



**Министерство образования и науки
Российской Федерации
Рубцовский индустриальный институт (филиал)
ФГБОУ ВПО «Алтайский государственный технический
университет им. И.И. Ползунова»**

В.В. Гриценко

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебное пособие для студентов
очной и заочной форм обучения направления
151000.62 «Технологические машины и оборудование»

Рубцовск 2014

УДК 664. 002. 5 (075)

Гриценко В.В. Процессы и аппараты пищевых производств: Учебное пособие для студентов очной и заочной форм обучения направления 151000.62 «Технологические машины и оборудование» / Рубцовский индустриальный институт. – Рубцовск, 2014. – 208 с.

Учебное пособие разработано на основе образовательного стандарта ВПО СТО РИИ АлтГТУ 13.62.1.0815-2011 «Образовательный стандарт учебной дисциплины БЗ.В.ОД.2 «Процессы и аппараты пищевых производств».

В пособии приведены общие сведения, принципы анализа, расчета и моделирования основных процессов и аппаратов пищевых технологий. Рассмотрены закономерности протекания гидромеханических, тепловых, массообменных, биохимических и механических процессов. Представлены вопросы для самоподготовки студентов к контрольным тестированиям.

Предназначено для студентов направления 151000.62 «Технологические машины и оборудование» профиля подготовки бакалавров «Машины и аппараты пищевых производств» всех форм обучения.

Рассмотрено и одобрено
на заседании НМС РИИ.
Протокол №1 от 06.02.14.

Рецензент:
Директор ООО «Савой»

С.А. Волков

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	7
1 СОДЕРЖАНИЕ И ЗАДАЧИ КУРСА «ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ».	
ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ	8
1.1 Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах	9
1.2 Классификация основных процессов пищевой технологии	9
1.3 Основные свойства пищевых продуктов и сырья	10
1.4 Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов	13
1.4.1 Кинетические закономерности основных процессов пищевой технологии	13
1.4.2 Общие принципы расчета машин и аппаратов	14
1.4.3 Требования, предъявляемые к машинам и аппаратам, оценка их технико-экономической эффективности	15
1.4.4 Основные конструкционные материалы и их выбор	15
1.4.5 Определение основных размеров аппаратов	15
1.4.5.1 Расчет аппаратов (машин) периодического действия	17
1.4.5.2 Расчет аппаратов (машин) непрерывного действия	18
1.5 Моделирование и подобие процессов пищевой технологии	19
1.5.1 Виды моделирования	19
1.5.2 Теория подобия	20
1.5.3 Метод анализа размерностей	23
1.5.4 Расчет тепломассообменных аппаратов с учетом фактора масштабного перехода	24
2 ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ	26
2.1 Разделение неоднородных систем	26
2.1.1 Классификация неоднородных систем	26
2.1.2 Методы разделения неоднородных систем	26
2.1.3 Материальный баланс процессов разделения	27
2.1.4 Кинетика разделения неоднородных систем	28
2.2 Отстаивание и осаждение	32
2.2.1 Отстаивание под действием гравитационного поля	32
2.2.2 Осаждение под действием центробежной силы	34
2.2.3 Оборудование для отстаивания и осаждения	35
2.3 Фильтрация	40
2.3.1 Виды фильтрации	40
2.3.2 Движущая сила и скорость процесса	41
2.3.3 Оборудование для фильтрации	43
2.3.4 Расчет фильтровального оборудования	48
2.4 Разделение газовых неоднородных систем	50
2.4.1 Общие сведения	50
2.4.2 Мокрая очистка газов	50
2.4.3 Осаждение под действием электрического поля	53
2.5 Псевдооживление	55

