



Министерство образования и науки Российской Федерации

ФГБОУ ВПО "Тамбовский государственный технический университет"

**КАРПУШКИН С.В., БОРИСЕНКО А.Б.**

# **ОБОРУДОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ КОМПЛЕКСОВ**

*Учебное пособие для студентов дневного и заочного отделения,  
обучающихся по специальности  
151701 "Проектирование технологических машин и комплексов"  
и направлению 150700 "Машиностроение"*

**Тамбов**

2014

**Р е ц е н з е н т ы:**

*Громов М.С. - к.т.н., начальник производственного отдела  
ОАО «ЗАВКОМ», г. Тамбов*

*Борцев В.Я. - д.т.н., профессор каф. «Технологические процессы, аппараты и  
техносферная безопасность», ТГТУ*

**Утверждено Методическим советом ТГТУ**  
(протокол №   2   от 14.02.2014 г.)

## ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	5
1 АППАРАТЫ ДЛЯ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКИХ СРЕД.....	7
1.1 Конструкции механических мешалок.....	8
1.2 Расчет механических перемешивающих устройств.....	12
1.3 Конструкции элементов приводов механических мешалок.....	16
1.4 Аппараты для пневматического перемешивания.....	22
1.5 Теплообменные устройства вертикальных емкостных аппаратов.....	23
2 ФИЛЬТРЫ ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ.....	25
2.1 Основные закономерности процесса фильтрования.....	25
2.2 Фильтрующие перегородки.....	27
2.3 Классификация фильтров.....	28
2.4 Конструкции фильтров периодического действия.....	28
2.5 Технологические расчеты фильтров периодического действия.....	31
2.6 Конструкции и расчеты фильтров непрерывного действия.....	34
2.7 Механические расчеты фильтров.....	41
3 ТЕПЛООБМЕННАЯ АППАРАТУРА.....	42
3.1 Основные закономерности процесса теплопередачи.....	42
3.2 Кожухотрубчатые теплообменники.....	45
3.2.1 Теплообменники типа Н.....	47
3.2.2 Теплообменники с компенсацией температурных напряжений.....	49
3.2.3 Расчеты кожухотрубчатых теплообменников.....	52
3.3 Пленочные испарители.....	54
3.4 Другие конструкции теплообменников.....	57
4 КОЛОННЫЕ АППАРАТЫ.....	61
4.1 Тарельчатые колонны.....	61
4.1.1 Конструкции корпусов тарельчатых колонн.....	62
4.1.2 Конструкции контактных массообменных устройств.....	65
4.1.3 Технологический расчет тарельчатых колонн.....	71
4.2 Насадочные колонны.....	74
4.2.1 Конструкции корпусов насадочных колонн.....	74
4.2.2 Конструкции нерегулярных насадок.....	76
4.2.3 Конструкции регулярных насадок.....	77
4.2.4 Технологический расчет насадочных колонн.....	79
5 АППАРАТЫ ДЛЯ СУШКИ МАТЕРИАЛОВ.....	81
5.1 Основы кинетики сушки.....	81
5.2 Основные конструкции сушилок.....	85
5.3 Технологический расчет сушилок.....	92
6 ГРАНУЛЯТОРЫ.....	97
6.1 Аппараты для реализации процессов гранулирования из расплавов и суспензий.....	97
6.2 Аппараты для гранулирования методом окатывания.....	102
6.3 Машины для гранулирования методами прессования и формования.....	106

6.4 Технологические расчеты грануляторов.....	108
7 ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ.....	114
7.1 Изучение конструкций, технологические расчеты механических перемешивающих устройств емкостных аппаратов.....	114
7.2 Изучение конструкций, технологические расчеты фильтров для разделения суспензий.....	122
7.3 Изучение конструкций, технологические расчеты кожухотрубчатых теплообменников.....	126
7.4 Изучение конструкций контактных массообменных устройств, технологический расчет тарельчатой колонны.....	128
7.5 Изучение конструкций, технологические расчеты сушилок непрерывного действия.....	130
7.6 Изучение конструкций, технологические расчеты грануляторов.....	133
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	136
ЛИТЕРАТУРА.....	137
ПРИЛОЖЕНИЕ А Характеристики фильтров непрерывного действия.....	138
ПРИЛОЖЕНИЕ Б Справочные данные для расчета кожухотрубчатых теплообменников типа Н и К.....	140
ПРИЛОЖЕНИЕ В Справочная информация для расчета тарельчатых ректификационных колонн.....	143
ПРИЛОЖЕНИЕ Г Справочная информация для расчета сушилок.....	147

## ВВЕДЕНИЕ

Курс "Оборудование технологических комплексов" - одна из основных дисциплин специальности 151701 "Проектирование технологических машин и комплексов". Предмет курса в рамках специализации "Проектирование технологических комплексов химических и нефтехимических производств" - изучение наиболее распространенных конструкций технологического оборудования, применяемого в химической и нефтехимической промышленности, методики его технологических расчетов с учетом специфики реализуемого процесса и рекомендаций по предпочтительным областям применения машин и аппаратов различных модификаций. Основное внимание уделяется:

- подробностям устройства оборудования;
- влиянию вида реализуемого технологического процесса и условий его реализации на конструктивные особенности машин и аппаратов;
- методике технологических расчетов машин и аппаратов.

В предлагаемом учебном пособии рассматривается оборудование для реализации гидромеханических, тепловых и массообменных процессов, наиболее распространенных в химических и нефтехимических производствах. Пособие содержит лабораторный практикум, включающий задания для технологических расчетов машин и аппаратов, применяемых для реализации этих процессов.

Технологическое оборудование большинства технологических комплексов, в том числе химических и нефтехимических производств, подразделяется на машины и аппараты. *Машина* - это устройство для переработки материала, причем материал может изменить форму, размеры, но не меняет физико-химических свойств (мельница, пресс). *Аппарат* - это устройство, где перерабатываемый материал меняет свои физико-химические свойства (реактор, фильтр, сушилка). Машины и аппараты химических и нефтехимических производств работают в условиях агрессивных и ядовитых рабочих сред, широкого диапазона применяемых температур и давлений, обрабатывают вещества с разнообразными свойствами в различных агрегатных состояниях.

Конструкция машины или аппарата определяется:

- а) его технологическим назначением;
- б) параметрами процесса и способом его реализации (периодический или непрерывный);
- в) агрегатным состоянием обрабатываемых веществ;
- г) особенностями конструкционного материала.

Основные требования к машине или аппарату:

- 1) обеспечение технологических параметров процесса (температуры, давления, расходов сырья, производительности по продукту);
- 2) механическая прочность и герметичность (разрушение аппарата и нарушение герметичности в условиях высоких температур и давлений, токсичных и взрывоопасных сред может привести к тяжелым последствиям);
- 3) долговечность (расчетный срок службы 10-12 лет);

- 4) транспортабельность (возможность перевозки общедоступным транспортом);
- 5) стандартизация (выполнение требований РСТ, ГОСТ, ОСТ, ТУ, СТП к основным размерам и параметрам оборудования, системе обозначений, изготовлению узлов и деталей, транспортировке и хранению, методам испытаний);
- 6) унификация и агрегатирование (конструирование оборудования из стандартных деталей и узлов);
- 7) удобство и безопасность ремонта и обслуживания.

Химическое и нефтехимическое оборудование изготавливается на предприятиях химического, нефтяного и полимерного машиностроения, заводах криогенного оборудования, промышленной арматуры и компрессорного оборудования. Разработки нового химического оборудования и контроль за использованием (реконструкцией, перепрофилированием) существующего осуществляются под руководством головного института НИИХИММАШ, г.Москва.

В пособии рассматривается оборудование следующих видов:

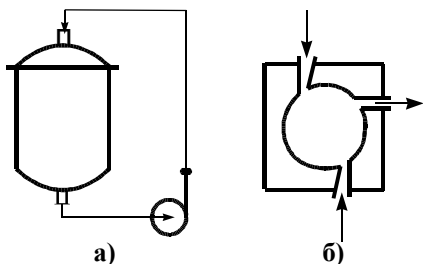
- аппараты для перемешивания жидких сред;
- фильтры для разделения суспензий;
- теплообменная аппаратура;
- тарельчатые и насадочные колонны;
- сушилки;
- грануляторы.

Каждый из разделов курса включает краткое изложение особенностей технологического процесса, описание наиболее распространенных конструкций промышленных машин и аппаратов, рассмотрение методики их технологического расчета. Лабораторный практикум содержит варианты заданий по технологическим расчетам промышленных машин и аппаратов всех перечисленных видов.

В приложениях содержится вся справочная информация, необходимая для осуществления технологических расчетов этого оборудования.

## 1 АППАРАТЫ ДЛЯ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКИХ СРЕД

В химической и нефтехимической промышленности перемешивание в жидких средах применяется для приготовления растворов, эмульсий, суспензий, а также для интенсификации химических, тепловых и диффузионных процессов. Емкостные аппараты, оснащенные перемешивающими устройствами, в большинстве своем универсальны и пригодны для реализации комплекса процессов (нагревание, растворение, химическая реакция, охлаждение, суспензирование).



**Рисунок 1.1** Способы перемешивания  
*а) циркуляционное, б) в сопле*

перемешивание в соплах (рисунок 1.1). Наибольшее распространение в промышленной практике получил механический способ.

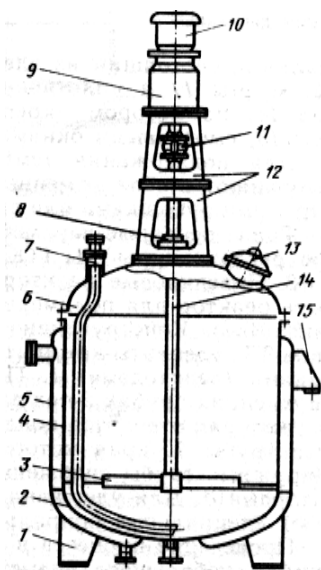
Наиболее важными характеристиками перемешивающих устройств, которые могут быть использованы для их сравнительной оценки, являются интенсивность перемешивания и эффективность устройства.

*Интенсивность перемешивания* определяется затратами энергии на единицу расхода перемещаемой жидкости. Мерой интенсивности перемешивания может служить отношение затрат мощности к объему  $N/V$  или массе  $N/m$  перемешиваемой жидкости (для механической мешалки – число оборотов в единицу времени).

*Эффективность перемешивающего устройства* является характеристикой качества проведения процесса. Способ ее оценки определяется целью перемешивания, например, при суспензировании эффективность определяется степенью равномерности распределения твердой фазы в объеме аппарата, при интенсификации тепловых и диффузионных процессов - отношением коэффициентов тепло- и массоотдачи с перемешиванием и без него. В каждом конкретном случае эффективность должна соотноситься с целесообразной интенсивностью (расходом энергии и времени на проведение процесса).

Большинство аппаратов с механическими мешалками представляют собой вертикальную цилиндрическую емкость, на корпус которой установлено перемешивающее устройство. Аппарат может комплектоваться внутренними устройствами для создания определенного режима перемешивания (отражательные перегородки, рассекатели), теплообменными устройствами (змеевик, рубашка). Выбор конкретной конструкции аппарата определяется свойствами перемешиваемой среды, требуемой производительностью, необходимыми для проведения процесса температурой и давлением.

Важнейший элемент аппарата – перемешивающее устройство, которое чаще



всего включает вертикально расположенный вал, на котором размещены одна или несколько (до 5-ти) мешалок, уплотнение вала, привод и муфту, соединяющую вал привода с валом мешалки (рисунок 1.2). Привод осуществляется от электродвигателя, как правило, через редуктор или клиноременную передачу. Конструкция перемешивающего устройства должна отвечать требованиям:

**Рисунок 1.2 Аппарат с механическим перемешивающим устройством**

- 1 – опорная стойка, 2 – днище, 3 – мешалка,  
4 – обечайка, 5 – рубашка, 6 – крышка, 7 – труба  
передавливания, 8 – уплотнение вала, 9 – редуктор,  
10 – электродвигатель, 11 – соединительная муфта,  
12 – стойка привода; 13 – люк; 14 – вал; 15 – опорная лапа.

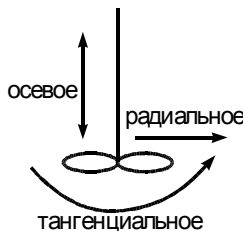
1) установка на вал нескольких мешалок допускается при невозможности обеспечить требуемый режим перемешивания одной мешалкой и если отношение высоты заполнения аппарата к его диаметру  $H/D > 1.3$ ;

2) при размещении на валу нескольких мешалок их конструкция и размеры должны быть одинаковыми, расстояние между соседними мешалками не должно быть меньше их диа-

метра  $d_m$ ;

- 3) высота установки нижней мешалки над днищем аппарата должна быть:  
при  $D/d_m > 1.5$  – в пределах  $(0.4 \div 1) \cdot d_m$ , но не выше  $H/2$ ;  
при  $D/d_m \leq 1.5$  – в пределах  $(0.5 \div 5) \cdot (D - d_m)$ , но не выше  $D/4$ .

### 1.1 Конструкции механических мешалок

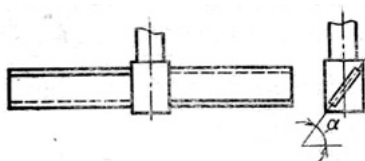


По типу организации потоков жидкости в аппарате различают мешалки, обеспечивающие преимущественно тангенциальное, радиальное или осевое течение (рисунок 1.3). В промышленных аппаратах с мешалками возможны различные сочетания этих типов течения. По устройству лопастей различают мешалки лопастные,

**Рисунок 1.3 Виды течений**



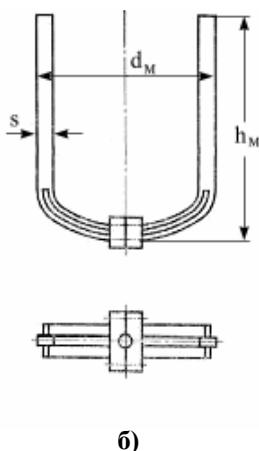
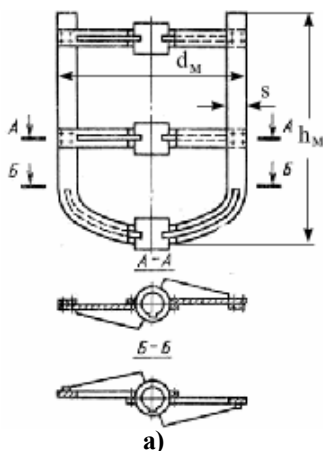
пропеллерные, турбинные, дисковые и специальные.



**Рисунок 1.4** Лопастная мешалка

Основные параметры:

- диаметр мешалки  $d_M = 80 \div 2500$  мм,
- критерий гидродинамического подобия  $\Gamma_D = D/d_M = 1.5 \div 2.5$ ,
- частота вращения  $n = 15 \div 90$  1/мин,
- коэффициент гидравлического сопротивления  $\zeta = 8.8 \cdot h_M/d_M$ , где  $h_M$  – высота лопасти мешалки.



**Рисунок 1.5** Разновидности лопастных мешалок

а) рамная, б) якорная

**Лопастные мешалки** (рисунок 1.4) создают в аппаратах тангенциальные и радиальные потоки, применяются для перемешивания взаимнорастворимых маловязких жидкостей ( $\mu < 0.05$  Па·с), суспензирования легких осадков, медленного растворения кристаллических веществ.

Достоинства: простота конструкции и низкая стоимость, надежность в работе, малая энергоемкость. Недостаток - малая интенсивность перемешивания.

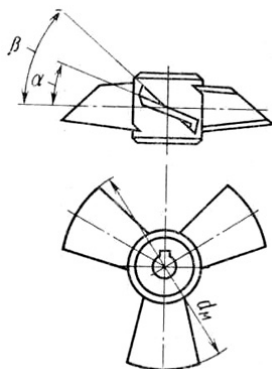
К лопастным относят также рамные и якорные мешалки (рисунок 1.5), применяемые для перемешивания вязких и тяжелых жидкостей ( $\mu \leq 10$  Па·с), суспензирования в вязких средах. Их использование для интенсификации теплообмена в аппаратах с рубашками или змеевиками уменьшает загрязнение теплопередающих поверхностей.

Для рамных и якорных мешалок:  $n = 10 \div 60$  1/мин,  $d_M = 200 \div 2500$  мм,  $\zeta = 1.28$ . Параметры рамных:

$\Gamma_D = 1.1 \div 1.3$ ,  $h_M/d_M = 0.8 \div 1$ ,  $s/d_M = 0.07$ , якорных:

$\Gamma_D = 1.15 \div 1.5$ ,  $h_M/d_M = 0.7$ ,  $s/d_M = 0.1$ .

**Пропеллерные (трехлопастные) мешалки** (рисунок 1.6) создают в аппарате преимущественно осевые потоки и применяются для интенсивного перемешивания маловязких жидкостей, взмучивания осадков (до 10% твердой фа-



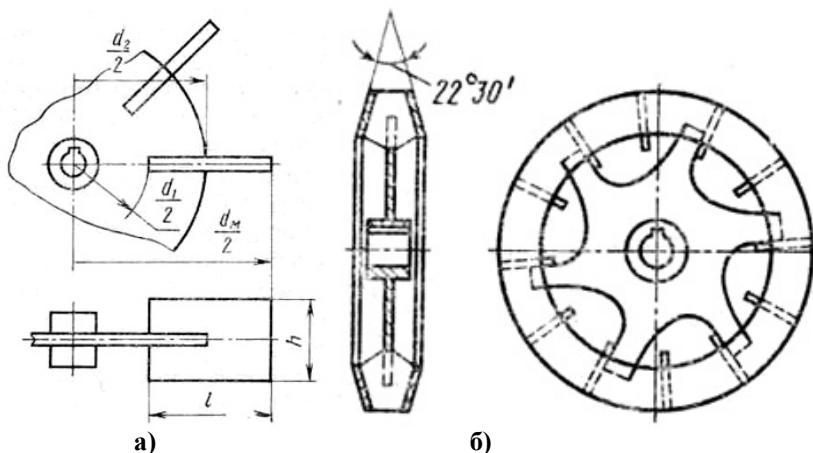
**Рисунок 1.6** Трехлопастная мешалка

зы, размеры частиц до 0.15 мм), для приготовления суспензий и эмульсий. Основные параметры:

- $d_m = 80 \div 2500$  мм,
- $\Gamma_D = 3 \div 6$ ,
- $n = 100 \div 1000$  1/мин,
- $\zeta = 0.56$ .

Для улучшения циркуляции жидкости мешалку иногда устанавливают внутри диффузора. Достоинства: высокая интенсивность перемешивания при небольшом расходе энергии, невысокая стоимость. Недостатки: малая эффективность перемешивания вязких жидкостей ( $\mu > 0.5$  Па·с), ограниченный объем интенсивно перемешиваемой жидкости, непригодность для смешивания жидкостей с твердыми веществами большой плотности.

**Турбинные мешалки** (рисунок 1.7) могут быть открытые и закрытые. Они соз-

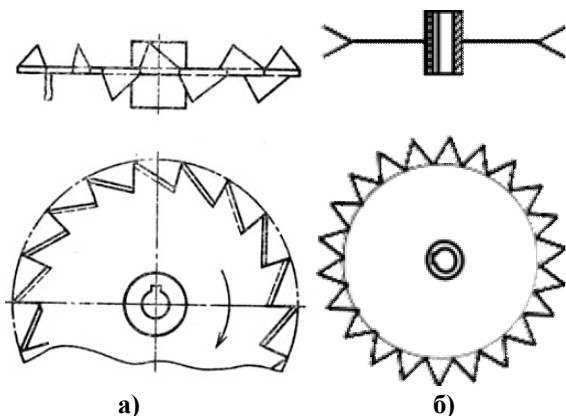


**Рисунок 1.7 Турбинные мешалки**

*а) открытая, б) закрытая*

дают в аппарате преимущественно радиальные потоки, а при расположении лопаток под углом также осевые, применяются для интенсивного перемешивания вязких жидкостей ( $\mu < 1$  Па·с для открытых и  $\mu < 5$  Па·с для закрытых), тонкого диспергирования и быстрого растворения, получения суспензий, содержащих до 60% твердой фазы с размерами частиц до 1.5 мм для открытых и до 2.5 мм для закрытых мешалок. Закрытые мешалки иногда устанавливают внутри неподвижного направляющего аппарата с изогнутыми лопатками. Основные параметры:  $d_m = 80 \div 2500$  мм,  $\Gamma_D = 3 \div 6$ ,  $n = 100 \div 350$  об/мин,  $\zeta = 8.4$ .

Турбинные мешалки отличается высокая интенсивность, эффективность перемешивания вязких жидкостей, пригодность для организации непрерывных процессов. Недостатки: сложность изготовления, высокая энергоёмкость, высокая стоимость.



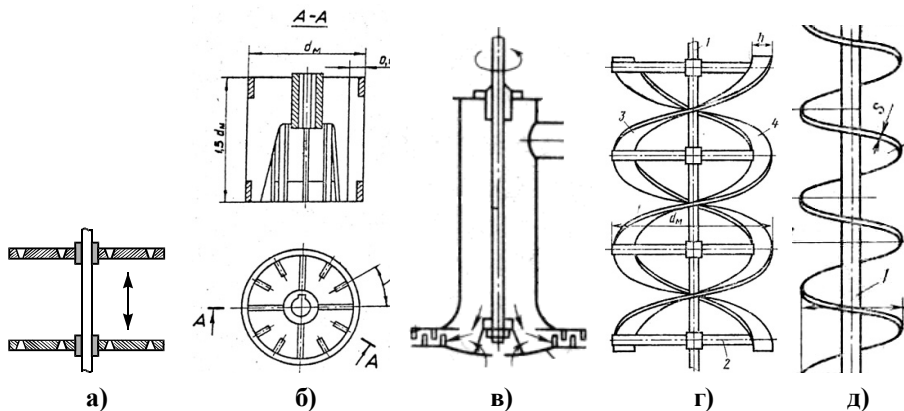
**Рисунок 1.8** Дисковые мешалки

*а) фрезерная, б) "пила"*

Наиболее популярные разновидности **дисковых мешалок** – фрезерная и "пила" (рисунок 1.8). Это быстроходные мешалки, создающие в аппаратах интенсивные радиальные потоки. Применяются для приготовления малоцентрированных монодисперсных суспензий ( $\leq 20\%$  твердой фазы, размер частиц от 1 до 10 мкм) и взаимнорастворимых жидкостей в объеме до  $4 \text{ м}^3$ . Основные параметры:  $d_m = 80 \div 800 \text{ мм}$ ,  $\Gamma_D = 3 \div 6$ ,

$$n = 350 \div 3500 \text{ 1/мин}, \zeta = 1.5.$$

При высокой интенсивности перемешивания и небольшой энергоемкости эти мешалки недороги и просты в изготовлении, надежны в работе.



**Рисунок 1.9** Специальные мешалки

*а) вибрационная, б) клетевая, в) импеллерная, г) ленточная, д) шнековая*

К **специальным** (рисунок 1.9) относят мешалки, менее распространенные, чем рассмотренные выше, например используемые для реализации конкретных процессов или сравнительно новые.

**Вибрационные мешалки**, валы которых движутся возвратно-поступательно, применяются для осуществления перемешивания в аппаратах объемом до  $3 \text{ м}^3$  преимущественно при повышенном давлении. Замена традиционных мешалок на вибрационные обычно приводит к снижению затрат энергии на перемешивание и сокращению времени, необходимого для растворения, эмульгирования, суспензирования

ния. *Барабанные (клетьевые) мешалки* создают значительный осевой поток и применяются для проведения газожидкостных реакций, получения эмульсий, взмучивания осадков при отношении высоты столба жидкости в аппарате к диаметру мешалки не менее 10. Валы *всасывающих (импеллерных) мешалок* помещают внутри неподвижной газоподводящей трубы, на конце которой установлен статор с лопастями. Их применяют для обеспечения хорошего контакта газа с жидкостью при интенсивном перемешивании. Для перемешивания высоковязких сред и неньютоновских жидкостей применяют *ленточные и шинковые мешалки*.

## 1.2 Расчет механических перемешивающих устройств

Методика расчета перемешивающих устройств вертикальных емкостных аппаратов регламентируется руководящим нормативным документом С.-Петербургского филиала НИИХИММАШ РД 26-01-90-85. Этот расчет проводится для всех аппаратов с механическими мешалками (серийно выпускаемых и нестандартных) при проектировании и реконструкции любого химического производства. По результатам расчета выдаются разрешения на использование аппаратов для реализации конкретных процессов.

Рекомендуемый метод расчета пригоден для турбулентного режима перемешивания, когда значения центростремительного критерия Рейнольдса

$$Re_{ц} = \frac{n \cdot d_M^2}{\nu} > 1000 .$$

Здесь  $n$  – частота вращения мешалки (1/с),

$\nu$  – кинематическая вязкость перемешиваемой среды ( $m^2/c$ ).

Целью расчета является проверка применимости аппарата выбранной конструкции для реализации конкретного технологического процесса.

Метод основан на составлении и решении уравнения, характеризующего равенство моментов сил, приложенных к перемешиваемой среде:

$$M_{кр} = M_{кор} + M_{вн}, \quad (1.1)$$

где  $M_{кр}$  – крутящий момент, т.е. момент сил, создаваемых вращением лопастей мешалки,

$M_{кор}$ ,  $M_{вн}$  – моменты сил сопротивления вращению, возникающие на стенках корпуса аппарата и внутренних устройствах соответственно.

Такой подход обеспечивает возможность использования единых расчетных зависимостей для аппаратов с мешалками разных типов и различными внутренними устройствами. В качестве гидродинамической основы расчета используются характеристики профиля окружной скорости жидкости в аппарате, а при значительном сопротивлении внутренних устройств – осредненное значение окружной скорости. С их помощью определяется глубина центральной воронки и мощность привода мешалки, необходимая для осуществления перемешивания.

Документ РД 26-01-90-85 рекомендует следующие формулы для определения значений моментов сил, приложенных к перемешиваемой среде:

$$M_{кр} = z_m \cdot \zeta \cdot K_1,$$

где  $z_m$  – число мешалок на валу перемешивающего устройства,  
 $K_1$  – коэффициент мощности перемешивания;

$$M_{\text{кор}} = \frac{\pi \cdot \lambda \cdot \gamma}{2.2 \cdot \text{Re}_{\text{ц}}} \cdot \Gamma_D^{2.75} \cdot v_{\text{ср}}^{1.75},$$

где  $\lambda = \begin{cases} 0.095, & \Gamma_D > 2; \\ \Gamma_D / (20.35 \cdot \Gamma_D - 19.1), & \Gamma_D \leq 2; \end{cases}$  – коэффициент сопротивления корпуса аппарата,

$\gamma = l \cdot H / D + p$  – параметр высоты заполнения аппарата ( $l = 4$  для аппарата с отражательными перегородками и  $l = 8$  – без перегородок,  $p = 2$  для полностью заполненного и  $p = 1$  для аппарата со свободной поверхностью жидкости),

$v_{\text{ср}}$  – относительная осредненная окружная скорость течения жидкости в аппарате;

$$M_{\text{вн}} = \Gamma_D^3 \cdot \sum_{i=1}^{z_b} \zeta_i \cdot f_i \cdot \frac{[v(r_i)]^2 \cdot r_i}{(D/2)^3},$$

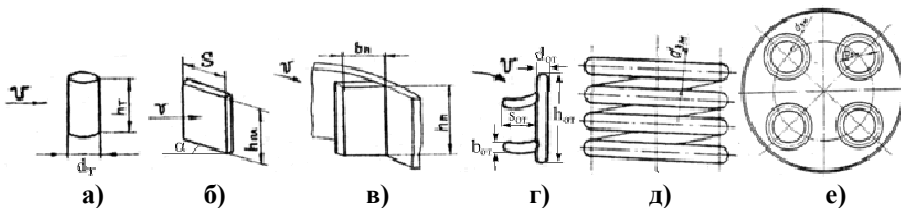
где  $z_b$  – число внутренних устройств в аппарате,

$\zeta_i$  – коэффициент сопротивления  $i$ -го внутреннего устройства;

$f_i$  – площадь проекции  $i$ -го внутреннего устройства на плоскость, перпендикулярную направлению вращения мешалки;

$r_i$  – радиус установки  $i$ -го внутреннего устройства;

$v(r_i)$  – относительная окружная скорость жидкости на расстоянии  $r_i$  от оси вращения.



**Рисунок 1.10** Внутренние устройства аппаратов с механическими мешалками

- а) одиночная труба, б) одиночная пластина, в) отражательная перегородка  
 г) отражатель (рассекатель), д) концентрический змеевик, е) секционный змеевик*

Значения  $\zeta_i$  и  $f_i$  для наиболее популярных внутренних устройств (рисунок 1.10):

- для одиночной трубы:  $f_T = h_T \cdot d_T$ ,

$h_T/d_T$	1	2	5	10	40	>40
$\zeta_T$	0.63	0.68	0.74	0.82	0.98	1.2

- для одиночной пластины:  $f_{\text{п}} = h_{\text{п}} \cdot s_{\text{п}} \cdot \sin \alpha$ ,

$h_{\text{п}}/s_{\text{п}}$	1	2	4	10	18	>18
$\zeta_{\text{п}}$	1.1	1.15	1.19	1.29	1.4	2

- для отражательной перегородки:  $f_{\text{оп}} = h_{\text{оп}} \cdot b_{\text{оп}}$ ,  $\zeta_{\text{оп}} = 2$ ;
- для отражателя (рассекателя):  $f_{\text{от}} = h_{\text{от}} \cdot d_{\text{от}} + 2 \cdot b_{\text{от}} \cdot s_{\text{от}}$ ,  $\zeta_{\text{от}} = 1.5$ ;
- для концентрического змеевика (и кольцевого барботера):  $\zeta_{\text{зм}} \cdot f_{\text{зм}} = z_{\text{зм}} \cdot \pi \cdot d_{\text{зм}}^2$ , где  $z_{\text{зм}}$ ,  $d_{\text{зм}}$  – число витков и внешний диаметр трубы;
- секции секционного змеевика рассматриваются как отражательные перегородки.

Вид выражений, используемых для определения значений  $K_1$ ,  $v_{\text{ср}}$  и  $v(r_i)$  при записи уравнения равенства моментов для конкретного аппарата зависит от суммарного сопротивления внутренних устройств (значения  $R_{\text{вн}} = \sum_{i=1}^{z_{\text{б}}} \zeta_{r_i} \cdot f_i$ ), типа мешалки и значения  $\Gamma_D$ :

- при  $R_{\text{вн}} \leq 0.1 \cdot D \cdot H$  и  $\Gamma_D > 1.5$  для мешалок с горизонтальными лопастями (лопастных, пропеллерных, турбинных, дисковых)

$$K_1 = 0.1 \cdot \psi_1^2 + 0.222 \cdot \psi_1 \cdot \psi_2 + 0.125 \cdot \psi_2^2,$$

$$v_{\text{ср}} = \frac{1 + 0.4 \cdot \psi_1 + 0.5 \cdot \psi_2 + 2 \cdot (1 + \psi_1 + \psi_2) \cdot \ln(\Gamma_D)}{2 \cdot \Gamma_D},$$

$$v(r_i) = (1 + \psi_1 + \psi_2) \cdot \frac{d_m}{2 \cdot r_i},$$

где  $\psi_1$ ,  $\psi_2$  – параметры профиля окружной скорости жидкости;

- при  $R_{\text{вн}} \leq 0.1 \cdot D \cdot H$  и  $\Gamma_D \leq 1.5$  для мешалок с вертикальными лопастями (рамных, якорных)

$$K_1 = (\psi_1 + \psi_2)^2,$$

$$v_{\text{ср}} = \frac{1 + 0.4 \cdot \psi_1 + 0.5 \cdot \psi_2 + 1.75 \cdot (1 + \psi_1 + \psi_2) \cdot (\Gamma_D - 1)}{2 \cdot \Gamma_D},$$

$$v(r_i) = (1 + \psi_1 + \psi_2) / 2.$$

Значения  $\psi_1$  и  $\psi_2$  связаны соотношением:

$$\psi_2 = -s_1 - s_2 \cdot \psi_1,$$

где  $s_1 = 0.5$ ,  $s_2 = 1.25$ , если  $\Gamma_D > 1.5$ ,

$$s_1 = \frac{7 \cdot \Gamma_D - 6}{21 \cdot \Gamma_D - 20}, \quad s_2 = \frac{28 \cdot \Gamma_D - 27}{21 \cdot \Gamma_D - 20}, \quad \text{если } \Gamma_D \leq 1.5.$$

Таким образом, при  $R_{\text{вн}} \leq 0.1 \cdot D \cdot H$  уравнение (1.1) записывается и решается относительно параметра  $\psi_1$ , причем корень этого уравнения рекомендуется уточнять внутри отрезка  $[s_1 / (1 - s_2); (s_1 - 1) / (1 - s_2)]$ . По найденному значению  $\psi_1$  определяется  $\psi_2$ , а затем рассчитывается глубина центральной воронки:

$$h_{\text{в}} = B \cdot n^2 \cdot d_m^2 / 2 \cdot g,$$

где  $B$  – параметр глубины воронки, значение которого можно определить по эмпирической зависимости  $B = -17.2 + e^{-0.2 \cdot \psi_1 + 3.33}$ . Проверяется выполнение условия

$$H - h_{\text{в}} > H_{\text{м}},$$

где  $H_{\text{м}}$  – высота установки верхней мешалки над днищем аппарата.

Если условие не выполняется, т.е. жидкость не покрывает ступицу верхней мешалки и режим перемешивания нарушается, принимается решение об уменьшении выбранной частоты вращения мешалки  $n$ , заполнении жидкостью всего объема аппарата, установке в нем отражательных перегородок или использовании аппарата с эксцентрично установленным валом перемешивающего устройства.

При выполнении условия  $H - h_b > H_m$  рассчитывается коэффициент мощности  $K_1$  и критерий мощности перемешивания

$$K_N = 3.87 \cdot z_m \cdot \zeta \cdot K_1,$$

а затем – мощность, необходимая для осуществления перемешивания

$$N = K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_m^5,$$

где  $\rho$  – плотность перемешиваемой среды.

При необходимости строится график профиля окружной скорости жидкости в аппарате по зависимости:

$$w(r) = \begin{cases} 2 \cdot \pi \cdot r \cdot n \cdot \left[ \psi_1 \cdot \left( \frac{2 \cdot r}{d_m} \right)^3 + \psi_2 \cdot \left( \frac{2 \cdot r}{d_m} \right)^2 + 1 \right], & r \in [0; 0.5 \cdot d_m], \\ \pi \cdot d_m \cdot n \cdot (\psi_1 + \psi_2 + 1) \cdot k, & r \in [0.5 \cdot d_m; 0.5 \cdot D] \end{cases},$$

где  $k = \begin{cases} d_m / 2 \cdot r, & \Gamma_D > 1.5; \\ [(D - 2 \cdot r) / (D - d_m)]^{1/7}, & \Gamma_D \leq 1.5. \end{cases}$

При  $R_{вн} > 0.1 \cdot D \cdot H$  окружная скорость жидкости в аппарате считается постоянной:  $w = \pi \cdot d_m \cdot n \cdot v_{ср}$ , т.е.  $v(r_i) = v_{ср}$ , а значение  $K_1$  определяется по формулам:  $K_1 = 0.25 - 0.67 \cdot v_{ср} + 0.5 \cdot v_{ср}^2$  – для мешалок с горизонтальными лопастями при  $\Gamma_D > 1.5$ ;

$K_1 = (1 - v_{ср})^2$  – для мешалок с вертикальными лопастями при  $\Gamma_D \leq 1.5$ .

В этом случае уравнение (1.1) записывается относительно  $v_{ср}$ , а его корень уточняется внутри отрезка  $[0.001; 2]$ . Известно его приближенное аналитическое решение:

$$v_{ср} = \frac{0.33 - \sqrt{0.11 - 0.25 \cdot (0.5 - K_{вн})}}{0.5 - K_{вн}} \text{ – для мешалок с горизонтальными лопастями при } \Gamma_D > 1.5,$$

$$v_{ср} = \frac{1 - \sqrt{K_{вн}}}{1 - K_{вн}} \text{ – для мешалок с вертикальными лопастями при } \Gamma_D \leq 1.5,$$

где  $K_{вн} = \frac{\Gamma_D^3}{z_m \cdot \zeta} \cdot \sum_{i=1}^{z_n} \zeta_i \cdot f_i \cdot \frac{r_i}{(D/2)^3}$ .

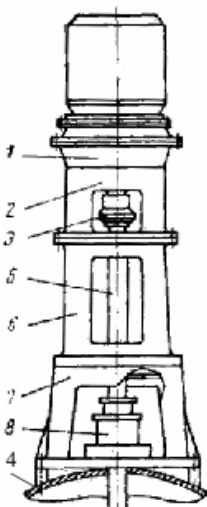
Глубина воронки при  $R_{вн} > 0.1 \cdot D \cdot H$  считается незначительной и не определяется, мощность перемешивания вычисляется по той же формуле, что и при  $R_{вн} \leq 0.1 \cdot D \cdot H$ , где  $K_N = 4 \cdot z_m \cdot \zeta \cdot K_1$ , а значение  $K_1$  рассчитывается через  $v_{ср}$ .

Номинальная мощность двигателя привода аппарата должна выбираться с учетом пусковых перегрузок  $N_{п} = K_{п} \cdot N$ ,

где коэффициент  $K_n$  принимает следующие значения:

- 1.2 – для аппаратов с отражательными перегородками;
- 1.3 – для аппаратов с другими внутренними устройствами;
- 1.5 – для аппаратов без внутренних устройств и мешалок с горизонтальными лопастями при  $\Gamma_D > 1.5$ ,
- 2 – для аппаратов без внутренних устройств и мешалок с вертикальными лопастями при  $\Gamma_D \leq 1.5$ .

### 1.3 Конструкции элементов приводов механических мешалок



**Рисунок 1.11. Привод механической мешалки**

- 1 – редуктор; 2, 6, 7 – стойки;  
3 – муфта; 4 – крышка аппарата;  
5 – вал, 8 – уплотнение вала

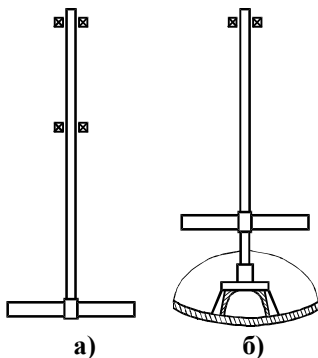
В аппаратах наиболее популярных конструкций привод осуществляется непосредственно от электродвигателя через редуктор или клиноременную передачу. Приводы мешалок обычно устанавливают на крышках аппаратов. Если аппарат футерован и вибрации недопустимы, то привод укрепляют над крышкой аппарата на специально изготовленной раме или кронштейне. Если на крышке сосуда или над ней места недостаточно, то привод располагают под сосудом. Это уменьшает необходимую длину вала, однако требует установки комплекса уплотнений, исключая утечку рабочей среды при вращении вала.

Кроме электродвигателя и передаточного механизма, привод включает: опорные стойки; вал, на котором устанавливаются мешалки, и его опоры (подшипники); устройства крепления мешалок на валу; муфты, соединяющие вал мешалок с валом передаточного механизма (и части составных валов между собой); уплотнения вала в месте его прохода через крышку аппарата, см. рисунок 1.11.

**Стойки** отливают из чугуна или сваривают из

углеродистой стали. Они представляют собой цилиндры или усеченные конусы, снабженные присоединительными фланцами. Во фланцах обычно размещают опорные подшипники вала мешалки. В обечайках стоек делают вырезы для удобства монтажа и демонтажа.

**Валы** перемешивающих устройств подразделяются на консольные, опоры которых расположены вне аппарата, и однопролетные, нижняя опора которых устанавливается на днище аппарата, см. рисунок 1.12. Роль верхней опоры ва-

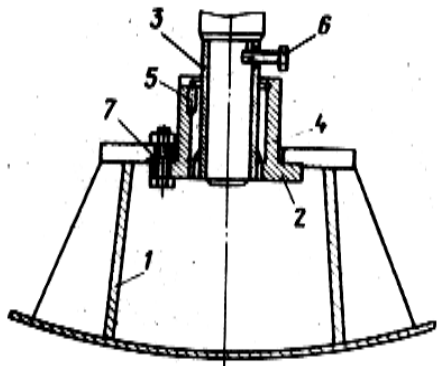


**Рисунок 1.12. Валы мешалок**  
а) консольный, б) однопролетный



лов обоих типов играет неподвижный подшипник качения, установленный в стойке.

Нижняя опора консольного вала выполняется подвижной в осевом направлении (подшипник качения сферический или с подвижным внутренним кольцом, установленный в стойке, либо внутри уплотнения). Нижней опорой однопролетного вала является подшипник скольжения, см. рисунок 1.13 .



**Рисунок 1.13** Нижняя опора однопролетного вала

1 – стойка, 2 – корпус подшипника, 3 – гильза, 4 – втулка, 5 – крепление втулки, 6 – крепление гильзы к валу, 7 – крепление корпуса к стойке.

Концевые подшипники однопролетных валов невозможно смазывать, поэтому их конструкция должна обеспечивать смазку рабочей средой, не допуская ее загрязнения. Их втулки обычно изготавливают из фторопласта, капрона или текстолита, остальные детали – из коррозионно-стойких сталей. Для компенсации динамического прогиба вала могут применяться самоу-

танавливающие подшипники.

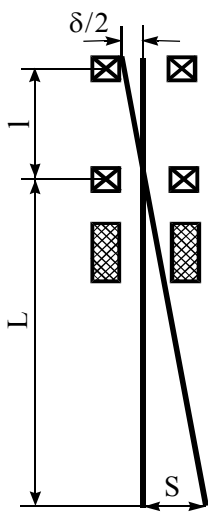
Необходимый диаметр вала перемешивающего устройства ориентировочно можно определить по формуле:

$$d = \sqrt[3]{M_{\text{рк}} / [\tau_{\text{кр}}]} .$$

Здесь  $M_{\text{рк}} = N/n$  – расчетный крутящий момент,  $[\tau_{\text{кр}}]$  – допустимое напряжение кручения для материала вала (легированная сталь или титановый сплав),  $N$  – мощность перемешивания,  $n$  – частота вращения вала, 1/с.

Более точно пригодность выбранного вала определяют расчетом на виброустойчивость, жесткость и прочность согласно руководящему документу РДРТМ 26-01-72-82. Расчет вала на виброустойчивость сводится к проверке допустимости отношения заданной угловой скорости вала к критической, определяемой частотой его собственных колебаний. Расчет на жесткость заключается в определении суммарных динамических смещений вала в опасных по жесткости сечениях (обычно в опорах и уплотнениях). Расчет на прочность состоит в определении эквивалентных напряжений в опасных по прочности сечениях и сравнении с допустимыми.

Более распространены консольные валы, однако с увеличением длины консоли увеличиваются динамиче-

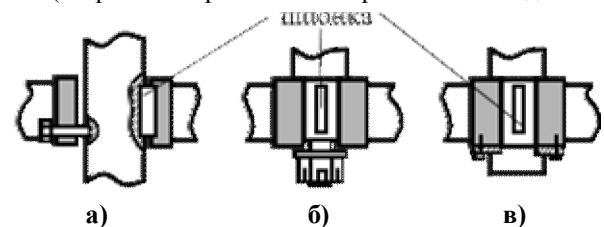


**Рисунок 1.14** Люфт консольного вала

ские смещения, являющиеся следствием динамических нагрузок на вал от перемешиваемой среды. Особенно велика опасность динамических смещений, разрушающих подшипники и уплотнения, если вал не отбалансирован и в подшипниковых опорах имеется люфт  $\delta$ . В этом случае, см. рисунок 1.14, отклонение нижней точки вала от оси вращения можно определить из подобия треугольников:  $S = \delta \cdot L/2 \cdot l$ , т.е. величина колебаний вала зависит от величины люфта  $\delta$  и отношения  $L/l$ .

Если не удастся обеспечить выполнение условий виброустойчивости или жесткости консольного вала, то принимается решение об использовании однопролетного. Иногда, при больших частотах вращения, значительной массе вала и мешалок используют комбинированную схему вала – с двумя подшипниками качения в стойке и концевым подшипником скольжения.

Большинство **мешалок** представляют собой ступицу, к которой крепятся лопасти (сваркой или резьбовыми крепежными изделиями). Ступицы крепятся к валу с



**Рисунок 1.15 Крепление мешалок**

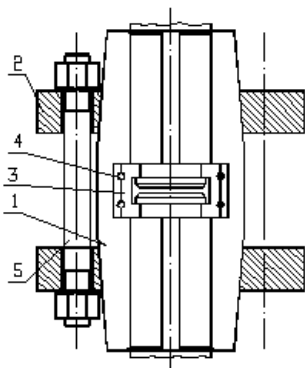
*а) стопорным винтом, б) прорезной гайкой, в) разрезной шайбой*

помощью шпонок и стопорных устройств, препятствующих осевому смещению: при установке мешалки в середине вала ступицу закрепляют стопорными винтами, а на конце – либо прорезной гайкой со шлицем (рисунок 1.15), либо разрезной шайбой, половинки которой входят в прорезь на конце вала и крепятся к ступице винтами. При конструировании мешалок учитываются условия их монтажа. Если аппарат небольшой (диаметром

1.2 м и менее), то вал и мешалки должны иметь минимум разъемных соединений, собираться совместно с крышкой аппарата и устанавливаться вместе с ней. Мешалки крупногабаритных аппаратов целесообразно делать разъемными – из частей таких размеров, которые можно пронести через лаз аппарата.

Это дает возможность разбирать мешалку при ремонтных и монтажных работах, не снимая крышку и привод. Мешалки цельносварных аппаратов обязательно должны быть разборными.

Конструкция **муфты**, которую следует использовать для соединения вала привода с валом перемешивающего устройства, зависит от числа внешних опор и необходимой частоты вращения вала мешалки. Продольно-разъемные муфты, см. рисунок 1.16, приме-

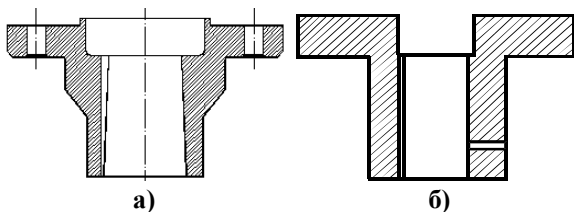


**Рисунок 1.16 Муфта продольно-разъемная**

*1 – корпус, 2 – фланец, 3 – кольцо разрезное, 4 – кольцевая пружина, 5 – шпилька.*

няют при одной внешней опоре вала перемешивающего устройства, а также для соединения частей составных валов при любом числе промежуточных опор. На кольцевые проточки, выполненные на концах соединяемых валов, надевается разрезное кольцо, половинки которого соединены кольцевыми пружинами. Кольцо помещается в корпус муфты, который имеет форму двустороннего конуса, разрезанного по вертикали. Половинки корпуса устанавливаются на валах с помощью шпонок. Жесткое соосное соединение валов образуется после затяжки шпилек накладных фланцев, одетых на конусные концы корпуса муфты.

Для соединения выходного вала редуктора с валом перемешивающего устройства или его частью при двух внешних опорах применяют фланцевые, зубчатые и



**Рисунок 1.17 Полуфланцевые**

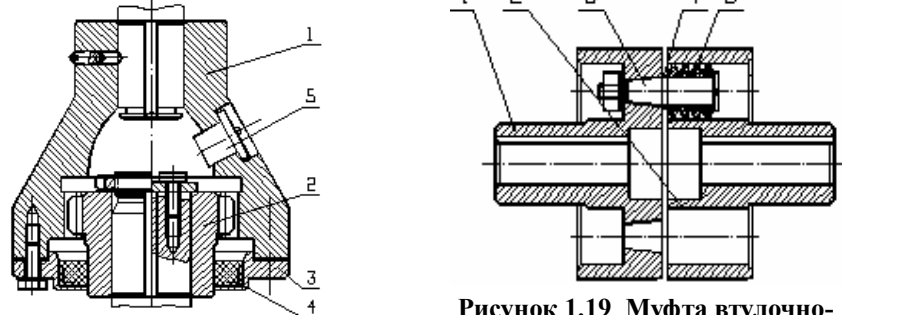
*а) стяжная, б) с впадиной*

втулочно-пальцевые муфты. Фланцевые муфты (рисунок 1.17) применяются при частотах вращения валов  $n \leq 125$  об/мин. Они соединяют валы жестко по оси с помощью шпонок и стяжных шпилек. При небольших диаметрах валов (до 80 мм) и  $n \leq 80$  1/мин используют фланцевые муфты с выступом и впадиной (рисунок 1.17б). Они состоят из двух втулок, устанавливаемых на валы с помощью шпонок и стопорных винтов. Одна втулка имеет прямоугольный выступ, а вторая - впадину соответствующих размеров. Иногда между двумя втулками с впадинами помещают вкладыш с двумя выступами. Преимуществом такой конструкции является простота и надежность, а также возможность компенсации небольшой несоосности валов, радиальных биений их концов.

Зубчатые муфты (рисунок 1.18), которые передают крутящий момент, но не со-

единяют валы жестко по оси, применяются при  $n \leq 250$  об/мин. Муфта состоит из

зубчатой обоймы, укрепленной на валу редуктора шпонкой и стопорным винтом, и



**Рисунок 1.18 Муфта зубчатая**

*1 – обойма, 2 – втулка, 3 – крышка, 4 – уплотнение, 5 – пресс-масленка*

**Рисунок 1.19 Муфта втулочно-пальцевая**

*1,2 – полуфланцы; 3 – палец; 4,5 – втулки (распорная и упругая).*

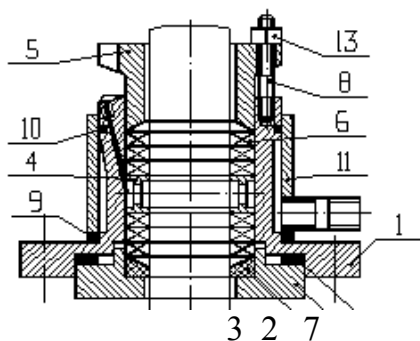
единяют валы жестко по оси, применяются при  $n \leq 250$  об/мин. Муфта состоит из зубчатой обоймы, укрепленной на валу редуктора шпонкой и стопорным винтом, и

зубчатой втулки, посаженной на вал перемешивающего устройства с помощью шпонки. Зубья втулки входят во впадины обоймы.

В более скоростных приводах используют втулочно-пальцевые муфты (рисунок 1.19). Упругие втулки, надеваемые на отъемные пальцы, компенсируют небольшую несоосность валов и смягчают удары.

**Уплотнения** служат для герметизации аппаратов в месте прохода вала перемешивающего устройства через крышку. В зависимости от физико-химических характеристик перемешиваемых сред, требований производственной санитарии, техники безопасности и пожарной безопасности аппараты комплектуются сальниковыми, торцовыми и манжетными уплотнениями, гидрозатворами или имеют герметичный привод.

Нормами НИИХИММАШа рекомендуется к изготовлению сальниковое



**Рисунок 1.20 Уплотнение сальниковое**

1 – корпус; 2,3 – опорное кольцо и грундбукса; 4 – фонарь;

5 – втулка нажимная; 6 – набивка; 7,9,10 – прокладки;

8,13 – щетка и гайка; 11 – рубашка.

уплотнение, состоящее из корпуса, нажимной втулки, набивки, опорного и упорного кольца (грундбуксы) и охлаждающей рубашки (рисунок 1.20). В середине слоя набивки имеется смазочное кольцо (фонарь) для равномерной подачи смазки по периметру вала. Нажимная втулка и грундбукса обычно изготавливаются из чугуна, корпус – из стали. Зазор между валом и нажимной втулкой составляет  $1 \div 1.5$  мм, между валом и грундбуксой -  $0.5 \div 0.75$  мм. При отсутствии зазора грундбуксу изготавливают из

бронзы. Иногда сальник одновременно является опорой вала (подшипником скольжения). Тогда нажимная втулка снабжается устройством для подачи и распределения смазки, изготавливается из бронзы или имеет бронзовый вкладыш, зазор между втулкой и валом соответствует посадке скольжения. Для увеличения радиального усилия прижатия набивки к валу нижняя поверхность нажимной втулки и верхняя поверхность грундбуксы делают конусными.

