Н·м/кг, определяется по формуле

$$A_c = 185,4 + 20w^{0,705}, \quad (2.17)$$

где  $w$  – влажность семян, % (формула справедлива до влажности  $w = 14$  %).

Скорость, с которой семена должны ударяться о неподвижную деку или скорость, с которой бичи ударяют по семенам,  $v$ , м/с, определяется по формуле

$$v = 1,41\sqrt{A_c}. \quad (2.18)$$

Необходимая частота вращения бичевого барабана,  $n$ , мин<sup>-1</sup>:

$$n = \frac{27}{D} \sqrt{A_c} = \frac{19,1n}{D}, \quad (2.19)$$

где  $D$  – диаметр бичевого барабана, м.

Зависимость между конструктивными размерами бичевой семенорушки (ограничение, которое надо учитывать):

$$z \geq \frac{2,22 D}{b \cos a} \sqrt{\frac{2 g H}{A_c}}, \quad (2.20)$$

где  $z$  – число бичей на бичевом барабане, шт.;

$b$  – ширина бича, м;

$a$  – угол наклона бича к радиусу, °;

$H$  – высота, с которой семена падают на бич, м;

$g$  – ускорение свободного падения,  $g = 9,8$  м/с<sup>2</sup>.

Производительность бичевой семенорушки,  $\Pi$ , кг/с:

$$\Pi = z \cdot \ell \cdot q, \quad (2.21)$$

где  $q$  – удельная нагрузка на 1 м длины бича, кг/(м·с).

Или

$$\Pi_1 = \Pi / (24 \cdot 3600), \quad (2.22)$$

где  $\Pi_1$  – суточная производительность машины, кг/сут.

Затрачиваемая энергия на работу бичевой семенорушки определяется требуемой мощностью (в кВт), составляющие которой:

- мощность, необходимая для разрушения семенной оболочки,

$$N_1 = \frac{\Pi \cdot A_c}{1000} ; \quad (2.23)$$

- мощность, необходимая на преодоление сопротивления воздуха,

$$N_2 = \frac{V \cdot H}{1000 \cdot h_r} . \quad (2.24)$$

С учетом следующих соотношений:

$$V = \frac{j p}{60} D l a n = 0,021 D l a n , \quad (2.25)$$

где  $a$  – расстояние между декой и окружностью, описываемой наружной кромкой бича (у семенорушки МРН  $a = 0,08$  м).

Так как коэффициент неупорядоченности  $\varphi = 0,4$ , то

$$H = \frac{p^2 y}{3600} r D^2 n^2 = 1,78 \cdot 10^{-3} D^2 n^2 . \quad (2.26)$$

Так как коэффициент напора  $\psi = 0,5$ , а также  $n = \frac{27}{D} \sqrt{A_c}$ ,

а аэродинамический КПД вентилятора  $h_2 = 0,4$ , то

$$N_2 = 3,07 \cdot 10^{-3} \cdot \Pi \cdot a \cdot A_c^{1,5} ; \quad (2.27)$$

- мощность, необходимая для преодоления трения семян о деку,

$$N_3 = 0,2 \cdot 10^{-3} \cdot \Pi \cdot A_c \cdot b \cdot f_0, \quad (2.28)$$

где  $\beta$  – угол охвата барабана декой, рад (для МРН  $\beta = 1,9$  рад);

$f_0$  – коэффициент внутреннего трения рушанки ( $f_0 = 0,9$ ).

- мощность, необходимая для придания скорости рушанки,

$$N_4 = 0,187 \cdot 10^{-2} \cdot \Pi \cdot A_c \cdot (1 + K_g) . \quad (2.29)$$

Общая необходимая мощность для работы бичевой семенорушки определяется по следующей формуле:

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3 + N_4}{h_1} = \frac{ПА_c}{1000h_1} [1 + 3,07aA_c^{0,5} + 0,2bf_0 + 1,87(1 + K_B)], \quad (2.30)$$

где  $\eta_1$  – КПД привода бичевой семенорушки ( $\eta_1 = 0,35 - 0,4$ ).

Мощность привода бичевой семенорушки (в кВт) можно определить приближенно по формуле

$$N = [ПА_c + 0,01D^2n^2(0,01Dn\ell a + 0,257\Pi)]/1000h_1. \quad (2.31)$$

**Пример.** Определить оптимальный диаметр бичевого барабана семенорушки для обрушивания семян подсолнечника влажностью 6,5%.

Удельная работа разрушения семенной оболочки,  $A_c$ , Н·м/кг:

$$A_c = 185,4 + 20w^{0,705} = 185,4 + 20 \cdot 6,5^{0,705} = 260,2 \text{ Н·м/кг.}$$

Скорость, с которой семена ударяются о деку или скорость, с которой бичи ударяют по семенам,  $v$ , м/с:

$$v = 1,41\sqrt{A_c} = 1,41\sqrt{260,2} = 22,74 \text{ м/с.}$$

Диаметр барабана  $D$ , м, находим из формулы (2.19), учитывая, что оптимальная частота вращения бичевых барабанов находится в пределах от 500 до 630 мин<sup>-1</sup>.

$$D = 19,1v/n = 19,1 \cdot 22,74/(500...630) = 0,689...0,869 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр 0,75 м.

В случае расчета центробежных семенорушек пользуемся следующими формулами.

Зависимости перемещения и скорости семян по ротору центробежной семенорушки:

$$r = C_1 \exp k_1 t + C_2 \exp k_2 t, \quad (2.32)$$

$$v = C_1 k_1 \exp k_1 t + C_2 k_2 \exp k_2 t, \quad (2.33)$$

где  $r$  – перемещение семени вдоль радиальной лопатки на роторе центробежной семенорушки, м;

$v$  – скорость семени при движении вдоль радиальной лопатки на роторе центробежной семенорушки, м/с;

$C_1$  и  $C_2$  – постоянные интегрирования уравнения движения семени по ротору центробежной семенорушки;

$r_1$  и  $v_1$  – соответственно начальный радиус лопатки и начальная скорость при входе на лопатку (на радиусе  $r_1$ ).

$$C_1 = \frac{n_1 - r_1 k_2}{k_1 - k_2}, \quad (2.34)$$

$$C_2 = \frac{r_1 k_1 - n_1}{k_1 - k_2}, \quad (2.35)$$

$$k_1 = w(-f + \sqrt{f^2 + 1}), \quad (2.36)$$

$$k_2 = -w(f + \sqrt{f^2 + 1}), \quad (2.37)$$

где  $k_1$  и  $k_2$  – корни характеристического уравнения движения семени по ротору центробежной семенорушки;

$f$  – коэффициент трения семян по стали (можно принять  $f = 0,31$ ).

Приближенные зависимости перемещения и скорости семени по ротору центробежной семенорушки получаются из полных уравнений в случае учета только первого слагаемого в правой части (это выполняется при условии  $r \geq 3r_1$ ).

$$r = r_1 \exp 0,735wt, \quad (2.38)$$

$$n = n_1 \exp 0,735wt. \quad (2.39)$$

Из предыдущего следует:  $n = n_1 \frac{r}{r_1}$ ,

при этом

$$n = 0,076r_1 n. \quad (2.40)$$

Время, необходимое для перемещения семени вдоль лопатки на радиус,  $r$ , определить по формуле

$$t = \frac{\ln \frac{r}{r_1}}{0,735w}. \quad (2.41)$$

Расчет необходимого для обрушивания числа оборотов ротора центробежной семенорушки производится путем решения следующего трансцендентного уравнения:

$$\Phi(n) = 0, \quad (2.42)$$

Где

$$\Phi(n) = \frac{\sqrt{2A_c}}{\cos a \sqrt{1 - \frac{r_2^2}{r_3^2} \cos^2 j}} - \sqrt{n_2^2 + u_2^2 + 2n_2 u_2 \cos j}, \quad (2.43)$$

$$j = \arctg \frac{n_2}{u_2}, \quad (2.44)$$

$$n_2 = \frac{n_1 r_2}{r_1}, \quad (2.45)$$

$$u_2 = \omega r_2 = \frac{p n r_2}{30}, \quad (2.46)$$

здесь,  $r_1, r_2, r_3$  – радиусы соответственно начала лопатки, конца лопатки, деки [принимается  $r_2 > 3 r_1$ , и  $r_3 = r_2 + (0,1 \dots 0,15)$ ], м;

$a$  – угол наклона деки,  $^\circ$ .

Расчет производительности центробежной семенорушки  $Q$ , т/сут, возможно осуществить по формуле

$$Q = \frac{6,65 n z (r_2 - r_1) m_c}{l_c \ln \frac{r_2}{r_1}}, \quad (2.47)$$

где  $n$  – число оборотов ротора, об/мин;

$r_1, r_2$  – радиусы соответственно начала и конца лопатки, м;

$m_c, l_c$  – соответственно масса и длина одного семени подсолнечника (можно принять  $m_c = 0,00071$  кг и  $l_c = 0,011$  м);

$z$  – число лопаток на роторе центробежной семенорушки, которое ограничено соотношением

$$z \leq \frac{2 p r_1}{k l_c + d}, \quad (2.48)$$

где  $k \approx 2$  – коэффициент запаса по стесненности прохода семени в канал;

$\delta$  – толщина лопатки, м ( $\delta \sim 0,002-0,003$  м).

Расчет затрат мощности,  $N$ , кВт, на работу центробежной семенорушки складывается из определения составляющих:

1. Мощность, необходимая на сообщение семенам кинетической энергии,  $N_1$ , кВт:

$$N_1 = \frac{QW}{1000} = 0,0005Q(c^2 - c_1^2), \quad (2.49)$$

где  $Q$  – производительность рушки, кг/с;

$W$  – кинетическая энергия, приобретенная 1 кг семян при прохождении по ротору;

$c$  и  $c_1$  – абсолютная скорость семян соответственно на выходе и входе на роторе, м/с (определяют при соответствующих скоростях  $v$  и  $v_1$ ;  $u$  и  $u_1$ ):

$$c = \sqrt{n + u + 2nu \cos j}; \quad (2.50)$$

$$j = \arctg \frac{n}{u}; \quad (2.51)$$

$$n = n_1 \frac{r}{r_1}; \quad (2.52)$$

$$n_1 = 0,076r_1n; \quad (2.53)$$

$$u = \frac{pnr}{30}; \quad (2.54)$$

$$u_1 = \frac{pnr_1}{30}. \quad (2.55)$$

2. Мощность, необходимая на преодоление трения семян о нижний диск ротора,  $N_2$ , кВт:

$$N_2 = 0,304 \cdot 10^{-2} Q(r_2 - r_1). \quad (2.56)$$

3. Мощность, необходимая на преодоление трения семян о лопатки ротора,  $N_3$ , кВт:

$$N_3 = 0,32 \cdot 10^{-4} Q n \frac{r_2^2 - r_1^2}{r_1}. \quad (2.57)$$

4. Мощность, необходимая на вентиляцию,  $N_4$ , кВт:

$$N_4 = 0,12 \cdot 10^{-4} \frac{(2pr_1 - zd)hn_1r_2^2n^2}{h_{гидр}}, \quad (2.58)$$

где  $\eta_{гидр} = 0,4$  – гидравлический КПД вентилятора;

$h$  – высота лопаток (можно принять  $h = 0,03$  м).

5. Мощность, необходимая на преодоление трения ротора о воздух,  $N_5$ , кВт:

$$N_5 = \frac{M_{тр} n}{9750}, \quad (2.59)$$

где  $M_{тр}$  – момент трения.

При турбулентном режиме

$$M_{тр} = \frac{0,01187r_2^2n^2}{Re^{0,25}}. \quad (2.60)$$

При ламинарном режиме

$$M_{тр} = \frac{0,288r_2^2n^2}{Re^{0,25}}. \quad (2.61)$$

Критическое значение критерия Рейнольдса,  $Re_{кр}$ :

$$Re_{кр} = \frac{pr_2^2n}{15n} = 1 \cdot 10^5, \quad (2.62)$$

где  $\nu$  – кинематическая вязкость воздуха, м<sup>2</sup>/с.

Общая необходимая мощность для работы центробежной семенорушки,  $N$ , кВт:

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3 + N_4 + N_5}{h_{мех}}, \quad (2.63)$$

где  $\eta_{мех}$  – механический КПД центробежной семенорушки, равный 0,5 - 0,7.

Ориентировочная мощность электродвигателя для привода центробежной семенорушки,  $N$ , кВт:

$$N = (1,6 \dots 2,6)Q, \quad (2.64)$$

где  $Q$  – производительность центробежной семенорушки, т/ч.

**Примечание!** Большие значения коэффициента принимаются для некалиброванных семян; кроме того, он тем выше, чем выше влажность семян.

### 2.3. Оборудование для измельчения семян и побочных продуктов

Масло содержится в клетках ядра, поэтому, чем больше будет разрушенных клеток, тем меньше потребуются внешних воздействий и энергии для извлечения масла. В связи с этим измельчение ядра, а также бескожурных семян в производстве растительных масел играет важную роль, так как оказывает большое влияние на выход масла.

При производстве растительных масел измельчение масличных семян или ядра осуществляется в вальцовых станках различных марок: ВС, Б6-МВА, FW-600, РДУ-800, фирмы «Де Смет» и др. Дробление жмыха и семян сои осуществляется на молотковых и дисковых дробилках, а также вальцовом станке КВ-400.

Производительность вальцового станка,  $Q$ , кг/ч:

$$Q = (94,2 \dots 132)DLbnr . \quad (2.65)$$

В зависимости от свойств измельчаемого материала и конструктивных особенностей вальцовых станков их производительность,  $Q$ , кг/с, может определяться по формуле

$$Q = ADLn , \quad (2.66)$$

где  $A$  – коэффициент, зависящий от конструкции машины и вида материала.

Для гладкого однопарного плющильного вальцового станка при измельчении семян сои  $A = 0,0309$ ; для рифленого однопарного горизонтального вальцового станка при измельчении семян сои  $A =$

0,119; для пятивалкового вальцового станка ВС-5 при частоте вращения 150 и 180 мин<sup>-1</sup>  $A$  составляет соответственно на семенах подсолнечника 0,0095 и 0,0079; на шелушенных семенах хлопчатника – 0,0108 и 0,009; на нешелушенных семенах хлопчатника – 0,0077 и 0,0065; на семенах льна – 0,0032 и 0,0027.

Для двухвалковой дробилки рекомендуемое соотношение  $L/D = 2 - 3$ , для мельниц –  $L/D = 2,5 - 4$ .

Минимальный диаметр валков,  $D_{min}$ , м, определяют из условия захвата частицы измельчаемого материала, имеющей максимальный размер  $d$ : приближенно принимается для гладких валков  $D_{min} = (20 - 29)S_{max}$ , для зубчатых –  $D_{min} = (5 - 10)S_{max}$ .

Минимальный диаметр валка можно оценить для горизонтального вальцового станка,  $D_{min}$ , мм, из следующего соотношения:

$$D_{min} > 60S_1 \frac{k-1}{k}. \quad (2.67)$$

То же для вертикального вальцового станка:

$$D_{min} > 80S_1 \frac{k-1}{k}, \quad (2.68)$$

где  $S_1$  – первоначальный размер измельчаемого материала, мм;  $k$  – степень измельчения материала, равная отношению его первоначального размера  $S_1$  к размеру полученных частиц  $S_2$ , то есть:

$$k = \frac{S_1}{S_2}. \quad (2.69)$$

Минимальный размер валка,  $D_{min}$ , мм, плющильного станка для получения лепестка из жмыховой крупки:

$$D_{min} \geq S_1 \frac{k - \sqrt{1 + f^2}}{k(\sqrt{1 + f^2} - 1)}, \quad (2.70)$$

где  $f$  – коэффициент трения измельчаемого материала о валок, равный для подсолнечного жмыха и соевой крупки 0,08 - 0,25.

Частота вращения валков,  $n$ , мин<sup>-1</sup>:

$$n = 616 \sqrt{\frac{f}{rS_1 D}}, \quad (2.71)$$

или при  $f = 0,2$ :

$$n = \frac{275,5}{\sqrt{rS_1 D}}. \quad (2.72)$$

Коэффициент трения надо брать динамический,  $f_d$ , зависящий от скорости скольжения,  $v$ , см/с:

$$f_d = \frac{1 + 0,0112n \cdot f}{1 + n} \quad \text{при } v \rightarrow \infty \quad f_d \approx 0,2 \cdot f, \quad (2.73)$$

$$n = \frac{100p \cdot D \cdot n}{60} = 5,23D \cdot n. \quad (2.74)$$

Из условия ограничения центробежного отбрасывания частиц вращающимся валком:

$$n_{\min} \leq 102,5 \sqrt{\frac{f}{r \cdot S_1 \cdot D}}, \quad (2.75)$$

или приближенно в об/с, при  $D$ , м:

$$n_{\min} = \frac{1}{D}, \quad n_{\max} = \frac{2}{D}. \quad (2.76)$$

Мощность измельчения на вальцах,  $N$ , кВт:

$$N = M_{np} 2pn, \quad (2.77)$$

где  $M_{np}$  – приведенный момент, Н·м,  $n$  в  $\text{с}^{-1}$ .

$$M_{np} = P \cdot D \cdot x \cdot a_p, \quad (2.78)$$

где  $P$  – среднее давление в зоне измельчения, МПа.

$$P = \frac{1}{S_1 - S_2} \int_{h_p}^{h_l} P_x \cdot dh, \quad (2.79)$$

$$P_x = P_{\max} \left( \frac{h_l}{h_x} \right)^{f/y}, \quad (2.80)$$

$$P_{\max} = \frac{G}{L \frac{h_l - h_p e^{-f/\Psi}}{2(f-y)} + \frac{Rh_l(g + a_{сж})}{h_l + fR(g + a_{сж})}}, \quad (2.81)$$

где  $G$  – сила давления (для ВС-5  $G$  – суммарный вес вышележащих валков).