2.5.1 Общие сведения	55
2.5.2 Физические основы псевдооживления и расчетные формулы	55
2.5.3 Аппараты с псевдооживленным слоем	58
2.6 Перемешивание	61
2.6.1 Общие сведения	61
2.6.2 Перемешивание жидких сред	61
2.6.3 Перемешивание пластичных масс	68
2.6.4 Перемешивание сыпучих материалов	69
2.7 Обратный осмос и ультрафильтрация	69
2.7.1 Общие сведения	69
2.7.2 Теоретические основы разделения обратным осмосом и ультрафильтрацией	70
2.7.3 Устройство мембранных аппаратов	72
2.7.4 Расчет аппаратов проточного типа	74
3 ТЕПЛООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	76
3.1 Теплопередача	76
3.1.1 Общие сведения	76
3.1.2 Теплопроводность	77
3.1.3 Конвективный теплообмен (теплоотдача)	77
3.1.4 Тепловое излучение (радиация)	78
3.1.5 Основные критерии теплового подобия и их применение в расчетной практике	79
3.1.6 Связь коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи. Дви- жущая сила теплообменных процессов	81
3.2 Нагревание, испарение, охлаждение и конденсация	82
3.2.1 Нагревание	82
3.2.2 Испарение	85
3.2.3 Конденсация	85
3.2.4 Охлаждение	86
3.2.4.1 Охлаждение до обыкновенных температур	86
3.2.4.2 Охлаждение до температур ниже окружающей среды	87
3.2.5 Устройство теплообменной аппаратуры	88
3.3 Выпаривание	93
3.3.1 Общие сведения	93
3.3.2 Способы выпаривания	94
3.3.3 Устройство выпарных аппаратов	100
3.3.3.1 Выпарные аппараты с естественной циркуляцией	100
3.3.3.2 Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией	101
3.3.3.3 Пленочные выпарные аппараты	102
4 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ	106
4.1 Массопередача	106
4.1.1 Общие сведения	106
4.1.2 Кинетика массопередачи	106
4.1.2.1 Основные уравнения массопередачи	107

4.1.3 Материальный баланс массообменных процессов	108
4.1.4 Основные законы массопередачи	109
4.1.4.1 Критериальные уравнения конвективной диффузии	110
4.1.4.2 Массопередача с твердой фазой. Закон массопроводности	111
4.1.5 Движущая сила массообменных процессов	112
4.1.6 Расчет основных размеров массообменных аппаратов	114
4.2 Абсорбция	116
4.2.1 Общие сведения	116
4.2.2 Физические основы абсорбции	116
4.2.3 Материальный баланс и кинетические закономерности абсорбции	117
4.2.4 Принципиальные схемы абсорбции	118
4.2.5 Конструкции абсорберов	119
4.3 Перегонка и ректификация	121
4.3.1 Общие сведения	121
4.3.2 Теоретические основы процессов	121
4.3.3 Простая перегонка	123
4.3.4 Ректификация	125
4.3.4.1 Ректификационные колонны	127
4.3.4.2 Схемы ректификационных установок	128
4.4 Экстракция в системе жидкость – жидкость	130
4.4.1 Общие сведения	130
4.4.2 Равновесие в системе жидкость – жидкость	131
4.4.3 Массопередача при экстракции	133
4.4.4 Экстракторы для жидкостей	134
4.5 Экстракция в системе твердое тело – жидкость	135
4.5.1 Общие сведения	135
4.5.2 Статика и кинетика выщелачивания	136
4.5.3 Устройство экстракционных аппаратов для выщелачивания	137
4.6 Адсорбция	140
4.6.1 Общие сведения	140
4.6.2 Характеристика адсорбентов	140
4.6.3 Равновесие в процессах адсорбции	141
4.6.4 Статика и кинетика адсорбции	142
4.6.5 Адсорберы	143
4.6.6 Ионообменная адсорбция	144
4.7 Сушка	145
4.7.1 Общие сведения	145
4.7.2 Цель, методы и физические основы сушки	146
4.7.3 Формы связи влаги с материалом	147
4.7.4 Кинетика сушки	148
4.7.5 Материальный и тепловой балансы сушки	149
4.7.6 Типовые конструкции сушилок и области их применения	150
4.8 Кристаллизация	153
4.8.1 Общие сведения	153
4.8.2 Статика процесса	153