В качестве набивок чаще всего используются ФУМ, плетеный асбестовый шнур (сухой, пропитанный графитом, тальком или фторопластовой суспензией, с медной или алюминиевой проволокой внутри), просаленные хлопчатобумажные и пеньковые шнуры, войлочные кольца. С точки зрения химической стойкости и коэффициента трения лучшей набивкой является ФУМ, однако его применение ограничивает высокая твердость (при затяжке сальника требуются большие усилия) и высокая стоимость.

Сальниковые уплотнения применяются при давлениях в аппарате  $0.6 \div 4$  МПа, пропитанные набивки используются при температурах до  $100$  °С, ФУМ – до  $250$  °С,

сухие асбестовые – до 400 °С. Допустимые скорости вращения валов – от 5 до 350 об/мин. Сальники не рекомендуют применять в случаях, когда аппарат работает под вакуумом, а также при обработке в нем ядовитых и взрывоопасных веществ.

Потери мощности на трение в сальнике

$$N_{тр} \approx 0.025 \cdot n \cdot d^2 \cdot p_{ср} \cdot s \cdot K,$$

где  $n$  – частота вращения вала,

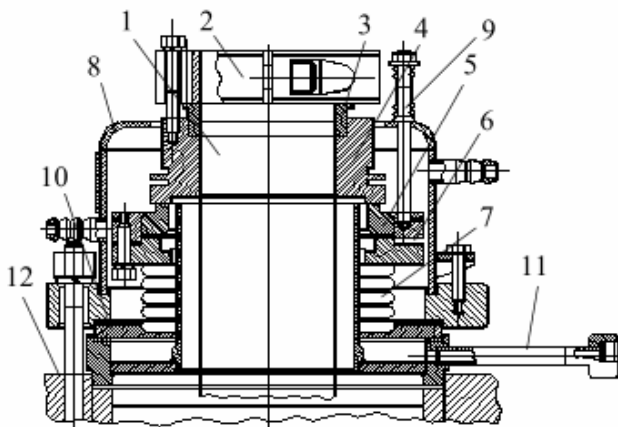
$d$  – его диаметр,

$p_{ср}$  – давление в аппарате,

$K$  – коэффициент, зависящий от отношения высоты набивки  $h$  к ее ширине  $s$ :

$h/s$	< 5	6	7	8	9	10	>10
$K$	0.65	0.83	1.02	1.24	1.58	1.7	2.34

В торцевых уплотнениях герметичность достигается за счет плотного



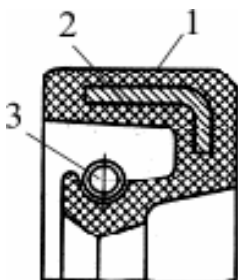
**Рисунок 1.21 Уплотнение торцовое**

1 – вал; 2 – водило; 3 – втулка; 4,5 – опорное и уплотнительное кольцо;  
6,12 – фланец; 7 – сифон; 8 – рубашка; 9 – шпилька с пружиной;  
10 – корпус уплотнения; 11 – отвод воды из нижней части.

поджатия в осевом направлении двух колец: подвижного и неподвижного. Поверхности колец чаще всего плоские, но могут быть сферическими или конусными. Чистота обработки поверхностей -  $\nabla 10 \div \nabla 12$ . Ширина пояса трения не должна превосходить  $6 \div 8$  мм. Для уплотнения валов аппаратов с мешалками наиболее часто применяются внешние торцовые уплотнения: одинарные типа ТС

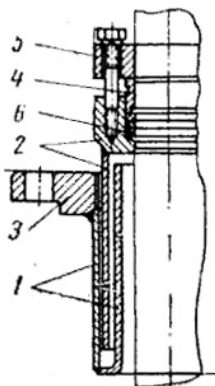
(рисунок 1.21) и двойные типа ТД и ТДП. Поверхности трения опорных колец этих уплотнений изготавливают из хромистых сталей, уплотнительных – из углеграфита, бронзы. Их применяют в аппаратах, работающих при остаточном давлении до 0.0027 и при избыточном до 1.6 МПа, температурах от -20 до 250 °С. В уплотнении типа ТС подвижным является опорное кольцо, укрепляемое на валу с помощью водила. Неподвижное уплотнительное кольцо соединено с сифоном, который играет роль предварительного бесконтактного уплотнения и компенсатора биений вала. Сифон изготавливают из фторопласта или нержавеющей стали. Сила прижатия колец регулируется тягами с пружинами. Смазку и охлаждение колец производят проточной водой.

В уплотнениях ТД и ТДП вращаются два уплотнительных кольца, соединенные пружинами и посаженные на вал с помощью общей втулки. Неподвижные



**Рисунок 1.22 Армированная манжета**

1 – корпус, 2 – металлический каркас,  
3 – кольцевая пружина



**Рисунок 1.23 Гидрозатвор**

1 – двойной стакан, 2 – колпак,  
3 – фланец, 4 – втулка, 5 – водило,  
6 – уплотнение.

опорные кольца вставляются в проточки корпуса уплотнения. Уплотнение типа ТДП отличается от ТД тем, что в крышке его корпуса установлен нижний опорный подшипник вала.

Преимущества торцовых уплотнений перед сальниковыми: меньшие утечки рабочей среды, отсутствие подсоса воздуха при работе под вакуумом, меньшие (на порядок) потери мощности, отсутствие необходимости в обслуживании, малая чувствительность к биениям вала. Недостатки: высокая стоимость, сложность монтажа и ремонта.

Манжетные уплотнения применяют в аппаратах, работающих при атмосферном давлении (под налив) и температурах перемешиваемой среды до 120 °С. Конструктивно это стальной диск, укрепленный на болтах над отверстием крышки, в кольцевую проточку которого устанавливается стандартная армированная манжета (см. рисунок 1.22).

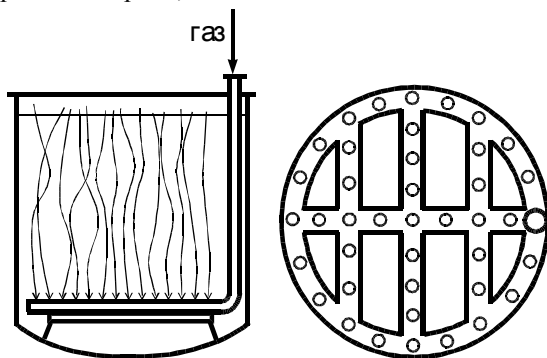
Гидрозатворы также применяются в аппаратах, работающих при атмосферном давлении для предотвращения контакта газовой среды, заполняющей аппарат, с атмосферой. Гидрозатвор (рисунок 1.23) представляет собой неподвижный цилиндрический стакан, приваренный к присоединительному фланцу, между двойными стенками которого вставляется цилиндрический колпак, закрепленный на валу мешалки с помощью водила и втулки. Стакан заполняют затворной жидкостью так, чтобы уровень был выше нижнего края колпака. Выбор запирающей жидкости обусловлен свойствами перемешиваемой

среды.

## 1.4 Аппараты для пневматического перемешивания

Пневматическое перемешивание осуществляют путем пропускания через жидкость в аппарате воздуха или инертного газа с помощью устройств, называемых барботерами (рисунок 1.24). Пневматическое перемешивание применяют, когда необходимо сравнительно медленное и глубокое смешение жидкостей вязкостью до 0.2 Па·с. Конструктивное оформление пневматического перемешивания значитель-

но дешевле, чем механического, однако оно связано с относительно большими затратами энергии, возможностью окисления и испарения продукта.



**Рисунок 1.24** Аппарат для пневматического перемешивания

$\rho_{ж}$ ,  $\rho_{г}$  – плотность перемешиваемой жидкости и газа,

$w$  – скорость газа в трубопроводе (обычно принимают  $w=20\div40$  м/с),

$\sum_i \zeta_i$  – сумма коэффициентов гидросопротивления,

$p_0$  – давление над жидкостью в аппарате.

Необходимый для перемешивания расход воздуха или газа в пересчете на атмосферное давление находят по уравнению:

$$V_{г} = K \cdot F \cdot P,$$

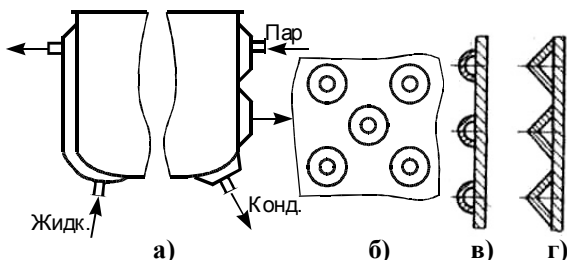
где  $F$  – площадь поверхности жидкости в аппарате до начала перемешивания,

$K$  – коэффициент интенсивности перемешивания (24÷30 при слабом, 35÷45 при среднем, 45÷60 при интенсивном).

Из опыта известно, что минутный расход газа на 1 м<sup>2</sup> свободной поверхности жидкости в аппарате можно принимать равным 0.4 м<sup>3</sup> при слабом перемешивании, 0.8 м<sup>3</sup> – при среднем и 1 м<sup>3</sup> – при интенсивном.

## 1.5 Теплообменные устройства вертикальных емкостных аппаратов

Для осуществления теплообмена в вертикальных емкостных аппаратах



**Рисунок 1.25** Рубашки теплообменные

а) цилиндрическая ( $p \leq 0.6$  МПа); б) с вмятинами ( $p \leq 7.5$  МПа);

используются рубашки и змеевики различных конструкций. При использовании рубашек теплообменным элементом являются стенки корпуса аппарата, см. рисунок 1.25. Поверхность теплообмена в

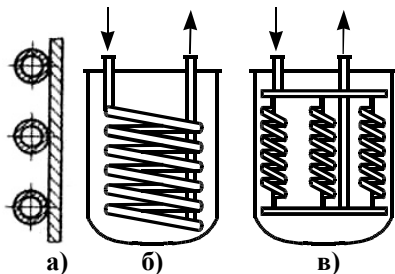
$$P = H \cdot \rho_{ж} \cdot g + w^2 \cdot \rho_{г} \cdot (1 + \sum_i \zeta_i) / 2 + p_0,$$

где  $H$  – высота столба жидкости в аппарате,

этом случае ограничена площадью стенок и дна аппарата. Рубашка, показанная на рисунке 1.25б, имеет выштампованные в шахматном порядке круглые вмятины с отверстиями, по внутренней кромке которых рубашка приваривается к стенке аппарата. Иногда к стенке приваривают стержни с резьбой (анкеры) и рубашка крепится к аппарату гайками через прокладки.

Рубашки с вмятинами, из полутруб и из угловой стали более прочны, обеспечивают более высокие давления и скорости движения теплоносителей, а следовательно и лучшие условия теплоотдачи, однако более распространены цилиндрические рубашки, т.к. они более просты в изготовлении и монтаже, удобнее в очистке и ремонте (иногда их делают съемными).

Наружные змеевики (рисунок 1.26а) приваривают многослойным швом к канавке, проточенной в стенке корпуса аппарата. Они применяются при высоких давлениях теплоносителей, например в системах обогрева перегретой водой.



**Рисунок 1.26 Змеевики**

а) наружный ( $p \leq 25$  МПа), б) концентриче-

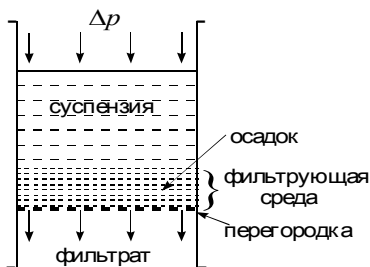
ско-центрические, в) встроенные. Встроенные змеевики (рисунок 1.26б,в) используют в аппаратах с защитными покрытиями (футерованных, гуммированных). Они имеют более развитую рабочую поверхность, чем рубашки, однако для них характерны и более жесткие условия теплообмена, их часто приходится изготавливать из нержавеющей стали и титана, что удорожает аппарат и ухудшает теплопередачу.

Наличие в аппарате встроенного змеевика ухудшает условия перемешивания, особенно при обработке суспензий.



## 2 ФИЛЬТРЫ ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ СУСПЕНЗИЙ

*Суспензия* - это неоднородная система, состоящая из жидкой дисперсионной среды и взвешенных в ней твердых частиц. Разделение суспензий на жидкую и



**Рисунок 2.1** Схема процесса фильтрации

твердую фазу – один из наиболее распространенных процессов химической технологии.

При фильтровании суспензия разделяется с помощью пористой перегородки на жидкую фазу в виде фильтрата и твердую фазу в виде осадка, см. рисунок 2.1. Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений по обе стороны фильтрующей среды, которая состоит из фильтрующей перегородки и слоя образующегося на ней осадка. Кроме процесса фильтрования фильтры производят промывку осадка от остатков дисперсионной среды, его отжим и осушку.

### 2.1 Основные закономерности процесса фильтрации

Основной характеристикой процесса является скорость фильтрования – объем фильтрата, получаемый за единицу времени с единицы поверхности фильтра. Скорость фильтрования прямо пропорциональна разности давлений ( $\Delta p$ ), обратно пропорциональна вязкости фильтрата ( $\mu$ ) и сопротивлению фильтрующей среды, т.е. сумме сопротивлений слоя осадка ( $R_o$ ) и фильтрующей перегородки ( $R_n$ ). В большинстве случаев значение  $R_o$  существенно больше  $R_n$ . Толщина осадка  $h_o$ , а следовательно и его сопротивление в процессе фильтрования увеличивается, в том числе и за счет его сжатия под действием  $\Delta p$  и закупорки каналов мелкими частицами. Сопротивление перегородки также изменяется вследствие забивки ее пор и сжатия, поэтому основное уравнение фильтрования записывается в дифференциальной форме:

$$\frac{dV}{d\tau} = F \cdot \frac{\Delta p(\tau)}{\mu \cdot [R_o(\tau) + R_n(\tau)]},$$

где  $V$  – объем фильтрата,

$F$  – поверхность фильтрования,

$\tau$  – продолжительность фильтрования.

На величину сопротивления осадка и перегородки воздействуют две группы факторов *гидродинамические* и *физико-химические*.

К числу гидродинамических относятся:

- размеры и форма пор перегородки,
- форма, размеры и удельная поверхность частиц осадка.

Физико-химические факторы – это:

- степень коагуляции частиц осадка,
- наличие на частицах твердой фазы сольватной оболочки,
- содержание в суспензии смолистых и коллоидных примесей,
- набухание материала перегородки,
- изменение поверхностного натяжения жидкости в порах осадка и перегородки,
- образование у стенок пор неподвижного слоя жидкости,
- электростатические поля, возникающие на границе раздела фаз при наличии ионов в суспензии.

С уменьшением размеров частиц осадка и пор перегородки влияние физико-химических факторов увеличивается.

Будем считать, что осадок и перегородка несжимаемы, т.е. их пористость и удельное сопротивление потоку жидкости постоянны в течение всего процесса. Не будем также учитывать возможное увеличение значений  $R_o$  и  $R_n$  за счет влияния физико-химических факторов. Тогда  $R_n$  будет постоянной величиной, а  $R_o$  можно записать в виде:  $R_o = r_o \cdot h_o$ , где  $r_o$  - удельное объемное сопротивление осадка (сопротивление потоку фильтрата равномерного слоя осадка толщиной 1 м). Обозначив отношение объемов осадка и фильтрата через  $x_o$ , запишем:

$$h_o = V_o / F = V \cdot V_o / (V \cdot F) = x_o \cdot (V / F), \text{ т.е. } R_o = r_o \cdot x_o \cdot (V / F).$$

Тогда основное уравнение фильтрования с образованием несжимаемого осадка на несжимаемой перегородке примет вид:

$$\frac{dV}{d\tau} = F \cdot \frac{\Delta p}{\mu \cdot [r_o \cdot x_o \cdot (V / F) + R_n]}.$$

Это уравнение используется для расчета производительности фильтра заданной поверхности или наоборот – необходимой поверхности по заданной производительности. Значения величин  $r_o$  и  $R_n$  определяются экспериментально.

На практике используются два основных режима фильтрования – при постоянном перепаде давления и постоянной скорости фильтрования. Режим постоянного перепада давления ( $\Delta p = \text{const}$ ) обеспечивается присоединением фильтра к линии вакуума или сжатого газа. После разделения переменных и интегрирования от 0 до  $V$  и от 0 до  $\tau$  основное уравнение фильтрования примет вид:

$$\frac{r_o \cdot x_o}{2 \cdot F} \cdot V^2 + R_n \cdot V = \frac{F \cdot \tau \cdot \Delta p}{\mu}. \quad (2.1)$$

Режим постоянной скорости ( $dV/d\tau = \text{const}$ ) обеспечивается подачей суспензии в фильтр насосами объемного типа (поршневым, шестеренчатым). Заменяя в основном уравнении фильтрования  $dV/d\tau$  на  $V/\tau$ , получим:

$$\frac{r_o \cdot x_o}{F} \cdot V^2 + R_n \cdot V = \frac{F \cdot \tau \cdot \Delta p}{\mu}. \quad (2.2)$$

Сравнив уравнения (2.1) и (2.2), можно сделать вывод, что при прочих равных условиях для получения одного и того же объема фильтрата в режиме постоянной скорости требуется большее время, чем в режиме постоянного перепада давления (при  $R_n \approx 0$  - вдвое больше). Величина  $\Delta p$  для любого типа фильтра ограничена

сверху ( $\Delta p \leq \Delta p_d$ ), поэтому при достижении в режиме постоянной скорости перепада давления  $\Delta p_d$  срабатывает предохранительный клапан, часть суспензии байпасируется и фильтрование продолжается в режиме постоянного перепада давления.

Замечание: в случае использования для подачи суспензии в фильтр центробежного насоса перепад давления и скорость фильтрования являются переменными, поэтому для решения основного уравнения фильтрования необходимо предварительно определить вид функциональной зависимости  $\Delta p(\tau)$ .

В рабочий цикл фильтра, кроме собственно фильтрования, входит промывка осадка, его осушка, выгрузка и подготовка фильтра к следующему циклу. Промывку осадка можно рассматривать как фильтрование при постоянной толщине слоя осадка, перепаде давления и скорости, т.е. основное уравнение фильтрования для случая промывки будет иметь вид:

$$\frac{V_{\text{пр}}}{\tau_{\text{пр}}} = F \cdot \frac{\Delta p_{\text{пр}}}{\mu_{\text{пр}} \cdot [r_o \cdot h_o + R_n]}$$

При заданной вязкости промывной жидкости  $\mu_{\text{пр}}$  из этого уравнения можно найти необходимый объем промывной жидкости  $V_{\text{пр}}$ , требуемое время промывки  $\tau_{\text{пр}}$  или перепад давления  $\Delta p_{\text{пр}}$ . Время осушки осадка сжатым воздухом или газом от остатков фильтрата или промывной жидкости ( $\tau_c$ ) определяется экспериментально.

Общая продолжительность рабочего цикла фильтра

$$\tau_{\text{ц}} = \tau + \tau_{\text{пр}} + \tau_c + \tau_{\text{в}},$$

где  $\tau_{\text{в}}$  – время вспомогательных операций (загрузка, выгрузка, подготовка к новому циклу). Это соотношение является основополагающим при определении режима работы фильтров периодического действия и скорости перемещения рабочего органа фильтра непрерывного действия.

## 2.2 Фильтрующие перегородки

К фильтрующим перегородкам предъявляются следующие основные требования:

- наличие сквозных пор, которые легко пропускают фильтрат и задерживают твердые частицы осадка;
- устойчивость к химическому воздействию суспензии и промывной жидкости;
- достаточная механическая прочность.

В большинстве фильтров применяют *гибкие перегородки* (прессованное волокно или ткань, уложенная на перфорированную поверхность, металлическая или полимерная сетка). Наиболее популярные материалы перегородок: асбест, капрон, лавсан, стекловолокно, полиэтилен, хлорин, нитрон, бумажная лента одноразового использования. Ткани из натуральных волокон (шерсть, шелк, хлопок) применяются сравнительно редко из-за их невысокой химической стойкости. Металлические сетки изготавливают из бронзы и нержавеющей стали, полимерные – из полипропилена.

Несжимаемые пористые перегородки (*фильтровальные камни*): керамические, металлокерамические, металлические, стеклянные, – позволяют проводить филь-

рование при высоких температурах и в высокоагрессивных средах. Их изготавливают в виде плитки, полых цилиндров, а чаще всего – в виде патронов.

В случаях разделения малоцентрированных суспензий, содержащих тонкодисперсные твердые частицы, для предохранения пор перегородки от быстрого закупоривания применяют фильтрование с *намывным слоем* – предварительно нанесенным на перегородку слоем порошкового или волокнистого материала: диатомита, асбеста, целлюлозы.

Эти же и другие зернистые материалы (уголь, кокс, песок, гравий, древесные опилки) используют в виде *насыпного* фильтровального слоя в случаях когда твердая фаза суспензии имеется в малом количестве и не используется после фильтрования.

Для получения сверхчистых и стерильных жидкостей в качестве фильтрующих перегородок применяются *полимерные пленки* (мембраны) толщиной  $10 \div 100$  мкм с размером пор  $0.1 \div 5$  мкм.

### 2.3 Классификация фильтров

По режиму работы промышленные фильтры разделяют на фильтры периодического и непрерывного действия. В фильтрах периодического действия операции фильтрования, промывки и осушки осадка, его выгрузки и подготовки фильтра к новому циклу выполняются поочередно на всей поверхности фильтрования, а в фильтрах непрерывного действия все операции выполняются одновременно на разных участках рабочей поверхности.

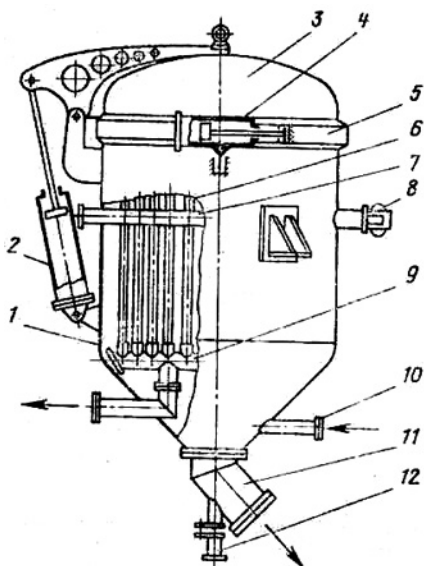
По способу создания и величине движущей силы фильтры подразделяются на вакуумные и работающие под давлением. Большинство фильтров периодического действия работают под давлением: фильтр-прессы рамные, камерные, автоматизированные, друк-фильтры, листовые, патронные фильтры. Из вакуум-фильтров периодического действия отметим простейшие открытые нутч-фильтры. Фильтры непрерывного действия как правило являются вакуумными: барабанные, ленточные, дисковые, карусельные. Сравнительно широко распространены барабанные и дисковые фильтры непрерывного действия, работающие под давлением.

При выборе типа фильтра следует помнить:

- а) при  $r_0 > 10^8$   $1/m^2$  или скорости осаждения твердой фазы менее 8 мм/с предпочтительнее фильтры, работающие под давлением;
- б) при повышенных требованиях к качеству разделения (влажности осадка и чистоте фильтрата) применяют фильтры периодического действия;
- в) при большой мощности производства целесообразнее применять фильтры непрерывного действия.

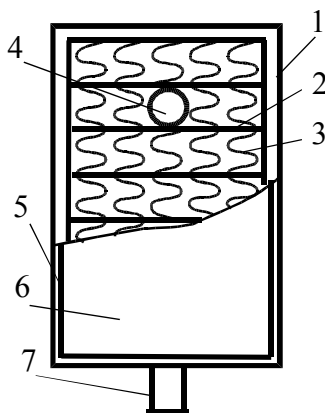
### 2.4 Конструкции фильтров периодического действия

Среди наиболее распространенных конструкций фильтров периодического действия выделим листовые фильтры и автоматические камерные фильтр-прессы с механизированным отжимом осадка (ФПАКМы).



**Рисунок 2.2** Листовой фильтр

1 – корпус; 2,4 – пневмоцилиндры; 3,5 – крышка с байонетным затвором; 6 – лист; 7,8 – подача жидкости для смыва осадка и сжатого воздуха; 9 – отвод фильтрата; 10,11 – штуцеры подачи суспензии и выгрузки осадка; 12 – донный клапан.



**Рисунок 2.3** Конструкция листа

1 – рамка; 2,3 – каркасная и пружинная сетка; 4 – осушка и смыв осадка; 5 – резиновый шнур; 6 – ткань; 7 – отвод фильтрата.

**Листовые фильтры** применяют для осветления тонкодисперсных суспензий с концентрацией твердой фазы 0.1÷5%. При концентрациях 1÷5% они работают в режиме с образованием осадка, его последующей промывкой и осушкой, а при концентрациях 0.1÷1% - с использованием намывного слоя. Эффективны при разделении вязких, легко испаряющихся, окисляющихся и токсичных суспензий. Наиболее распространенный листовой фильтр (рисунок 2.2) представляет собой герметично закрытый вертикальный сосуд, сваренный из цилиндрической и конической обечаек, в котором размещены прямоугольные фильтрующие элементы – листы.

Лист (рисунок 2.3) - это плоская металлическая рамка с каркасной сеткой, поверх которой укладывается более мелкая пружинная сетка и фильтровальная ткань, закрепляемая в пазах рамки резиновым шнуром.

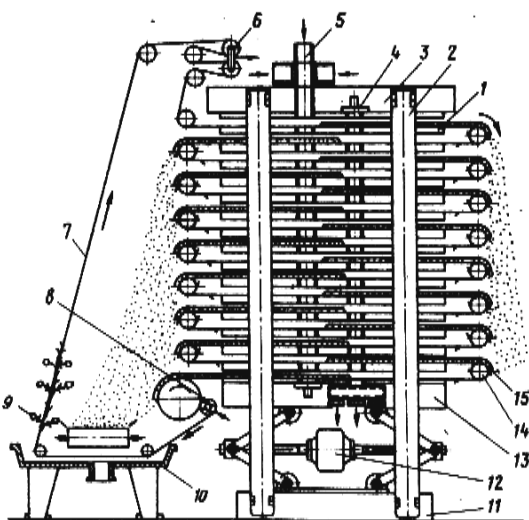
Внутренняя полость каждого листа соединяется трубкой с коллекторами отвода фильтрата, подвода жидкости для смыва осадка и сжатого воздуха.

После заполнения сосуда суспензией в нем создается избыточное давление до 0.4 МПа, под действием которого фильтрат проходит через ткань внутрь листов, а затем - в коллектор. Осадок с внешней поверхности листов после промывки и продувки либо смывается жидкостью, подаваемой во внутренние полости листов, либо удаляется вибрацией, создаваемой вращением эксцентрикового вала. Откидная эллиптическая крышка фильтра соединяется с корпусом байонетным затвором, поворот которого осуществляется штоками двух пневмоцилиндров, шарнир-

но закрепленных на корпусе. Подъем и опускание крышки осуществляет качающийся пневмоцилиндр. Осадок удаляется через донный клапан с пневмоприводом.

**Фильтры ФПАКМ** (рисунок 2.4) предназначены для фильтрации тонкодисперсных суспензий, содержащих от 5 до 500 кг/м<sup>3</sup>

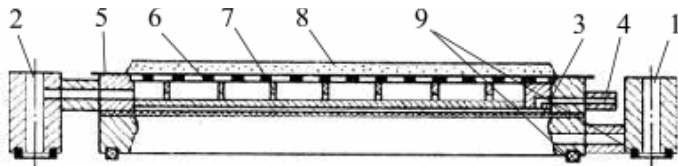
твердых частиц размерами не более 3 мм при температуре от 5 до 90 °С. Это пакет горизонтальных фильтровальных плит, закрепленных на раме с возможностью вертикального перемещения. Рама состоит из нижней опорной и верхней упорной плит, соединенных 4-мя вертикальными стяжками, которые служат направляющими для фильтровальных плит. Между плитами на роликах зигзагообразно протянута бесконечная лента фильтровальной ткани, перемещаемой приводным валиком. Подъем и опускание плит осуществляется с помощью электро-



**Рисунок 2.4** Схема фильтра ФПАКМ

1 – фильтровальная плита; 2 – стяжка; 3 – упорная плита; 4 – отвод фильтрата; 5 – подача суспензии, промывной жидкости и сжатого воздуха; 7,6 – лента фильтровальной ткани и ее натяжение; 8,14 – приводной и разгрузочный валик; 9 – регенерация ткани; 10 – прием осадка; 11,13 – опорная и нажимная плита; 12 – электро-механический зажим; 15 – нож.

механического зажима и нажимной плиты. Во время операций фильтрации, промывки, отжима, продувки осадка плиты подняты и уплотнены резиновыми прокладками, ткань зажата между ними. При выгрузке осадка плиты раздвигаются и между ними образуется зазор 40÷50 мм. Ткань приводится в движение и, огибая разгрузочные ролики, освобождается от осадка, который сыпается в бункеры. Проходя камеру регенерации, ткань омывается водой и очищается скребками.



**Рисунок 2.5** Фильтровальная плита ФПАКМ

1 – подача суспензии, промывной жидкости и сжатого воздуха, 2 – отвод фильтрата, 3,4 – резиновая диафрагма и подача в нее воды, 5 – фильтровальная ткань, 6 – металлическая сетка, 7 – ребро жесткости, 8 – осадок, 9 – уплотнители.

Нижняя часть фильтровальной плиты, см. рисунок 2.5, служит камерой для суспензии и осадка, верхняя – для основного и промывного фильтрата. Металлическая сетка и ребра жесткости в верхней

части плиты удерживают фильтровальную ткань в горизонтальном положении. К плитам приварены патрубки, снабженные уплотнителями, которые при сжатии образуют с одной стороны коллектор для подачи суспензии, промывной жидкости и сжатого воздуха, а с другой – коллектор отвода фильтрата. Отжим осадка после фильтрования и промывки осуществляется подачей воды под давлением в резиновую диафрагму, установленную над нижней частью плиты. Для этого служит специальный коллектор, отводы которого соединяются с соответствующими патрубками плит резиновыми шлангами.

Преимущества ФПАКМ: развитая фильтрующая поверхность при незначительной занимаемой производственной площади; фильтрация осадка при оптимальной толщине слоя и возможность его гидравлического отжима; хорошая регенерация фильтровальной ткани; возможность полной автоматизации работы фильтра; низкая металлоемкость.

*Главное преимущество перед рамными и камерными фильтрпрессами:* незначительные (1÷2 мин) затраты времени на раскрытие и закрытие плит, выгрузку осадка.

## 2.5 Технологические расчеты фильтров периодического действия

*Цель расчетов:* определить основной размер и число стандартных фильтров, обеспечивающие заданную производительность. Тип фильтра выбирается с учетом свойств суспензии и осадка, требований к чистоте фильтрата и влажности осадка, экономических соображений.

Основным определяемым параметром технологического расчета является средняя скорость фильтрования за цикл обработки суспензии (с учетом промывки и осушки осадка, вспомогательных операций):

$$w_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ф}}}{F \cdot K_{\text{п}}} = \frac{V}{F \cdot \tau_{\text{ц}} \cdot K_{\text{п}}} = \frac{h_0}{x_0 \cdot \tau_{\text{ц}} \cdot K_{\text{п}}},$$

где  $V_{\text{ф}}$  – заданная производительность фильтра по фильтрату,

$K_{\text{п}} \sim 0.8$  - коэффициент увеличения сопротивления фильтровальной перегородки при ее многократном использовании.

Если производительность фильтра задана по суспензии ( $G_{\text{с}}$ ), то

$$V_{\text{ф}} = \frac{G_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}} \cdot (1 + x_0)},$$

где  $\rho_{\text{с}} = \frac{\rho_{\text{т}} \cdot \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{т}} - x_{\text{м}} \cdot (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})}$  – плотность суспензии,

$x_0 = \frac{x_{\text{м}} \cdot \rho_{\text{ж}}}{\rho_0 \cdot (1 - W - x_{\text{м}})}$  – отношение объема осадка к объему полученного фильтрата,

$x_{\text{м}}$  – массовая концентрация твердой фазы в суспензии (доли единицы);

$W$  – заданная массовая влажность осадка (доли единицы);

$$\rho_T, \rho_{ж}, \rho_o = \frac{\rho_T \cdot \rho_{ж}}{\rho_{ж} + W \cdot (\rho_T - \rho_{ж})} - \text{плотность твердой и жидкой фазы суспензии,}$$

влажного осадка.

Если же производительность задана по влажному осадку ( $G_o$ ), то

$$V_{\phi} = \frac{G_o \cdot (1 - W)}{x_T},$$

где  $x_T = \frac{x_M \cdot \rho_{ж} \cdot (1 - W)}{(1 - W - x_M)}$  – масса твердой фазы суспензии, остающейся на перегородке после получения единицы объема ( $1 \text{ м}^3$ ) фильтрата.

Методика определения средней скорости фильтрования  $w_{\phi}$  зависит от режима фильтрования (при постоянном перепаде давления или постоянной скорости).

*Фильтрование при постоянном перепаде давления.* Выведем соотношения для определения составляющих времени цикла  $\tau_{\phi}$  работы фильтра. Из уравнения (2.1) получим:

$$\tau = \frac{\mu \cdot x_o \cdot r_o}{2 \cdot \Delta p} \cdot \left( \frac{V}{F} \right)^2 + \frac{\mu \cdot R_{\text{п}}}{\Delta p} \cdot \left( \frac{V}{F} \right).$$

Учитывая, что  $V/F = h_o/x_o$  и что на практике обычно пользуются не объемным удельным сопротивлением осадка  $r_o$ , а его средним массовым удельным сопротивлением  $r_T$  (м/кг), которые связаны соотношением  $x_o \cdot r_o = x_T \cdot r_T$ , окончательно получим:

$$\tau = \frac{b_1 \cdot h_o}{x_o^2} \cdot (h_o + 2 \cdot x_o \cdot v_o), \quad (2.3)$$

$$\text{где } b_1 = \frac{\mu \cdot x_T \cdot r_T}{2 \cdot \Delta p}, \quad v_o = \frac{R_{\text{п}}}{x_T \cdot r_T}.$$

Формулу (2.3) можно использовать для расчета продолжительности фильтрования при известной толщине слоя осадка  $h_o$ , например, для рамных и камерных фильтрпрессов, где толщина осадка всегда равна половине глубины рамы или камеры. В случаях, когда значение  $h_o$  заранее не известно, определяется время фильтрования, соответствующее максимальной производительности фильтра, цикл работы которого включает промывку и осушку осадка:

$$\tau = \frac{b_1 \cdot (\tau_c + \tau_B)}{b_1 + N_{\text{пр}} \cdot x_o} \cdot \left( 1 + 2 \cdot v_o \cdot \sqrt{\frac{b_1 + N_{\text{пр}} \cdot x_o}{\tau_c + \tau_B}} \right),$$

а затем – толщина слоя осадка, набираемого за это время:

$$h_{\text{опт}} = x_o \cdot \left( \sqrt{v_o^2 + \tau/b_1} - v_o \right).$$

На практике проведение фильтрования в режиме максимальной производительности не всегда возможно, т.к. значение  $h_{\text{опт}}$ , может не отвечать условиям съема осадка или конструктивным возможностям фильтра. Например, в листовых фильтрах рас-



стояние между листами с набранным осадком должно быть не менее 20 мм, а во ФПАКМах максимально допустимая толщина осадка  $h_{max}$  должна быть на 5÷7 мм меньше расстояния между раздвинутыми плитами. Поэтому в случаях  $h_{онт} > h_{max}$  значение  $\tau$  определяют по формуле (2.3), где вместо  $h_0$  используется  $h_{max}$ .

Для промывки осадка из основного уравнения имеем:

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр} \cdot \mu_{пр}}{F \cdot \Delta p_{пр}} \cdot (r_0 \cdot h_0 + R_{п}).$$

Заменяя в этом соотношении  $r_0$  на  $x_T \cdot r_T / x_0$  и введя понятие объема промывной жидкости на 1 кг влажного осадка  $v_{пр} = \frac{V_{пр}}{F \cdot h_0 \cdot \rho_0}$ , получим:

$$\tau_{пр} = \frac{N_{пр} \cdot h_0}{x_0} \cdot (h_0 + x_0 \cdot v_0), \quad (2.4)$$

где  $N_{пр} = \frac{v_{пр} \cdot \rho_0 \cdot x_T \cdot r_T \cdot \mu_{пр}}{\Delta p_{пр}}$ .

Время осушки осадка  $\tau_c$  определяется экспериментально. В расчетах его обычно принимают равным 1÷3 мин. Время вспомогательных операций  $\tau_b$  определяется нормативами в зависимости от конструкции фильтра и его размеров.

*Фильтрация при постоянной скорости.* В этом случае перепад давления на фильтре непрерывно растет. Максимально допустимое значение перепада давления  $\Delta p_d$  определяется либо свойствами осадка, либо конструкцией фильтра.

Величина скорости фильтрования в данном случае определяется производительностью используемого насоса. Режиму оптимальной производительности для цикла, включающего промывку и осушку осадка, соответствует скорость фильтрования

$$w_{онт} = \frac{\Delta p_d \cdot \sqrt{2 \cdot b_1 + N_{пр} \cdot x_0}}{\mu \cdot (R_{п} \cdot \sqrt{2 \cdot b_1 + N_{пр} \cdot x_0} + x_T \cdot r_T \cdot \sqrt{\tau_c + \tau_b})}.$$

Предельная толщина осадка, которую можно получить при максимально допустимом перепаде давления  $\Delta p_d$  и скорости фильтрования  $w = w_{онт}$  равна

$$h_1 = \frac{x_0 \cdot (\Delta p_d - \mu \cdot R_{п} \cdot w)}{\mu \cdot x_T \cdot r_T \cdot w},$$

причем слой осадка такой толщины будет набран за время  $\tau_1 = h_1 / (x_0 \cdot w)$ .

Если толщина слоя осадка  $h_0$  не фиксирована, то фильтр работает только в режиме постоянной скорости:

- при  $h_1 < h_{max}$   $\tau = \tau_1$ ,
- в противном случае  $\tau = h_{max} / (x_0 \cdot w)$ .

При фиксированной толщине осадка (фильтр-пресс) и  $h_1 \geq h_0$  фильтр работает только в режиме постоянной скорости:

$$\tau = h_0 / (x_0 \cdot w).$$

Если же  $h_1 < h_0$ , в ситуации  $\Delta p = \Delta p_d$  работает предохранительный клапан, установленный на подводящем трубопроводе, часть суспензии по байпасу будет возвращаться в напорную емкость и процесс пойдет при  $\Delta p_d = \text{const}$  до получения осадка толщиной  $h_0$ , т.е. время фильтрования будет складываться из  $\tau_1$  и времени получения осадка толщиной  $h_2 = h_0 - h_1$  при постоянном перепаде давления

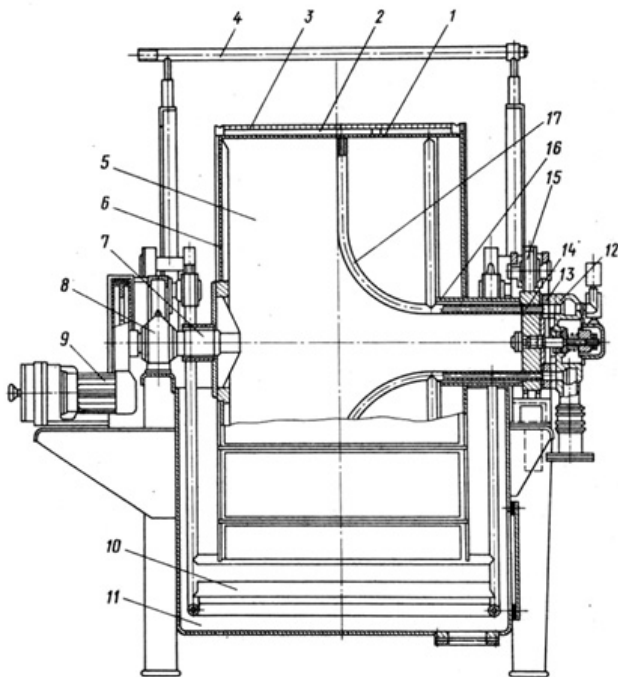
$$\tau_2 = \frac{b_1 \cdot h_2}{x_0^2} \cdot [h_2 + 2 \cdot x_0 \cdot (v_1 + v_0)],$$

где  $v_1 = h_1/x_0$  – удельный объем фильтрата, полученный в режиме постоянной скорости (учитывает сопротивление слоя осадка толщиной  $h_1$ ).

Время промывки осадка рассчитывается по формуле (2.4), причем для фильтр-прессов берется удвоенная толщина осадка, т.к. промывается сразу вся рама или камера.

## 2.6 Конструкции и расчеты фильтров непрерывного действия

К числу наиболее распространенных фильтров непрерывного действия относятся барабанные, дисковые, ленточные. Самый распространенный – **барабанный ячейковый вакуум-фильтр** с наружной фильтрующей поверхностью, см. рисунок 2.6, применяемый для разделения суспензий, которые содержат не менее 5% твердой фазы при скорости ее осаждения не более 12 мм/с. Его рабочим органом является полый горизонтально вращающийся барабан, внутренняя цилиндрическая поверхность которого разделена на изолированные друг от друга секции (ячейки). Снаружи ячейки закрыты перфорированными листами и покрыты фильтровальной тканью, для закрепления которой в пазы между лис-

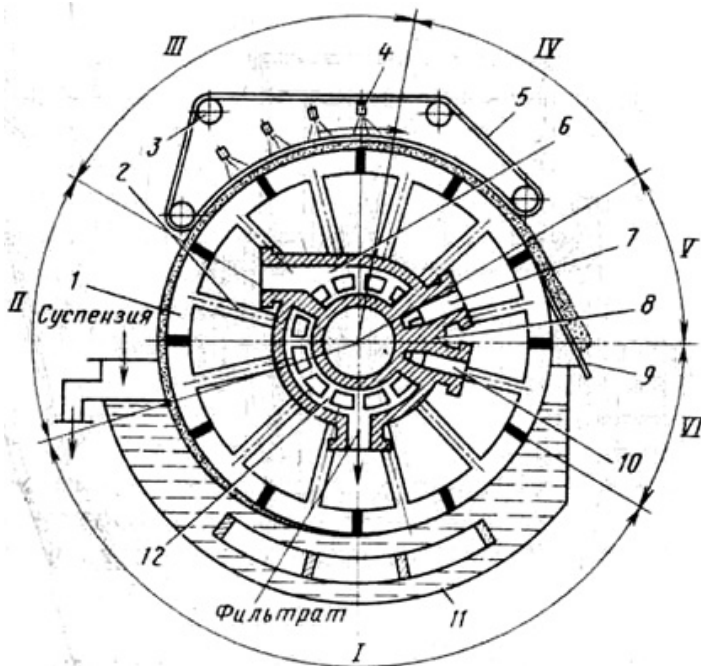


**Рисунок 2.6 Барабанный вакуум-фильтр**

1,3 – внутренняя (сплошная) и наружная (перфорированная) обечайка; 2 – ячейка; 4 – рама устройства промывки осадка; 5 – барабан; 6 – торцевая стенка; 7,16 – цапфы; 8,15 – подшипники скольжения; 9 – электродвигатель; 10 – качалка; 11 – корыто; 12,13 – неподвижный и подвижный диски распределительной головки; 14,17 – дренажные трубки.

тами и боковыми стенками укладывают резиновый шнур. Поверх ткани барабан обвивают проволокой ( $\varnothing$  1-3 мм).

Барабан опирается двумя цапфами на подшипники скольжения, смонтированные на раме фильтра. Левая цапфа оканчивается червячным колесом привода барабана, которое вращается электродвигателем через вариатор, клиноременную передачу и редуктор. Через правую цапфу пропущены дренажные трубки, соединяющие каждую ячейку барабана с одним отверстием в подвижном диске распределительной головки. Ее неподвижный диск имеет секторные окна, соответствующие вы-



**Рисунок 2.7** Схема работы барабанного фильтра

I — фильтрация; II — первое обезвоживание; III — промывка;

IV — второе обезвоживание; V — отдувка и съем осадка;

VI — регенерация ткани;

1 — ячейка; 2 — дренажная трубка; 3 — ролик; 4 — форсунка; 5 — ткань для промывки осадка; 6, 7, 10 — отвод промывной жидкости, подвод сжатого воздуха и пара; 8, 12 — неподвижный и подвижный диски распределительной головки; 9 — нож; 11 — качалка.

ставляют антифрикционную пару (сталь-чугун, сталь-бронза), перед установкой на фильтр их тщательно притирают.

В нижней части корыта, куда подается суспензия, помещается мешалка (качалка), получающая возвратно-поступательное движение от электродвигателя через

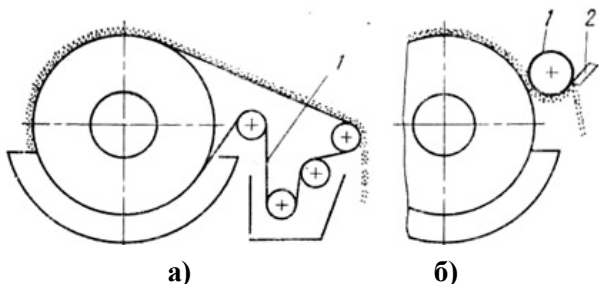
полняемым операциям: окно фильтрации, окно промывки и осушки осадка, соединенные с линией вакуума, и окно отдувки осадка, соединенное с линией сжатого воздуха (в больших фильтрах имеется также окно регенерации перегородки, соединенное с линией сжатого воздуха или пара). При вращении барабана каждая ячейка последовательно проходит зоны фильтрации, первого обезвоживания, промывки осадка, второго обезвоживания, отдувки и съема осадка, регенерации ткани, см. рисунок 2.7.

Диски распределительной головки прижаты друг к другу пружиной и со-

редуктор и кривошипно-шатунный механизм. Над барабаном расположено устройство для промывки осадка, состоящее из коллектора и ряда форсунок, разбрызгивающих промывную жидкость. Для предотвращения размыва осадка промывку осуществляют через полосу ткани, натянутой на ролики.

Способы удаления осадка с поверхности барабана:

- ножом, установленным по образующей барабана, (осадок плотный, мало-влажный, толщиной 8-10 мм);



**Рисунок 2.8 Удаление осадка с барабана**

*а) – изменением направления движения ткани (1);  
б) – съемным валиком (1) и ножом (2);*

- бесконечными шнурами, охватывающими барабан, (толщина осадка 2-4 мм);

- изменением направления движения полотна фильтровальной ткани (толщина менее 2 мм) – рисунок 2.8а;

- съемным валиком (тонкие мажущие осадки) – рисунок 2.8б;

- острым ножом с микрометрическим устройством для его автоматического перемещения на  $0.01 \div 0.05$  мм за

один оборот барабана (при фильтровании с использованием намывного слоя).

Наиболее популярны фильтры общего назначения (БОУ, БОК, БОР) – для суспензий, при разделении которых толщина осадка достигает 5 мм за 4 минуты и менее. Они имеют поверхность фильтрования от 1 до 100 м<sup>2</sup>. Барабан диаметром 1÷4.2 м и длиной 0.35÷7.5 м совершает от 0.1 до 3 об/мин.

Для разделения суспензий с тяжелыми, быстро осаждающимися частицами применяют барабанные фильтры с внутренней фильтрующей поверхностью.

*Технологический расчет фильтра БО.* К расчетным параметрам этих фильтров относятся продолжительность цикла обработки суспензии (одного оборота барабана) и частота вращения барабана, поверхность фильтрования и размеры зон фильтрования, промывки осадка, его осушки и удаления, регенерации фильтровальной ткани. До расчета выбирается толщина слоя осадка  $h_0$  (не более 1.5-2 рекомендуемой минимальной толщины).

Необходимая поверхность фильтрования определяется в два этапа:

1) расчет общей ориентировочной поверхности фильтрования и выбор необходимого числа стандартных фильтров фиксированной поверхности;

2) уточнение производительности выбранных фильтров и их необходимого количества.

На первом этапе на основе анализа коррозионных, взрывопожароопасных и технологических свойств суспензии и осадка выбирается модификация фильтра и строится соответствующая схема распределения технологических зон на барабане (приводится в каталогах). На основе этой схемы предварительно определяют:

- число ячеек барабана  $z$ ;
- угол сектора первого обезвоживания  $\varphi_{c1}$ ;
- суммарный угол сектора съема осадка и мертвых зон

$\varphi_1 = \varphi_{M2} + \varphi_o + \varphi_{M3} + \varphi_p + \gamma$ , где угол  $\gamma = 180^\circ/z$  учитывает колебания границы зоны фильтрования по сравнению с ее положением в распределительной головке.

Ориентировочная частота вращения барабана, обеспечивающая набор осадка толщиной  $h_o$ , его промывку и осушку

$$n = \frac{360^\circ - \varphi_{c1} - \varphi_1}{360^\circ \cdot (\tau + \tau_{II} \cdot k + \tau_{c2})},$$

где  $\tau$ ,  $\tau_{II}$  - продолжительность фильтрования и промывки осадка, определяемые по формулам (2.3), (2.4)

$\tau_{c2}$  - время второго обезвоживания осадка, задаваемое на основе опытных данных,

$k = 1.05 \div 1.2$  - коэффициент увеличения поверхности промывки за счет растекания промывной жидкости.

Тогда время цикла  $\tau_{II} = 1/n$ , а требуемая общая поверхность фильтрования

$$F_{об} = \frac{V_{\phi} \cdot x_o \cdot \tau_{II}}{h_o \cdot K_{II}}. \quad (2.5)$$

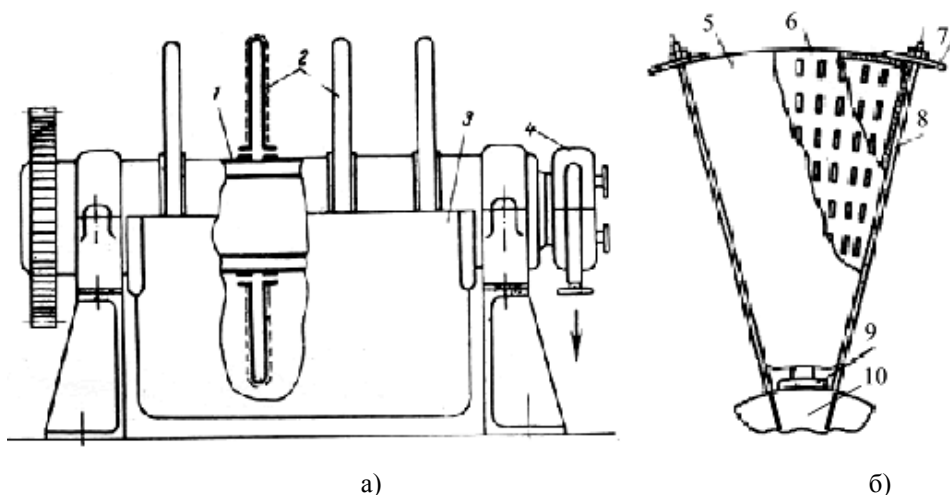
По найденному значению  $F_{об}$  из каталога выбирается стандартный фильтр поверхностью  $F$ . Необходимое для обеспечения производительности  $V_{\phi}$  число фильтров равно  $F_{об}/F$ , округленному до большего целого.

Второй этап (проверка возможности осуществления процесса на выбранном фильтре) включает сравнение расчетного  $\varphi_{фр} = n \cdot \tau \cdot 360^\circ$  и стандартного  $\varphi_{фст}$  углов фильтрования, а также проверку соответствия рассчитанного значения  $n$  диапазону допустимых угловых скоростей стандартного фильтра. Если  $\varphi_{фст} \geq \varphi_{фр}$  и значение  $n$  входит в диапазон, то производится уточненный расчет угловой скорости барабана

$$n = \min \left\{ n_1 = \frac{\varphi_{фст}}{360^\circ \cdot \tau}, n_2 = \frac{\varphi_{пр} + \varphi_{c2}}{360^\circ \cdot (\tau_{пр} + \tau_{c2})} \right\}$$

и производительности стандартного фильтра. При  $n_2 < n_1$  угол фильтрования в распределительной головке уменьшается за счет увеличения  $\varphi_{M4}$  (на  $\varphi_{фст} - n \cdot \tau \cdot 360^\circ$ ). В противном случае необходимо изменить толщину осадка или выбрать фильтр другой модификации.

