

**Федеральное агентство по образованию Российской Федерации**  
**Государственное образовательное учреждение высшего**  
**профессионального образования**  
**Ивановский государственный химико-технологический университет**

**П. Б. РАЗГОВОРОВ, В. К. ГОРШКОВ**

**ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ОТРАСЛИ:  
РАСЧЕТЫ В МАСЛОЖИРОВЫХ ПРОИЗВОДСТВАХ**

Учебное пособие



---

**И В А Н О В О**  
**2 0 0 9**

УДК 691:620.197

Разговоров, П.Б. Технологическое оборудование отрасли: расчеты в масло-жировых производствах: учеб. пособие / П.Б. Разговоров, В.К. Горшков; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. – Иваново, 2009. – 48 с. – ISBN 978–5–9616–0297–5

В учебном пособии представлены расчеты основного технологического оборудования, применяемого в масложировой промышленности. Даны примеры, рассмотрение которых облегчает процесс курсового и дипломного проектирования цехов масложировых предприятий для студентов специальности 260401 – «Технология жиров, эфирных масел и парфюмерно-косметических продуктов». Приведены типовые схемы дезодорационной очистки жировых продуктов.

Представляет интерес для аспирантов и преподавателей химико-технологических вузов, работающих в области химии жиров, а также для инженерно-технических работников пищевой промышленности, занимающихся изучением вопросов дезодорации пищевого сырья.

Табл. 10. Ил. 9. Библиогр.: 6 назв.

Печатается по решению редакционно-издательского совета ГОУ ВПО «Ивановский государственный химико-технологический университет».

Рецензенты:

лаборатория 1-3 Института химии растворов РАН;

доктор технических наук **В.Н. Блиничев**

(ГОУ ВПО «Ивановский государственный химико-технологический университет)

ISBN 978–5–9616–0297–5

© Разговоров П.Б.,  
Горшков В.К., 2009

## СОДЕРЖАНИЕ

<b>1. Расчет перемешивающего оборудования .....</b>	<b>4</b>
<b>1.1. Смесители периодического действия .....</b>	<b>4</b>
<b>1.2. Смесители непрерывного действия .....</b>	<b>9</b>
<b>2. Расчет сепарирующего оборудования .....</b>	<b>12</b>
<b>3. Расчет линии дезодорации жиров непрерывным методом .....</b>	<b>15</b>
<b>3.1. Дезодоратор тарелочного типа .....</b>	<b>17</b>
<b>3.2. Расчет скруббера .....</b>	<b>26</b>
<b>3.3. Расчет теплообменников .....</b>	<b>28</b>
<b>4. Основные расчеты линии дезодорации жиров периодическим методом .....</b>	<b>32</b>
<b>5. Расчет приемно-сохранного оборудования .....</b>	<b>40</b>
<b>6. Расчет ленточного конвейера .....</b>	<b>42</b>
<b>Список литературы .....</b>	<b>47</b>

## 1. РАСЧЕТ ПЕРЕМЕШИВАЮЩЕГО ОБОРУДОВАНИЯ

При наличии материального баланса процесса обычно требуется провести расчет оборудования для смешения компонентов твердой и жидкой фазы. Задачей расчета является определение числа смесителей стандартного объема, необходимого к установке в цехе с заданной программой выпуска продукции. Результаты служат исходными данными для последующих энергетических, механических и экономических расчетов.

Объем аппаратов выбирают в зависимости от производительности, вида и ассортимента продукции, выпускаемой цехом, а также от типа процесса (периодический, полунепрерывный, непрерывный). Так, с повышением производительности и снижением ассортимента выпускаемой в цехе (на участке) продукции возрастает объем реакторов периодического действия.

Методика расчета перемешивающего оборудования определяется тем, в каком режиме оно работает – периодически или непрерывно. В первом случае (периодический режим работы) конечный продукт выгружается из аппарата через определенные промежутки времени в количестве, соответствующем рабочему объему аппарата. В свою очередь, при непрерывном процессе загрузка сырья, полуфабрикатов и выгрузка готового продукта осуществляются безостановочно.

В первом случае продолжительность процессов включает в себя, наряду с основным технологическим временем, также вспомогательное время, соответствующее затратам на осмотр смесителя, подготовку к проведению процесса, выгрузку реакционной массы и т.д. Непрерывный же технологический процесс при проведении его в реакционном аппарате включает только основное время.

### 1.1. Смесители периодического действия

Для расчета смесителей периодического действия должны быть известны:

- годовая производительность участка (цеха) по готовому продукту;
- производительность по сырью, перерабатываемому в аппарате;
- тип аппарата, его емкость, коэффициент заполнения;
- время цикла в аппарате;
- режим работы цеха; готовый график планово-периодических ремонтов аппарата; годовые затраты времени на технологические остановки.

Годовую производительность цеха по готовому продукту задают непосредственно при проектировании. Производительность цеха по сырью или полуфабрикату, перерабатываемому в аппарате, находят по общей производительности цеха и по данным материального баланса. Тип смесителя, его емкость и коэффициент заполнения берут из технической характеристики.

Графики планово-периодических ремонтов оборудования составляют в соответствии с системой технического обслуживания и ремонта оборудования предприятий пищевой промышленности.

Время цикла в смесителе берут по данным температурно-временного режима синтеза, отражаемого в операционно-технологических картах, или же согласно нормам технологического режима.

Число смесителей периодического действия для выполнения годовой программы по выпуску продукции рассчитывают по формуле:

$$P = \frac{P_C}{W_{ann} \cdot K_{об} \cdot K_{исп}}, \quad (1.1)$$

где  $P$  – число аппаратов периодического действия ;

$P_C$  – суточная производительность цеха по сырью, перерабатываемому в смесителе, т/сут;

$W_{ann}$  – масса компонентов, загружаемых в смеситель;

$K_{об}$  – коэффициент оборачиваемости аппарата;

$K_{исп}$  – коэффициент использования аппарата.

$P_C$  находят из годовой производительности цеха по готовому продукту, из расхода сырья по данной операции на 1 т продукта (данные материального баланса) и эффективного фонда рабочего времени оборудования. Число рабочих суток определяют, ориентируясь на режим работы цеха.

Например, необходимо определить суточную производительность участка (цеха) по сырью, перерабатываемому в смесителях. Известно, что участок (цех) работает непрерывно в 3 смены по 8 ч. Цех останавливают на национальные праздники и капитальный ремонт оборудования согласно графику планово-периодических ремонтов. Используют смеситель объемом 5 м<sup>3</sup>; продолжительность работы между капитальными ремонтами (межремонтный пробег, или норматив ресурса между ремонтами) – 14700 ч. Длительность капитального ремонта – 120 ч. Годовая производительность цеха – 25 тыс. т сырья. Расход сырья, по данным материального баланса, составляет 581 кг/т.

### Расчеты

Число циклов капитального ремонта, приходящееся на 1 год работы смесителя, рассчитывают:  $\frac{365 \cdot 24}{14700} = \frac{8760}{14700} = 0,6$ ,

где 365 – общий годовой фонд времени работы, сут.

Число суток, затрачиваемых на капитальный ремонт:  $\frac{120 \cdot 0,6}{24} = 0,3$ .

Число рабочих суток в году:

$$365 - (3 \cdot 8) = 354,$$

где 8 – количество суток на национальные праздники.

Суточная производительность цеха:

$$P_C = \frac{P_G}{n}, \quad (1.2)$$

где  $n$  – число рабочих суток в году;

$P_G$  – годовая производительность цеха, т/год.

$$P_C = \frac{25000}{354} = 70,22 \text{ т сырья/сут.}$$

Загрузку сырья  $W_{ann}$  находят:

$$W_{ann} = V_G \cdot \rho_{см} \cdot K_3, \quad (1.3)$$

где  $W_{ann}$  – загрузка сырья в смеситель, т;

$V_G$  – геометрический объем смесителя, м<sup>3</sup>;

$\rho_{см}$  – плотность смеси компонентов, загружаемых в смеситель, т/м<sup>3</sup>;

$K_3$  – коэффициент заполнения смесителя (<1).

Геометрический объем ( $V_G$ ) и коэффициент заполнения смесителя берут согласно его технической характеристики.

Плотность смеси компонентов, загружаемых в смеситель, рассчитывают по правилу аддитивности, т.е. объем, занимаемый в смесителе смесью компонентов, равен сумме объемов, занимаемых каждым из компонентов.

Если рецептура задана в массовых процентах ( $a$  % – первого компонента смеси,  $b$  % – второго компонента смеси,  $c$  % – третьего компонента смеси и т.д.), то в 100 кг смеси содержится  $a$  кг первого компонента,  $b$  кг второго компонента,  $c$  кг третьего компонента и т.д.

Если плотности компонентов, составляющих смесь, обозначить соответственно  $\rho_1$ ,  $\rho_2$ ,  $\rho_3$ , то 100 кг смеси займут объем:

$$V = \left( \frac{a}{\rho_1} + \frac{b}{\rho_2} + \frac{c}{\rho_3} \right). \quad (1.4)$$

Отсюда

$$\rho_{см} = \frac{100}{V} = \frac{100}{\frac{a}{\rho_1} + \frac{b}{\rho_2} + \frac{c}{\rho_3}} \text{ т/м}^3. \quad (1.5)$$

Плотность смеси можно также рассчитать исходя из масс загружаемых компонентов:

$$\rho_{см} = \frac{m_{общ}}{\frac{m_1}{\rho_1} + \frac{m_2}{\rho_2} + \frac{m_3}{\rho_3}}, \quad (1.6)$$

где  $\rho_{см}$  – плотность смеси компонентов, загружаемых в аппарат;

$\frac{m_1}{\rho_1} = v_1$  – объем, занимаемый первым компонентом;

$\frac{m_2}{\rho_2} = v_2$  – объем, занимаемый вторым компонентом;

$\frac{m_3}{\rho_3} = v_3$  – объем, занимаемый третьим компонентом;

$m_1, m_2, m_3$  – массы компонентов, загружаемых в смеситель;

$\rho_1, \rho_2, \rho_3$  – плотности компонентов, загружаемых в смеситель;

$m_{общ} = m_1 + m_2 + m_3$  – общая масса загружаемых компонентов.

Если известен состав смеси в объемных процентах ( $a$  % – первого компонента,  $b$  % – второго компонента,  $c$  % – третьего компонента), то в 100 м<sup>3</sup> смеси содержится  $a$  м<sup>3</sup> первого компонента,  $b$  м<sup>3</sup> второго компонента,  $c$  м<sup>3</sup> третьего компонента и т.д. Масса компонентов, содержащихся в 100 м<sup>3</sup> смеси, будет составлять:  $a\rho_1$  кг первого компонента,  $b\rho_2$  кг второго компонента,  $c\rho_3$  кг третьего компонента.

Общая масса смеси:  $m_{общ} = a\rho_1 + b\rho_2 + c\rho_3$ .

Отсюда плотность смеси будет равна:

$$\rho_{см} = \frac{m_{общ}}{100} = \frac{a\rho_1 + b\rho_2 + c\rho_3}{100}. \quad (1.7)$$

Так, при объеме смесителя 5 м<sup>3</sup>  $\rho_{см} = 0,93$  т/м<sup>3</sup> и  $K_3 = 0,8$  :

$$W_{ann} = v_G \cdot \rho_{см} \cdot K_3 = 5 \cdot 0,93 \cdot 0,8 = 3,72 \text{ т.}$$

Расход отдельных видов сырья для загрузки рассчитывают:

$$G_{1 \div n} = \frac{a_{1 \div n} m W_{ann}}{A}, \quad (1.8)$$

где  $G_{1 \div n}$  – загрузка отдельных видов сырья т,  $1 \div n$  – компонент смеси;

$a_{1 \div n}$  – расход компонента на 1 т готового продукта, кг/т (берут из данных материального баланса);

$A$  – суммарный расход всех компонентов на 1 т готового продукта, кг/т.

Коэффициент использования смесителя учитывает простои, связанные со средним и текущим ремонтами, а также технологическими остановами.

Введение коэффициента использования в расчетную формулу целесообразно в том случае, когда цех останавливают на капитальный ремонт, причем ремонту подвергаются все смесители, установленные в цехе. Текущий ремонт и технологические остановы производят по графикам планово-периодических ремонтов оборудования и согласно соответствующим нормам.

Коэффициент использования смесителя рассчитывают по формуле:

$$K_{исп} = \frac{ОГФРВ - \text{простои на средний и текущий ремонт}}{ОГФРВ}, \quad (1.9)$$

где  $K_{исп}$  – коэффициент использования аппарата;

$ОГФРВ$  – общий годовой фонд рабочего времени, ч.

Поясним, как определяют коэффициент использования смесителя. Выше было указано, что цех работает непрерывно в 3 смены по 8 ч. Останов цеха производят на ежегодные праздники (8 сут) и капитальный ремонт. Капитальному ремонту подвергается в это время все оборудование. Согласно графику планово-периодических ремонтов и осмотров производится останов каждого вида оборудования.

Ориентировочные нормативы ресурса между ремонтами (межремонтный пробег), длительность ремонта и технологических остановов даны в табл. 1.

Напомним, что рассчитанный календарный фонд времени составляет:

$$365 \cdot 24 = 8760 \text{ ч.}$$

Число циклов капитального ремонта, приходящихся на год, равно 0,6.

Номинальный (режимный) или общий годовой фонд рабочего времени, согласно расчету, составляет 354 сут.

Тогда коэффициент использования смесителя:

$$K_{исп} = \frac{354 \cdot 24 - \left[ \frac{354 \cdot 24}{4320} 48 + \frac{354 \cdot 24}{720} 4 + \frac{354 \cdot 24}{240} 5 \right]}{354 \cdot 24} = 0,96$$

Коэффициент оборачиваемости смесителя находят, опираясь на нормы технологического режима (по операционно-технологической карте). Исходные данные, необходимые для расчета коэффициента оборачиваемости, сводят в таблицу, в которой, кроме наименования и длительности операций, а также количества загружаемых компонентов, целесообразно указать, чем обусловлены те или иные временные затраты на каждую операцию.

Суммарное время на проведение основных и вспомогательных операций в аппарате составляет общее время цикла.

Таблица 1

### Виды ремонтов и нормативы ресурсов между ними

Вид ремонта и остановов	Норматив ресурса между ремонтами, ч/ продолжительность ремонта, ч
Капитальный (К)	14700/120
Средний (С)	4320/48
Текущий (Т)	720/4
Технологические остановки (ТО)	240/5

Коэффициент оборачиваемости рассчитывают:

$$K_{об} = \frac{\tau_c}{\tau_{ц}} = \frac{24}{\tau_{ц}}, \quad (1.10)$$

где  $\tau_c = 24$ , т.е. числу часов в сутках;

$\tau_{ц}$  – время цикла в аппарате, ч.

Тогда 
$$K_{об} = \frac{24}{\tau_{ц}} = \frac{24}{24,6} = 0,98.$$

## 1.2. Смесители непрерывного действия

В качестве исходных данных, используемых при расчете аппаратов непрерывного действия, необходимо знать:

- суточную (часовую) производительность цеха по массе материалов, перерабатываемых в смесителе;
- емкость смесителя и коэффициент его заполнения;
- время пребывания в аппарате; плотность массы перерабатываемых материалов;
- производительность смесителя.