4.8.3 Кинетика процесса и условия кристаллизации	154
4.8.4 Аппараты для кристаллизации	155
5 БИОХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ	158
5.1 Общие сведения	158
5.2 Кинетика ферментационных процессов	159
5.3 Массообмен в процессах ферментации	161
5.4 Аппаратура для проведения процессов ферментации	162
6 МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ	164
6.1 Измельчение и классификация твердых материалов	164
6.1.1 Общие сведения	164
6.1.2 Физические основы измельчения	165
6.1.3 Конструкции основных типов измельчающих машин	166
6.1.4 Классификация зернистых материалов	168
6.2 Прессование	168
6.2.1 Общие сведения	168
6.2.2 Обезвоживание и брикетирование	169
6.2.3 Гранулирование и формование	170
6.2.4 Машины для обработки пищевых масс давлением	171
ТЕМАТИЧЕСКИЕ ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ТЕСТИРОВАНИЯМ	176
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ	208

ВВЕДЕНИЕ

«Процессы и аппараты пищевых производств» (ПАПП) – наука о принципах организации и расчета технологических процессов производства продуктов питания, а также проектирования технологической аппаратуры. Возникнув в конце прошлого века, она является научной дисциплиной, которая играет громадную роль в различных современных технологиях пищевых производств. В курсе ПАПП изучается совокупность физических и биохимических процессов и пути их осуществления в промышленном производстве различных продуктов в конкретных технико-экономических условиях.

Процессы пищевой технологии в большинстве своем значительно сложны и зачастую представляют собой сочетание гидродинамических, тепловых, массообменных, биохимических и механических процессов.

Основная цель науки ПАПП состоит в анализе элементарных технологических приемов и функционирования типичных аппаратов – в отдельности и различных сочетаниях. В качестве главных выделим здесь две задачи: а) изучение закономерностей и математическое описание технологических приемов и их совокупностей, разработка расчетных методов перехода от процесса в лабораторной установке к крупным промышленным аппаратам; б) усовершенствование существующих и разработка новых технологических приемов, создание методики их расчета.

Таким образом, курс ПАПП является в значительной мере «синтетической» наукой; здесь широко используются инструментарий математики и знания из ряда областей физики, прикладной механики, технической термодинамики, физической химии и других дисциплин.

Курс ПАПП служит базой для ряда других дисциплин, использующих его методы и результаты при решении своих задач. В то же время ПАПП нередко вторгается в область некоторых других дисциплин, в чем-то пересекаясь с ними, изучая проблемы, представляющие совместный интерес.

Курс ПАПП призван дать студенту достаточно широкие знания, позволяющие ему в дальнейшем самостоятельно ориентироваться в конкретных технологических процессах – в их анализе, математическом описании и инженерном расчете, в подходах к конструированию аппаратуры.

1 СОДЕРЖАНИЕ И ЗАДАЧИ КУРСА «ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ». ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Курс «Процессы и аппараты пищевых производств» является специальным переходным курсом от общеинженерного цикла дисциплин к специальному, для инженеров-технологов и механиков пищевых производств.

Современное учение о процессах и аппаратах опирается на прочный фундамент химии, физики, математики, ряда инженерных и экономических дисциплин – механики, теплотехники, электротехники, технической кибернетики, материаловедения, промышленной экономики и других смежных областей знания, которые являются базой курса. Однако как наука учение о процессах и аппаратах имеет свой ясно очерченный предмет, свои экспериментальные и расчетные методы и теоретические закономерности.

В курсе «Процессы и аппараты пищевых производств» изучаются совокупность физических и биохимических процессов и пути их осуществления в промышленном производстве различных продуктов в конкретных технико-экономических условиях. При этом обращается особое внимание на их экономическую целесообразность.

Любой технологический процесс, несмотря на различие методов, представляет собой ряд взаимосвязанных типовых технологических стадий, протекающих в аппаратуре определенного класса. Однако высокие требования к качеству продукции, эффективности производства, снижению его энерго- и материалоемкости, охране окружающей среды определяют специфику, отличающую эти технологические стадии получения пищевых продуктов и аппаратурно-технологическое оформление от подобных процессов в других отраслях народного хозяйства.

Процессы пищевой технологии в большинстве своем значительно сложны и зачастую представляют собой сочетание гидродинамических, тепловых, массообменных (диффузионных), биохимических и механических процессов.