Поверхность фильтрования **дисковых вакуум-фильтров** (рисунок 2.9а) образована несколькими полыми дисками, собранными из отдельных секторов. При равной поверхности они занимают меньший объем и имеют меньшую массу, чем барабанные фильтры. Они предназначены для разделения суспензий с твердыми частицами одинаковых размеров и скоростью осаждения до 8 мм/с. Концентрация твердой фазы и другие свойства суспензии должны обеспечивать получение осадка толщиной 8 мм не более чем за 3 минуты.



**Рисунок 2.9** Дисковый вакуум-фильтр

а) общая схема фильтра, б) сектор диска

1 – вал, 2 – диска, 3 – корыто, 4 – распределительная головка, 5 – ткань, 6 – стенки сектора, 7 – накладка, 8 – шпилька, 9 – штуцер, 10 – ячейка вала

На торцах несущей рамы дискового фильтра установлены подшипники скольжения, в которых вращается полый литой вал. На валу установлены от 1 до 14 дисков, каждый из которых собран из 12, 16 или 18 полых секторов с перфорированными стенками (рисунок 2.9б). Сектора скреплены между собой и с валом шпильками и накладками, на каждый из них надевается трапецеидальный мешок из фильтровальной ткани, туго затянутый шнуром в узкой части. Вал разделен внутри на ячейки, число которых равно числу секторов в диске. Внутренняя полость каждого сектора сообщается с одной из ячеек вала. На одном торце вала установлено зубчатое колесо, которое вращается электродвигателем через вариатор и клиноременную передачу, к другому прижат неподвижный диск распределительной головки, аналогичной используемой в барабанном фильтре. Если поверхность фильтра превосходит  $34 \text{ м}^2$ , то распределительные головки устанавливаются на обоих торцах, а вал делят пополам глухой перегородкой. Диски почти до половины погружены в корыто с суспензией, имеющее отдельные камеры (карманы) для каждого диска. Промежутки между карманами служат для удаления осадка с дисков. В нижней части каждого кармана расположено перемешивающее устройство, предотвращающее отстаивание суспензии. Это двухпорный вал, пропущенный через все корыто, на котором закреплены лопастные мешалки.

Во время работы фильтра каждый сектор диска последовательно сообщается с камерами распределительной головки: на секторах, погруженных в суспензию, образуется осадок, на непогруженных вначале производится его осушка, а затем отдувка импульсной подачей сжатого воздуха и удаление с поверхности диска ножом или валиком. Для регенерации ткани во внутреннюю полость сектора подается сжатый воз-

дух или пар. Промывка осадка на вертикальной поверхности дисков затруднена и как правило не включается в рабочий цикл. Заметим, что угол фильтрования в дисковых фильтрах зависит от текущего радиуса диска. Его наименьшее значение соответствует внутреннему радиусу, где откладывается слой осадка наименьшей толщины.

Дисковые фильтры маркируют буквами ДУ и ДК (соприкасающиеся с обрабатываемой средой элементы выполнены из углеродистой или коррозионностойкой стали). Площадь поверхности стандартных фильтров  $0.3 \div 250 \text{ м}^2$ , диаметр дисков  $0.6 \div 3.75 \text{ м}$ , частота вращения дисков  $0.13 \div 2 \text{ 1/мин}$ .

*Технологический расчет дисковых вакуум-фильтров.* Аналогично фильтрам БО, вначале определяется ориентировочная поверхность фильтрования  $F_{об} = V_{ф}/w_{цв} \cdot K_{п}$ , исходя из величины скорости фильтрования за цикл по внутреннему радиусу диска

$$w_{цв} = n_1 \cdot \left( \sqrt{v_o^2 + \frac{\tau_B}{b_1}} - v_o \right). \quad (2.6)$$

Время фильтрования  $\tau_B$ , требуемое для набора на внутреннем радиусе  $R_B$  диска осадка заданной толщины  $h_B$ , определяется по формуле (2.3), а частота вращения диска  $n_1 = \varphi_{фв}/360^\circ \cdot \tau_B$ , где угол фильтрования по внутреннему радиусу  $\varphi_{фв}$  принимается равным  $105 \div 118^\circ$ . По найденным значениям  $F_{об}$  и  $n_1$  выбирается стандартный фильтр и определяется их необходимое количество.

По каталогу определяются значения технических характеристик выбранного фильтра:

- число дисков  $z$ ,
- наружный радиус дисков  $R_n$ ,
- поверхность фильтрования  $F$ ,
- угол погружения диска в суспензию по наружному радиусу  $\psi_n$ ,
- угол фильтрования  $\varphi_{фн}$  и угол обезвоживания осадка  $\varphi_{сн}$  по наружному радиусу.

Затем определяются:

- расстояние от центра диска до уровня суспензии в корыте  $h = R_n \cdot \cos(\psi_n/2)$ ;

- внутренний радиус диска  $R_B = \sqrt{R_n^2 - \frac{F}{2 \cdot \pi \cdot z}}$ ;

- действительный угол фильтрования по внутреннему радиусу  $\varphi_{фн} = \arccos(h/R_B) + \varphi_{фн} - \psi_n/2$ ;

- действительное значение  $n_1$ ;

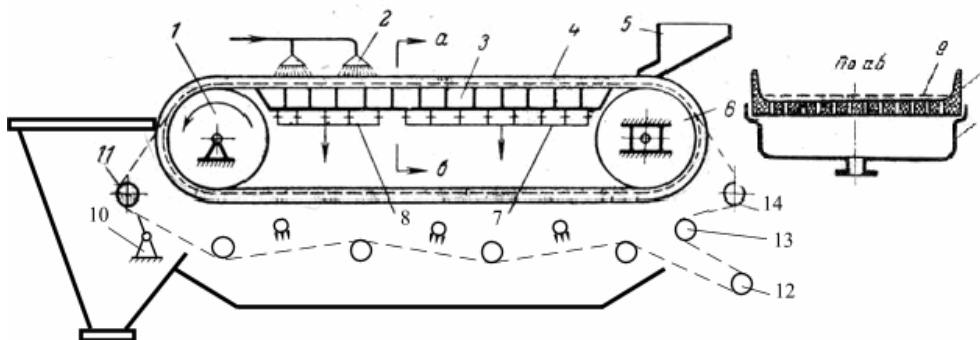
- частота вращения из условия обеспечения заданного времени обезвоживания осадка  $\tau_c$ :  $n_2 = \varphi_{сн} / (360^\circ \cdot \tau_c)$ ;

- частота вращения диска  $n = \min\{n_1, n_2\}$  (при  $n_1 > n_2$  на неподвижном диске распределительной головки уменьшается угол фильтрования);

- время фильтрования на наружном радиусе  $\tau_n = \varphi_{фн} / (360^\circ \cdot n)$ ;

- производительность фильтра  $V_{ф} = (R_n - R_B) \cdot [2 \cdot \pi \cdot (R_n \cdot w_{цн} + R_B \cdot w_{цв})] \cdot z \cdot K_{п}$ , где скорости фильтрования за цикл на внутреннем и наружном радиусах рассчитываются по формуле (2.6) с использованием значения  $n$  и  $\tau_B$ ,  $\tau_n$  соответственно.

В *ленточных вакуум-фильтрах* (рисунок 2.10) направления фильтрования и отстаивания суспензии совпадают, поэтому они хорошо приспособлены для фильтрования быстроосаждающихся суспензий с неоднородными по размерам частицами твердой фазы, тщательной промывки осадка. Горизонтальная рабочая поверхность ленточного вакуум-фильтра общего назначения образована резиновой лентой с бор-



**Рисунок 2.10** Ленточный вакуум-фильтр

1, 6 – приводной и натяжной барабан; 2, 5 – подача промывной жидкости и суспензии, 3 – вакуум-камеры, 4 – резиновая лента, 7, 8 – зона фильтрования, промывки и осушки осадка, 9 – фильтровальная ткань, 10 – нож, 11, 12, 13, 14 – разгрузочный, винтовой, натяжной и регулировочный ролики

тами и прорезями. Лента натянута на приводной и натяжной барабаны и перемещается над открытыми сверху вакуум-камерами, закрепленными на длинном столе и имеющими в нижней части патрубки для соединения с коллекторами фильтрата и промывной жидкости. Бесконечное полотно фильтрующей ткани уложено на рабочую ветвь ленты и удерживается системой роликов (натяжного, регулировочного, разгрузочного, винтового для расправления ткани и поддерживающих).

Рабочий цикл фильтра состоит из операций фильтрования, промывки и осушки осадка. Суспензия подается на ленту из лотка, промывная жидкость - из форсунок. На приводном барабане ткань отделяется от резиновой ленты и, огибая разгрузочный ролик, освобождается от осадка. Регенерация полотна осуществляется ножом и подачей воды с внутренней стороны.

Стандартные ленточные фильтры имеют ширину ленты  $0.5 \div 1$  м, площадь поверхности фильтрования  $1 \div 10$  м<sup>2</sup> и изготавливаются из углеродистой и коррозионно-стойкой стали. К их преимуществам, кроме возможности осаждения крупных частиц и удобства промывки осадка, относится отсутствие распределительной головки и возможность работы с тонким слоем осадка. К недостаткам – сложность изготовления дренажной ленты, малая поверхность фильтрования при большой занимаемой производственной площади, необходимость организации равномерной подачи суспензии.

*Технологический расчет ленточных вакуум-фильтров.* По заданной толщине слоя осадка  $h_0$  согласно (2.3), (2.4) определяются длительности фильтрования и промывки осадка, а затем – длительность цикла обработки суспензии  $\tau_{ц} = \tau + \tau_{пр} + \tau_{с}$ ,



где  $\tau_c$  – заданная продолжительность осушки осадка. По формуле (2.5) рассчитывается необходимая поверхность фильтрования  $F_{об}$ , а затем выбирается стандартный фильтр с рабочей шириной ленты  $b$ , общей длиной вакуум камеры  $L$ , диапазоном допустимых скоростей движения ленты  $w^* \div w^*$ . Рассчитывается необходимая скорость движения ленты  $w = L/\tau_c$  и если  $w^* \leq w \leq w^*$  то определяется:

- необходимое число фильтров  $N_\phi = F_{об}/(b \cdot L)$ ;
- длина зоны фильтрования  $L_\phi = w \cdot \tau$ ;
- длина зоны промывки и осушки осадка  $L_{пс} = w \cdot (\tau_{пр} + \tau_c)$ .

В противном случае необходимо изменить принятое значение  $h_0$  или выбрать в каталоге другой стандартный фильтр.

## 2.7 Механические расчеты фильтров

Для *листовых фильтров* производится расчет цилиндрической обечайки, конического днища и эллиптической крышки корпуса фильтра на прочность от действия внутреннего избыточного давления, а также расчет фланцев в условиях многократного статического нагружения.

*Фильтр-прессы.* В качестве основной рабочей нагрузки для прочностного расчета плит и рам, прочности и устойчивости грузового винта и долговечности упорного подшипника электромеханического зажима используют сумму усилий, возникающих в момент фильтрования от внутреннего давления  $p$  и реакции прокладки:

$$P = p \cdot (F_{пл} + 3 \cdot F_y),$$

где  $F_{пл}$  – рабочая поверхность плиты,

$F_y$  – поверхность уплотнения.

*Барабанные вакуум-фильтры.* Рассчитывают на прочность цапфы и их сварные соединения с торцовыми стенками барабана (барабан рассматривают как балку на двух опорах), торцовые стенки (круглая пластина с радиальными ребрами жесткости, нагруженная передаваемым от цапфы сосредоточенным моментом), цилиндрическую обечайку барабана, нагруженную гидростатическим давлением суспензии, усилием съема осадка и изгибающим моментом от силы тяжести барабана.

*Дисковые вакуум-фильтры.* Их наиболее нагруженный узел – ячеиковый вал, расчетная схема которого сводится к балке на двух опорах, находящейся под действием распределенной статической нагрузки от собственной силы тяжести и нескольких сосредоточенных сил тяжести дисков. Рассчитывают также болтовые соединения фланцев отдельных секций, из которых собирается вал (нагружены изгибающим моментом в сечении стыка и крутящим моментом, который передает зубчатое колесо привода).

Мощность привода вращающихся вакуум-фильтров определяется суммированием и приведением к валу электродвигателя следующих моментов сил сопротивления его вращению: от неуравновешенности слоя осадка на барабане (дисках), от неуравновешенности фильтрата в ячейках (секторах) и коллекторах, от сопротивления съему осадка, от трения барабана (дисков) о суспензию, от трения в распределительных головках, от трения в подшипниках вала.

### 3 ТЕПЛООБМЕННАЯ АППАРАТУРА

Теплообменные аппараты предназначены для нагревания, охлаждения, испарения, конденсации технологических сред. Большинство процессов химической технологии связано с необходимостью подвода или отвода тепла, поэтому теплообменная аппаратура составляет 15-18% парка оборудования предприятий химической и нефтехимической промышленности.

Теплообменные аппараты классифицируют по следующим признакам:

1. *По виду и материалу теплообменной поверхности*: в виде металлических труб (кожухотрубчатые, "труба в трубе", оросительные, погружные змеевиковые, воздушного охлаждения); в виде металлических листов (пластинчатые, спиральные, сотовые); изготовленные из неметаллических материалов (графита, пластмасс, стекла).

2. *По назначению*: подогреватели, холодильники, испарители, конденсаторы.

3. *По направлению движения теплоносителей*: прямоточные, противоточные, перекрестного тока.

Общие рекомендации по выбору конструкции теплообменника и схемы движения теплоносителей:

- при высоких давлениях теплоносителей предпочтительнее кожухотрубчатые теплообменники, причем в трубное пространство направляется теплоноситель с более высоким давлением;

- коррозионный теплоноситель в трубчатых теплообменниках следует направлять по трубам, т.к. легче заменить трубу, чем корпус;

- загрязненный, дающий отложения теплоноситель следует направлять с той стороны поверхности теплообмена, которая более доступна для очистки (в змеевиках - наружная, в кожухотрубчатых - внутренняя);

- для улучшения теплообмена при неизменном агрегатном состоянии теплоносителей целесообразно увеличивать скорость того из них, которому соответствует меньший коэффициент теплоотдачи;

- при конденсации паров необходимо обеспечивать хороший отвод конденсата с теплообменной поверхности.

#### 3.1 Основные закономерности процесса теплопередачи

В подавляющем большинстве теплообменных аппаратов тепло передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку конвекцией и теплопроводностью. Количество тепла, передаваемого в единицу времени (тепловая нагрузка аппарата) определяется из уравнения теплового баланса:

$$Q = Q_1 \cdot \eta_n = Q_2,$$

где  $\eta_n$  - коэффициент полезного использования тепла в аппарате;

$Q_1, Q_2$  (Вт) - количество тепла, отдаваемого одним теплоносителем и воспринимаемого другим.

При неизменном агрегатном состоянии теплоносителя

$$Q = G \cdot c \cdot (t_6 - t_M),$$

а при его изменении (кипение, испарение)

$$Q = G \cdot r$$

Здесь  $G$  - расход теплоносителя (кг/с),

$t_6, t_M$  - его большая и меньшая температуры ( $^{\circ}\text{C}$ ),

$c$  - его удельная теплоемкость (Дж/кг/К) при средней температуре,

$r$  - теплота испарения или конденсации (Дж/кг).

Поверхность теплообмена, необходимая для обеспечения тепловой нагрузки  $Q$ , определяется по формуле:

$$F = Q / K / \Delta t_{cp},$$

где  $K$  - коэффициент теплопередачи ( $\text{Вт}/\text{м}^2/\text{К}$ ),

$\Delta t_{cp}$  - средняя разность температур теплоносителей.

При прямоточном и противоточном движении жидких и газообразных сред

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_6 - \Delta t_M) / \ln(\Delta t_6 / \Delta t_M),$$

где  $\Delta t_6, \Delta t_M$  - большая и меньшая разность температур теплоносителей на противоположных концах теплообменной поверхности. При смешанном и перекрестном движении полученное таким образом значение  $\Delta t_{cp}$  умножается на поправочный коэффициент

$$\varepsilon_t = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \cdot \ln\left(\frac{1 - S}{1 - R \cdot S}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left(\frac{2 - S \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)},$$

где  $R = (t_{11} - t_{12}) / (t_{22} - t_{21})$ ,  $S = (t_{22} - t_{21}) / (t_{11} - t_{21})$ ,

$t_{11}, t_{12}$  - начальная и конечная температура горячего теплоносителя,

$t_{21}, t_{22}$  - начальная и конечная температура холодного теплоносителя.

Для плоской стенки и труб при отношении их наружного диаметра к внутреннему  $d_n/d \leq 2$  коэффициент теплопередачи определяется по формуле

$$K = (1/\alpha_1 + \sum R_i + 1/\alpha_2)^{-1},$$

где  $\alpha_1, \alpha_2$  - коэффициенты теплоотдачи от горячего теплоносителя к стенке и от стенки к холодному ( $\text{Вт}/\text{м}^2/\text{К}$ ),

$\sum R_i$  - сумма термических сопротивлений разделяющей стенки, куда входят сопротивления слоев стенки  $\delta_{cti} / \lambda_{cti}$  и слоев загрязнений  $R_{3i} = \delta_{3i} / \lambda_{3i}$  с обеих сторон стенки ( $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$ ). Здесь  $\delta_{cti}, \delta_{3i}$  - толщина  $i$ -го слоя стенки и загрязнения (м),  $\lambda_{cti}, \lambda_{3i}$  - коэффициенты теплопроводности их материалов ( $\text{Вт}/\text{м}/\text{К}$ ). Значения  $\delta_{3i}, \lambda_{3i}$  обычно неизвестны, поэтому значения  $R_{3i}$  либо берутся из справочников, либо их наличие учитывается умножением значения  $K$ , рассчитанного без учета загрязнений, на коэффициент  $\varphi$  (для аппаратов, не требующих частой очистки  $\varphi = 0.7 \div 0.8$ , при активном выпадении осадков из теплоносителей  $\varphi = 0.4 \div 0.5$ ).

Значения коэффициентов теплоотдачи  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  определяются из критериальных уравнений, форма которых в каждом конкретном случае зависит от условий теплоотдачи. В эти уравнения чаще всего входят следующие критерии:

$$\text{Нуссельта } Nu = \alpha \cdot l / \lambda,$$

где  $l$  - определяющий геометрический размер (м),

$\lambda$  - коэффициент теплопроводности теплоносителя (Вт/м/К);

$$\text{Рейнольдса } Re = w \cdot l \cdot \rho / \mu,$$

где  $w$  - скорость течения теплоносителя (м/с),

$\rho$  (кг/м<sup>3</sup>),  $\mu$  (Па·с) - его плотность и динамическая вязкость;

$$\text{Прандтля } Pr = \mu \cdot c / \lambda;$$

$$\text{Грасгофа } Gr = g \cdot l^3 \cdot \beta \cdot \Delta t / \nu^2,$$

где  $\beta$  - коэффициент объемного расширения теплоносителя (1/К),

$\Delta t$  - разность его температур у стенки и в ядре,

$\nu$  - кинематическая вязкость (м<sup>2</sup>/с).

### **Наиболее часто используемые формы уравнения теплоотдачи:**

1. *Теплоотдача при свободном движении теплоносителя* (охлаждение кожухов аппаратов, трубопроводов окружающим воздухом):

$$Nu = A \cdot (Gr \cdot Pr)^n,$$

где при  $Gr \cdot Pr < 500$   $A = 1.18$ ,  $n = 0.125$ ;

при  $500 \leq Gr \cdot Pr < 2 \cdot 10^7$   $A = 0.54$ ,  $n = 0.25$ ;

при  $Gr \cdot Pr > 2 \cdot 10^7$   $A = 0.135$ ,  $n = 0.33$ .

Определяющая температура – средняя температура пограничного слоя  $t = (t_{ст} + t_{ср})/2$ , где  $t_{ст}$ ,  $t_{ср}$  - температура стенки и средняя температура теплоносителя. Определяющий размер - диаметр трубы или высота стенки.

В этом случае коэффициент конвективной теплоотдачи соизмерим с коэффициентом теплоотдачи лучеиспусканием

$$\alpha_{л} = 5.67 \cdot 10^{-8} \cdot \varepsilon \cdot \varphi \cdot (T_{ст}^4 - T_{ср}^4) / (t_{ст} - t_{ср}),$$

где  $\varepsilon$  - степень черноты поверхности (для масляной краски, окисленной стали  $\varepsilon = 0.75 \div 0.9$ ),

$\varphi$  - коэффициент, зависящий от геометрии поверхности и условий лучеиспускания ( $\varphi = 1$ , если близлежащие поверхности имеют температуру окружающей среды),  $T_{ст}$ ,  $T_{ср}$  - абсолютные температуры.

Общий коэффициент теплоотдачи  $\alpha_o = \alpha + \alpha_{л}$ .

2. *Теплоотдача при вынужденном движении теплоносителя в трубах и каналах* (отношение длины канала к его эквивалентному диаметру  $l/d_3 > 50$ ):

*турбулентный режим* ( $Re > 10000$ ) –  $Nu = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43} \cdot (Pr/Pr_{ст})^{0.25}$ ;

*переходный режим* ( $Re = 2300 \div 10000$ ) –  $Nu = 0.0015 \cdot Re^{1.09} \cdot Pr^{0.43} \cdot (Pr/Pr_{ст})^{0.25}$ ;

*ламинарный режим* ( $Re < 2300$ ) –  $Nu = 0.17 \cdot Re^{0.33} \cdot Pr^{0.43} \cdot Gr^{0.1} \cdot (Pr/Pr_{ст})^{0.25}$ .

Определяющие параметры –  $t_{ср}$  и  $d_3 = 4 \cdot S/P$ , где  $S, P$  - площадь поперечного сечения и периметр канала. При движении теплоносителя в изогнутых трубах (в змеевике) дополнительная турбулизация потока учитывается умножением правых частей

уравнений на коэффициент  $\varepsilon_R = 1 + 3.54 \cdot d_n / D$ , где  $d_n$ ,  $D$  - наружный диаметр трубы и диаметр ее навивки.

3. *Теплоотдача при поперечном (строго перпендикулярном) омывании теплоносителем пучка труб:*

$$- \text{при } Re > 1000 - Nu = A \cdot Re^n \cdot Pr^{0.36} \cdot (Pr/Pr_{ст})^{0.25},$$

где  $A = 0.22$ ,  $n = 0.65$  для шахматного расположения труб,

$A = 0.4$ ,  $n = 0.6$  - для коридорного расположения;

$$- \text{при } Re < 1000 - Nu = 0.56 \cdot Re^{0.5} \cdot Pr^{0.36} \cdot (Pr/Pr_{ст})^{0.25}.$$

При расчете теплоотдачи в реальных кожухотрубчатых теплообменниках с перегородками в межтрубном пространстве правые части этих уравнений умножаются на коэффициент изменения угла атаки  $\varepsilon_f \sim 0.6$ . Определяющие параметры -  $t_{ст}$ ,  $d_n$ , скорость в самом узком сечении пучка.

4. *Теплоотдача при пленочной конденсации паров.* В этом случае значение коэффициента теплоотдачи определяется по формуле

$$\alpha = C \cdot \left( \frac{r \cdot \rho_k^2 \cdot \lambda_k^3 \cdot g}{\mu_k \cdot l \cdot \Delta t_k} \right)^{0.25},$$

где  $r$  - теплота конденсации пара при заданном давлении (Дж/кг);

$\rho_k$ ,  $\lambda_k$ ,  $\mu_k$  - плотность, коэффициент теплопроводности и динамическая вязкость конденсата при температуре конденсации  $t_k$ ;

$$\Delta t_k = t_k - t_{ст};$$

$l$  - определяющий размер: для вертикального трубчатого конденсатора  $l = H$  (высота труб),  $C = 1.15$ ; для горизонтального -  $l = d_n$ ,  $C = 0.72$ .

5. *Теплоотдача при кипении жидкостей.* При вынужденном движении жидкости в трубах

$$\alpha = b^3 \cdot \lambda^2 \cdot \Delta t_{кип}^2 / (v \cdot \sigma \cdot T_{кип}),$$

где  $b = 0.075 + 0.75 \cdot [\rho_{п} / (\rho_{ж} - \rho_{п})]^{2/3}$ ,

$\rho_{ж}$ ,  $\rho_{п}$  - плотности жидкости и пара;

$$\Delta t_{кип} = t_{ст} - t_{кип}, T_{кип} = t_{кип} + 273^\circ\text{C};$$

$t_{кип}$  - температура кипения жидкости при заданном давлении;

$v$ ,  $\sigma$  - кинематическая вязкость и коэффициент поверхностного натяжения жидкости (Н/м).

При пузырьковом кипении на наружной поверхности пучков труб

$$\alpha = 600 \cdot \varphi \cdot p^{1.33} \cdot \Delta t_{кип}^{2.33},$$

где  $\varphi$  - экспериментально определяемый коэффициент (для воды  $\varphi = 1$ ),

$p$  - давление в аппарате (МПа).

### 3.2 Кожухотрубчатые теплообменники

Это самая распространенная конструкция теплообменной аппаратуры в химической промышленности (около 80% всех теплообменников - кожухотрубчатые). Они достаточно просты в изготовлении, надежны в эксплуатации и универсальны,

т.е. могут быть использованы для осуществления теплообмена между жидкостями, парами, газами в любом сочетании в широком диапазоне давлений и температур.

Поверхность теплообмена кожухотрубчатых теплообменников

$$F = \pi \cdot d_{\text{ср}} \cdot l \cdot n,$$

где  $l, n$  - длина труб и их число,

$d_{\text{ср}} = (d_{\text{н}} + d)/2$  - средний диаметр трубы.

Наиболее популярны трубы с наружным диаметром 20 и 25 мм, толщиной стенки 2 мм. Длина труб стандартных теплообменников - от 1 до 9 метров, диаметр кожуха - от 16 см до 3 м. С увеличением длины труб и уменьшением диаметра кожуха стоимость теплообменника снижается (наиболее дешевы аппараты с длиной труб 5÷7 м).

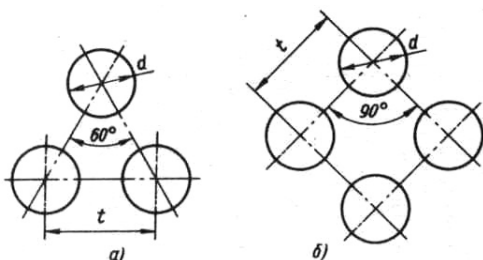
Приемлемые значения коэффициентов теплоотдачи в этих аппаратах обеспечиваются при движении жидких теплоносителей со скоростями  $w \geq 0.5$  м/с, а газообразных - с  $w = 8 \div 30$  м/с. Для увеличения скорости движения теплоносителей в трубах кожухотрубчатые теплообменники комплектуются распределительной камерой с продольными перегородками, обеспечивающими несколько (2, 4, 6) ходов по трубному пространству. Поскольку интенсивность теплоотдачи при поперечном обтекании труб выше, чем при продольном, в межтрубном пространстве устанавливаются поперечные перегородки, обеспечивающие зигзагообразное движение теплоносителя.

Типы кожухотрубчатых теплообменников: Н, ТН - с неподвижными трубными решетками; К, ТК - с температурным компенсатором на кожухе; П, ТП - с плавающей головкой; ПК - с компенсатором на плавающей головке; У, ТУ - с U-образными трубами. В аппаратах типа Н и К трубы в трубных решетках размещают только

по вершинам равносторонних треугольников ("шахматное"), а в остальных возможно размещение и по вершинам квадратов ("коридорное"), см. рисунок 3.1. Шахматное расположение труб более компактно, а при коридорном возможна механическая очистка их внешней поверхности. Величина шага  $t$  между трубами зависит от их диаметра:

при  $d_{\text{н}} = 20$  мм  $t = 26$  мм,

при  $d_{\text{н}} = 25$  мм  $t = 32$  мм.



**Рисунок 3.1** Размещение труб в трубных решетках  
а) "шахматное", б) "коридорное"

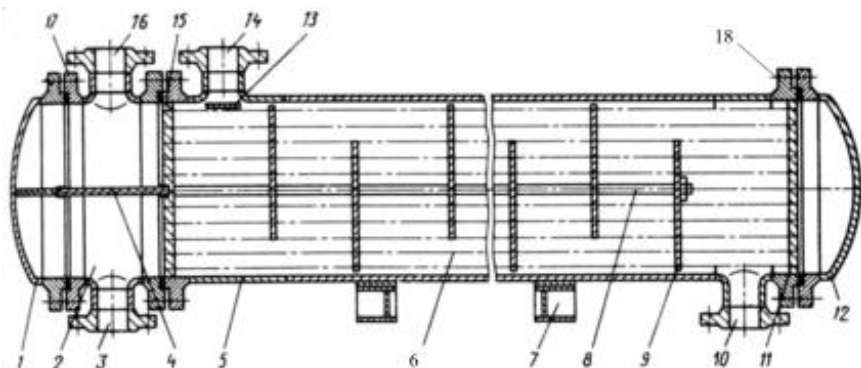
Таблица 3.1 Параметры кожухотрубчатых теплообменников

Обозначение	Н, ТН	К, ТК	П, ТП	У, ТУ	ПК
1	2	3	4	5	6
Доля в химической промышленности, %	75	15	3	7	
Площадь поверхности теплообмена, м <sup>2</sup>	1 - 5000	1 - 5000	10 - 1250	10 - 1400	170 - 1900
Диаметр кожуха, м	0,16 - 3,0	0,16 - 3,0	0,32 - 2,8	0,32 - 2,8	0,8 - 1,8

Продолжение таблицы 3.1

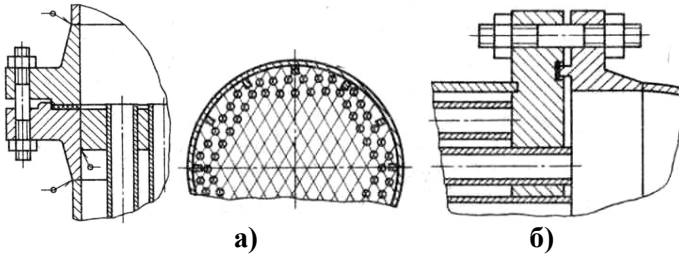
1	2	3	4	5	5
Длина рабочей части, м	1 - 9	1 - 9	3 - 9	3 - 9	6 - 9
Удельная поверхность т/о, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	75	75	50	35	50
Доп. давление, МПа.	4	2.5	6,4	6,4	6,4
Рабочие температуры, °С	-30 ÷ +350	-30 ÷ +350	+30 ÷ +450	-30 ÷ +350	-30 ÷ +350
Перепад температур, °С	≤30	≤80	>100	≤100	>100
Среда в трубном пространстве	Жидкость, пар, газ, загрязненные, коррозионно-активные, при высоких давлениях и температурах.				
Среда в межтрубном пространстве	Чистые жидкости, газы и пары при низком давлении, конденсирующиеся пары, кипящие жидкости.				

### 3.2.1 Теплообменники типа Н



**Рисунок 3.2 Двухходовой горизонтальный теплообменник типа Н**  
 1, 12 – крышка; 2 – распределительная камера; 3, 16 – штуцер выхода изхода в трубы;  
 4, 9 – перегородка; 5 – кожух; 6 – труба; 7 – опора; 8 – стяжка;  
 10, 14 – штуцер выхода и входа в межтрубное пространство;  
 11, 15 – трубная решетка; 13 – отбойник; 17, 18 – фланец.

Особенностью аппаратов типа Н (рисунок 3.2) является жесткое соединение труб с трубными решетками и решеток с кожухом (сваркой). В них исключается возможность взаимного перемещения труб и кожуха, поэтому их еще называют теплообменниками жесткой конструкции. Для уменьшения количества теплоносителя, проходящего между трубным пучком и кожухом (минующего основную поверхность теплообмена), в этом пространстве размещают специальные заполнители: продольные полосы, приваренные к стенке кожуха, или глухие трубы (рисунок 3.3). Отбойник (круглая или прямоугольная пластина на входе в межтрубное пространство), защищает трубы от местного эрозийного изнашивания.

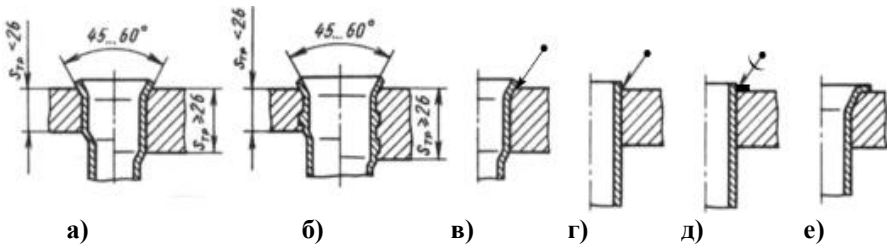


**Рисунок 3.3 Заполнители пространства между кожухом и трубами**

*а) продольные полосы, б) глухие трубы*

Чаще всего трубы крепят в трубной решетке развальцовкой - обкаткой изнутри специальным роликовым инструментом. Начальный зазор между трубой и отверстием обычно равен 0.25 мм (потеря пластичности металла после развальцовки и

опасность растрескивания тем меньше, чем меньше зазор). Для обеспечения качественной развальцовки и возможности замены труб материал решетки должен быть тверже материала труб. Высота выступа трубы над решеткой обычно равна толщине трубы. При давлениях до 0.6 МПа применяют развальцовку в гладких отверстиях (иногда с отбортовкой выступа), см. рисунок 3.4а. Прочность и герметичность соединения значительно возрастают при развальцовке в отверстиях с канавками глубиной 0.5 мм (рисунок 3.4б). Трубы развальцовывают на глубину  $1.5 \cdot d_n$  или на всю толщину решетки, если она меньше  $1.5 \cdot d_n$ . Со стороны межтрубного пространства оставляют поясok шириной 3 мм, чтобы не подрезать трубу. Для исключения коррозии по причине проникновения среды между трубой и трубной решеткой развальцовку выполняют двумя поясками: шириной  $1.5 \cdot d_n$  со стороны распределительной камеры и  $0.75 \cdot d_n$  со стороны межтрубного пространства.



**Рисунок 3.4 Способы крепления труб в трубной решетке**

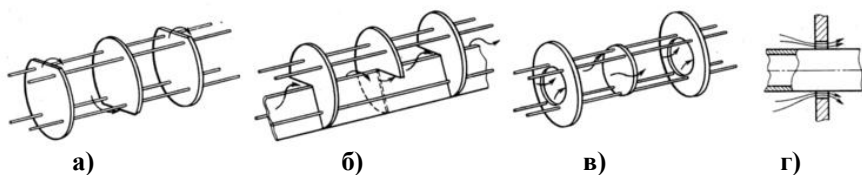
*а) развальцовка в гладких отверстиях; б) развальцовка в отверстиях с канавками; в) развальцовка со сваркой; г) сварка; д) пайка; е) склеивание.*

При креплении труб в решетке сваркой с развальцовкой (рисунок 3.4в) вначале выполняют развальцовку. Пайку концов труб в решетках (рисунок 3.4д) применяют при изготовлении теплообменников из меди и ее сплавов, склеивание (рисунок 3.4е) – из стекла и пластмасс.

Поперечные перегородки в межтрубном пространстве (рисунок 3.5) не только обеспечивают движение теплоносителя в направлении, перпендикулярном оси труб,



и увеличение его скорости, но и выполняют роль опор трубного пучка, обеспечивая неизменность расстояния между трубами. Они также уменьшают вибрацию труб, которая представляет серьезную опасность в случаях, когда по межтрубному пространству с большой скоростью движется газ.



**Рисунок 3.5 Поперечные перегородки в межтрубном пространстве**

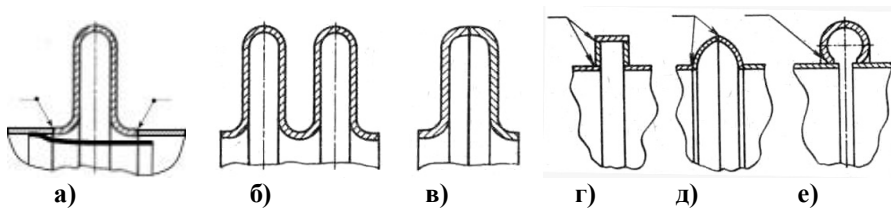
*а) сегментные; б) секторные; в) кольцо-диск; г) сплошные (для чистых жидкостей)*

Наиболее широко на практике применяют сегментные перегородки, см. рисунок 3.5а. Высота удаляемого сегмента - примерно  $1/3$  диаметра кожуха  $D$ , расстояние между перегородками - около  $0.5 \cdot D$ . Утечки теплоносителя в зазорах между перегородками и кожухом ухудшают условия теплообмена, поэтому величина зазора ограничивается (при  $D \leq 600$  мм он не должен превышать 1.5 мм). Толщина перегородок в межтрубном пространстве, а также продольных перегородок распределительных камер не должна быть меньше 6 мм.

Теплообменники типа Н просты по устройству и сравнительно дешевы, но имеют два крупных недостатка: 1) наружная поверхность труб недоступна для механической очистки; 2) область их применения ограничена разностью средних температур теплоносителей  $50^\circ\text{C}$  по причине возникновения в кожухе и трубах так называемых температурных напряжений (при разных температурах стенок труб и кожуха их температурные деформации неодинаковы). Для уменьшения температурных напряжений при пуске аппаратов типа Н рекомендуют сначала заполнять межтрубное пространство (для выравнивания температур кожуха и труб). Если расчетная разность температур кожуха и труб превышает  $30^\circ\text{C}$ , рекомендуется использовать теплообменники с частичной (тип К, ПК) или полной компенсацией температурных напряжений (тип П, У).

### 3.2.2 Теплообменники с компенсацией температурных напряжений

Между двумя частями кожуха теплообменников *типа К* вваривают линзовый компенсатор с обтекателем, уменьшающим гидравлическое сопротивление. Одно- и многоэлементные линзовые компенсаторы (рисунок 1.6а,б) изготавливают обкаткой коротких цилиндрических обечаек. Компенсирующая способность с ростом числа элементов увеличивается, однако применять компенсаторы с числом линз более 4-х не рекомендуется, т.к. резко снижается сопротивление кожуха изгибу. В нижней части компенсаторов горизонтальных аппаратов имеются дренажные отверстия с заглушками для слива затекающего за обтекатель теплоносителя.



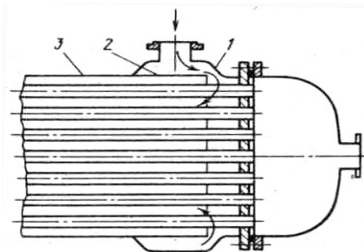
**Рисунок 3.6 Конструкции компенсаторов**

*а) однолинзовый; б) двухлинзовый; в) из двух полулинз; г) из плоских колец; д) из сферических элементов; е) из трубы.*

Кроме линзовых, в аппаратах типа К используют следующие компенсаторы, см. рисунок 3.6в,г,д,е:

- сваренные из двух полулинз, полученных из листа штамповкой;
- из плоских колец, соединенных пластиной;
- сваренные из двух полусферических элементов;
- тороидальные, изготовленные из согнутой трубы с вырезанной внутренней поверхностью.

Эти компенсаторы дешевле линзовых, но из-за наличия сварных швов не могут выдерживать больших напряжений.



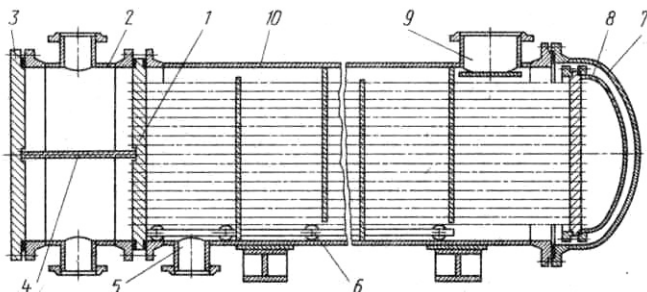
**Рисунок 3.7 Теплообменник с расширителем**

*1 – расширитель, 2 – распределитель, 3 – кожух.*

с компенсаторами и расширителями дороже аппаратов типа Н, но допускают гораздо больший перепад температур стенок труб и кожуха. Область их применения ограничена давлением теплоносителей 2.5 МПа.

В кожухотрубчатых теплообменниках *типа П* (с плавающей головкой) температурные деформации кожуха и труб практически исключены, т.к. только одна трубная решетка приварена к корпусу, а другая имеет возможность свободного осевого перемещения, см. рисунок 3.8. Подвижная трубная решетка вместе с присоединенной к ней крышкой образует "плавающую головку", которая перемещается внутри кожуха при нагревании и удлинении труб. Однако компенсация температурных деформаций в аппаратах типа П не является полной, т.к. различие темпе-

К аппаратам, обеспечивающим частичную компенсацию температурных деформаций за счет гибких элементов относится также *теплообменник с расширителем* на кожухе (рисунок 3.7). Дополнительное преимущество этой конструкции - исключение застойных зон в межтрубном пространстве вблизи трубных решеток, которые возникают из-за расположения штуцеров ввода и вывода теплоносителя на некотором расстоянии от решеток. Расширитель играет роль компенсатора, а распределитель направляет поток теплоносителя к трубной решетке. Теплообменники с компенсаторами и расширителями дороже аппаратов типа Н, но допускают гораздо больший перепад температур стенок труб и кожуха. Область их применения ограничена давлением теплоносителей 2.5 МПа.



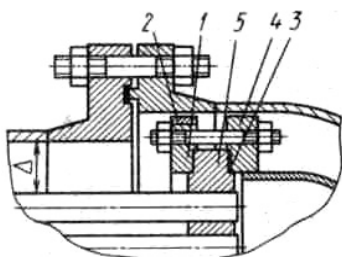
**Рисунок 3.8 Теплообменник типа П**

1 – трубная решетка; 2 – распределительная камера; 3, 7 – крышка;  
4 – перегородка; 5, 9 – штуцер; 6 – опорная платформа;  
8 – плавающая головка; 10 – кожух.

ратурных расширений труб может привести к короблению трубной решетки. Поэтому в многоходовых теплообменниках типа П с диаметром кожуха  $D > 1$  м при значительном ( $>100^\circ \text{C}$ ) изменении температуры среды в трубном пучке устанавливают разрезные по диаметру плавающие головки. Недоста-

ток этих аппаратов по сравнению с теплообменниками типа Н и К – большой зазор между кожухом и трубами (на ширину фланца плавающей головки), досто-

инство – возможность извлечения трубного пучка из кожуха и механической очистки внешней поверхности труб при их коридорном расположении. Крепление плавающей головки к решетке разрезным фланцем, который состоит из двух полуколец, стянутых ограничительным кольцом (рисунок 3.9), позволяет легко извлекать трубный пучок из кожуха при минимальном зазоре.

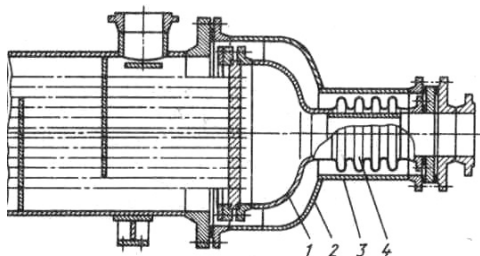


**Рисунок 3.9 Крепление плавающей головки**

1 – разрезной фланец, 2 – кольцо, 3 – прокладка, 4 – цельный фланец,  
5 – трубная решетка.

того размещен линзовый компенсатор (рисунок 3.10). Теплообменники этого типа

выполняют одноходовыми с противоточным движением теплоносителей и используют при повышенных давлениях сред ( $5 \div 10$  МПа). Компенсаторы отличаются от используемых в аппаратах типа К меньшими диаметрами, большим числом линз, меньшей толщиной стенки. Теплообменники типа ПК можно использовать при перепаде давлений не более 2.5 МПа, поэтому подача теплоносителей в трубное и межтрубное пространство осуществля-

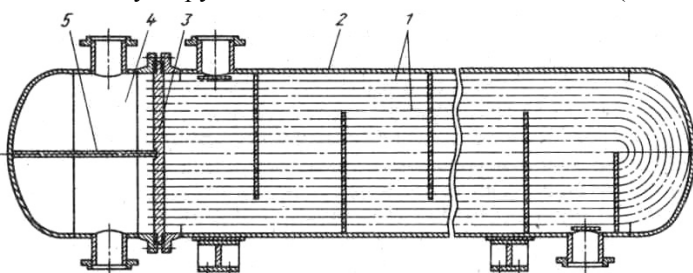


**Рисунок 3.10 Теплообменник типа ПК**

1 – плавающая головка, 2 – крышка,  
3 – удлиненный штуцер, 4 – компенсатор.

ется одновременно.

В кожухотрубчатых теплообменниках **типа У** (с U-образными трубами), см.



**Рисунок 3.11 Теплообменник типа У**

1 – трубный пучок, 2 – кожух, 3 – трубная решетка,  
4 – распределительная камера, 5 – перегородка.

рисунок 3.11, обеспечивается свободное удлинение труб и полностью отсутствуют температурные напряжения. Еще одно преимущество этой конструкции – возможность периодического извлечения трубного пучка из кожуха для очистки.

Теплообменники типа У являются двухходовыми по трубному пространству и одно- или двухходовыми по межтрубному. В последнем случае в межтрубном пространстве устанавливается продольная перегородка, извлекаемая из кожуха вместе с трубами. Разность температур стенок труб по ходам не должна превышать  $100^{\circ}\text{C}$ , в противном случае могут возникнуть опасные напряжения в трубной решетке. Поскольку механическая очистка внутренней поверхности U-образных труб практически невозможна, в трубное пространство этих аппаратов направляют среды, не образующие твердых отложений. Чистка внутренней поверхности труб осуществляется подачей водяного пара, горячих нефтепродуктов, химических реагентов, потока воды с абразивным материалом. Аппараты типа У не нашли широкого применения по причине относительно плохого заполнения кожуха трубами из-за ограничений на радиус их изгиба ( $\geq 4 \cdot d_{\text{н}}$ ), а также отсутствия возможности замены труб (за исключением внешних).

### 3.2.3 Расчеты кожухотрубчатых теплообменников

К числу технологических расчетов кожухотрубчатых теплообменников относятся тепловой и гидравлический расчет. Методика **теплого расчета** предусматривает:

1. Определение тепловых сопротивлений слоев загрязнений и выбор схемы движения теплоносителей, см. приложение Б.
2. Определение конечных температур теплоносителей для каждого из реализуемых процессов (из уравнений тепловых балансов), их средних температур, средней разности температур.
3. Определение теплофизических характеристик теплоносителей при средних температурах.
4. Выбор параметров теплообменных труб: материал (и его теплопроводность), наружный диаметр (20 или 25 мм) и толщина стенки (2 мм).

5. Выбор режима движения теплоносителей в трубном и межтрубном пространстве (предпочтительнее турбулентный), определение их минимально допустимых скоростей ( $w_{\min}$ ) по значению критерия Рейнольдса и максимально возможной площади сечения трубного ( $f_T$ ) и межтрубного ( $f_M$ ) пространства ( $f = G/\rho(t_c)/w_{\min}$ ).

6. Подбор стандартного теплообменника, у которого значения  $f_T$  и  $f_M$  не превышают рассчитанных (если это возможно), см. приложение Б; пересчет значений скоростей теплоносителей в трубном и межтрубном пространстве.

7. Определение коэффициентов теплоотдачи от теплоносителей для каждого из реализуемых процессов. Проще всего составить и решить систему уравнений соответствия тепловых потоков:

$$\alpha_1 \cdot (t_{1c} - t_{ct1}) = \alpha_2 \cdot (t_{ct2} - t_{2c}),$$

$$\alpha_1 \cdot (t_{1c} - t_{ct1}) \text{ [или } \alpha_2 \cdot (t_{ct2} - t_{2c})] = (t_{ct1} - t_{ct2}) \cdot \lambda_{ct} / d_{ct},$$

где  $t_{ct1}$ ,  $t_{ct2}$  - температуры стенки со стороны теплоносителей;

$t_{1c}$ ,  $t_{2c}$  - средние температуры теплоносителей.

Решение этой системы - значения  $t_{ct1}$ ,  $t_{ct2}$ , по которым далее определяются значения  $\alpha_1, \alpha_2$ .

*Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи, Вт/(м<sup>2</sup>·К):*

- турбулентное течение воды в трубах	1000 – 5500,
- турбулентное течение воды снаружи труб	3000 – 10000,
- турбулентное движение газов в трубах	50 – 150,
- турбулентное движение газов снаружи труб	100 – 300,
- ламинарное течение воды в трубах	300 – 430,
- ламинарное движение газов в трубах	10 – 20,
- свободная конвекция воды	300 – 900,
- свободная конвекция газов	3 – 10,
- кипение воды	2000 – 24000,
- конденсация водяного пара	900 – 15000,
- кипение органических жидкостей	500 – 15000,
- конденсация паров органических жидкостей	300 – 12000.

8. Определение коэффициентов теплопередачи и тепловых нагрузок аппаратов для каждого реализуемого процесса.

9. Расчет необходимой поверхности теплообмена и ее сравнение с возможными значениями для выбранного теплообменника (при различном числе ходов по трубному пространству и длине труб).

10. Если ни один из стандартных теплообменников не обеспечивает требуемой поверхности, необходимо выбрать один из них и определить их необходимое количество.

Целью *гидравлического расчета* является определение гидравлических сопротивлений его трубного и межтрубного пространства, определение мощности насосов и газодувок, используемых для транспортировки теплоносителей через аппарат.

Без учета неизотермичности потока общее сопротивление трубного пространства (рисунок 3.12)  $\Delta p_T = \Delta p_1 + z \cdot (\Delta p_2 + \Delta p_{TT} + \Delta p_3) + \Delta p_4 + \{\Delta p_5\}$ , межтрубного  $\Delta p_M = \Delta p_6 + (l/l_n) \cdot \Delta p_{TM} + (l/l_n - 1) \cdot \Delta p_7 + \Delta p_8$ .

Здесь учтены следующие потери давления:

$\Delta p_1, \Delta p_4$  – при входе и выходе потока из распределительной камеры;

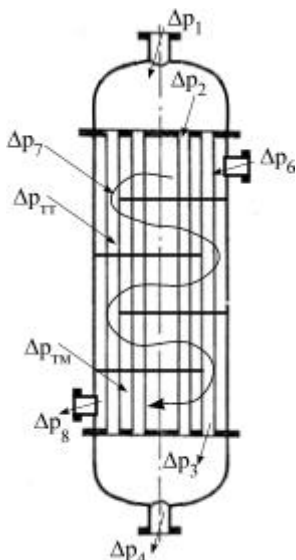
$\Delta p_2, \Delta p_3$  – при входе и выходе потока из труб;

$\Delta p_6, \Delta p_8$  – при входе и выходе потока из межтрубного пространства;

$\Delta p_{т\tau}, \Delta p_{тм}$  – на трение в трубах и межтрубном пространстве;

$\Delta p_5$  – при повороте труб на  $180^\circ$  (в аппаратах типа У);

$\Delta p_7$  – на огибание потоком перегородки.



В этих формулах  $z$  - число ходов теплоносителя по трубам,  $l$  - длина труб,  $l_n$  - расстояние между перегородками.

Потери давления в местных сопротивлениях  $\Delta p_i = \zeta_i \cdot (\rho \cdot w_i^2 / 2)$ ,  $i = 1, \dots, 8$ , где  $\rho$  - плотность теплоносителя,  $w_i$  - скорость потока в узком сечении рассматриваемого участка (ориентировочное значение условного прохода штуцера  $d_{ш} = 0.3 \cdot D^{0.86}$ ),  $\zeta_i$  - коэффициент местного сопротивления (даются в справочниках). Потери на трение:

**Рисунок 3.12** Потери давления в ТН

-  $\Delta p_{т\tau} = \lambda_{\tau} \cdot (l/d) \cdot (\rho \cdot w_{\tau}^2 / 2)$ , где  $w_{\tau}$  - скорость потока в трубах,  $\lambda_{\tau}$  - коэффициент трения в трубах:  $0.64/Re_{\tau}$  при  $Re_{\tau} \leq 2300$ ,  $0.316/Re_{\tau}^{0.25}$  при  $Re_{\tau} > 2300$ );

-  $\Delta p_{тм} = \lambda_m \cdot (\rho \cdot w_m^2 / 2)$ , где  $w_m$  - скорость потока в узком сечении межтрубного пространства,  $\lambda_m$  - коэффициент трения в межтрубном пространстве:  $(4+2.31 \cdot D/d_n)/Re_m^{0.28}$  для "шахматного" расположения труб,  $(5.4+1.054 \cdot D/d_n)/Re_m^{0.28}$  - для "коридорного".