Угол прокатки,  $a_p$ :

$$a_p = \sqrt{\frac{h_l}{R}(e-1)}, \quad (2.82)$$

где  $e = k = h_p / h_l = S_1 / S_2$  – коэффициент спрессовывания;

$h_l$  – толщина прокатки (приблизительно равна размеру измельченных частиц), мм;

$h_p$  – ширина захватываемого материала в начале зоны прокатки, мм;

$\gamma$  – угол нейтрального сечения (этот угол при измельчении мал:  $g = 0,1a_p$ );

$R$  – радиус валка, м ( $R = D/2$ );

$y$  – угол наклона хорды к направлению прокатки, определяемой по формуле

$$y = (a_p + g)/2. \quad (2.83)$$

Для измельчения угол сжатия  $a_{сж} = 0$ .

Коэффициент плеча момента прокатки  $x$ :

$$x = 0,33 + \frac{g - a_{сж}}{3a_p}. \quad (2.84)$$

Приблизительно мощность привода вальцового станка для масляных материалов,  $N$ , кВт:

$$N = 0,28L \cdot D \cdot n(50S_1 + 0,42D^2). \quad (2.85)$$

В молотковых дробилках дробление жмыха происходит благодаря многократным ударам его о пластины и деку. Частицы размером менее 15-17 мм проходят через калибровальную решетку и выводятся из дробилки, а более крупные вновь подхватываются пластинами и подвергаются дальнейшему измельчению.

Производительность молотковой дробилки,  $G$ , кг/ч:

$$G = (1,1 \dots 1,7) D^2 L n^2 / (k - 1), \quad (2.86)$$

где  $D$  – диаметр ротора, м;

$L$  – длина ротора, м;

$n$  – частота вращения ротора,  $\text{мин}^{-1}$ ;

$k$  – степень измельчения материала.

Мощность привода молотковой дробилки,  $N$ , кВт:

$$N = (1 \dots 1,5) G k / 10^4. \quad (2.87)$$

**Пример.** Молотковая дробилка предназначена для измельчения от 5 до 8 т жмыха в час. Степень измельчения  $k = 8-11$ . Рассчитайте мощность привода дробилки и выберите соответствующий электродвигатель.

Расчет необходимо вести по самым тяжелым условиям работы – максимальной производительности и наибольшей степени измельчения.

$$N = (1 \dots 1,5) \cdot 8000 \cdot 11 / 10^4 = 8,8 \dots 13,2 \text{ кВт.}$$

Следовательно, выбираем электродвигатель асинхронный трехфазный короткозамкнутый мощностью 15 кВт.

## 2.4. Оборудование для влаготепловой обработки и прессования масличного сырья

Основными операциями процесса приготовления мезги на современных масложировых предприятиях являются:

- инактивация ферментной системы мятки;
- влаготепловая обработка увлажненной и пропаренной в инактиваторе мятки с доведением ее влажности и температуры до оптимальных значений.

Инактивация ферментной системы мятки осуществляется в индивидуальном или групповом шнековом инактиваторе путем интенсивного кратковременного нагрева мятки острым паром или в верхнем чане жаровни, если это предусмотрено ее конструкцией.

Для проведения инактивации используются шнековые инактиваторы производительностью по семенам подсолнечника 100, 200, 400 и 600 т/сут. Инактиватор в зависимости от производитель-

ности устанавливается непосредственно над каждой жаровней или над распределительным шнеком, подающим мятку в жаровни прес-совых агрегатов.

Влаготепловая обработка мятки осуществляется в жаровнях различных конструкций: чанных, шнековых и барабанных.

Чанные жаровни колонного типа получили преимущественное распространение на маслодобывающих предприятиях для влаготепловой обработки мятки перед ее прессованием.

При тепловом расчете оборудования для приготовления мезги определяют расход пара и площадь греющей поверхности.

Расход пара на нагрев мятки в шнековом инактиваторе,  $D$ , кг/ч.

$$D = Gc\Delta t / r, \quad (2.88)$$

где  $G$  – количество обрабатываемой мятки, кг/ч;

$c$  – удельная теплоемкость мятки, кДж/(кг·К);

$\Delta t$  – разность конечной и начальной температуры мятки (для хлопковой мятки конечная температура  $t_k = 70 - 80$  °С, для подсолнечной –  $80 - 85$  °С);

$r$  – удельная теплота конденсации греющего пара при давлении пара  $0,4 - 0,7$  МПа, кДж/кг.

Количество конденсата,  $W$ , кг/ч, увлажняющего мятку (с учетом неполноты конденсации), определяется по формуле

$$W \cong (0,5...0,6)D. \quad (2.89)$$

Влажность мятки после пропаривания и увлажнения,  $Вл_m$ , %:

$$Вл_m = 100(W_n + W) / (G + W), \quad (2.90)$$

где  $W_n$  – начальное количество влаги в обрабатываемой мятке, кг/ч.

$$W_n = xG, \quad (2.91)$$

где  $x$  – массовая доля влаги поступающей мятки.

При влаготепловой обработке подсолнечной мятки в чанных жаровнях (при условии, что перед жаровней установлен инактиватор) ориентировочный расход греющего пара,  $D$ , кг/ч:

$$D \cong (0,00048...0,00052)(G_1c_1\Delta t_1 + G_2c_2\Delta t_2 + Wr + L\Delta t_3), \quad (2.92)*$$

где  $G_1$  – масса сухого жирного вещества, кг/ч.

$$G_1 = (0,91 \dots 0,92)G, \quad (2.93)$$

где  $c_1$  – удельная теплоемкость сухого жирного вещества, принимаем  $c_1 = 2$  кДж/(кг·К);

$\Delta t_1$  – разность конечной (100 – 105 °С) и начальной (80 – 85 °С) температуры мятки, °С;

$G_2$  – масса влаги в мятке, кг/ч:

$$G_2 = xG; \quad (2.94)$$

$x$  – массовая доля влаги поступающей мятки;

$c_2$  – удельная теплоемкость влаги, принимаем  $c_2 \cong 4,19$  кДж/(кг·К);

$\Delta t_2$  – разность конечной и начальной температуры влаги, принимаем  $\Delta t_2 = 15 - 25$  °С;

$r$  – удельная теплота парообразования ( $r = 2244 - 2257$  кДж/кг);

$L$  – количество уходящего воздуха, кг/ч:

$$L = (0,08 \dots 0,13)G; \quad (2.95)$$

$\Delta t_3$  – разность конечной и начальной температуры воздуха, равная 75 – 90 °С;

$W$  – количество испаряемой влаги, кг/ч:

$$W = G(w_1 - w_2)/(100 - w_2), \quad (2.96)$$

где  $w_1$  – начальная влажность мезги, равная 8-9%;

$w_2$  – конечная влажность мезги, равная 4-5%.

\* Формула (2.92) может быть применена для расчета расхода пара на влаготепловую обработку в жаровне любой мятки, но при этом необходимо учитывать особенности технологического режима, характерные именно для данного вида сырья (так, начальная влажность хлопковой мятки 11,5-13,5%, конечная – 4,5-5,5%, температура мятки на выходе из шнекового инактиватора 70-80 °С, температура мезги на выходе из жаровни – 100-105 °С). Соевая мятка подается без обработки в инактиваторе сразу в чанную жаровню. Начальная влажность мятки 11,5-12,5%, влажность и температура выходящей из жаровни мезги составляют соответственно 7,5-8,5% и 95 °С.

При энергетическом расчете определяется мощность на привод мешалки.

Мощность привода мешалки чанной жаровни,  $N$ , кВт:

$$N = z r (0,523 \sqrt{n} - 1) n L^{3,1} H^{2,25} h \cdot \sin a (0,11 - 1,6 \cdot 10^{-5} t) k, \quad (2.97)$$

где  $z$  – число чанов, оснащенных мешалками;

$r$  – плотность мезги, кг/м<sup>3</sup>;

$n$  – частота вращения вала с ножами, мин<sup>-1</sup>;

$L$  – длина ножей, м;

$H$  – высота слоя мятки над ножом, м;

$h$  – средняя высота ножа, м;

$a$  – угол наклона ножа к горизонту, град;

$t$  – продолжительность влаготепловой обработки мятки в жаровне, с;

$k$  – коэффициент формы лопасти, равный 1 для прямоугольной и 0,76-0,8 для лопасти с переменным углом наклона.

Прессовый способ производства растительных масел осуществляется на шнековых прессах, которые позволяют проводить процесс в непрерывном режиме.

В настоящее время в масложировой промышленности России для отжима масла применяют прессы различных конструкций для извлечения масла из масличного сырья на разных этапах:

- для предварительного прессования в схемах прессование – экстракция и в схемах двукратного прессования;
- для окончательного прессования в схемах однократного прессования;
- для окончательного прессования в схемах двукратного прессования.

При работе шнековых прессов возможен обратный ход материала через зазор между кромкой витка и внутренней поверхностью цилиндра в разрыв пера витков и вдоль канала шнека.

Поэтому для учета возврата потока мезги в формулу расчета производительности вводят коэффициент возврата.

Производительность шнекового пресса по мезге,  $Q_M$ , т/ч или кг/ч:

$$Q = 47,1 \cdot D_3^2 \cdot L \cdot n \cdot (1 - y) \cdot r_H \cdot (1 - k_g), \quad (2.98)$$

где  $D_3$  – внутренний диаметр зеера на участке первого витка, м;

$L$  – длина первого витка, м;

- $n$  – число оборотов шнекового вала,  $\text{мин}^{-1}$ ;
- $У$  – коэффициент заполнения объема зеера первым витком;
- $r_n$  – объемная масса мезги,  $\text{т/м}^3$  или  $\text{кг/м}^3$ ;
- $k_e$  – коэффициент возврата.

Для перехода к производительности по семенам надо учесть выход мезги,  $B_m$ , %.

Производительность шнекового пресса по семенам,  $Q_c$ , т/ч или кг/ч:

$$Q_c = \frac{Q_m}{B_m} \cdot 100\% , \quad (2.99)$$

где  $B_m$  – выход мезги из семян, %.

Увеличение частоты вращения шнекового вала повышает производительность пресса. Если величину  $(47,1D_3^2 L(1-j)g(1-k_e))/B_m$  из формулы (2.98) обозначить через  $A$ , то формула для определения производительности пресса примет следующий вид:

$$Q_c = A \cdot n .$$

Коэффициент возврата в прессе определяется эмпирическим уравнением

$$k_e = \frac{2,15}{d^{0,58}} , \quad (2.100)$$

где  $d$  – ширина выходной щели пресса, мм.

Степень сжатия мезги,  $e$  :

$$e = \frac{V_1}{V_2} , \quad (2.101)$$

где  $V_1$  – первоначальный объем мезги,  $\text{м}^3$ ;

$V_2$  – конечный объем мезги,  $\text{м}^3$ .

Удельное давление, действующее на мезгу при ее сжатии,  $p$ , МПа:

$$p = \frac{25,2ae^{5,5}}{e^{0,022W}} , \quad (2.102)$$

где  $a$  – опытный коэффициент, зависящий от влажности и температуры мезги;

$W$  – влажность мезги, %;

$e$  – основание натуральных логарифмов ( $e = 2,71$ ).

Из формулы (2.102) следует, что при повышении влажности мезги для сжатия ее до определенной степени потребуется меньшее удельное давление. Иными словами, с увеличением влажности мезги упругие свойства ее уменьшаются, а пластические свойства повышаются.

Теоретическая степень сжатия, создаваемая прессом,  $e_{np}^m$ :

$$e_{np}^m = \frac{10,2e_{ш.в}^m}{d^{0,85}}, \quad (2.103)$$

где  $e_{ш.в}^m$  – теоретическая степень сжатия, создаваемая шнековым валом;

$d$  – ширина выходной щели пресса, мм.

Действительная степень сжатия пресса при его работе,  $e_{np}^{\partial}$ :

$$e_{np}^{\partial} = 0,93[e_{np}^m - (20,2 - 1,02d)], \quad (2.104)$$

где  $e_{np}^m$  – теоретическая степень сжатия, создаваемая прессом.

Действительная степень сжатия на любом витке шнекового вала,  $e_v^{\partial}$ :

$$e_v^{\partial} = \frac{e_m^{\partial} - 1}{n} + 1, \quad (2.105)$$

где  $e_m^{\partial}$  – теоретическая степень сжатия на рассматриваемом витке;

$n$  – отношение теоретической степени сжатия в прессе к практической.

$$n = \frac{e_{np}^m - 1}{e_{np}^{\partial} - 1}. \quad (2.106)$$

Удельная работа сжатия мезги,  $R$ , Дж/кг:

$$R = \frac{86,1a}{e^{0,022W}} (e_2 - 1)^{6,5}, \quad (2.107)$$

где  $\varepsilon_2$  – конечная степень сжатия мезги.

Мощность, расходуемая на сжатие мезги,  $N$ , кВт:

$$N = 0,0141 \frac{aQ_m n}{e^{0,022W}} (e_{np}^\delta - 1)^{6,5}. \quad (2.108)$$

## 2.5. Экстракционное оборудование

Экстракционный способ извлечения масла позволяет наиболее полно извлечь масло из материала при достаточно высоком его качестве.

Современное экстракционное производство представляет собой комплекс оборудования с высокой степенью автоматизации технологических процессов, что позволяет значительно снизить количество персонала и затраты на оплату труда.

В промышленных условиях процесс непрерывной экстракции масла растворителем осуществляется двумя основными способами:

- способом погружения материала в противоточно движущийся растворитель;
- способом многократного орошения растворителем материала, перемещающегося с помощью различного транспортного механизма, при этом свежий материал орошается концентрированной мисцеллой, а обезжиренный материал – чистым растворителем.

Экстракторы, работающие по способу погружения экстрагируемого материала в растворитель, представлены вертикальными шнековыми экстракторами.

К экстракторам, работающим по способу многократного орошения материала растворителем, относятся ленточные, рамочные, лотковые и карусельные.

При расчетах экстракционного оборудования выполняют материальный и тепловой расчеты.

## Материальный расчет экстрактора

Количество жмыха,  $G_{ж}$ , кг/ч:

$$G_{ж} = ЖG, \quad (2.109)$$

где  $Ж$  – выход жмыха, %;

$G$  – производительность экстрактора, кг/ч.

Количество влаги в жмыхе,  $G_в$ , кг/ч:

$$G_в = G_{ж}W_{ж}, \quad (2.110)$$

где  $W_{ж}$  – влажность жмыха, %.

Количество масла в жмыхе,  $G_м$ , кг/ч:

$$G_м = G_{ж}M_{ж}, \quad (2.111)$$

где  $M_{ж}$  – масличность жмыха, %.

Количество сухого обезжиренного вещества в жмыхе,  $G_{св}$ , кг/ч:

$$G_{св} = G_{ж} - G_в - G_м. \quad (2.112)$$

Количество масла в шроте,  $G'_м$ , кг/ч:

$$G'_м = (G_{св} + G_в)M_{шр} / (100 - M_{шр}), \quad (2.113)$$

где  $M_{шр}$  – масличность шрота, %.

Количество бензина в шроте,  $G'_б$ , кг/ч:

$$G'_б = (G_в + G'_м + G_{св})B_{шр} / (100 - B_{шр}), \quad (2.114)$$

где  $B_{шр}$  – бензоемкость шрота, выходящего из экстрактора, %.

Количество масла в мисцелле,  $G''_м$ , кг/ч:

$$G''_м = G_м - G'_м. \quad (2.115)$$

Количество мисцеллы,  $G_{мц}$ , кг/ч:

$$G_{мц} = 100G''_м / M_{мц}, \quad (2.116)$$

где  $M_{мц}$  – концентрация мисцеллы, %.

Количество бензина в мисцелле,  $G''_{\bar{o}}$ , кг/ч:

$$G''_{\bar{o}} = G_{\text{мц}} - G''_{\text{м}}. \quad (2.117)$$

Количество бензина, подаваемого в экстрактор,  $G_{\bar{o}}$ , кг/ч:

$$G_{\bar{o}} = G'_{\bar{o}} + G''_{\bar{o}}. \quad (2.118)$$

Тепловой расчет экстрактора сводится к определению температур выходящей мисцеллы и шрота. Температура выходящей мисцеллы,  $t_{\text{мц}}$ , °С:

$$t_{\text{мц}} = t_1(2,07G_{\text{св}} + 1,91G_{\text{м}} + 4,19G_{\bar{o}}) + t_2(2,15G_{\bar{o}} - 1,045G_{\text{св}} - 0,955G'_{\text{м}} - 2,095G_{\bar{o}} - 1,08G'_{\bar{o}}) / (1,045G_{\text{св}} + 0,955G'_{\text{м}} + 2,095G_{\bar{o}} + 1,08G'_{\bar{o}} + 2,5G_{\text{мц}}), \quad (2.119)$$

где  $t_1$  – температура поступающего лепестка или крупки, °С;

$t_2$  – температура поступающего бензина, °С;

$G_{\text{св}}$  – масса сухого обезжиренного вещества жмыха, кг/ч;

$G_{\bar{o}}$  – масса влаги в жмыхе, кг/ч;

$G_{\text{м}}$  – масса масла в жмыхе, кг/ч;

$G'_{\text{м}}$  – масса масла в шроте, кг/ч;

$G_{\bar{o}}$  – масса подаваемого бензина, кг/ч;

$G'_{\bar{o}}$  – масса бензина в шроте, кг/ч;

$G_{\text{мц}}$  – масса мисцеллы, кг/ч.

Температура шрота,  $t_{\text{шр}}$ , °С:

$$t_{\text{шр}} = 0,5(t_2 + t_{\text{мц}}). \quad (2.120)$$

## 2.6. Оборудование для дистилляции мисцеллы

В маслоэкстракционном производстве дистилляция мисцеллы – это процесс отгонки растворителя из мисцеллы, направленный на получение масла с показателями, соответствующими требованиям стандартов.

На начальном этапе дистилляции мисцеллы происходит процесс выпаривания растворителя под атмосферным давлением или

под вакуумом (0,01-0,04 МПа), в зависимости от числа ступеней установки.

При окончательной дистилляции отгонку растворителя осуществляют в токе острого водяного пара, обычно под вакуумом (0,03-0,06 МПа) и обогревом аппарата глухим водяным паром.

Отгонку растворителя из мисцеллы осуществляют в двух-, трех- и четырехступенчатых установках, основными аппаратами которых являются дистилляторы.

Расход по отдельным материальным потокам на каждой ступени установки определяется в ходе материального расчета. Затем выполняют тепловой расчет, т. е. определяют расход пара на каждой ступени установки.