По существу, курс является теоретической основой пищевой технологии, позволяющей проанализировать и рассчитать процесс, определить оптимальные параметры, разработать и рассчитать аппаратуру для его проведения. В нем изучаются закономерности масштабного перехода от лабораторных процессов и аппаратов к промышленным. Знание этих закономерностей необходимо для проектирования и создания современных многотоннажных промышленных процессов пищевой технологии.

Технолог и механик пищевой промышленности должны быть специалистами с широким инженерным кругозором, понимающими научные принципы аппаратурно-технологического оформления процессов, умеющими оценить основные технико-экономические характеристики оборудования и выбрать оптимальные, выявить резервы повышения интенсивности и экономичности процессов, снижения расходных норм и себестоимости продукции. Они должны также владеть методами научных исследований для повышения эффективности производства.

1.1 Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах

Учение о процессах и аппаратах возникло в начале прошлого века. В России основы науки о процессах и аппаратах были заложены известными учеными-инженерами А.К. Крупским в Петербургском технологическом институте и И.А. Тищенко в Московском высшем техническом училище. При этом были использованы богатый фактический материал, накопленный в промышленности, и то огромное идейное наследие в области химической технологии, которое оставил Д.И. Менделеев [1].

Впервые в России систематический курс основных процессов и аппаратов химической технологии был прочитан И.А. Тищенко в 1913 г. Быстрый прогресс этой науки начался в 20 – 30-х гг. прошлого века [1].

Большой вклад в разработку отдельных разделов науки о процессах и аппаратах внесли И.А. Тищенко - автор расчетов выпарных установок, Д.П. Коновалов – автор классических исследований в области перегонки жидкостей, опубликовавший в 1921 – 1924 гг. курс «Материалы и процессы химической технологии» [1].

Следует отметить, что процессы и аппараты химической и пищевой технологий не имеют принципиального различия: используются одни и те же законы, методы расчета оборудования. Тем не менее, специфика, связанная с пищевыми производствами, нашла отражение в изложении курса, в методиках расчета ряда процессов и аппаратов, в конструкциях аппаратов и машин [1].

1.2 Классификация основных процессов пищевой технологии

Развитие науки о процессах и аппаратах позволило создать систему понятий и научно обоснованную классификацию процессов пищевой технологии.

Рассмотрим основные понятия, такие как производственный процесс, технология и технологический аппарат, машина.

Производственный процесс (от лат. processus – продвижение) – это совокупность последовательных действий для достижения определенного результата.

Технология – это ряд приемов, проводимых направленно с целью получения из исходного сырья продукта с наперед заданными свойствами. Задача технологии как науки заключается в выявлении физических, химических, механических и других закономерностей с целью определения и использования на практике наиболее эффективных и экономичных производственных процессов.

Технологический аппарат (от лат. apparatus – оборудование) – это устройство, приспособление, оборудование, предназначенное для проведения технологических процессов.

Машина – устройство, выполняющее механические движения с целью преобразования энергии или материалов. Технологические машины преобразуют форму, свойства и положение обрабатываемого материала.

Все многообразие основных процессов пищевой технологии в зависимости от закономерностей их протекания можно свести к пяти основным группам: гидромеханические, теплообменные, массообменные, механические, биохимические [1].

Гидромеханические процессы – это процессы, скорость которых определяется законами механики и гидродинамики. К ним относятся процессы перемещения жидкостей и газов по трубопроводам и аппаратам, перемешивания в жидких средах, разделения суспензий и эмульсий путем отстаивания, фильтрации, центрифугирования, псевдооживления зернистого материала.

Теплообменные процессы – это процессы, связанные с переносом теплоты от более нагретых тел (или сред) к менее нагретым. К ним относятся процессы нагревания, пастеризации, стерилизации, охлаждения, конденсации, выпаривания и т.п. Скорость тепловых процессов определяется законами теплопередачи.

Массообменные, или диффузионные, процессы – процессы, связанные с переносом вещества в различных агрегатных состояниях из одной фазы в другую. К ним относятся абсорбция и десорбция, перегонка и ректификация, адсорбция, экстракция, растворение, кристаллизация, увлажнение, сушка, сублимация, диализ, ионный обмен и др. Скорость массообменных процессов определяется законами массопередачи.