### *Расчеты*

Суточную и часовую производительность смесителя находят исходя из годовой производительности цеха по перерабатываемому продукту и эффективного фонда времени работы смесителя:

$$P_c = \frac{P_{г} \cdot a}{n}; \quad (1.11)$$

$$P_{ч} = \frac{P_c}{24} = \frac{P_{г} \cdot a}{24n}, \quad (1.12)$$

где  $P_{г}, P_c, P_{ч}$  – соответственно годовая производительность цеха (т/год), суточная (т/сут) и часовая (т/ч) производительности смесителя по перерабатываемому в нем продукту;

$n$  – число суток работы аппарата (эффективный фонд времени);

$a$  – расход сырья на 1 т готового продукта (берут из данных материального баланса);

24 – число часов в сутках.

Фонд времени подразделяется на календарный или максимально возможный (общий годовой или плановый фонд времени). Его рассчитывают как произведение числа суток планового периода на число часов в сутках:  $365 \cdot 24 = 8760$  ч. Номинальный или режимный фонд времени определяется

режимом работы цеха. Он рассчитывается как произведение принятого в плане количества рабочих суток на количество смен и число часов в смену. Использование оборудования в течение режимного времени невозможно, поскольку требуются планово-периодические ремонты оборудования, чистки, замывки или технологические остановки.

Эффективный фонд времени (время, связанное с непосредственным проведением технологического процесса) учитывает простои на ремонт оборудования и технологические остановки. Затраты времени, связанные с проведением ремонта, определяют согласно графику планово-периодических ремонтов. Время на технологические остановки рассчитывают по соответствующим нормативам. В непрерывных производствах простои на ремонт и технологические остановки приходятся на рабочее время, а в прерывных производствах ремонт и технологические остановки проводят в нерабочее время.

По часовой производительности и времени пребывания в смесителе рассчитывают необходимую цеховую загрузку ( $W_{ann}^H$ ):

$$W_{ann}^H = P_{ц} \cdot \tau, \quad (1.13)$$

где  $P_{ц}$  – часовая производительность цеха по перерабатываемому продукту, т/ч;

$\tau$  – время пребывания продукта в смесителе непрерывного действия, ч.

Зная геометрический объем смесителя, плотность перерабатываемой в нем массы и коэффициент заполнения смесителя, определяют расчетную загрузку с учетом параметров, представленных выше в формуле (1.3):

$$W_{ann}^P = \nu_{Г} \cdot \rho_{см} \cdot K_3,$$

где  $W_{ann}^P$  – расчетная загрузка в аппарат, т;

$\nu_{Г}$  – геометрический объем аппарата, м<sup>3</sup>;

$\rho_{см}$  – плотность смеси загружаемых компонентов, т/м<sup>3</sup>;

$K_3$  – коэффициент заполнения смесителя (<1).

Число аппаратов непрерывного действия находят:

$$\Pi = \frac{W_{ann}^H}{W_{ann}^P \cdot K_{исп}} = \frac{P_{ц} \cdot a \cdot \tau}{n \cdot 24 \cdot \nu_{Г} \cdot \rho_{см} \cdot K_3 \cdot K_{исп}}, \quad (1.14)$$

где  $K_{исп}$  – коэффициент использования смесителя, учитывающий простои, не учтенные при расчете эффективного фонда времени работы.

Если известна производительность одного смесителя непрерывного действия  $P_1$  (т/сут или т/ч), то их число рассчитывают по формуле:

$$\Pi = \frac{P_{ц}}{P_1 \cdot K_{исп}}, \quad (1.15)$$

где  $\Pi$  – число аппаратов непрерывного действия;

$P_{ц}$  – производительность цеха по перерабатываемому продукту, т/ч;

$P_1$  – производительность смесителя непрерывного действия, т/ч;

$K_{исп}$  – коэффициент использования оборудования.

Производительность смесителя непрерывного действия находят из его технической характеристики или рассчитывают, ориентируясь на нормативы технологического режима, по формуле:

$$P_1 = \frac{v_r \cdot \rho_{см} \cdot K_3 \cdot \tau_c}{\tau}, \quad (1.16)$$

где  $\tau_c$  – число часов в сутках ( $\tau_c = 24$ ).

При подстановке выражения (1.16) в (1.15) получают формулу расчета числа смесителей непрерывного действия, аналогичную формуле (1.1) для расчета числа смесителей периодического действия:

$$\Pi = \frac{P_c \cdot \tau}{v_r \cdot \rho_{см} \cdot K_3 \cdot \tau_c \cdot K_{исп}} = \frac{P_c \cdot \tau}{W_{анн} \cdot 24 \cdot K_{исп}} = \frac{P_c}{W_{анн} \cdot K_{об} \cdot K_{исп}}.$$

Предположим, что цех рафинации растительного масла работает непрерывно в 3 смены по 8 ч. Останов цеха на праздничные дни составляет 8 сут, а ремонт смесителей непрерывного действия осуществляют согласно годовому графику планово-периодических ремонтов оборудования масложировой промышленности (капитального – К, среднего – С и текущего – Т, см. табл. 2). Капитальный ремонт осуществляют в праздничные дни. Предусмотрены технологические остановки (ТО) смесителей непрерывного действия, которые, соответственно их объемам, составляют:

для 20 м<sup>3</sup> – 115 ч; 10 м<sup>3</sup> – 105 ч; 5 м<sup>3</sup> – 100 ч.

Типовые данные, учитывающие сопоставление производительности цеха (участка) по выпуску готового масложирового продукта с объемом реактора и временем цикла пребывания в нем, представлены в табл. 3.

Таблица 2

**Годовые графики планово-периодических ремонтов смесителей непрерывного действия**

Объем смесителя, м <sup>3</sup>	Нормативы ресурса между ремонтами, ч			Нормативы простоя в ремонте, ч		
	К	С	Т	К	С	Т
20	25920	–	1440	130	–	44
10	25920	–	1440	156	–	45

5	25920	–	1440	168	–	28
---	-------	---	------	-----	---	----

Таблица 3

**Данные сопоставления производительности цеха (участка),  
объема смесителя и времени цикла в нем**

№ варианта задания	Производительность цеха, т/год	Объем смесителя, м <sup>3</sup>	Время цикла в реакторе, ч	Соотношение $\tau_{осн} / \tau_{всп}$
1	30000	20	23	1:2
		10	18	2:1
		5	15	2:1
2	25000	20	23	1:2
		10	18	2:1
		5	15	1:2
3	20000	20	24	1:2
		10	19	1:2
		5	16	2:1
4	10000	20	24	2:2
		10	19	1:1
		5	16	1:1

При этом, зная соотношение  $\tau_{осн} / \tau_{всп}$ , можно также решить следующие вопросы:

- какое количество рафинируемого масла будет получено дополнительно, если организовать непрерывный процесс производства взамен периодического;
- насколько возрастет производительность цеха (участка), если  $\tau_{осн}$  сокращается на 10, 15, 20, 25, 30 % при установленном числе смесителей.

## 2. РАСЧЕТ СЕПАРИРУЮЩЕГО ОБОРУДОВАНИЯ

При установке не рекомендуется одновременно распаковывать два или более сепараторов, чтобы не перепутать детали машин. Транспортные и монтажные работы следует проводить, не допуская забоин, вмятин, царапин на поверхностях деталей и узлов. Монтаж и пуск сепаратора проводят под наблюдением ответственного лица – опытного механика с соблюдением всех требований инструкций.

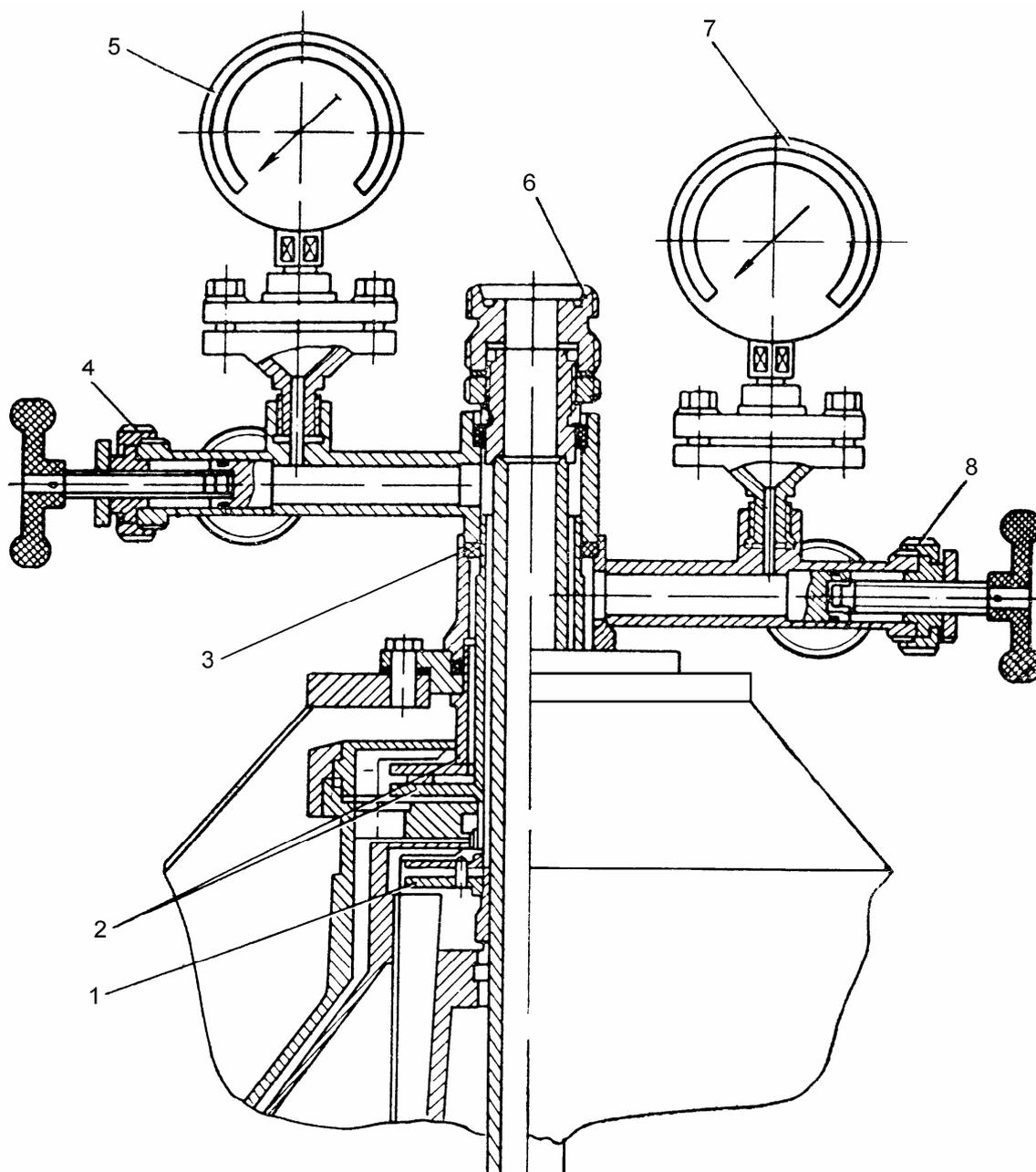
При подъеме деталей и узлов необходимо пользоваться приспособлениями, которые прилагаются к сепаратору.

Сепараторы производительностью от 1000 л/ч и выше устанавливают на отдельном фундаменте. Пол не должен иметь уклонов в сторону сепаратора, чтобы избежать попадания воды или сепарируемого продукта под сепаратор.

Сепараторы на междуэтажных перекрытиях зданий устанавливают только после согласования с проектно-монтажными организациями. Сепаратор можно устанавливать через 5–7 сут после изготовления фундамента.

Над сепаратором устанавливают подъемное устройство, облегчающее его разборку и сборку (электротельфер).

Сепараторы производительностью свыше 1000 л/ч ( $1 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) имеют приемно-выводное устройство полузакрытого типа (рис. 1). Оно состоит из одного или двух напорных дисков 1,2.



**Рис. 1.** Приемно-выводное устройство полузакрытого сепаратора:

1,2 – напорные диски для масложировой и водной фракции (соапстока) соответственно; 3 – патрубки вывода продуктов сепарирования; 4, 8 – регулировочные вентили; 5, 7 – манометры; 6 – центральная трубка для входа масла

Напорный диск представляет собой два плоских круга, между которыми расположены спиральные каналы для жидкости. С помощью патрубков 3 каналы дисков соединены с отводными трубками, на концах которых находятся регулировочные вентили-дрессели 4 и 8. По оси приемно-выводного устройства установлена центральная трубка 6, по которой сырье поступает в барабан. Приемно-выводное устройство крепят на крышке сепаратора. Зазоры между дисками и стенками камер обеспечивают свободное вращение барабана относительно неподвижных дисков. В каналах дисков давление продуктов сепарирования поднимается до 250–350 кПа, за счет чего эти продукты перемещаются по трубопроводам в теплообменники или в емкости для хранения. Сепаратор в данном случае выполняет функцию насоса.

В коническом канале нижней части корпуса ротаметра находится поплавок, положение которого зависит от количества проходящих сливок. Чем интенсивнее поток, тем выше поднимается поплавок. На поплавке установлен шток, который входит в стеклянную трубку с расположенной рядом шкалой. По положению головки штока относительно шкалы определяют расход за единицу времени.

### *Расчет*

**Объемная производительность**  $V_m$  (м<sup>3</sup>/ч) сепаратора, рассчитанная из условий выделения шариков жира минимальных размеров:

$$V_m = 16560 \beta \cdot n^2 \cdot z \cdot \operatorname{tg} \alpha (R_{\sigma}^3 - R_m^3) [(\rho - \rho_{жс})/\mu] d^2, \quad (2.1)$$

где  $\beta$  – технологический КПД сепаратора ( $\beta = 0,5 - 0,7$ );

$n$  – частота вращения барабана (допустим,  $n = 108,3 \text{ с}^{-1}$ );

$z$  – количество тарелок (допустим,  $z = 124$ );

$\alpha$  – угол подъема образующей тарелки (при  $\alpha = 60^\circ \operatorname{tg} \alpha = 1,73$ );

$R_{\sigma}$  – большой радиус тарелки сепаратора (например,  $R_{\sigma} = 0,22 \text{ м}$ );

$R_m$  – малый радиус тарелки сепаратора (например,  $R_m = 0,12 \text{ м}$ );

$\rho$  – плотность дисперсной фазы (соапстока, воды) при 90 °С  
( $\rho \approx 965 \text{ кг/м}^3$ );

$\rho_{жс}$  – плотность дисперсной фазы (жира) при 90 °С ( $\rho_{жс} \approx 878 \text{ кг/м}^3$ );

$\mu$  – динамический коэффициент вязкости дисперсной среды (жира) при 90 °С ( $\mu = 0,0075 \text{ Па} \cdot \text{с}$ );

$d$  – расчетный диаметр жирового шарика, м ( $d = 2,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ ).

Подставляя известные значения в формулу (в соответствии с данными представленного примера), находят производительность сепаратора:

$$V_m = 16560 \cdot 0,6 \cdot 108,3^2 \cdot 124 \cdot 1,73 (0,22^3 - 0,12^3) [(965 - 878)/0,0075] \times \\ \times (2,45 \cdot 10^{-6})^2 = 14,8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Рассчитанная по формуле (2.1) производительность сепараторов на линиях рафинации жиров близка к реальной производительности на практике.