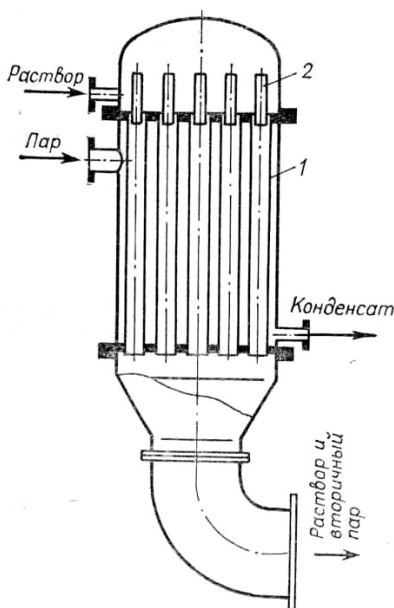
Мощность, затрачиваемая на преодоление сопротивления трубного или межтрубного пространства ( $\Delta p$ )  $N = V \cdot \Delta p / \eta$ , где  $V$  - объемный расход теплоносителя,  $\eta$  - к.п.д. машины, создающей напор.

Методика **механических расчетов** кожухотрубчатых теплообменников регламентирована ОСТ 26.1185-81. Сюда входят расчеты кожуха и труб на прочность и устойчивость, определение необходимой толщины трубной решетки, толщины стенки и числа линз компенсатора, проверка условия прочности кожуха в месте присоединения решетки, а также условия прочности крепления труб.

### 3.3 Пленочные испарители

Пленочные испарители предназначены для реализации процесса кипения жидкостей в тонкой пленке, что существенно повышает интенсивность теплоотдачи и практически полностью устраняет гидростатическую депрессию (повышение температуры кипения жидкости за счет гидростатического давления ее столба по мере

стекания вниз по вертикальным трубам). Эти аппараты могут применяться для отгонки из жидкостей легколетучих компонентов при вакуумной ректификации, концентрирования термолабильных (неустойчивых к действию повышенных температур) и кристаллизующихся растворов, для проведения химических реакций в системах газ-жидкость.



**Рисунок 3.13 Испаритель со стекающей пленкой**  
1 – труба, 2 – ороситель.

Наиболее распространенная конструкция пленочного испарителя – *кожухотрубчатый со стекающей пленкой* (рисунок 3.13). Это вертикальный прямоточный теплообменник, в верхней части каждой трубы которого установлено оросительное устройство. Жидкость подается на верхнюю трубную решетку, равномерно распределяется по трубам и в виде пленки, образованной оросителем, стекает по внутренней поверхности труб. Частичное испарение жидкости происходит за счет подачи в межтрубное пространство насыщенного водяного пара давлением до 1.3 МПа или пара ВОТ давлением до 1.06 МПа. Образовавшаяся в трубах парожидкостная смесь после выхода из аппарата поступает на сепарацию.

Режим устойчивого пленочного течения жидкости выбирается из следующих соображений:

- минимально необходимая для полного смачивания всей внутренней поверхности труб плотность орошения

$$\Gamma_{min} = v_{ж} \cdot \left( \frac{\sigma}{v_{ж}^{1.333} \cdot \rho_{ж} \cdot g^{0.333}} \right)^{0.625} \text{ м}^2/\text{с},$$

где  $v_{ж}$ ,  $\rho_{ж}$  - кинематическая вязкость и плотность испаряемой жидкости,

$\sigma$  - ее поверхностное натяжение на границе с паром;

- по мере стекания пленки происходит испарение части жидкости и унос капель с ее поверхности потоком пара, поэтому плотность орошения будет наименьшей на нижнем участке труб:  $\Gamma_n = G_k \cdot (1 - Y) / (\rho_{ж} \cdot \Pi) > \Gamma_{min}$ ,

где  $G_k$  - расход жидкости, упаренной до конечной концентрации  $x_k$ ,

$\Pi = \pi \cdot d \cdot n$  - полный смоченный периметр труб аппарата при их числе  $n$  и внутреннем диаметре  $d$ ,

$Y$  - унос жидкости, т.е. отношение массового расхода жидкости, находящейся в паровом потоке к ее полному расходу (скорость пара в трубах следует подбирать так, чтобы выполнялось условие  $Y < 0.3$ );

- для термолабильных растворов среднее время пребывания жидкости в пленке  $\tau_{\text{ср}} = V_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} / G_{\text{ср}}$  не должно превышать предельно допустимого времени их упаривания  $\tau_{\text{доп}} = 10^{Dh/p}$ ,

где  $G_{\text{ср}} = (G_{\text{н}} + (1-Y) \cdot G_{\text{к}}) / 2$  - средний расход жидкости в стекающей пленке,

$G_{\text{н}}$  - расход жидкости с начальной концентрацией  $x_{\text{н}}$  ( $G_{\text{н}} \cdot x_{\text{н}} = G_{\text{к}} \cdot x_{\text{к}}$ ),

$V_{\text{ж}} = F \cdot \delta$  - объем жидкости, находящейся на теплообменной поверхности аппарата  $F$ ,

$Dh$  - показатель опасности термического разложения жидкости,

$p$  - давление в аппарате,

$\delta$  - средняя толщина стекающей пленки, определяемая значением критерия

Рейнольдса  $Re_{\text{пл}} = 4 \cdot G_{\text{ср}} / \rho_{\text{ж}} / v_{\text{ж}} / \Pi$ :

если  $Re_{\text{пл}} \leq 1200$ , то  $\delta = (0.75 \cdot Re_{\text{пл}} \cdot v_{\text{ж}}^2 / g)^{0.33}$ ,

иначе  $\delta = 0.21 \cdot (v_{\text{ж}}^2 / g)^{0.33} \cdot Re_{\text{пл}}^{0.533}$ .

При выполнении теплового расчета кожухотрубчатый испаритель со стекающей пленкой рассматривается как аппарат идеального вытеснения с разграниченными зонами нагревания и испарения жидкости. Расчет теплопередающих поверхностей каждой зоны проводится раздельно, причем расчет зоны испарения дополняется определением значения теплового потока  $q$ , обеспечивающего теплообмен без разрушения пленки пузырьками образующегося пара:

$$q < 2 \cdot \left[ 27 \cdot \sqrt{\frac{\alpha \cdot \rho_{\text{п}} \cdot r_{\text{и}}}{c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot Re_{\text{пл}}^{0.55}}} + 0.75 \cdot \alpha \cdot \sqrt{\frac{\sigma \cdot T_{\text{кип}}}{\lambda_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{п}} \cdot r_{\text{и}}}} \right]^2,$$

где  $c_{\text{ж}}$ ,  $\lambda_{\text{ж}}$  - удельная теплоемкость и теплопроводность жидкости,

$\rho_{\text{п}}$  - плотность образующегося пара,

$r_{\text{и}}$  - удельная теплота парообразования,

$T_{\text{кип}}$  - абсолютная температура кипения жидкости,

$\alpha$  - коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к свободно стекающей пленке жидкости, который при  $Pr = 4 \div 300$  практически не зависит от режима течения и может быть определен по формуле

$$\alpha = \frac{\lambda_{\text{ж}}}{v_{\text{ж}}^{0.666}} \cdot \left[ g \cdot \left( \frac{1.35}{Re_{\text{пл}}} + 10^{-4} \cdot Re_{\text{пл}}^{0.7} \cdot Pr \right) \right]^{0.333}.$$

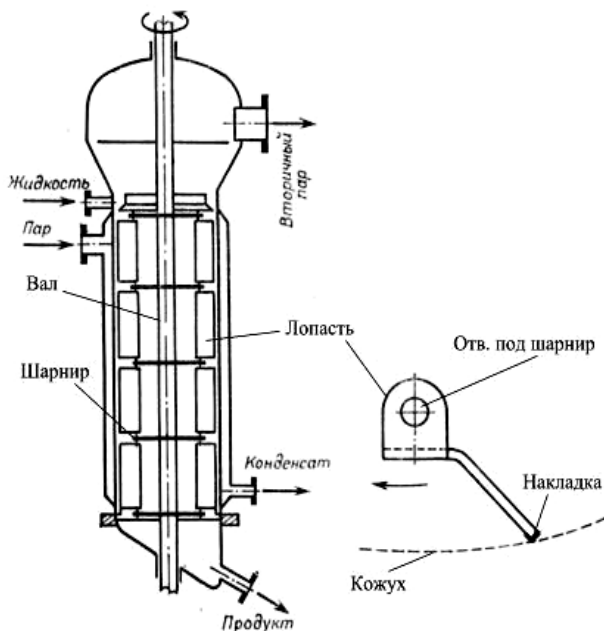
В последние годы получили распространение **роторные пленочные испарители**, в которых отсутствуют трубы, а пленка жидкости, стекающая по внутренней поверхности кожуха, подвергается механическому перемешиванию. Перемешивание пленки существенно интенсифицирует как процесс теплообмена между жидкостью в пленке и стенкой аппарата, так и массообмена между жидкостью и газом. К достоинствам этих аппаратов можно также отнести повышение устойчивости пленки за счет создаваемой ротором центробежной силы и незначительное время пребывания жидкости в аппарате (важно для термолабильных веществ).



Наиболее популярны аппараты с шарнирно закрепленными лопастями, (рисунок 3.14). Лопасты изготавливаются из коррозионно-стойких сталей, а их трущиеся кромки защищаются накладками из бронзы или фторопласта. При предварительном выборе такого аппарата учитываются следующие рекомендации:

- аппарат, используемый в качестве химического реактора должен иметь по-

$$\text{верхность теплообмена } F > 0.12 \cdot \left( \frac{\tau_p \cdot l \cdot g \cdot V_{\text{ж}}}{V_{\text{ж}}} \right)^{0.67},$$



**Рисунок 3.14 Испаритель роторный пленочный**

где  $\tau_p$  - продолжительность реакции,

$l = \pi \cdot D / z$ ,  $z$ - число лопастей в горизонтальном сечении аппарата;

- при обработке термолabileльных растворов его теплообменная поверхность должна удовлетворять условию

$$F \leq \min \left\{ \begin{array}{l} 2.3 \cdot \tau_{\text{ait}}^{1.33} \cdot g^{0.45} \cdot \frac{V_{\text{ж}}^{0.63}}{V_{\text{ж}}^{0.18}} \\ 0.55 \cdot \left( \tau_{\text{ait}}^3 \cdot g \cdot \frac{V_{\text{ж}}^2}{V_{\text{ж}}} \right)^0 \end{array} \right.$$

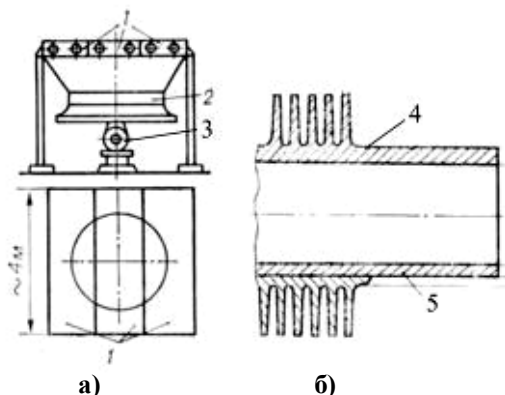
К недостаткам роторных испарителей по сравнению с кожухотрубчатыми можно отнести малую поверхность теплообмена, усложнение и удорожание

конструкции. Отметим также трудности обеспечения одинаковых зазоров между лопастями и стенкой аппарата.

### 3.4 Другие конструкции теплообменников

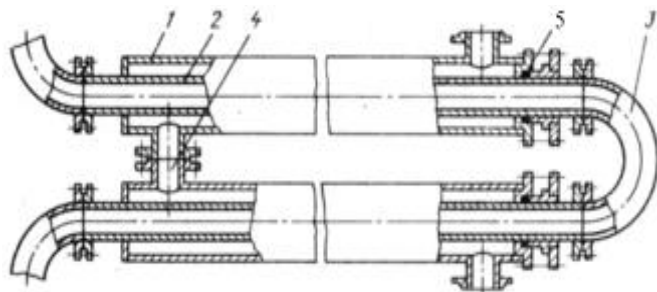
**Аппараты воздушного охлаждения** находят применение в химической и нефтехимической промышленности в качестве холодильников-конденсаторов. Их преимущества перед аппаратами водяного охлаждения: отсутствует оборудование для подготовки и перекачки воды, снижается трудоемкость и стоимость ремонтных работ, не требуется специальной очистки наружной поверхности труб, облегчается регулирование процесса охлаждения.

Поверхность теплообмена горизонтального аппарата воздушного охлаждения, см. рисунок 3.15, образована наружной поверхностью оребренных труб, собранных в секции. Воздух, нагнетаемый вентилятором, омывая трубы, обеспечивает охлаждение или конденсацию проходящей по ним среды. При повышенной температуре окружающего воздуха автоматически включаются форсунки, распыливающие в потоке воздуха воду, при пониженной - отключается вентилятор. Интенсивность теплоотдачи можно регулировать, изменяя расход воздуха путем поворота лопастей вентилятора или установки поворотных жалюзийных заслонок над секциями труб.



**Рисунок 3.15** Горизонтальный аппарат воздушного охлаждения

а) общий вид; б) варианты оребрения труб  
 1 – секции труб, 2 – диффузор, 3 – вентилятор,  
 4 – литая труба, 5 – съемное оребрение.



**Рисунок 3.16** Теплообменник "труба в трубе"

1 – кожуховая труба, 2 – теплообменная труба,  
 3 – колено, 4 – штуцер, 5 – сальник.

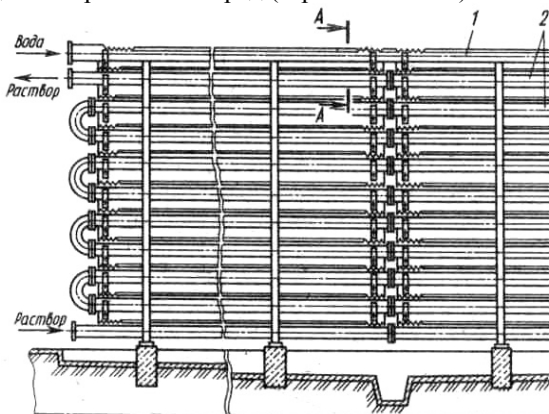
При разности температур теплоносителей более  $70^{\circ}\text{C}$  и необходимости механической очистки межтрубного пространства применяют теплообменники с сальниками на наружных трубах.

**Оросительные теплообменники** (рисунок 3.17) состоят из нескольких рядов труб, расположенных одна над другой и соединенных коленами. По наружной поверхности труб стекает вода, а внутри прокачивается охлаждаемая среда. Для распределения воды над верхними трубами устанавливаются трубчатые или желобко-

Теплообменники типа **"труба в трубе"** используются для нагревания или охлаждения в системах жидкость-жидкость, когда расходы теплоносителей невелики и они не меняют агрегатного состояния. При равных теплообменных характеристиках эти аппараты имеют меньшее гидравлическое сопротивление, чем кожухотрубчатые, но менее компактны и более металлоемки.

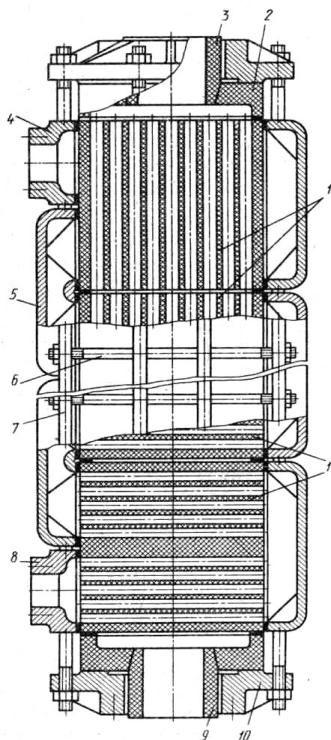
Наиболее распространенный теплообменник "труба в трубе", см. рисунок 3.16, состоит из отдельных звеньев, включающих наружную (кожуховую) и внутреннюю (теплообменную) трубу. Соединяя внутренние трубы коленами, а наружные - штуцерами, звенья собирают в вертикальные секции.

вые оросители. Расход воды в этих аппаратах меньше, чем в теплообменниках других типов, т.к. тепло от жидкости в трубах отводится не только за счет нагрева орошающей воды, но и частичного ее испарения. Оросительные теплообменники малоэффективны, но просты в изготовлении и ремонте. Чаще всего они устанавливаются вне зданий и используются для охлаждения агрессивных сред (серной кислоты).



**Рисунок 3.17 Оросительный теплообменник**

1 – ороситель, 2 – трубы, 3 – колено, 4 – поддон.



**Рисунок 3.18 Блочный теплообменник**

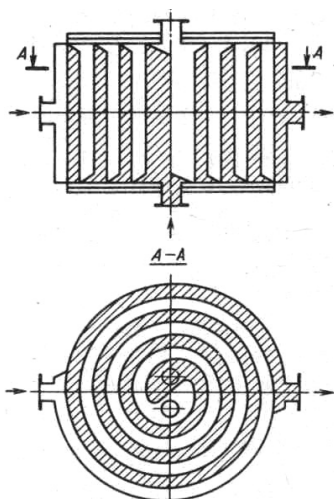
1 – каналы в графитовых блоках; 2 – корпус; 3, 4, 8, 9 – штуцер; 5 – переливная камера; 6, 7 – стяжка; 10 – фланец.

Основным материалом для изготовления **блочных теплообменников** является графит, пропитанный фенолформальдегидной смолой. Эти аппараты собираются из отдельных блоков, имеющих сквозные горизонтальные и вертикальные каналы круглого сечения (рисунок 3.18). Боковые переливные камеры соединяют горизонтальные каналы различных блоков. Соединения блоков уплотняются прокладками из фторопласта.

Блочные графитовые теплообменники весьма эффективны, т.к. графит стоек к воздействию агрессивных сред (кислот, щелочей, органических растворителей), а по теплопроводности в 4÷6 раз превосходит коррозионно-стойкую сталь. Недостаток - невысокая прочность (хрупкость).

В **спиральных теплообменниках** поверхность теплообмена образована двумя стальными лентами толщиной 3÷6 мм и ши-

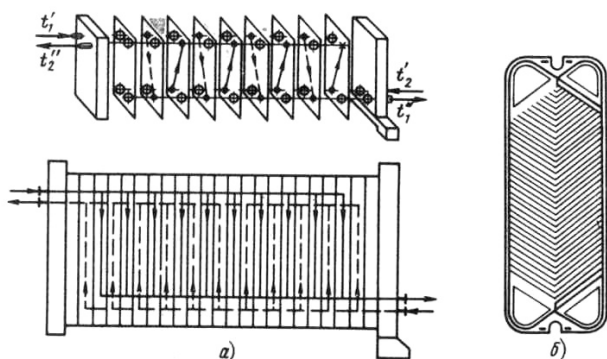
риной 400÷1250 мм, свернутыми в спираль. Внутренние концы лент приварены к глухой перегородке, а наружные – друг к другу. С торцов аппарат закрыт плоскими крышками, установленными на прокладках (рисунок 3.19). В результате образуются два изолированных друг от друга спиральных канала толщиной 2-8 мм, в которые направляются теплоносители (обычно противоточно).



**Рисунок 3.19** Спиральный теплообменник

Стандартные спиральные теплообменники имеют поверхность теплообмена  $10\div 100\text{ м}^2$ , применяются при давлениях до 1 МПа и температурах  $20\div 200\text{ }^\circ\text{C}$  в качестве нагревателей и охладителей жидкостей и газов, конденсаторов паров. Благодаря простоте изготовления, компактности, малому гидравлическому сопротивлению, возможности работы с загрязненными жидкостями доля этих теплообменников в химической и смежных отраслях промышленности в последние годы увеличивается.

Те же достоинства характерны и для **пластинчатых теплообменников**, популярность которых в последнее время также растет. Кроме того, они отличаются высокой интенсивностью теплообмена, удобством монтажа, высоким коэффициентом унификации. Пластинчатый теплообменник (рисунок 3.20) состоит из ряда пластин, размещенных на горизонтальных штангах между неподвижной и нажимной пластинами.



**Рисунок 3.20** Пластинчатый теплообменник

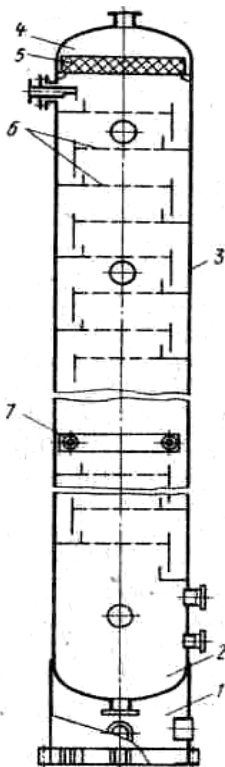
а) схема движения теплоносителей; б) пластина

Поверхности теплообмена и турбулизации потока теплоносителя поверхность пластин выполняют гофрированной или ребристой. С учетом свойств резиновых прокладок температура теплоносителей ограничивается  $150\text{ }^\circ\text{C}$ , давление не должно превышать 1 МПа.

## 4 КОЛОННЫЕ АППАРАТЫ

Колонные аппараты, как правило, предназначены для реализации массообменных процессов: ректификации, абсорбции, экстракции. В зависимости от способа организации контакта фаз колонны подразделяют на тарельчатые и насадочные, а в зависимости от рабочего давления - на работающие под давлением, атмосферные и вакуумные. Около 60 % используемых в России аппаратов для абсорбции и ректификации – это тарельчатые колонны, остальные – насадочные, которые при правильной организации гидродинамики процесса более экономичны, чем тарельчатые.

### 4.1 Тарельчатые колонны



**Рисунок 4.1 Тарельчатая ректификационная колонна**

1 – опорная обечайка, 2 – днище,  
3 – корпус, 4 – крышка,  
5 – отбойное устройство,  
6 – тарелка, 7 – ввод сырья.

Тарельчатые колонные аппараты (рисунок 4.1) состоят из вертикального корпуса, сферической или эллиптической крышки, днища и жестко скрепленной с корпусом опорной обечайки цилиндрической или конической формы. Использование конических опор для высоких колонн небольшого диаметра способствует повышению их устойчивости и уменьшению нагрузки на опорную поверхность фундаментного кольца. Внутри корпуса колонны смонтированы:

- тарелки,
- устройство для ввода сырья,
- отбойное устройство,
- штуцера: ввода сырья, вывода пара, ввода флегмы, ввода пара из кипятыльника в куб, вывода кубовой жидкости в кипятыльник, вывода кубового остатка.

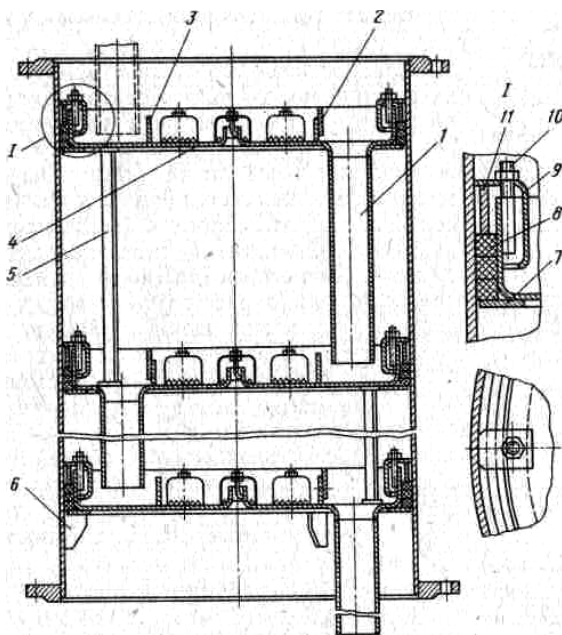
Кроме того, аппарат снабжают штуцерами для измерения давления и температуры, уровня жидкости, отбора проб и др.

#### 4.1.1 Конструкции корпусов тарельчатых колонн

Корпуса подавляющего большинства тарельчатых колонн имеют постоянный по высоте диаметр. Корпуса серийно выпускаемых аппаратов для неагрессивных сред изготовляют из углеродистых сталей (ВСтЗсп5, 20К, 16ГС), аппаратов для агрессивных сред - из нержавеющей сталей (08Х22Н6Т, 12Х18Н10Т, 10Х17Н13МЗТ) или из сталей с плакирующим слоем. Кроме того, колонные аппараты изготавливают из чугуна, меди, керамики, стекла.

Корпус тарельчатой колонны может быть сварным, либо состоящим из царг. Корпуса аппаратов, работающих при больших рабочих давлениях, а также аппаратов диаметром 1200 мм и более выполняют цельносварными. Аппараты диаметром 400-1000 мм собирают из отдельных царг, если рабочее давление не превышает 1.6 МПа.

Аппараты в царговом исполнении, как правило, снабжают неразъемными тарелками с переливами (рисунок 4.2). Тарелка представляет собой отбортованный металлический диск с устройствами, обеспечивающими контакт газа и жидкости (отверстия, клапаны, колпачки). Для создания необходимого уровня жидкости на тарелке установлены сливная и переливная перегородки. Высота переливной перегородки постоянна, она образует так называемый переливной карман, в который погружена сливная труба тарелки, расположенной выше. Высоту сливной перегородки можно регулировать для поддержания необходимого уровня жидкости на тарелке. Нижняя тарелка в царге установлена на кронштей-

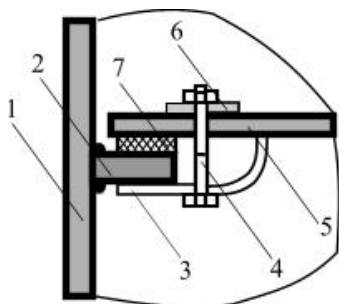


**Рисунок 4.2. Царга тарельчатой колонны**

- 1 – сливная труба; 2,3 – сливная и переливная перегородки; 4 – тарелка; 5 – стойка; 6 – кронштейн;  
7 – упорное кольцо; 8 – прокладка; 9 – скоба;  
10 – шпилька; 11 – нажимное кольцо

нах, остальные - на стойках. Упорные кольца предназначены для герметизации тарелок. В зазор между тарелкой и корпусом колонны укладываются прокладки из асбестового шнура, закрепленные нажимным кольцом, скобами и шпильками.

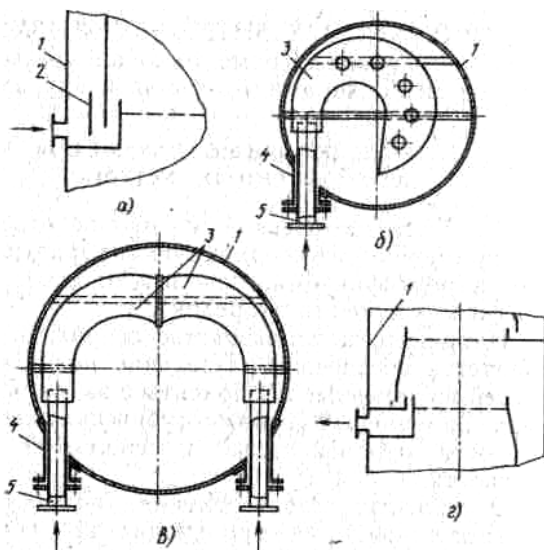
В цельносварных аппаратах используют разборные тарелки, состоящие из отдельных секций, которые крепятся к опорной раме струбцинами, винтами и прижимными планками, см. рисунок 4.3. Опорная рама приварена к корпусу колонны. Герметичность соединений секций тарелки с опорной рамой обеспечивают прокладки.



**Рисунок 4.3. Крепление разборной тарелки**

- 1 – корпус колонны, 2 – опорная рама,  
3 – струбцина, 4 – болт, 5 – тарелка,  
6 – прижимная планка, 7 – прокладка

через каждые пять-десять тарелок в зависимости от диаметра аппарата и типа контактных устройств. Диаметр люков может колебаться от 450 до 600 мм, а расстояние между тарелками в месте установки люка от 800 до 1000 мм.



**Рисунок 4.4 Варианты ввода и вывода продуктов из колонны**

- 1 – корпус колонны, 2 – отражатель, 3 – улита,

Для удобства монтажа и ремонта тарелок, предотвращения переноса жидкости с нижних тарелок на верхние, расстояние между ними не должно быть менее 200 мм. В зависимости от диаметра колонны ( $D$ ) рекомендуют принимать следующие расстояния между тарелками ( $h_T$ ):

- при  $D \leq 0.8$  м  $h_T = 0.2-0.3$  м,  
при  $D = 0.8-1.6$  м  $h_T = 0.35-0.4$  м,  
при  $D = 1.6-2$  м  $h_T = 0.4-0.5$  м,  
при  $D = 2-2.4$  м  $h_T = 0.5-0.6$  м,  
при  $D > 2.4$  м  $h_T > 0.6$  м.

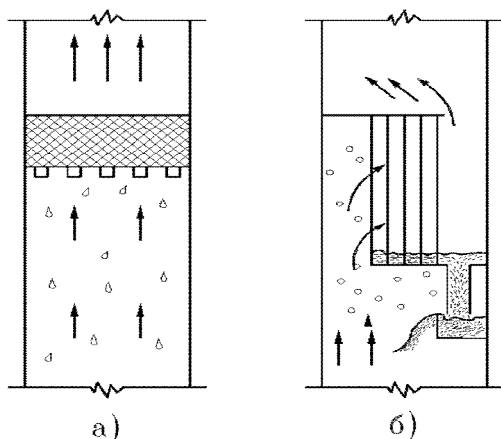
Монтаж и обслуживание тарелок в аппаратах с цельносварным корпусом выполняют через люки. Люки на корпусе колонны рекомендуется располагать че-

Конструкция узла ввода сырья в колонну зависит от фазового состояния поступающей смеси. Жидкое питание, а также флегма, вводятся непосредственно в переливные карманы тарелок. Переливные карманы, в которые вводится жидкость, обычно углублены ниже тарелки примерно на 300 мм. Иногда для гашения энергии струи в переливном кармане устанавливают отражательные пластины (рисунок 4.4а). При подаче сырья в парожидкостном состоянии для защи-

ты корпуса аппарата от эрозионного воздействия струи и равномерного распределения пара по сечению аппарата сырье подается через специальное устройство – улитку, которая крепится к корпусу колонны. На рисунке 4.4б показана конструкция улитки для ввода сырья одним потоком, на рисунке 4.4в - двумя потоками. Штуцера ввода сырья в колонну быстро изнашиваются, поэтому их защищают гильзой, которая при необходимости легко заменяется новой.

В колонне с боковыми выводами, предназначенной для разделения смеси на несколько компонентов, вывод жидкости из колонны осуществляется так же, как и ввод – из углубленных переливных карманов. Выводная труба должна быть погружена в жидкость во избежание выхода через нее паров.

Отбойные устройства предназначены для сепарации капель жидкости из потока пара (газа) и могут быть установлены в разных сечениях колонны. К ним предъявляют следующие требования: простота конструкции, малый вес, низкая стоимость, легкость монтажа и обслуживания, малое гидравлическое сопротивление, достаточно высокая эффективность сепарации при заданных режимах работы.



**Рисунок 4.5 Отбойные устройства**

*а) из горизонтальной насадки,*

*б) из вертикально расположенных уголков*

Отбойные устройства, устанавливаемые сверху колонны, должны обладать высокой эффективностью сепарации и надежно работать в широком диапазоне изменения нагрузок по пару. Межтарельчатые отбойные устройства применяют для предотвращения уноса жидкости с нижних тарелок на верхние при ограничении высоты колонны габаритами помещения. Основное назначение отбойных устройств питательной секции колонны – сепарация нелетучих соединений (смолы, зола) и предотвращение их попадания в дистиллят (характерно для вакуумных колонн перегонки мазута).

В аппаратах химической технологии чаще всего применяют отбойники ударного типа. Обычно это горизонтальные отбойники из сеток, см. рисунок 4.5а. Нередко применяются и отбойники из вертикально установленных уголков (рисунок 4.5б). Во всех конструкциях жидкость из потока газа выделяется в результате соприкосновения капель с поверхностью элементов отбойника и образует на их поверхности ламинарную пленку, а отвод жидкости осуществляется по-разному: от горизонтального отбойника капли жидкости отрываются и движутся навстречу потоку пара, а в отбойниках из вертикальных элементов она стекает на специальный лоток и через гидрозатвор возвращается в процесс.



При увеличении скорости пара может возникнуть вторичный унос жидкости с отбойного устройства: жидкость заполняет весь объем сетки и часть ее уносится вместе с уходящим паром, либо происходит срыв пленки с поверхности вертикальных элементов. Нагрузки по пару, при которых еще нет вторичного уноса жидкости, считаются максимально допустимыми и им соответствует максимальная эффективность сепарации.

Для горизонтального отбойного устройства из сетки максимально допустимую скорость газа (в м/с) рекомендуют определять по формуле

$$v_{\text{п}} \approx 0.15 \cdot \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}, \quad (4.1)$$

а для вертикального из уголков –

$$v_{\text{п}} \approx 0.045 \cdot \sqrt[4]{g^2 \cdot \sigma_{\text{ж}} \cdot (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}^2}, \quad (4.2)$$

где  $\rho_{\text{п}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  - плотность пара и жидкости (кг/м<sup>3</sup>),

$\sigma_{\text{ж}}$  - поверхностное натяжение жидкости на границе с газом (Н/м),

$g$  - ускорение свободного падения.

#### 4.1.2 Конструкции контактных массообменных устройств

Тарельчатые контактные устройства классифицируют по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку и по характеру взаимодействия газового и жидкостного потоков. По способу передачи жидкости различают тарелки с переливными устройствами и без переливных устройств (провальные). Тарелки с переливными устройствами имеют специальные каналы, по которым жидкость перетекает с одной тарелки на другую, причем по этим каналам не проходит газ. На провальных тарелках нет переливных устройств, жидкость и газ проходят через одни и те же отверстия или прорезы в полотне тарелки. Одна и та же прорезь в определенный момент времени может пропускать пар, а в следующий момент – жидкость.

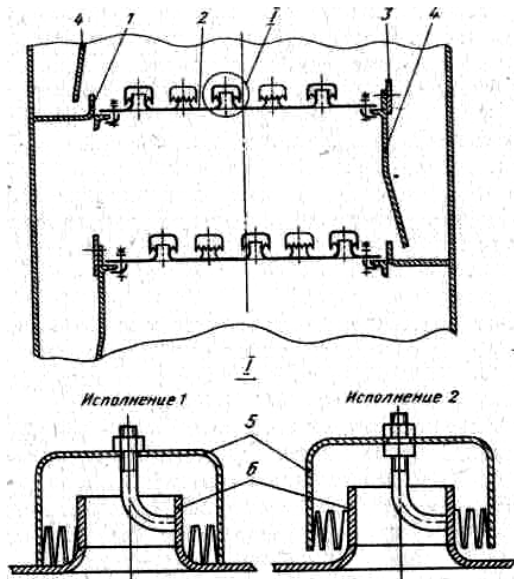
По характеру взаимодействия газа и жидкости различают тарелки барботажно-го и струйного типов. На барботажных тарелках сплошной фазой является жидкость, а дисперсной – газ или пар. На струйных наоборот: дисперсной фазой является жидкость, сплошной – газ (фазы взаимодействуют на поверхности капель и струй жидкости, взвешенных в потоке газа). В химической и нефтехимической промышленности наиболее распространены барботажные тарелки с переливами.

В зависимости от конструкции устройств ввода пара (газа) в жидкость различают тарелки клапанные, колпачковые, ситчатые, решетчатые, с прямоточно-скоростными контактными элементами и др. Некоторые тарелки могут работать только в барботажном режиме (колпачковые), другие – только в струйном (ситчатые с просечно-вытяжными отверстиями), третьи – в том и другом режимах (клапанные).

**Колпачковые тарелки** с капсультными колпачками до недавнего времени считались лучшими контактными устройствами для ректификационных и абсорбционных аппаратов благодаря простоте эксплуатации и универсальности. Основной частью колпачковой тарелки (рисунок 4.6) является стальной диск (полотно тарелки) с

отверстиями для паровых патрубков, которые привариваются к диску. Над патрубками установлены колпачки диаметром 60 или 80 мм. Колпачки имеют прорези высотой 15, 20 или 30 мм.

Необходимый уровень жидкости на тарелке поддерживается сливной перегородкой. Переливная перегородка образует карман, в который погружается сливная планка тарелки, расположенной выше. Применяют два варианта крепления колпачка к тарелке. В исполнении 2 положение колпачка можно регулировать по высоте, а в исполнении 1 регулировка невозможна и нижние кромки прорезей упираются в полотно тарелки.



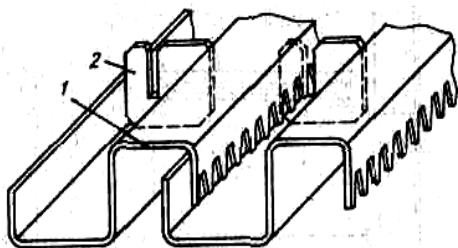
**Рисунок 4.6 Колпачковая тарелка**

1 – переливная перегородка, 2 – полотно тарелки,  
3 – сливная перегородка, 4 – сливная планка,  
5 – колпачки, 6 – паровые патрубки.

стей по газу. Их можно использовать при нестабильных нагрузках по жидкости и пару. Оптимальная нагрузка по пару  $F = v_{\text{п}} \cdot \sqrt{\rho_{\text{п}}} > 1$ . Их гидравлическое сопротивление зависит от глубины погружения колпачка и обычно не превышает 1 КПа.

Недостатки колпачковых тарелок: значительная металлоемкость и трудоемкость изготовления.

В нефтеперерабатывающих колоннах нередко используют и тарелки с S-образными элементами (рисунок 4.7), установленными перпендикулярно направлению движе-



**Рисунок 4.7. Тарелка с S-образными элементами**

1 – S-образный элемент, 2 – распорная пластина.

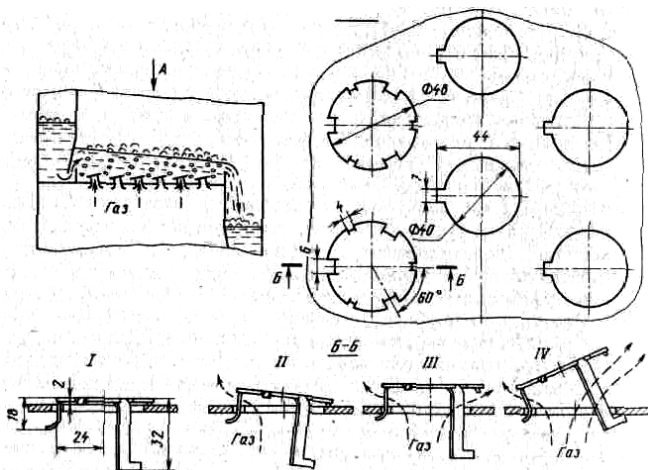
ния жидкости на тарелке. Для того, чтобы закрыть каналы с торцов и увеличить жесткость тарелки, между S-образными элементами устанавливают распорные пластины. Характерная особенность этих тарелок: пар выходит из контактных элементов в направлении движения жидкости. Это увеличивает продолжительность контакта фаз и, как следствие, увеличивает интенсивность массоотдачи.

Металлоемкость тарелок с S-образными элементами почти вдвое меньше, а производительность на 20-30 % больше, чем у тарелок с капсульными колпачками при практически одинаковом КПД (0.6-0.8). Оптимальная нагрузка по газу для этих тарелок на 10-25 % меньше, чем для колпачковых.

**Клапанные тарелки** широко применяют в нефтехимической промышленно-

сти. Основные преимущества - способность обеспечить эффективный массообмен в широком интервале рабочих нагрузок, простота конструкции, низкая металлоемкость и невысокая стоимость.

Клапанные тарелки работают в режиме прямого или перекрестного движения фаз. В отечественной промышленности наиболее распространены клапанные тарелки с дисковыми клапанами



**Рисунок 4.8. Клапанная проточная тарелка**

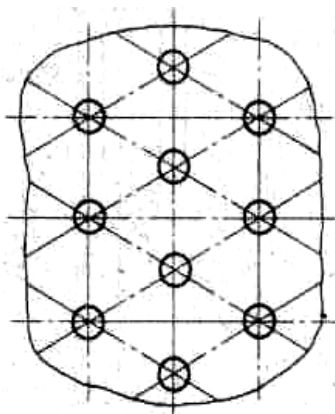
(рисунок 4.8). На такой тарелке в шахматном порядке расположены отверстия, в которых установлены саморегулирующиеся дисковые клапаны диаметром 50 мм, способные подниматься при движении пара (газа) на высоту до 6-8 мм. Дисковый клапан снабжен тремя направляющими, расположенными под углом  $120^\circ$ , две из этих направляющих длиннее третьей. На диске клапана штамповкой выполнены специальные упоры, обеспечивающие начальный зазор между диском и тарелкой, что исключает возможность "прилипания" клапана к тарелке (рисунок 4.8, положение I). При небольшой производительности по пару поднимается легкая часть клапана (рисунок 4.8, положение II) и пар выходит через щель между клапаном и полотном тарелки в направлении, противоположном направлению движения жидкости по тарелке. С увеличением скорости пара клапан поднимается и зависает над тарелкой (рисунок 4.8, положение III) – теперь пар барботирует в жидкость через кольцевую щель под клапаном. При дальнейшем увеличении производительности по пару клапан занимает положение, при котором пар выходит в направлении движения жидкости (рисунок 4.8, положение IV). При этом короткая направляющая фиксиру-

ется в специальном вырезе на кромке отверстия, обеспечивая заданное положение клапана при его подъеме.

КПД клапанных прямооточных тарелок 0.7- 0.85, оптимальная нагрузка по газу  $F < 2.5$ . При соответствующих скоростях газа тарелки обладают относительно небольшим гидравлическим сопротивлением.

В жалюзийно-клапанной тарелке щель для входа газа на тарелку образуется при повороте плоских клапанов-жалюзей вокруг их оси, укрепленной в рамке. Угол поворота определяется производительностью по пару и не может превышать 90

**Ситчатые тарелки** со сливным устройством применяют в колонных аппаратах диаметром 400-4000 мм при расстоянии между тарелками от 200 мм и более. Основной элемент таких тарелок - металлический диск с отверстиями диаметром 2-6 мм, расположенными по вершинам равносторонних треугольников (рисунок 4.9).



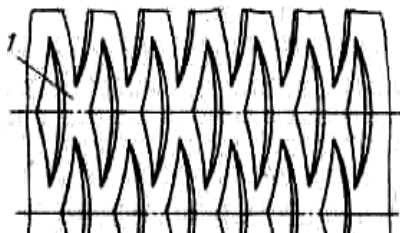
**Рисунок 4.9** Элемент ситчатой тарелки

Крепление тарелок к корпусу и устройство переливов аналогичны аппаратам с колпачковыми и клапанными тарелками. Преимущество ситчатой тарелки - большая световая поверхность, а следовательно высокая производительность по пару (на 30-40 % больше, чем у колпачковых), простота изготовления, малая металлоемкость. Недостаток - высокая чувствительность к точности установки. Аппараты с ситчатыми тарелками не рекомендуется использовать для работы на загрязненных

средах, т.к. отверстия могут забиваться.

Для расширения диапазона устойчивой работы ситчатых тарелок их комбинируют с клапанными. В результате повышается эффективность работы тарелки при малой и большой производительности по пару. При малых нагрузках тарелка работает как обычная ситчатая, с увеличением нагрузки открываются щели клапанов, обеспечивая перемещение жидкости по тарелке в направлении слива.

На полотно ситчато-клапанной тарелки отверстия чередуются с жалюзийными клапанами. Такая конструкция обеспечивает большой диапазон устойчивой работы при небольшом гидравлическом сопротивлении, что делает ее пригодной для процессов, протекающих под вакуумом.



**Рисунок 4.10** Тарелка с просечно-вытяжными отверстиями  
1 - секция тарелки

Ситчатые тарелки с просечно-вытяжными отверстиями (рисунок 4.10) используют в колонных аппаратах диаметром 1200-4000 мм. Эти тарелки собирают из отдельных секций, которые представляют собой металлический лист толщиной 2-3 мм с просечно-вытяжными отверстиями. Тарелка работает как струйная прямооточная. Для уменьшения уноса

жидкости с потоком газа над этими тарелками устанавливают отбойные элементы.

Световая поверхность тарелки выбирается из условия отсутствия "провала" жидкости (не менее 30 % сечения колонны). Благодаря невысокому гидравлическому сопротивлению такие тарелки используют в вакуумных колоннах. Минимальное расстояние между тарелками в колонне 400 мм.

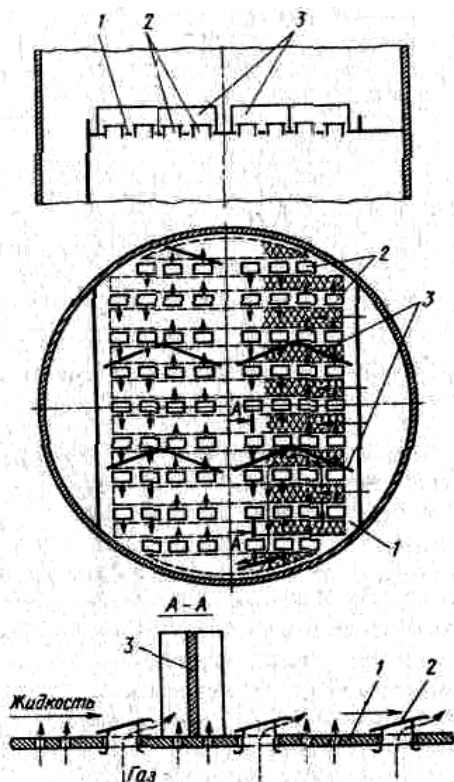
**Решетчатые провальные тарелки** отличаются простотой конструкции и малой металлоемкостью. Они имеют большую пропускную способность по жидкости и, при достаточной ширине щелей, могут быть использованы для обработки загрязненных жидкостей, оставляющих осадок на тарелке. По эффективности решетчатые провальные тарелки не уступают тарелкам с переливом. Их недостатки: узкий диапазон устойчивой работы и сложность равномерного распределения орошения по поверхности тарелок в начале процесса.

Конструктивно тарелка представляет собой плоский, перекрывающий все сечение колонны диск с выштампованными в нем прямоугольными щелями, уложенный на опорную конструкцию. Обычно площадь прорезей составляет 10-30 % всей площади тарелки. Прорези (как правило, размерами 4x60 мм)

располагаются на поверхности тарелки с шагом 10-36 мм.

При работе колонны под давлением поступающих паров на полотно тарелки создается слой жидкости, через которую барботирует пар. При этом часть жидкости протекает через прорези на расположенную ниже тарелку, причем места стока жидкости и прохода пара произвольно перемещаются по полотну тарелки.

Основным способом повышения эффективности и производительности колонн до недавнего времени было увеличение их высоты и диаметра. Однако, с увеличением диаметра колонны возрастает неупорядоченность движения взаимодействующих фаз: на тарелке появляются "байпасные" потоки, "мертвые" зоны, возникает поперечная неравномерность скорости газового потока и высоты жидкости на тарелке. Все это снижает эффективность массообмена в колонне, поэтому



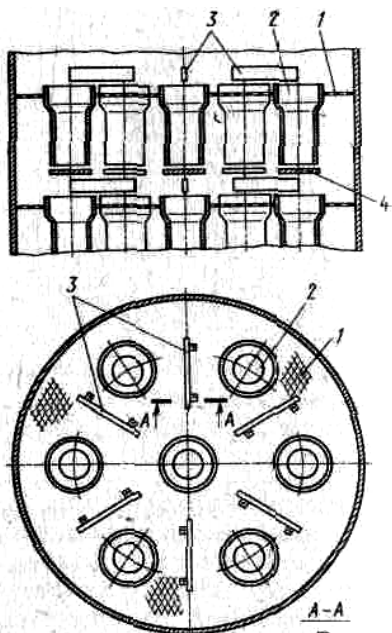
**Рисунок 4.11** Комбинированная клапанная тарелка

1 – полотно тарелки, 2 – клапан, 3 – перегородка

в настоящее время приоритетной задачей стало создание контактных устройств, обладающих высокой производительностью по жидкости и пару, в частности, **тарелок с продольным и поперечным секционированием**.

Производительность тарелок повышается при контактировании фаз в прямотоке. Однако при прямоточном взаимодействии и большой скорости пара (газа) жидкость смещается в направлении к сливному карману, что затрудняет работу сливных устройств. Для компенсации прямоточного движения фаз и исключения его распространения на всю тарелку можно устанавливать на тарелке продольные и поперечные перегородки, обеспечивающие зигзагообразное движение жидкости на тарелке от перелива к сливу, а также создающие условия для движения потоков парожидкостной смеси по тарелке в пересекающихся направлениях.

Примером может служить ситчато-клапанная тарелка с продольными перегородками (рисунок 4.11), на полотне которой, кроме клапанов, смонтированы перегородки, обеспечивающие направленное движение потока жидкости. Продольное секционирование увеличивает производительность тарелок в 1.4 раза, а эффективность массообмена – в 1.25-1.3 раза.

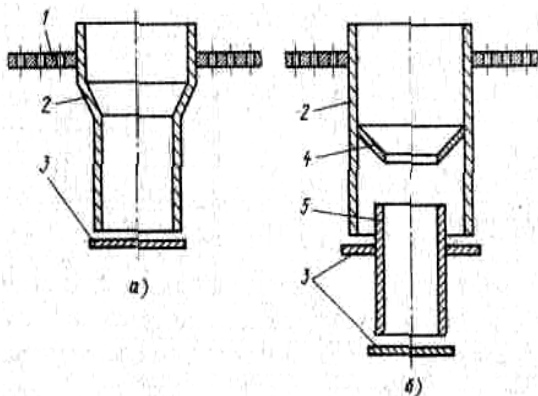


**Рисунок 4.12 Тарелка с двумя зонами контакта фаз**

1 – основание, 2 – сливной карман,  
3 – направляющая планка, 4 – отбойный диск

При высокой плотности орошения (более  $50 \text{ м}^3/\text{м}^2/\text{ч}$ ), когда работа тарелок лимитируется производительностью переливных устройств, целесообразно применение многосливной продольно-секционированной тарелки, или тарелки с двумя зонами контакта фаз (рисунок 4.12). Она представляет собой комбинацию барботажной тарелки (ситчатой, клапанной) с устройством, которое реализует контакт фаз в пространстве между тарелками при перетекании жидкости. Тарелка состоит из перфорированного основания с установленными на нем сливными карманами, которые могут быть одно-, двух- и трехщелевыми, направляющих планок и отбойных дисков.

Однощелевой сливной карман (рисунок 4.13а), состоит из патрубка и отбойного диска, укрепленного так, что между ними образуется кольцевая щель шириной 4-12 мм. Через эту щель вытекает кольцевая струя жидкости, образуя дополнительную зону контакта.



**Рисунок 4.13. Сливные карманы**

**а) однощелевой, б) двухщелевой**

1 – тарелка, 2 – патрубок, 3 – отбойный диск,

4 – конус, 5 – внутренний патрубок

позволяет значительно расширить диапазон нагрузок по жидкости.