Механические процессы – это процессы чисто механического взаимодействия тел. К ним относятся процессы измельчения, классификации (фракционирования) сыпучих материалов, прессования и др.

Химические и биохимические процессы – процессы, связанные с изменением химического состава и свойств вещества, скорость протекания которых определяется законами химической кинетики.

1.3 Основные свойства пищевых продуктов и сырья

Многие пищевые продукты представляют собой однородные и неоднородные смеси.

К однородным смесям относятся растворы, например сахарные, водно-спиртовые, соки и т.д. Однородные смеси характеризуются концентрацией растворенного вещества.

К неоднородным относятся смеси твердого, вещества с жидкостью, а также смеси различных нерастворимых одна в другой жидкостей. Для характеристики неоднородных смесей вводят понятие объемной или массовой доли, например доли твердого вещества в жидкости.

Все свойства веществ можно разделить на физические (плотность, удельный вес, вязкость, поверхностное натяжение и др.) и теплофизические (удельная теплоемкость, теплопроводность, температуропроводность и др.). Данные об этих свойствах для некоторых веществ и растворов в зависимости от температуры и давления приводятся в справочниках.

Рассмотрим основные свойства веществ.

Плотность ρ – это отношение массы M тела (вещества) к его объему V . Описывается формулой $\rho = M/V$ и выражается в килограммах на 1 м^3 , тоннах на 1 м^3 или граммах на 1 см^3 [1].

Плотность представляет собой величину, обратную удельному объему $v_{\text{уд}}$, т.е. объему, занимаемому единицей массы вещества; $\rho = 1/v_{\text{уд}}$, где $v_{\text{уд}} = V/M$.

Плотность раствора зависит от его концентрации C .

Отношение плотностей двух веществ называется относительной плотностью. Обычно относительную плотность веществ определяют относительно плотности дистиллированной воды: $\rho_{отн} = \rho/\rho_в$, где ρ – плотность вещества; $\rho_в$ – плотность воды.

Для характеристики сыпучих продуктов (зерна, сахарного песка, картофельной крупки и т.д.) вводится понятие *насыпной плотности* [1]

$$\rho_n = (1-\varepsilon)\rho_{тв},$$

где ρ_n – насыпная плотность сыпучего продукта, кг/м³; ε – порозность (пористость) сыпучего материала; $\varepsilon = V_{п}/V_H$; $V_{п}$ – объем пустот свободно насыпанного материала, м³; V_H – объем свободно насыпанного материала, м³; $\rho_{тв}$ – действительная плотность частиц материала, кг/м³.

Для свободно насыпанных материалов порозность обычно находится в пределах $\varepsilon = 0,38 \dots 0,42$.

Плотность суспензии можно определять по формуле [1]

$$\rho_c = \rho_{тв} \cdot \varphi + \rho_{ж}(1 - \varphi),$$

где $\rho_{тв}$ – плотность твердых частиц в суспензии, кг/м³; φ – доля твердых частиц в суспензии; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м³.

Удельный вес γ – это отношение веса тела (вещества) к его объему. В отличие от плотности удельный вес не является физико-химической характеристикой вещества, так как зависит от места измерения. Между удельным весом и плотностью существует соотношение $\gamma = \rho g$, где g – ускорение свободного падения, м/с² (9,81 м/с²) [1].

Вязкость – это свойство газов и жидкостей сопротивляться действию внешних сил, вызывающих их течение [1].

Различают динамическую и кинематическую вязкость жидкостей и газов.

Динамическая вязкость μ (в Па·с) может быть выражена формулой

$$\mu = (P/F)(dl/dv),$$

где P – сила, приложенная извне, Н; F – площадь действия силы, м² (P/F – давление сдвига, Па); l – расстояние между слоями, м; v – скорость сдвига, м/с.

Для ньютоновских сред динамическая вязкость характеризует сопротивление ламинарному течению. Если изменение скорости течения при удалении от поверхности слоя на расстояние 1 м по нормали равно 1 м/с, то напряжение сдвига составляет 1 Па.