### 3. РАСЧЕТ ЛИНИИ ДЕЗОДОРАЦИИ ЖИРОВ НЕПРЕРЫВНЫМ МЕТОДОМ

Природные жиры и масла содержат сравнительно небольшое количество сопутствующих веществ и примесей, которые придают им специфические вкус и запах. К веществам, обуславливающим характерные вкус и запах жиров, относятся альдегиды, кетоны, спирты, кислоты и другие органические соединения, обладающие более высокой упругостью паров по сравнению с триглицеридами. Методами дезодорации становится возможным отогнать вещества – носители запаха и вкуса, а также большую часть содержащихся в жире свободных жирных кислот.

В сырых жирах содержатся также фосфолипиды и токоферолы, задерживающие окисление жиров. Эти натуральные антиокислители в процессе комплексной рафинации обычно разрушаются или удаляются. Вместо естественных антиокислителей в дезодорированные жиры добавляют лимонную кислоту. Она разлагает небольшой остаток натриевых солей, оставшихся в жире после щелочной рафинации, и связывает в форме нерастворимых комплексов катионы тяжелых металлов. Присутствие катионов тяжелых металлов (меди, никеля, цинка, железа и др.) в пищевых жирах нежелательно, так как они, действуя как катализаторы, ускоряют процесс их окисления.

Дезодорацию можно рассматривать как дистилляционный процесс, проводимый с присадкой острого пара при глубоком вакууме и высокой температуре. Процессу дистилляции жирных кислот и других летучих примесей способствуют следующие взаимосвязанные условия:

- температура жира при дезодорации должна быть достаточно высокой, чтобы повысить упругость паров отгоняемых веществ;
- остаточное давление в дезодораторе должно быть достаточно низким, чтобы снизить температуру кипения перегоняемых продуктов;
- конструкция аппарата должна обеспечивать полноту удаления ароматических (одорирующих) веществ при экономном расходе энергетических ресурсов и минимальных отходах и потерях жиров.

Дезодорацию жиров целесообразно осуществлять с использованием оборудования непрерывного действия. Небольшие партии рецептурных жиров дезодорируют в аппаратах периодического действия.

Технологическая схема дезодорации жиров представлена на рис. 2.

Рафинированный и отбеленный жир из резервуара 1 насосом 2 через сетчатый фильтр 10 и расходомер по линии 1.1 подают в дезодоратор 12. При остаточном давлении в аппарате 0,7–1,1 кПа жир подсушивают и деаэрируют. Из деаэратора жир насосом 3 по линии 1.1 непрерывно перекачивают в колонный дезодоратор 18 тарелочного типа.

Перед поступлением в дезодоратор жир пропускают через спиральный регенеративный теплообменник 5, в котором его подогревают до 200 °С за счет физической теплоты дезодорированного продукта. Затем жир проходит через концевой теплообменник-подогреватель 20, в котором его нагревают органическим теплоносителем до температуры дезодорации 230–240 °С.

Нагретый жир поступает на верхнюю тарелку дезодоратора. Здесь дезодорируемый жир последовательно проходит через восемь секций (тарелок), в которых он обрабатывается острым водяным паром, поступающим по линии 5.1 во все секции. При поступлении в дезодоратор пар редуцируется.

В секциях над тарелками поддерживают одинаковое остаточное давление 0,73–1,06 кПа. Вакуум в аппарате создается парожеткаторным вакуум-насосом 25. Он включает четыре эжектора и три промежуточных барометрических конденсатора смешения. Предусмотрен также пусковой эжектор 24, который за 20–30 мин снижает остаточное давление в дезодораторе в пусковой период.

Отходящая из конденсаторов смешения охлаждающая вода по отдельным линиям 4.1 стекает в барометрическую коробку 8, откуда направляется на очистку, а затем – на градирню. Очищенная и охлажденная вода вновь поступает в конденсаторы.

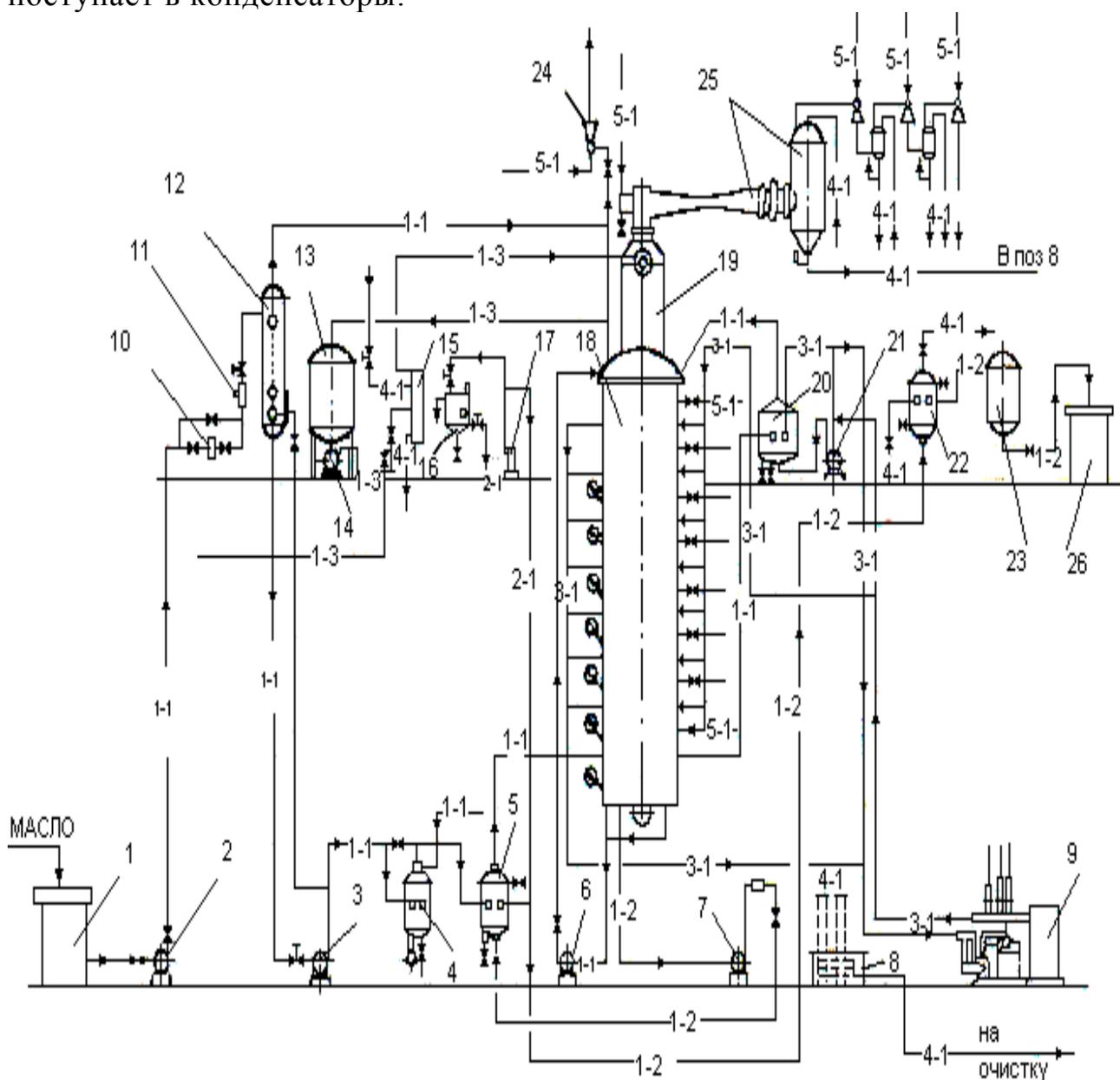


Рис. 2. Технологическая схема дезодорации жиров непрерывным методом

Острый водяной пар в смеси с парами летучих веществ и механически увлеченными каплями нейтрального жира отсасывают из дезодоратора пароежекторным вакуум-насосом 25 через скруббер 19 насадочного типа. В этот скруббер по линии 1.3 подают охлажденный абсорбент – нейтральное масло. Путем противоточного смешения абсорбента и погонов происходит поглощение последних абсорбентом. При взаимодействии парогазовой смеси с сорбентом температура повышается, что ухудшает процесс абсорбции. Поэтому поглощающую жидкость из скруббера отводят в приемник 13, из которого насосом 14 прокачивают для охлаждения через пластинчатый теплообменник 15.

Температуру абсорбента на входе в скруббер обычно принимают ~ 60 °С, а на выходе из скруббера ее обычно поддерживают в пределах 65–70 °С, поскольку она должна быть немного выше температуры застывания отгоняемых компонентов.

Дезодорированный жир насосом 7 откачивают из аппарата 18 и по линии 1.2 подают в теплообменник 5. Отсюда его направляют в теплообменник-холодильник 22. Охлажденный дезодорированный жир через полировочный фильтр 23 направляют в сборный резервуар 26. Охлаждающим агентом в холодильнике является циркулирующая вода.

В пусковой период для предварительного нагрева исходного жира до 150 °С применяют спиральный теплообменник 4. Нагрев жиров в нем производится насыщенным паром при давлении 0,8 МПа.

В целях повышения стойкости дезодората в частично охлажденный жир поршневым насосом-дозатором 17 по линии 2.1 непрерывно подают раствор лимонной кислоты.

Ниже приведены расчеты основного оборудования для непрерывной дезодорации жиров, применяемых в практике отечественных предприятий.

### 3.1. Дезодоратор тарелочного типа

Исходные данные для расчета дезодоратора тарельчатого типа (дезодорация саломаса, совмещенная с дистилляцией свободных жирных кислот):

Начальная кислотность обрабатываемого саломаса (кислотное число 1 мг КОН) –	$ж'_н = 0,5 \% = 5 \text{ кг/т.}$
Остаточная кислотность дезодорированного саломаса (кислотное число 0,05 мг КОН) –	$ж'_к = 0,025 \% = 0,25 \text{ кг/т.}$
Масса жирных кислот, образующихся в результате гидролиза триглицеридов, –	$ж'_з = 0,03 \% = 0,3 \text{ кг/т.}$
Масса одорирующих веществ, отгоняемых из саломаса (500 мг/кг), –	$ж'_о = 0,05 \% = 0,5 \text{ кг/т.}$
Масса нейтрального жира, уносимого из дезодоратора острым водяным паром (при расходе пара 75 кг/т и уносе нейтрального жира 0,001 %), –	$ж' = 0,08 \% = 0,8 \text{ кг/т.}$

Колонный дезодоратор тарелочного типа представляет собой цилиндрический аппарат 2 (рис. 3) диаметром 3 м и высотой 4 м. На крышке дезодорационной колонны установлен теплообменник смешения – скруббер 1.

Дезодоратор разделен тарелками 11 на восемь секций, в которых производят собственно дезодорацию жиров. Жир проходит последовательно через все секции. Каждая тарелка снабжена горизонтальной спиралью. Спирали выполнены из тонких стальных листов, приваренных к тарелкам. По каналам прямоугольного сечения движется дезодорируемый жир – от периферии к центру. На тарелках жир обрабатывают острым паром при температуре 230–240 °С и остаточном давлении выше 1,1 Па.

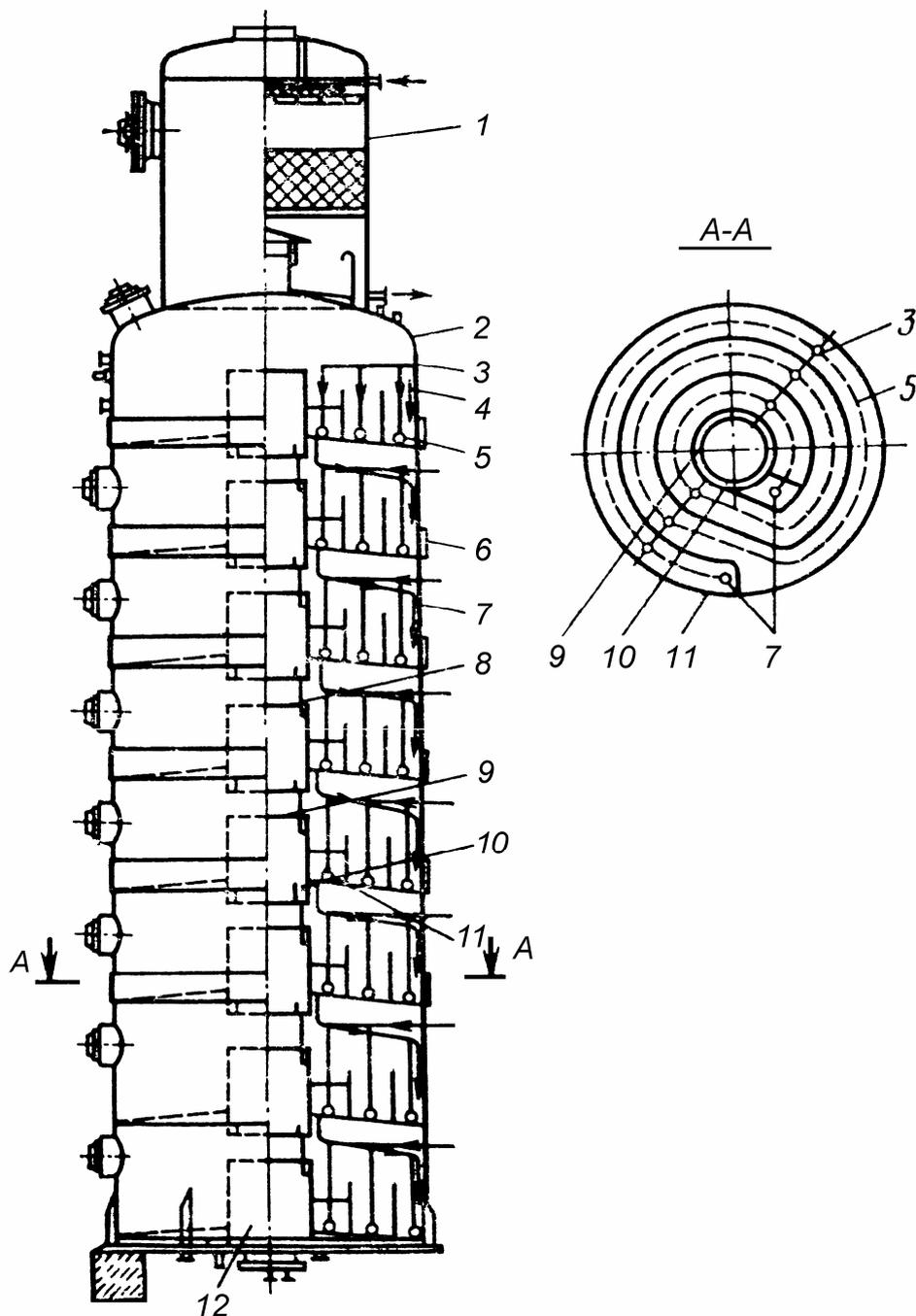


Рис. 3. Дезодоратор тарелочного типа

Острый пар поступает по трубам 3 в барботеры 5, установленные у дна спиральных каналов. На выходе устанавливают диафрагмы с выходным отверстием различного диаметра – с целью регулирования давления и массы пара, подаваемого на тарелки.

Дезодорируемый жир поступает на верхнюю тарелку по трубе 4. Передача жира с одной тарелки на другую (нижележащую) производится через переливные трубы 7. Уровень жира на каждой тарелке фиксируется высотой перелива, равной 350 мм.