### Материальный расчет дистиллятора

Количество мисцеллы, поступающей на первую ступень дистилляции,  $G_I^{1cm}$ , кг/ч:

$$G_I^{1cm} = G_{мц}, \quad (2.121)$$

где  $G_{мц}$  – количество мисцеллы, выходящей из экстрактора, кг/ч.

Количество мисцеллы, выходящей из дистиллятора первой ступени,  $G_{II}^{1cm}$ , кг/ч:

$$G_{II}^{1cm} = G_I^{1cm} n_1 / n_2, \quad (2.122)$$

где  $n_1$  и  $n_2$  – концентрация мисцеллы соответственно на входе и выходе из аппарата, %.

Количество мисцеллы, поступающей в дистиллятор второй ступени,  $G_I^{2cm}$ , кг/ч:

$$G_I^{2cm} = G_{II}^{1cm}. \quad (2.123)$$

Количество мисцеллы, выходящей из дистиллятора второй ступени,  $G_{II}^{1cm}$ , кг/ч:

$$G_{II}^{2cm} = G_I^{2cm} n'_1 / n'_2, \quad (2.124)$$

где  $n'_1$  и  $n'_2$  – концентрация мисцеллы соответственно на входе и выходе из аппарата, %.

Количество бензина, испарившегося в дистилляторе первой ступени,  $B_1$ , кг/ч:

$$B_1 = G_I^{1cm} - G_{II}^{1cn}. \quad (2.125)$$

### Тепловой расчет дистиллятора

В предварительном дистилляторе расход глухого греющего пара,  $D$ , кг/ч:

$$D = (0,0005 \dots 0,00053)(G_{II}^{1cm} c_{II}^{1cm} t_2 + B_1 i_{\sigma} - G_I^{1cm} c_I^{1cm} t_1), \quad (2.126)$$

где  $G_{II}^{1cm}$  – масса выходящей из дистиллятора первой ступени мисцеллы, кг/ч;

$c_{II}^{1cm}$  – удельная теплоемкость выходящей из дистиллятора первой ступени мисцеллы, кДж/(кг·К);

$t_2$  – температура выходящей мисцеллы, °С;

$B_1$  – масса испарившегося бензина, кг/ч;

$i_{\sigma}$  – энтальпия паров бензина, кДж/кг;

$G_I^{1cm}$  – масса поступающей в дистиллятор первой ступени мисцеллы, кг/ч;

$c_I^{1cm}$  – удельная теплоемкость поступающей в дистиллятор первой ступени мисцеллы, кДж/(кг·К);

$t_1$  – температура поступающей мисцеллы, °С.

В окончательном дистилляторе расход пара (глухого и острого в сумме),  $D'$ , кг/ч:

$$D' = (0,00052 \dots 0,00055)(G'_2 c'_2 t'_2 + B' i_{\sigma} - G'_1 c'_1 t'_1) + 0,483 B'' r / (t_{\text{неп}} - t_{\text{ух}}), \quad (2.127)$$

где  $G'_2$  – масса выходящей мисцеллы, кг/ч;

$c'_2$  – удельная теплоемкость выходящей мисцеллы, кДж/(кг·К);

$t'_2$  – температура выходящей мисцеллы, °С;

$B'$  – масса бензина, испарившегося за счет теплоты глухого пара, кг/ч;

$i_{\sigma}$  – энтальпия паров бензина, кДж/кг;

$G'_1$  – масса поступающей мисцеллы, кг/ч;

$c'_1$  – удельная теплоемкость поступающей мисцеллы, кДж/(кг·К);

$t'_1$  – температура поступающей мисцеллы, °С;  
 $B''$  – масса бензина, испарившегося за счет теплоты острого пара, кг/ч;  
 $r$  – теплота испарения бензина, кДж/кг;  
 $t_{пер}$  – температура острого перегретого пара, °С;  
 $t_{yx}$  – температура отходящих паров, °С.  
 Энтальпия паров бензина,  $i_{\sigma}$ , кДж/кг:

$$i_{\sigma} = c_{\sigma} t_{cp} + r, \quad (2.128)$$

где  $c_{\sigma}$  – удельная теплоемкость жидкого бензина при температуре  $t_{cp}$ , кДж/(кг·К);  
 $t_{cp}$  – средняя температура кипения бензина, °С.

$$t_{cp} = (t_n + t_k) / 2, \quad (2.129)$$

где  $t_n$  – температура кипения мисцеллы при начальной ее концентрации и при установленном давлении в данной ступени предварительного дистиллятора, °С;

$t_k$  – температура кипения мисцеллы при конечной ее концентрации и при установленном давлении в данной ступени предварительного дистиллятора, °С;

$r$  – удельная теплота парообразования бензина при температуре  $t_{cp}$ , кДж/кг.

Расход пара в шнековом испарителе,  $D_{исп}$ , кг/ч:

$$D_{исп} = (1,1 \dots 1,15)(G_1 c_1 \Delta t_1 + G_2 c_2 \Delta t_2 + G_3 c_3 \Delta t_3 + G_4 c_4 \Delta t_4 + Br) / r_n, \quad (2.130)$$

где  $G_1$  – масса сухого обезжиренного вещества в шроте, кг/ч;

$G_2$  – масса масла в шроте, кг/ч;

$G_3$  – масса влаги в шроте, кг/ч;

$G_4$  – масса бензина в шроте, кг/ч;

$c_1, c_2, c_3, c_4$  – удельная теплоемкость соответственно сухого обезжиренного вещества, масла, воды и бензина в шроте, кДж/(кг·К);

$\Delta t_1 = \Delta t_2 = \Delta t_3$  – разность конечной и начальной температуры сухого обезжиренного вещества, масла, влаги в шроте, °С;

$\Delta t_4$  – разность средней температуры кипения и начальной температуры бензина, °С;

$r_n$  – удельная теплота конденсации глухого греющего пара, кДж/кг ( $r_n$  находится по давлению пара).

$$G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = G, \quad (2.131)$$

где  $G$  – масса шрота, поступающего в шнековый испаритель, кг/ч.

Фактическая масса шрота, выходящего из шнекового испарителя с учетом влажности  $w$ ,  $G'$ , кг/ч:

$$G' = 100(G_1 + G_2)/(100 - w). \quad (2.132)$$

Количество воды в выгружаемом шроте,  $W$ , кг/ч:

$$W = G' - G_1 - G_2. \quad (2.133)$$

Удельная теплоемкость мисцеллы на входе в дистиллятор первой ступени,  $c_I^{1cm}$ , кДж/(кг·К):

$$c_I^{1cm} = c_m^{1cm} m_1 + c_{\bar{o}}^{1cm} (1 - m_1), \quad (2.134)$$

где  $c_m^{1cm}$  – удельная теплоемкость масла при  $t_{н1} = 70$  °С ( $c_m^{1cm} = 1,98$  кДж/(кг·К));

$c_{\bar{o}}^{1cm}$  – удельная теплоемкость бензина при  $t_{н1} = 70$  °С ( $c_{\bar{o}}^{1cm} = 2,25$  кДж/(кг·К));

$m_1$  – концентрация масла в мисцелле, доли, единицы ( $m_1 = 0,2$ ).

Удельная теплоемкость мисцеллы на выходе из дистиллятора первой ступени,  $c_{II}^{1cm}$ , кДж/(кг·К):

$$c_{II}^{1cm} = c_m^{1cm} m_2 + c_{\bar{o}}^{1cm} (1 - m_2), \quad (2.135)$$

где  $c_m^{1cm}$  – удельная теплоемкость масла при  $t_{к1} = 80$  °С ( $c_m^{1cm} = 2,03$  кДж/(кг·К));

$c_{\bar{o}}^{1cm}$  – удельная теплоемкость бензина при  $t_{к1} = 80$  °С ( $c_{\bar{o}}^{1cm} = 2,29$  кДж/(кг·К));

$m_2$  – концентрация масла в мисцелле, доли, единицы ( $m_2 = 0,6$ ).

**Пример.** При проведении предварительной дистилляции по двухступенчатой схеме в дистилляторе первой ступени мисцелла упаривается с 20 до 60% концентрации. Температура мисцеллы на выходе из мисцеллоподогревателя 70 °С, на выходе из дистиллятора второй ступени – 80 °С. Дистилляция ведётся при атмосферном давлении. В аппарате используется перегретый пар давлением 0,25 МПа и температурой 195 °С.

Определяем количество мисцеллы, поступающей в каждую из ступеней предварительного дистиллятора и выходящей оттуда. Принимаем количество мисцеллы, выходящей из экстрактора, равным 5800 кг/ч.

Количество мисцеллы, поступающей на первую ступень дистилляции:

$$G_I^{1CT} = G_{мц} = 5800 \text{ кг/ч.}$$

Количество мисцеллы, выходящей из дистиллятора первой ступени:

$$G_{II}^{1CT} = G_I^{1CT} n_1 / n_2 = 5800 \cdot 20 / 60 = 1933,33 \text{ кг/ч.}$$

Таким образом, в дистиллятор второй ступени поступает 1933,33 кг/ч мисцеллы.

Количество мисцеллы, выходящей из дистиллятора второй ступени:

$$G_{II}^{2CT} = G_I^{2CT} n'_1 / n'_2 = 1933,33 \cdot 60 / 90 = 1288,89 \text{ кг/ч.}$$

Средняя температура кипения бензина в дистилляторе первой ступени определяется по формуле (2.129)

$$t_{cp1} = (t_{H1} + t_{K1}) / 2 = (70 + 70) / 2 = 70 \text{ °С.}$$

При этом удельная теплоемкость жидкого бензина  $c_{\sigma 1} = 2,25$  кДж/(кг·К), а удельная теплота парообразования жидкого бензина  $r_1 = 335,44$  кДж/кг.

Следовательно,

$$i_{\sigma 1} = c_{\sigma 1} t_{cp1} + r_1 = 2,25 \cdot 70 + 335,44 = 492,94 \text{ кДж/кг.}$$

Величину  $i_{\delta 1}$  можно находить и без расчета – по специальным таблицам

Количество бензина, испарившегося в дистилляторе первой ступени, определяется по формуле (2.125)

$$B_1 = G_I^{1CT} - G_{II}^{1CT} = 5800 - 1933,33 = 3866,67 \text{ кг/ч.}$$

Удельная теплоемкость мисцеллы на входе в дистиллятор первой ступени определяется по формуле (2.134)

$$c_I^{1CT} = c_M^{1CT} m_1 + c_{\delta}^{1CT} (1 - m_1) = 1,98 \cdot 0,2 + 2,25 \cdot (1 - 0,2) = 2,196 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К).}$$

Аналогично определяется удельная теплоемкость мисцеллы на выходе из дистиллятора первой ступени  $c_2^{1CT} = 2,134 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К).}$

$$c_{II}^{1CT} = c_M^{1CT} m_2 + c_{\delta}^{1CT} (1 - m_2) = 2,03 \cdot 0,6 + 2,29 \cdot (1 - 0,6) = 2,134 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К).}$$

Следовательно, расход глухого греющего пара,  $D$ , кг/ч:

$$D = 0,00051(1933,33 \cdot 2,134 \cdot 80 + 3866,67 \cdot 492,94 - 5800 \cdot 2,196 \cdot 70) = 685,7 \text{ кг/ч}$$

## **Глава 3. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ РАФИНАЦИИ МАСЕЛ И ЖИРОВ**

### **3.1. Оборудование для гидратации и щелочной нейтрализации масел**

Рафинация представляет собой сложный комплекс различных физических и химических процессов, применение которых позволяет избирательно воздействовать на сопутствующие вещества, ослаблять их связь с триглицеридами и выводить из масла.

Задачей рафинации является удаление примесей, ухудшающих вкусовые качества, товарный вид масел, а также максимальное выделение из масла наиболее ценных сопутствующих веществ с сохранением их свойств для использования в качестве побочных продуктов (фосфатиды, свободные жирные кислоты, восковые вещества).

Гидратация фосфолипидов представляет собой завершающий этап в технологии производства растительных масел, так как гидратированные масла устойчивы к хранению и транспортированию. Гидратация также является первым и важнейшим этапом комплексного процесса рафинации, предопределяющим не только качество рафинированного масла, но и эффективность последующих стадий его переработки.

Необходимость удаления фосфатидов объясняется тем, что на тех стадиях рафинации, где используется вода или водные растворы, они стабилизируют эмульсии, что затрудняет разделение фаз. Они сорбируются поверхностью сорбента при отбелке, взаимодействуют с катализатором при гидрогенизации, что увеличивает их расход.

Так как гидратация фосфатидов протекает на поверхности раздела фаз вода - масло, то для обеспечения наибольшего эффекта, особенно на начальных этапах процесса, требуется максимально развить поверхность, что обычно достигается при помощи интенсивного перемешивания. Эффект отделения коагулированных частиц фосфатидов тем выше, чем больше разность между плотностями разделяемых фаз и крупнее агенты частиц. Поэтому необходимо некоторое время для набухания и разделения гидратных оболочек фосфатидов экспозиции, которая обычно составляет 10-30 мин. При непрерывном пе-

ремешивании смеси с целью поддержания фосфатидов во взвешенном состоянии интенсивность механического воздействия не должна разрушить образовавшиеся коагуляты.

Для формирования гидратационного осадка используют коагуляторы.

Для удаления свободных жирных кислот в масложировой промышленности широко используют щелочную нейтрализацию, в результате которой образуются соли жирных кислот – мыла. Мыла щелочных металлов хорошо растворимы в воде с образованием коллоидных растворов, которые в производстве называются соапстоками. После отделения соапстока от жира последний промывают водой для удаления следов мыла.

Периодический способ применяют при рафинации небольших партий масел и жиров, для очистки сборных жиров. Осуществляется в типовых нейтрализаторах.

Недостаток периодического способа – необходимость длительного отстаивания масла для максимального удаления из него соапстока.

Более прогрессивным способом является непрерывный, при котором нейтрализацию осуществляют путем смешивания масла с растворами щелочи, минеральных и органических кислот и с водой в специальных реакторах (смесителях) с последующим разделением системы на сепараторах. Используются смесители различных типов: лопастные, ножевые с вертикальным и горизонтальным расположением лопастей и дисковые.

Необходимое число смесителей-коагуляторов,  $z$ , шт.:

$$z = V_2 t / (60V_k), \quad (3.1)$$

где  $V_2$  – количество обрабатываемой смеси масла и гидратируемого агента,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$$V_2 = V + W_1; \quad (3.2)$$

$V$  – расход масла,  $\text{м}^3$ ;

$W_1$  – расход воды,  $\text{м}^3$ ;

$V_k$  – рабочая вместимость коагулятора,  $\text{м}^3$ ;

$t$  – продолжительность пребывания смеси масла и гидратирующего агента в коагуляторе.

$$V = G_m / r_m, W_1 = G_g / r_g, \quad (3.3)$$

где  $G_m$  – расход масла, кг/ч;

$r_m$  – плотность масла, кг/м<sup>3</sup>;

$G_g$  – расход воды, кг/ч;

$r_g$  – плотность воды, кг/м<sup>3</sup>.

При  $V_k = 1,5 \text{ м}^3$

$$z = 0,011Vt. \quad (3.4)$$

Мощность электродвигателя для привода мешалки, используемой в смесителе-коагуляторе,  $N$ , кВт:

$$N = 0,0013Krn^3d^5, \quad (3.5)$$

где  $K$  – коэффициент мощности, зависящий от типа мешалки и режима перемешивания, характеризуемого критерием Рейнольдса

$$Re_m = nd^2r/m; \quad (3.6)$$

$n$  – частота вращения мешалки, с<sup>-1</sup>;

$d$  – диаметр окружности, описываемой концами лопастей, м;

$r$  – плотность перемешиваемой жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$m$  – динамический коэффициент вязкости перемешиваемой жидкости, Па·с.

Величина коэффициента мощности определяется по графику (рис. 4). Аналогично по формуле (3.5) определяется мощность привода лопастного, ножевого и дискового смесителей.

Вместимость резервуара для хранения суточного расхода раствора гидроксида натрия,  $V_{ш}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{ш} = (84,6...87,4) \cdot 10^{-5} G_c, \quad (3.7)$$

где  $G_c$  – суточный расход раствора гидроксида натрия концентрацией 40-45%, кг.

Необходимое число нейтрализаторов,  $z_n$ , шт.:

$$z_n = 0,0417Gt / G_1, \quad (3.8)$$

где  $G$  – расход рафинируемого масла, т/сут;

$t$  – продолжительность полного цикла работы нейтрализатора, ч;  
 $G_1$  – масса рафинируемого масла, одновременно загружаемого  
в нейтрализатор, т.

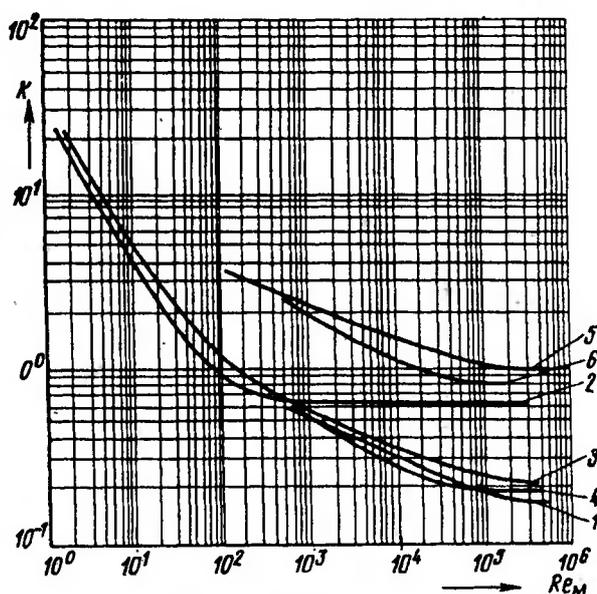


Рис. 4. График для определения величины коэффициента мощности привода мешалок:

1 – с прямыми горизонтальными лопастями; 2 – с прямыми горизонтальными лопастями при наличии отбойных пластин на внутренней поверхности резервуара; 3 – пропеллерная; 4 – пропеллерная внутри циркуляционной трубы; 5 и 6 – лопастные с наклонными лопастями

Расход пара в нейтрализаторе,  $D$ , кг/ч:

$$D = (5,6...5,7) \cdot G_1. \quad (3.9)$$

Коэффициент заполнения нейтрализатора сырьем  $j = 0,7$ .  
Следовательно, полная вместимость нейтрализатора,  $V_n$ , м<sup>3</sup>:

$$V_n = (1,4...1,45)G_1 / r. \quad (3.10)$$

**Пример.** В рафинационное отделение маслозавода на гидратацию подается 12,5 т подсолнечного масла в час. Расход воды на гидратацию фосфатидов составляет 2% от массы масла. Какое количество лопастных смесителей рабочей вместимостью 6 м<sup>3</sup> требуется установить в рафинационном отделении? Для завершения формирования гидратационного осадка время пребывания масла в смесителе принимается  $\tau = 0,35$  ч, коэффициент заполнения аппарата  $\varphi = 0,9$ . Плотность масла при 90 °С  $\rho = 0,878$  т/м<sup>3</sup>.