Динамическая вязкость зависит от температуры и определяется экспериментально, а также по справочникам. При 20 °С динамическая вязкость воды составляет $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с [1].

Кинематическая вязкость (или коэффициент кинематической вязкости) определяется по формуле $\nu = \mu/\rho$ и выражается в квадратных метрах в секунду. Кинематическая вязкость среды плотностью 1 кг/м³, динамическая вязкость которой равна 1 Па·с, составляет 1 м²/с [1].

Многие жидкости, используемые в пищевой промышленности, не подчиняются закону внутреннего трения Ньютона. Такие жидкости, а к ним относятся растворы полимеров, дисперсные и пластические системы и др., называют *неньютоновскими*.

Для *ньютоновских* жидкостей зависимость между напряжением сдвига τ и градиентом скорости dv/dl согласно закону внутреннего трения Ньютона выражается прямой, проходящей через начало координат с тангенсом угла наклона, равным динамической вязкости μ .

Динамическая вязкость *неньютоновских* жидкостей не остается постоянной, а изменяется в зависимости от скорости сдвига, его продолжительности, а также от конструкции трубопровода или аппарата.

Зависимости напряжения сдвига τ от dv/dl для неньютоновских жидкостей являются криволинейными. Эти зависимости называются кривыми течения. Сопротивление таких жидкостей ламинарному течению определяется эффективной вязкостью $\mu_{эф}$ [1].

Эффективную вязкость определяют по уравнению

$$\mu_{эф} = K(dv/dl)^{n-1},$$

где K – показатель консистентности; n – индекс течения [1].

Поверхностное натяжение σ (Н/м) – это величина, численно равная работе, которую нужно затратить для того, чтобы при постоянной температуре увеличить на единицу площади поверхность раздела фаз. Поверхностное натяжение жидкости определяют так же, как величину, численно равную силе, действующей на единицу длины контура поверхности раздела и стремящейся сократить эту поверхность до минимума. Благодаря поверхностному натяжению капля жидкости при отсутствии внешних воздействий принимает форму шара.

Поверхностное натяжение зависит от температуры и уменьшается с ее повышением [1, 2].

Теплоемкость – это отношение количества теплоты, подводимой к веществу, к соответствующему изменению его температуры. Теплоемкость единицы количества вещества называется удельной теплоемкостью c [Дж/(кг·К) или Дж/(моль·К)].

Удельная теплоемкость зависит от того, при каком процессе (изобарном, изохорном, адиабатном, изотермическом) происходит обмен энергией между веществом и окружающей средой.

Массовая удельная теплоемкость показывает, какое количество теплоты надо сообщить веществу массой 1 кг, чтобы повысить его температуру на один градус [1].

Теплоемкость жидкостей и газов зависит от температуры и увеличивается с ее повышением. Экспериментальные значения удельных теплоемкостей пищевых продуктов приводятся в соответствующих справочниках в виде таблиц и эмпирических формул. Например, удельную теплоемкость карамельной массы [в Дж/(кг·К)] при температурах свыше 85 °С приблизительно можно рассчитать по эмпирической зависимости [3]

$$c_K = 4186,8(0,43 + 0,0025[t_{CP} - 85]),$$

где t_{CP} – средняя температура карамельной массы, °С.

Теплопроводность – это перенос энергии от более нагретых участков тела (вещества) к менее нагретым, в результате теплового движения и взаимодействия микрочастиц, приводящий к выравниванию температуры тела.

Интенсивность теплопроводности в твердых материалах, жидкостях и газах характеризуется **коэффициентом теплопроводности** λ [Вт/(м·К)], который является теплофизическим параметром вещества и показывает, какое количество теплоты проходит через 1 м² поверхности в течение 1 ч при градиенте изменения температур в направлении, перпендикулярном к изотермической поверхности, равном 1. Измеряется теплопроводность в Вт/(м·К) [1].

Температуропроводность a – является основной теплофизической характеристикой, определяется по таблицам или рассчитывается, если известны коэффициенты теплопроводности, теплоемкости и плотность вещества, по формуле [1]

$$a = \lambda / (c\rho).$$

Измеряется температуропроводность в м²/с или м²/ч.