Для компенсации потерь теплоты в окружающую среду к наружной цилиндрической стенке шести верхних тарелок приварены греющие рубашки 6 высотой 300 мм, которые находятся на уровне столба жира в каналах тарелок. В рубашке циркулирует теплоноситель – минеральное масло.

В центре каждой тарелки имеется труба 9 диаметром 770 мм для поддержания одинакового давления над тарелками и отвода из аппарата острого водяного пара. Часть уносимых по трубе 9 высококипящих веществ, конденсирующихся на ее поверхности, поступает в желобки 10, из которых по трубкам 8 стекает на нижележащие тарелки.

В восьмой секции по оси центральных труб 9 расположен коллектор 12, в который попадает конденсат из желобков 10. Из коллектора 12, снабженного поплавковым регулятором уровня, конденсат насосом перекачивают на верхнюю тарелку для повторной дезодорации. Водяной пар, летучие жирные кислоты и одорирующие вещества, а также захваченный паром нейтральный жир отсасывают из дезодоратора через скруббер парожетатором первой ступени вакуум-насоса. В скруббере пары охлаждаются циркулирующим жиром, при этом большая часть паров конденсируется, а увлеченный паром нейтральный жир растворяется в масле.

### Расчеты

Масса жирных кислот, отгоняемых из саломаса:

$$ж''_к = ж'_н - ж'_к + ж'_2. \quad (3.1)$$

$$ж''_к = 5,0 - 0,25 + 0,3 = 5,05 \text{ кг/т.}$$

Общая масса жировых компонентов, отгоняемых из саломаса:

$$\sum ж'_y = ж''_к + ж'_o + ж'_1. \quad (3.2)$$

$$\sum ж'_y = 5,05 + 0,5 + 0,8 = 6,35 \text{ кг/т.}$$

Соответственно в час:

$$\sum ж'_y \cdot t = 6,35 \cdot 6,25 = 39,7 \text{ кг/ч.}$$

Масса уносимых летучих компонентов и нейтрального жира из скруббера в конденсаторы вакуумной системы, принимая, что она не отличается от рассчитанной массы уносимых компонентов при дезодорации подсолнечного масла:

$$g'_{ж.к} = 2,8 \text{ кг/ч.}$$

**Баланс компонентов при совмещенной дезодорации и дистилляции свободных жирных кислот саломаса**

Компо- ненты	Поступает в скруббер			Уносится из скруббера			Поглощается абсорбентом в скруббере		
	на 1 т саломаса, кг	на 1 аппарат, кг/ч	%	на 1 т саломаса, кг	на 1 аппа- рат, кг/ч	%	на 1 т сало- маса, кг	на 1 аппа- рат, кг/ч	%
<b>Всего</b>	6,35	39,7	100	0,45	2,8	100	5,9	36,9	100
в т.ч.:									
жирные кислоты	5,05	31,6	79,6	0,3	1,9	67,9	4,75	29,7	80,5
одори- рующие вещества	0,5	3,1	7,8	0,15	0,9	32,1	1,15	7,2	19,5
нейт- ральный жир	0,8	5,0	12,6						

Масса компонентов, поглощаемых абсорбентом в скруббере:

$$K' = P' - g'_{ж.к} \quad (3.3)$$

$$K' = 39,7 - 2,8 = 36,9 \text{ кг/ч.}$$

Баланс компонентов при совмещенной дезодорации и отгонке свободных жирных кислот саломаса представлен в табл. 4

Выход дезодорированного саломаса и масса отходов и потерь при совмещении процесса дезодорации и дистилляции свободных жирных кислот составляет (кг/т): дезодорированный саломас – 993,65;

отходы при дезодорации (компоненты в смеси с жирными кислотами, переходящие в абсорбент) – 5,9;  
безвозвратные потери – 0,45.

Удельный расход саломаса на 1 т дезодората:

$$B_c = 1000 \cdot 1000/993,65 = 1006,4 \text{ кг.}$$

Циркулирующий абсорбент необходимо заменять один раз в сутки. Увеличение его массы составит:

$$G'_k = 36,9 \cdot 24 = 886 \text{ кг.}$$

Из них абсорбированные жирные кислоты занимают:

$$ж_a = 29,7 \cdot 24 = 713 \text{ кг.}$$

Концентрация свободных жирных кислот в циркулирующем абсорбенте к концу суточного цикла:

$$a' = ж_a / (G_m + G'_к) = 713 / (600 + 886) = 48,0 \text{ \%}.$$

Удельный расход абсорбента (циркулирующего масла):

$$z' = 600 / 6,25 \cdot 24 = 4 \text{ кг/т.}$$

Общая масса отходов, включая отходы, отводимые циркулирующим маслом:

$$g'_o = 5,9 + 4 = 9,9 \text{ кг/т.}$$

Общая масса отходов при производительности 300 т/сут:

$$g''_o = 9,9 \cdot 300 = 2970 \text{ кг.}$$

Расход лимонной кислоты составляет в среднем 50 г/т дезодорируемого жира. Тогда раствора кислоты концентрацией 15 % требуется:

$$g_l = 50 \cdot 100 / (0,15 \cdot 1000) = 0,33 \text{ кг/т.}$$

Часовой расход при производительности  $m = 6,25$  т:

$$g_l = 0,33 \cdot 6,25 = 2,1 \text{ л.}$$

**Расчет потребного числа тарелок.** Так как температура кипения большинства летучих веществ (погонов) ниже температуры кипения стеариновой кислоты, полноту дезодорации можно определять по остаточной кислотности дезодората.

Степень отгонки свободных жирных кислот из жира зависит от упругости паров жирных кислот, а следовательно, от температуры жира, числа тарелок и массы подаваемого острого водяного пара.

Задача расчета заключается в определении потребного числа тарелок и расхода острого пара.

Учитывая, что наибольшую нагрузку дезодоратор имеет при совмещении дезодорации с дистилляцией свободных жирных кислот, для расчетов приняты следующие исходные данные:

Производительность по саломасу –	$m = 6250 \text{ кг/ч.}$
Температура жира в дезодораторе –	$t = 230 \text{ °C.}$
Остаточное давление в дезодораторе –	$p = 1,07 \text{ кПа.}$
Начальное содержание летучих веществ в саломасе –	$a = 0,58 \text{ \%} = 0,0058 \text{ т.}$
Начальное содержание нейтрального саломаса –	$99,42 \text{ \%} = 0,9942 \text{ т.}$
Конечное содержание летучих веществ в дезодорированном саломасе –	$b = 0,025 \text{ \%} = 0,00025 \text{ т.}$
Конечное содержание нейтрального саломаса –	$99,975 \text{ \%} = 0,9998 \text{ т.}$

Согласно материальным расчетам, при дезодорации саломаса отгоняется паром 0,00555 т летучих компонентов на 1 т обрабатываемых жиров.

Начальная молярная концентрация дистиллируемых веществ (по стеариновой кислоте) в саломасе:

$$x = a \cdot M_c / (b \cdot M_{ж.к} + a \cdot M_c) = 0,0058 \cdot 874 / (0,9942 \cdot 284 + 0,0058 \cdot 874) = 0,01762 \text{ кмоль стеариновой кислоты / кмоль саломаса.}$$

Конечная концентрация стеариновой кислоты на выходе саломаса из дезодоратора:

$$x_1 = 0,00025 \cdot 874 / (0,99975 \cdot 284 + 0,00025 \cdot 874) = 0,00077 \text{ кмоль стеариновой кислоты / кмоль саломаса.}$$

При этом минимальный расход пара для отгонки летучих компонентов в процессе непрерывной дезодорации саломаса:

$$(D_v / D_c)_{\min} = [p - 2\sqrt{px_1(p_a - p)} + x_1 \cdot (p_a - p)] / p_a = [1066 - 2\sqrt{1066 \cdot 0,00077 \cdot (1466 - 1066)} + 0,00077(1466 - 1066)] / 1466 = 0,7 \text{ кмоль водяного пара / кмоль саломаса.}$$

В вышеприведенных уравнениях:  $M_c$  – молекулярная масса саломаса ( $M_c = 874$ );  $M_{ж.к}$  – молекулярная масса стеариновой кислоты ( $M_{ж.к} = 284$ );

$p$  – давление в дезодораторе ( $p = 1066$  Па);

$p_a$  – парциальное давление паров стеариновой кислоты при 230 °С ( $p_a = 1466$  Па);

$D_v$  – восходящее количество водяного пара в дезодораторе, кмоль;

$D_c$  – количество стекающего саломаса ( $D_c = 6250/874 = 7,15$  кмоль).

Процесс непрерывной дезодорации жиров не может протекать с минимальным удельным расходом пара, так как пар полностью не насыщается парами отгоняемых веществ. Необходимый избыток пара определяют экспериментально. При непрерывной дезодорации расход пара выше теоретически рассчитанного расхода в 5–6 раз. Для расчета принимают пятикратный избыток пара.

В данном случае расход пара при пятикратном избытке составит:

$$(D_v / D_c)_{\min} \cdot 5 = 0,7 \cdot 5 = 3,5 \text{ кмоль пара / кмоль саломаса.}$$

Число тарелок рассчитывают исходя из заданного содержания летучих веществ (по стеариновой кислоте) в саломасе.

Распределение концентрации стеариновой кислоты в паре и саломасе по высоте колонны находят следующим образом.

В парах, покидающих верхнюю тарелку (пар отсасывается эжекторным вакуум-насосом):

$$y = D_c (x - x_1) / D_v = 1 (0,01762 - 0,00077) / 3,5 = 0,00481 \text{ кмоль / кмоль.}$$

В саломасе, стекающем с верхней тарелки:

$$x' = p_y / [p_a - (p - p_a) y] = 1066 \cdot 0,00481 / [1466 - (1066 - 1466) 0,00481] = 0,00350 \text{ кмоль / кмоль.}$$

В парах, покидающих вторую (считая сверху) тарелку:

$$y_{n-1} = D_c (x' - x_1) / D_e = 1 (0,00350 - 0,00077) / 3,5 = 0,00078 \text{ кмоль / кмоль.}$$

В саломасе, стекающем со второй тарелки:

$$x_{n-1} = p_y / [p_a - (p - p_a) y] = 1066 \cdot 0,00078 / [1466 - (1066 - 1466) 0,00078] = 0,00057 \text{ (кмоль / кмоль).}$$

Концентрация стеариновой кислоты в саломасе, стекающей со второй тарелки, равна 0,00057 кмоль / кмоль, что меньше принятой концентрации 0,00077 кмоль / кмоль. Следовательно, необходимо иметь 2 тарелки.

В действительности число тарелок должно быть больше расчетного значения. Это обусловлено тем, что на тарелках равновесие между жидкой (саломасом) и паровой фазами не достигается. Пары над тарелками содержат меньше стеариновой кислоты, чем нужно для полного равновесия с саломасом на тарелке. Вследствие этого вводят коэффициент полезного действия тарелки:

$$\eta = n_T / n_o, \quad (3.4)$$

где  $\eta$  – коэффициент полезного действия тарелки при дезодорации жира с низкой концентрацией отгоняемых веществ ( $\eta = 0,25-0,45$ );

$n_T$  – теоретическое число тарелок;  $n_o$  – практически необходимое число тарелок.

Принимают  $\eta = 0,25$ , откуда число необходимых тарелок составит:

$$n_o = n_T / \eta = 2 : 0,25 = 8 \text{ тарелок.}$$

**Расчет технологических показателей.** Продолжительность дезодорации жиров в аппарате непрерывного действия принимают равной 2,3 ч, или 8280 с.

При производительности дезодоратора  $m = 6,25$  т/ч рабочая вместимость по массе:

$$G = 6,25 \cdot 2,3 = 14,4 \text{ т;}$$

вместимость по объему –

$$V = 14,4 : 0,787 = 18,3 \text{ м}^3.$$

Перепад давления столба жира над барботером для острого пара в канале спирали дезодоратора непрерывного действия принимают в диапазоне 1600–2670 Па. Для расчета берут  $p = 2670$  Па. Высота столба жира в канале:

$$h_{ж} = p / (\rho_l g) = 2670 / (787 \cdot 9,81) = 0,35 \text{ м,}$$

где  $\rho_l$  – плотность жира при температуре 230 °С ( $\rho_l = 787$  кг/м<sup>3</sup>);

$g$  – ускорение свободного падения ( $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup>).

Скорость жира в канале спирали (рис. 4), по практическим данным, не превышает 0,015 – 0,020 м/с; принимают среднее значение  $\omega = 0,018$  м/с.

Тогда сечение канала при производительности  $m = 6,25$  т/ч:

$$f = 6,25 / (0,787 \cdot 3600 \cdot 0,018) = 0,123 \text{ м}^2.$$

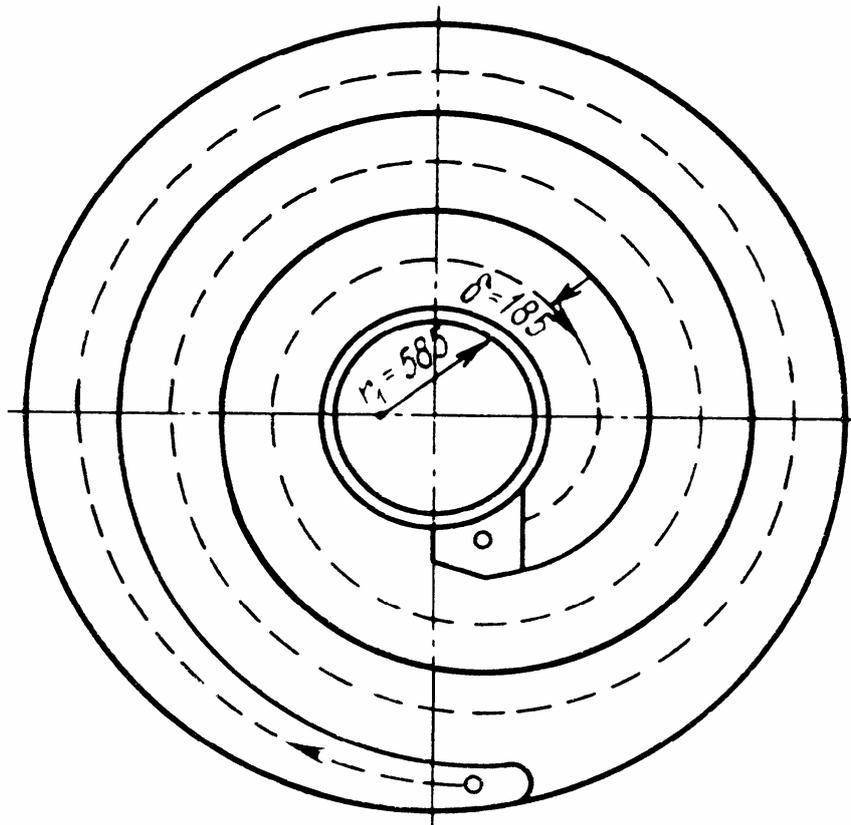


Рис. 4. Спирали на тарелке дезодоратора

Расчетная ширина канала спирали:

$$b = f / h_{жс} = 0,123 : 0,35 = 0,35 \text{ м.}$$

Конструктивно ширину канала принимают 0,37 м.