При установке двухщелевого сливного кармана (рисунок 4.13б) жидкость переливается через сливную перегородку, протекает по внутренней стенке наружного патрубка и конусу во внутренний патрубок и вытекает из нижней щели кольцевой струей, образуя дополнительную зону контакта. С увеличением производительности по жидкости ее уровень во внутреннем патрубке повышается, жидкость заполняет пространство внешнего патрубка и начинается истечение из верхней щели. В пространстве между тарелками образуется вторая кольцевая струя. Таким образом, многощелевой слив

#### 4.1.3 Технологический расчет тарельчатых колонн

Целью технологического расчета ректификационной тарельчатой колонны является определение ее основных размеров (диаметра  $D$  и высоты  $H$ ) для заданной производительности (по пару  $G_{\text{п}}$  и по жидкости  $G_{\text{ж}}$ ), давления в колонне  $P$ , характеристик пара и жидкости ( $\rho_{\text{п}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$ ,  $\sigma_{\text{ж}}$ ), а также вязкостей жидкости  $\mu_{\text{ж}}$  и пара  $\mu_{\text{п}}$  при средней температуре процесса, теоретического числа ступеней изменения концентрации компонентов  $N_T$  (определяемого графически по кривой равновесия и рабочим линиям процесса для верхней и нижней частей колонны), фактора вспениваемости жидкости  $\phi$ .

Диаметр  $D$  колонны, в которой устанавливаются **тарелки с переливными устройствами**, определяется необходимой рабочей площадью тарелки

$$F_{\text{п}} = \frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}} \cdot v_{\text{п}}},$$

где  $v_{\text{п}} = \phi \cdot C \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1}$  – скорость пара в колонне,

$C$  – коэффициент, зависящий от принятого расстояния между тарелками  $h_t$  и

значения  $\frac{G_{\text{ж}}}{G_{\text{п}}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}}}}$ , см. приложение В.

**Замечание:** скорость пара в колонне не может превышать значения  $v_{\text{п}}$ , максимально допустимого для выбранной конструкции отбойного устройства, см. (4.1), (4.2).

По найденному значению  $F_p$  в каталоге тарелок указанного типа определяется диаметр  $D$  колонны, которой соответствует минимальное табличное значение  $F_p$ , большее или равное расчетному, см. приложение В.

**Высота  $H$  колонны** складывается из высоты тарельчатой части  $H_T$ , высоты сепарационной  $H_C$  и кубовой части колонны  $H_K$ . Высота тарельчатой части определяется необходимым числом тарелок  $N$ :

$$H_T = (N - 1) \cdot h_T.$$

Значение  $N$  рекомендуется принимать равным  $\text{INT}(N_T/\eta_T) + 1$ , где  $\eta_T$  к.п.д. тарелки, определяемый по графику, см. приложение В, в зависимости от значения  $v_{\text{п}} \cdot \sqrt{\rho_{\text{п}}}$ . Высоты сепарационной и кубовой частей зависят от диаметра колонны:

при  $D = 1-1.8$  м  $H_C = 0.8$  м,  $H_K = 2$  м;

при  $D = 2-2.6$  м  $H_C = 1$  м,  $H_K = 2.5$  м;

при  $D = 2.8-4$  м  $H_C = 1.2$  м,  $H_K = 3$  м.

В каталоге тарелок указанного типа выбранному диаметру  $D$  колонны соответствуют значения следующих характеристик:

- площадь прохода пара  $F_o$ ,
- площадь слива  $F_{\text{сл}}$ ,
- периметр слива  $P_{\text{сл}}$ ,
- длина пути жидкости по тарелке  $l_{\text{ж}}$ ;
- для колпачковых тарелок: число колпачков на тарелке  $m$ , диаметр колпачка  $d_k$ ;
- для ситчатых тарелок: диаметр отверстий  $d_o$ , шаг между отверстиями  $t_o$ ;
- для клапанных тарелок – шаг расположения клапанов  $t_k$ .

Правильность выбора значения  $h_T$  проверяется расчетом величины уноса жидкости с паром  $U$ , значение которого не должно превышать 0.1, и надежности работы сливного устройства тарелки. Значение  $U$  определяется по формуле

$$U = \frac{k_1}{\sigma_{\text{ж}}} \cdot \left( \frac{v_{\text{п}}}{h_T - h_{\text{пн}}} \right)^{n_1},$$

где  $k_1$  и  $n_1$  – коэффициенты, зависящие от типа тарелок, см. приложение В;

$$h_{\text{пн}} = \frac{k_2}{\sigma_{\text{ж}}^{0.33}} \cdot (k_3 \cdot v_{\text{п}}^2 \cdot \rho_{\text{п}} + k_4 \cdot h_{\text{сл}} + h_{\text{п}}) - \text{высота пены, образующейся на тарелке,}$$

$k_2, k_3, k_4$  – коэффициенты, определяемые по приложению В вместе с  $k_1, n_1$ ;

$$h_{\text{сл}} = 0.68 \cdot \left( \frac{G_{\text{ж}} + G_{\text{п}} \cdot U}{\rho_{\text{ж}} \cdot P_{\text{сл}}} \right)^{0.67} - \text{высота подпора жидкости над сливным порогом;}$$

$$h_{\text{п}} = \begin{cases} h_6 - h_{\text{сл}} + h_{\text{пр}} + h_{\text{к}}, & \text{для колп.} \\ h_6 - h_{\text{сл}}, & \text{для клап. и ситч.} \end{cases} - \text{высота сливного порога на тарелке;}$$

$$h_6 = 0.7 \cdot P^{0.35} / \rho_{\text{ж}} - \text{глубина барботажа,}$$



$h_{\text{к}} = 0 \div 10$  мм – расстояние от тарелки до нижнего края колпачка;

$$h_{\text{пр}} = 0.46 \cdot \sqrt[3]{\left(\frac{G_{\text{п}}}{\rho_{\text{п}} \cdot m \cdot z \cdot b}\right)^2} \cdot \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}} - \text{высота открытия прорези колпачка};$$

$z, b$  – число прорезей в колпачке и ширина прорези, см приложение В.

**Замечание:** значение  $h_{\text{сл}}$  вначале определяется без учета уноса жидкости, а затем уточняется.

Для проверки надежности работы сливного устройства тарелки вычисляется

$$\text{скорость жидкости в нем } v_{\text{сл}} = \frac{G_{\text{ж}} + G_{\text{п}} \cdot U}{\rho_{\text{ж}} \cdot F_{\text{сл}}}$$

и скорость жидкости в зазоре между тарелкой и нижней кромкой сливного стакана

$$v_3 = \frac{G_{\text{ж}} + G_{\text{п}} \cdot U}{\rho_{\text{ж}} \cdot P_{\text{сл}} \cdot \alpha},$$

где  $\alpha$  – высота зазора (для колпачковых и ситчатых тарелок  $\alpha = 0.06$  м, для клапанных  $\alpha = 0.09$  м). Значение  $v_{\text{сл}}$  не должно быть больше  $k_5 \cdot h_{\text{T}}^{n_2}$ , где  $k_5$  и  $n_2$  – коэффициенты, зависящие от фактора вспенивания, см. приложение В, а значение  $v_3$  не должно превышать 0.45 м/с.

В некоторых случаях (для абсорбционных колонн, вакуумных ректификационных) необходимо определять гидравлическое сопротивление колонны

$$\Delta P = (\Delta p_{\text{с}} + \Delta p_{\text{пж}}) \cdot N,$$

где  $\Delta p_{\text{с}} = \zeta_{\text{T}} \cdot \rho_{\text{п}} \cdot v_{\text{п}}^2 / 2$  – сопротивление пустой тарелки,

$\zeta_{\text{T}}$  – коэффициент сопротивления тарелки (для колпачковых  $\zeta_{\text{T}} = 1.73 \cdot d_{\text{к}}^{-0.25}$ , для клапанных  $\zeta_{\text{T}} = 3.6$ , для ситчатых  $\zeta_{\text{T}} = 1.7$ ),

$\Delta p_{\text{пж}} = \rho_{\text{ж}} \cdot g \cdot [h_{\text{б}} + (h_{\text{пр}} + \Delta h) / 2]$  – сопротивление парожидкостного слоя на тарелке,

$$\Delta h = \lambda_3 \cdot \frac{l_{\text{ж}} \cdot (G_{\text{ж}} / \rho_{\text{ж}})^2}{P_{\text{сл}}^2 \cdot (h_{\text{п}} + h_{\text{сл}})^3 \cdot g} - \text{перепад уровня жидкости на тарелке}$$

$\lambda_3$  – эквивалентный коэффициент сопротивления движению жидкости по тарелке (для колпачковых тарелок  $\lambda_3 = 1.6 \cdot l_{\text{ж}}$ , для клапанных –  $\lambda_3 = 0.8 \cdot l_{\text{ж}}$ , для ситчатых –  $\lambda_3 = 0.6 \cdot l_{\text{ж}}$ ).

Значение  $\Delta P$  не должно превышать рабочее давление в колонне.

Необходимый диаметр колонны **с решетчатыми провальными тарелками**

определяется по формуле  $D = \sqrt{\frac{4 \cdot G_{\text{г}}}{\pi \cdot \rho_{\text{г}} \cdot v_{\text{г}}}}$ , а максимально допустимая скорость пара

$$\text{в колонне } v_{\text{г}} = 0.416 \cdot f_{\text{г}} \cdot (1 - f_{\text{гэ}}) \cdot \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{г}} - 1},$$

где  $f_{\text{г}}$  – относительное свободное сечение тарелки, см. приложение В,

$f_{\text{ож}} = \left[ 1 + 0.73 \cdot (\zeta_{\text{T}} \cdot \rho_{\text{ж}} / \rho_{\text{п}})^{0.333} \cdot (G_{\text{п}} / G_{\text{ж}})^{0.667} \right]^{-1}$  – доля площади отверстий, занятая стекающей жидкостью.

Коэффициент сопротивления тарелки в данном случае определяется по формуле

$$\zeta_T = 1.17 \cdot (1 - f_o)^2 \cdot (b/\delta)^{0.2},$$

где  $b$  и  $\delta$  – ширина щели в тарелке и ее толщина, см. приложение В.

Расстояние между решетчатыми тарелками выбирается по условию

$$h_T \geq h_{пн} + h_c,$$

где  $h_c$  – высота пространства между слоем пены и вышележащей тарелкой, значение которого определяется из условия

$$U = 163.5 \cdot \left(\frac{v_{пн}}{h_c}\right)^{2.56} \cdot \left(\frac{\rho_{пн}}{\rho_{ж} - \rho_{пн}}\right)^{0.73} \cdot \left(\frac{\mu_{пн}}{\sigma_{ж}}\right)^{1.1} < 0.05,$$

а высота пены

$$h_{пн} = \frac{1}{\psi \cdot \rho_{ж} \cdot g} \cdot \left( \Delta p_T - \frac{\zeta_T \cdot \rho_{пн} \cdot v_{пн}^2}{2 \cdot f_o^2 \cdot (1 - f_{ож})^2} \right),$$

где объемная доля жидкости в пене

$$\psi = 0.43 \cdot (G_{ж}/G_{пн})^{0.325} \cdot (\rho_{пн}/\rho_{ж})^{0.16} \cdot (\mu_{ж}/\mu_{пн})^{0.036},$$

а общее гидросопротивление тарелки

$$\Delta p_T = \frac{\zeta_T \cdot \rho_{пн} \cdot v_{пн}^2}{2 \cdot f_o^2 \cdot (1 - f_{ож})^3 \cdot (1 - \beta)} \cdot [1 - f_{ож} \cdot (1 - \beta)] + \frac{2 \cdot \sigma_{ж}}{b \cdot (1 - \beta)}, \quad \beta = 1.11 \cdot \left(\frac{\rho_{пн}}{\rho_{ж}}\right)^{0.118}.$$

Общее гидросопротивление колонны  $\Delta P = \Delta p_T \cdot N$ .

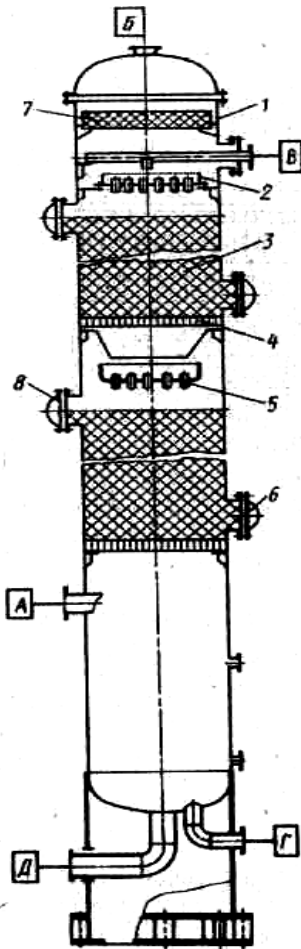
## 4.2 Насадочные колонны

Диаметр ( $D$ ) насадочных колонн обычно не превышает 4 м. Для колонн большего диаметра трудно достичь высокой эффективности из-за сложности обеспечения равномерного распределения газовой и жидкой фаз по сечению аппарата. Насадочные колонны весьма чувствительны к неравномерности орошения, поэтому жидкость для орошения насадки подается через распределительное устройство.

Высота слоя насадки ( $H$ ) обычно не превышает  $(6-8) \cdot D$ . Увеличение его высоты ограничивается пристенным эффектом: жидкость стекающая по насадке, имеет тенденцию перемещаться к периферии, в результате чего часть насадки остается несмоченной. Когда требуется высота слоя более  $(6-8) \cdot D$ , насадку в аппарате располагают отдельными слоями (секциями). Под каждой секцией устанавливают перераспределительное устройство для равномерного орошения нижнего слоя насадки.

### 4.2.1 Конструкции корпусов насадочных колонн

Корпус насадочной колонны (рисунок 4.14) либо выполняют цельносварным, либо собирают из отдельных царг с приварными фланцами. Секции насадки укладывают на опорные решетки. Для загрузки и выгрузки насадки в верхней и нижней части каждой секции вырезают отверстия под люки. При больших нагрузках по газу



**Рисунок 4.14** Схема насадочной колонны

- 1 – корпус; 2,5 – распределительная и перераспределительная тарелка;
- 3 – насадка; 4 – опорная решетка;
- 6,8 – локти загрузки и выгрузки насадки;
- 7 – отбойное устройство

Их основным недостатком является склонность к засорению, поэтому они применяются только на чистых продуктах. Кроме того, трубчатые распределители работают равномерно, когда для заданного напора пара или жидкости правильно выбрана площадь перфорации, например, для распределителей пара, находящихся в жидкости, площадь отверстий должна составлять 25 % от площади поперечного сечения трубы, а отверстия располагаются вдоль ее нижней образующей.

и перепаде давлений  $> 500$  Па на 1 м высоты насадки сверху на каждый слой укладывают решетку, удерживающую насадку от выброса. В верхней части колонны размещено отбойное устройство. Газ и жидкость движутся в насадочной колонне противотоком. При этом газ вводится в колонну снизу через штуцер А, а выводится через штуцер Б, орошающая жидкость вводится сверху через штуцер В, а выводится через штуцеры Г и Д.

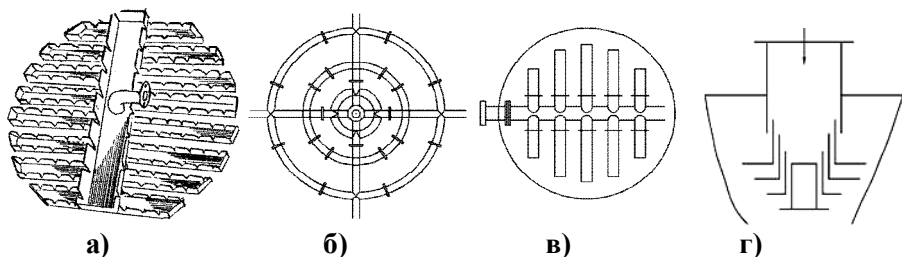
Весьма важным узлом насадочных колонн являются распределительные устройства для жидкости и газа: распределительные тарелки, желоба, коллекторы, отражатели.

Распределительные тарелки имеют патрубки для прохода газа и ниппели для стока жидкости, причем патрубки выступают вверх, а ниппели – вниз. Патрубки сверху защищают от стекающей жидкости козырьками. Для меньшей чувствительности тарелки к отклонению от горизонтального положения прорези в ниппелях выполняют по бокам.

Распределители из желобов довольно просты по конструкции (рисунок 1.5а), но требуют особо тщательной установки в колоннах большого диаметра.

Часто в качестве распределителей газа и жидкости применяют перфорированные трубы, конструктивно выполненные либо в виде паука, либо в виде коллектора (рисунок 4.15б,в).

Для жидкости распределители из труб применяют в случаях, когда необходимо большое свободное сечение для прохода газа (до 50 %).

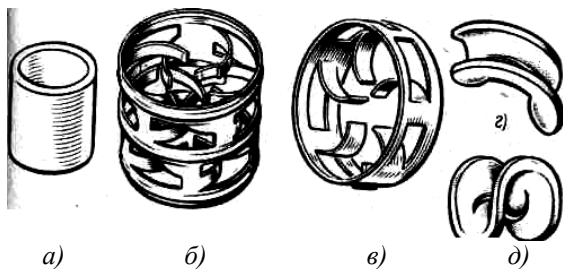


**Рисунок 4.15 Распределительные устройства**  
*а) желоба для распределения жидкости, б) паук из труб,  
 в) коллектор из труб, г) отражатель*

Отражательные распределители (рисунок 4.15г) с успехом применяются как для парового, так и для жидкостного потоков. Они отличаются простотой конструкции и высокой производительностью, мало засоряются и обеспечивают равномерное распределение потока даже в аппаратах сравнительно большого диаметра. Ширина кольцевых каналов в распределителе ~ 8-10 мм.

Корпуса и внутренние устройства серийно выпускаемых насадочных колонн изготовляют из тех же материалов, что и тарельчатые массообменные аппараты. Насадки могут быть регулярными (правильно уложенными), либо нерегулярными (засыпанными навалом).

#### 4.2.2 Конструкции нерегулярных насадок



**Рисунок 4.16 Нерегулярные насадки**  
*а) кольца Рашига, б) кольца Палля, в) Хай-пак,  
 г) седла "Инталокс", д) седла Берля*

насадка в виде колец Рашига и их модификаций. Это кольца из металла, фарфора, керамики, пластмасс диаметром 5-150 мм и высотой 1-1.5 диаметра (в промышленных колоннах чаще всего используют кольца размерами 25x25 мм из металла и 50x50 мм из полипропилена, см. рисунок 4.16а). Насадка Рашига малоэффективна, а ее популярность вызвана невысокой стоимостью.

Нерегулярную насадку применяют в процессах массообмена, протекающих под давлением или при атмосферном давлении. Ее изготавливают из металлов, полимеров, керамики. Чаще всего насадочные тела изготавливают в форме колец и седел.

В отечественной промышленности наиболее распространена нерегулярная

Для повышения эффективности массообмена кольцевую насадку делают перфорированной и с внутренними перегородками. В Германии предложена кольцевая насадка размером 50x50 мм из коррозионно-стойкой стали – так называемые кольца Палля (рисунок 4.16б). На цилиндрической поверхности насадки выштампованы и отогнуты вовнутрь лепестки шириной 10 мм. Механическую прочность насадки обеспечивают кольцевые гофры.

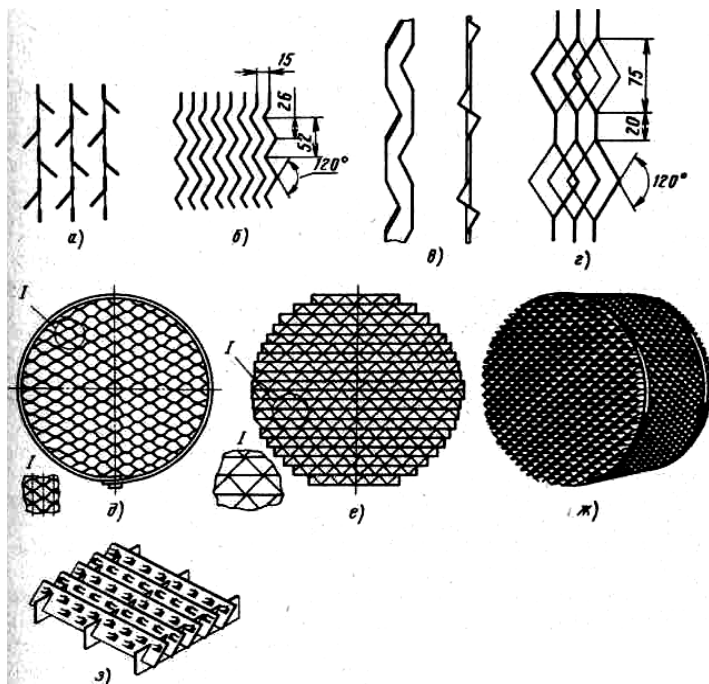
Разновидностью колец Палля является выпускаемая в США насадка "Хай-пак", отличающаяся числом и расположением лепестков (рисунок 4.16в).

Седлообразная насадка имеет большую удельную поверхность и высокую способность к перераспределению жидкости по сечению колонны. Такую насадку выпускают главным образом в виде седел "Инталокс" (рисунок 4.16г) и седел Берля (рисунок 4.16д) из керамики и пластмассы. Модификации седел "Инталокс" имеют отверстия в центре седла, что повышает ее эффективность, и гофры на краях, улучшающие перераспределение жидкости.

#### 4.2.3 Конструкции регулярных насадок

Регулярная насадка отличается от нерегулярной меньшим гидравлическим сопротивлением и поэтому чаще всего используется для процессов вакуумной ректификации. К недостаткам аппаратов с регулярной насадкой можно отнести их высокую чувствительность к равномерности орошения.

Простейшая регулярная насадка - плоскопараллельная - представляет собой пакеты, набираемые из плоских вертикальных металлических пластин толщиной 0.4-1.2 мм, расположенных параллельно с одинаковым зазором 10-20 мм. Высота пакета пластин 400-1000 мм. Наружный диаметр пакета соответствует внутреннему диаметру колонны. Для повышения равномерности распределения жидкости в колонне пакеты устанавливают один над другим взаимно повернутыми на угол 45-90°. Эта насадка может устойчиво работать на нагрузках по газу  $F = 3.5-8$  в широком диапазоне плотностей орошения (0.3-50 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>/ч). В зависимости от производительности, высота насадки, эквивалентная одной теоретической ступени, колеблется в пределах 0.6-1.5 м при гидравлическом сопротивлении 1 м насадки 70-300 Па. Недостатки этой насадки - высокая металлоемкость, сравнительно низкая эффективность, плохое перераспределение жидкости. Для устранения последнего недостатка листы плоскопараллельной насадки выполняют с рифлением или с различными турбулизирующими элементами. Так, насадка конструкции ЛТИ им. Ленсовета (рисунок 4.17а) состоит из вертикальных, параллельно расположенных листов, имеющих поперечные окна с отогнутыми лепестками, причем соседние по высоте лепестки отогнуты в противоположные стороны. Газ, поднимаясь по колонне, проходит через окна, многократно меняя направление движения при ударе о лепестки. Жидкость, стекая по насадке с лепестка на лепесток, распыляется восходящим газовым потоком.



**Рисунок 4.17 Регулярные насадки**

*а) конструкция ЛТИ; б), в) гофрированная; г) Z-образная; д) сотовая; е) насадка Гудлоу; ж) насадка "Зульцер"; з) насадка "Роли-пак"*

насадки привариваются точечной сваркой. Разновидностью гофрированной насадки является Z-образная насадка, которую изготавливают из перфорированного листа (рисунок 4.17г). По основным технологическим параметрам эта насадка на 15-20% превосходит плоскопараллельную.

Щелевая, или сотовая насадка (рисунок 4.17д) образована из гофрированных вертикальных листов так, что по высоте пакета образуются изолированные вертикальные каналы. Листы соединены в пакеты высотой 400-1000 мм точечной сваркой. К преимуществам этой насадки относятся значительно более высокая (в 2-3 раза), чем плоскопараллельной насадки, удельная поверхность, а также возможность нагревать или охлаждать контактирующие фазы, поскольку каналы, образованные гофрами, пригодны для подачи в них теплоносителя или хладагента.

Хорошие характеристики имеют насадки из проволочной сетки. Примером могут служить насадка Гудлоу и насадка "Зульцер" - пакеты свернутой в рулон гофрированной проволочной сетки (диаметр проволоки 0,1 мм), высота пакета насадки 100-200 мм (рисунок 4.17е,ж).

В последние годы за рубежом разработаны новые высокоэффективные насадки, способные работать при плотности орошения до  $200 \text{ м}^3/\text{м}^2/\text{ч}$  и при нагрузках по газу  $F = 5-8$ . Эти насадки обеспечивают значительное (до 5-6) число теоретических

Основное преимущество гофрированной насадки (рисунок 4.17б), состоящей из вертикальных металлических листов с рифлением, по сравнению с плоскопараллельной насадкой - меньший унос жидкости, т.к. гофрированная насадка беспровальна. Зазоры между листами обеспечивают дистанционными планками (рисунок 4.17в), установленными вертикально на расстоянии 250 мм одна от другой, к которым листы

ступеней на 1 м высоты и небольшое гидравлическое сопротивление (до 150 Па на 1 м высоты). Примером может служить насадка "Роли пак", образованная ярусами наклонных листов с прорезями (рисунок 4.17з). В таблице 4.1 дана сравнительная характеристика различных насадок.

Регулярную насадку используют в вакуумных стальных колонных аппаратах диаметром 400-3600 мм, предназначенных для разделения термически нестойких и легко полимеризующихся органических смесей при остаточном давлении рабочей среды 0.25-100 КПа и температуре от 0 до 300 °С.

Таблица 4.1 Основные характеристики насадок различных типов

Тип насадки	Производительность	Эффективность	Гидравлическое сопротивление
Кольца Рашига (25x25 мм)	1	1	1
Кольца Палля (25x25 мм)	1.4-1.5	1-1.25	0.7-0.75
Седла Берля	1.08-1.25	1.11	0.6-0.7
Седла "Инталокс"	1.2-1.4	1.3	0.45-0.5
Насадка Гудлоу	1.15-1.2	3.5	0.13
Насадка "Роли пак"	до 2	4.5	0.25-0.45

При выборе типа аппарата, работающего при атмосферном или повышенном давлении, необходимо учитывать, что максимальная плотность орошения в аппаратах с нерегулярной насадкой достигает 300 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>/ч (~ на 30 % больше, чем для аппаратов с регулярной насадкой). При небольших нагрузках по газу ( $F = 4-5$ ) целесообразно использовать нерегулярную насадку. При больших нагрузках следует использовать регулярную насадку с каналами, обеспечивающими преимущественный проход газовой фазы.

#### 4.2.4 Технологический расчет насадочных колонн

Диаметр насадочной колонны определяется так же, как и тарельчатой. Необходимая высота насадки

$$H_n = N_T \cdot h_3,$$

где  $h_3$  – высота насадки, эквивалентная одной ступени изменения концентраций компонентов, которая определяется по скорости газа и виду насадки, например, для керамических колец Рашига размерами 25x25 мм и скорости газа 0.5 м/с  $h_3 \sim 0.2$  м.

Гидравлическое сопротивление смоченного слоя этой насадки рекомендуют определять по формуле

$$\Delta p_{см} = \frac{\Delta p}{1 - P_n^3},$$

где  $\Delta p = \frac{\lambda \cdot H_n \cdot v_r \cdot \rho_r}{2 \cdot d_3}$  – сопротивление сухой насадки,

$\lambda$  – коэффициент сопротивления, зависящий от режима движения газа,

$d_3 = 4 \cdot V_n / \sigma_n$  – эквивалентный диаметр насадки,

$V_n$  – свободный объем насадки ( $\text{м}^3/\text{м}^2$ ),

$\sigma_n$  – удельная поверхность насадки ( $\text{м}^2/\text{м}^3$ ),

$P_n = \frac{9.74}{D} \cdot \sqrt{\frac{G_j \cdot \sigma_n}{\rho_j \cdot \pi \cdot V_n \cdot \text{Re}_j^{0.3}}}$  – уменьшение свободного объема насадки,

$\text{Re}_j = \frac{16 \cdot G_j}{\pi \cdot D^2 \cdot \sigma_n \cdot \mu_j}$  – критерий Рейнольдса для пленки жидкости, стекающей

по насадке.



## 5 АППАРАТЫ ДЛЯ СУШКИ МАТЕРИАЛОВ

Сушка – это процесс удаления паров влаги, образующихся при подводе тепла к высушиваемым материалам (сыпучим, пастообразным или жидким). Удаление влаги при сушке осуществляется в результате ее перемещения с поверхности и изнутри высушиваемого материала в окружающую среду. Интенсивность сушки зависит от способа подвода тепла к материалу, скорости перемещения влаги из глубины материала к его поверхности и способа отвода испаряющейся влаги. Большое влияние на скорость процесса оказывает форма связи влаги с материалом и его теплофизические свойства.

Связь влаги с материалом может быть механической, физико-химической и химической. Механически связанная влага заполняет макро- и микрокапилляры в объеме материала и удаляется наиболее легко. Самой прочной является механическая связь влаги с гигроскопичными материалами, для которых характерна развитая структура микрокапилляров. Физико-химическая связь может быть обусловлена адсорбцией воды материалом, а также осмотическими силами, которые удерживают влагу внутри структурного скелета материала. Химически связанная влага – это вода, вошедшая в состав материала в результате реакции гидратации, т.е. вода гидроксидов и соединений типа кристаллогидратов. Эта влага не удаляется при сушке (иногда удаляется прокаливанием).

Виды сушки, применяемые в химической промышленности, классифицируют по способу подвода тепла к высушиваемому материалу. Наиболее распространена *конвективная сушка*, когда тепло к поверхности материала передается непосредственно от сушильного агента (воздух, инертный газ, дымовые газы). При *кондуктивной (контактной) сушке* тепло материалу передается через перегородку, обогреваемую теплоносителем (водяной пар, ВОТ, расплавы солей и металлов). Гораздо реже конвективной и контактной применяется *радиационная сушка* (инфракрасными лучами) и *сушка в поле токов высокой частоты* (по принципу микроволновой печи). Температурный режим сушки, скорости относительного перемещения материала и сушильного агента необходимо подбирать так, чтобы процессы диффузии влаги к поверхности материала и ее удаления с поверхности находились в строгом соответствии, иначе возможно коробление поверхности материала и ухудшение его качества.

### 5.1 Основы кинетики сушки

Если материал находится в контакте с влажным воздухом, то принципиально возможны два процесса:

а) сушка (десорбция влаги из материала) – если парциальное давление пара над поверхностью материала  $P_n^M$  превышает его парциальное давление в окружающей среде  $P_n^c$  ( $P_n^M > P_n^c$ );

б) увлажнение (сорбция влаги материалом) – если  $P_n^M < P_n^c$ .

В процессе сушки величина  $P_n^M$  уменьшается и приближается к пределу  $P_n^M = P_n^c$ . При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельное влагосодержание материала  $U_p$ , называемое равновесным.

Основным способом исследования процесса сушки является экспериментальное получение изотерм сорбции материалов, которые дают возможность установить связь между влагосодержанием материала и относительной влажностью воздуха, а также определить равновесное влагосодержание при сушке.

Скорость сушки характеризуется изменением влагосодержания высушиваемого материала в единицу времени:

$$N = -\frac{dU}{d\tau},$$

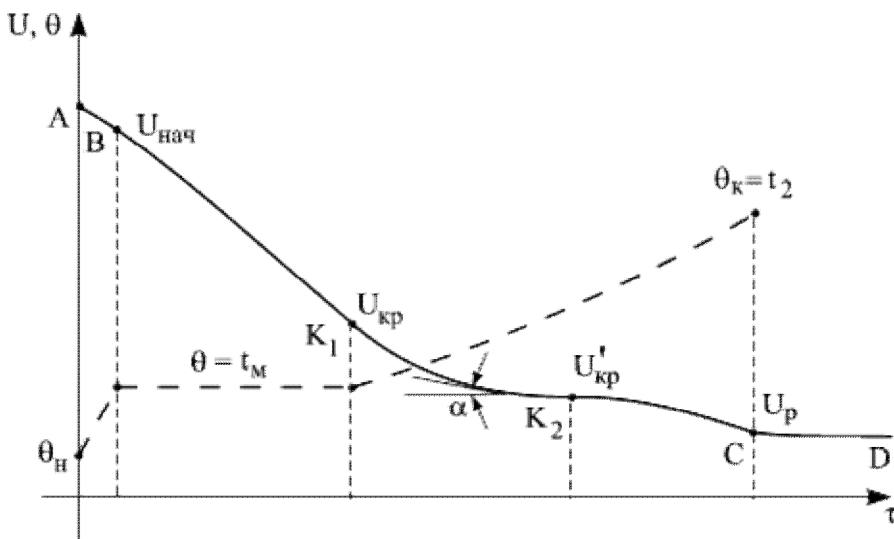
где  $U$  – влагосодержание материала (кг влаги/кг сухого),

$\tau$  – продолжительность сушки.

Средняя скорость сушки за весь ее период

$$N = \frac{m_{\text{в}}}{m_{\text{с}} \cdot \tau},$$

где  $m_{\text{в}}$  – масса испаренной влаги,  $m_{\text{с}}$  – масса абсолютно сухого материала.



**Рисунок 5.1. Кривая сушки**

Различают два периода сушки:

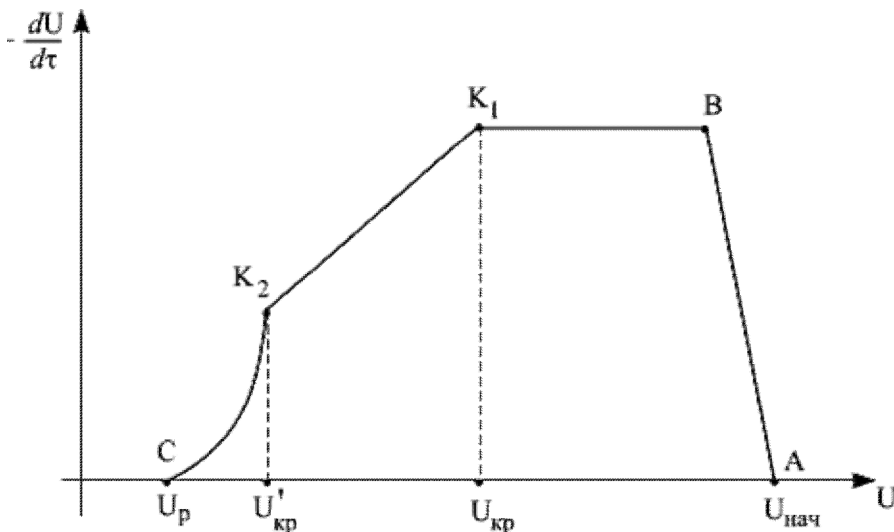
1. Период постоянной скорости, когда влага испаряется со всей поверхности материала. В этом периоде скорость сушки определяется только интенсивностью массоотдачи с поверхности материала в окружающую среду.

2. Период падающей скорости, когда поверхность испарения влаги постепенно уменьшается и скорость все больше определяется интенсивностью перемещения влаги изнутри материала к его поверхности. В конце второго периода испарение влаги с поверхности материала может прекратиться совсем и переместиться в его

внутренние слои. В таких случаях второй период разделяют на две стадии: равномерно и неравномерно падающей скорости сушки.

В первом периоде сушки и на первой стадии второго из материала удаляется механически связанная влага, на второй стадии второго периода – адсорбционно и осмотически связанная. Двум основным периодам предшествует относительно короткий период прогрева материала до температуры сушки (АВ на рисунках 5.1, 5.2).

Кинетика сушки обычно изучается экспериментально – путем взвешивания образца высушиваемого материала через определенные промежутки времени и расчета его влагосодержания. По результатам эксперимента строят т.н. кривую сушки (рисунок 5.1), которая позволяет выделить периоды процесса и определить их продолжительности.



**Рисунок 5.2 Кривая скорости сушки**

Первый период ( $BK_1$ ) – это изменение влагосодержания материала от начального  $U_{нач}$  до критического  $U_{кр}$ . Температура материала  $\theta$  в течение всего первого периода соответствует температуре мокрого термометра  $t_m$  сушильного агента. Во втором периоде ( $K_1C$ ) температура материала повышается до конечной температуры сушильного агента  $t_2$ , а влагосодержание падает до равновесного  $U_p$  и далее не меняется ( $CD$ ). Если второй период состоит из двух стадий, то выделяется участок равномерно падающей скорости сушки ( $K_1K_2$ ) и отмечается второе критическое влагосодержание  $U'_{кр}$ . Путем графического дифференцирования кривой сушки, т.е. проведения касательной к ней и определения тангенса угла ее наклона к оси  $\tau$  (угол  $\alpha$  на рисунке 5.1), можно вычислить мгновенную скорость сушки и на основе результатов дифференцирования построить кривую скорости сушки (рисунок 5.2). С

помощью этой зависимости устанавливается целесообразное конечное влагосодержание высушиваемого материала.

Скорость сушки в первом периоде можно определить из уравнения массоотдачи

$$m_B = \beta \cdot F \cdot \Delta x_{cp} \cdot \tau,$$

где  $\beta$  - коэффициент массоотдачи от влажной поверхности к потоку сушильного агента (кг/м<sup>2</sup>/с),

$F$  - поверхность испарения высушиваемого материала,

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_2 - x_1}{\ln \frac{x_{нас} - x_1}{x_{нас} - x_2}} \quad (5.1)$$

средняя движущая сила процесса сушки в пределах первого периода,

$x_1, x_2, x_{нас}$  - влагосодержания сушильного агента на входе в аппарат, на выходе из него и вблизи от влажной поверхности (при температуре  $t_m$ ).

Следовательно

$$N = \frac{m_B}{m_c \cdot \tau} = \beta \cdot \Delta x_{cp} \cdot \frac{F}{m_c} = \beta \cdot \Delta x_{cp} \cdot f, \quad (5.2)$$

где  $f$  - удельная поверхность абсолютно сухого материала (м<sup>2</sup>/кг).

Коэффициент массоотдачи  $\beta$  можно определить из критериального уравнения

$$Nu' = B \cdot Re^n \cdot (Pr')^{0.333} \cdot Gu^{0.135}. \quad (5.3)$$

В этом уравнении:  $Nu' = \beta \cdot l/D$  - массообменный критерий Нуссельта,

$Re = w \cdot l/\nu$  - критерий Рейнольдса,

$Pr' = \nu/D$  - диффузионный критерий Прандтля,

$Gu = (T_1 - T_m)/T_1$  - критерий Гухмана.

Значения коэффициентов  $B$  и  $n$  зависят от значения критерия Рейнольдса, например при  $Re > 6000$   $B = 0.35$ ,  $n = 0.65$ . В выражения для вычисления критериев входят следующие величины:

$l$  - определяющий размер (длина поверхности испарения в направлении движения сушильного агента),

$D$  - коэффициент диффузии паров воды в среде сушильного агента (м<sup>2</sup>/с),

$w$  - скорость движения сушильного агента,

$\nu$  - его кинематическая вязкость,

$T_1, T_m$  - абсолютные температуры сушильного агента на входе в сушилку и мокрого термометра.

По известному значению  $N$  может быть приблизительно найдена продолжительность сушки  $\tau = \tau_1 + \tau_2$ , где длительность первого периода

$$\tau_1 = \frac{U_{нач} - U_{кр}}{N}, \quad (5.4)$$

а длительность второго

$$\tau_2 = \frac{U_{кр} - U_p}{N} \cdot \ln \frac{U_{кр} - U_p}{U_k - U_p}. \quad (5.5)$$

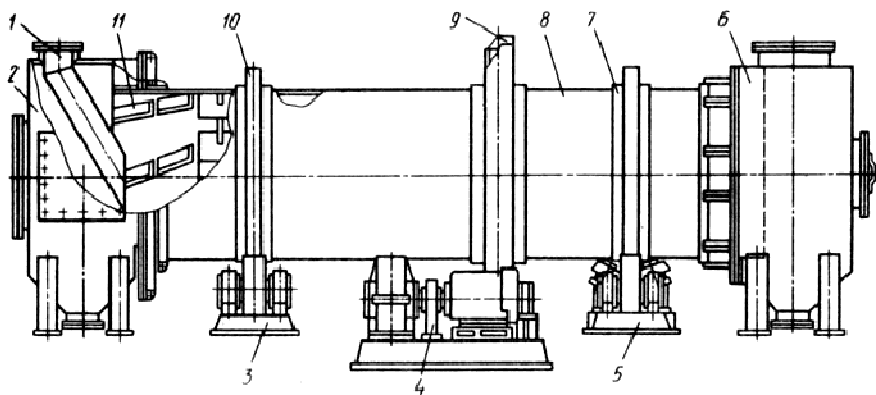
Формула (5.5) получена в результате решения дифференциального уравнения, характеризующего процесс изменения влагосодержания внутри частицы материала при следующих допущениях:

- частицы материала имеют форму шара;
- поры в частице и влага в них распределены равномерно;
- все сопротивление массопереносу сосредоточено внутри частицы, т.е. подводимая к ее поверхности влага отводится моментально.

**Замечание:** значения критического  $U_{кр}$  и равновесного  $U_p$  влагосодержания материала определяются экспериментально, с помощью кривой сушки и изотерм сорбции, а его конечное влагосодержание  $U_k$  определяется требованиями стандартов или технических условий на продукт. Обычно  $U_{кр} < U_k < U_p$ , причем соответствующая  $U_k$  скорость сушки не должна быть слишком низкой (проверяется по кривой скорости сушки).

## 5.2 Основные конструкции сушилок

Большинство промышленных сушилок (около 80%) реализуют конвективную сушку. Более 40% конвективных сушилок составляют **барabanные сушилки**, применяемые для сушки сыпучих материалов (солей, удобрений, химикатов) топочными газами или подогретым воздухом в условиях прямоточного или противоточного движения материала и теплоносителя. Эти сушилки отличает экономичность (допускается использование высокотемпературных агентов), значительная производительность и высокая надежность (работают по 6÷8 тыс. часов без капитального ремонта).



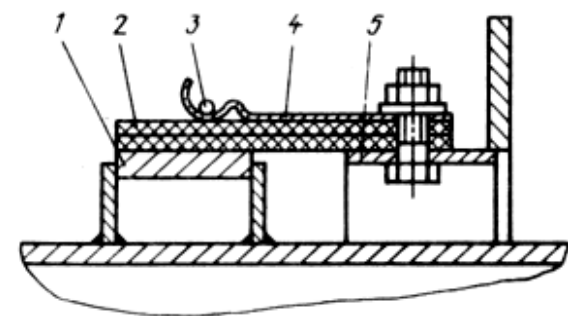
**Рисунок 5.3** Схема барабанной сушилки

- 1 – загрузочный лоток; 2, 6 – загрузочная и разгрузочная камеры; 3 – опорная рама; 4 – привод; 5 – опорно-упорная станция; 7 – кольцевая накладка; 8 – обечайка барабана; 9 – зубчатый венец; 10 – бандаж; 11 – приемно-винтовая насадка

Барабанная конвективная сушилка, см. рисунок 5.3, представляет собой вращающийся с частотой  $2 \div 12$  об/мин барабан, установленный под небольшим ( $\sim 4^\circ$ ) углом к горизонтали для пересыпания материала от загрузочной камеры к разгрузочной. На барабан надеты два банджа, которыми он опирается на свободно вращающиеся ролики, закрепленные на опорной раме и опорно-упорной станции, а также зубчатый венец привода. Упорные ролики, установленные на раме опорно-упорной станции, ограничивают осевое смещение барабана. Для предотвращения сплющивания барабана под бандажми и венец привода устанавливают кольцевые накладки, толщина которых в  $1.5 \div 2$  раза превышает толщину обечайки барабана. Отношение длины барабана к его диаметру обычно находится в пределах  $3.5 \div 7$ .

Сушильный агент может вводиться в загрузочную (прямоток) или разгрузочную (противоток) камеру, установленные на концах барабана. Большинство барабанных сушилок работают под небольшим вакуумом ( $50 \div 250$  Па) для исключения выхода в цех запыленного газа, поэтому между камерами и барабаном устанавли-

вают уплотнения, предотвращающие подсос наружного воздуха, который может привести к снижению температуры сушильного агента. Наиболее популярны ленточные уплотнения (рисунок 5.4), состоящие из многослойной пластиковой ленты, один конец которой закреплен на неподвижном кольце камеры, а другой с помощью накладок и проволоки удерживается на подвижном кольце, закрепленном на барабане.

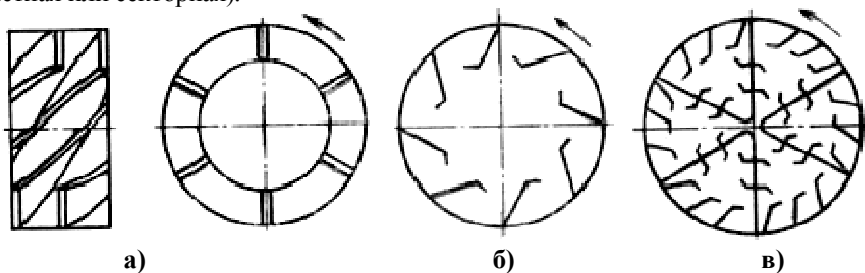


**Рисунок 5.4 Ленточное уплотнение**

*1,5 – подвижное и неподвижное кольца;*

*2 – многослойная лента; 3 – проволока; 4 – накладка*

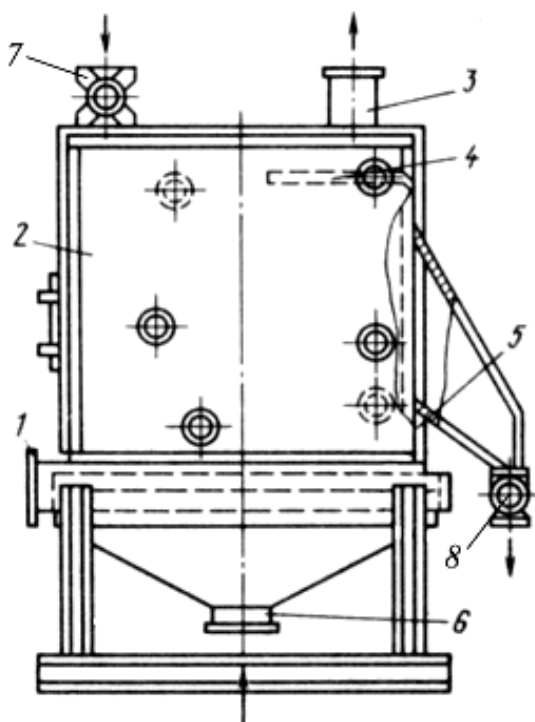
Объем барабана заполняют материалом на  $15 \div 25\%$ . Внутри барабана устанавливаются насадки, обеспечивающие равномерное распределение материала по его сечению, см. рисунок 5.5: вблизи загрузочной камеры – приемно-винтовая, а затем – основная (чаще всего подъемно-лопастная или секторная).



**Рисунок 5.5 Насадки сушильного барабана**

*а) приемно-винтовая, б) подъемно-лопастная, в) секторная*

Около 25% парка промышленных конвективных сушилок составляют *аппараты для сушки в режиме псевдооживленного и фонтанирующего слоя*. В них можно сушить сыпучие и пастообразные материалы, а также суспензии и растворы. Применение сушилок кипящего слоя позволяет значительно интенсифицировать процесс удаления влаги из материала за счет развитой поверхности контакта между частицами материала и сушильным агентом, выравнивания влажности и температуры в объеме слоя. К недостаткам этих сушилок можно отнести повышенный удельный расход энергии, пылеобразование и связанную с ним опасность возникновения взрывоопасных концентраций материала в воздухе.



**Рисунок 5.6 Сушилка с кипящим слоем**

- 1 – люк для смены газораспределительной решетки;  
 2 – сушильная камера; 3, 6 – отвод и подвод сушильного агента;  
 4 – отбойник; 5 – переливной порог;  
 7 – секторный питатель; 8 – разгрузочный шнек.

ны не только для равномерного распределения потока сушильного агента по сечению аппарата, но и поддержки слоя при остановке сушилки (исключают попадание материала в подрешеточное пространство). Наиболее популярные схемы газораспределительных решеток представлены на рисунок 5.7. Для сушки сыпучих материалов реко-

Простейшая однокамерная сушилка кипящего слоя, см. рисунок 5.6, представляет собой вертикальную камеру прямоугольного сечения, в нижнюю часть которой через специальный люк устанавливаются сменные газораспределительные решетки. Влажный материал загружается в сушильную камеру секторным питателем. Нагретый в калорифере воздух подается под решетку через штуцер и отводится через патрубок в верхней части камеры, огибая по пути отбойник, который выполняет функцию первичного сепаратора взвешенных частиц материала. Необходимая высота кипящего слоя обеспечивается переливным порогом. Высушенный материал выгружается с помощью шнека.

Газораспределительные решетки предназначены

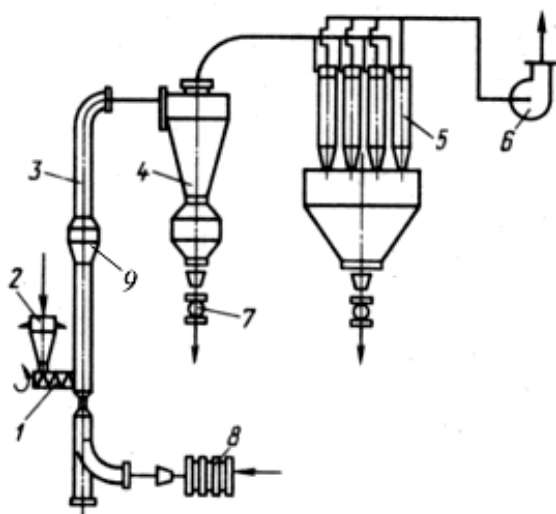
мендуют использовать плоские решетки, которые обеспечивают интенсивное перемешивание материала вблизи отверстий, т.е. в зоне наиболее высоких температур. Желобчатые решетки, в которые сушильный агент подается тангенциально, обычно используют для сушки волокнистых материалов.



**Рисунок 5.7** Схемы газораспределительных решеток

*а) плоская, б) желобчатая, в) шелевая*

Щелевые решетки представляют собой два ряда колосников, причем оси отверстий нижнего ряда совпадают с осями колосников верхнего. Эти решетки применяются для сушки паст, суспензий и растворов с использованием слоя инертного носителя – фарфоровых шариков или фторопластовой крошки. Жидкий или пастообразный материал подается через форсунки на поверхность псевдоожиженного слоя инертного носителя. Материал налипает на поверхность гранул носителя, высушивается, скалывается и стирается с поверхности гранул при их соударениях, уносится из камеры пневмотранспортом и выделяется в системе сепарации и пылеочистки.



**Рисунок 5.8** Установка для сушки в режиме пневмотранспорта

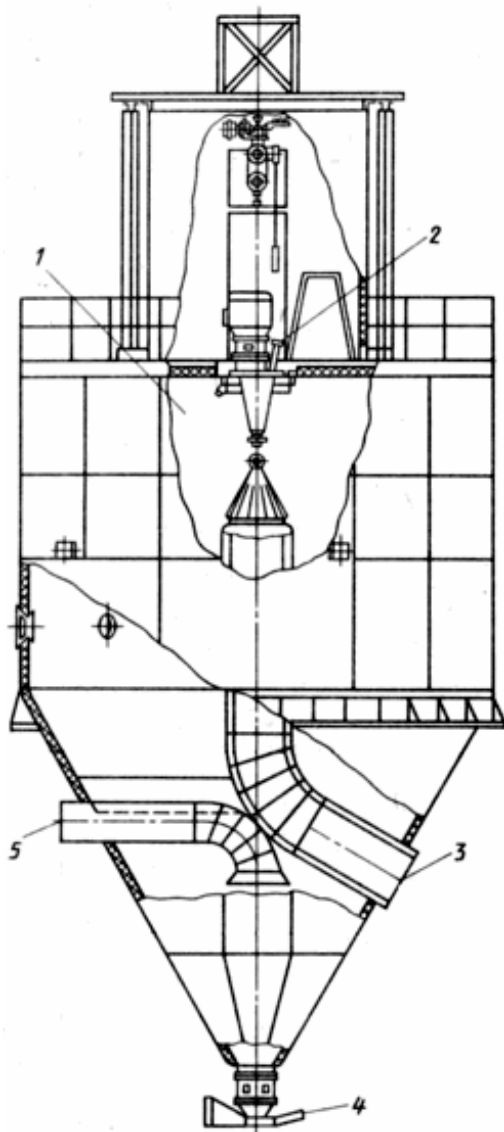
*1 – шнековый питатель, 2 – загрузочный бункер, 3 – труба-сушилка, 4 – циклон, 5 – система пылеочистки, 6 – вентилятор, 7 – затвор, 8 – калорифер, 9 – расширитель*

Для удаления из мелкозернистых сыпучих материалов ( $d_s < 6 \div 8$  мм) механически связанной влаги в широко используется сушка в режиме пневмотранспорта (~ 7% сушильных установок), которую чаще всего реализуют в трубах-сушилках диаметром до 1 м и длиной до 25 м. Скорость теплоносителя в трубах-сушилках весьма велика (10-40 м/с), поэтому время сушки не превышает нескольких секунд, материал не перегревается, не спекается, не прилипает к стенкам трубы.