1.4 Принципы анализа и расчета процессов и аппаратов

1.4.1 Кинетические закономерности основных процессов пищевой технологии

Кинетика – это учение о скоростях и механизмах процессов, в том числе гидродинамических, тепло- и массообменных. Кинетика является научной основой создания новых и совершенствования существующих процессов пищевой технологии [1].

Знание кинетических закономерностей процессов необходимо для расчета основных размеров аппаратов. Общие кинетические закономерности процессов пищевой технологии, за исключением механических процессов, формулируются в виде **общего закона кинетики**: *скорость процесса прямо пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению*. Величина, обратная сопротивлению, называется коэффициентом скорости процесса.

Согласно определению общее кинетическое уравнение имеет вид [1]

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta, \quad (1.1)$$

где V – количество массы или энергии; F – площадь, через которую проходит масса или энергия; τ – продолжительность процесса; Δ – движущая сила; R – сопротивление; K – коэффициент скорости, обратный сопротивлению.

При изучении всех перечисленных ранее процессов используются однотипные дифференциальные уравнения и однотипный математический аппарат: дифференциальные уравнения, полученные теоретическим путем, на основе теории подобия преобразуют в критериальные уравнения, которые приводят по экспериментальным данным к расчетному виду. По критериальным уравнениям определяют коэффициенты скорости процессов, используемые в дальнейшем для расчета рабочего объема или площади поверхности аппаратов.

1.4.2 Общие принципы расчета машин и аппаратов

Расчет машин и аппаратов предусматривает [1] определение массовых потоков перерабатываемых материалов, а также количество необходимой энергии, оптимальной площади теплообменной поверхности (объема) аппарата или продолжительности процесса, основных размеров машин и аппаратов.

Анализ процессов и расчет машин и аппаратов проводят в следующем порядке [1]: составляют материальный и энергетический балансы процесса; исходя из статики, определяют направление течения процесса и условия равновесия; вычисляют движущую силу; на основании кинетики определяют скорость процесса. По данным о скорости процесса и величине движущей силы при найденном оптимальном режиме процесса определяют основной размер аппарата - рабочий объем или рабочую площадь поверхности. По основному размеру определяют все остальные размеры аппарата.

Материальный баланс составляют на основании закона сохранения массы: количество поступающих материалов ΣG_H должно быть равно количеству конечных продуктов ΣG_K , получаемых в результате проведения процесса:

$$\Sigma G_H = \Sigma G_K. \quad (1.2)$$

На основании материального баланса определяют выход продукта, т.е. выраженное в процентах отношение полученного количества продукта к максимально возможному. Выход продукта рассчитывают на единицу затраченного сырья.

Материальный баланс составляют для всех веществ либо для одного вещества за выбранную единицу времени или за одну операцию.

Тепловой баланс составляют на основе закона сохранения энергии: количество энергии ΣQ_H , введенной в процесс, должно быть равно количеству выделившейся энергии:

$$\Sigma Q_H = \Sigma Q_K + \Sigma Q_{II}, \quad (1.3)$$

где ΣQ_K – количество отводимой теплоты; ΣQ_{II} – потери теплоты в окружающее пространство.

Вводимая в процесс теплота ΣQ_H складывается из теплоты Q_1 , поступающей с исходными материалами, теплоты Q_2 , подводимой, например, теплоносителями, и теплоты физических или химических превращений Q_3 .

Количество отводимой теплоты ΣQ_K складывается из теплоты, уходящей с конечными продуктами и отводимой теплоносителями.

Из теплового баланса определяют расход греющего пара, воды и других теплоносителей.

По величинам, характеризующим рабочие и равновесные параметры, определяют и движущую силу процесса, затем рассчитывают кинетику процесса и определяют коэффициент скорости процесса K .

Самой сложной частью расчета аппаратов является определение движущей силы процесса и коэффициента скорости, которые зависят от гидродинамической обстановки в аппарате и изменяются при масштабном переходе от лабораторных аппаратов к промышленным.