При скорости жира в канале спирали  $\omega = 0,018$  м/с и времени пребывания его в дезодораторе  $\tau = 8280$  с расчетная длина спиралей на тарелках:

$$l_c = \omega \tau = 0,018 \cdot 8280 = 149 \text{ м.}$$

Конструктивно длина спирали составляет:

на одной тарелке –

$$l' = 2\pi r_1 n + \pi b^* n (2n - 1) = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,585 \cdot 3 + 3,14 \cdot 0,185 \cdot 3 (2 \cdot 3 - 1) = 19,7 \text{ м;}$$

на восьми тарелках –

$$c' = 19,7 \cdot 8 = 157,6 \text{ м.}$$

Результаты расчетов длины спирали по обоим вариантам совпадают.

В приведенных выше выражениях  $n$  – число каналов в спирали на одной тарелке ( $n = 3$ );  $r_1$  – радиус центральной трубы ( $r_1 = 0,585$  м);  $b^*$  – половина ширины канала ( $b^* = 0,37 : 2 = 0,185$  м).

*Определение расхода острого пара.* Часовой расход острого пара для отгонки свободных жирных кислот и одорирующих веществ при пятикратном избытке определяют по формуле:

$$D = m (D_v/D_c)_{\min} M_v \cdot 5,0 / M_{\text{ж}} . \quad (3.5)$$

Отсюда  $D = 6250 \cdot 0,70 \cdot 18 \cdot 5,0/874 = 450$  кг/ч.

Максимальный расход острого пара  $D$  по данным завода-изготовителя принимают равным 475 кг/ч.

Удельный расход острого пара на 1 т саломаса:

$$D_{\text{уд}} = D/m = 475/6,25 = 76 \text{ кг.}$$

Удельный расход острого пара на 1 кг отгоняемых погонов:

$$D'_{\text{уд}} = 475 : 39,7 = 12,0 \text{ кг,}$$

где 39,7 – количество летучих погонов, отгоняемых в течение 1 ч при дезодорации саломаса.

В реальных условиях расход острого водяного пара на дезодорацию колеблется в зависимости от вида жира и условий процесса.

Ниже приведены данные о расходе острого пара в зависимости от диаметра отверстий в ограничительных шайбах и давления пара.

Диаметр отверстия в ограничительных шайбах, мм	Давление пара после шайб, МПа	Расход пара на одну тарелку, кг/ч
3,75	0,1	12
4,50	0,1	17
3,75	3,5	24
4,50	3,5	36

При максимальном расходе острого пара (475 кг/ч) скорость водяного пара в центральной трубе верхней тарелки дезодорационной колонны:

$$D v / (0,785 D^2 \cdot 3600) = 475 \cdot 218 / (0,785 \cdot 0,77^2 \cdot 3600) = 62 \text{ м/с,}$$

где  $v$  – удельный объем перегретого водяного пара при температуре 230 °С и давлении 1066 Па; при этом:

$$v = RT/p = 462 \cdot 503/1066 = 218 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

*Тепловые потери колонны, покрываемые органическим теплоносителем.* При поверхности аппарата  $f = 108 \text{ м}^2$  и потерях с  $1 \text{ м}^2$  теплоизоляции  $q_n = 1100 \text{ кДж} / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  потери составляют:

$$Q = 1100 \cdot 108 = 118800 \text{ кДж/ч} = 33 \text{ кВт.}$$

### 3.2. Расчет скруббера

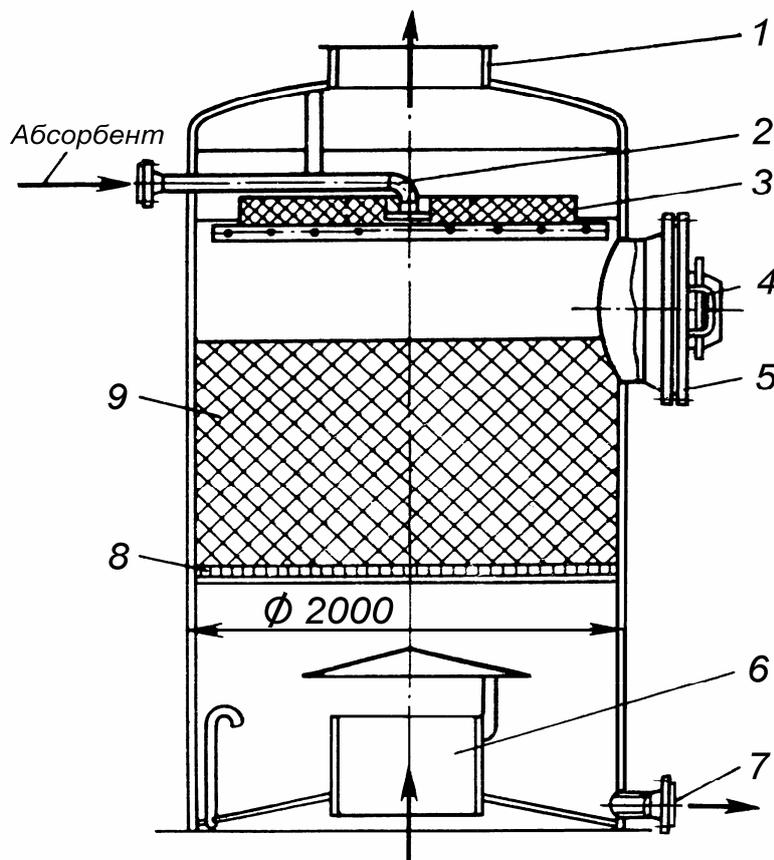


Рис. 5. Насадочный скруббер для абсорбции жировых веществ, удаляемых при дезодорации

Скруббер, установленный на крышке дезодорационной колонны, предназначен для проведения процесса абсорбции погонов, поступающих из дезодоратора вместе с водяным паром. Он представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат из стали с выпуклой крышкой и днищем в форме обратного конуса (рис. 5). Размеры скруббера: диаметр – 2 м; высота – 2,83 м.

В качестве абсорбента применяют нейтральное масло.

Процесс абсорбции протекает на поверхности соприкосновения жидкой и газовой фаз. Поэтому в скруббере для поглощения газов жидкостью создана развитая поверхность контакта между парогазовой смесью и абсорбентом. Эта поверхность образована насадкой из стальных колец Рашига размерами  $25 \times 25 \times 0,5$  мм.

Насадка 9 опирается на решетку 8, в которой имеется отверстие для прохода газа и стекающего потока жидкости. Парогазовая смесь из дезодоратора по трубе 6 поступает в скруббер снизу и движется вверх противотоком по отношению к циркулирующей жидкости (абсорбент). В результате абсорбции парогазовая смесь, освобожденная от большей части компонентов, покидает скруббер по трубе 1 и засасывается первым паровым эжектором. Сорбент стекает по насадке, собирается в конусном днище и покидает аппарат через патрубок 7. Для равномерного распределения

абсорбента по всему сечению аппарата в верхней части последнего установлены распылитель 2 и распределительная сетка 3. Аппарат имеет люк 5 с размещенным в нем смотровым стеклом 4. Для процесса абсорбции необходимо, чтобы парциальное давление паров, сорбируемых из парогазовой смеси компонентов, было выше, чем в жидком абсорбенте, вступающем с ними в контакт. Из-за малой относительной летучести абсорбента перенос компонента происходит преимущественно в одном направлении (из газовой фазы – в жидкую).

Абсорбция парогазовых компонентов сопровождается выделением теплоты и повышением температуры абсорбента. Это негативно влияет на процесс абсорбции, так как с ростом температуры растворимость летучих компонентов в абсорбенте снижается. Поэтому абсорбент перед подачей в скруббер непрерывно охлаждают. В процессе абсорбции температура масла, стекая по насадке, повышается на 3–10 °С, а поднимающая парогазовая смесь охлаждается в среднем до 70 °С. Температура охлаждения компонентов должна быть выше температуры застывания смеси жирных кислот.

*Тепловой баланс скруббера.* Его составляют с целью определения количества теплоты, отнимаемого от парогазовой фазы, теплоты абсорбции жирных кислот, а также количества абсорбента, дополнительно выступающего в качестве холодильного агента.

Отводимая теплота в процессах:

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

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

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

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

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

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

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

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

$$\begin{aligned} \sum Q &= Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = 149720 + 4000 + 14673 + 12362 = 180755 \text{ кДж/ч} = \\ &= 50210 \text{ Вт}. \end{aligned}$$

Максимальный расход циркуляционного агента при перепаде температуры на входе и выходе  $\Delta t = 7 \text{ °С}$ :

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

Расход циркуляционного масла по объему:

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

В расчетах фигурируют: 1,97 – удельная теплоемкость водяного пара, кДж/(кг · К); 1,95 – удельная теплоемкость жира в интервале температур 60–70 °С, кДж/(кг · К); 230 и 70 – начальная и конечная температуры парогазовой смеси, °С; 1,0 – удельная теплоемкость сухого воздуха, кДж/(кг · К); 2,31 – удельная теплоемкость жирных кислот и нейтрального жира масла в температурном интервале 70–230 °С, кДж/(кг · К); 335 – удельная теплота поглощения паров жирных кислот из водяного пара жидким абсорбентом, кДж/кг; 894 – плотность абсорбента ( $\rho$ ) при средней температуре 67 °С, кг/м<sup>3</sup>.

*Нагрузка на насадку.* При высоте слоя насадки в скруббере  $h_n = 1$  м и удельной поверхности цилиндрических колец размером (мм) 25×25×0,5 и  $f = 90$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> общая поверхность насадки:

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

Удельная нагрузка на насадку:

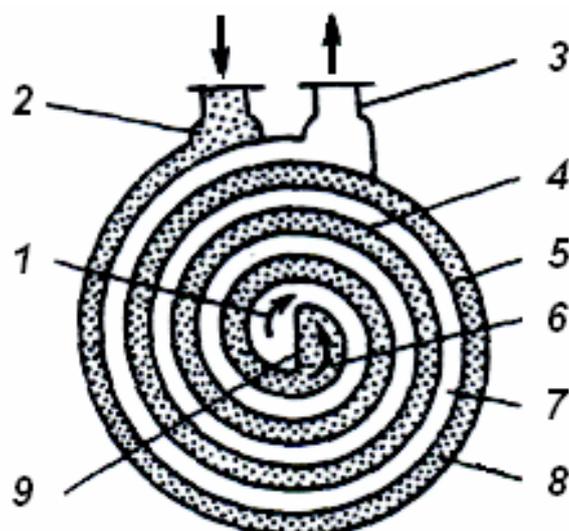
$$v = K' / \sum f = 36,9 : 283 = 0,13 \text{ кг/м}^2.$$

### 3.3. Расчет теплообменников

Линии дезодорации жиров непрерывного действия с колонными аппаратами включают несколько теплообменников интенсивного действия. Благодаря особенностям конструкции теплообменивающие среды движутся со значительной скоростью (до 2 м/с), что обеспечивает высокие коэффициенты теплопередачи и экономичные габаритные размеры оборудования.

*Регенеративный теплообменник* предназначен для предварительного подогрева жира, направляемого в дезодоратор. В теплообменнике дезодорируемый жир нагревают до 200 °С.

Схема движения теплоносителя в таком теплообменнике представлена на рис. 6.



**Рис. 6.** Схема потоков теплоносителей в регенеративном теплообменнике

Как видно из рис. 6, поверхность теплообмена в этом аппарате образуется двумя сформованными в виде спиралей металлическими листами 4 и 5. Внутренние концы спиралей присоединены к перегородке 9. Между листами образованы каналы прямоугольного сечения, по которым движутся теплоносители 7 и 8. С торцов каналы закрыты крышками с уплотняющими прокладками.

У наружных концов спиралей и у центра приварены патрубки 1 и 3 для ввода и вывода горячего дезодората, являющегося теплоносителем, и патрубки 6 и 2 для нагреваемого масла, направляемого на дезодорацию. Теплоносители движутся противотоком – по каналам 7 и 8.

Исходные данные для расчета конечной температуры жировой фракции на выходе из теплообменника и требуемой поверхности теплообмена приведены ниже.

Производительность: по исходному жиру –  $m_a = 6250$  кг/ч,  
 дезодорату –  $m_d = 6250$  кг/ч.

Температура дезодорированного жира:  
 на входе в теплообменник –  $t_1 = 230$  °С,  
 выходе из теплообменника –  $t_2 = 77$  °С.

Начальная температура исходного жира  
 на входе в теплообменник –  $t_3 = 40$  °С.

Удельная теплоемкость дезодорированного масла  
 в интервале температур 77–230 °С –  $C_d = 2,32$ , кДж/(кг·К).

Удельная теплоемкость исходного масла  
 в интервале температур 40–200 °С –  $C_a = 2,2$  кДж / (кг·К).

Конечная температура жира  $t_k$  (на выходе из теплообменника) неизвестна. Приравнявая приход теплоты к расходу, получают:

$$Q = m_a C_a (t_k - t_3) = m_d C_d (t_1 - t_2) = 6250 \cdot 2,2 (t_k - 40) = 6250 \cdot 2,32 (230 - 77) = 2218500 \text{ кДж/ч} = 616250 \text{ Вт.}$$

Преобразуя равенство, определяют конечную температуру масла на выходе из теплообменника:

$$t_k = (2\ 218\ 500 - 550\ 000) / 13\ 750 = 201,3 \approx 200 \text{ °С.}$$

Поверхность теплообменника:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) = 616250 / (250 \cdot 34) = 72,5 \text{ м}^2,$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи высокой скорости движения сред в каналах ( $K = 250$  Вт/(м<sup>2</sup>·К));  $\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур между теплообменивающими средами.

При  $\Delta t_m = 230 - 200 = 30$  °С и  $\Delta t_\theta = 77 - 40 = 37$  °С – средняя арифметическая разность температур:

$$\Delta t_{cp} = (30 + 37) / 2 = 33,5 \approx 34 \text{ °С.}$$

Концевой теплообменник-подогреватель предназначен для подогрева дезодорируемого жира до температуры 230 °С, при которой ведут процесс. В качестве теплоносителя используют минеральное масло.

В этом вертикальном спиральном теплообменнике минеральное масло движется по внутреннему каналу, а нагреваемый жир – по внешнем каналу. Минеральное масло нагревают в стационарном электрическом теплогенераторе. Исходные данные для расчета:

Производительность теплообменника –	$m = 6250$ кг/ч.
Начальная температура жира на входе в концевой теплообменник –	$t_{н} = 200$ °С.
Конечная температура жира –	$t_{к} = 230$ °С.
Удельная теплоемкость подсолнечного масла в интервале 200–300 °С –	$C = 2,6$ кДж/(кг · К).

Тепловая нагрузка на концевой теплообменник:

$$Q = m C (t_{к} - t_{н}) \cdot 1,05 = 6250 \cdot 2,6 (230 - 200) \cdot 1,05 = 511875 \text{ кДж/ч} = 142188 \text{ Вт.}$$

Требуемая площадь поверхности теплообменника:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) = 142188 / (250 \cdot 35) = 16 \text{ м}^2,$$

где  $K$  – коэффициент теплоотдачи [ $K = 250$  Вт/( $\text{м}^2 \cdot \text{К}$ )];  $\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур [при  $\Delta t_{м} = 260 - 230 = 30$  °С и  $\Delta t_{\delta} = 240 - 200 = 40$  °С средняя арифметическая разность  $\Delta t_{cp} = (30 + 40) / 2 = 35$  °С.