Расход воды на гидратацию фосфатидов составляет

$$W_1 = 0,02m = 0,02 \cdot 12,5 = 0,25 \text{ т} = 0,25 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Объем гидратируемого масла составляет, составляет

$$V = m / r = 12,5 / 0,878 = 14,24 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Суммарный объем гидратируемой массы, проходящей через лопастной смеситель, составляет

$$V_2 = V + W_1 = 14,24 + 0,25 = 14,49 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Требуемое количество аппаратов находят из уравнения

$$z = V_2 t / (V_a \cdot j) = (14,5 \cdot 0,35) / (6 \cdot 0,9) = 0,94.$$

Принимается к установке один лопастной смеситель полной вместимостью  $6 \text{ м}^3$ .

В схемах непрерывной щелочной рафинации жиров применяются два типа центробежных сепараторов с периодической и непрерывной выгрузкой шлама.

Производительность сепаратора  $\Pi$ ,  $\text{м}^3/\text{ч}$ :

$$\Pi = 16560 b \cdot n^2 \cdot z \cdot \operatorname{tg} a \cdot (R_{\sigma}^3 - R_{\text{м}}^3) \cdot d^2 \left[ (r - r_{\text{жс}}) / m \right], \quad (3.11)$$

где  $b$  – технологический КПД сепаратора (обычно  $b = 0,5 - 0,7$ );

$z$  – число тарелок, шт.;

$a$  – угол подъема образующей конуса тарелки ( $a = 50$  у сепаратора А1-МСЛ;  $a = 60$  у саморазгружающегося);

$n$  – частота вращения барабана,  $\text{с}^{-1}$ ;

$r$  и  $r_{\text{жс}}$  – плотности дисперсной фазы (соапстока, воды) и жира, ( $r = 965 \text{ мг}/\text{м}^3$ ;  $r_{\text{жс}} = 878 \text{ кг}/\text{м}^3$  при  $90 \text{ }^\circ\text{C}$ );

$m$  – динамический коэффициент вязкости жира (дисперсной среды) при  $90 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ;  $m = 0,00755 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;

$d$  – расчетный диаметр жирового шарика, м (принимается  $d = 2,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ ).

Мощность привода сепаратора затрачивается на сообщение кинетической энергии жидкости и преодоление гидравлических сопротивлений, на преодоление трения барабана о воздух и на потери в приводе.

Вакуум-сушильный и деаэрационный аппарат предназначен для непрерывного обезвоживания и деаэрации промытого масла.

Вакуум-сушильный аппарат состоит из трех зон: 1) зоны испарения и дегазации,  $V_u$ ; 2) зоны сепарации пара,  $V_c$ ; 3) зоны приема масла,  $V_m$ , из которой происходит питание откачивающего насоса.

Смесь образующегося вторичного пара и воздуха отсасывается из аппарата парожекторным вакуум-насосом через верхний патрубок.

Масса пара, образующегося в аппарате,  $D$ , кг/ч:

$$D = m(x_n - x_k) / 100. \quad (3.12)$$

Расход теплоты на испарение воды,  $Q$ , кДж/ч:

$$Q = D \cdot i, \quad (3.13)$$

где  $i$  – удельная энтальпия водяного пара (при 120 °С и давлении 6,66 кПа  $i = 2712$  кДж/кг).

За счет испарения воды температура масла снижается на  $\Delta t$ , °С:

$$\Delta t = Q / (mc), \quad (3.14)$$

где  $c$  – удельная теплоемкость масла (в интервале температур 115-120 °С принимается  $c = 2,18$  кДж/(кг·К)).

Конечная температура масла на выходе из аппарата,  $t_k$ , °С:

$$t_k = t - \Delta t. \quad (3.15)$$

Масса воздуха, проникающего через неплотности и вносимого маслом, по практическим данным, принимается 10% от массы вторичного пара,  $d_{a1}$ , кг/ч:

$$d_{a1} = D \cdot 0,1. \quad (3.16)$$

Расчет вакуум-сушильного аппарата сводится к определению его размеров по зонам.

**Зона испарения и деаэрации масла** находится по напряжению парового пространства.

Часовой объем образующегося пара составит,  $V_{в.п}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{в.п} = D \cdot n, \quad (3.17)$$

где  $v$  – удельный объем водяного пара при остаточном давлении 6,66 кПа и 120 °С ( $v = 27 \text{ м}^3/\text{кг}$ ).

Допустимое напряжение парового пространства, по практическим данным, будет:  $\omega = 900\text{-}1100 \text{ м}^3/\text{м}^3$ . Принимается для расчета  $\omega = 1000 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ .

Объем зоны испарения и деаэрации,  $V_{и}$ ,  $\text{м}^3$ :

$$V_{и} = V_{в.п} / \omega. \quad (3.18)$$

Скорость движения пара в аппарате не должна превышать  $w = 0,4\text{-}0,6 \text{ м/с}$ .

Внутренний диаметр корпуса вакуум-сушильного аппарата,  $D_{вн}$ , м, равен

$$D_{вн} = \sqrt{V_{в.п} / (3600 \cdot 0,785w)}. \quad (3.19)$$

Высота зоны испарения и деаэрации,  $h_u$ , м:

$$h_u = V_{и} / f, \quad (3.20)$$

где  $f$  – площадь поперечного сечения аппарата с диаметром 1,188 м ( $f = 1,1 \text{ м}^2$ ).

**Зона сепарации водяного пара** предназначена для предотвращения уноса масла с удаляющимся из аппарата паром.

Зона сепарации предусматривается над зоной испарения. По конструктивным соображениям зона сепарации занимает 25% от зоны испарения. Ее объем составляет,  $V_c$ ,  $\text{м}^3$ :

$$V_c = V_{и} \cdot 0,25. \quad (3.21)$$

Высота этой зоны,  $h_c$ , м:

$$h_c = V_c / f. \quad (3.22)$$

**Зона приема высушенного масла** рассчитывается на накопление масла в течение 3 мин.

Ее объем,  $V_m$ , м<sup>3</sup>:

$$V_m = m \cdot 3 / (60r), \quad (3.23)$$

где  $\rho$  – плотность масла при 115 °С ( $\rho = 860$  кг/м<sup>3</sup>).

Высота этой зоны,  $h_m$ , м:

$$h_m = V_m / f. \quad (3.24)$$

Полный расчетный объем вакуум-сушильного и деаэрационного аппарата,  $\sum V$ , м<sup>3</sup>:

$$\sum V = V_i + V_c + V_m. \quad (3.25)$$

Полная высота,  $\sum h$ , м:

$$\sum h = h_i + h_c + h_m. \quad (3.26)$$

**Пример.** Если принять производительность аппарата по маслу 12500 кг/ч, влагосодержание масла начальное 0,51 %, конечное – 0,05 %, температуру масла 118 °С, то подставляя исходные данные в вышеприведенные формулы, получим следующие данные.

Масса пара, образующегося в аппарате,  $D$ , кг/ч:

$$D = m(x_n - x_k) / 100 = 12500(0,51 - 0,05) / 100 = 57,5 \text{ кг/ч.}$$

Расход теплоты на испарение воды,  $Q$ , кДж/ч:

$$Q = D \cdot i = 57,5 \cdot 2712 = 155940 \text{ кДж/ч.}$$

За счет испарения воды температура масла снижается на  $\Delta t$ , °С:

$$\Delta t = Q / (mc) = 155940 / 12500 \cdot 2,18 = 5,7 \text{ °С.}$$

Конечная температура масла на выходе из аппарата,  $t_k$ , °С:

$$t_k = t - \Delta t = 118 - 5,7 = 112,3 \text{ °С.}$$

Масса воздуха, проникающего через неплотности и вносимого маслом, кг/ч:

$$d_{a1} = D \cdot 0,1 = 57,5 \cdot 0,1 = 5,75 \text{ кг/ч.}$$

Зона испарения и деаэрации масла находится по напряжению парового пространства.

Часовой объем образующегося пара составит,  $V_{в.п}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{в.п} = D \cdot n = 57,5 \cdot 27 = 1552,5 \text{ м}^3.$$

Объем зоны испарения и деаэрации,  $V_{и}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{и} = V_{в.п} / w = 1552,5 / 1000 = 1,55 \text{ м}^3.$$

Внутренний диаметр корпуса вакуум-сушильного аппарата,  $D_{вн}$ , м:

$$D_{вн} = \sqrt{V_{в.п} / (3600 \cdot 0,785w)} = \sqrt{1552,5 / (3600 \cdot 0,785 \cdot 0,5)} = 1 \text{ м}.$$

Высота зоны испарения и деаэрации,  $h_u$ , м:

$$h_u = V_{и} / f = 1,55 / 1,1 = 1,4 \text{ м}.$$

Объем зоны сепарации водяного пара,  $V_c$ , м<sup>3</sup>:

$$V_c = V_{и} \cdot 0,25 = 1,55 \cdot 0,25 = 0,4 \text{ м}^3.$$

Высота этой зоны,  $h_c$ , м:

$$h_c = V_c / f = 0,4 / 1,1 = 0,36 \text{ м}.$$

Объем зоны приема высушенного масла,  $V_m$ , м<sup>3</sup>:

$$V_m = m \cdot 3 / (60r) = 12500 \cdot 3 / 60 \cdot 860 = 0,73 \text{ м}^3.$$

Высота этой зоны,  $h_m$ , м:

$$h_m = V_m / f = 0,73 / 1,1 = 0,66 \text{ м}.$$

Полный расчетный объем вакуум-сушильного и деаэрационного аппарата,  $\sum V$ , м<sup>3</sup>:

$$\sum V = V_{и} + V_c + V_m = 1,55 + 0,4 + 0,73 = 2,68 \text{ м}^3.$$

Полная высота,  $\sum h$ , м:

$$\sum h = h_{и} + h_c + h_m = 1,4 + 0,36 + 0,66 = 2,42 \text{ м}.$$

### 3.2. Оборудование для отбелики и дезодорации жиров

Адсорбционную очистку в технологии рафинации применяют для удаления из масел пигментов, продуктов окисления, следов фосфорсодержащих веществ. Процесс отбеливания заключается в перемешивании масел с отбельной глиной в отбельных аппаратах периодического или непрерывного действия с последующим отделением адсорбента на фильтрах. Для предотвращения окисления масел процесс отбеливания проводят под вакуумом.

При непрерывном отбеливании на установке фирмы «Альфа-Лаваль» основным аппаратом для отбеливания является аппарат с цилиндрическим корпусом и сферическими крышкой и днищем. Аппарат разделен на секции, в которых происходит подсушивание и деаэрация масла, перемешивание его с отбельной глиной и отбеливание. Процесс осуществляется при непрерывном перемешивании мешалками.

При расчетах данного аппарата определяют его вместимость.

Объем отбеливаемого масла,  $V_m$ , м<sup>3</sup>/ч, поступающего в аппарат находится по формуле

$$V_m = m / r, \quad (3.27)$$

где  $m$  – производительность аппарата, т/ч;

$\rho$  – плотность масла при 110 °С ( $\rho = 0,864$  т/м<sup>3</sup>).

Вместимость каждой из трех отбеливающих секций аппарата,  $V_{oc}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{oc} = V_m \cdot t / j, \quad (3.28)$$

где  $\varphi$  – коэффициент заполнения ( $\varphi = 0,5$ );

$t$  – время пребывания масла в каждой из трех отбеливающих секций, мин ( $t = 5$  мин.).

Вместимость нижней секции для приема отбеленной масляной суспензии перед фильтрованием,  $V_{nc}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{nc} = V_m \cdot t_1 / j, \quad (3.29)$$

где  $t_1$  – время пребывания масла в нижней сборной секции, мин. ( $t = 15$  мин.).

Полный объем отбеливающего аппарата,  $V$ , м<sup>3</sup>:

$$\sum V = 3V_{oc} + V_{nc} + V_{\delta}. \quad (3.30)$$

Общая расчетная высота отбеливающего аппарата без привода,  $\sum H$ , м:

$$\sum H = 3h_{oc} + h_{\psi} + h_{\delta}, \quad (3.31)$$

где  $h_{oc}$  – высота каждой из отбеливающих секций, м;

$h_{\psi}$  – цилиндрическая часть нижней секции, м;

$h_{\delta}$  – высота деаэрационной секции, м ( $h_{\delta} = 0,55$  м).

Высота каждой из отбеливающих секций находится по формуле

$$h_{oc} = V_{oc} / f, \quad (3.32)$$

где  $f$  – площадь поперечного сечения аппарата,  $m^2$  ( $f = 3,46 m^2$  при диаметре аппарата 2,1 м).

Нижняя сборная часть аппарата состоит из двух частей: сферической части высотой  $h_c = 0,55$  м и вместимостью  $V_c = 1,5 m^3$ ; цилиндрической части высотой  $h_{\psi}$ .

$$h_{\psi} = (V_{nc} - V_c) / f. \quad (3.33)$$

На завершающей стадии рафинации – дезодорации происходит удаление одорирующих веществ, определяющих вкус и запах, свойственный различным видам масел и жиров. Только на стадии дезодорации достигается удаление высокотоксичных веществ, переходящих в масло при извлечении его из масличных семян (бензпирены, пестициды, продукты окисления масел и жиров). Дезодорацию можно рассматривать как дистилляционный процесс, проводимый с присадкой острого пара при глубоком вакууме и высокой температуре.

Дезодорация жиров осуществляется в основном в аппаратах непрерывного действия, небольшие партии рецептурных жиров дезодорируются в аппаратах периодического действия.

Расчет дезодоратора периодического действия сводится к определению его объема и поверхности змеевика для нагрева саломаса перед дезодорацией и охлаждения дезодорированного жира.

**Пример.** Исходные данные для расчета:

1. Единоновременная загрузка саломаса в дезодоратор  $G = 5000$  кг.
2. Длительность нагрева саломаса при перемешивании острым паром  $t_1 = 30$  мин.
3. Начальная и конечная температура саломаса соответственно  $t = 80$  °С и  $t_1 = 200$  °С.
4. Начальная и конечная температура воды  $t_{н.в} = 15$  °С,  $t_{к.в} = 80$  °С.
5. Температура охлаждения саломаса  $t_2 = 100$  °С.
6. Длительность охлаждения саломаса при перемешивании острым паром  $t_2 = 30$  мин.
7. Температура греющего пара давлением 22 ата  $t_n = 216$  °С.

Количество тепла, потребное для нагревания саломаса при его теплоемкости в данном интервале температур, составляет  $c = 0,6$  ккал/кг град.

$$Q_1 = G(t_1 - t)c \cdot 1,1 = 5000(200 - 80)0,6 \cdot 1,1 = 396000 \text{ ккал.}$$

Часовой расход тепла,  $Q_ч$ , ккал/час:

$$Q_ч = \frac{Q_1 \cdot 60}{t_1} = \frac{396000 \cdot 60}{30} = 792000 \text{ ккал/час.}$$

Средняя разность температур определяется следующим образом:

$$\begin{array}{ccc} 216^{\circ} & \xleftarrow{\text{пар}} & 216^{\circ} \\ 200^{\circ} & \xleftarrow{\text{саломас}} & 80^{\circ} \\ \hline \end{array}$$

$$\begin{array}{ccc} \text{разность } 16^{\circ} & & 136^{\circ} \\ \Delta t_{\text{cp}} = \frac{136 - 16}{2,3 \cdot \lg \frac{136}{16}} & = & 59 \text{ }^{\circ}\text{C.} \end{array}$$

Поверхность нагрева змеевиков находим по формуле

$$F = \frac{Q_ч}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}}} = \frac{792000}{400 \cdot 59} = 34 \text{ м}^2,$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к маслу ( $K = 400$  ккал/м<sup>2</sup>·час·град).

К установке принимаем змеевики, состоящие из шести секций суммарной площадью нагрева  $6 \cdot 5,9 = 35,4$ . Змеевики изготавливаются из цельнотянутых труб с диаметром 38/3 мм, длина труб в каждом змеевике 48 м. Конструкция змеевика позволяет их вынимать и вставлять через люк, благодаря этому отпадает необходимость в съемной крышке, что повышает герметичность дезодоратора.

Этими же змеевиками саломас охлаждается водой по окончании процесса дезодорации до  $t_2 = 100$  °С.

Отвод тепла водой находим по формуле

$$Q_2 = G(t_1 - t_2)c = 5000(200 - 100)0,6 = 300000 \text{ ккал.}$$

Средняя разность температур определяется следующим образом:

$$\begin{array}{ccc} 200^0 & \xleftarrow{\text{саломас}} & 100^0 \\ 80^0 & \xleftarrow{\text{вода}} & 15^0 \end{array}$$

$$\text{разность} \quad 120^0 \quad 85^0$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{120 - 85}{2,3 \cdot \lg \frac{120}{85}} = 104^0 \text{C.}$$

Время, необходимое для охлаждения саломаса, находим по формуле

$$t_2 = \frac{Q_2}{FK_1 \Delta t_{\text{cp}}} = \frac{300000}{35,4 \cdot 180 \cdot 104} = 0,46 \text{ часа,}$$

где  $K_1$  – коэффициент теплопередачи от воды к жиру через стенку ( $K_1 = 180$  ккал/м<sup>2</sup>·час·град).