На рисунке 5.8 представлена схема установки для сушки минеральных солей в режиме пневмотранспорта. Материал подается в трубу-



сушилку из бункера шнековым питателем, а горячий воздух – из калорифера. Частицы материала подхватываются теплоносителем, интенсивно сушатся и транспортируются в циклон. Из циклона высушенный материал удаляется шнеком, а воздух, пройдя систему тонкой пылеочистки, выбрасывается в атмосферу вентилятором. Расширитель на трубе служит для интенсификации сушки путем создания нестационарных условий движения смеси газа с материалом.

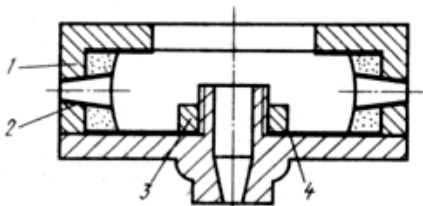


**Рисунок 5.9** Распылительная сушилка  
 1 – сушильная камера; 2 – распыляющее устройство; 3,5 – газоходы для подвода и отвода сушильного агента; 4 – затвор.

Примерно 10% общего числа конвективных сушилок в химической промышленности составляют **распылительные сушилки**. Они предназначены для сушки растворов и суспензий с получением готового продукта в виде порошков или гранул. Тонкое распыление высушиваемого материала создает весьма значительную поверхность испарения, что обеспечивает кратковременность процесса сушки ( $15 \div 20$  с), и, как следствие, мягкие условия его проведения: несмотря на прямоточный контакт с высокотемпературным сушильным агентом, температура поверхности материала обычно невысока. Поэтому распылительные сушилки применяют для сушки термочувствительных продуктов биологического и органического синтеза с большой начальной влажностью.

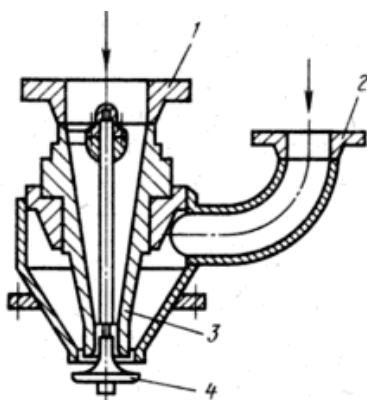
Одна из наиболее распространенных конструкций распылительных сушилок (рисунок 5.9) представляет собой цилиндрическую камеру с коническим дном, в верхней части которой установлено устройство для распыления высу-

шиваемого материала. Горячий сушильный агент подается к факелу распыла раствора или суспензии, а обработанный – удаляется из нижней части сушильной камеры в систему пылеочистки и далее в атмосферу. Готовый продукт выгружается через затвор в отводном штуцере на днище.



**Рисунок 5.10 Распыливающий диск**

1 – корпус, 2 – сопло, 3 – гайка, 4 – защитная пластина.



**Рисунок 5.11 Пневматическая форсунка**

1, 2 – патрубки для ввода сжатого воздуха и распыливаемого материала; 3 – корпус, 4 – тарелка.

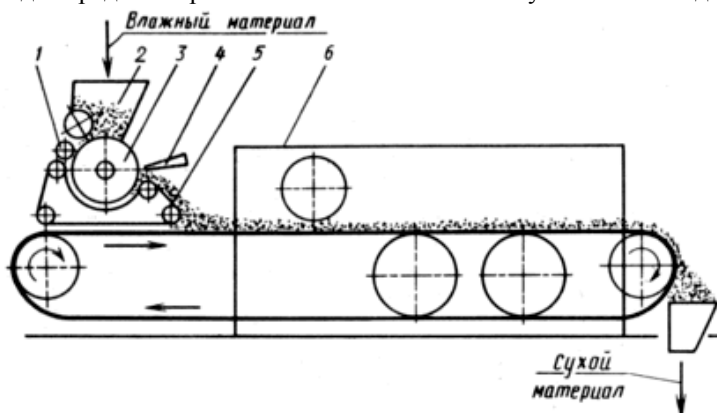
воздух или другие газы предназначены только для удаления испаряющейся влаги из рабочего объема аппарата. Кондуктивная сушка может осуществляться при атмосферном давлении или при вакууме (легко окисляющиеся, термолабильные, пожаро- и взрывоопасные материалы).

**Вальцеленточные сушилки** (рисунок 5.12), предназначенные для сушки паст, занимают промежуточное положение между кондуктивными и конвективными. Кондуктивная часть сушилки – это валец, предназначенный для предварительного формования и подсушки материала. Поверхность вальца покрыта кольцевыми канавками трапециевидного профиля. Поступающая из бункера паста впрессовывается в эти канавки пресс-валком. Валец и пресс-валок обогреваются изнутри водяным

Распыливающее устройство представляет собой либо диск на вертикальном валу, получающий интенсивное вращательное движение (до 40000 об/мин) от электропривода с мультипликатором, либо форсунку. Для распыливания суспензий с эрозионной твердой фазой применяют диск, показанный на рисунке 5.10. Он состоит из стального корпуса, сменных сопел, расположенных на 10-20 мм выше защитной сменной пластины, которая прижимается к основанию диска гайкой. Такая конструкция создает на поверхности диска дополнительный защитный слой твердых частиц, по которому свежая суспензия перемещается к соплам. На рисунке 5.11 изображена пневматическая форсунка, способная распыливать жидкость любой вязкости при широком диапазоне дисперсности содержащейся в ней твердой фазы. В центральный штуцер подается сжатый воздух или водяной пар давлением 0,5÷0,6 МПа, а в боковой – высушиваемый раствор или суспензия. На выходе материал подхватывается потоком воздуха или пара, истекающего из кольцевой щели между корпусом и тарелкой.

В кондуктивных сушилках все тепло передается высушиваемому материалу теплопроводностью от нагретой поверхности, а

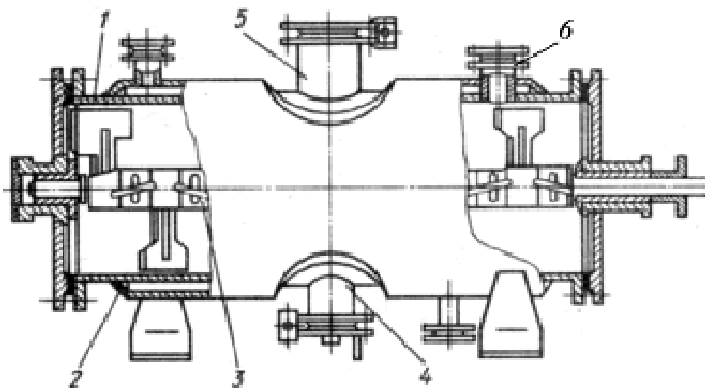
паром. Паста, подсушенная в канавках валка, снимается специальными гребенками, транспортером подается на ленточный конвейер и, проходя сушильную камеру, досушивается уже в режиме конвективной сушишки. В качестве несущего полотна конвейера обычно используют плетеную металлическую сетку. Сушильный агент (топочные газы или нагретый воздух) циркулирует в камере, продувая материал сверху вниз и проходя перед повторным использованием систему очистки и подогрева.



**Рисунок 5.12** Схема вальцеленточной сушилки

1 – пресс-валок, 2 – загрузочный бункер, 3 – сушильный валец,  
4 – ножи-гребенки, 5 – транспортер, 6 – ленточная сушилка

Среди разнообразных конструкций кондуктивных сушилок отметим **роторные вакуумные сушилки**, см. рисунок 5.13. В отличие от всех рассмотренных это сушилки периодического действия, широко применяемые в производствах органического синтеза.

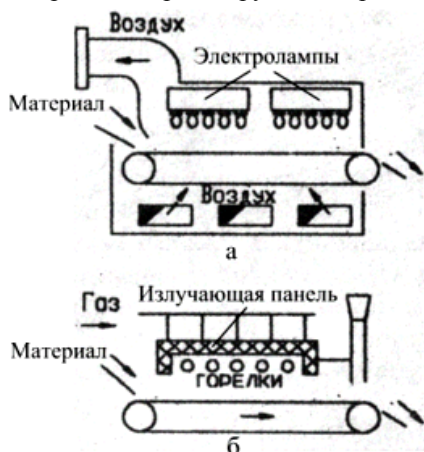


**Рисунок 5.13** Роторная вакуумная сушилка

1 – сушильный барабан; 2 – рубашка; 3 – ротор;  
4,5 – разгрузочный и загрузочный люки, 6 – отвод паров влаги

Сушильная камера роторной вакуумной сушилки – это горизонтальный цилиндрический барабан с рубашкой, внутри которого установлен реверсивный ротор. Барабан заполняется влажным материалом не более чем наполовину. Его обогрев осуществляется водяным паром, жидкими или парообразными ВОТ. Пары влаги удаляются вакуум-насосом.

Направление вращения ротора через каждые 5÷8 мин. автоматически меняется на противоположное. Гребки ротора изогнуты на левой половине барабана влево, а на правой – вправо, так что при вращении ротора в одну сторону высушиваемый материал перемещается к концам барабана, а при изменении направления вращения – к его середине. При выгрузке материала ротор вращается так, чтобы материал перемещался к середине барабана, где находится разгрузочный люк.



**Рисунок. 5.14** Схема терморрадиационной сушилки

*а – с электролампами, б – с излучающей панелью*

В *терморрадиационных сушилках* в качестве инфракрасных излучателей используются либо электролампы, либо нагреваемые газом или электричеством панели, см. рисунок 5.14. В современных сушилках с газовым обогревом, применяемых для высушивания тонких слоев защитных покрытий (лаков, эмалей), эффективно используются излучающие насадки с беспламенным горением.

Мощность теплового потока при инфракрасном излучении в 30 – 70 раз больше, чем при конвективной сушке.

### 5.3 Технологический расчет сушилок

Рассмотрим методику технологического расчета наиболее распространенных конвективных сушилок непрерывного действия (барабанной и кипящего слоя), а также кондуктивной сушилки самой простой конструкции – валковой.

**Расчет барабанных сушилок.** В качестве сушильного агента в них, как правило, используются топочные газы с начальной температурой 500-700 °С. Расчет кинетики сушки осложняет неопределенность величины поверхности материала, обтекаемого сушильным агентом (~ 10% материала падает с верхнего уровня его подъема насадкой, а основная часть материала представляет собой плотный слой, обдуваемый сушильным агентом вдоль наружной поверхности).

Необходимый расход тепла в сушилке определяется как сумма расхода тепла на испарение влаги из материала  $Q_{\text{исп}} = W \cdot r_0$

и на нагрев влажного материала  $Q_{\text{нагр}} = G_{\text{н}} \cdot (c_{\text{м}} + c_{\text{в}} \cdot u_{\text{н}}) \cdot (t_{\text{м}} - \theta_{\text{н}}) + G_{\text{к}} \cdot (c_{\text{м}} + c_{\text{в}} \cdot u_{\text{к}}) \cdot (\theta_{\text{к}} - t_{\text{м}})$

с учетом потерь тепла в окружающую среду:

$$Q = (1 + \eta) \cdot (Q_{\text{исп}} + Q_{\text{нагр}}). \quad (5.6)$$

Здесь  $\theta_{\text{н}}$ ,  $\theta_{\text{к}}$  – температуры материала на входе и выходе из сушилки;

$r_0$  – удельная теплота парообразования при средней температуре материала

$\theta_{\text{ср}} = (\theta_{\text{н}} + \theta_{\text{к}})/2$ ;

$W = G_{\text{к}} \cdot \frac{u_{\text{н}} - u_{\text{к}}}{1 - u_{\text{н}}}$  – расход влаги, удаляемой из материала;

$G_{\text{н}}$ ,  $G_{\text{к}}$  – производительность сушилки по влажному и высушенному материалу (кг/с), причем  $G_{\text{н}} = G_{\text{к}} + W$ ;

$u_{\text{н}}$ ,  $u_{\text{к}}$  – влажность материала до и после сушки (кг влаги/кг общей массы);

$t_{\text{м}}$  – температура мокрого термометра для сушильного агента (вначале принимается, затем уточняется),

$c_{\text{м}}$ ,  $c_{\text{в}}$  – удельные теплоемкости сухого материала и влаги (Дж/кг/К);

$\eta$  – доля потерь тепла от его общих затрат (~ 10%).

Необходимый расход сушильного агента (топочных газов)

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1},$$

причем их начальное влагосодержание ( $x_1$ ) принимается равным влагосодержанию атмосферного воздуха ( $x_0$ ), а конечное ( $x_2$ ) определяется по  $I$ - $x$  диаграмме Рамзина, см. приложение Г, с использованием значений энтальпии газов  $I_1$  при начальной температуре  $t_1$  и удельных потерь тепла в сушилке

$$\Delta = [Q_{\text{нагр}} + \eta \cdot (Q_{\text{исп}} + Q_{\text{нагр}})]/W \implies I_1 - I_2 = \Delta \cdot (x_2 - x_1),$$

где  $I_2$  – энтальпия топочных газов при конечной температуре  $t_2$  (обычно равной  $\theta_{\text{к}}$ ).

Замечание. Температура мокрого термометра  $t_{\text{м}}$  топочных газов и их влагосодержание в непосредственной близости от поверхности материала  $x_{\text{нас}}$  определяются на  $I$ - $x$  диаграмме Рамзина по точке пересечения линий  $I_2 = \text{const}$  и  $\phi = 1$  (линия насыщения атмосферного воздуха). Если полученное значение  $t_{\text{м}}$  отличается от первоначально принятого более чем на 10%, необходимо вернуться к определению значения  $Q_{\text{нагр}}$ .

Необходимый рабочий объем барабана  $V_{\text{раб}} = W/A_v$

определяется по значению удельной объемной влагонапряженности  $A_v$  (кг влаги/м<sup>3</sup>/с), которое принимается по данным экспериментов, например при температуре  $t_1 = 500$  °С и  $u_{\text{н}} \leq 10\%$   $A_v \sim 0.008$  кг/м<sup>3</sup>/с.

По значению  $V_{\text{раб}}$  в каталоге выбирается стандартный барабан ближайшего объема с размерами  $D_6 \times L_6$ , см. приложение Г, а затем производится уточненный расчет объема барабана ( $V$ ) и удельной объемной влагонапряженности.

Необходимая продолжительность сушки материала определяется по эмпирической формуле

$$\tau = 2 \cdot \rho_{\text{н}} \cdot \beta_{\text{м}} \cdot (u_{\text{н}} - u_{\text{к}}) / A_v \cdot [2 - (u_{\text{н}} - u_{\text{к}})],$$

где  $\rho_{\text{н}}$  – насыпная плотность материала,

$\beta_M$  – коэффициент заполнения барабана материалом (0.15-0.3),  
а среднее время пребывания материала в барабане – по формуле

$$\tau_{\text{преб}} = 2 \cdot \rho_H \cdot V \cdot \beta_M / (G_H + G_K + G_Y),$$

где  $G_Y = G_K \cdot \delta_Y$  – унос мелких фракций материала;

$\delta_Y \sim 0.03-0.08$  – доля уноса сухого материала.

**Замечание:** при правильном выборе значений  $V$  и  $A_v$  должно выполняться условие:  $\tau_{\text{преб}} \geq \tau$ .

Необходимая частота вращения барабана определяется по формуле

$$n = k_H \cdot L_6 / D_6 / \tau_{\text{преб}} / \text{tg}(\alpha),$$

где  $k_H$  – коэффициент, определяемый видом насадки (для лопастных и секторных  $k_H \sim 0.7$ ),

$\alpha$  – угол наклона барабана к горизонтали (3-6°),

При расчете барабанных сушилок часто требуется определить эквивалентный диаметр частиц материала, которые могут быть унесены потоком сушильного агента:

$$d_y = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu_r^2}{g \cdot (\rho_{\text{ч}} - \rho_r) \cdot \rho_r}},$$

где  $\rho_{\text{ч}}$  – плотность частиц материала;

$\rho_r, \mu_r$  – плотность и динамическая вязкость топочных газов при их средней температуре;

$Ar$  – критерий Архимеда, значение которого определяется по графику зависимости  $Ly = f(Ar)$ ;

$Ly = w^3 \cdot \rho_r^2 / g / \mu_r / (\rho_{\text{ч}} - \rho_r)$  – критерий Лященко, определяемый по значению скорости топочных газов в свободном сечении барабана

$$w = V_r / [0.25 \cdot \pi \cdot D_6^2 \cdot (1 - \beta_M - \beta_H)];$$

$\beta_H$  – коэффициент заполнения барабана насадкой ( $\sim 0.04-0.08$ );

$V_r = L \cdot [1 + (x_0 + x_2) / 2] / \rho_r$  – средний объемный расход топочных газов.

**Расчет сушилок кипящего слоя.** В качестве сушильного агента в них обычно используется подогретый воздух с начальной температурой 100-150 °С. Расчет кинетики сушки требует предварительного определения значений критического  $U_{\text{кр}}$  и равновесного  $U_p$  влагосодержания материала. В ходе расчета требуется определять скорость витания самых мелких частиц материала  $w_{\text{вит}}$  и проверять выполнение условия  $w_{\text{вит}} < w$ .

Необходимый расход тепла в сушилке ( $Q$ ) и расход сушильного агента ( $L$ ) определяются так же, как и для барабанной сушилки.

Продолжительность процесса сушки определяется по формуле

$$\tau = \frac{U_H - U_{\text{кр}}}{N} + \frac{U_{\text{кр}} - U_p}{N} \cdot \ln \frac{U_{\text{кр}} - U_p}{U_{\text{к}} - U_p},$$

где  $N = \beta \cdot \Delta x_{\text{ср}} \cdot f$  – скорость сушки,

$\Delta x_{\text{ср}}$  – средняя движущая сила процесса,

$f = 6 \cdot \pi \cdot d^2 / (\pi \cdot d^3 \cdot \rho_M)$  – удельная поверхность частиц сухого материала,

$d$  – средний диаметр частиц,

$\rho_M$  – плотность материала,

$\beta$  – коэффициент массоотдачи, определяемый из критериального уравнения (5.3).

Скорость сушильного агента в кипящем слое, необходимая для вычисления критерия Рейнольдса, рассчитывается по значению критерия Лященко, которое определяется по графику зависимости  $Ly = f(Ar)$ , где

$$Ar = g \cdot d^3 \cdot \rho_r \cdot (\rho_m - \rho_r) / \mu_r^2 -$$

критерий Архимеда;  $\rho_r$ ,  $\mu_r$  – плотность и динамическая вязкость сушильного агента.

Длительность сушки  $\tau$  не должна быть больше (и намного меньше) среднего времени пребывания частиц материала в слое

$$\tau_{\text{преб}} = h_{\text{сл}} \cdot S_{\text{реш}} \cdot \rho_m \cdot (1 - \varepsilon) / G_{\text{к}},$$

где  $\varepsilon \sim 0.75$  – порозность слоя псевдооживленного материала,

$h_{\text{сл}} = (80-100) \cdot d_0$  – высота псевдооживленного слоя,

$d_0$  – диаметр отверстий газораспределительной решетки (1.5, 2.5, 3, 5 мм),

$S_{\text{реш}} = L / (\rho_r \cdot w)$  – необходимая площадь решетки.

Необходимые размеры газораспределительной решетки (ширина  $B$  и длина  $H$ ) определяются ее площадью и заданным значением отношения  $H/B$ :

$$B = \sqrt{\frac{S_{\text{реш}}}{H/B}},$$

а необходимые размеры сепарационной зоны сушилки – по соотношению

$$B_{\text{сеп}} = \sqrt{\frac{1.1 \cdot S_{\text{реш}} \cdot w}{H/B \cdot w_{\text{вит}}}},$$

где скорость витания частиц материала минимального размера

$$w_{\text{вит}} = Re_{\text{вит}} \cdot \mu_r / (d_{\text{мин}} \cdot \rho_r),$$

причем критерий Рейнольдса для скорости витания определяется по значению критерия Архимеда, вычисленного при  $d = d_{\text{мин}}$ .

**Расчет валковых сушилок.** Рабочим элементом этой сушилки является полый гладкий валок, обогреваемый изнутри насыщенным водяным паром, нижняя часть которого погружена в корыто с суспензией высушиваемого материала. При вращении валка материал тонкой пленкой налипают на горячую поверхность обечайки, высыхает за один оборот и срезается ножом. Частота вращения валка регулируется в зависимости от необходимого времени сушки. Его геометрические размеры (внутренний диаметр  $D$  и длина обечайки  $L$ ) определяются заданной производительностью сушилки.

Уравнение теплового баланса контактной сушки:

$$Q_{\text{п}} = Q_{\text{вл}} + Q_{\text{м}} + Q_{\text{пот}},$$

где  $Q_{\text{п}} = G_{\text{п}} \cdot r_{\text{п}}$  – теплота конденсации греющего пара,

$G_{\text{п}}$  – его расход,

$r_{\text{п}}$  – удельная теплота парообразования при температуре конденсации  $t_{\text{п}}$ ;

$Q_{\text{вл}} = W \cdot r_o$  – расход тепла на испарение влаги из материала,

$W$  – расход удаляемой влаги,

$r_o$  – удельная теплота парообразования при температуре окружающего воздуха;

$Q_M = G_n \cdot [c_m \cdot (1 - u_n) + c_v \cdot u_n] \cdot [0.5 \cdot (t_{ст2} + t_{пов}) - t_o]$  – расход тепла на нагрев материала,

$G_n$  – массовый расход влажного материала,

$c_m, u_n$  – его удельная теплоемкость и начальная влажность,

$c_v$  – удельная теплоемкость воды,

$t_{ст2}, t_{пов}, t_o$  – температура наружной стенки валка, поверхности материала и окружающей воздуха;

$Q_{пот}$  – потери тепла в сушилке.

Необходимая площадь поверхности валка

$$F = Q_n / [K \cdot (t_n - t_{пов}) \cdot \varphi] = \pi \cdot (D + 2 \cdot \delta_c)^2 \cdot (L/D), \quad (5.7)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи,

$\varphi \sim 0.75$  – степень активности контакта материала с поверхностью валка,

$\delta_c$  – толщина стенки валка

Коэффициент теплоотдачи к высушиваемому материалу  $\alpha_m$  определяется из уравнения равенства тепловых потоков

$$M \cdot r_o = \alpha_m \cdot (t_{пов} - t_o),$$

где  $M = 0.0015 \cdot v_m^{0.8} \cdot (p_n - p_o)$  – удельная убыль влаги из материала,

$v_m$  – скорость движения материала (окружная),

$p_n$  – давление насыщенных паров влаги,

$p_o$  – парциальное давление паров влаги в окружающем воздухе.

Замечание. Для определения значения  $K$  необходимо найти значения температур внутренней  $t_{ст1}$ , наружной  $t_{ст2}$  поверхности валка и поверхности материала  $t_{пов}$ . Поскольку определяемым параметром является также и значение  $D$ , следует составить и решить систему уравнений равенства тепловых потоков: отдаваемого конденсирующимся паром, проходящего через стенку валка и через слой материала, дополненную уравнением (5.7).

По рассчитанной поверхности валка и заданному отношению его длины к диаметру определяются значения  $D$  и  $L$ .



## 6 ГРАНУЛЯТОРЫ

Гранулированные сыпучие материалы находят широкое применение в фармацевтической, металлургической, пищевой, химической промышленности (около 80% минеральных удобрений выпускаются в гранулах). Преимущества гранулированных продуктов: хорошая сыпучесть, высокая насыпная плотность, прочность, однородность, малое пылеобразование и потери при транспортировке.

Способы гранулирования:

- 1) диспергирование жидкости в свободный объем нейтральной среды (образование и затвердевание капель жидкости в воздухе, масле);
- 2) диспергирование жидкости на поверхность частиц во взвешенном слое (нанесение тонких пленок на поверхность частиц);
- 3) окатывание (формирование гранул агломерацией или наслаиванием на мелкие частицы);
- 4) прессование сухих порошков в брикеты или плиты и их дробление на гранулы;
- 5) чешуирование (охлаждение и кристаллизация жидкости на инородной поверхности);
- 6) формование или экструзия (продавливание пасты через отверстия).

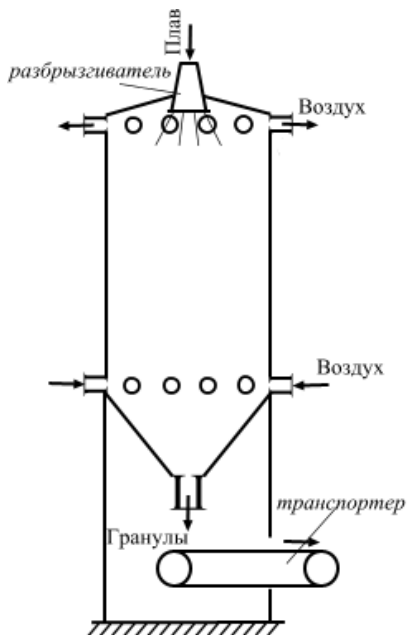
Выбор аппаратуры для проведения процессов гранулирования определяется механизмом гранулообразования. Конструктивно грануляторы различаются по месту и способу подвода сырья, по форме и характеру движения корпуса (стационарный, вращающийся, вибрирующий), по способу перемешивания материала (механическое, пневматическое, вибрационное). Отдельные узлы грануляторов конструируются с учетом необходимости реализации сопутствующих процессов (аммонизация, сушка, охлаждение).

### 6.1 Аппараты для реализации процессов гранулирования из расплавов и суспензий

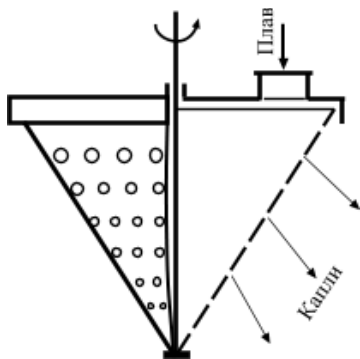
Основным аппаратом, реализующим процесс гранулирования из расплавов путем разбрызгивания жидкости в инертную газовую среду является *грануляционная башня*, см. рисунок 6.1. Подобные башни применяются в производствах аммиачной селитры и карбамида, высота их железобетонного или металлического корпуса достигает 40 м, диаметр 12–16 м. Сверху размещены разбрызгиватели плава и воздухоотводные устройства, а внизу – щели для забора воздуха и устройство для выгрузки гранул.

Капли плава охлаждаются встречным потоком воздуха и затвердевают. Затвердевшие гранулы, достигая низа башни, скатываются по ее конической части на транспортер. Для уменьшения налипания незатвердевшего материала на стенки и конусы башни их футеруют полимерными пленками или листами фторопласта. Применяют также вибрационные устройства.

Качество продукта, т.е. размер и форма гранул, сильно зависит от конструкции разбрызгивателя. Она определяет также допустимую плотность орошения (расход



**Рисунок 6.1.** Схема грануляционной башни



**Рисунок 6.2.** Схема конического разбрызгивателя

продукта на единицу площади сечения башни), необходимую скорость воздуха и высоту разбрызгивания. По способу диспергирования плав разбрызгиватели подразделяются на центробежные, статические и вибрационные.

*Центробежный разбрызгиватель* (рисунок 6.2) представляет собой конический тонкостенный перфорированный стакан, подвешенный вершиной вниз на вертикальном валу, соединенном с электродвигателем. Наиболее распространены разбрызгиватели с диаметром основания 300–350 мм и высотой 370–400 мм. Боковая поверхность конуса разбита на несколько поясов, диаметры отверстий в направлении от верхнего пояса к нижнему уменьшаются от

2.5 до 1 мм. Плав поступает открытой струей через широкую горловину в крышке и истекает через отверстия вращающегося конуса. С увеличением частоты вращения конуса увеличивается зона орошения и уменьшается размер капель. Преимущества конического разбрызгивателя: простота конструкции и длительный срок службы без чистки. Недостатки: 1) широкий спектр размеров гранул из-за существенного разброса скоростей вращения плав вблизи образующей конуса и различных условий дробления истекающих струй); 2) неравномерное орошение сечения башни (до 30% ее сечения не орошается, максимальная плотность орошения превышает среднюю вдвое), т.к. плав из верхнего ряда отверстий истекает

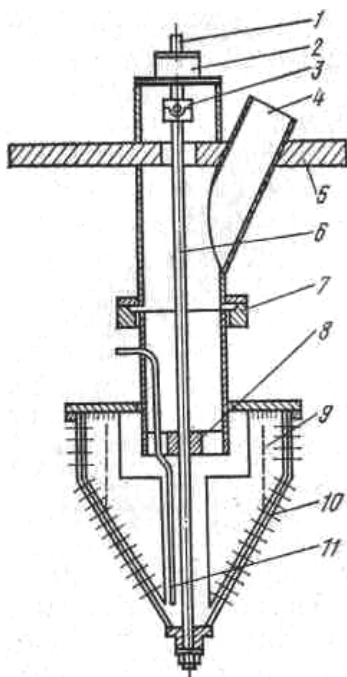
не под действием центробежной силы, а под действием гидростатического давления и с гораздо меньшей скоростью, чем из нижнего ряда; 3) сегрегация размеров гра-

нул по сечению башни из-за различного напора плава у отверстий разных уровней и высоких скоростей вылета струй по касательной к поверхности вращающегося

конуса, что приводит к неравномерности их подсушивания и, как следствие, к снижению производительности.

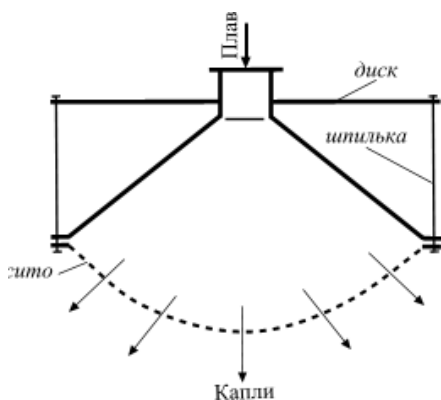
Для повышения производительности и улучшения распределения нагрузки по сечению башни предложен *секционный разбрызгиватель* с вращающимися радиальными перегородками (рисунок 6.3). Перегородки приводят плава во вращение с угловой скоростью, соответствующей скорости вращения перфорированной оболочки, поэтому центробежный напор возрастает, и скорость истечения струи в верхней части разбрызгивателя увеличивается. Такая конструкция позволяет в 1.5–2 раза увеличить производительность центробежного разбрызгивателя, более равномерно распределить плава и уменьшить слабоорошаемую поверхность поперечного сечения башни до 5–7%. Для башен диаметром 16 м рекомендуются разбрызгиватели диаметром 200–300 мм, высотой 350 мм и отверстиями диаметром 1.25–1.35 мм. Производительность такого аппарата достигает 60 т/ч, что соответствует средней плотности орошения около 300 кг/(м<sup>2</sup>·ч).

Более равномерный гранулометрический состав по сравнению с центробежными разбрызгивателями дают *статические разбрызгиватели* леечного типа, см. рисунок 6.4. Для таких разбрызгивателей рекомендуются выпуклые днища диаметром 0.4–0.5 м. При статическом напоре плава 1.1 м скорость истечения достигает 5 м/с, а диаметр орошаемой площади составляет 3–3.5 м. Для обслуживания одной грануляционной башни в ее верхней части устанавливают 5–6 леечных разбрызгивателей. Такая компоновка



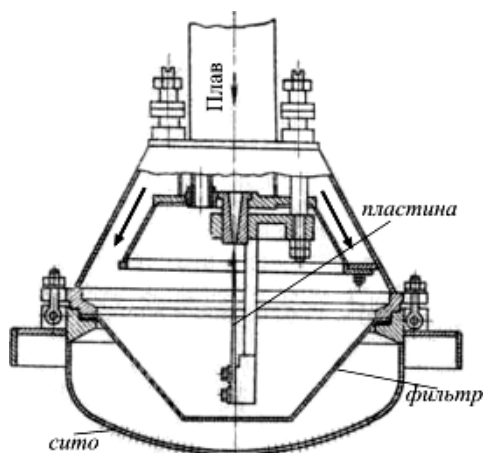
**Рисунок 6.3. Секционный разбрызгиватель**

- 1 – приводной вал, 2 – подшипник, 3 – муфта,  
4 – питающий патрубок, 5 – крышка башни,  
6 – вал подвески, 7 – опора, 8 – втулка,  
9 – радиальная перегородка,  
10 – перфорированная оболочка, 11 – пьезометр.



**Рисунок 6.4. Леечный разбрызгиватель**

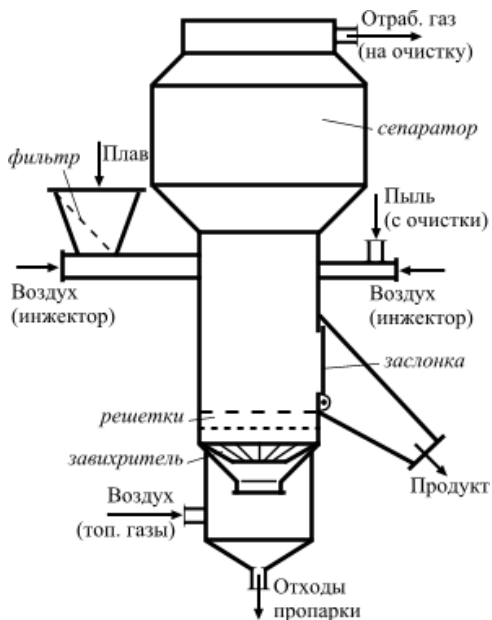
позволяет улучшить равномерность орошения и довести его плотность до 500–600 кг/(м<sup>2</sup>·ч), а также дает возможность ремонтировать и очищать последовательно по одному разбрызгивателю без остановки башни.



**Рисунок 6.5. Виброакустический разбрызгиватель**

Равномерность дробления струи увеличивается при наложении вибраций на жидкость или воздушную среду, в которой происходит дробление струй. На рисунке 6.5 приведена конструкция *акустического разбрызгивателя*. В его корпусе установлена специальная пластина, которая при взаимодействии с поступающим плавом генерирует акустические колебания, воздействующие на плав и способствующие дроблению истекающих струй. Ситчатый фильтр, установленный в разбрызгивателе, позволяет увеличить продолжительность безостановочной работы.

Колебания можно накладывать не только на саму жидкость, но и передавать их через корпус разбрызгивателя. В одной из таких конструкций леечные разбрызгиватели размещены в нижней части трубного распределителя, на который накладывают вибрации с частотой 300–1400 Гц. Скорость истечения плава через отверстия с острыми кромками достигает 6 м/с.



**Рисунок 6.6. Схема гранулятора с псевдооживленным слоем**

Для реализации процессов гранулирования из расплавов и суспензий в промышленности применяются также аппараты с псевдооживленным слоем. Одна из конструкций *гранулятора с псевдооживленным слоем* представлена на рисунке 6.6.

Плав или суспензия подаются в аппарат через предварительный фильтр (сетку) в потоке воздуха из инжектора. Также с помощью инжектора возвращается в аппарат пыль из системы очистки отработавшего газа, которая играет

роль ретура (зародышей для образования гранул).

Газ (подогретый воздух или топочные газы) подается под нижнюю решетку через завихритель, который обеспечивает одинаковую скорость газа по всему сечению аппарата.

Диаметр отверстий нижней газораспределительной решетки  $\sim 2.5$  мм, верхней  $\sim 10$  мм. Использование двух решеток снижает вероятность провала обрабатываемой массы.

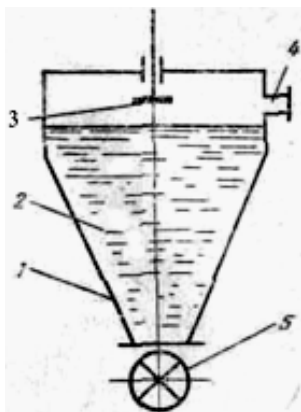
Гранулы образуются путем наслоения и агломерации в рабочей зоне аппарата над верхней решеткой. Агломерация витающих частиц происходит и в сепараторе. Продукт периодически выгружается через люк с заслонкой. Очистка аппарата производится пропаркой и продувкой воздухом сверху.

Аппараты с псевдооживленным слоем иногда размещают в нижней части грануляционных башен (например, в производствах азотных удобрений). Полузатвердевшие гранулы попадают на поверхность псевдооживленного слоя, в котором охлаждаются до требуемой температуры и выгружаются из аппарата. Для интенсификации процесса сушки снижают высоту падения гранул ( $\sim$  в 1.5 раза) и увеличивают ( $\sim$  в 5 раз) скорость воздуха, который используется и для создания псевдооживленного слоя, и для омыwania падающих гранул. Такие конструкции позволяют равномерно распределять воздух по сечению башни, в 5-8 раз повысить плотность орошения (и соответственно повысить производительность), а также устранить налипание продукта на стенки башни

Одним из серьезных недостатков грануляционных башен и грануляторов с псевдооживленным слоем является образование и унос пыли. В башнях основная часть пыли находится вблизи разбрызгивателя. Источниками ее образования являются мелкие капли, образующиеся при дроблении жидкости, а также при соударении струй. В псевдооживленном слое пыль образуется в результате истирания со-

прикасающихся гранул. В промышленных грануляционных башнях скорость воздушного потока варьируется в пределах 0.3–0.4 м/с, унос пыли обычно составляет 1–2 кг/т и она, как правило, не улавливается. В аппаратах с псевдооживленным слоем скорость воздуха возрастает до 1.5–5.0 м/с и при том же фракционном составе получаемых гранул унос пыли возрастает на порядок, поэтому такие аппараты обычно снабжаются установками для улавливания пыли и возвращения ее в аппарат в качестве ретура.

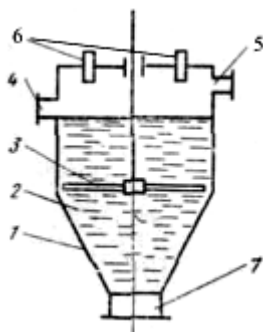
Унос пыли полностью устранен в *грануляторах с инертной жидкостью*. Кроме того, эти аппараты характеризуются улучшенным теплообменом, поэтому они более компактны и производительны, по



**Рисунок 6.7. Масляный гранулятор**

1 – корпус, 2 – масло,  
3 – разбрызгиватель,

4 – штуцер заливки масла, 5 – затвор



**Рисунок 6.8. Гранулятор с мешалкой**

1 – корпус; 2 – масло;  
3 – мешалка; 4,5,6 – штуцеры  
слива и подпитки масла, подачи  
массы; 7 – шлюз.

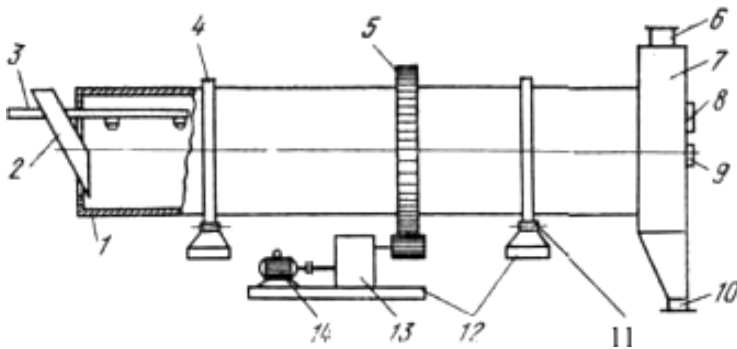
распределительную решетку.

На рисунке 6.8 показана схема *гранулятора с движущейся инертной жидкостью*. Жидкость приводится в движение мешалкой. Гранулируемая масса в виде тонких струй поступает в аппарат, где она под воздействием потока инертной жидкости турбулизуется и дробится на капли, которые по спиральным траекториям опускаются на дно сосуда, откуда выгружаются через шлюзовое устройство. Аппарат снабжен патрубками для подпитки и слива инертной жидкости. Чем меньше скорость вращения мешалки и чем дальше она расположена от уровня жидкости, тем крупнее гранулы продукта. Аппарат пригоден для гранулирования из вязких, загрязненных, плохо диспергируемых жидкостей.

## 6.2 Аппараты для гранулирования методом окатывания

Грануляторы, в которых происходит окатывание материала, по типу движения поверхности делятся на ротационные, ленточные и вибрационные. К ротационным грануляторам относятся барабанные, тарельчатые (дисковые), центробежные, лопастные.

*Барабанный гранулятор* (рисунок 6.9) представляет собой наклоненный под углом 1–3° в сторону выгрузки цилиндр с закрепленными на нем бандажами и зубчатым венцом, через который передается крутящий момент от электродвигателя. С торцов барабан снабжен загрузочной и разгрузочной камерами, герметизирующими рабочий объем гранулятора. Через загрузочную точку вводится исходная масса – паста или сухой порошок. В последнем случае в верхней части барабана над слоем материала устанавливаются распределители для подачи связующей жидкости: механические разбрызгиватели и пневматические форсунки, работу которых регулируют изменением давления распыливающего агента. Расход жидкости и давление распыливающего агента подбирают так, чтобы исключить размывание слоя гранулируемого материала.

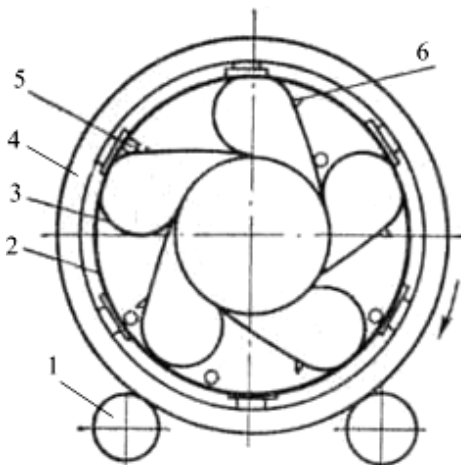


**Рисунок 6.9. Барабанный гранулятор**

1 – обечайка, 2 – загрузочный лоток, 3 – распределитель связующей жидкости, 4 – бандаж, 5 – зубчатый венец, 6 – отвод паров, 7 – разгрузочная камера, 8 – подсветка, 9 – смотровое окно, 10 – штуцер разгрузки, 11 – опорный ролик, 12 – фундамент, 13 – редуктор, 14 – электродвигатель.

Масса, выгружаемая из барабана, подается на двухситовой вибрационный грохот, где из нее выделяется товарная фракция (для минеральных удобрений  $d_n = 1.5-4.5$  мм). Более крупные гранулы подаются на измельчение и вновь классифицируются, а более мелкие частицы возвращаются в гранулятор ("рецикл"), причем перед подачей в барабан рецикл обычно увлажняется.

Для создания нормальных условий подъема материала на заданную высоту и окатывания гранул при небольшом коэффициенте заполнения барабана достаточно

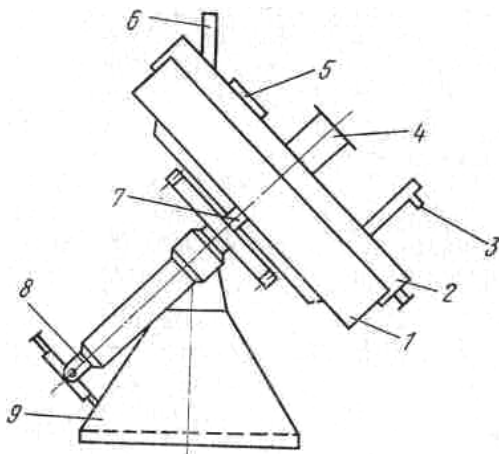


**Рисунок 6.10. Секционированный барабан**

1 – опорный ролик, 2 – обечайка, 3 – лист, 4 – бандаж, 5 – шар, 6 – упор.

трения о его гладкие стенки. Для увеличения коэффициента заполнения иногда к стенкам барабана приваривают продольные листы, изогнутые в форме капли (рисунок 6.10), которые образуют несколько рабочих секций. В межсекционных полостях равномерно по длине барабана устанавливаются секторные перегородки. Для устранения налипания продукта на внутренние стенки секций в полости между листами помещены металлические шары, которые удерживаются от падения упорами. При определенном положении барабана шары освобождаются от упоров и ударяются о стенки, сбивая налипший материал.

Тарельчатые (чашевые, дисковые) грануляторы применяются для получения гранул, по составу близких к монодисперсным. Основным элементом их конструкций является диск, вращающийся вокруг оси, угол наклона которой к вертикали регулируется (рисунок 6.11).



**Рисунок 6.11. Тарельчатый гранулятор**

1 – тарелка, 2 – отвод продукта, 3 – подвод связующей жидкости, 4 – отвод паров, 5 – смотровое окно, 6 – подвод порошка, 7 – вал, 8 – шарнир, 9 – опора.

По сути дела, тарельчатый гранулятор – это барабан большого (1–5 м) диаметра и малой (0.2–0.8 м) длины, ось которого наклонена под большим (45–75°) углом к горизонтали. Рабочая поверхность такого аппарата, в отличие от барабанного гранулятора, – не боковая поверхность цилиндра, а торцовая, т.е. дно тарелки.

Аппарат заключен в герметичный кожух, имеющий патрубки для отвода продукта и паров, подвода порошка и связующей жидкости. Жидкость подается под слой порошка или распыливается форсунками. Для наблюдения за процессом служит смотровое окно.

По форме днища грануляторы делятся на плоские, конические, сферические, эллиптические.

Применение неплоских днищ позволяет избежать мертвого пространства в месте стыка с бортом и увеличить путь скатывания, т.е. производительность аппарата.

Максимальная эффективность работы тарельчатого гранулятора достигается при определенной высоте слоя, поэтому, оставляя этот показатель неизменным, стремятся увеличить площадь скатывания путем установки на тарелке нескольких кольцевых перегородок равной высоты. Порошок подается в центр тарелки вместе со связующей жидкостью и окатывается там, постепенно пересыпаясь в смежные кольцевые пространства, где окатывание происходит до достижения гранулами требуемого размера при узком фракционном составе. Можно дополнительно подавать связующую жидкость разного состава в кольцевые пространства и получать многослойные гранулы.

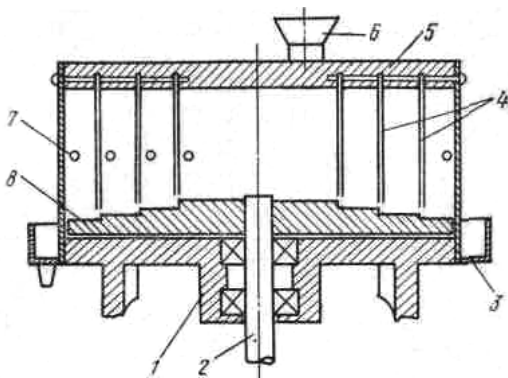
Выгрузка продукта производится с участка максимальной глубины слоя. Мелкие частицы поднимаются при вращении тарелки в область малой глубины и смешиваются с поступающим порошком. Таким образом, тарельчатый гранулятор реализует и классификацию гранул, что увеличивает выход товарной продукции до 90%.

Достоинства тарельчатого гранулятора: компактность, экономичность, возможность получения гранул заданного размера и управления процессом путем изменения частоты вращения тарелки, угла ее наклона и мест подачи сырья. Недостаток: небольшое (в сравнении с барабанным гранулятором) время пребывания мате-



риала в аппарате, что затрудняет его использование для реализации сопутствующих процессов (химические реакции).

В *центробежных грануляторах*, конструктивно сходных с тарельчатыми, дви-



**Рисунок 6.12. Центробежный гранулятор**

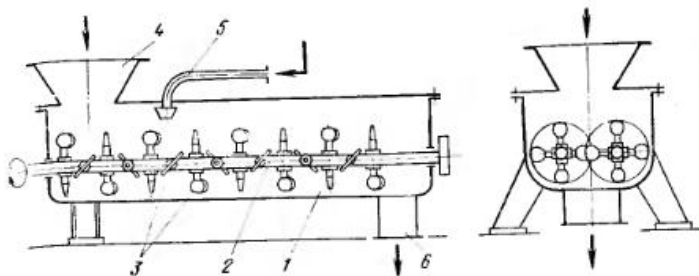
1 – опорная рама, 2 – вал привода диска, 3 – отвод продукта, 4 – концентрические перегородки, 5 – крышка, 6 – загрузка порошка, 7 – подвод связующей жидкости, 8 – диск

жение окатываемых гранул осуществляется не гравитационными, а центробежными силами. Порошок и связующую жидкость подают в центр горизонтального диска, вращающегося со скоростью 300–1500 1/мин и имеющего рифленую поверхность. Продвигаясь от центра к периферии, порошок комкуется и окатывается. Для увеличения времени окатывания диск снабжают неподвижными концентрическими перегородками с отверстиями (рисунок 6.12). Производительность центробежных грануляторов, используемых в химиче-

ской промышленности, достигает 50 т/ч или, считая на поверхность диска, 0,5–3,0 т/(м<sup>2</sup>·ч) при удельных энергозатратах 1–5 кВт·ч/т. В металлургической промышленности работают еще более производительные аппараты. Для получения 125 т/ч гранул магнетита диаметром 10–15 мм или 20–25 мм используют диски диаметром 6 м.

Поскольку в центробежном грануляторе динамическое воздействие на частицы больше, чем в тарельчатом, для получения гранул одного и того же размера необходимо меньшее количество связующей жидкости. Однако это же воздействие способствует более интенсивному налипанию материала на рабочую поверхность, очистка которой затруднительна. Центробежные грануляторы более производительны, чем тарельчатые, однако они хуже классифицируют образующиеся гранулы, их сложнее перенастраивать при переходе на другой продукт, они имеют большую массу и габариты.

Гранулирование методом окатывания производится также в *лопастных грану-*



**Рисунок 6.13. Лопастной гранулятор**

1 – корыто, 2 – вал, 3 – лопатки, 4 – загрузочная воронка, 5 – распределитель жидкости, 6 – штуцер выгрузки

ляторах, конструктивно аналогичных червячно-лопастным смесителям (рисунок 6.13). В отличие от смесителя, на валах гранулятора, вращающихся навстречу друг другу с разными скоростя-

ми, установлены лопатки, угол поворота которых можно регулировать. Валы с лопатками заключены в неподвижный корпус в виде корыта. Зазор между лопатками и стенкой корыта не должен превышать 5% его диаметра.

В корпус сверху подводится сухой материал и связующая жидкость. Гранулы отводятся из нижней части корыта через переливной порог, обеспечивающий требуемую высоту слоя материала.

### 6.3 Машины для гранулирования методами прессования и формования

Таблетирование порошков – это получение из них компактных гранул (таблеток) с требуемыми физико-механическими свойствами. *Таблеточные машины* широко

применяют в производстве катализаторов, адсорбентов, при переработке терморезистивных пластмасс, в фармацевтической промышленности.

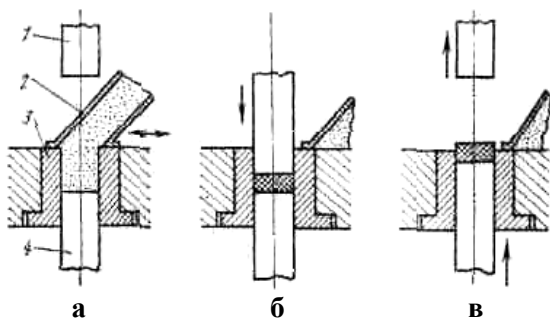
По форме таблетка может представлять собой цилиндр, сферу, эллипсоид, диск, кольцо. Процесс таблетирования состоит из трех стадий: дозирование порошка в матрицу, прессование, выталкивание таблетки (рисунок 6.14).

Техническая характеристика таблеточной машины

ТП-1: диаметр таблеток – до 12 мм; глубина заполнения матрицы – 15 мм; максимальное усилие прессования – 17 кН; часовая производительность – до 3000 шт; мощность двигателя – 1.1 кВт.