К установке принимают концевой теплообменник-подогреватель с площадью поверхности теплообмена 16  $\text{м}^2$ .

Тепловая нагрузка на концевой подогреватель резко возрастает при выключенном регенеративном теплообменнике, например в пусковой период.

В этот период расход теплоты составляет:

$$Q' = m C' (t_{к} - t'_{н}) \cdot 1,05 = 6250 \cdot 2,49 (230 - 150) \cdot 1,05 = 1307250 \text{ кДж/ч} = 363,125 \text{ кВт.}$$

Требуемая площадь поверхности теплообменника:

$$F' = Q' / (K \Delta t'_{cp}) = 363125 / (250 \cdot 55) = 26,4 \text{ м}^2.$$

Здесь  $C'$  – средняя теплоемкость масла в температурном интервале 150–230 °С, принимают  $C' = 2,49$  кДж/(кг · К);  $\Delta t'_{cp}$  – средняя разность температур. При  $\Delta t_{\delta} = 240 - 150 = 90$  °С и  $\Delta t_{м} = 260 - 230 = 30$  °С:

$$\Delta t'_{cp} = 90 - 30 / [2,3 \lg (90/30)] = 55 \text{ °С.}$$

При установке концевого теплообменника-подогревателя площадью поверхности 16  $\text{м}^2$  для вывода дезодорационной линии на режим потребуется время:

$$\tau = F' / F = 26,4 : 1,6 = 16 \text{ ч.}$$

*Теплообменник-холодильник для дезодората.* Он предназначен для охлаждения водой жира, выходящего из регенеративного теплообменника. Охлаждаемый жир движется по внутреннему каналу, а охлаждающая вода – по наружному каналу. Исходные данные для расчета площади поверхности теплообменника:

Производительность –  $m = 6250$  кг/ч.

Температура жира:

на входе в теплообменник-холодильник –  $t_{н} = 77$  °С,

выходе из теплообменника-холодильника –  $t_{к} = 40$  °С.

Температура воды:

на входе в теплообменник-холодильник –  $t_{в.н} = 27$  °С,

выходе из теплообменника-холодильника –  $t_{в.к} = 37$  °С.

Удельная теплоемкость жира

в интервале температур 40–77 °С  $c = 1,95$  кДж/(кг · К).

Тепловая нагрузка на теплообменник-холодильник:

$$Q = mC (t_{н} - t_{к}) = 6250 \cdot 1,95 (77 - 40) = 450938 \text{ кДж/ч} = 125260 \text{ Вт.}$$

Площадь поверхности теплообмена аппарата:

$$F = Q / (K \Delta t_{cp}) = 125260 / (300 \cdot 24) = 17,4 \text{ м}^2,$$

где  $\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур между средами.

При  $\Delta t_{\bar{\theta}} = 77 - 37 = 40$  °С и  $\Delta t_{\bar{m}} = 40 - 27 = 13$  °С средняя логарифмическая разность температур  $\Delta t_{cp} = (40 - 13) / [2,3 \lg (40/13)] = 24$  °С.

Коэффициент теплопередачи от охлаждающей воды к жиру в теплообменниках-холодильниках этого типа  $K = 300$  Вт/(м<sup>2</sup> · К).

Принимают к установке пластинчатый теплообменник-холодильник площадью поверхности 18 м<sup>2</sup>.

Расход воды в теплообменнике-холодильнике:

$$W = Q / [t_{в.к} - t_{в.н}] = 450938 / [(37 - 27) 4,19 \cdot 1000] = 10,8 \text{ м}^3.$$

*Теплообменник-холодильник для абсорбента* предназначен для охлаждения циркулирующего агента в скруббере, установленном над дезодоратором.

Тепловая нагрузка согласно расчетам:

$$\sum Q = 180755 \text{ кДж/ч} = 50210 \text{ Вт.}$$

В качестве охлаждающего агента используют обратную воду с начальной температурой  $t_{в.н} = 27$  °С и конечной температурой  $t_{в.к} = 35$  °С.

Требуемая площадь поверхности теплообмена холодильника:

$$F = \sum Q / (K \Delta t_{cp}) = 50210 / (300 \cdot 32) = 5,2 \text{ м}^2,$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи, принимают  $K = 300$  Вт/(м<sup>2</sup> · К);  
 $\Delta t_{cp}$  – средняя разность температур между обменивающимися теплом средами.

При  $\Delta t_m = 66 - 35 = 31$  °С и  $\Delta t_{\delta} = 60 - 27 = 33$  °С средняя арифметическая разность  $\Delta t_{cp} = (31+33)/2 = 32$  °С.

Принимают пластинчатый холодильник интенсивного действия с площадью поверхности теплообмена  $F = 6$  м<sup>2</sup>.

Расход воды в холодильнике составит:

$$W'' = 180755 / [(35 - 27) 4,19 \cdot 1000] = 5,4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

#### 4. ОСНОВНЫЕ РАСЧЕТЫ ЛИНИИ ДЕЗОДОРАЦИИ ЖИРОВ ПЕРИОДИЧЕСКИМ МЕТОДОМ

Дезодоратор периодического действия представляет собой вертикальный сварной аппарат с цилиндрическим корпусом 1, эллиптическим днищем 4 и крышкой 5 (рис. 7). На крышке расположены сухопарник 7 с каплеотбойником 8 и патрубок 6 для отходящего пара. Внутри аппарата размещены шесть греющих змеевиков 2 для глухого пара и барботер 3 для подачи острого перегретого водяного пара.

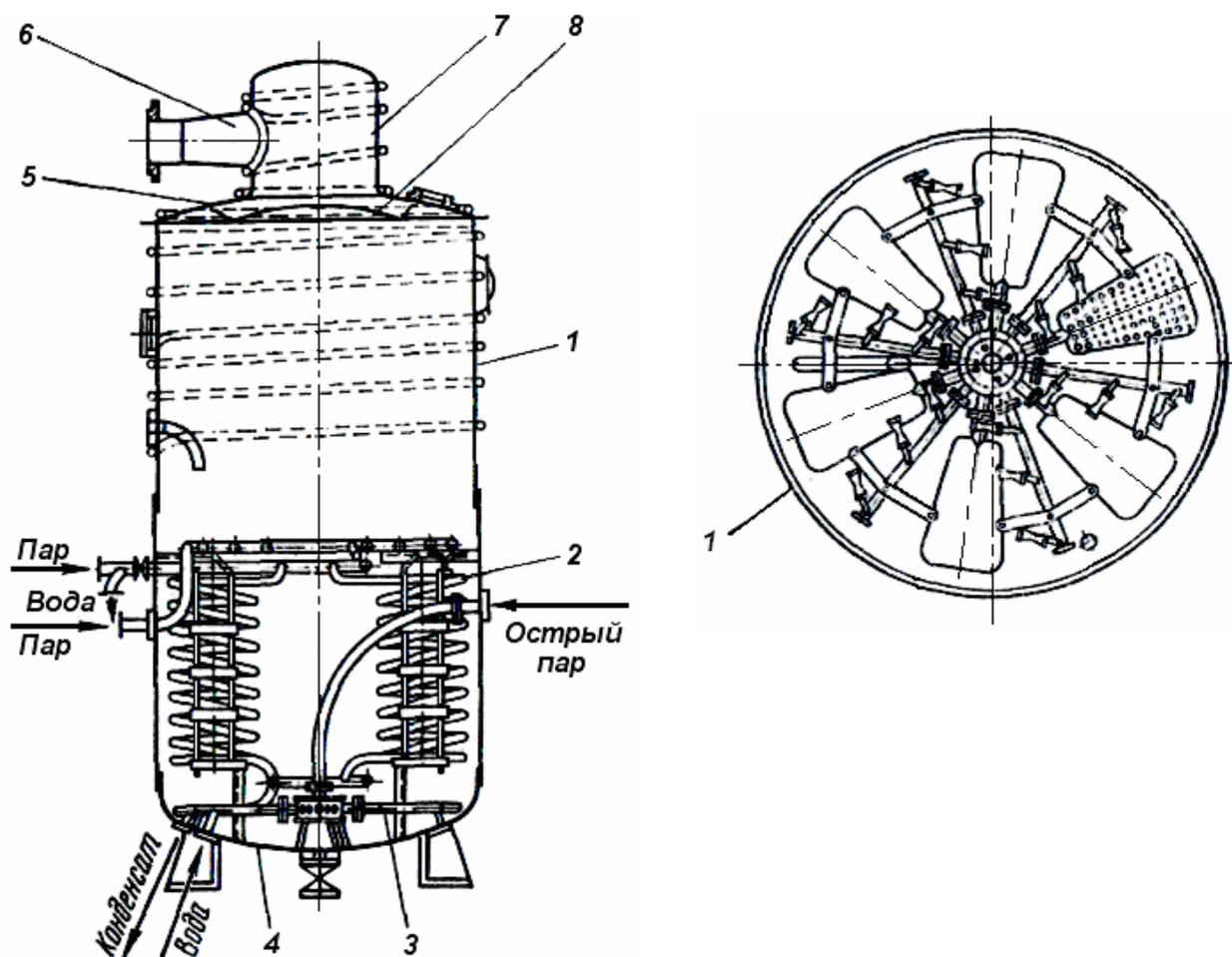


Рис. 7. Дезодоратор периодического действия

Дезодоратор снабжен комплектом контрольно-измерительных приборов и запорной арматуры. Корпус аппарата и все другие детали, соприкасающиеся с жиром, изготовлены из кислотостойкой стали. Аппарат рассчитан для работы в условиях глубокого вакуума.

Исходные данные для расчета:

Единовременная загрузка дезодорируемого жира –  $g = 5000$  кг.

Температура жира, поступающего в дезодоратор регенеративного теплообменника, –  $t_{ж.н} = 130$  °С.

Конечная температура жира в процессе дезодорации –  $t_{ж.к} = 200$  °С.

Температура греющего пара, подаваемого в змеевик дезодоратора (пар, давление 2,2 МПа), –  $t_n = 216$  °С.

Время нагрева жира до 200 °С –  $\tau = 40$  мин.

Удельная теплоемкость жира в интервале температур 130–200 °С –  $C = 2,37$  кДж/(кг · К).

Остаточное давление в дезодораторе –  $p = 0,67$  кПа.

Температура острого перегретого пара, подаваемого на дезодорацию, –  $t_{n.n} = 300$  °С.

Полезная вместимость дезодоратора при плотности жира  $\rho = 800$  кг/м<sup>3</sup>:

$$V = g/\rho = 5000 : 800 = 6,25 \text{ м}^3.$$

Полная вместимость дезодоратора при степени заполнения  $\varphi = 0,5$ :

$$V_n = V/\varphi = 6,25 : 0,5 = 12,5 \text{ м}^3.$$

Производительность дезодоратора определяется продолжительностью цикла. Продолжительность цикла дезодорации (ч) приведена ниже:

Заполнение аппарата – 0,35.

Нагрев до 200 °С и деаэрация – 0,65.

Дезодорация – 2,5.

Охлаждение (передача в приемник-холодильник) – 1,0.

Продолжительность цикла – 4,5.

Суточная производительность дезодоратора:

$$M = g \cdot 24/4,5 = 5000 \cdot 24/4,5 = 26650 \text{ кг} = 26,7 \text{ т/сут.}$$

Один дезодоратор обеспечивает заданную производительность участка рафинации.

*Расчет поверхности теплообменника греющих змеевиков.*

Расход теплоты на нагревание дезодорируемого жира:

$$Q = g \cdot C (t_{ж.к} - t_{ж.н}) 1,05 = 5000 \cdot 2,37 (200 - 130) 1,05 = 871000 \text{ кДж.}$$

Часовой расход теплоты при нагревании жира в течение 40 мин составит:

$$Q_{ч} = 871000 \cdot 60/40 = 1306500 \text{ кДж/ч} = 362917 \text{ Вт.}$$

Расход водяного пара давлением 2,2 МПа при полезной энтальпии  $i = 1691$  кДж/кг:

$$D' = Q/I = 871000 : 1691 = 515 \text{ кг.}$$

Расход водяного пара составляет:

$$D = D' \cdot 60/40 = 515 \cdot 60/40 = 773 \text{ кг/ч.}$$

Требуемая поверхность теплообмена греющих змеевиков

$$F = Q_ч / (K \Delta t_{cp}) = 362917 / (300 \cdot 42,2) = 28,7 \text{ м}^2,$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к жиру;  $K = 300$  Вт/(м<sup>2</sup> · К)];  $\Delta t_{cp}$  – средняя логарифмическая разность температур.

При начальной разности температур  $\Delta t_0 = 216 - 130 = 86$  °С и конечная разность  $\Delta t_m = 216 - 200 = 16$  °С средняя логарифмическая разность температур  $\Delta t_{cp} = (86 - 16) / [2,3 \lg (86/16)] = 42,2$  °С.

С небольшим запахом, учитывая образование отложений на стенках змеевиков, принимают:

$$F' = F \cdot 1,1 = 28,7 \cdot 1,1 = 31,6 \text{ м}^2.$$

Поверхность теплопередачи в дезодораторе образуется змеевиками, изготовленными из кислотостойких стальных труб диаметром 38 мм.

Поверхность теплообменника таких труб  $f = 0,11 \text{ м}^2/\text{м}$ .

Общая длина труб змеевика:

$$l = F' / f = 31,6 : 0,11 = 287 \text{ м.}$$

Длина труб в каждом змеевике не должна быть чрезмерно большой, так как скопление конденсата, особенно в нижней части змеевика, снижает коэффициент теплопередачи и увеличивает сопротивление.

С учетом этого рассчитанная длина труб каждой из 6 секций:

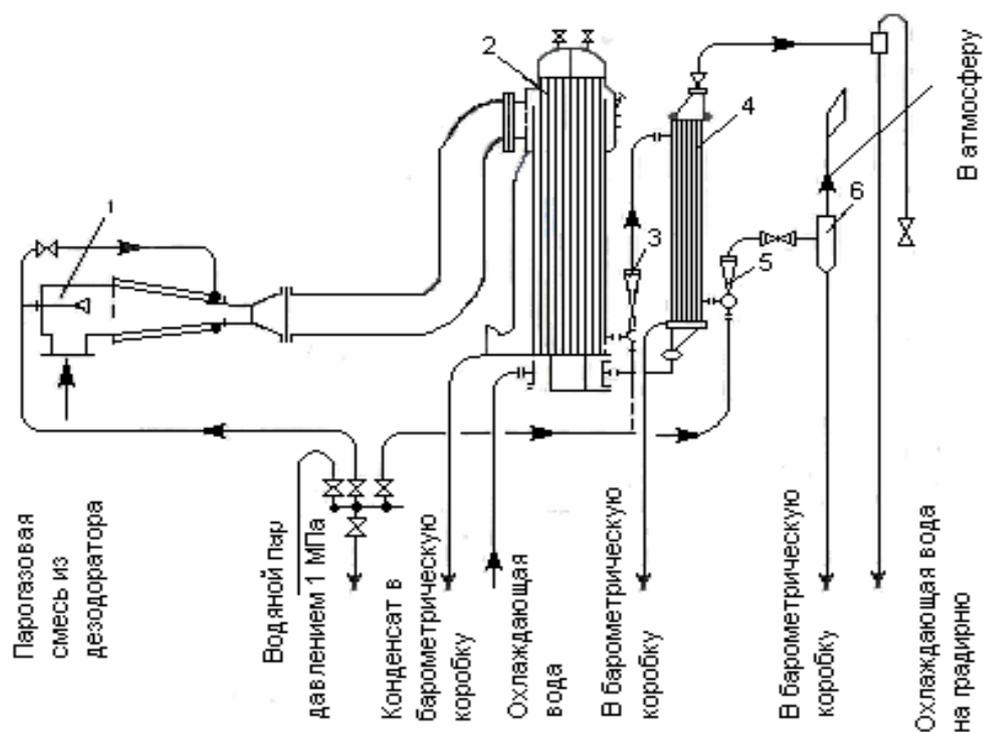
$$L = l/6 = 287 : 6 = 48 \text{ м.}$$

Отношение  $L/d = 48 : 0,0038 = 1263$ , что находится в пределах допустимого.