Полный объем дезодоратора находим из следующего расчета. Принимаем максимальную температуру дезодорации 200 °С, удельный вес саломаса при этой температуре  $g = 787$  кг/м<sup>3</sup> и коэффициент заполнения  $j = 0,55$ . Полный объем дезодоратора,  $V_c$ , м<sup>3</sup>:

$$V_c = \frac{G}{gj} = \frac{5000}{787 \cdot 0,55} = 12 \text{ м}^3.$$

Полный оборот дезодоратора периодического действия, работающего при высоких температурах и глубоком вакууме, складывается из продолжительности (в мин.) следующих операций:

Подготовка аппарата.....	5
Заполнение.....	20
Подогрев.....	30
Дезодорация.....	180
Охлаждение предварительное.....	30
Перепуск жира в маслоохладитель.....	20

---

Итого .....285

Производительность одного дезодоратора,  $G_a$ , т/сут.:

$$G_a = \frac{5 \cdot 24 \cdot 60}{285} = 25 \text{ т/сут.}$$

Потребное количество дезодораторов,  $n$ , шт.:

$$n = \frac{M_{pc}}{G_a} = \frac{50}{25} = 2 \text{ аппарата.}$$

В тех случаях, когда дезодорация ведется при температуре 160-170 °С и при остаточном давлении 30-40 мм рт. ст., время дезодорации удлиняется примерно на 100 мин. И производительность дезодоратора сокращается до 18 т в сутки.

## Глава 4. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ГИДРОГЕНИЗАЦИИ ЖИРОВ

В качестве оборудования для гидрогенизации используют реакторы автоклавного и колонного типа.

Процесс гидрирования ведут в вертикальных цилиндрических автоклавах, снабженных рубашкой, турбинной мешалкой и барботером для водорода. На многих предприятиях процесс гидрирования ведут непрерывным способом в батарее из трех автоклавов, в которых масло проходит последовательно через автоклавы батареи.

По действующим в масложировой промышленности нормам производительность типовых автоклавов для гидрогенизации жиров составляет по саломасу для маргаринового производства 33 т/сут, для жиров кондитерских – 24 т/сут, туалетного и хозяйственного мыла – 25 и 20 т/сут соответственно, для стеарина с йодным числом не более 30 – 20 т/сут. Производительность батареи из трех автоклавов по саломасу для перечисленной продукции соответственно равна 140; 70; 95; 85; 75 т/сут.

Требуемое число батарей,  $n$ , шт.:

$$n = G / G_6, \quad (4.1)$$

где  $G$  – количество обрабатываемого жира, кг/сут (кг/ч);

$G_6$  – производительность батареи из трех автоклавов, кг/сут (кг/ч).

При необходимости в дополнение к батарее (батареям) на участке гидрогенизации устанавливаются периодически работающие автоклавы. При использовании таких автоклавов расход пара в них давлением 3 МПа составляет,  $D$ , кг/ч:

при первом пуске

$$D = (1,04...1,07)\Delta t_1(G_1c_1 + G_2c_2)/(t_1r_n); \quad (4.2)$$

при установившейся работе автоклавов

$$D' = (1,05...1,08)\Delta t'_1(G_1c'_1 + G_2c_2)/(t'_1r_n), \quad (4.3)$$

где  $G_1$  – масса нагреваемого в автоклаве масла, кг;

$G_2$  – масса автоклава, кг;

$c_1$  – средняя удельная теплоемкость масла в интервале температур

$t_n - t_k$  ( $t_n$  и  $t_k$  – соответственно начальная и конечная температура

масла в первом цикле работы аппарата (например, 70 и 200 °С));  
 $c'_1$  – средняя удельная теплоемкость масла в интервале температур  $t'_n - t'_k$  ( $t'_n$  и  $t'_k$  – соответственно начальная и конечная температура масла при установившемся режиме работы автоклавов (например, 120 и 200 °С));  
 $c_2$  – удельная теплоемкость материала аппарата (стали), равная 0,48 кДж/(кг·К);  
 $\Delta t_1$  – разность конечной  $t_k$  и начальной  $t_n$  температуры масла при пуске аппарата, °С;  
 $\Delta t'_1$  – разность конечной  $t'_k$  и начальной  $t'_n$  температуры масла при установившемся режиме работы автоклавов, °С;  
 $t_1$  – продолжительность нагревания при пуске, ч;  
 $t'_1$  – продолжительность нагревания при установившемся режиме работы автоклавов ( $t_1$  и  $t'_1 = 0,5 - 0,9$  ч);  
 $r_n$  – удельная теплота конденсации греющего пара, кДж/кг.

Процесс гидрогенизации в автоклаве периодического действия в первый же час сопровождается выделением следующего количества теплоты,  $Q'$ , кДж/ч:

$$Q' = (3,3...3,5)\Delta j'G_1, \quad (4.4)$$

где  $G_1$  – масса жира в автоклаве, кг;

$\Delta j'$  – снижение йодного числа масла в первый час работы, единиц.

Полная теплота, выделяющаяся при гидрогенизации,  $Q$ , кДж, определяем по формуле

$$Q = 10,5\Delta jG_1, \quad (4.5)$$

где  $\Delta j$  – полное снижение йодного числа масла за весь цикл работы, единиц.

За счет выделяющейся теплоты нагревается водород, подаваемый в автоклав, повышается температура гидрируемого жира, компенсируются теплопотери. Расход теплоты на нагревание водорода,  $Q_g$ , кДж/ч:

$$Q_g = G_g c_g \Delta t_g, \quad (4.6)$$

где  $G_g$  – расход водорода, м<sup>3</sup>/ч.

При производстве пищевого саломаса

$$G_{\text{г}} = (950 \dots 1100) \Delta j G_1 / (10^6 C K). \quad (4.7)$$

При производстве технического саломаса

$$G_{\text{г}} = (1050 \dots 1250) \Delta j G_1 / (10^6 C K), \quad (4.8)$$

где  $C$  – содержание сухого газа в  $1 \text{ м}^3$  влажного водорода (в долях единицы), зависящее от температуры:

$t, ^\circ\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30	35
$C$	0,994	0,992	0,988	0,983	0,977	0,969	0,959	0,945

$K$  – коэффициент пересчета объема водорода при данной температуре в объем при нормальных условиях:

$t, ^\circ\text{C}$	0	5	10	15	20	25	30	35
$K$	1	0,982	0,965	0,948	0,932	0,916	0,901	0,886 ;

$c_{\text{г}}$  – удельная теплоемкость водорода, равная  $1,3 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$ ;

$\Delta t_{\text{г}}$  – разность конечной и начальной температуры водорода,  $^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты на дополнительное повышение температуры гидрируемого жира,  $Q_{\text{жс}}$ , кДж:

$$Q_{\text{жс}} = G_1 c_{\text{жс}} \Delta t_{\text{жс}}, \quad (4.9)$$

где  $G_1$  – масса гидрируемого жира, кг;

$c_{\text{жс}}$  – средняя удельная теплоемкость гидрируемого жира в интервале температур  $\Delta t_{\text{жс}}$ , кДж/(кг·К);

$\Delta t_{\text{жс}}$  – разность температуры дополнительно нагретого жира и температуры гидрирования,  $^\circ\text{C}$ .

Расход теплоты на компенсацию теплопотерь,  $Q_n$ , кДж:

$$Q_n = A t a_0 (t_{\text{см}} - t_{\text{воз}}), \quad (4.10)$$

где  $A$  – площадь наружной поверхности автоклава,  $\text{м}^2$ ;

$t$  – продолжительность процесса, с;

$a_0$  – суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением от стенки автоклава в воздух,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;

$$a_0 = 9,3 + 0,058 t_{\text{см}}; \quad (4.11)$$

$t_{cm}$  – температура наружной поверхности теплоизолированной стенки автоклава, °С ( $t_{cm} = 40$  °С);

$t_{воз}$  – температура воздуха, °С.

Избыток теплоты,  $Q_{изб}$ , кДж, отводится к подаваемому в аппарат жиру для его предварительного нагревания, рассчитывается по формуле

$$Q_{изб} = Q - Q_{\epsilon} - Q_{жс} - Q_n. \quad (4.12)$$

Расчет батареи из трех автоклавов осуществляется по следующим формулам. Продолжительность пребывания жира в автоклаве,  $t_{жс}$ , ч:

$$t_{жс} = 1,8Vr / G_{\bar{\epsilon}}, \quad (4.13)$$

где  $V$  – полная вместимость автоклава, м<sup>3</sup>;

$r$  – плотность саломаса при температуре гидрогенизации, кг/м<sup>3</sup>;

$G_{\bar{\epsilon}}$  – производительность батареи автоклавов, кг/ч.

Расчетная скорость движения масла в автоклавах,  $J$ , м/с:

$$J = 354 \cdot 10^{-6} G_{\bar{\epsilon}} / (d^2 r), \quad (4.14)$$

где  $d$  – диаметр корпуса автоклава, м

Расчетная производительность (по саломасу) батареи из трех автоклавов, отнесенная к их полной вместимости,  $G_p$ , (т/сут)/м<sup>3</sup>:

$$G_p = G_{сум} / 3V, \quad (4.15)$$

где  $G_{сум}$  – производительность батареи, т/сут.

Глубина насыщения триацилглицеридов водородом в батарее из трех автоклавов принимается в соотношении 1:0,5:0,25, в соответствии с чем составляется расчетная таблица показателей работы автоклавов. На основании табличных данных выполняется тепловой расчет каждого из автоклавов.

Расход греющего пара в первом автоклаве  $D_1$ , кг/ч:

$$D_1 = (c_{\epsilon} (G_{\epsilon} t_{\epsilon}^k - G'_{\epsilon} t_{\epsilon}^n) + A t a_0 (t_{cm} - t_{воз}) + G_{жс} (c'_{11} t'_{11} - c_{11} t_{11} x - c_2 t_2 x' - q \Delta j_1)) / r_n, \quad (4.16)$$

где  $c_{\epsilon}$  – удельная теплоемкость водорода ( $c_{\epsilon} = 14,4$  кДж/(кг·К));

$G_g$  и  $G'_g$  – соответственно количество водорода, подаваемого в первый автоклав и отходящего из него, кг/ч;

$t_g^H$  и  $t_g^K$  – соответственно температура подаваемого и отходящего водорода, °С;

$t$  – расчетная продолжительность процесса, равная 3600 с;

$G_{ж}$  – масса гидрируемого жира в автоклаве, кг;

$c_1$  и  $c'_1$  – соответственно удельная теплоемкость жира при температурах жира  $t_1$  и  $t'_1$ , кДж/(кг·К);

$t_1$  и  $t'_1$  – соответственно температура жира, вводимого в автоклав и выводимого из него, °С;

$t_2$  – температура масляной суспензии катализатора, подаваемой в автоклав, °С;

$c_2$  – удельная теплоемкость масляной суспензии катализатора, кДж/(кг·К);

$x$  – массовая доля собственно гидрируемого жира, вводимого в автоклав, доли единицы;

$x'$  – массовая доля масляной суспензии катализатора, доли единицы;

$$x' = 1 - x; \quad (4.17)$$

$q$  – количество теплоты, выделяющейся при снижении йодного числа гидрируемого жира на одну единицу, кДж/кг ( $q = 3,3 \dots 3,5$  кДж/кг);

$r_n$  – удельная теплота конденсации греющего пара, кДж/кг ( $r_n = 1800$  кДж/кг).

Наряду с расходом пара в первом автоклаве определяются температуры жира на выходе из первого, второго и третьего автоклавов. Однако численные значения этих температур с достаточной точностью могут приниматься на основании практических данных. Так, для пищевого саломаса всех марок из подсолнечного, соевого и хлопкового масел они равны 190 – 200 °С в первом, 210 – 220 °С во втором и в третьем автоклавах.

Расход пара давлением 3-4 МПа в аппарате для восстановления катализатора (реторте),  $D_p$ , кг/цикл:

$$D_p \cong 0,25G_k, \quad (4.18)$$

где  $G_k$  – количество сухого невосстановленного катализатора, загруженного в реторту, кг.

При использовании для гидрогенизации жиров непрерывно действующих установок колонного типа (реакционных колонн) пар давлением 3 - 3,5 МПа подается в одну лишь первую или в первые две колонны. При этом расход этого пара,  $D$ , кг/ч:

$$D \cong 0,0013[G(\Delta t + 1,5\Delta j) + 614\Delta t_g - 368A], \quad (4.19)$$

где  $G$  – расход смеси жира и суспендированного никель-медного катализатора, кг/ч;

$\Delta t$  – разность конечной и начальной температуры смеси жира и катализатора (т. е. температуры на выходе из второй колонны и на входе в первую колонну), °С;

$\Delta j$  – полное снижение йодного числа гидрируемого жира в первой и второй колоннах, единиц;

$\Delta t_g$  – разность конечной и начальной температуры водорода, °С;

$A$  – площадь наружной поверхности первых двух колонн, м<sup>2</sup>.

Необходимое число электролизеров для производства водорода,  $n$ , шт.:

$$n = G_g / V_g, \quad (4.20)$$

где  $G_g$  – суммарный часовой расход водорода, м<sup>3</sup>/ч (ф. 4.7 и 4.8);

$V_g$  – производительность электролизера, м<sup>3</sup>/ч.

Потребная мощность переменного тока для одного электролизера,  $N_1$ , кВт:

$$N_1 = 5,6V_g. \quad (4.21)$$

Потребная мощность постоянного тока для одного электролизера,  $N_2$ , кВт:

$$N_2 = 5,8V_g. \quad (4.22)$$

В промышленных условиях при производстве водорода электролизом воды нормативный расход на 1000 м<sup>3</sup> водорода и 500 м<sup>3</sup> кислорода равен 6500-7000 кВт·ч электроэнергии; 0,9 м<sup>3</sup> воды дистиллированной; 60-65 м<sup>3</sup> воды для охлаждения. На производство конверсионным методом 1000 м<sup>3</sup> технического водорода требуется 270-300 м<sup>3</sup> природного газа, 2500-3000 кг водяного пара, 220-250 м<sup>3</sup> топливного газа.

## Глава 5. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА МАРГАРИНА И МАЙОНЕЗА

Основными процессами производства маргариновой продукции являются процессы получения водно-жировой эмульсии обратного типа путем смешивания жировой и водно-молочной фаз и переохлаждения маргариновой эмульсии с целью получения мелкокристаллической структуры, обладающей высокой пластичностью, легкоплавкостью, хорошей консистенцией и необходимыми органолептическими свойствами.

Поскольку маргариновые эмульсии агрегативно неустойчивы из-за избытка свободной энергии на межфазной поверхности, их подвергают эмульгированию в специальных смесителях (эмульгаторах) и гомогенизаторах для повышения стабильности эмульсии.

Затем, в случае производства брускового маргарина жидкую маргариновую эмульсию переохлаждают и кристаллизуют в строго контролируемых условиях и полученной, таким образом, пластичной массе придают необходимую товарную форму.

При получении мягких маргаринов продукт в переохлажденном текучем состоянии отгружается в автоцистернах, исключая кристаллизацию и фасовку.

Основным аппаратом при производстве маргарина является переохладитель, который служит для получения маргариновой продукции и обеспечивает эмульгирование, охлаждение и механическую обработку эмульсии. Переохладитель состоит из нескольких одинаковых цилиндров – теплообменников, работающих последовательно.

Завершение формирования необходимой кристаллической структуры происходит в кристаллизаторе, в котором маргарин доводится до требуемой твердости, однородности и пластичности.

### 5.1. Оборудование для эмульгирования и гомогенизации маргариновой эмульсии

Давление жидкости, выбрасываемой из эмульсатора,  $p$ , Па:

$$p = 19,72n^2 r(R^2 - r^2), \quad (5.1)$$

где  $n$  – частота вращения ротора,  $\text{с}^{-1}$ ;

$\rho$  – плотность эмульгируемого продукта,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$R$  – внутренний радиус рабочей камеры эмульсатора, м;

$r$  – внутренний радиус слоя вращающейся жидкости, м.

Скорость истечения продукта из эмульсатора,  $v$ , м/с:

$$v = 1,131\sqrt{p/r}, \quad (5.2)$$

где  $p$  – давление выбрасываемой жидкости, Па;

$\rho$  – плотность эмульсии,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

При производстве маргариновой эмульсии с достаточной точностью можно считать, что

$$v = 0,0373\sqrt{p}. \quad (5.3)$$

Производительность эмульсатора,  $V''$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$V'' = 0,785d^2vm, \quad (5.4)$$

где  $d$  – диаметр отверстия, м;

$m$  – число отверстий.

Мощность привода эмульсатора,  $N$ , кВт:

$$N = (1800...2400)V''. \quad (5.5)$$

Производительность поршневого (плунжерного) гомогенизатора,  $V$ ,  $\text{м}^3/\text{ч}$ :

$$V = (37,7...40)d^2snz, \quad (5.6)$$

где  $d$  – диаметр плунжера, м;

$s$  – ход плунжера, м;

$n$  – частота вращения коленчатого вала,  $\text{мин}^{-1}$ ;

$z$  – число плунжеров.

Мощность привода гомогенизатора,  $N$ , кВт:

$$N = 0,36Vp, \quad (5.7)$$

где  $p$  – давление гомогенизации, МПа.

В большинстве случаев мощность электродвигателя для привода гомогенизатора,  $N$ , кВт, достаточно просто и точно определяется по формуле

$$N = (8...8,33)V, \quad (5.8)$$

Повышение температуры продукта при гомогенизации,  $\Delta t$ , °С:

$$\Delta t = pl(rc), \quad (5.9)$$

где  $p$  – давление, кПа;

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

$c$  – удельная теплоемкость продукта, кДж/(кг·К).

Средний диаметр жировых шариков в продукте, выходящем из гомогенизатора,  $d_{cp}$ , мкм:

$$d_{cp} = 3,8\sqrt{\Delta p}, \quad (5.10)$$

где  $\Delta p$  – перепад давлений в гомогенизаторе, МПа.

**Пример 1.** Ротор эмульсатора вращается с частотой 1450 мин<sup>-1</sup>. Внутренний радиус рабочей камеры эмульсатора равен 0,09 м, внутренний радиус слоя вращающейся жидкости – 0,06 м. Эмульсия плотностью 920 кг/м<sup>3</sup> выбрасывается через 60 отверстий диаметром 0,001 м. Чему равна мощность привода эмульсатора?