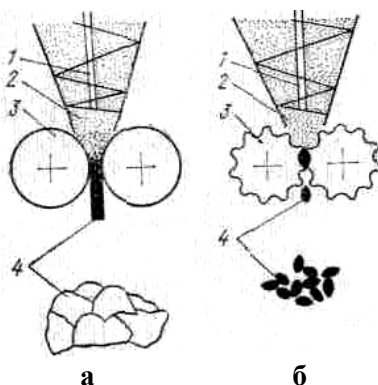
Замечание. Производительность промышленных таблеточных машин не превышает 10 кг/ч.

*Валковые и вальцовые прессы* для уплотнения сухих порошков распространены в металлургической и химической промышленности, а также в промышленности строительных материалов. Их применяют для уплотнения и брикетирования порошков металлов и сплавов, керамических масс и удобрений.



**Рисунок 6.14. Стадии таблетирования**

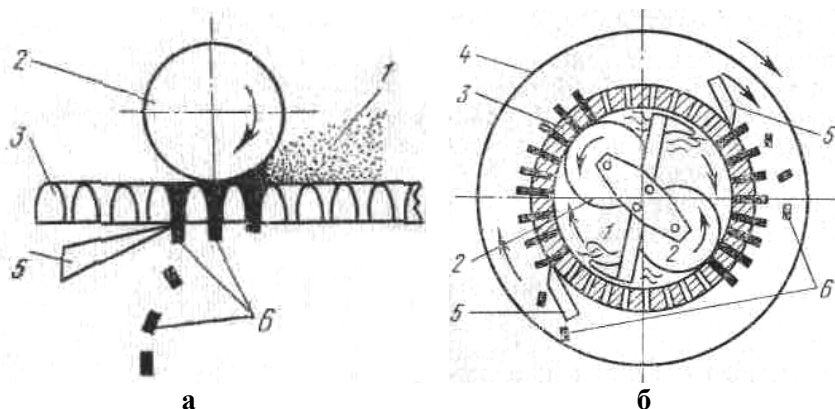
а – дозирование, б – прессование, в – выталкивание  
1,4 – верхний и нижний пуансон; 2 – дозатор порошка;  
3 – матрица.



**Рисунок 6.15. Схема валкового (а) и вальцового (б) прессы**

1 – подпрессовыватель (шнел, червяк),  
2 – порошок, 3 – валки (вальцы),  
4 – продукт (брикеты, гранулы).

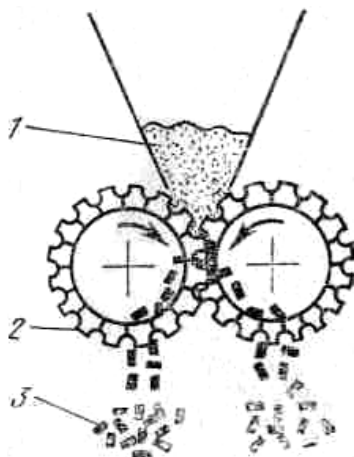
Схема работы валкового и вальцового прессов изображена на рисунке 6.15. Порошок в бункере подачи уплотняется подпрессователем и подается в зону деформации между двумя непрерывно вращающимися навстречу друг другу валками (вальцами). Установки гранулирования с валковыми и вальцовыми прессами имеют высокую производительность: 50–60 т/ч брикетов и 20–30 т/ч гранул.



**Рисунок 6.16. Схемы прессов для формирования с горизонтальной (а) и барабанной (б) матрицей**

*1 – исходный материал, 2 – бегуны (а) или прижимные валки (б), 3 – матрица, 4 – ножевой барабан, 5 – ножи, 6 – продукт.*

Для гранулирования пластичных, легко формирующихся масс применяют *прессы для формирования и экструдеры*.



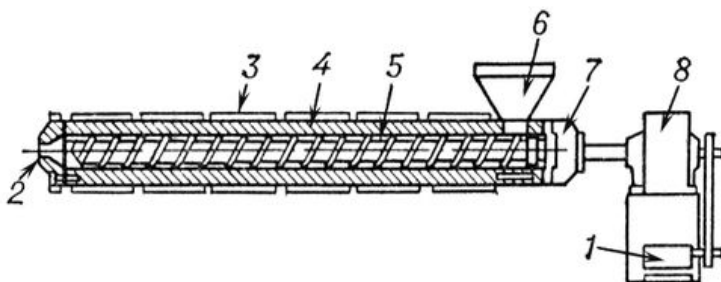
**Рисунок 6.17. Формовочные валки**

*1 – исходный материал, 2 – полый зубчатый валок, 3 – продукт*

Прессы для формирования применяют преимущественно при гранулировании пластических масс и в производстве гранулированных кормов. Принцип формирования пластифицированной шихты заключается в ее продавливании при помощи одного или нескольких прижимных валков через перфорированные поверхности. Различают машины для формирования материала бегунами с продавливанием через перфорации горизонтальной поверхности (рисунок 6.16а) и через поверхность перфорированного горизонтального барабана вращающимися прижимными валками (рисунок 6.16б). Прессуемый материал прижимными валками продавливается через отверстия матрицы и на выходе срезается ножами. Диаметр формованных гранул изменяется в зависимости от величины отверстий матрицы в пределах 1-25 мм. Мат-

рицы изготавливают обычно из дорогостоящих износостойких сплавов. Мощность привода этих прессов изменяется от 4 до 160 кВт в зависимости от размеров матрицы и числа валков.

Для формования применяют также зубчатые валки (рисунок 6.17). Два зубчатых валка, находящиеся в зацеплении и вращающиеся навстречу друг другу, продавливают материал через отверстия, расположенные в основании зубьев, радиально внутрь, где продукт в виде цилиндрических гранул срезается ножом. При необходимости валки можно нагревать или охлаждать. Диаметр формовочных отверстий 1–10 мм. Производительность этих машин составляет от 30 до 200 кг/ч



**Рисунок 6.18. Схема экструдера**

1 – привод, 2 – головка, 3 – рубашка, 4 – корпус, 5 – червяк,  
6 – загрузочная воронка, 7 – редуктор, 8 – вариатор

*Экструдеры* (шнековые прессы с перфорированным диском) применяют для холодного или горячего формования пластичных или влажных масс, порошков и паст (рисунок 6.18). Рабочий элемент экс-

трудера – червяк (шнecк), который пластифицирует материал и продавливает его через отверстия в головке. Выходящие из головки жгуты или ломаются под собственной тяжестью, или режутся на части быстро вращающимся дисковым ножом.

#### 6.4 Технологические расчеты грануляторов

Расчет *грануляционных башен* сводится к определению их габаритов (диаметра  $D$  и высоты  $H$ ), а также параметров разбрызгивателя, необходимых для обеспечения заданной производительности по плаву  $G$  (кг/с) и средней плотности орошения  $q$  (кг/м<sup>2</sup>/с).

Диаметр башни  $D = D_{\text{op}} + 0.7 \text{ м}$ ,

где  $D_{\text{op}} = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{\text{op}}}{\pi}}$  – диаметр орошаемого сечения,

$F_{\text{op}} = G/q$  – площадь орошения.

Необходимая высота башни зависит от максимального диаметра образующихся гранул  $d$  и удельного расхода охлаждающего воздуха  $L$  (кг/кг продукта). Аппроксимация зависимостей, полученных в результате экспериментов, дает:

$$H = -7.5 + 10130 \cdot d + (11.08 - 7063 \cdot d + 1179000 \cdot d^2) \cdot L + (-0.16 - 131 \cdot d + 94000 \cdot d^2) \cdot L^2.$$

Параметры центробежного разбрызгивателя определяются из соотношения для расчета его объемной производительности:

$$\frac{G}{\rho_{\text{п}}} = \beta \cdot \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} \cdot N_o \cdot v,$$

где  $\rho_{\text{п}}$  – плотность плава,  
 $\beta \sim 0.07$  – коэффициент разбрызгивания,  
 $d_o$  – средний диаметр отверстий,  
 $N_o$  – число отверстий,  
 $v = \pi \cdot D_p \cdot n$  – скорость истечения плава,  
 $D_p$  – средний диаметр разбрызгивателя,  
 $n$  – частота его вращения.

Из этого соотношения определяется значение одного из четырех параметров ( $d_o$ ,  $D_p$ ,  $N_o$  или  $n$ ) при заданных или принятых значениях остальных.

Необходимый диаметр отверстий статического разбрызгивателя зависит от среднего диаметра образующихся гранул  $d_{\text{ср}}$ :

$$d_o = 78 \cdot d_{\text{ср}}^{1.8},$$

а число отверстий

$$N_o = G/g_o,$$

где  $g_o = 0.25 \cdot \pi \cdot d_o^2 \cdot v_o \cdot \rho_{\text{п}}$  – расход плава через одно отверстие,

$v_o = \sqrt{2 \cdot g \cdot h_{\text{п}}}$  – начальная скорость капель плава,

$h_{\text{п}}$  – его заданный статический напор.

Необходимый радиус кривизны днища статического разбрызгивателя  $R_p$  определяется величиной максимального угла вылета капель плава  $\alpha_{\text{max}}$ :

$$R_p = \frac{D_p}{2 \cdot \text{Sin} \alpha_{\text{max}}},$$

$$\alpha_{\text{max}} = \text{arcSin} \left( \frac{X_{\text{max}} \cdot \sqrt{1 - V^2}}{2 \cdot V \cdot \text{arcTg} \left( \sqrt{\frac{1 - V}{1 + V}} \right)} \right),$$

где  $D_p$  – диаметр перфорированной части днища разбрызгивателя,

$V = v_o/v_{\text{вит}}$ ,

$v_{\text{вит}} = 1.667 \cdot \sqrt{\frac{d_{\text{ср}} \cdot g \cdot (\rho_{\text{г}} - \rho_{\text{в}})}{\rho_{\text{в}}}}$  – скорость витания гранул,

$\rho_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{в}}$  – плотность гранул и охлаждающего воздуха,

$X_{\text{max}} = \frac{g}{v_{\text{вит}}^2} \cdot \left( R_{\text{ф}} - r_{\text{г}} - \frac{D_p}{2} \right)$  – максимальная безразмерная дальность вылета

гранул,

$$R_{\phi} = \frac{\pi \cdot D_{\text{ор}}}{2 \cdot n_p} - \text{радиус зоны орошения,}$$

$n_p$  – число статических разбрызгивателей в башне,

$$r_r = H \cdot \sqrt{0.125 \cdot d_{\text{cp}}} - \text{радиус рассеяния гранул.}$$

Число окружностей, на которых равномерно расположены отверстия

$$z_o = L_p / 2 \cdot t_p,$$

где  $L_p = R_p \cdot 2 \cdot \alpha_{\text{max}}$  – длина дуги днища разбрызгивателя,

$t_p$  – заданный шаг между рядами отверстий.

Диаметр рабочей зоны *гранулятора кипящего слоя*

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}}$$

определяется необходимой площадью решетки

$$S = \frac{L}{\rho \cdot w},$$

где  $L = \frac{G_{\text{п}} - G}{x_2 - x_1}$  – расход воздуха (топочных газов),

$G$  – заданная производительность по продукту,

$$G_{\text{п}} = \frac{G \cdot (1 - u_k)}{1 - u_n} - \text{расход исходной массы (плава),}$$

$u_n, u_k$  – заданные начальная и конечная влажность материала,

$x_1, x_2$  – влагосодержание воздуха на входе и выходе из аппарата,

$\rho$  – плотность воздуха,

$w$  – скорость воздуха.

Рабочая скорость воздуха должна быть больше скорости начала псевдоожижения, но меньше скорости уноса гранул, для определения которых используется критериальное уравнение

$$\text{Re} = \frac{A \Gamma}{A + B \cdot \sqrt{A \Gamma}},$$

где  $\text{Re} = \frac{w \cdot d_{\text{cp}} \cdot \rho}{\mu}$  – критерий Рейнольдса,

$$A \Gamma = \frac{g \cdot (\rho_r - \rho) \cdot \rho \cdot d_{\text{cp}}^3}{\mu^2} - \text{критерий Архимеда,}$$

$$A = \begin{cases} 1400 - \text{для скорости псевдоожижения} \\ 18 - \text{для скорости уноса} \end{cases},$$

$$B = \begin{cases} 5.22 - \text{для скорости псевдоожижения} \\ 0.61 - \text{для скорости уноса} \end{cases},$$

$d_{cp}$  – средний диаметр гранул,  
 $\mu$  – динамическая вязкость воздуха,  
 $\rho_r$  – плотность материала гранул.

Значение  $x_1$  обычно задается, а  $x_2$  – определяется по принятой температуре выходящего воздуха с использованием  $I$ - $x$  диаграммы Рамзина.

Необходимая высота аппарата

$$H = H_p + H_c + H_r,$$

где  $H_p = 5.6 \cdot h_0 \cdot \text{Re}^{0.7} \cdot \text{Ar}^{-0.375}$  – высота рабочей зоны,

$h_0 = M_{cl} / \rho_n \cdot S$  – высота неподвижного слоя,

$\rho_n$  – насыпная плотность гранул,

$M_{cl} = \Delta P_{cl} \cdot S / g = G \cdot \tau$  – масса слоя,

$\Delta P_{cl} = g \cdot h_0 \cdot (\rho_r - \rho) \cdot (1 - \varepsilon_0)$  – перепад давления на неподвижном слое,

$\varepsilon_0 = 1 - \rho_n / \rho_r$  – порозность неподвижного слоя.

Среднее время  $\tau$  пребывания гранул в аппарате можно определить из критериального уравнения

$$\frac{u_k}{u_n} = 0.1 \cdot \text{Gu}^{-0.6} \cdot \text{Fo}^{-0.65},$$

где  $\text{Gu} = \frac{t_1 - t_{MT}}{t_1 + 273}$  – критерий Гухмана для воздуха,

$t_1$  – заданная температура воздуха на входе в аппарат,

$t_{MT}$  – температура мокрого термометра,

$\text{Fo} = \frac{\lambda_r \cdot \tau}{c_r \cdot \rho_r \cdot d_{cp}^2}$  – критерий Фурье для материала гранул,

$c_r$  – теплоемкость материала гранул,

$\lambda_r$  – теплопроводность материала гранул.

Необходимая высота сепарационной зоны (от поверхности слоя до уровня отвода воздуха)

$$H_c = \frac{v^2}{2 \cdot g},$$

где  $v = 0.09 \cdot \text{Ar}^{0.25} \cdot g \frac{H_p}{h}$  – скорость вылета частиц из слоя,

$h = h_0 \cdot \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}$  – высота псевдооживленного слоя,

$\varepsilon = \left( \frac{18 \cdot \text{Re} + 0.36 \cdot \text{Re}^2}{\text{Ar}} \right)^{0.21}$  – порозность псевдооживленного слоя.

Минимально допустимый диаметр сепарационной зоны  $D_c$  определяется по тем же соотношениям, что и диаметр рабочей зоны, где вместо рабочей скорости воздуха используется скорость начала уноса частиц порошка, а вместо  $d_{cp}$  – их средний диаметр.

По найденным значениям  $D$ ,  $D_c$  и  $H_p + H_c$  выбирается стандартный аппарат (в каталогах приводятся значения  $H$  и  $H_r$  – высота расположения верхней решетки).

Расчет *барабанного гранулятора* включает оценку размеров гранул продукта ( $d_n$ ), определение размеров барабана (диаметра  $D$  и длины  $L$ ), необходимых для обеспечения заданной производительности  $G$  по продукту и требуемого времени пребывания материала в барабане  $\tau$ , а также необходимой частоты его вращения, расхода рецикла и связующей жидкости.

Диаметр гранул продукта приблизительно определяется в результате решения уравнения

$$P = \frac{0.001 \cdot \eta^n \cdot e^{-\eta}}{d_n \cdot \Gamma(\eta)},$$

где  $P$  – предполагаемая доля товарной фракции на выходе из аппарата,

$\Gamma(\eta) = \int_0^{\infty} t^{\eta-1} e^{-t} dt$  – Гамма-функция,

$\eta = (0.144 - 29 \cdot d_n)^{-1}$  – параметр распределения гранул продукта по размерам. Полученное значение  $d_n$  должно соответствовать размерам товарной фракции продукта.

Для определения диаметра барабана также необходимо решить уравнение:

$$V = 0.25 \cdot \pi \cdot D^2 \cdot v_{oc} \cdot \varphi,$$

где  $V = \frac{G}{\rho_n \cdot (1 - \xi)}$  – объемная производительность гранулятора;

$\rho_n$  – насыпная плотность материала в барабане;

$\xi = 0.7-0.75$  – содержание рецикла на входе в барабан;

$\varphi$  – заданная степень заполнения барабана;

$$v_{oc} = \frac{D \cdot \psi \cdot \omega \cdot \sin(\gamma/2) \cdot \operatorname{tg} \alpha}{\gamma} \text{ – скорость перемещения материала вдоль оси барабана;}$$

бана;

$\psi \sim 0.5$  – доля материала, поднимающегося при вращении барабана;

$$\omega = \frac{2 \cdot v_{под}}{D} \text{ – угловая скорость вращения барабана;}$$

$$v_{под} = v_{ск} \cdot \frac{\gamma \cdot (1 - \psi)}{2 \cdot \psi \cdot \sin(\gamma/2)} \text{ – скорость подъема материала;}$$

$\gamma$  – центральный угол охвата материала в барабане (рад), значение которого есть

$$\text{корень уравнения } \varphi = \frac{1}{2 \cdot \pi} \cdot (\gamma - \sin \gamma);$$

$\alpha$  – заданный угол наклона барабана;



$v_{\text{ск}}$  – скорость скатывания материала, допускаемое значение которой определяется требуемым пределом прочности гранул  $\sigma$ :  $v_{\text{ск}} \leq 0.3 \cdot \sqrt{\frac{\sigma}{\rho}}$ ;

$\rho$  – плотность материала гранул.

Длина барабана

$$L = v_{\text{ос}} \cdot \tau,$$

а частота его вращения

$$n = \frac{v_{\text{под}}}{\pi \cdot D} \quad (1/c).$$

Необходимый расход рецикла

$$G_p = G \cdot \frac{\xi}{1 - \xi},$$

а расход связующей жидкости

$$G_{\text{ж}} = G \cdot \frac{U}{1 - \xi},$$

где  $U = \frac{E}{1 + s + s \cdot E}$  – влагосодержание материала в барабане,

$s$  – растворимость материала при 70 °С (кг/кг),

$E$  – содержание жидкости в материале (кг/кг), для определения которого необ-

ходимо решить уравнение  $d_{\text{п}} = d_0 \cdot e^{23 \left( \frac{E}{1 - \xi + \xi \cdot d_0 / d_p} - u_0 \right)^{1.15}}$ ,

$d_0$  – диаметр начала гранулообразования,

$d_p$  – средний диаметр частиц рецикла,

$u_0$  – влагосодержание в начале гранулообразования.

## 7 ЛАБОРАТОРНЫЙ ПРАКТИКУМ

Практикум включает варианты заданий для технологического расчета следующего оборудования:

- механических перемешивающих устройств вертикальных емкостных аппаратов;
- фильтров периодического и непрерывного действия для разделения суспензий;
- кожухотрубчатых теплообменников;
- тарельчатых ректификационных колонн;
- конвективных и кондуктивных сушилок непрерывного действия;
- грануляторов разбрызгивания, кипящего слоя и окатывания.

Каждое задание предусматривает исследование зависимости параметра конструкции аппарата от одного из параметров реализуемого процесса.

### 7.1 Изучение конструкций, технологические расчеты механических перемешивающих устройств емкостных аппаратов

Выполнить гидродинамический расчет аппарата указанной конструкции с помощью системы MathCAD путем решения уравнения моментов сил, приложенных к перемешиваемой среде, относительно  $V_{cp}$  или  $\psi_1$  в зависимости от величины сопротивления внутренних устройств. В отчет о выполнении задания включить формулировку задачи, необходимые комментарии к расчетным формулам и график зависимости исследуемого параметра процесса перемешивания от указанной характеристики аппарата или перемешиваемой среды, см. таблицу 7.1.

Обозначения к таблице:

$D$  – внутренний диаметр аппарата;

$H$  – высота заполнения аппарата средой без перемешивания;

$t_m$  – тип мешалки:  $t_m = 1$  - трехлопастная,  $t_m = 2$  - лопастная ( $h_m/d_m = 0.1$ ),

$t_m = 3$  - турбинная,  $t_m = 4$  - дисковая,  $t_m = 5$  - рамная,  $t_m = 6$  - якорная;

$z_m$  – число мешалок на валу перемешивающего устройства;

$d_m$  – диаметр мешалки;

$n$  – частота вращения мешалки;

$\rho$  – плотность перемешиваемой среды;

$\nu$  – кинематическая вязкость перемешиваемой среды;

$d_{Ti}$  – внешний диаметр  $i$ -й одиночной трубы;

$h_{Ti}$  – высота погруженной части  $i$ -й одиночной трубы;

$r_{Ti}$  – радиус расположения  $i$ -й одиночной трубы;

$z_{оп}$  – число отражательных перегородок в аппарате;

$b_{оп}$  – ширина отражательных перегородок;

$h_{оп}$  – высота погруженной части отражательных перегородок;

$z_{от}$  – число отражателей в аппарате;

$d_{от}$  – внешний диаметр трубы отражателя;

$h_{от}$  – высота погруженной части трубы отражателя;  
 $b_{от}$  – глубина выступов отражателя;  
 $s_{от}$  – диаметр выступов отражателя;  
 $z_{зм}$  – число витков трубы концентрического змеевика;  
 $d_{зм}$  – внешний диаметр трубы концентрического змеевика;  
 $D_{зм}$  – диаметр навивки трубы концентрического змеевика;  
 $z_c$  – число секций секционного змеевика;  
 $D_c$  – диаметр расположения секций секционного змеевика;  
 $z_{c3}$  – число витков в секции секционного змеевика;  
 $d_{c3}$  – внешний диаметр трубы секции секционного змеевика;  
 $h_{c3}$  – шаг навивки трубы секции секционного змеевика;  
 $D_{c3}$  – диаметр навивки секции секционного змеевика;  
 $w$  – окружная скорость движения перемешиваемой среды;  
 $r$  – текущее значение радиуса аппарата в диапазоне  $[0; D/2]$ ;  
 $\psi_1$  – параметр профиля окружной скорости перемешиваемой среды;  
 $h_b$  – глубина центральной воронки, образующейся при перемешивании;  
 $V_{cp}$  – относительная осредненная скорость перемешиваемой среды;  
 $V_r$  – относительная скорость движения среды на радиусе  $r$ ;  
 $M_{кр}$  – крутящий момент, возникающий вследствие вращения лопастей мешалки;  
 $M_{ап}$  – момент сил сопротивления вращению, возникающих на стенках корпуса аппарата;  
 $M_{вн}$  – момент сил сопротивления вращению, возникающих на внутренних устройствах;  
 $N$  – мощность, необходимая для осуществления перемешивания.

Таблица 7.1 Исходные данные для гидродинамического расчета вертикального емкостного аппарата

Вариант № 1	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	5.0	3.8	1	1	1.25	75	1656	9.05		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>								$r \in [0; D/2]$	$w$ , м/с
	$d_{т1}$ , мм	$h_{т1}$ , м	$r_{т1}$ , м	$d_{т2}$ , мм	$h_{т2}$ , м	$r_{т2}$ , м	$d_{т3}$ , мм	$h_{т3}$ , м		
200	3.8	2.4	100	3.8	2.0	30	2.0	1.25		
Вариант № 2	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.08	2.25	2	1	1.12	59	1260	0.8		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>								$\psi_1 \in [-2; 2]$	$h_b$ , м
	$d_{т}$ , мм	$h_{т}$ , м	$r_{т}$ , м	$z_{зм}$	$d_{зм}$ , мм	$D_{зм}$ , м				
57	2.25	0.97	8	89	1.5					

Продолжение таблицы 7.1

Вариант № 3	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр	
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с			
	1.7	2.1	4	2	0.3	475	1370	2.9			
	<i>Характеристики встроенных труб</i>										
	<b>d<sub>т1</sub></b> , ММ	<b>h<sub>т1</sub></b> , М	<b>r<sub>т1</sub></b> , М	<b>d<sub>т2</sub></b> , ММ	<b>h<sub>т2</sub></b> , М	<b>r<sub>т2</sub></b> , М			$\Psi_1 \in [-2;2]$	<b>M<sub>ап</sub></b>	
	60	2.1	0.8	30	1.5	0.6					
Вариант № 4	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр	
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с			
	2.6	2.8	6	1	1.8	40	1200	1.7			
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражателей</i>										
	<b>d<sub>т</sub></b> , ММ	<b>h<sub>т</sub></b> , М	<b>r<sub>т</sub></b> , М	<b>z<sub>от</sub></b>	<b>d<sub>от</sub></b> , ММ	<b>h<sub>от</sub></b> , М	<b>b<sub>от</sub></b> , ММ	<b>s<sub>от</sub></b> , ММ	$\Psi_1 \in [-2;2]$	<b>M<sub>кр</sub></b>	
	89	2.8	1.2	2	100	1.1	350	150			
Вариант № 5	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр	
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с			
	2.6	2.63	5	1	2.0	30	1140	3.5			
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражательных перегородок</i>										
	<b>d<sub>т</sub></b> , ММ	<b>h<sub>т</sub></b> , М	<b>r<sub>т</sub></b> , М	<b>z<sub>оп</sub></b>	<b>b<sub>оп</sub></b> , ММ	<b>h<sub>оп</sub></b> , М			$V_{\Phi} \in [0.001;1]$	<b>M<sub>ап</sub></b>	
	89	2.63	1.2	3	260	1.9					
Вариант № 6	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр	
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с			
	2.4	2.8	3	1	0.8	125	1200	2.0			
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>										
	<b>d<sub>т</sub></b> , ММ	<b>h<sub>т</sub></b> , М	<b>r<sub>т</sub></b> , М	<b>z<sub>с</sub></b>	<b>D<sub>с3</sub></b> , М	<b>z<sub>с3</sub></b>	<b>d<sub>с3</sub></b> , ММ	<b>h<sub>с3</sub></b> , ММ	<b>D<sub>с3</sub></b> , ММ	$V_{\Phi} \in [0.001;1]$	<b>M<sub>кр</sub></b>
	57	2.8	1.1	4	2.0	16	45	50	300		
Вариант № 7	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр	
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с			
	2.56	2.74	1	2	0.71	64	1340	1.8			
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>										
	<b>d<sub>т</sub></b> , ММ	<b>h<sub>т</sub></b> , М	<b>r<sub>т</sub></b> , М	<b>z<sub>зм</sub></b>	<b>d<sub>зм</sub></b> , ММ	<b>D<sub>зм</sub></b> , М			$\Psi_1 \in [-2;2]$	<b>M<sub>вп</sub></b>	
	76	2.74	1.22	15	57	2.0					

Продолжение таблицы 7.1

Вариант № 8	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<i>D</i> , м	<i>H</i> , м	<i>t<sub>м</sub></i>	<i>z<sub>м</sub></i>	<i>d<sub>м</sub></i> , м	<i>n</i> , 1/мин	<i>ρ</i> , кг/м <sup>3</sup>	<i>v</i> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.68	3.6	2	2	1.12	40	1220	1.2		
Вариант № 9	<i>Характеристики встроенных труб</i>								$\Psi_1 \in [-2;2]$	<i>N</i> , Вт
	<i>d<sub>т1</sub></i> , мм	<i>h<sub>т1</sub></i> , м	<i>r<sub>т1</sub></i> , м	<i>d<sub>т2</sub></i> , мм	<i>h<sub>т2</sub></i> , м	<i>r<sub>т2</sub></i> , м				
	89	3.6	1.25	45	2.28	1.1				
Вариант № 9	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<i>D</i> , м	<i>H</i> , м	<i>t<sub>м</sub></i>	<i>z<sub>м</sub></i>	<i>d<sub>м</sub></i> , м	<i>n</i> , 1/мин	<i>ρ</i> , кг/м <sup>3</sup>	<i>v</i> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.4	2.65	4	1	0.5	425	1100	1.25		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражательных перегородок</i>									
<i>d<sub>т</sub></i> , мм	<i>h<sub>т</sub></i> , м	<i>r<sub>т</sub></i> , м	<i>z<sub>оп</sub></i>	<i>b<sub>оп</sub></i> , мм	<i>h<sub>оп</sub></i> , м			$V_{\Phi} \in [0.001;1]$	<i>M<sub>вн</sub></i>	
89	2.65	1.1	4	200	1.7					
Вариант № 10	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<i>D</i> , м	<i>H</i> , м	<i>t<sub>м</sub></i>	<i>z<sub>м</sub></i>	<i>d<sub>м</sub></i> , м	<i>n</i> , 1/мин	<i>ρ</i> , кг/м <sup>3</sup>	<i>v</i> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.0	1.7	5	1	1.6	45	1119	4.2		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>									
<i>d<sub>т1</sub></i> , мм	<i>h<sub>т1</sub></i> , м	<i>r<sub>т1</sub></i> , м	<i>d<sub>т2</sub></i> , мм	<i>h<sub>т2</sub></i> , м	<i>r<sub>т2</sub></i> , м			$d_m \in [1.54;1.82]$	<i>M<sub>ан</sub></i>	
89	1.7	0.9	45	1.4	0.85					
Вариант № 11	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<i>D</i> , м	<i>H</i> , м	<i>t<sub>м</sub></i>	<i>z<sub>м</sub></i>	<i>d<sub>м</sub></i> , м	<i>n</i> , 1/мин	<i>ρ</i> , кг/м <sup>3</sup>	<i>v</i> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.2	3.0	3	2	0.71	135	1310	2.3		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражательных перегородок</i>									
<i>d<sub>т</sub></i> , мм	<i>h<sub>т</sub></i> , м	<i>r<sub>т</sub></i> , м	<i>z<sub>оп</sub></i>	<i>b<sub>оп</sub></i> , мм	<i>h<sub>оп</sub></i> , м			$V_{\Phi} \in [0.001;1]$	<i>N</i> , Вт	
57	3.0	1.0	4	220	2.4					
Вариант № 12	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<i>D</i> , м	<i>H</i> , м	<i>t<sub>м</sub></i>	<i>z<sub>м</sub></i>	<i>d<sub>м</sub></i> , м	<i>n</i> , 1/мин	<i>ρ</i> , кг/м <sup>3</sup>	<i>v</i> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.88	2.5	6	1	2.12	40	1250	2.4		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>									
<i>d<sub>т</sub></i> , мм	<i>h<sub>т</sub></i> , м	<i>r<sub>т</sub></i> , м	<i>z<sub>с</sub></i>	<i>D<sub>с</sub></i> , м	<i>z<sub>сз</sub></i>	<i>d<sub>сз</sub></i> , мм	<i>h<sub>сз</sub></i> , мм	<i>D<sub>сз</sub></i> , м	$d_m \in [1.92;2.5]$	<i>M<sub>ан</sub></i>
89	2.5	1.4	3	2.5	14	57	60	350		

Продолжение таблицы 7.1

Вариант № 13	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$V_{cp}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	3.0	2.2	1	1	1.0	150	1060	1.7		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражательных перегородок</i>									
	$d_T$ , мм	$h_T$ , м	$r_T$ , м	$z_{оп}$	$b_{оп}$ , мм	$h_{оп}$ , м	$d_m \in [0.5; 1.0]$			
	89	2.2	1.4	6	300	2.0				
Вариант № 14	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$h_b$ , м
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.6	2.0	2	1	1.2	80	1210	0.72		
	<i>Характеристики встроенных труб и змеевика</i>									
	$d_{T1}$ , мм	$h_{T1}$ , м	$r_{T1}$ , м	$d_{T2}$ , мм	$h_{T2}$ , м	$r_{T2}$ , м	$z_{3M}$	$d_{3M}$ , мм	$D_{3M}$ , м	
	45	1.5	1.2	57	2.0	1.2	7	245	2.17	
Вариант № 15	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$V_{cp}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.8	3.3	4	2	0.53	300	1280	3.25		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>									
	$d_T$ , мм	$h_T$ , м	$r_T$ , м	$z_c$	$D_{c3}$ , мм	$z_{c3}$	$d_{c3}$ , мм	$h_{c3}$ , мм	$D_{c3}$ , мм	
	35	2.8	1.05	3	1.7	17	45	60	750	
Вариант № 16	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$V_{T2}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.4	3.8	2	3	1.25	75	1370	1.12		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>									
	$d_{T1}$ , мм	$h_{T1}$ , м	$r_{T1}$ , м	$d_{T2}$ , мм	$h_{T2}$ , м	$r_{T2}$ , м	$d_{T3}$ , мм	$h_{T3}$ , м	$r_{T3}$ , м	
	108	3.8	1.12	45	2.2	0.85	57	3.8	1.0	
Вариант № 17	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$\psi_1$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	1.8	1.65	5	1	1.4	40	1195	0.56		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>									
	$d_{T1}$ , мм	$h_{T1}$ , м	$r_{T1}$ , м	$d_{T2}$ , мм	$h_{T2}$ , м	$r_{T2}$ , м	$d_m \in [1.38; 1.64]$			
	57	1.65	0.85	15	1.2	0.75				

Продолжение таблицы 7.1

Вариант № 18	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.2	2.65	1	2	0.63	105	1350	1.66		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>								$r \in [0; D/2]$	<b>w</b> , м/с
<b>d<sub>т1</sub></b> , мм	<b>h<sub>т1</sub></b> , м	<b>r<sub>т1</sub></b> , м	<b>d<sub>т2</sub></b> , мм	<b>h<sub>т2</sub></b> , м	<b>r<sub>т2</sub></b> , м					
62	2.65	1.05	15	1.85	0.9					
Вариант № 19	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	1.5	1.8	3	1	0.4	132	1410	2.53		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражательных перегородок</i>								$V_{\text{ф}} \in [0.001; 1]$	<b>M<sub>ап</sub></b>
<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>оп</sub></b>	<b>b<sub>оп</sub></b> , мм	<b>h<sub>оп</sub></b> , м					
45	1.8	0.7	3	150	1.5					
Вариант № 20	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	1.6	2.1	2	2	0.8	50	3030	3.87		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>								$\Psi_1 \in [-2; 2]$	<b>M<sub>ап</sub></b>
<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>зм</sub></b>	<b>d<sub>зм</sub></b> , мм	<b>D<sub>зм</sub></b> , м					
15	1.5	0.75	10	57	1.2					
Вариант № 21	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.8	2.2	5	1	2.36	15	1260	1.37		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражательных перегородок</i>								$V_{\text{ф}} \in [0.001; 1]$	<b>M<sub>кр</sub></b>
<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>оп</sub></b>	<b>b<sub>оп</sub></b> , мм	<b>h<sub>оп</sub></b> , м					
27	1.7	1.25	6	280	2.0					
Вариант № 22	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.7	3.5	3	2	0.8	90	1370	2.1		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>								$d_{\text{м}} \in [0.47; 0.93]$	<b>V<sub>сп</sub></b>
<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>с</sub></b>	<b>D<sub>с</sub></b> , м	<b>z<sub>с3</sub></b>	<b>d<sub>с3</sub></b> , мм	<b>h<sub>с3</sub></b> , мм	<b>D<sub>с3</sub></b> , мм		
89	3.5	1.3	8	2.0	15	57	70	500		

Продолжение таблицы 7.1

Вариант № 23	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	1.2	1.5	6	1	0.95	48	1090	1.1		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражателей</i>									
	<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>от</sub></b>	<b>d<sub>от</sub></b> , мм	<b>h<sub>от</sub></b> , м	<b>b<sub>от</sub></b> , мм	<b>s<sub>от</sub></b> , мм	$V_{\Phi} \in [0.001;1]$	N, Вт
	25	1.0	0.5	4	60	1.2	100	80		
Вариант № 24	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	1.7	2.2	3	2	0.5	110	1290	1.72		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>									
	<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>зм</sub></b>	<b>d<sub>зм</sub></b> , мм	<b>D<sub>зм</sub></b> , м		$\Psi_1 \in [-2;2]$	<b>M<sub>кр</sub></b>	
	57	2.2	0.8	12	45	1.2				
Вариант № 25	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.2	2.8	4	1	0.4	525	1600	8.6		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>									
	<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>зм</sub></b>	<b>d<sub>зм</sub></b> , мм	<b>D<sub>зм</sub></b> , м		$\Psi_1 \in [-2;2]$	<b>M<sub>вн</sub></b>	
	89	2.8	1.05	12	100	1.6				
Вариант № 26	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	2.56	2.84	3	1	0.71	125	1280	3.9		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>									
	<b>d<sub>т1</sub></b> , мм	<b>h<sub>т1</sub></b> , м	<b>r<sub>т1</sub></b> , м	<b>d<sub>т2</sub></b> , мм	<b>h<sub>т2</sub></b> , м	<b>r<sub>т2</sub></b> , м		$\Psi_1 \in [-2;2]$	N, Вт	
	108	2.84	1.2	89	1.86	1.0				
Вариант № 27	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
	<b>D</b> , м	<b>H</b> , м	<b>t<sub>м</sub></b>	<b>z<sub>м</sub></b>	<b>d<sub>м</sub></b> , м	<b>n</b> , 1/МИН	<b>ρ</b> , кг/м <sup>3</sup>	<b>v</b> ·10 <sup>6</sup> , м <sup>2</sup> /с		
	1.68	2.4	3	2	0.5	118	1830	4.8		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>									
	<b>d<sub>т</sub></b> , мм	<b>h<sub>т</sub></b> , м	<b>r<sub>т</sub></b> , м	<b>z<sub>зм</sub></b>	<b>d<sub>зм</sub></b> , мм	<b>D<sub>зм</sub></b> , м		$d_m \in [0.28;0.56]$	<b>M<sub>ап</sub></b>	
	45	1.8	0.8	8	57	1.22				



Продолжение таблицы 7.1

Вариант № 28	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$M_{вн}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.4	1.9	3	1	0.8	100	1190	0.5		
	<i>Характеристики встроенной трубы и змеевика</i>									
$d_T$ , мм	$h_T$ , м	$r_T$ , м	$z_c$	$D_{c3}$ , м	$z_{c3}$	$d_{c3}$ , мм	$h_{c3}$ , мм	$D_{c3}$ , мм	$d_m \in [0.4; 0.8]$	
89	1.9	1.1	6	2.0	10	45	40	250		
Вариант № 29	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$V_{гт2}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.8	3.5	1	2	0.76	125	960	0.308		
	<i>Характеристики встроенных труб</i>									
$d_{т1}$ , мм	$h_{т1}$ , м	$r_{т1}$ , м	$d_{т2}$ , мм	$h_{т2}$ , м	$r_{т2}$ , м	$d_{т3}$ , мм	$h_{т3}$ , м	$r_{т3}$ , м	$d_m \in [0.47; 0.93]$	
120	3.5	1.3	30	2.2	1.0	60	3.5	1.13		
Вариант № 30	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$V_{ср}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	2.05	2.5	6	1	1.6	45	1170	0.81		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражателей</i>									
$d_T$ , мм	$h_T$ , м	$r_T$ , м	$z_{от}$	$d_{от}$ , мм	$h_{от}$ , м	$b_{от}$ , мм	$s_{от}$ , мм	$d_m \in [1.37; 1.78]$		
89	2.5	1.0	3	70	1.8	150	100			
Вариант № 31	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$M_{ап}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	1.8	2.8	1	3	0.56	240	1660	3.18		
	<i>Характеристики встроенных труб и змеевика</i>									
$d_{т1}$ , мм	$h_{т1}$ , м	$r_{т1}$ , м	$d_{т2}$ , мм	$h_{т2}$ , м	$r_{т2}$ , м	$z_{3м}$	$d_{3м}$ , мм	$D_{3м}$ , м	$\psi_1 \in [-2; 2]$	
30	2.0	0.65	45	2.8	0.75	16	57	1.65		
Вариант № 32	<i>Характеристики аппарата и среды</i>								Изменяемый параметр	$M_{кр}$
	$D$ , м	$H$ , м	$t_m$	$z_m$	$d_m$ , м	$n$ , 1/мин	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$v \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с		
	3.2	2.3	6	1	2.24	25	1100	0.99		
	<i>Характеристики встроенной трубы и отражателей</i>									
$d_T$ , мм	$h_T$ , м	$r_T$ , м	$z_{от}$	$d_{от}$ , мм	$h_{от}$ , м	$b_{от}$ , мм	$s_{от}$ , мм	$d_m \in [2.14; 2.78]$		
57	2.5	1.5	3	160	1.5	450	200			

## Контрольные вопросы

1. Перечислите составные части механического перемешивающего устройства вертикального емкостного аппарата.
2. На основе какого постулата разработана рекомендованная НИИХИММАШ методика гидродинамического расчета механических мешалок?
3. Какие из широко используемых в промышленной практике мешалки самые быстросходные? Самые тихоходные?
4. Мешалки каких конструкций рекомендованы для перемешивания неньютоновских сред?
5. Как можно уменьшить глубину центральной воронки, образующейся при перемешивании? Чем может быть вызвана такая необходимость?

### 7.2 Изучение конструкций, технологические расчеты фильтров для разделения суспензий

Выполнить технологический расчет указанного в задании фильтра при заданных характеристиках разделяемой суспензии, фильтрата и промывной жидкости, требованиях к характеристикам образующегося осадка:

- определить среднюю производительность по суспензии фильтра периодического действия заданного типа за цикл его работы в указанном режиме, см. таблицу 7.2.1;
- определить поверхность вакуум-фильтра непрерывного действия указанного типа, необходимую для обеспечения заданной производительности по суспензии, выбрать стандартный фильтр и определить их необходимое количество в установке, см. таблицу 7.2.2, Приложение А.

В отчет о выполнении задания включить формулировку задачи, необходимые комментарии к расчетным формулам и график зависимости исследуемого параметра процесса фильтрования от указанной характеристики фильтра, суспензии, осадка или фильтрата.

Обозначения к таблицам:

$tf_n$  – тип фильтра периодического действия:

$tf_n = 1$  - ФПАКМ,

$tf_n = 2$  - листовой фильтр,

$tf_n = 3$  - рамный фильтр-пресс,

$tf_n = 4$  - нутч-фильтр,

$tf_n = 5$  - друк-фильтр;

$tf_n$  – тип фильтра непрерывного действия:

$tf_n = 1$  - барабанный вакуум-фильтр общего назначения,

$tf_n = 2$  - дисковый вакуум-фильтр,

$tf_n = 3$  - ленточный вакуум-фильтр;

$rf$  – режим фильтрования:

$rf = 0$  - постоянного перепада давления,

$rf = 1$  - постоянной скорости фильтрования с возможным переходом на режим постоянного перепада давления;

$F$  – рабочая поверхность фильтра периодического действия;

$G$  – производительность фильтра непрерывного действия по суспензии;

$\Delta p, \Delta p_d$  – перепад давления на фильтре и его максимально допустимое значение;

$R_n$  – сопротивление фильтрующей перегородки;

$\tau_c$  – продолжительность осушки осадка,  
второго обезвоживания осадка в барабанных вакуум-фильтрах;

$\tau_b$  – продолжительность вспомогательных операций для фильтров периодического действия;

$l$  – расстояние между осями: раздвинутых плит ФПАКМа,  
фильтрующих листов в листовых фильтрах;

$s$  – толщина: фильтровальной плиты ФПАКМа,  
фильтрующего листа листового фильтра,  
рамы рамного фильтр-пресса;

$x_m$  – массовая концентрация твердой фазы в суспензии;

$\rho_{ж}, \rho_T$  – плотность жидкой и твердой фазы суспензии;

$\mu, \mu_n$  – динамическая вязкость фильтрата, промывной жидкости;

$h$  – толщина слоя осадка (на внутреннем радиусе дисков для дискового фильтра);

$W$  – массовая влажность осадка;

$r_T$  – массовое сопротивление осадка;

$A, f$  – коэффициенты зависимости  $r_T$  от  $\Delta p$ :  $r_T = A \cdot \Delta p^f$ ;

$v_n$  – удельный объем промывной жидкости;

$w_{ц}$  – средняя скорость фильтрования за цикл обработки суспензии;

$F_o$  – необходимая поверхность фильтрования в непрерывном режиме;

$w_o$  – оптимальная скорость фильтрования для фильтров периодического действия;

$\tau_o$  – оптимальная длительность фильтрования для фильтров периодического действия;

$h_o$  – толщина слоя осадка в фильтре периодического действия при оптимальной длительности или оптимальной скорости фильтрования.

### Контрольные вопросы

1. Какие допущения о характере процесса фильтрования позволяют преобразовать основное уравнение фильтрования в алгебраическое?

2. Что такое "фильтровальные камни" и в каких ситуациях они используются?

3. Какая конструкция фильтра периодического действия самая распространенная? Почему?

4. Какой элемент конструкции барабанного фильтра существенно усложняет его обслуживание? Почему?

5. Какая конструкция фильтра наиболее приспособлена к разделению быстроосаждающихся суспензий с полидисперсной твердой фазой?

Таблица 7.2.1 Исходные данные для расчета фильтров периодического действия

№ вар-та	$tf_n$	$rf$	$F_2$ , м <sup>2</sup>	$\Delta p$ , $\Delta p_{\text{д}}$ , МПа	$R_n \cdot 10^{-9}$ , 1/м	$\tau_{\text{с}}$ , с	$\tau_{\text{в}}$ , с	$l$ , мм	$s$ , мм	$x_m$ , %	$\rho_{\text{ж}}$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\text{т}}$ , кг/м <sup>3</sup>	$W$ , %	$A \cdot 10^{-9}$	$f$	$\mu$ , Па·с	$\mu_n$ , Па·с	$\nu_n$ , м <sup>3</sup> /кг	Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
1	1	0	10	0.6	1.2	150	240	60	38	3.7	1037	1310	56	5.13	0.37	0.00112	0.001	0.0014	$\mu \in [0.0005; 0.005]$	$w_{\text{ц}}$ , м/с
3	2	0	50	0.3	48	60	1860	102	34	7	1290	3710	42	4.68	0.28	0.00286	0.001	0.001	$\Delta p \in [0.1; 0.6]$	$w_{\text{ц}}$ , м/с
5	2	1	125	0.4	14.7	70	2460	115	45	1.8	1070	2520	62	2.42	0.29	0.00083	0.00086	0.0012	$\mu \in [0.0004; 0.003]$	$w_{\text{о}}$ , м/с
7	3	0	22	0.8	36	120	1620	–	25	1.2	1165	1720	39	24.6	0.34	0.0017	0.00097	0.0011	$\Delta p \in [0.3; 1.0]$	$\tau_{\text{о}}$ , с
9	4	0	1.5	0.06	48	30	1800	–	–	12	1870	1450	63	0.9	0.37	0.00092	0.00086	0.0025	$\Delta p \in [0.03; 0.09]$	$h_{\text{о}}$ , мм
11	3	1	40	0.8	32	120	2700	–	45	6.2	1040	1950	35	8.54	0.32	0.00096	0.00086	0.001	$\mu \in [0.0005; 0.005]$	$h_{\text{о}}$ , мм
13	1	0	5	0.2	3.6	600	80	55	38	2	1020	1470	80	2.42	0.46	0.00098	0.001	0.0013	$x_m \in [0.5; 7.5]$	$w_{\text{ц}}$ , м/с
15	3	1	56	0.6	48	120	3000	–	25	14	1090	2460	57	13.8	0.27	0.0052	0.001	0.0015	$x_m \in [5; 20]$	$w_{\text{о}}$ , м/с
17	4	0	3.2	0.075	2.9	60	2400	–	–	16.5	1065	2020	64	1.03	0.28	0.00133	0.00092	0.0012	$x_m \in [10; 25]$	$\tau_{\text{о}}$ , с
19	2	1	40	0.3	44	60	1920	100	32	4.8	1000	3050	65	24.8	0.27	0.0008	0.00098	0.0016	$x_m \in [2; 10]$	$h_{\text{о}}$ , мм
21	5	0	1.5	0.5	4.8	120	1800	–	–	11	1070	2100	51	3.2	0.4	0.00093	0.0009	0.0014	$x_m \in [5; 20]$	$h_{\text{о}}$ , мм
23	3	1	80	0.4	28	120	3300	–	25	10.5	1530	3200	25	13.1	0.3	0.00085	0.00095	0.0013	$W \in [20; 50]$	$w_{\text{о}}$ , м/с
25	3	1	112	0.4	52	300	3600	–	45	16.5	1130	2910	48	7.24	0.31	0.00284	0.00182	0.0009	$W \in [40; 60]$	$h_{\text{о}}$ , мм
27	2	0	20	0.4	2.6	30	2820	100	15	8	1040	1520	76	5.16	0.32	0.00105	0.00084	0.0012	$W \in [25; 55]$	$w_{\text{ц}}$ , м/с
29	5	0	4.5	0.33	8.83	90	2400	–	–	14.5	1110	1950	59	1.92	0.34	0.00083	0.00085	0.0011	$W \in [45; 65]$	$\tau_{\text{о}}$ , с
31	2	0	50	0.3	13.4	60	1860	102	34	6	1030	3640	30	1.46	0.33	0.0023	0.001	0.0014	$W \in [30; 55]$	$h_{\text{о}}$ , мм
32	1	0	25	0.5	9.3	120	180	80	50	15.4	977	2550	47	1.49	0.42	0.00089	0.0017	0.0015	$\mu \in [0.0002; 0.003]$	$\tau_{\text{о}}$ , с

Таблица 7.2.2 Исходные данные для расчета фильтров непрерывного действия

№ вар-та	$t_{fn}$	$G$ , Т/сут	$\Delta p$ , МПа	$R_n \cdot 10^{-9}$ , 1/м	$\tau_c$ , с	$h$ , мм	$x_m$ , %	$\rho_{ж}$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{г}$ , кг/м <sup>3</sup>	$W$ , %	$r_{г} \cdot 10^{-10}$ , м/кг	$\mu$ , Па·с	$\mu_n$ , Па·с	$\nu_n$ , м <sup>3</sup> /кг	Изменяемый параметр	Исследуемый пар-тр
2	1	370	0.067	40	20	11	16	1120	2640	54	2.72	0.00107	0.00046	0.001	$\mu \in [0.0005; 0.005]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
4	2	900	0.064	56.3	20	7	12	1075	2630	58	8.6	0.00098	–	–	$h \in [4; 12]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
6	3	60	0.063	98.6	20	6	16	1096	2920	61	6.24	0.00121	0.00098	0.0017	$\Delta p \in [0.04; 0.08]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
8	1	235	0.048	105	12	6	12	1070	2980	68	17.7	0.001	0.00053	0.0011	$h \in [3; 12]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
10	2	250	0.062	67	90	10	13	1042	1480	39	1.2	0.00102	–	–	$\Delta p \in [0.04; 0.09]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
12	3	77	0.06	33.2	30	8	19	1075	3240	64	9.05	0.00118	0.00078	0.0013	$x_m \in [5; 25]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
14	1	87	0.057	39	20	9	12	1020	1270	53	2.16	0.00103	0.00086	0.001	$\Delta p \in [0.03; 0.08]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
16	2	480	0.068	52	75	11	17	1120	2130	47	15.3	0.00107	–	–	$x_m \in [7; 27]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
18	3	43	0.05	31.2	20	7	14	1053	3160	44	3.84	0.0009	0.00078	0.0012	$W \in [35; 55]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
20	1	250	0.06	48	20	10	20	1140	2160	43	0.87	0.0017	0.00078	0.0012	$x_m \in [10; 30]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
22	2	1025	0.067	60.4	60	11	20	1020	2400	62	9.7	0.00094	–	–	$W \in [50; 70]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
24	3	48	0.056	60.3	40	9	15	1035	2980	53	3.2	0.00105	0.001	0.001	$\mu \in [0.0002; 0.002]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
26	1	125	0.064	62	25	13	13	1056	2630	50	0.865	0.00102	0.00086	0.0015	$W \in [25; 55]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
28	2	160	0.056	60.3	90	12	15	1035	1960	53	3.2	0.00105	–	–	$\mu \in [0.0003; 0.003]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>
30	3	30	0.058	71.6	20	9	22	1165	3020	53	9.63	0.00179	0.00087	0.0009	$h \in [5; 15]$	$F_o$ , м <sup>2</sup>

### 7.3 Изучение конструкций, технологические расчеты кожухотрубчатых теплообменников

С применением системы инженерных расчетов MathCAD решить задачу:

- теплового расчета и выбора стандартного кожухотрубчатого теплообменника типа Н или К, подходящего для реализации указанного процесса, см. таблицу 7.3.1, Приложение Б;

- определения толщины слоя изоляции стандартного кожухотрубчатого теплообменника, реализующего указанный процесс, и потерь тепла с поверхности изоляции, покрытой масляной краской, см. таблицу 7.3.2.