*Пароэжекторный вакуум-насос с поверхностными конденсаторами.*

Пароэжекторный вакуум-насос с поверхностными конденсаторами (рис. 8) предназначен для откачки из дезодоратора парогазовой смеси и создания в аппарате остаточного давления 0,5–0,8 кПа. С целью предотвращения загрязнения охлаждающей воды жировыми компонентами при дезодорации охлаждение и конденсация паров, отходящих из дезодоратора, осуществляются в поверхностных конденсаторах. При этом парогазовая смесь проходит в межтрубном пространстве, а охлаждающая вода – по трубам.

Образующийся конденсатор из межтрубного пространства каждого конденсатора отводится в барометрическую коробку отдельными барометрическими трубами. Возможность установки на технологической линии вакуум-насоса предусматривается технологическим регламентом.



**Рис. 8.** Пароэжекторный вакуум-насос с поверхностными конденсаторами

Парогазовую смесь отсасывают из дезодоратора первым эжектором 1 и подают в первый кожухотрубный конденсатор 2, в котором конденсируется основная масса водяного пара и жирных компонентов.

Несконденсированная газовая смесь поступает во второй эжектор 3, который подает ее во второй кожухообразный конденсатор 4. Из последнего несконденсировавшиеся газы выбрасываются эжектором третьей ступени 5 в атмосферу, через водоотделитель 6. Конденсат из холодильников 2 и 4 по трубам стекает в барометрическую коробку, являющуюся одновременно жироловушкой. Всплывающие вверх жировые компоненты собирают и утилизируют, а отделившийся водный конденсат направляют в систему очистки сточных вод.

Охлаждающая вода последовательно переходит из первого конденсата во второй, благодаря чему обеспечивается экономное использование водных ресурсов.

Исходные данные для расчета трехступенчатого пароэжекторного вакуум-насоса к дезодоратору периодического действия:

Давление, кПа,

на стороне всасывания –

$$p_{н1} = 0,67,$$

выходе из последней ступени –

$$p_{к} = 106,6,$$

рабочего пара –

$$p_{п} = 980,6.$$

Температура отсасываемой смеси из дезодоратора –	$t_{zc} = 110 \text{ }^\circ\text{C}.$
Начальная температура охлаждающей воды –	$t_{в.н} = 27 \text{ }^\circ\text{C}.$
Масса отсасываемой из дезодоратора парогазовой смеси, кг/ч, –	$G_1 = 140,$
в т.ч.	
водяного пара –	$D_o = 120,$
жировых компонентов –	$g_n = 12,$
воздуха –	$d = 8.$

Для обслуживания дезодоратора принимается трехступенчатый парожеторный вакуум-насос с двумя промежуточными кожухотрубными конденсаторами.

Эжекторы работают при параметрах, представленных в табл. 5.

Общая степень сжатия вакуум-насоса:

$$K_{общ} = p_{к} / p_{н1} = 106,6 : 0,67 = 160.$$

Степень сжатия в эжекторах:

первой ступени –

$$R_1 = 6 : 0,67 = 9;$$

второй ступени –

$$R_2 = 25,33 : 6 = 4,22;$$

третьей ступени –

$$R_3 = 106,7 : 25,33 = 4,21.$$

Степень расширения рабочего пара в эжекторе:

$$E_1 = p_n / p_{н1} = 980,6 : 0,67 = 1483.$$

Так как при принятых параметрах диаметр горла эжектора первой ступени выше 100 мм, степень сжатия увеличивается (коэффициент 1,05). Тогда справедливо выражение:

$$R = R_1 \cdot 1,05 = 9 \cdot 1,05 = 9,45.$$

Удельный расход рабочего пара определяется по диаграмме. При  $R_1 = 9,45$  и  $E_1 = 1463$  удельный расход  $b_1 = 3,92$  кг/кг.

Расход рабочего пара в эжекторе первой ступени:

$$D_1 = b_1 G_1 = 3,95 \cdot 140 = 549 \text{ кг/ч}.$$

Таблица 5

### Параметры работы эжектора

Степень эжектора	Обозначение	Давление всасывания, кПа	Обозначение	Давление нагнетания, кПа
Первая	$p_{н1}$	0,67	$p_{к4}$	6,0
Вторая	$p_{н2}$	6,0	$p_{к5}$	25,33
Третья	$p_{н3}$	25,33	$p_{к6}$	106,6

Масса парогазовой смеси, поступающей в первый поверхностный конденсатор:

$$G_{к1} = D_1 + G_1 = 549 + 140 = 689 \text{ кг/ч,}$$

в том числе масса водяного пара

$$D = D_0 + D_1 = 120 + 549 = 669 \text{ кг/ч.}$$

Масса паров жировых погонов:  $g_n = 12 \text{ кг/ч.}$

*Отходы и потери жиров.*

Начальная кислотность масла (кислотное число 0,25 мг КОН/г) –  $ж_н = 0,125 \%$ .

Конечная кислотность масла (кислотное число 0,03 мг КОН/г) –  $ж_к = 0,015 \%$ .

Масса жирных кислот, образующихся в результате гидролиза, –  $ж_2 = 0,030 \%$ .

На основании этих данных находят массу свободных жирных кислот, отгоняемых в процессе дезодорации:

$$ж_{ун} = ж_н - ж_к + ж_2 = 0,125 - 0,015 + 0,030 = 0,140 \% = 1,4 \text{ кг/т.}$$

Содержание отгоняемых при дезодорации одорирующих веществ, не имеющих кислой реакции, колеблется в широком интервале и зависит от вида жира и его качества. Так, для подсолнечного масла нормального качества принимают, что масса отгоняемых одорирующих веществ составляет:  $ж_о = 250 \text{ мг/кг} = 0,25 \text{ кг/т.}$

Вместе с жирными кислотами и одорирующими веществами из дезодорационного аппарата острый водяной пар уносит с собой механически увлеченный нейтральный жир. Можно принять, что масса этого жира при постоянных условиях (температура, давление) пропорциональна количеству впрыскиваемого водяного пара. Принимая, что унос составляет 0,001 % от массы острого пара и расход его при дезодорации  $D_{уд} = 50 \text{ кг/т,}$  находят массу уносимого нейтрального масла:

$$ж_н = D_{уд} \cdot 0,001 = 50 \cdot 0,001 = 0,05 \% = 0,5 \text{ кг/т.}$$

Общая масса жировых погонов, уносимых из дезодорируемого жира:

$$\sum ж_у = ж_{ун} + ж_о + ж_н = 1,4 + 0,25 + 0,5 = 2,15 \text{ кг/т.}$$

При часовой производительности дезодорационной колонны  $m = 6,25 \text{ т}$  жиров масса уносимых жировых компонентов составит:

$$П = \sum ж_у \cdot m = 2,15 \cdot 6,25 = 13,4 \text{ кг/ч.}$$

В скруббере отходящая из дезодорационной колонны парогазовая смесь охлаждается и при взаимодействии с абсорбентом большая часть погонов поглощается орошающим маслом. Часть компонентов в виде парогазовой смеси из скруббера отсасывается эжектором первой ступени вакуум-насоса и нагнетается в водяные конденсаторы смешения.

Массу уносимых эжектором жирных кислот находят:

$$g_{ж.к} = D_{уд} \cdot M_{ж.к} \cdot p_k / [M_v(p - p_k)] = 50 \cdot 228 \cdot 0,5 / [18(1066 - 0,5)] = 0,3 \text{ кг/т,}$$

где  $M_{ж.к}$  – молекулярная масса наиболее летучих жирных кислот (принимают по миристиновой кислоте –  $M_{ж.к} = 228$ );  $M_v$  – молекулярная масса воды ( $M_v = 18$ );  $p$  – давление в верхней части скруббера ( $p = 1066$  Па);  $p_k$  – парциальное давление паров миристиновой кислоты при температуре в верхней части скруббера  $80^\circ\text{C}$  ( $p_k = 0,5$  Па).

Количество механически уносимых парогазовой смесью в конденсаторы одорирующих веществ и нейтрального жира принимают в количестве 50 % от массы жирных кислот:

$$y = g_{ж.к} \cdot 0,5 = 0,3 \cdot 0,5 = 0,15 \text{ кг/т.}$$

Суммарное количество уносимых жировых компонентов в конденсаторы парозежекторного вакуума-насоса:

$$y_k = g_{ж.к} + y = 0,3 + 0,15 = 0,45 \text{ кг/т.}$$

Соответственно в час:

$$y_{ч} = y_k \cdot t = 0,45 \cdot 6,25 = 2,8 \text{ кг/ч.}$$

Количество жировых компонентов, абсорбируемых в скруббере:

$$K = П - y_{ч} = 13,4 - 2,8 = 10,6 \text{ кг/ч.}$$

Масса и состав компонентов, поступающих в скруббер, поглощаемых абсорбентом и уносимых в конденсаторы при дезодорации, указаны в табл. 6.

Таблица 6

**Масса и состав компонентов, поступающих в скруббер, поглощаемых абсорбентом и уносимых в конденсаторы**

Компоненты	Поступает в скруббер			Уносится из скруббера			Поглощается абсорбентом в скруббере		
	на 1т масла, кг	на 1 аппарат, кг/ч	%	на 1т масла, кг	на 1 аппарат, кг/ч	%	на 1т масла, кг	на 1 аппарат, кг/ч	%
Всего	2,15	13,4	100	0,45	2,8	100	1,7	10,6	100
В том числе:									
жирные кислоты	1,40	8,75	65,30	0,30	1,90	67,90	1,10	6,85	4,60
одорирующие вещества	0,25	1,55	11,60	0,15	0,90	32,10	0,60	3,75	35,40
нейтральный жир	0,50	3,10	23,10						

Абсорбция из газовой фазы жировых погоннов в скруббере осуществляется охлажденным циркулирующим абсорбентом.

Масса его по технологическим условиям составляет:  $G_{ад} = 600$  кг.

Постепенно абсорбент обогащается поглощенными свободными жирными кислотами и нейтральными продуктами, и его периодически заменяют свежим. Замену проводят так, чтобы абсорбент полностью обновился один раз за 3 сут. За это время в нем накапливаются следующие компоненты:

Все компоненты –  $G_k = 10,6 \cdot 24 \cdot 3 = 763$  кг,

в т. ч.

свободные жирные кислоты –  $G_{ж.к} = 6,85 \cdot 24 \cdot 3 = 493$  кг,

нейтральные продукты

(одорирующие вещества и нейтральный жир) –  $G = 3,75 \cdot 24 \cdot 3 = 270$  кг.

Общая масса циркулирующего абсорбента и поглощенных компонентов к концу третьих суток:

$$O = G_{ад} + G_k = 600 + 763 = 1363 \text{ кг.}$$

Концентрация свободных жирных кислот в циркулирующей смеси:

$$a = G_{ж.к} \cdot 100/O = 493 \cdot 100/1363 = 36,2 \text{ \%}.$$

Удельный расход абсорбента на поглощение жировых компонентов в скруббере в расчете на 1 т дезодората:

$$z = G_m/(150 \cdot 3) = 600/(150 \cdot 3) = 1,33 \text{ кг/т.}$$

При установившемся режиме ежесуточно из скруббера отводится:

$G_c = O/3 = 1363 : 3 = 455$  кг смеси абсорбента со сконденсировавшимися погоннами, при этом подается 200 кг свежего масла.

*Примечание.* При изменении начальной кислотности дезодорируемого жира частота смены циркулирующего масла соответственно изменяется.

Выход дезодорированного подсолнечного масла и масса образующихся отходов и потерь составляют:

дезодорированное масло – 997,85 кг/т;

отходы при дезодорации (погоны, переходящие в абсорбент) – 1,70 кг/т;

безвозвратные потери – 0,45 кг/т.

Общая масса отходов масла при дезодорации увеличивается за счет циркулирующего в скруббере масла, которое используется на технические цели, и составляет:

$$G_o = z + 1,70 = 1,33 + 1,70 = 3,03 \approx 3 \text{ кг/т.}$$

Удельный расход рафинированного отбеленного подсолнечного масла на 1 т дезодорированного масла:

$$B = 1000 \cdot 1000/997,85 = 1002,15 \text{ кг.}$$

Удельный расход рафинированного продукта на 1 т дезодорированного продукта с учетом циркуляции в скруббере:

$$B_l = 1000 \cdot 1000/(997,85 - 1,33) = 1003,50 \text{ кг.}$$

Масса абсорбента в цехе производительностью  $M = 300$  т/сут составляет:

$$G_a = g_o M = 3 \cdot 300 = 900 \text{ кг/сут.}$$

Поиск новых методов использования этих отходов является одной из важнейших задач науки и техники.

## 5. РАСЧЕТ ПРИЕМНО-СОХРАННОГО ОБОРУДОВАНИЯ

Емкости для приема жидкого сырья и хранения промежуточных продуктов, а также бункеры для сыпучих материалов рассчитывают исходя из суточного запаса (на объем, не превышающий суточный запас). ЛВЖ целесообразно подавать в цех по трубопроводам непосредственно с общезаводского склада.

При расчете объема емкости учитывают коэффициент заполнения, коэффициент запаса сырья или коэффициент неполноты опорожнения емкости:

$$v = \frac{P_c \cdot K_1}{\rho \cdot K_3} \quad (5.1)$$

или

$$v = \frac{P_c \cdot a \cdot K_1}{24\rho \cdot K_3} = \frac{P_q \cdot a \cdot K_1}{\rho \cdot K_3}, \quad (5.2)$$

где  $v$  – объем емкости,  $\text{м}^3$ ;

$P_c, P_q$  – суточная, часовая потребность в сырье, т/сут или т/ч;

$K_1$  – коэффициент запаса сырья в емкости

или коэффициент неполноты опорожнения (до 1,2);

$K_3$  – коэффициент заполнения емкости (0,8–0,9);

$\rho$  – плотность жидкости,  $\text{т/м}^3$ ;

$a$  – запас сырья в емкости.

Число емкостей выбранного стандартного объема рассчитывают:

$$П = \frac{P_c \cdot a \cdot K_1}{24v \cdot \rho \cdot K_3}, \quad (5.3)$$

где  $П$  – число емкостей;

$P_c$  – суточная потребность цеха в жидком продукте, т/с;

$a$  – суточный (при  $a = 24$ ) или  $n$ -часовой ( $n = 3-8$  и т.д.) запас сырья в цехе, т/сут или т/ч;

$v$  – объем емкости,  $\text{м}^3$ .

$K_1$  и  $K_3$  – коэффициент запаса и коэффициент заполнения емкости (0,8 – 0,9) соответственно.