Давление жидкости, выбрасываемой из эмульсатора:

$$p = 19,72 - (1450/60)^2 \cdot 920 \cdot (0,09^2 - 0,06^2) = 47680,7 \text{ Па.}$$

Скорость истечения продукта из эмульсатора:

$$v = 0,0373\sqrt{47680,7} = 8,145 \text{ м/с.}$$

Производительность эмульсатора:

$$V'' = 0,785 \cdot 0,001^2 \cdot 8,145 \cdot 60 = 0,000383 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Мощность привода эмульсатора:

$$N = (1800...2400) \cdot 0,000383 = 9,69...0,92 \text{ кВт.}$$

Принимаем к установке на эмульсаторе электродвигатель мощностью 1,5кВт.

**Пример 2.** Найти расчетную мощность привода гомогенизатора, имеющего три плунжера диаметром 0,06 м. Ход плунжера равен 0,06 м, частота вращения коленчатого вала 160 мин<sup>-1</sup>.

Производительность гомогенизатора:

$$V = (37,7...40) \cdot 0,06^2 \cdot 0,06 \cdot 160 \cdot 3 = 3,91...4,15 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Мощность привода гомогенизатора:

$$N = (8...8,33) \cdot (3,91...4,15) = 31,28...34,57 \text{ кВт}.$$

## 5.2. Оборудование для охлаждения маргариновой эмульсии

Площадь поверхности охлаждения всех цилиндров переохладителя (вытеснительного переохладителя, вататора),  $A_{охл}$ , м<sup>2</sup>:

$$A_{охл} = 3,14d_{BH} \cdot l \cdot z, \quad (5.11)$$

где  $d_{BH}$  – внутренний диаметр рабочего цилиндра, м;

$l$  – длина рабочего цилиндра, м;

$z$  – число рабочих цилиндров.

Вместимость рабочих цилиндров,  $V_{pc}$ , м<sup>3</sup>:

$$V_{pc} = 0,785zl(d_{BH}^2 - d_{HB}^2), \quad (5.12)$$

где  $d_{HB}$  – наружный диаметр вала, м.

Продолжительность пребывания эмульсии в переохладителе  $\tau$ , с:

$$t = 3430V_{pc} \rho / G, \quad (5.13)$$

где  $\rho$  – плотность эмульсии, кг/м<sup>3</sup>;

$G$  – производительность линии, кг/ч.

Расход холода на охлаждение эмульсии,  $Q$ , кДж/ч:

$$Q = 1,05G(c\Delta t + q), \quad (5.14)$$

где  $c$  – удельная теплоемкость эмульсии, кДж/(кг·К) ( $c = 1,63 - 2,05$  кДж/(кг·К));

$\Delta t$  – разность температур эмульсии на выходе из гомогенизатора (34 – 40 °С) и на выходе из переохладителя (12 – 19 °С); таким образом,  $\Delta t = 15 – 28$  °С;

$q$  – удельная теплота кристаллизации маргарина, кДж/кг.

$$q = 0,001(x_1q_1m_1 + q_2m_2), \quad (5.15)$$

здесь  $x_1$  – массовая доля саломаса, перешедшего в твердое состояние, доли единицы;

$q_1$  – удельная теплота кристаллизации пищевого саломаса, кДж/кг ( $q_1 = 75,36$  кДж/кг);

$q_2$  – удельная теплота кристаллизации кокосового масла, кДж/кг ( $q_2 = 125,6$  кДж/кг);

$m_1$  – содержание саломаса в маргарине, кг/т;

$m_2$  – содержание кокосового масла в маргарине, кг/т.

Фактический расход холода несколько выше. Его можно определять по удельным затратам на 1 т маргарина,  $Q$ , кДж:

$$Q = (102,2...138)G, \quad (5.16)$$

где  $G$  – производительность линии, кг/ч.

Необходимая площадь поверхности охлаждения цилиндров переохладителя,  $A$ , м<sup>2</sup>:

$$A = 1,1Q / (3600k\Delta t_{cp}), \quad (5.17)$$

где  $k$  – коэффициент теплопередачи от маргариновой эмульсии к испаряющемуся аммиаку, кВт/(м<sup>2</sup>·К) ( $k = 1,4 - 1,63$  кВт/(м<sup>2</sup>·К));

$\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур маргариновой эмульсии и испаряющегося аммиака, °С ( $\Delta t_{cp} = 42,5 – 46,5$  °С).

Следовательно,

$$A = (4...5,1)Q \cdot 10^{-6}. \quad (5.18)$$

При расчете обязательно соблюдается условие

$$A_{охл} \geq A. \quad (5.19)$$

Площадь поверхности охлаждения кристаллизатора,  $A_k$ , м<sup>2</sup>:

$$A_k = 3,14d_{BH}l. \quad (5.20)$$

Рабочая вместимость кристаллизатора,  $V_k$ , м<sup>3</sup>:

$$V_k = 0,785d_{BH}^2l. \quad (5.21)$$

Продолжительность пребывания маргариновой эмульсии в кристаллизаторе,  $t$ , ч:

$$t = 0,952V_k \rho n / G, \quad (5.22)$$

где  $\rho$  – плотность твердого маргарина, кг/м<sup>3</sup>;

$n$  – число ручьев на одну линию (обычно два кристаллизатора приходятся на один переохладитель).

При ориентировочных расчетах можно принимать

$$t \cong (1730...1750)V_k / G. \quad (5.23)$$

**Пример.** Рассчитать вотатор (переохладитель) производительностью 2640 кг/ч маргариновой эмульсии, в которой на 1 т маргарина приходится 680 г пищевого саломаса и 70 кг кокосового масла. Температура эмульсии за гомогенизатором 36 °С, на выходе из переохладителя 18 °С. При температуре 18 °С в твердое состояние переходит 71% саломаса и все кокосовое масло. Температура испарения аммиака -17 °С. Внутренний диаметр рабочего цилиндра 101,6 мм, длина цилиндра 1130 мм. Рабочих цилиндров три.

Фактическую площадь поверхности охлаждения всех цилиндров рассчитываем по формуле (5.11).

$$A_{охл} = 3,14 \cdot 0,1016 \cdot 1,13 \cdot 3 = 1,0815 \text{ м}^2.$$

Удельную теплоту кристаллизации маргарина рассчитываем по формуле (5.15).

$$q = 0,001 \cdot (0,71 \cdot 75,36 \cdot 680 + 125,6 \cdot 70) = 45,17 \text{ кДж/кг.}$$

Принимая удельную теплоемкость эмульсии  $c = 1,8 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ , рассчитываем расход холода на охлаждение эмульсии по формуле (5.14).

$$Q = 1,05 \cdot 2640 [1,8 \cdot (36 - 18) + 45,17] = 215024 \text{ кДж/ч.}$$

Необходимую площадь поверхности охлаждения цилиндров переохладителя рассчитываем по формуле (5.18).

$$A = 5 \cdot 215024 \cdot 10^{-6} = 1,075 \text{ м}^2.$$

При этом  $A_{\text{охл}} > A$ .

### 5.3. Оборудование для производства майонеза

После подготовки рецептурных компонентов в производстве майонеза приступают к приготовлению гомогенной эмульсии в главном смесителе. Полученная в главном смесителе после перекачки всех компонентов грубая эмульсия должна быть достаточно прочной и не расслаиваться. Для превращения ее в готовый майонез она направляется в деаэратор, где под вакуумом из нее удаляется воздух и частично легколетучие ароматические вещества горчицы, затем – в вотатор для быстрого охлаждения ледяной водой и в роторно-пульсационный аппарат (гомогенизатор) для диспергирования.

Фасовка майонеза проводится на автоматизированных поточных линиях в различную тару.

Производительность смесителя,  $P$ , кг/ч, определяют по формуле

$$P = 60m / (t_3 + t_{\text{п}} + t_{\text{р}}), \quad (5.24)$$

где  $m$  – масса продукта в смесителе, кг;

$t_3$ ,  $t_{\text{п}}$ ,  $t_{\text{р}}$  – соответственно продолжительность загрузки, перемешивания и выгрузки продукта, мин.

Продолжительность перемешивания,  $t_{\text{п}}$ , с для жидких и пастообразных продуктов равна

$$t_{\text{п}} = 3600C / n^{\alpha}, \quad (5.25)$$

где  $C$  – постоянный коэффициент, зависящий от вида процесса, определяемый экспериментально;

$n$  – частота вращения лопастей,  $\text{с}^{-1}$ ;

$\alpha$  – коэффициент, учитывающий наличие элементов турбулизации (при наличии таких элементов  $\alpha = 1$ , при отсутствии –  $\alpha = 2,5$ );

$m$  – параметр, зависящий от вида и состояния перемешиваемого продукта, определяемый экспериментально.

Уровень продукта в спокойном состоянии,  $h$ , м:

$$h = V / (\rho R_{\text{ап}}^2), \quad (5.26)$$

где  $V$  – объем продукта, м<sup>3</sup>;

$R_{\text{ап}}$  – радиус аппарата (смесителя), м.

Предельную угловую скорость вращения лопасти,  $\omega_{\text{н.в.}}$ , с<sup>-1</sup>, при которой продукт в емкости с размерами  $R_{\text{ап}}$  и  $H$ , налитый до уровня  $h$ , не выплеснулся бы через край смесителя (условие отсутствия выплескивания продукта), определяют по формуле

$$\omega_{\text{н.в.}} < (2 / R_{\text{ап}}) \sqrt{g(H - h)}. \quad (5.27)$$

Предельную угловую скорость вращения лопасти,  $\omega_{\text{н.л.}}$ , с<sup>-1</sup>, которую она может иметь до того, чтобы ее верхний край не оказался выше уровня перемешиваемого продукта (условие отсутствия обнажения края лопасти), определяют по формуле

$$\omega_{\text{н.л.}} < (2 / R_{\text{ап}}) \sqrt{g(H - h)}. \quad (5.28)$$

Предельную угловую скорость вращения лопасти,  $\omega_0$ , с<sup>-1</sup>, при которой будет выполнено условие отсутствия обнажения дна аппарата, определяют по формуле

$$\omega_0 = 2\sqrt{h} / R_{\text{ап}}. \quad (5.29)$$

Зная  $\omega_{\text{н.в.}}$ ,  $\omega_{\text{н.л.}}$  и  $\omega_0$ , выбираем рабочую угловую скорость  $\omega_{\text{раб.}}$ .  
Максимальная высота продукта в смесителе,  $h_{\text{max}}$ , м:

$$h_{\text{max}} = h + (\omega_{\text{раб.}}^2 R_{\text{ап}}^2 / (4g)). \quad (5.30)$$

Тогда высота смесителя,  $H$ , м, определяется в виде

$$H = h_{\text{max}} + K, \quad (5.31)$$

где  $K$  – запас высоты, м.

Минимальная высота продукта в смесителе,  $h_{\text{min}}$ , м, при которой процесс будет протекать нормально, рассчитывается по формуле

$$h_{\text{min}} = h - (\omega_{\text{раб.}}^2 R_{\text{ап}}^2 / (4g)). \quad (5.32)$$

Для того, чтобы верхний край лопасти не оказался выше уровня воронки вращающегося продукта, нижний уровень  $h_{\min}$  воронки в центре смесителя должен быть выше плоскости верхнего края лопасти  $h_1$   $h_{\min} > h_1$ .

Крутящий момент на валу лопасти,  $M$ , Н·м:

$$M = (c\rho h_{\text{л}}\omega_{\text{раб}}/4)(R_{\text{л}}^4 - r_{\text{л}}^4), \quad (5.33)$$

где  $c$  – коэффициент сопротивления, величина которого зависит от формы и скорости тела, вязкости продукта и т. п.;

$\rho$  – плотность перемешиваемого продукта, кг/м<sup>3</sup>;

$h_{\text{л}}$  – высота лопасти, м;

$R_{\text{л}}$  и  $r_{\text{л}}$  – соответственно радиусы вращения наружного и внутреннего краев лопасти, м.

Мощность, необходимая на вращение лопасти,  $N$ , кВт:

$$N = M\omega_{\text{раб}}. \quad (5.34)$$

Следует учесть, что найденная мощность затрачивается только на вращение одной лопасти. Чтобы определить мощность привода вала лопастной мешалки, следует учесть общий КПД привода,  $\eta_{\text{пр}}$ , количество лопастей,  $z$ , и принять некоторый запас мощности,  $k_3$ . Поэтому мощность электродвигателя привода вала лопастей мешалки,  $N_3$ , кВт, можно определить по формуле

$$N_3 = Nz k_3 / \eta_{\text{пр}}. \quad (5.35)$$

Необходимое число смесителей,  $z$ , шт.:

$$z = 0,00002 G t / V, \quad (5.36)$$

где  $G$  – производительность линии, кг/ч;

$t$  – продолжительность цикла (заполнения емкости, перемешивания продукта, опорожнения емкости), мин;

$V$  – рабочая вместимость смесителя, м<sup>3</sup>.

Мощность электродвигателя для привода мешалки в смесителе,  $N$ , кВт:

$$N \cong (1,8 \dots 2,3) n^3 d^5, \quad (5.37)$$

где  $n$  – частота вращения мешалки, с<sup>-1</sup>;

$d$  – диаметр окружности, описываемой мешалкой, м.

Расход пара в смесителе,  $D$ , кг/ч:

$$D = (0,00045...0,00047)(G_1c_1\Delta t_1 + G_2c_2\Delta t_2), \quad (5.38)$$

где  $G_1$  – масса продукта в смесителе, кг;

$c_1$  – удельная теплоемкость продукта, кДж/(кг·К);

$\Delta t_1$  – разность конечной и начальной температуры продукта, °С;

$G_2$  – масса смесителя (без продукта), кг;

$c_2$  – удельная теплоемкость стали, кДж/ (кг·К);

$\Delta t_2$  – разность конечной и начальной температуры смесителя, °С.

Производительность оборудования для охлаждения продуктов,  $\Pi$ , кг/ч:

$$\Pi = kF\Delta t_{cp}/[c(t_1 - t_2)], \quad (5.39)$$

где  $k$  – коэффициент теплопередачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К);

$F$  – площадь поверхности теплопередачи, м<sup>2</sup>;

$\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур между продуктом и хладагентом, К;

$c$  – удельная теплоемкость продукта, Дж/(кг·К);

$t_1$  и  $t_2$  – начальная и конечная температура продукта, К.

Коэффициент теплопередачи,  $k$ , определяется без учета термических сопротивлений стенок охладителя по формуле

$$k = 1/[(1/\alpha_1) + (1/\alpha_2)], \quad (5.40)$$

где  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  – коэффициенты теплоотдачи от продукта к стенке и от стенки к жидкости на ее поверхности, Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Расход холода на охлаждение продуктов,  $\Phi$ , Вт:

$$\Phi = \Phi_1 + \Phi_2 + \Phi_3, \quad (5.41)$$

где  $\Phi_1$  – количество холода, необходимое для охлаждения продукта, Вт;

$\Phi_2$  – количество холода, необходимое для компенсации теплоты, выделяемой в результате механического воздействия, Вт;

$\Phi_3$  – потери холода в окружающую среду, Вт.

$$\Phi_1 = Gc(t_1 - t_2), \quad (5.42)$$

где  $G$  – пропускная способность охладителя, кг/с;

$t_1, t_2$  – начальная и конечная температуры продукта, °С.

$$\Phi_2 = AN, \quad (5.43)$$

где  $A$  – тепловой эквивалент работы ( $A = 0,981 \text{ Н}\cdot\text{м}/\text{Дж}$ );

$N$  – мощность, расходуемая на нагревание продукта при его перемешивании, Вт.

Если потери холода в окружающую среду учесть коэффициентом потерь  $\eta_n = 1,1 - 1,2$ , то

$$\Phi = (\Phi_1 + \Phi_2)/\eta_n. \quad (5.44)$$

Расход хладоносителя,  $G_x$ , кг/с:

$$G_x = Q/[c_x(t_{x2} - t_{x1})], \quad (5.45)$$

где  $c_x$  – теплоемкость хладоносителя, Дж/(кг·К);

$t_{x2}, t_{x1}$  – начальная и конечная температуры хладоносителя, °С.

Производительность плунжерного гомогенизатора,  $\Pi$ , м<sup>3</sup>/с:

$$\Pi = 0,25D^2S\omega z\eta_n, \quad (5.46)$$

где  $D$  и  $S$  – диаметр и ход плунжера, м;

$\omega$  – угловая скорость коленчатого вала, рад/с;

$z$  – число плунжеров, шт.;

$\eta_n$  – КПД насоса.

Мощность привода гомогенизатора,  $N$ , кВт:

$$N = 0,363\Pi p, \quad (5.47)$$

где  $p$  – давление гомогенизации, МПа.

В большинстве случаев мощность электродвигателя для привода гомогенизатора  $N$ , кВт, просто и достаточно точно определяется по формуле

$$N = (8...8,33)\Pi. \quad (5.48)$$

Толщина тарелки клапана  $h_{кл}$ , м, определяется по формуле

$$h_{кл} = 0,43d_{кл}\sqrt{p/[S]}, \quad (5.49)$$

где  $[S]$  – допускаемое напряжение для материала клапана, Па;

$d_{кл}$  – диаметр клапана, м.

$$d_{кл} = \sqrt{1,27(\Delta F + \Pi / 6n_{\partial} z)}, \quad (5.50)$$

где  $\Delta F$  – площадь сечения хвостовика, м<sup>2</sup>;

$v_{\partial}$  – допускаемая скорость продукта в седле, м/с (для всасывающего клапана  $v_{\partial} = 2$  м/с, для нагнетательного –  $v_{\partial} = 5 - 8$  м/с).

При гомогенизации часть механической энергии превращается в теплоту, вследствие чего происходит повышение температуры гомогенизируемого продукта на величину  $\Delta t$ , К, тогда

$$\Delta t = p/(c\rho), \quad (5.51)$$

где  $c$  – удельная теплоемкость гомогенизируемого продукта, Дж/(кг·К);

$\rho$  – плотность гомогенизируемого продукта, кг/м<sup>3</sup>.

Производительность *упаковочных машин* рассчитывается по количеству продукции, выпущенной за период непосредственной работы без учета внецикловых затрат продукта и рабочего времени.