В отчет о выполнении задания включить формулировку задачи и необходимые комментарии к расчетным формулам.

Обозначения к таблицам:

$V_1, V_2$  – объемный расход продукта и тепло-хладагента;

$t_{1н}, t_{2н}$  – начальная температура продукта и тепло-хладагента;

$t_{1к}, t_{2к}$  – конечная температура продукта и тепло-хладагента;

$P_{1абс}, P_{2абс}$  – абсолютное давление продукта и тепло-хладагента;

$m_n$  – материал изоляции:  $m_n = 1$  - асбестовая ткань,

$m_n = 2$  - стекловата,

$m_n = 3$  - асбестовый шнур,

$m_n = 4$  - асбестовый картон,

$m_n = 5$  - строительный войлок,

$m_n = 6$  – асбесто-цементный раствор;

$t_n$  – допустимая температура поверхности изоляции;

$t_0$  – температура окружающего воздуха;

$D$  – внутренний диаметр кожуха теплообменника;

$L$  – длина кожуха и труб;

$\delta_k$  – толщина стенки кожуха.

Таблица 7.3.1 Исходные данные для расчета и выбора теплообменника

№	Процесс	Продукт				Тепло-хладагент			
		$V_1,$ м <sup>3</sup> /ч	$t_{1н},$ °С	$t_{1к},$ °С	$P_{1абс},$ МПа	$V_2,$ м <sup>3</sup> /ч	$t_{2н},$ °С	$t_{2к},$ °С	$P_{2абс},$ МПа
1	Охлаждение	Этилацетат				Баражная вода			
		30	77	30	0,1	40	10	-	0,1
2	Нагревание	Хлорбензол				Конденсир. водяной пар			
		20	30	120	0,1	-	-	-	0,8
3	Испарение	Бензол				Конд. пар дифенил. смеси			
		10,5	-	-	0,3	-	-	-	0,2
4	Конденсация	Этиловый спирт				Баражная вода			
		5	-	-	0,4	20	10	-	0,1

Продолжение таблицы 7.3.1

6	Нагревание	Вода				Воздух			
		2,2	10	80	0,1	12000	150	-	0,1
7	Охлаждение	Метиловый спирт				Воздух			
		21,3	100	35	0,3	23500	20	-	0,1
8	Испарение	Толуол				Масло АМТ-300			
		10	-	-	0,2	20	300	-	0,1
9	Конденсация	Уксусная кислота				Оборотная вода			
		4	-	-	0,15	-	20	30	0,1
11	Охлаждение	Воздух				Конденсир. пар фреона-12			
		17500	30	-5	0,1	-	-	-	0,2
12	Охлаждение	Бензол				рассол (25% раствор CaCl <sub>2</sub> )			
		35	100	30	0,2	-	-12	-4	0,1
13	Испарение	Четыреххлористый углерод				Конденсир. водяной пар			
		15	-	-	0,1	-	-	-	0,5
14	Конденсация	Хлорбензол				рассол (25% раствор CaCl <sub>2</sub> )			
		7,5	-	-	0,08	25	-10	-	0,1
16	Охлаждение	Толуол				рассол (25% раствор CaCl <sub>2</sub> )			
		38,5	110	25	0,13	15	-15	-	0,1
17	Нагревание	Воздух				Конд. пар дифенил. смеси			
		14000	20	200	0,1	-	-	-	0,25
18	Испарение	Метиловый спирт				Масло АМТ-300			
		4,9	-	-	0,18	-	220	160	0,1
19	Конденсация	Бензол				Воздух			
		5,2	-	-	0,25	17700	5	-	0,1
21	Охлаждение	Уксусная кислота				Конденсир. пар фреона-12			
		10,6	110	20	0,15	-	-	-	0,2
22	Нагревание	Этилацетат				Вода			
		30,5	20	80	0,35	25	90	-	0,1
23	Испарение	Этиловый спирт				Конд. пар дифенил. смеси			
		0,7	-	-	0,1	-	-	-	0,15
24	Конденсация	Метиловый спирт				рассол (25% раствор CaCl <sub>2</sub> )			
		3,5	-	-	0,25	30	-10	-	0,1
26	Нагревание	Четыреххлористый углерод				Масло АМТ-300			
		52,7	25	95	0,35	75	300	-	0,1
27	Нагревание	Этиловый спирт				Конденсир. водяной пар			
		2,7	5	65	0,1	-	-	-	0,4
28	Конденсация	Этилацетат				Баражная вода			
		13,5	-	-	0,25	-	8	20	0,1
29	Испарение	Хлорбензол				Конд. пар дифенил. смеси			
		2,75	-	-	0,3	-	-	-	0,35

Таблица 7.3.2 Исходные данные для расчета толщины изоляции

№	Процесс в межтрубном пр-ве	Среда в межтруб. пр-ве				$m_{и}$	$t_{и},$ °C	$t_{0},$ °C	$D,$ м	$L,$ м	$\delta_{к},$ мм
		$V_{1},$ м <sup>3</sup> /ч	$t_{1и},$ °C	$t_{1к},$ °C	$P_{1абс},$ МПа						
5	Конденсация	Водяной пар				1	≤35	20	0,8	4,0	4,0
		-	-	-	0,6						
10	Охлаждение	Воздух				2	≤40	20	0,6	3,0	3,5
		35000	170	55	0,2						
15	Охлаждение	Масло АМТ-300				3	≤45	15	1,0	6,0	4,5
		30	200	60	0,15						
20	Нагревание	25% раствор CaCl <sub>2</sub>				4	≥10	15	0,4	2,0	2,5
		96,5	-20	0	0,15						
25	Конденсация	Пар дифенильной смеси				5	≤30	15	1,2	4,0	6,0
		-	-	-	0,5						
30	Испарение	Уксусная кислота				6	≤40	25	0,6	2,0	3,5
		-	-	-	0,25						

### Контрольные вопросы

1. Какие качества кожухотрубчатых теплообменников привели к их широкому распространению в химических производствах?
2. Какова рекомендуемая разность средних температур теплоносителей в кожухотрубчатых теплообменниках типа Н? Типа К?
3. Способы уменьшения "проскока" теплоносителя в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника.
4. При каком расположении труб в трубной решетке кожухотрубчатого теплообменника возможна механическая очистка их внешней поверхности? Внутренней поверхности?
5. С какой целью оребряют внешнюю поверхность труб теплообменников воздушного охлаждения?

### 7.4 Изучение конструкций контактных массообменных устройств, технологический расчет тарельчатой колонны

С применением системы инженерных расчетов MathCAD определить основные габаритные размеры колонны (диаметр  $D$  и высоту  $H$ ), проверить ее работоспособность, определить суммарное гидравлическое сопротивление колонны. Принять:

- плотность паров  $\rho_{п} = 3.5 \div 9.5$  кг/м<sup>3</sup>;
- плотность жидкости  $\rho_{ж} = 650 \div 950$  кг/м<sup>3</sup>;



- поверхностное натяжение жидкости на границе с паром

$$\sigma_{\text{ж}} = 0.02 \div 0.06 \text{ Н/м};$$

- вязкость жидкости  $\mu_{\text{ж}} = 0.005 \text{ Па} \cdot \text{с};$

- вязкость паров  $\mu_{\text{п}} = 5 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с};$

- давление в колонне – атмосферное;

- вспениваемость жидкости – средняя;

- отбойник в колонне – горизонтальный, из металлической сетки.

Остальные исходные данные для расчета приведены в таблице 7.4.

В отчет о выполнении задания включить формулировку задачи и необходимые комментарии к расчетным формулам.

Таблица 7.4 Исходные данные для расчета тарельчатой колонны

№ варианта	Тип тарелок	Нагрузка по пару $G_{\text{п}}$ , т/ч	Нагрузка по жидк. $G_{\text{ж}}$ , т/ч	Число теор. ступ. изм-я концентр. $N_{\text{т}}$
1	колпачковая	5	4	10
2	>>	15	13	12
3	>>	18	16	13
4	>>	25	22	14
5	>>	35	31	16
6	>>	45	39	18
7	>>	55	48	20
8	>>	65	55	20
9	клапанная	20	18	8
10	>>	24	21	10
11	>>	28	24	12
12	>>	32	27	14
13	>>	36	30	16
14	>>	40	42	18
15	>>	44	39	20
16	>>	48	44	22
17	ситчатая	10	9	9
18	>>	16	15	10
19	>>	22	20	11
20	>>	28	26	12
21	>>	34	32	13
22	>>	40	37	14
23	>>	46	43	15
24	>>	52	49	16

Продолжение таблицы 7.4

25	решетчатая	30	28	6
26	>>	35	33	7
27	>>	40	38	8
28	>>	45	43	9
29	>>	50	47	10
30	>>	55	53	11
31	>>	60	57	13
32	>>	65	61	15

### Контрольные вопросы

1. С помощью какого устройства осуществляется ввод парожидкостной смеси в тарельчатую колонну? Как вводится флегма?
2. Как монтируются неразборные тарелки в царгу тарельчатой колонны? Как монтируются элементы разборных тарелок?
3. Почему в тарелках с переливными устройствами стремятся организовать прямоочное движение пара и жидкости? Какая конструкция тарелок наиболее приспособлена для этого?
4. Почему слой насадки в насадочных колоннах секционируют и для чего применяют распределительные тарелки?
5. Какие насадки рекомендуются к применению в колоннах, работающих под давлением, и какие – в вакуумных колоннах?

### 7.5 Изучение конструкций, технологические расчеты сушилок непрерывного действия

С применением системы инженерных расчетов MathCAD определить:

- диаметр, длину, необходимую частоту вращения стандартного барабана для сушки песка топочными газами, время пребывания материала в барабане и продолжительность сушки, максимальный диаметр частиц, уносимых потоком газов, см. таблицу 7.5.1;
  - необходимые размеры газораспределительной решетки и сепарационной зоны сушилки взвешенного слоя для сушки соли  $\text{CaCl}_2$  подогретым воздухом, продолжительность сушки и среднее время пребывания частиц материала в зоне сушки, см. таблицу 7.5.2;
  - диаметр и длину сушильного вала, необходимые для контактной сушки пасты гидрокарбоната натрия, необходимый расход греющего пара, см. таблицу 7.5.3.
- В отчет о выполнении задания включить формулировку задачи и необходимые комментарии к расчетным формулам.

Обозначения к таблицам:

- $G_n, G$  – производительность сушилки по влажному и сухому материалу;
- $U_n, U_k$  – начальное и конечное влагосодержание материала;

$\beta_m, \beta_n$  – коэффициенты заполнения барабана материалом и насадкой;  
 $\delta_y$  – доля уноса сухого материала в барабанной сушилке;  
 $d$  – средний диаметр частиц материала в сушилке КС;  
 $\varepsilon$  – порозность псевдоожиженного слоя;  
 $B, H$  – ширина и длина газораспределительной решетки;  
 $\delta_m$  – толщина слоя материала в валковой сушилке;  
 $\delta_{ст}$  – толщина стенки вала;  
 $n$  – частота вращения вала;  
 $L, D$  – длина и диаметр вала.

Таблица 7.5.1 Исходные данные для расчета барабанной сушилки

№ вар-та	$G$ , т/час	$U_n$ , %	$U_k$ , %	$\beta_m$ , %	$\beta_n$ , %	$\delta_y$ , %
1	5	12	2	0,15	0,04	0,03
2	6	11,5	1,9	0,17	0,045	0,036
3	7	11	1,8	0,19	0,05	0,045
4	8	10,5	1,7	0,22	0,055	0,058
5	9	10	1,6	0,25	0,06	0,063
6	10	9,5	1,5	0,18	0,065	0,068
7	9,5	9	1,4	0,24	0,07	0,071
8	8,5	8,5	1,3	0,27	0,072	0,075
9	7,5	8	1,2	0,28	0,077	0,078
10	6,5	7,5	1,1	0,3	0,08	0,08

При расчете барабанной сушилки принять:

- начальную температуру газов  $t_1 = 500$  °С;
- температуру атмосферного воздуха  $t_0 = 20$  °С;
- влагосодержание атмосферного воздуха  $x_0 = 0.009$  кг влаги/кг сухого;
- температуру материала на выходе из сушилки  $\theta_k = 70$  °С;
- долю потерь тепла в сушилке  $\eta = 10\%$ .

Таблица 7.5.2 Исходные данные для расчета сушилки кипящего слоя

№ вар-та	$G$ , т/час	$U_n$ , %	$U_k$ , %	$d$ , мм	$\varepsilon$ , %	$B/H$
11	2,5	12	2	0,5	70	0,75
12	3,1	11,5	1,9	0,6	72	0,8
13	3,7	11	1,8	0,7	75	0,7
14	4,3	10,5	1,7	0,8	78	0,85
15	4,8	10	1,6	0,9	74	0,65
16	5,5	9,5	1,5	1,0	77	0,9
17	6,0	9	1,4	0,65	73	0,6
18	6,6	8,5	1,3	0,75	76	1,0
19	7,2	8	1,2	0,55	71	0,55
20	7,5	7,5	1,1	0,85	79	0,95

При расчете сушилки кипящего слоя принять:

- температуру подогретого воздуха  $t_1 = 120\text{ }^\circ\text{C}$ ;
- температуру атмосферного воздуха  $t_0 = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ;
- влажность атмосферного воздуха  $\varphi = 0.6$ ;
- температуру материала на выходе из сушилки  $\theta_k = 60\text{ }^\circ\text{C}$ ;
- долю потерь тепла в сушилке  $\eta = 10\%$ ;
- критическое влагосодержание материала  $U_{кр} \sim 0.667 \cdot U_H$ ;
- равновесное влагосодержание материала  $U_{кр} \sim 0.9 \cdot U_K$ ;
- минимальный диаметр частиц материала  $d_{min} = 0.33 \cdot d$ ;
- диаметр отверстий в газораспределительной решетке  $d_0 = 2.5\text{ мм}$ ;
- коэффициент диффузии паров влаги в воздухе  $D_v = 0.000022\text{ м}^2/\text{с}$ .

Таблица 7.5.3 Исходные данные для расчета валковой сушилки

№ вар-та	$G_H$ , кг/час	$U_H$ , %	$U_K$ , %	$\delta_{M2}$ , мм	$\delta_{ст}$ , мм	$n$ , 1/мин	$L/D$
21	50	95	20	1	6	1/3	2
22	55	95	25	1.5	12	1/2	2.5
23	60	90	20	1	6	1/3	2
24	65	90	25	1.5	12	1/2	2.5
25	70	85	20	1	6	1/3	2
26	75	85	25	1.5	12	1/2	2.5
27	80	80	20	1	6	1/3	2
28	85	80	25	1.5	12	1/2	2.5
29	90	75	20	1	6	1/3	2
30	95	75	25	1.5	12	1/2	2.5

При расчете валковой сушилки принять:

- валок обогревается конденсирующимся водяным паром, давление пара 0.3 МПа;
- температуру атмосферного воздуха  $t_0 = 20\text{ }^\circ\text{C}$ ;
- влажность атмосферного воздуха  $\varphi = 0.8$ ;
- доля потерь тепла в сушилке  $\eta = 10\%$ ;
- степень активности контакта материала с поверхностью вала  $\psi = 0.75$ .

### Контрольные вопросы

1. Как изменяется скорость сушки в пределах первого периода и почему второй период иногда делят на две части?
2. Какие конвективные сушилки наиболее распространены в химической промышленности и почему?
3. Как реализован процесс сушки суспензий и растворов в сушилках кипящего слоя с инертным носителем?
4. Какие устройства применяются для распыления суспензий в распылительных сушилках и какие – для распыления растворов?
5. За счет чего обеспечивается движение материала вдоль продольной оси барабана в роторных вакуумных сушилках?

## 7.6 Изучение конструкций, технологические расчеты грануляторов

С применением системы инженерных расчетов MathCAD рассчитать:

- основные габаритные размеры грануляционной башни и параметры статического разбрызгивателя, см. таблицу 7.6.1;
- основные габаритные размеры аппарата для грануляции во взвешенном слое, см. таблицу 7.6.2;
- основные габаритные размеры барабанного гранулятора и частоту его вращения, оценить размеры гранул продукта, определить необходимый расход рецикла и связующей жидкости, см. таблицу 7.6.3.

В отчет о выполнении задания включить формулировку задачи и необходимые комментарии к расчетным формулам.

Обозначения к таблицам:

$d_{cp}$  – средний диаметр гранул;

$\rho_r$  – плотность материала гранул;

$\rho_n$  – плотность плава;

$G$  – производительность гранулятора по готовому продукту;

$L$  – удельный расход воздуха;

$n_p$  – число разбрызгивателей в грануляционной башне;

$D_p$  – диаметр перфорированной части днищ разбрызгивателей;

$t$  – шаг между рядами отверстий в разбрызгивателе;

$u_n, u_k$  – начальная и конечная влажность материала гранул;

$t_0$  – начальная температура воздуха;

$P$  – доля товарной фракции на выходе барабанного гранулятора;

$\varphi$  – степень заполнения барабана;

$\tau$  – время пребывания материала в барабане;

$\rho_n$  – насыпная плотность гранул;

$d_p$  – размер частиц рецикла;

$u_p$  – влагосодержание частиц рецикла.

Таблица 7.6.1 Исходные данные для расчета грануляционной башни

№ вар-та	$G$ , т/час	$d_{cp}$ , мм	$\rho_n$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_r$ , кг/м <sup>3</sup>	$L$ , кг/кг	$n_p$	$D_p$ , м	$t$ , мм
1	60	2	1500	2250	4	6	0,45	8
2	65	2,5	1450	2300	4,5	5	0,5	8
3	55	3	1550	2100	3,5	6	0,4	7
4	50	1,75	1600	2150	5,5	5	0,35	7
5	70	3,25	1400	2200	2,5	6	0,55	9
6	60	3,15	1600	2400	3	5	0,4	9
7	65	3	1500	2350	2,5	6	0,55	10
8	55	2,5	1400	2250	3,5	5	0,35	8
9	50	2	1450	2300	4	6	0,45	8
10	70	3,5	1550	2150	2	5	0,5	10

При расчете грануляционной башни принять:

- максимальный диаметр гранул  $d = d_{\text{ср}} + 1$  мм,
- требуемую среднюю плотность орошения  $q = 0.2$  кг/м<sup>2</sup>·с,
- статический напор плава  $h = 1.1$  м,
- плотность воздуха  $\rho_{\text{в}} = 1.25$  кг/м<sup>3</sup>.

Таблица 7.6.2 Исходные данные для расчета гранулятора кипящего слоя

№ вар-та	$G$ , кг/час	$d_{\text{ср}}$ , мм	$\rho_{\text{Г}}$ , кг/м <sup>3</sup>	$u_{\text{н}}$ , %	$u_{\text{к}}$ , %	$t_0$ , °С
11	350	5	1800	30	5	120
12	350	4	1600	40	8	100
13	300	6	1800	50	10	120
14	300	3,5	1600	45	7	100
15	350	4,5	2000	45	4	120
16	350	5,5	2200	40	7	150
17	400	6,5	1900	55	12	130
18	200	7	1700	35	6	110
19	250	5,2	1800	40	5	120
20	250	3,7	1600	35	8	100

При расчете гранулятора кипящего слоя принять:

- диаметр частиц порошка  $d_{\text{п}} = 0.1 \cdot d_{\text{ср}}$ ,
- теплопроводность материала гранул  $\lambda = 0.5$  Вт/м/К,
- теплоемкость материала гранул  $c = 850$  Дж/кг/К,
- порозность неподвижного слоя материала  $\varepsilon_0 = 0.4$ ,
- начальное влагосодержание воздуха  $x_{\text{н}} = 0.01$ ,
- конечное влагосодержание воздуха  $x_{\text{к}} = 0.03$ ,
- среднюю температуру воздуха  $t = t_0 - 40$  °С,
- температуру мокрого термометра  $t_{\text{м}} = 35$  °С.

Таблица 7.6.3 Исходные данные для расчета барабанного гранулятора

№ вар-та	$G$ , т/час	$d_{\text{р}}$ , мм	$\rho_{\text{н}}$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\text{Г}}$ , кг/м <sup>3</sup>	$P$ , масс. %	$u_{\text{р}}$ , кг/кг	$\varphi$ , %	$\tau$ , мин
21	4	0,3	1400	2000	70	0,25	12,5	8
22	4,5	0,35	1450	2100	72	0,28	13	10
23	5	0,4	1360	1900	66,7	0,3	15	9
24	5,5	0,45	1380	2150	65	0,32	13,5	7
25	6	0,5	1400	2200	60	0,35	15,5	9,5
26	4	0,35	1300	1800	62	0,23	16	8,5
27	4,5	0,3	1350	1950	58	0,33	16,5	7,5
28	5	0,45	1500	2200	63	0,27	14	6
29	5,5	0,5	1480	2050	64	0,31	14,5	6,5
30	6	0,4	1330	1850	68	0,29	17	5,5

При расчете барабанного гранулятора принять:

- угол наклона барабана  $\alpha = 3^\circ$ ,
- диаметр начала гранулообразования  $d_0 = 1$  мм,
- влагосодержание в начале гранулообразования  $u_0 = 0.025$  кг/кг,
- растворимость материала  $s = 1.06$  кг/кг,
- предел прочности гранул  $\sigma = 5$  КПа.

### **Контрольные вопросы**

1. Цели гранулирования порошков и паст.
2. Основные конструкции разбрызгивателей грануляционных башен.
3. Для чего в грануляторах с кипящим слоем материала используют две газораспределительные решетки? Какова роль завихрителя и где он устанавливается?
4. Какой процесс дополнительно реализуется в тарельчатом грануляторе? Какой элемент конструкции позволяет регулировать этот процесс?
5. Каковы конструктивные различия между валковым и вальцовым прессами для грануляции порошковых материалов?

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Авторы предлагаемого пособия ставили своей целью представление конструкций, областей применения и методики технологических расчетов наиболее распространенных машин и аппаратов технологических комплексов химических и нефтехимических производств:

- вертикальных емкостных аппаратов с перемешивающими устройствами;
- фильтров для разделения суспензий;
- теплообменной аппаратуры;
- тарельчатых и насадочных колонн;
- сушилок непрерывного и периодического действия;
- грануляторов разбрызгивания, окатывания, прессования и формования.

Лабораторный практикум содержит формулировки заданий, исходные данные, рекомендации по выполнению и контрольные вопросы к шести лабораторным работам:

- изучение конструкций, технологические расчеты механических перемешивающих устройств емкостных аппаратов;
- изучение конструкций, технологические расчеты фильтров для разделения суспензий;
- изучение конструкций, технологические расчеты кожухотрубчатых теплообменников;
- изучение конструкций контактных массообменных устройств, технологический расчет тарельчатой колонны;
- изучение конструкций, технологические расчеты сушилок непрерывного действия;
- изучение конструкций, технологические расчеты грануляторов.

Авторы надеются, что предлагаемое пособие будет полезно для студентов, обучающихся по специальности 151701 "Проектирование технологических машин и комплексов" и направлению 150700 "Машиностроение" дневной, заочной и дистанционной формы обучения, а также работников проектно-конструкторских отделов предприятий химического машиностроения.



## ЛИТЕРАТУРА

1. Брагинский, Л.Н. Перемешивание в жидких средах / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984.
2. Васильцов, Э.А. Аппараты для перемешивания жидких сред: Справочное пособие / Э.А. Васильцов, В.Г. Ушаков. – Л.: Машиностроение, 1979.
3. Лащинский, А. А.. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А.А. Лащинский, А.Р. Толчинский. – Л.: Машиностроение, 1970.
4. Кондаков, Л.А. Уплотнения и уплотнительная техника: Справочник / Л.А. Кондаков А.И. Голубев. – М.: Машиностроение, 1994.
5. Конструирование и расчет машин химических производств /Под ред. Э.Э. Кольмана-Иванова. – М.: Машиностроение, 1985.
6. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи / Под ред. В.Н. Соколова. – Л.: Машиностроение, 1982.
7. Машины и аппараты химических производств / Под ред. И.И. Чернобыльского. – М.: Машиностроение, 1975.
8. Поникаров, И.И. Машины и аппараты химических производств / И.И. Поникаров, О.А. Перельгин, В.Н. Доронин и др. – М.: Машиностроение, 1989.
9. Процессы и аппараты химической технологии: В 5 т. Т.2. Механические и гидромеханические процессы / Под ред. А.М. Кутепова. – М.: Логос, 2001.
10. Романков, П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк, М.И. Курочкина. – СПб: Химия, 1998.
11. Руководящий нормативный документ РД 26-01-90-85: Механические перемешивающие устройства, метод расчета; Введ. с 01.01.1986. – Л.: РТП ЛенНИИхиммаша, 1985.
12. Тимонин, А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник. Т.1. /А.С. Тимонин // Калуга: Издательство Н. Бочкаревой. – 2002.
13. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А. Александров. – М.: Химия, 1978.
14. Классен, П.В. Основы техники гранулирования / П.В. Классен, М.Г. Гришаев.– М.: Химия, 1982.
15. Маньковский, О.Н. Теплообменная аппаратура химических производств / О.Н. Маньковский, А.Р. Толчинский, М.В. Александров. – Л.: Химия, 1975.
16. Сажин, Б.С. Основы техники сушки / Б.С. Сажин. – М.: Химия, 1984.

# ПРИЛОЖЕНИЕ А Характеристики фильтров непрерывного действия

## Таблица А1 Характеристики барабанных фильтров общего назначения

Фильтр	Площадь поверхности $F_{\Phi}$ , м <sup>2</sup>	Число ячеек $Z_{\text{я}}$ , шт.	Скорость вращения барабана		Угол погружения барабана, град.	Распределение технологических зон на поверхности барабана (средние границы), ... <sup>а</sup>								Угол зазора между отверстиями ячеек, мм	Мощность привода барабана, кВт	
			ω, рад/с	n, мин <sup>-1</sup>		$\Phi_{\text{ф}}$	$\Phi_{\text{с}}$	$\Phi_{\text{пр}} + \Phi_{\text{с}}$	$\Phi_{\text{д}}$	$\Phi_{\text{р}}$	Мертвые зоны					
											$\Phi_{\text{м1}}$	$\Phi_{\text{м2}}$	$\Phi_{\text{м3}}$			$\Phi_{\text{м4}}$
БОШЗ-1,75Р БОШБ-1,75Р	3 5	16	0,01—0,2	0,1—2,0	130	107	71	101	19	20	2	5	30	5	14,5	1
БОЗ-1,75К БОБ-1,75К	3 5	18			138	125	60	99	25	24	4		14	4	16	
БОБ-1,75У	5	24	0,01—0,18	0,10—1,8	134	124,5	67	103	20	20	2	5	13,5	5	12,5	1,7
БО10-2,6У	10		0,013—0,20	0,13—2,0	149	132	59,5									
БО10-2,6Р	10		0,01—0,2	0,1—2,0	144	125	71	93,5	19,5	18	4,5	22,5	4	10	1,0	
БО20-2,6У	20		0,013—0,2 0,028—0,2	0,13—2,0 0,28—2,0	149	132	59,5	103	20	20	2	5	13,5	5	12,5	2,8
БО40-3У	40	0,057 0,085 0,172	0,57 0,85 1,72	155	135	56,5										

## Таблица А2 Характеристики дисковых вакуум-фильтров

Фильтр	Площадь поверхности $F_{\Phi}$ , м <sup>2</sup>	Число дисков $Z_{\text{д}}$ , шт.	Параметры диска		Частота вращения n, с <sup>-1</sup>	Угол погружения $\Phi_{\text{п}}$ , град.	Распределение углов технологических зон на диске, ...			
			D, мм	число секторов шт. шт.			$\Phi_{\text{ф.п}}$	$\Phi_{\text{с.п}}$	$\Phi_{\text{д}}$	$\Phi_{\text{р}}$
Д9-1,8У Д9-1,8К	9	2	1800		0,0025 ÷ 0,015 (0,0017 ÷ 0,02)	160	117	139	35	35
Д18-1,8У Д18-1,8К Д27-1,8У Д27-1,8К	18 27	4 6								
Д34-2,5У Д34-2,5К Д51-2,5У Д51-2,5К Д68-2,5У Д68-2,5К	34 51 68	4 6 8								
Д100-2,5У	102	12			0,0017 ÷ 0,01 (0,0017 ÷ 0,02)					

Таблица А3 Характеристики ленточных вакуум-фильтров

Фильтр	Площадь поверхности фильтрации $F$ , м <sup>2</sup>	Рабочая ширина ленты $b$ , мм	Общая длина вакуум-камеры $L$ , мм	Скорость движения ленты $w$ , м/с	Мощность электро-двигателя, кВт
Л1-0,5У	1,0	500	2000	0,013 ÷ 0,08 (0,067 ÷ 0,083)	2,8
Л1-0,5К	1,6		3200	0,013 ÷ 0,08 (0,01 ÷ 0,13)	
Л1,6-0,5У	2,5		4800	0,013 ÷ 0,08 (0,0167 ÷ 0,167)	
Л1,6-0,5К					
Л2,5-0,5У					
Л2,5-0,5К					
Л3,2-0,5У	3,2	500	6400	0,0167 ÷ 0,1 (0,022 ÷ 0,22)	4,5
Л3,2-0,5К	4,0		8000	0,025 ÷ 0,15 (0,025 ÷ 0,267)	
Л4-0,5У					
Л4-0,5К					

**ПРИЛОЖЕНИЕ Б** Справочные данные для расчета кожухотрубчатых теплообменников типа Н и К

Таблица Б1. Поверхность теплообмена и площади проходных сечений аппаратов ТН и ТК (ТУ 3612-024-00220302-02)

Диаметр кожуха		Наружный диаметр труб	Толщина стенки труб	Число ходов по трубам	Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup> , при длине труб						Площадь проходного сечения одного хода по трубам, м <sup>2</sup> не менее	Площадь проходных сечений, м <sup>2</sup> , не менее		
наружный	внутренний				1000	1500	2000	3000	4000	6000		9000	в вырезе перегородки	между перегородками
159	—	20	2	1	1,2	1,8	2,4	3,6	—	—	—	0,0040	0,0019	0,0070
		25			1,0	1,5	2,0	3,1	—	—	—	0,0045	0,0033	0,0075
273	—	20		1	4,3	6,4	8,5	12,8	—	—	—	0,0136	0,0067	0,0124
		25			3,3	4,9	6,6	10,0	—	—	—	0,0147	0,0081	0,0137
325	—	20		1	—	9,4	12,5	18,8	25,0	—	—	0,0200	0,0110	0,0190
				2	—	8,5	11,3	16,9	22,6	—	—	0,0090		0,0156
		25		1	—	7,3	9,7	14,6	19,5	—	—	0,0217	0,0130	0,0278
				2	—	6,6	8,8	13,2	17,6	—	—	0,0098		0,0147
426	400	20		1	—	—	22,5	33,7	45,0	67,4	—	0,0358	0,0180	0,0448
				2	—	—	20,9	31,3	41,7	62,6	—	0,0162		0,0300
		25		1	—	—	16,8	25,2	33,6	50,4	—	0,0375	0,0210	0,0438
				2	—	—	15,4	23,1	30,8	46,2	—	0,0168		0,0250
630	600	20		1	—	—	50,4	75,5	100,7	151,1	—	0,0802	0,0426	0,0540
				2	—	—	47,7	71,6	95,5	143,2	—	0,0370		0,0480
			4	—	—	43,2	64,8	86,4	129,6	—	0,0162	0,0525		
		25	1	—	—	41,6	62,4	83,2	124,8	—	0,0928	0,0400	0,0450	
			2	—	—	38,9	58,4	77,9	116,8	—	0,0420		0,0450	
			4	—	—	33,6	50,4	67,2	100,8	—	0,0179		0,0450	

Продолжение таблицы Б1

Диаметр кожуха		Наружный диаметр труб	Толщина стенки труб	Число ходов по трубам	Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup> , при длине труб						Площадь проходного сечения одного хода по трубам, м <sup>2</sup> , не менее	Площадь проходных сечений, м <sup>2</sup> , не менее		
наружный	внутренний				1000	1500	2000	3000	4000	6000		9000	в вырезе перегородки	между перегородками <sup>1)</sup>
—	800	20	2	1	—	—	94,1	141,1	188,1	282,2	—	0,1498	0,0693	0,0770
				2	—	—	90,5	135,7	180,9	271,4	—	0,0706		0,0700
				4	—	—	83,9	125,9	167,8	254,1	—	0,0308		0,0788
		25		1	—	—	74,4	111,6	148,8	223,3	—	0,1659	0,0662	0,0700
				2	—	—	70,8	106,2	141,6	212,4	—	0,0774		0,0788
				4	—	—	64,5	96,8	129,1	193,6	—	0,0329		0,0700
—	1000	20	2	1	—	—	—	224,0	298,7	448,0	672,0	0,2378	0,1048	0,1560
				2	—	—	—	216,8	289,1	433,7	650,4	0,1138		0,1248
				4	—	—	—	205,0	273,3	410,0	615,0	0,0512		0,1414
		25		1	—	—	—	181,6	242,1	363,1	544,7	0,2695	0,1062	0,1300
				2	—	—	—	174,5	232,7	349,0	523,5	0,1257		0,1300
				4	—	—	—	162,3	216,3	324,5	486,8	0,0553		0,1414
—	1200	20	2	1	—	—	—	—	432,3	648,5	972,7	0,3442	0,1495	0,1870
				2	—	—	—	—	421,5	632,3	948,4	0,1658		0,1760
				4	—	—	—	—	401,9	602,9	904,3	0,0788		0,1760
		25		1	—	—	—	—	349,8	524,7	787,0	0,3899	0,1640	0,1788
				2	—	—	—	—	338,8	508,2	762,3	0,1834		0,1650
				4	—	—	—	—	319,3	479,0	718,5	0,0854		0,1650

Таблица Б2 Термические сопротивления загрязнений ( $r_z$ ,  $\text{м}^2\cdot\text{К}/\text{Вт}$ )

Теплоноситель	$r_z \cdot 10^4$	Теплоноситель	$r_z \cdot 10^4$
Вода оборотная	2,3	Нефтепродукты	2,0
Вода речная	1,7	Масло машинное	1,5
Вода очищенная	2,0	Сероуглерод	2,0
Конденсат	0,4	Углеводороды низкокипящие	2,0
Раствор аммиачный	1,5	Ацетон (растворители)	1,0
Раствор солей	2,0	Аммиак	2,5
Раствор щелочей	4,0	Органические теплоносители	2,0
Кислота уксусная	5,0	Углеводороды ароматические	1,8
Кислота соляная, фосфорная, серная	5,0	Полимеризующиеся вещества	4,5
Водяной пар	1,1	Бензин, керосин	1,0
Нефть ниже 260 °С	2,0	Дымовые газы	6,0

## ПРИЛОЖЕНИЕ В Справочная информация для расчета тарельчатых ректификационных колонн

Источник: Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи / И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский и др.: Под общ. ред. В.Н. Соколова. – Л.: Машиностроение, 1982. – С. 222-237.

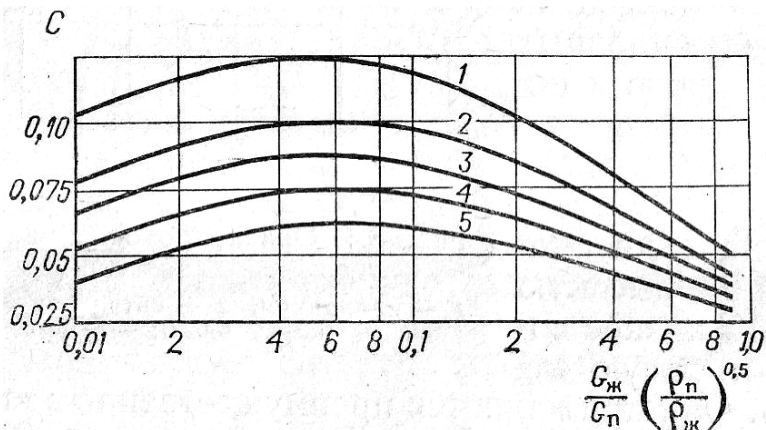


Рисунок В1 Значения коэффициента скорости пара в сечении колонны с переливными тарелками  
 Расстояния между тарелками  $h_{\text{т}}$ : 1 – 0.7 м, 2 – 0.6 м, 3 – 0.5 м, 4 – 0.4 м, 5 – 0.3 м

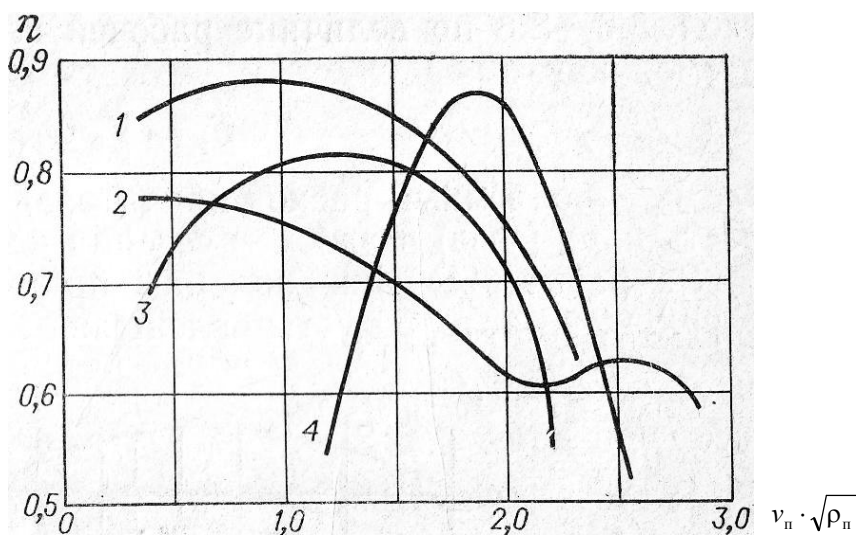


Рисунок В2 Ориентировочные значения к.п.д. тарелок  
 1 – клапанные, 2 – ситчатые, 3 – колпачковые, 4 – решетчатые

Таблица В1 Коэффициенты для расчета относительного уноса жидкости и высоты пены на переливной тарелке

Тип тарелки	$n_1$	$k_1$	$k_2$	$k_3$	$k_4$
Колпачковая	1,16	0,00023	0,23	0,044	4,6
Клапанная	1,38	0,000055	0,17	0,059	2,2
Ситчатая	1,61	0,000062	0,42	0,085	2,7

Таблица В2 Параметры капсульных колпачков

Диаметр колпачка, мм	60	80	100	150
Число прорезей	16	20	26	40
Высота прорези, мм	20	25	30	45
Ширина прорези, мм	4	5,3	5,8	6,7

Таблица В3 Коэффициенты для расчета скорости жидкости в сливных устройствах тарелок с переливами

Вспениваемость жидкости	$\varphi$	$n_2$	$k_5$
Малая (нефтяные фракции, фреоны)	0,95	0,65	0,25
Средняя (углеводороды, амины, гликоли)	0,8	0,8	0,225
Высокая (мазут, глицерин, кетоны)	0,65	1,3	0,118

Таблица В4 Характеристики колпачковых тарелок

Тип тарелки	Диаметр колпачка $D$ , мм	Рабочая площадь тарелки $F_p$ , м <sup>2</sup>	Площадь прохода паров $F_0$ , м <sup>2</sup>	Площадь слива $F_{сл}$ , м <sup>2</sup>	Периметр слива $\Pi$ , м	Длина пути жидкости $l_{ж}$ , м	Количество колпачков на тарелке $m$	Диаметр колпачка $D_k$ , мм
ТСК-1	400	0,090	0,008	0,005	0,302	0,22	7	60
	500	0,146	0,015	0,007	0,400	0,3	13	60
	600	0,215	0,027	0,012	0,480	0,37	13	80
	800	0,395	0,049	0,021	0,570	0,52	24	80
	1000	0,573	0,073	0,050	0,800	0,595	37	80
ТСК-Р	1000	0,64	0,090	0,064	0,665	0,722	39	80
	1200	0,93	0,129	0,099	0,818	0,856	43	100
	1400	1,12	0,162	0,198	1,09	0,933	49	100
	1600	1,47	0,219	0,269	1,238	0,976	66	100
	1800	1,86	0,272	0,334	1,42	1,096	86	100
	2000	2,38	0,385	0,380	1,455	1,342	114	100
	2200	2,99	0,471	0,412	1,606	1,462	141	100
	2400	3,54	0,557	0,505	1,775	1,582	168	100
	2600	4,13	0,638	0,674	2,032	1,704	202	100
	2800	4,74	0,769	0,686	2,096	1,826	238	100
	3000	5,52	0,849	0,778	2,25	1,980	272	100
	3200	6,26	1,180	0,880	2,39	2,112	168	150
	3400	6,82	1,320	1,128	2,62	2,260	173	150
	3600	7,20	1,370	1,441	2,88	2,400	194	150



Таблица В5 Характеристики решетчатых провальных тарелок

Толщина тарелки, мм	Ширина щели, мм	Шаг между щелями, мм									
		8	10	12	14	16	18	20	22	24	28
		Относительное свободное сечение тарелки									
2	4	0,27	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	—
4	6	—	0,31	0,27	0,23	0,2	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12

- Замечания: 1. Диаметр решетчатых тарелок изменяется от 1 до 3 м с интервалом 0,2 м.  
 2. Расстояние между решетчатыми тарелками изменяется от 0,6 до 0,9 м с интервалом 0,1 м.

Таблица В6 Характеристики ситчатых переливных тарелок

Тип тарелки	Диаметр колонны $D$ , мм	Рабочая площадь тарелки $F_p$ , м <sup>2</sup>	Площадь слива $F_{сл}$ , м <sup>2</sup>	Периметр слива $\Pi$ , м	Длина пути жидкости $l_{ж}$ , м	Диаметр отверстий $d_0$ , мм	Шаг разделения отверстий $t$ , мм
ТС	400	0,051	0,004	0,302	0,28	3; 4; 5.	7—12; 8—15; 10—18
	500	0,089	0,010	0,400	0,30		
	600	0,140	0,012	0,480	0,37		
	800	0,410	0,020	0,570	0,52		
	1000	0,713	0,036	0,800	0,59		
ТС-Р	1200	1,010	0,060	0,722	0,86		
	1400	1,368	0,087	0,860	0,93		
	1600	1,834	0,088	0,795	0,97		
	1800	2,294	0,123	1,050	1,09		
	2000	2,822	0,159	1,190	1,34		
	2200	3,478	0,161	1,240	1,46		
	2400	3,900	0,317	1,570	1,60		
	2600	4,780	0,258	1,540	1,70		
	2800	5,640	0,260	1,570	1,83		
	3000	6,430	0,315	1,710	1,98		
	3200	7,270	0,385	1,860	2,11		
	3400	8,310	0,376	1,900	2,26		
	3600	9,000	0,580	2,240	2,40		

Таблица В7 Характеристики клапанных тарелок

Тип тарелки	Диаметр ко- лонны $D$ , мм	Рабочая пло- щадь тарел- ки $F_p$ , м <sup>2</sup>	Периметр слива $\Pi$ , м	Площадь слива $F_{сл}$ , м <sup>2</sup>	Относительное сво- бодное сечение тар- елки (%) при шаге расположения кла- панов $t$		
					50 мм	75 мм	100 мм
ТКП однопо- точная	1000	0,50	0,84	0,14	7,69	5,12	—
	1200	0,79	0,97	0,17	10,44	6,63	5,57
	1400	1,10	1,12	0,22	11,42	7,79	5,84
	1600	1,47	1,26	0,27	13,23	8,25	6,36
	1800	1,83	1,43	0,30	13,23	8,46	6,90
	2000	2,24	1,6	0,45	13,65	9,36	7,03
	2200	2,76	1,74	0,52	14,26	9,44	7,13
	2400	3,21	1,92	0,66	14,55	9,55	7,20
	2600	3,84	2,05	0,74	14,91	9,98	7,71
	2800	4,41	2,23	0,87	15,25	10,12	7,75
	3000	5,01	2,4	1,03	14,87	9,95	7,28
	3200	5,76	2,54	1,14	15,32	10,51	7,70
	3400	6,44	2,72	1,32	15,38	10,22	7,62
	3600	7,39	2,85	1,40	15,87	9,84	7,83
	3800	8,08	3,03	1,61	15,8	10,45	8,66
4000	8,96	3,2	1,82	15,83	10,67	8,08	

Замечания: 1. Площадь прохода паров на ситчатой тарелке

$$F_o = 0.906 \cdot F_p \cdot (d_o/t)^2.$$

- Шаг расположения отверстий в ситчатой тарелке принимается в пределах, указанных в таблице В6, через 1 мм.
- Длина пути жидкости по клапанной тарелке принимается равной значению  $l_{ж}$  для ситчатой переливной тарелки соответствующего диаметра.

## ПРИЛОЖЕНИЕ Г Справочная информация для расчета сушилок

Источник: Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи / И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский и др.: Под общ. ред. В.Н. Соколова. – Л.: Машиностроение, 1982. – С.294-308.

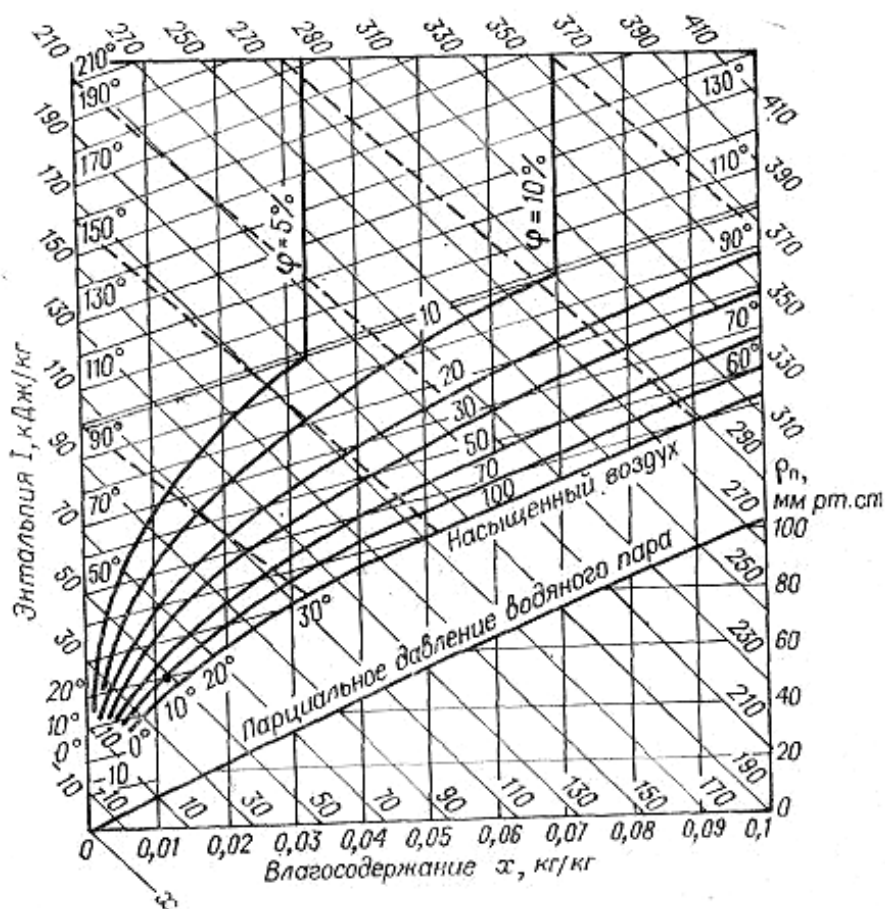


Рисунок Г1 Диаграмма Рамзина для воздуха с температурой  $\leq 200$  °С

Таблица Г1 Средняя скорость отходящих газов в барабанной сушилке

Размер частиц, $d_p$ , мм	Насыпная плотность материала, $\rho_m$ , кг/м <sup>3</sup>				
	350	1000	1400	1800	2200
0,3 – 2	0,75 м/с	3,5 м/с	5,2 м/с	6 м/с	7,5 м/с
> 2	2 м/с	4 м/с	6 м/с	8 м/с	9,5 м/с

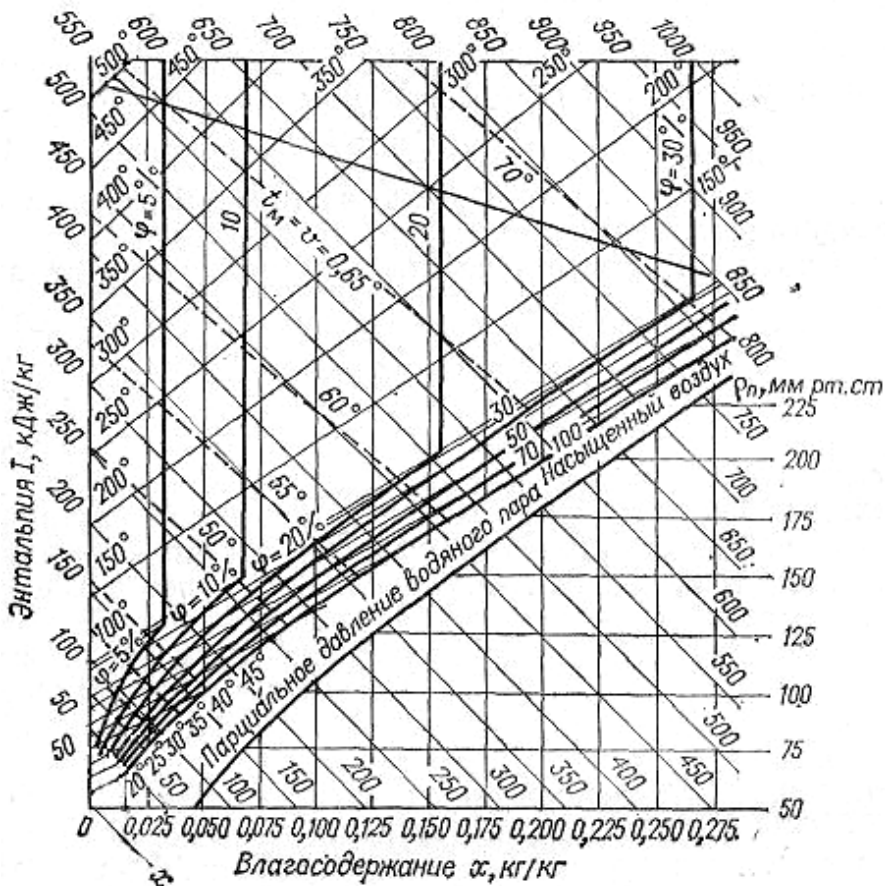


Рисунок Г1 Диаграмма Рамзина для воздуха с температурой  $\leq 500^\circ\text{C}$

Таблица Г2 Основные параметры барабанных сушильных аппаратов

Обозначение	Наружный диаметр и длина барабана, мм		Частота вращения барабана, мин <sup>-1</sup>	Мощность электродвигателя, кВт
	$D_{II}$	$L$		
СБ 1-4 СБ 4-6	1000	4 000	4,06; 5,06; 8,12	3,8; 4,8; 6
СБ 1,2-6 СБ 1,2-8 СБ 1,2-10		6 000 8 000 10 000		4,8; 5,7; 7,5
СБ 1,6-8 СБ 1,6-10 СБ 1,6-12	1600	8 000 10 000 12 000	3,2; 4,3; 6,4	13,2; 16,4; 18,4
СБ 2-8 СБ 2-10 СБ 2-12		8 000 10 000 12 000		17,9; 19,9; 25
СБ 2,2-10 СБ 2,2-12 СБ 2,2-14 СБ 2,2-16	2200	10 000 12 000 14 000 16 000		24; 26; 31,5
СБ 2,5-20 СБ 2,8-20		2500 2800		20 000
СБ 3-18 СБ 3-20	3000	18 000 20 000	2; 3; 4; 6	40; 62,5; 90; 125
СБ 3,2-22		3200		22 000
СБ 3,5-18 СБ 3,5-27	3500	18 000 27 000		66; 100; 140; 200