Ближайший объем находят по ГОСТ 9931-81, ГОСТ 20680-75.

При определении объема и размеров бункера для сыпучего пищевого сырья исходными данными являются: производительность или потребность

цеха в продукте, т/сут; насыпная плотность продукта, т/м<sup>3</sup>; коэффициент заполнения и коэффициент неполноты опорожнения.

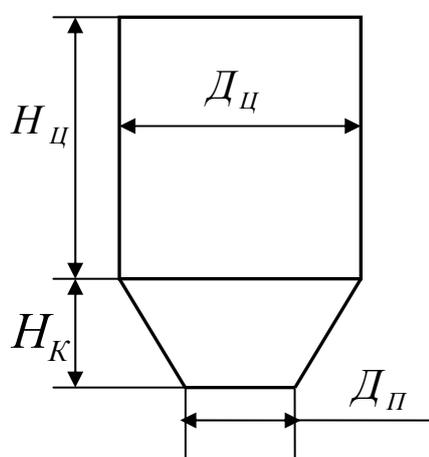
Расчетное выражение имеет вид:

$$V_{\delta} = \frac{P_c \cdot a \cdot K_1}{24 \rho_H \cdot K_3}, \quad (5.4)$$

где  $V_{\delta}$  – объем бункера, м<sup>3</sup>;

$\rho_H$  – насыпная плотность продукта (плотность с учетом пустот между частицами), т/м<sup>3</sup>.

Как правило, бункер имеет цилиндроконическую форму, поэтому при определении геометрических размеров задаются внутренним диаметром и высотой цилиндрической части бункера (рис. 9). По этим данным находят объем цилиндрической части бункера:



$$V_{\text{ц}} = \frac{\pi D_{\text{ц}}^2}{4} H_{\text{ц}}, \quad (5.5)$$

где  $V_{\text{ц}}$ ,  $D_{\text{ц}}$ ,  $H_{\text{ц}}$  – соответственно объем, диаметр и высота цилиндрической части бункера, м<sup>3</sup>.

**Рис. 9.** Цилиндрическая часть бункера для сыпучего пищевого сырья

Объем конической части бункера:  $V_{\text{к}} = V_{\delta} - V_{\text{ц}}$ . Принимая диаметр выходного патрубка  $D_{\text{п}}$ , находят высоту конической части бункера по формуле:

$$H_{\text{к}} = \frac{12 V_{\text{к}}}{\pi (D_{\text{ц}}^2 + D_{\text{п}}^2 + D_{\text{ц}} + D_{\text{п}})}. \quad (5.6)$$

Угол при вершине конуса:

$$\alpha = 2a \operatorname{tg} \frac{D_{\text{ц}} - D_{\text{п}}}{2H_{\text{к}}}. \quad (5.7)$$

Величина этого угла должна обеспечивать хорошее сыпание продукта и предотвращать опасность образования сводов в конической части.

Весовые мерники, бункеры для сырья и другие дозаторы в периодических процессах рассчитывают по максимальной загрузке в аппарат.

## 6. РАСЧЕТ ЛЕНТОЧНОГО КОНВЕЙЕРА

Как правило, требуется рассчитать теоретическую производительность конвейерного устройства для транспортирования укупоренных в емкости пищевых жиров.

Наиболее часто для этих целей применяют ленточный конвейер. Принцип его работы заключается в том, что электродвигатель приводит в движение барабан, который при вращении сообщает энергию ленте конвейера. Лента замкнута в пространстве и имеет плоскую форму; в отдельных случаях на ней имеется желоб. Напряжение на ленте характеризуется постоянными величинами. Ленте придают поступательное движение, за счет чего попадающий на нее груз или укупоренный продукт выгружается в определенной точке. При этом используют специальное разгрузочное устройство.

### *Расчет*

Потребная производительность конвейера определяется количеством груза, который поступает на конвейер в единицу времени и должен быть перемещен им в заданном направлении и на заданное расстояние. Производительность выражают массой (кг, т) или объемом перемещаемых грузов (л, м<sup>3</sup>) в единицу времени. За единицу времени обычно принимают 1 ч. Иногда потребную производительность указывают за смену или за сутки. Если указана производительность за смену ( $G_{см}$ ), продолжительность смены ( $\tau_{см}$ ) и время, в течение которого конвейер работает (машинное время  $\tau_{м}$ ), тогда средняя часовая производительность конвейера:

$$G_{cp} = \frac{G_{см}}{\tau_{см}} = \frac{G_{см}}{\tau_{см} \cdot K_{BP}} \text{ т/ч,} \quad (6.1)$$

где  $K_{BP}$  – коэффициент, определяющий степень использования конвейера во времени; при этом

$$K_{BP} = \frac{\tau_{м}}{\tau_{см}} \leq 1. \quad (6.2)$$

Если поступление груза в течение машинного времени происходит неравномерно и в отдельные периоды возрастает в  $K_H$  раз по отношению к средней производительности, то производительность  $G$  конвейера:

$$G = G_{cp} \cdot K_H = \frac{G_{см}}{\tau_{см}} \frac{K_H}{K_{BP}} \text{ т/ч,} \quad (6.3)$$

где  $K_H$  – коэффициент неравномерности.

Часто производительность указывают в объемных единицах. Соответствующую величине  $G$  объемную производительность находят:

$$\frac{G}{\gamma} = \frac{V_{cm}}{\tau_{cm}} \frac{K_H}{K_{BP}} \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (6.4)$$

где  $\gamma$  - объемный вес насыпного груза, т/м<sup>3</sup>.

Для определения производительности конвейера можно также использовать формулу (6.5):

$$G = 3600 F \cdot v \cdot \rho \cdot \varphi, \quad (6.5)$$

где  $F$  - площадь поперечного сечения пищевого продукта на ленте, м<sup>2</sup>;

$\varphi$  - коэффициент заполнения ленты грузом ( $\varphi = 0,6-0,9$ );

$\rho$  - плотность пищевого материала, г/см<sup>3</sup>;

$v$  - скорость движения ленты, м/с.

Для горизонтальных конвейеров с плоской лентой используют формулу (6.6):

$$G_{пл} = 0,04 \vartheta^2 \cdot v \cdot \rho, \quad (6.6)$$

где  $\vartheta$  - ширина ленты конвейера, м.

Данная величина принимает регламентированные значения, м: 0,3; 0,4; 0,5; 0,65; 0,8; 1,0.

Если используется конвейер с лентой, имеющей желоб, формула (6.6) преобразуется в формулу (6.7):

$$G_{жс} = 0,056 \vartheta^2 \cdot v \cdot \rho. \quad (6.7)$$

Если линия конвейера расположена под наклоном к линии горизонта, формула для расчета принимает вид:

$$G_H = G (1 - 0,02 \beta), \quad (6.8)$$

где  $G$  - берут из (6.6), если лента является плоской;

$\beta$  - угол наклона конвейера к горизонту.

В отдельных случаях в масложировой промышленности необходимо рассчитать скорость движения насыпных грузов. При этом применяют ленты с вертикальными бортами. Тогда используют расчетную формулу:

$$G_{\sigma} = (1,5 \dots 2,0) G. \quad (6.9)$$

Производительность ленточного конвейера, наклоненного к линии горизонта, определяют:

$$\left. \begin{aligned} G_H &= G \cos^3 \beta \\ G_H &= G \cos^4 \beta \end{aligned} \right\}. \quad (6.10)$$

Косинус в третьей степени берут в том случае, если  $\beta \leq 20^\circ$ , а в четвертой степени ( $\cos^4 \beta$ ) - в случае, если  $\beta > 20^\circ$ .

Производительность при транспортировке штучного груза:

$$G_{шт} = 3600 \frac{v}{d} K_p \varphi_H, \quad (6.11)$$

где  $d$  – расстояние между центрами изделий на ленте, м;

$K_p$  – число рядов изделий по ширине ленты (чаще всего  $K_p = 1$ );

$\varphi_H$  – коэффициент использования теоретической производительности конвейера ( $\varphi_H = 0,8-1,0$ ).

При расчетах пользуются различными понятиями производительности конвейера.

*Теоретическая производительность* – максимальная производительность конвейера при наибольшем заполнении ленты грузом.

*Техническая (паспортная) производительность* – производительность, соответствующая номинальному режиму работы. Она может быть значительно ниже теоретической производительности.

*Эксплуатационная производительность* – производительность, определяемая из фактического потока грузов, поступающих на конвейер. При ее расчете учитывают перерывы в работе по техническим и эксплуатационным причинам.

При этом используют величину приведенной ширины ленты:

$$b^* = 0,9 b - 0,05, \quad (6.12)$$

где  $b$  – номинальная ширина ленты, м.

В отдельных случаях в формуле (6.5) величина площади поперечного сечения груза неизвестна, поэтому для расчета применяют формулу:

$$F = 0,25 b^{*2} \cdot \operatorname{tg} \varphi', \quad (6.13)$$

где  $\varphi'$  – угол естественного откоса материала груза в движении, который выбирают, пользуясь данными из табл. 9.

Значения  $b$  и  $v$  берут из табл. 7 – с учетом номера варианта задания, предложенного преподавателем. Максимально допустимые скорости лент известной ширины для конвейеров представлены в табл. 8. Сначала на основании данных табл. 7 определяют величину приведенной ширины ( $b^*$ ), а затем – площадь поперечного сечения груза ( $F$ ).

Расчет технической производительности ленточного конвейера ведут по формуле (6.6):

$$G_{техн} = 0,04 b^2 \cdot v \cdot \rho.$$

Например,  $G_{техн} = 0,04 \cdot 0,6^2 \cdot 0,8 \cdot 0,38 = 0,0044$  т/ч.

Аналогично определяют и теоретическую производительность конвейера. Эксплуатационную производительность для непрерывного конвейера не рассчитывают. При необходимости в формулу вводят угол наклона конвейера  $\beta$ , пользуясь данными табл. 9.

Таблица 7

## Данные для определения производительности ленточного конвейера

№ варианта	Ширина ленты, мм	Скорость движения ленты, м/с	№ варианта	Ширина ленты, мм	Скорость движения ленты, м/с
1	400	0,40 0,50 0,63 0,80	7	1400	1,00; 1,25 1,60; 2,00 2,50; 3,15 4,0
2	500	1,0 1,25 1,60 2,0	8	1600	1,25; 1,60 2,00; 2,50 3,15; 4,00
3	650	0,50; 0,63 0,80; 1,00 1,25; 1,60 2,00; 2,50	9	2000	1,60; 2,00 2,50; 3,15 4,00
4	800	0,63; 0,80 1,00; 1,25 1,60; 2,00 2,50; 3,15; 4,00	10	2500 (2250)	1,60; 2,00 2,50; 3,15 4,00
5	1000	0,8; 1,00 1,25; 1,60 2,00; 2,50 3,15; 4,00	11	3000 (2750)	1,6; 2,00 2,50; 3,15 4,00
6	1200	0,80; 1,00 1,25; 1,60 2,00; 2,50 3,15; 4,00			

Таблица 8

## Максимально допустимые скорости лент для ленточных конвейеров

Характеристика груза	Ширина ленты, мм							
	400–500	650	800	1000	1200	1400	1600–1800	2000–3000
Пылевидный и Порошкообразный сухой, пылящий	1,0	1,0	1,0	1,25	1,25	1,6	1,6	2,0
Зернистый и порошкообразный	1,6	2,5	3,15	4,0	4,0	5,0	5,0	6,3
Мелкокусковой, $\alpha \leq 60$ мм	1,6	2,0	2,5	3,15	4,0	5,0	5,0	6,3
Среднекусковой, $\alpha \leq 1600$ мм								
Легкий	1,6	2,0	2,5	3,15	4,0	4,0	5,0	5,0
Тяжелый	–	1,6	2,0	2,5	3,15	3,15	4,0	–

Таблица 9

### Характеристики перемещаемых насыпных грузов

№ варианта	Характеристика насыпного груза		Подвижность частиц груза	Угол наклона конвейера $\beta$ , град.
	Насыпная плотность $\gamma$ , т/м <sup>3</sup>	Угол откоса в движении, град.		
1	1,40–1,60	15	Легкая	5
2	1,20–1,40	20	Средняя	10
3	0,80–0,96	20	Малая	15
4	1,02–1,05	20	Легкая	18
5	1,70–1,90	20	Средняя	20
6	0,40–0,70	20	Малая	22
7	1,50–1,65	20	Легкая	24
8	0,45–0,56	20	Средняя	5
9	0,95–1,20	20	Малая	10
10	1,40–1,65	20	Легкая	15
11	1,60–1,70	25	Средняя	20

Таблица 10

### Коэффициенты снижения площади поперечного сечения груза $K_p$ на ленточном конвейере

Подвижность частиц груза	$K_p$ при наклоне конвейера $\beta$ , град.					
	5	10	15	18	20	22–24
Легкая	0,95	0,9	0,85	0,82	0,8	–
Средняя	1,0	0,98	0,95	0,93	0,9	0,8
Малая	1,0	1,0	0,98	0,96	0,95	0,9

Производительность конвейера можно увеличить за счет использования ленты большей ширины, возрастания скорости ее движения и коэффициента заполнения.

Следует отметить, что техническая производительность обычно ниже теоретической, так как она соответствует номинальному режиму работы конвейера. Коэффициент снижения площади поперечного сечения груза  $K_p$  на наклонном конвейере зависит от подвижности частиц насыпного груза и угла наклона конвейера. Значения  $K_p$ , рекомендуемые для расчета, приведены в табл. 10.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Краснокутский, Ю.В.** Машины и оборудование для получения цельно-молочной продукции/ Ю.В. Краснокутский, Ю.Б. Панченко. – М.: Росагропромиздат, 1990. – 254 с.
2. **Файнберг, Е.Е.** Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий/ Е.Е. Файнберг, И.М. Товбин, А.В. Луговой. – М.: Легкая и пищ. пром-сть, 1983. – 416 с.
3. Технология переработки жиров/ Под общ. ред. Н.С. Арутюняна. – М.: Пищепромиздат, 1998. – 460 с.
4. **Чубинидзе, Б.Н.** Оборудование предприятий масложировой промышленности/ Б.Н. Чубинидзе [и др.]. – М.: Агропромиздат, 1985. – 304 с.
5. **Щербаков, В.Г.** Технология получения растительных масел/ В.Г. Щербаков. – М.: Колос, 1992. – 207 с.
6. Контрольные задания и методические указания к их выполнению по курсу «Оборудование и основы проектирования» для студентов специальности 25.05.00: Выбор, обоснование выбора и расчет производительности транспортных устройств/ Сост. П.В. Николаев; Иван. хим.-технол. ин-т. – Иваново, 1989. – 28 с.

*Учебное издание*

**РАЗГОВОРОВ Павел Борисович**  
**ГОРШКОВ Владимир Константинович**

**ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЕ ОБОРУДОВАНИЕ ОТРАСЛИ:  
РАСЧЕТЫ В МАСЛОЖИРОВЫХ ПРОИВОДСТВАХ**

**Учебное пособие**

Редактор О.А. Соловьева

Подписано в печать 19.01.2009. Формат 60×84<sup>1/16</sup>. Бумага писчая.

Усл. печ. л. 2,79. Уч.-изд. л. 3,10. Тираж 100 экз. Заказ

ГОУ ВПО «Ивановский государственный химико-технологический университет»

153000, г. Иваново, пр. Ф. Энгельса, 7