В общем случае при последовательном выполнении операций производительность,  $\Pi_m$ , шт./с, упаковочной машины для пастообразных продуктов определяется по формуле

$$\Pi_m = z_n z_y / \left( \sum_{i=1}^n T_i^{mo} + \sum_{j=1}^m T_j^{mp} \right), \quad (5.52)$$

где  $z_n$  – число технологических потоков;

$z_y$  – число упаковок, производимых машиной в одном технологическом потоке в течение одного рабочего цикла;

$T_i^{mo}$  и  $T_j^{mp}$  – соответственно продолжительность  $i$ -й технологической операции и  $j$ -го транспортного перемещения продукта, с;

$n$  и  $m$  – соответственно числа технологических операций и транспортных перемещений.

Производительность упаковочных машин с фасовочной платформой,  $\Pi_m$ , шт./с, рассчитывается по формуле

$$\Pi_m = z_y / (T_n^{mo} + T_y^{mp}), \quad (5.53)$$

где  $T_n^{mo}$  – продолжительность технологического выстоя для дозирования продукта или наполнения тары продуктом, с;

$T_y^{mp}$  – продолжительность перемещения и установки тары между технологическими выстоями, с.

Для многопозиционных машин и машин с пакетобразователями, имеющих дискретное движение, теоретическая производительность,  $\Pi_m$ , шт/с, определяется по формуле

$$\Pi_m = z_{\text{п}} z_{\text{у}} / (T_{\text{н}}^{\text{мо}} + T_{\text{мо}}^{\text{мп}}), \quad (5.54)$$

где  $T_{\text{мо}}^{\text{мп}}$  – продолжительность межоперационного перемещения тары, с.

Производительность упаковочных машин непрерывного действия,  $\Pi_m$ , шт/с, рассчитывается по формуле

$$\Pi_m = qn, \quad (5.55)$$

где  $q$  – число наполнителей или дозировочных устройств;  
 $n$  – частота вращения операционного ротора,  $\text{с}^{-1}$ .

**Пример.** Найти расчетную мощность привода гомогенизатора, имеющего три плунжера диаметром 0,06 м. Ход плунжера равен 0,06 м, частота вращения коленчатого вала  $160 \text{ мин}^{-1}$ .

Производительность плунжерного гомогенизатора,  $\Pi$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$\Pi = 0,25 \cdot 0,06^2 \cdot 0,06 \cdot 16,7 \cdot 3 \cdot 0,8 = 0,002 \text{ м}^3/\text{с} = 7,8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Угловая скорость коленчатого вала,  $\omega$ , рад/с:

$$\omega = \rho n / 30 = 3,14 \cdot 160 / 30 = 16,7 \text{ рад/с}.$$

Мощность привода гомогенизатора,  $N$ , кВт:

$$N = (8 \dots 8,33) \cdot 7,8 = 62,4 \dots 64,9 \text{ кВт}.$$

## Глава 6. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА МЫЛА

### 6.1. Оборудование для варки мыла

Первым этапом технологического процесса производства мыла является варка мыла, т. е. получение основы мыла. В результате из жировой смеси и щелочей получается водный раствор мыла – мыльный клей. Варку мыла прямым или косвенным способом проводят как в аппаратуре периодического действия, так и в аппаратах непрерывного действия.

Прямой метод – приготовление из смеси жиров, жирозаменителей и щелочей или карбонатов мыльного клея, который затем охлаждают и подвергают механической обработке.

При прямом методе мыло готовят в один прием, концентрация жирных кислот при этом соответствует заданному уровню (40%, 47%, 60%), а содержание свободной щелочи и других электролитов и примесей не превышает норм, установленных техническими условиями.

Прямой метод варки мыла применяют при наличии хорошо очищенного жирового сырья.

Косвенный метод отличается от прямого тем, что мыло (мыльный клей), сваренное прямым методом, подвергают дополнительной обработке электролитами (щелочами, хлоридами, карбонатами, сульфатами, силикатами).

Под действием электролитов однородная структура мыльного клея нарушается и мыло всплывает.

Всплывший над раствором электролита концентрированный слой мыла, содержащий 60-63% омыленных жирных кислот, называется мыльным ядром. Сваренное таким способом мыло называют иногда ядровым, а процесс обработки мыльного клея электролитами – отсолкой или высаливанием.

Этот метод обычно применяют при варке мыла из жирового сырья, содержащего различные примеси, так как в процессе отсолки мыльное ядро осветляется и освобождается от большинства примесей.

Для варки разных видов мыла периодическим способом применяются мыловаренные котлы, представляющие собой цилиндрические емкости с перемешивающим устройством и паровым змеевиком или паровой рубашкой (различной вместимостью до 200 м<sup>3</sup>).

Расход пара на варку хозяйственного мыла в котлах,  $D$ , кг:

$$D = 0,08G_m, \quad (6.1)$$

где  $G_m$  – количество сваренного в котле мыла, кг.

Средний часовой расход пара можно находить и в зависимости от вместимости котла,  $V$ . Для котлов вместимостью до  $100 \text{ м}^3$

$$D = 0,833V ; \quad (6.2)$$

для котлов вместимостью свыше  $100 \text{ м}^3$

$$D = 0,7V . \quad (6.3)$$

Непрерывная технология варки мыла обладает преимуществами по сравнению с варкой в аппаратах периодического действия: сокращается длительность технологического процесса, снижаются энергозатраты, экономятся производственные площади, продукт получается высокого качества. Для непрерывного приготовления основы мыла используют *реакторы*.

Трубчатый реактор с рециркуляцией представляет собой аппарат «труба в трубе» с внешней рубашкой для теплоносителя. Такая конструкция позволяет при подаче начальной смеси в виде эмульсии проводить процесс в условиях, близких к изотермическому режиму. Последний достигается за счет противотока реакционной массы в трубах, при котором теплота реакции внешнего потока смеси с более высокой температурой передается через стенку трубы к центральному потоку с более низкой температурой.

Объем реактора,  $V_p$ ,  $\text{м}^3$ , и объемную скорость,  $v_H$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$ , находим из следующих формул:

$$\frac{G_N}{r_{cm}} = (K_p G_0 / r_{cm}) \bar{t} = \left( \frac{G_H}{r_{cm}} \right) \bar{t}, \quad (6.4)$$

$$\text{Откуда } V_p = v_H \bar{t}, \quad (6.5)$$

где  $G_H$  – начальное количество реакционной массы, кг;

$\rho_{cm}$  – плотность реакционной смеси,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$G_N$  – количество реакционной массы в реакторе в  $N$ -м цикле (обороте сырья), кг;

$\bar{t}$  – среднее время пребывания в реакторе, с.

$$V_p = \frac{G_N}{r_{cm}}; \quad v_H = (K_p G_0 / r_{cm}) = \frac{G_H}{r_{cm}}. \quad (6.6)$$

Диаметр реактора,  $D$ , м, выбираем исходя из условия идеального вытеснения, наблюдаемого для жидкофазных процессов при отношении высоты к диаметру

$$H_p / D \geq 4,5. \quad (6.7)$$

Рабочую высоту реактора,  $H_p$ , м, вычисляем по формуле (согласно формуле 1.59)

$$H_p = V_p / 0,785 D^2. \quad (6.8)$$

Реакция омыления является экзотермической с удельной теплотой  $q_R = 60$  ккал/кмоль  $\approx 930$  Дж/кг жирных кислот. Количество теплоты, выделяющейся в единицу времени в ходе реакции, находим по уравнению теплового баланса

$$Q = \overline{G_{Hж}} x q_R, \quad (6.9)$$

где  $G_{Hж}$  – начальное количество жира, кг;

$x$  – средняя степень превращения жира.

За счет этого количества теплоты в реакторе масса нагревается на величину,  $\Delta t$ , °С.

$$\Delta t = \frac{Q}{G_H}. \quad (6.10)$$

## 6.2. Разделение и промывка мыльных растворов

При косвенном методе варки мыла для разделения мыльно-щелочной эмульсии применяют *сепараторы-отстойники (статические сепараторы)*. Разделение в них проходит по типу седиментации с образованием сырого (непромытого) мыла с качественным числом около 66% и подмыльного щелока с глицерином.

Рабочий объем сепаратора–отстойника,  $V_{co}$ , м<sup>3</sup>, находят по формуле

$$V_{co} = v_{kk} \bar{t} = \frac{G_{kk} \bar{t}}{r_{kk}}, \quad (6.11)$$

где  $v_{kk}$  – объемная скорость мыльного клея на входе в отстойник, м<sup>3</sup>/с;

$\rho_{kk}$  – плотность мыльного клея, кг/м<sup>3</sup>;

$G_{kk}$  – расход мыльного клея, кг/с;

$\bar{t}$  – среднее время пребывания, с.

Рабочую высоту аппарата,  $H_p$ , м, вычисляют по формуле

$$H_p = \frac{V_{co}}{0,785D^2}, \quad (6.12)$$

где  $D$  – диаметр отстойника, м<sup>2</sup>, размер которого выбирают из условия  $H_p/D \geq 4,5$ .

Высота отводов легкой (мыла) и тяжелой (щелока) фаз обратно пропорциональна плотностям фаз и должна удовлетворять соотношению

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{r_{ни}}{r_{мс}}, \quad (6.13)$$

где  $r_{мс}$ ,  $r_{ни}$  – плотности легкой и тяжелой фаз, кг/м<sup>3</sup>.

**Пример.** Рассчитать геометрические размеры сепаратора-отстойника. Расход мыльного клея составляет 5242 кг/ч, среднее время пребывания 8 минут, плотности мыльного клея 970 кг/м<sup>3</sup>, подмыльного щелока 1050 кг/м<sup>3</sup>.

По уравнениям (6.11-6.13) вычисляем геометрические размеры отстойника.

Объем сепаратора-отстойника  $V_{co} = 5242/3600 \cdot 8 \cdot 60/995 = 0,7$  м<sup>3</sup>.

Его высота  $H_p = 0,7/0,785 \cdot 0,7^2 = 1,82$  м.

Высота отводов легкой и тяжелой фаз составляет

$$h_1/h_2 = 1050/970; \text{ откуда } h_1 = 0,95 \text{ м, } h_2 = 0,87 \text{ м.}$$

Промывка сырого масла. В настоящее время во всех предлагаемых на рынке непрерывных технологиях производства мыла омылением нейтральных жиров и масел для промывки сырого мыла и

извлечения из него глицерина применяют *роторно-дисковые экстракторы (РДЭ)*.

Роторно-дисковый экстрактор представляет собой непрерывно действующую вертикальную колонну с центральным ротором-валом, на котором насажены плоские диски, перемешивающие двухфазный поток. Колонна делится на секции кольцами статора. Движущиеся в экстракторе противотоком фазы щелок сверху и мыло снизу смешиваются в каждой секции вращающимися дисками ротора. Образующиеся капли мыла отбрасываются в сплошную фазу щелока, смешиваются с ней, затем частично расслаиваются около неподвижных кольцевых перегородок. Окончательное расслоение фаз происходит в отстойных зонах верха и низа колонны.

*Расчет экстракторов колонного типа* заключается в определении их диаметра и высоты, а также диаметров диска ротора и колец статора.

Расчет диаметра колонны.

Процедура отыскания диаметра сводится к следующему:

1. Задаем величину диаметра колонны  $D$ , м, и числом оборотов ротора  $n$ , мин<sup>-1</sup>. Значения элементов секции: высоты  $h$ , м, диаметров ротора  $D_p$ , м, и кольца статора  $D_k$ , м – определяем из соотношений  $h/D$ ,  $D_p/D$ ,  $D_k/D$ , которые для промывных колонн мыла равны следующим значениям:

$$h/D = 0,4;$$

$$D_p/D = 0,75;$$

$$D_k/D = 0,5.$$

2. Вычисляем характеристическую скорость,  $w_0$ , м/с, по эмпирическому уравнению

$$w_0 = 0,012 \left( \frac{sg}{m_c D_p n^2} \right) \left( \frac{\Delta r}{r_c} \right)^{0,9} \left( \frac{h}{D_p} \right)^{0,9} \left( \frac{D_k}{D_p} \right)^{2,3} \left( \frac{D_p}{D} \right)^{2,7}, \quad (6.14)$$

где  $\mu_c$ ,  $\rho_c$ ,  $\sigma$  – соответственно вязкость, Па·с, плотность сплошной фазы, кг/м<sup>3</sup>, и межфазное поверхностное натяжение, Н/м;

$\Delta\rho$  – разность плотностей сплошной и дисперсной фаз, кг/м<sup>3</sup>.

3. Вычисляем скорости дисперсной и сплошной фаз, соответствующие режиму захлебывания.

$$w_{c3} = 2\epsilon w_0 (y^2 - y^3) , \quad (6.15)$$

$$w_{\partial 3} = \frac{w_{\partial 3}}{j} , \quad (6.16)$$

где  $\epsilon$  – доля объема колонны, свободного для прохода жидкостей (в РДЭ  $\epsilon \approx 0,95$ );

$\varphi$  – коэффициент объемного соотношения скоростей сплошной и дисперсной фаз;

$\psi$  – удерживающая способность колонны по сплошной фазе (соответствует максимальной объемной доле сплошной фазы, удерживаемой в колонне при захлебывании).

Значения  $\varphi$  и  $\psi$  находим по следующим формулам:

$$j = \frac{v_c}{v_o} , \quad (6.17)$$

$$y = \frac{(j^2 + 8j)^{0,5} - 3j}{4(1-j)} . \quad (6.18)$$

4. Определяем предельную производительность экстрактора, м<sup>3</sup>/с, соответствующую режиму захлебывания:

- по дисперсной фазе,  $v_{\partial 3}$ ,

$$v_{\partial 3} = w_{\partial 3} S = 0,785 w_{\partial 3} D^2 ; \quad (6.19)$$

- по сплошной фазе,  $v_{c3}$ ,

$$v_{c3} = w_{c3} S = 0,785 w_{c3} D^2 , \quad (6.20)$$

где  $S$  – площадь сечения колонны экстрактора, м<sup>2</sup>.

Расчетные значения рабочей производительности принимаем равными 60% от предельных значений:

$$v_{op} = 0,6 v_{\partial 3} ,$$

$$v_{cp} = 0,6 v_{c3} .$$

5. Сравниваем расчетную производительность с действительной производительностью экстрактора путем оценки коэффициента запаса КЗ (аналог КПД).

$$KЗ = \frac{v_p}{v} = \frac{v_{dp} + v_{cp}}{v_{\delta} + v_c} \quad (6.21)$$

Величина КЗ для РДЭ находится в интервале  $1 \leq KЗ \leq 5$ .

Если условие не выполняется, то значение диаметра колонны изменяют и весь расчет повторяют.

**Пример.**

Определить диаметр РДЭ, используемого для промывки сырого мыла. Объемные скорости фаз: сплошной (промывной щелок) –  $v_c = 0,448 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; дисперсной (сырое мыло) –  $v_{\delta} = 0,121 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$ . Вязкость  $\mu_c = 0,34 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;  $\mu_{\delta} = 280 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ . Плотность  $\rho_c = 1050 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $\rho_{\delta} = 970 \text{ кг}/\text{м}^3$ . Межфазное натяжение  $\sigma = 45 \cdot 10^{-3} \text{ Н}/\text{м}$ .

Решение.

Задаемся диаметром экстрактора  $D = 0,425 \text{ м}$  и числом оборотов ротора  $n = 180 \text{ об}/\text{мин} = 3 \text{ с}^{-1}$ .

Вычисляем высоту секции, диаметры ротора и статора:  $h = 0,17 \text{ м}$ ;  $D_p = 0,212 \text{ м}$ ;  $D_k = 0,318 \text{ м}$ .

Определяем характеристическую скорость:

$$w_0 = 0,012 \left( \frac{sg}{m_c D_p n^2} \right) \left( \frac{\Delta r}{r_c} \right)^{0,9} \left( \frac{h}{D_p} \right)^{0,9} \left( \frac{D_k}{D_p} \right)^{2,3} \left( \frac{D_p}{D} \right)^{2,7} = 0,012 (45 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 / 0,212 \cdot 3^2) \cdot (80 / 1050)^{0,9} \cdot (0,17 / 0,212)^{0,9} \cdot (0,318 / 0,212)^{2,3} \cdot (0,212 / 0,425)^{2,7} = 0,257$$

Находим значения  $\varphi$  и  $\psi$ :

$$j = \frac{v_c}{v_{\delta}} = \frac{0,448 \cdot 10^{-3}}{0,121 \cdot 10^{-2}} = 0,37;$$

$$y = \frac{(j^2 + 8j)^{0,5} - 3j}{4(1-j)} = ((0,37^2 + 8 \cdot 0,37)^{0,5} - 3 \cdot 0,37) / 4(1 - 0,37) = 0,258.$$

Вычисляем скорости сплошной и дисперсной фаз при захлебывании:

$$w_{c3} = 2ew_0(y^2 - y^3) = 2 \cdot 0,95 \cdot 0,257 \cdot (0,258^2 - 0,258^3) = 0,024 \text{ м/с};$$

$$w_{\partial3} = \frac{w_{\partial3}}{j} = 0,024/0,37 = 0,065 \text{ м/с}.$$

Определяем предельную производительность:

$$v_{c3} = w_{c3} S = 0,785 w_{c3} D^2 = 0,785 \cdot 0,024 \cdot 0,425^2 = 0,34 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$v_{\partial3} = w_{\partial3} S = 0,785 w_{\partial3} D^2 = 0,785 \cdot 0,065 \cdot 0,425^2 = 0,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Вычисляем рабочую производительность и коэффициент запаса:

$$v_p = v_{\partial p} + v_{c p} = 0,6(0,34 \cdot 10^{-2} + 0,92 \cdot 10^{-2}) = 0,756 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с};$$

$$K3 = \frac{v_p}{v} = 0,756 \cdot 10^{-2} / 0,1658 \cdot 10^{-2} = 4,6.$$

Условие по величине КЗ выполняется, что позволяет заданное выше значение диаметра экстрактора принять в качестве расчетного:  $D = 0,425 \text{ м}$ .

### Сепарация ядрового мыла

Промытое мыло представляет собой мыльно-щелочную эмульсию, состоящую из мыла, воды, электролитов и глицерина. Разделение таких эмульсий седиментацией протекает медленно и в непрерывных технологиях не применяется. Для ускорения отделения щелока от мыла применяют центрифугирование, которое позволяет в сотни раз увеличить скорость осаждения за счет центробежной силы. В практике используют жидкостные сепараторы, представляющие собой центрифугу с вертикальной осью вращения и нижними опорами.

Для сепарации мыла применяют однокамерные сепараторы, в которых пакет тарельчатых дисков заменен крыльчатой вставкой. Мыльно-щелочная эмульсия промытого мыла в сепарационной зоне распределяется на легкую фазу (мыло) и тяжелую фазу (подмыльный щелок).

### 6.3. Оборудование для охлаждения и сушки мыла

Следующим этапом технологического процесса производства мыла является его охлаждение и сушка. На непрерывно действующих линиях охлаждение и сушка мыла осуществляется под вакуумом в вакуум-сушильных башнях. В результате снижения давления при распылении через форсунки часть влаги испаряется, при этом мыло охлаждается и подсушивается.

На поточных линиях сушка мыла производится на ленточных сушилках горячим воздухом после предварительного охлаждения на поверхности вращающегося холодильного барабана.

При расчете вакуум-сушильной башни определяют температуру мыла на входе в башню. При выработке 67 %-ного мыла температура,  $t$ , °С

$$t = (7,43G_2 + 925W) / G_1; \quad (6.22)$$

при выработке 72 %-ного мыла

$$t = (3,26G_2 + 860W) / G_1; \quad (6.23)$$

при выработке туалетного мыла

$$t \cong 800W / G_1, \quad (6.24)$$

где  $G_1$  – количество жидкого мыла, вводимого в вакуум-сушильную башню, кг/ч;

$W$  – количество испаряемой влаги, кг/ч.

$$W = G_1[1 - (n/m)], \quad (6.25)$$

где  $n$  и  $m$  – соответственно начальная и конечная массовая концентрация жирных кислот в мыле, %;

$G_2$  – количество твердого товарного мыла, выводимого из сушильной башни, кг/ч.

$$G_2 = G_1 - W. \quad (6.26)$$

Расход пара в вакуум-сушильной установке линии ЭЛМ,  $D$ , кг/ч:

$$D = (0,11...0,16)G_1; \quad (6.27)$$

расход воды,  $W$ , кг/ч:

$$W = (0,0025...0,0035)G_1. \quad (6.28)$$

В установке ВСУ (при производстве хозяйственного мыла) расход пара,  $D$ , кг/ч

$$D = (0,22...0,23)G_2; \quad (6.29)$$

расход воды,  $W$ , кг/ч:

$$W = (8...10)G_2; \quad (6.30)$$

расход электроэнергии,  $P$ , кВт·ч:

$$P = 0,025G_2. \quad (6.31)$$

**Пример.** Определите необходимую температуру мыла на входе в вакуум-сушильную башню по следующим исходным данным: количество обрабатываемого жидкого мыла 2000 кг/ч, массовая доля жирных кислот в жидком мыле 62 %, в твердом – 67 %.

Для решения воспользуемся формулами (6.22), (6.25), (6.26).

Количество испаряемой воды

$$W = 2000[1 - (62/67)] = 149,25 \text{ кг/ч.}$$

Количество твердого мыла

$$G_2 = 2000 - 149,25 = 1850,75 \text{ кг/ч.}$$

Температура подаваемого жидкого мыла

$$t = (7,43 \cdot 1850,75 + 925 \cdot 149,25) / 2000 = 75,9 \cong 76^\circ\text{C.}$$

Для расчета ленточной сушилки принимаются следующие данные:

Производительность по высшему мылу  $G = 1000$  кг/ч.

Содержание жирных кислот:

а) до сушки  $\mathcal{J}_o = 62\%$  ;

б) после сушки  $\mathcal{J}_T = 75\%$  .

Температура мыла:

на входе в сушилку  $t_{м.н} = 28^\circ\text{C}$ ;

на выходе из сушилки  $t_{м.к} = 35^\circ\text{C}$ .

Параметры воздуха:

а) до калорифера

температура  $t_0 = 20$  °С.

относительная влажность  $j_0 = 80\%$  ;

влажносодержание  $d_0 = 11,94$  г/кг;

теплосодержание  $I_0 = 12$  ккал/кг;

б) за калорифером

температура  $t_1 = 60$  °С;

в) на выходе из сушилки

температура  $t_2 = 35$  °С;

относительная влажность  $j_2 = 60\%$  ;

влажносодержание  $d_2 = 21,9$  г/кг;

теплосодержание  $I_2 = 21,8$  ккал/кг.

Скорость движения сушильных полотен  $v = 2,5$  м/мин.

Длительность пребывания стружки в сушилке  $t = 0,5$  ч.

Толщина слоя стружки на полотнах  $d = 0,025$  м.

Плотность стружки на полотне  $r = 170 - 200 = 185$  кг/м<sup>3</sup>.

Поверхность сушильных полотен,  $F$ , м<sup>2</sup>:

$$F = \frac{G \cdot t}{d \cdot r \cdot n} = \frac{1000 \cdot 0,5}{0,025 \cdot 185 \cdot 0,8} = 135 \text{ м}^2,$$

где  $n$  – коэффициент использования площади полотен.

При ширине сушильных полотен  $b = 1,7$  длина их,  $l$ , м, составляет

$$l = \frac{F}{b} = \frac{135}{1,7} = 80 \text{ м.}$$

Проверяя длительность пребывания стружки в сушилке, находят,  $t$ , мин.

$$t = \frac{l}{v} = \frac{80}{2,5} = 32 \text{ мин,}$$

что соответствует заданию.

Количество исходного мыла, поступающего в сушилку,  $G_0$ , кг/ч:

$$G_0 = \frac{G \cdot \mathcal{K}_T}{\mathcal{K}_0} = \frac{1000 \cdot 75}{62} = 1210 \text{ кг/ч.}$$

Количество влаги, выпариваемой из мыла,  $W$ , кг/ч:

$$W = G_0 - G = 1210 - 1000 = 210 \text{ кг/ч.}$$

Расход воздуха в сушилке,  $G_B$ , кг/ч:

$$G_B = \frac{W \cdot 1000}{d_2 - d_0} = \frac{210 \cdot 1000}{21,9 - 11,94} = 21084 \text{ кг/ч.}$$

Производительность вентилятора для подачи воздуха в сушилку,  $V$ , м<sup>3</sup>/ч:

$$V = G_B \cdot v_0 = 21084 \cdot 0,8633 = 18200 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $v_0$  – удельный объем влажного воздуха, отнесенный к 1 кг сухого воздуха, м<sup>3</sup>/кг;  $v_0 = 0,8633 \text{ м}^3/\text{кг}$ .

Расход тепла на нагревание воздуха,  $Q_1$ , ккал/ч:

$$Q_1 = G_B (I_2 - I_0) = 21084(21,8 - 12) = 206600 \text{ ккал/ч.}$$

Потери тепла в окружающую среду,  $Q_2$ , ккал/ч, при поверхности сушилки  $f = 170 \text{ м}^2$  и тепловыделениях  $200 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$  составят

$$Q_2 = 170 \cdot 200 = 34000 \text{ ккал/ч.}$$

Общий расход тепла,  $Q$ , ккал/ч:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 206600 + 34000 = 240600 \text{ ккал/ч.}$$

Изменением теплосодержания мыла на входе и выходе из сушилки ввиду незначительности этой величины можно пренебречь. Действительно теплосодержание мыла:

на входе в сушилку,  $Q_4$ , ккал/ч:

$$Q_4 = G_0 c_m t_{m.m} = 1210 \cdot 0,58 \cdot 28 = 19650 \text{ ккал/ч;}$$

на выходе из сушилки:

$$Q_K = Gc_M t_{M.K} = 1000 \cdot 0,55 \cdot 35 = 19250 \text{ ккал/ч.}$$

Расход тепла распределяется между калорифером, находящимся на входе воздуха в сушилку, и нагревательными трубами, находящимися внутри сушилки, между сушильными полотнами.

Тепловая нагрузка на калорифер,  $Q_{\text{калор}}$ , ккал/ч:

$$Q_{\text{калор}} = G_B \cdot c_B (t_1 - t_0) = 21084 \cdot 0,24(60 - 20) = 202400 \text{ ккал/ч,}$$

где  $c_B$  – теплоемкость воздуха,  $c_B = 0,24$  ккал/(кг·град).

Принимая коэффициент теплоотдачи от поверхности трубы к воздуху  $a = 15$  ккал/(м<sup>2</sup>·ч·град), температуру пара в трубах  $t_{II} = 115$  °С, температуру воздуха  $t'_1 = 50$  °С, получают требуемую поверхность нагревательных труб,  $F_{mp}$ , м<sup>2</sup>.

$$F_{mp} = \frac{Q_{TP}}{a(t_{II} - t'_1)} = \frac{38200}{15(115 - 50)} \approx 40 \text{ м}^2.$$

С учетом возможного оседания некоторого количества мыльной пыли принимаем поверхность нагревательных труб  $F_{mp} = 45$  м<sup>2</sup>.

#### 6.4. Оборудование для механической обработки мыла

Для придания товарной формы мыльной основе ее после охлаждения и сушки подвергают механической обработке (пилированию), формованию, резанию на куски и упаковыванию.

При механической обработке мыла происходит многократное перетирание высушенной мыльной стружки на вальцовых и шнековых машинах. Данная операция приводит к повышению пластических свойств мыла.

Затем пилированное мыло режется на куски, маркируется и упаковывается на машинах-автоматах.

Рабочими органами вальцовой пилирной машины являются горизонтальные чугунные вальцы, имеющие различную частоту вращения. Благодаря перетиранию обеспечивается равномерное распределение добавок, улучшаются кристаллическая структура и товарный вид мыла.

Вальцовая пилирная машина входит в состав поточной линии обработки туалетного мыла. Рабочими органами ее являются горизонтальные массивные чугунные валы, имеющие различную частоту вращения. Если в зазор между вращающимися навстречу друг другу валами загрузить мыльную стружку, то вследствие сжатия и трения между ней и поверхностью валов возникают силы сцепления. Причем между поверхностью более быстро вращающегося вала (второго снизу) и материалом силы сцепления больше, чем между мылом и поверхностью относительно медленно вращающегося вала (нижнего). Вследствие этого лента материала остается на поверхности быстро вращающегося вала, который переносит материал к следующему межвалковому зазору. Затем материал таким же образом последовательно переходит на поверхность следующих валов. С четвертого верхнего вала мыло снимается ножом. То есть основным условием работы многовальцовой пилирной машины является увеличение частоты вращения валков по ходу движения материала.

Производительность вальцовой (пилирной) машины,  $G$ , кг/ч:

$$G = (60...65)DnLbr, \quad (6.32)$$

где  $D$  – диаметр валков, м;

$n$  – частота вращения приемного (первого) валка,  $\text{мин}^{-1}$ ;

$L$  – длина валка, м;

$b$  – зазор между приемным и коренным валками, м;

$r$  – насыпная плотность мыльной стружки, равная  $400...500 \text{ кг/м}^3$ .

При механической обработке в шнековом прессе мыло хорошо перетирается и уплотняется. Одноступенчатый одновинтовой шнек-пресс имеет сравнительно простую конструкцию и условно разделен на три зоны: загрузочную, прессующую и формовочную. В прессующей зоне шнек-пресса мыльная масса спрессовывается и уплотняется. В формовочной зоне – выходящему бруску мыла придается определенная форма. Таким образом, из шнек-пресса обработанное и спрессованное мыло выходит в виде бесконечного, довольно плотного бруска прямоугольной, круглой или овальной формы.

Теоретическая производительность одновинтового шнекового пресса,  $G_m$ , кг/ч:

$$G_m = 47,1D^2 snj rK , \quad (6.33)$$

где  $D$  – внутренний диаметр рабочего цилиндра, м;

$s$  – шаг шнека в зоне загрузки, м;

$n$  – частота вращения шнека, мин<sup>-1</sup>;

$\varphi$  – коэффициент заполнения рабочего цилиндра обрабатываемым материалом, равным 0,5-0,7;

$\rho$  – насыпная плотность мыльной стружки (400-500 кг/м<sup>3</sup>);

$K$  – коэффициент, учитывающий скольжение мыла в рабочем цилиндре и равный 0,3-0,4.

Фактическая производительность одновинтового шнекового пресса,  $G_\phi$ , кг/ч, с достаточной точностью может быть определена по формуле

$$G_\phi = (2600...2700)D^2 sn . \quad (6.34)$$

Разрезание выходящего из шнек-пресса мыльного бруска на поточных линиях производится при помощи цепных машин непрерывного действия или при помощи мылорезальных машин с кареткой. Эти машины имеют циклический характер работы, но успевают обеспечивать непрерывное питание штамповальных прессов.

В резальных машинах ударного действия мощность, затрачиваемая на резку,  $N$ , кВт, определяется по формуле

$$N = 100AW/t , \quad (6.35)$$

где  $A$  – площадь поперечного сечения бруска, м<sup>2</sup>;

$W$  – сопротивление резанию ( $W = 3,5-5$  Па для хозяйственного 60%-ного мыла и 5,2 - 8,6 Па для мыла банного);

$t$  – продолжительность рабочего хода режущего инструмента, с.

Мощность, затрачиваемая на разрезание мыльного бруска по методу «прижима»,  $N$ , кВт, определяется по формуле

$$N \cong (270...280) \cdot 10^{-6} WG , \quad (6.36)$$

где  $G$  – производительность резальной машины, кг/ч.

Производительность штамп-пресса,  $G$ , кг/ч:

$$G = 60nzm , \quad (6.37)$$

где  $n$  – частота вращения главного вала (поворотной рамки),  $\text{мин}^{-1}$ ;  
 $z$  – число одновременно штампующих кусков мыла;  
 $m$  – масса куска мыла, кг.

Усилие, необходимое для штамповки мыла,  $P$ , Н:

$$P = 6 \cdot 10^6 z A_1, \quad (6.38)$$

где  $A_1$  – площадь окна поворотной рамки,  $\text{м}^2$ .

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Арутюнян И.С. Технология переработки жиров / И.С. Арутюнян – Москва: Пищепромиздат, 1988. – 452 с.
2. Калошин Ю.А. Технология и оборудование масложировых предприятий: учебник для учреждений нач. проф. образования / Ю.А. Калошин – Москва: Академия, 2002. – 368 с.
3. Кошевой Е.П. Технологическое оборудование предприятий производства растительных масел / Е.П. Кошевой – Санкт-Петербург: ГИОРД, 2001. – 368 с.
4. Курс лекций по дисциплине "Физико-химические основы и общие принципы переработки растительного сырья" по направлению подготовки 19.03.02 (260100) "Продукты питания из растительного сырья" [Электронный ресурс] / Воронеж. гос. аграр. ун-т; [сост.: Н.В. Королькова, О.А. Котик, Е.В. Панина, А.А. Колобаева]. – Электрон. текстовые дан. (1 файл: 1344 Кб). – Воронеж: Воронежский государственный аграрный университет, 2014 .
5. Лабораторный практикум по курсу "Оборудование перерабатывающих производств" для студентов факультета технологии и товароведения очной и заочной форм обучения по направлению подготовки бакалавров 35.03.07. (110900.62) "Технология производства и переработки сельскохозяйственной продукции" / Воронежский государственный аграрный университет; [сост.: С.В. Бутова, М.Н. Шахова, А.А. Колобаева, А.А. Ртищев, Е.В. Панина]. – Воронеж: Воронежский ГАУ, 2014. – 94 с.
6. Молчанов И.В. Технологическое оборудование жироперерабатывающих производств. – Москва: Пищевая промышленность, 1965. – 512 с.
7. Плесовских В.А. Физико-химия и технология производства мыла / В.А. Плесовских, О.А. Дубовик, А.А. Безденежных. – Санкт-Петербург: ХИМИЗДАТ, 2007. – 336 с.
8. Разговоров П.Б. Технологическое оборудование отрасли: расчеты в масложировых производствах / П.Б. Разговоров, В.К. Горшков. Учеб. пос. – Иваново: Ивановский государственный химико-технологический университет, 2009. – 48 с.
9. Ситников Е.Д. Практикум по расчетам предприятий для производства жиров и жирозаменителей: учебник для техникумов / Е.Д. Ситников. – Москва: Агропромиздат, 1991. – 128 с.

10. Тепло- и хладотехника: учебное пособие / С.В. Бутова [и др.]. – Воронеж: ФГБОУ ВО Воронежский ГАУ, 2016. – 247 с.
11. Технология бродильных производств: учебное пособие / О.А. Котик, Н.В. Королькова, А.А. Колобаева, Е.В. Панина. – Воронеж: ФГБОУ ВО Воронежский ГАУ, 2017. – 139 с.
12. Технология производства растительных масел / В.М. Копейковский, С.И. Данильчук, Г.И. Тарбузова и др. – Москва: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 352 с.
13. Товбин И.М. Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий / И.М. Товбин, Е.Е. Файнберг; под ред. А.Л. Маркмана. – Москва: Пищевая промышленность, 1965. – 515 с.
14. Файнберг Е.Е. Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий / Е.Е. Файнберг, И.М. Товбин, А.В. Луговой. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва: Легкая и пищевая промышленность, 1983. – 416 с.
15. Чубенидзе и др. Оборудование предприятий масло-жировой промышленности. М.: Легкая и пищевая промышленность. 1985. – 304 с.

*Учебное издание*

С.В. Бутова, И.А. Сорокина, Н.В. Королькова, М.Н. Шахова

# РАСЧЕТЫ ОБОРУДОВАНИЯ МАСЛОЖИРОВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Учебное пособие

Редактор А.Б. Меснянкин  
Корректор А.Б. Меснянкин  
Компьютерная верстка И.А. Остапенко

Подписано в печать 08.02.2018. Формат 60×84<sup>1</sup>/<sub>16</sub>.  
Бумага офсетная. Гарнитура Таймс. Печать офсетная.  
П. л. 9,4. Тираж 31 экз. Заказ № 17325

ФГБОУ ВО Воронежский ГАУ  
Типография ФГБОУ ВО ВГАУ  
394087, Воронеж, ул. Мичурина, 1