1.4.3 Требования, предъявляемые к машинам и аппаратам, оценка их технико-экономической эффективности

К аппаратам и машинам предъявляют следующие требования [1]: аппарат (машина) должен быть высокоэффективным (высокопроизводительным), надежным, мало энерго-и металлоемким, удовлетворять требованиям безопасности работы и быть удобным в обслуживании.

Эксплуатационные достоинства определяются удобством обслуживания, простотой и низкими затратами на эксплуатацию.

Степень совершенства конструкции характеризуют технико-экономические показатели: производительность оборудования, расходные коэффициенты, стоимость и расходы на его эксплуатацию, себестоимость продукции.

1.4.4 Основные конструкционные материалы и их выбор

Выбор материала для изготовления оборудования пищевых производств начинается с изучения рабочих условий, в которых предстоит работать оборудованию: давления, температуры, коррозионной агрессивности среды и других факторов. При этом учитывают важнейшие свойства материала: прочность, тепловую и химическую стойкость, физические свойства, а также технологические характеристики, состав и структуру материала, стоимость и доступность.

В пищевом машиностроении для изготовления машин и аппаратов наиболее часто применяют стали, чугуны, цветные металлы, стекло и пластмассы.

Стоит обратить внимание, что конструкционный материал для изготовления аппаратов, работающих в агрессивных средах, должен обладать высокой химической стойкостью. Преждевременный выход машин и их деталей из строя часто является следствием неправильного выбора материала для их изготовления.

Продукты коррозии являются причиной снижения качества продукта, загрязняя его. Они могут испортить цвет, ухудшить вкус, придать запах продукту. Кроме того, материал аппарата может служить катализатором, интенсифицирующим течение побочных процессов. Контакт обрабатываемых веществ с коррозионностойким материалом может в некоторых случаях препятствовать проведению процессов, например биохимических.

1.4.5 Определение основных размеров аппаратов

Машины и аппараты по принципу организации процесса бывают периодического, непрерывного и смешанного действия.

В *периодическом процессе* отдельные его стадии (например, загрузка теста в смеситель, нагрев, смешение и выгрузка) осуществляются в одном аппарате (машине), но в определенной последовательности.

В *непрерывном процессе* отдельные его стадии осуществляются одновременно, но в разных местах одной машины или аппарата или в разных машинах и аппаратах.

В *смешанных процессах* отдельные стадии осуществляются периодически в машинах и аппаратах периодического действия, а другие стадии – в машинах и аппаратах непрерывного действия.

В зависимости от изменения параметров процесса (температур, давлений, скоростей, концентраций и т.д.) во времени, они делятся на *установившиеся (стационарные)* и *неустановившиеся (нестационарные)*.

Для характеристики периодических и непрерывных процессов используют следующие понятия:

- продолжительность процесса τ – время, необходимое для завершения всех его стадий от загрузки исходного сырья до выгрузки готового продукта;
- период процесса $\Delta\tau$ – время от начала загрузки исходного сырья данной партии до начала загрузки исходного сырья следующей партии;
- степень непрерывности $\tau/\Delta\tau$ – частное от деления продолжительности процесса на его период.

Периодический процесс характеризуется периодом $\Delta\tau > 0$, степенью его непрерывности $\tau/\Delta\tau < 1$ и единством места осуществления отдельных стадий процесса.

Непрерывный процесс характеризуется периодом $\Delta\tau \rightarrow 0$, степенью его непрерывности $\tau/\Delta\tau \rightarrow \infty$ и единством места проведения отдельных стадий.

По распределению концентраций (температур) в рабочем объеме аппараты бывают идеального смешения, идеального вытеснения и промежуточного типа.

В *аппаратах идеального смешения* концентрация (температура) во всем объеме одинакова и равна концентрации (температуре) на выходе из аппарата.

В *аппарате идеального вытеснения* концентрация (температура) меняется плавно от начальной до конечной.

В реальных аппаратах поле концентраций (температур), как правило, отличается от схем идеального перемешивания и идеального вытеснения. Они относятся к аппаратам промежуточного типа.

В *аппаратах промежуточного типа* распределение, или поле, концентраций (температур) в рабочем объеме можно характеризовать числом псевдосекций идеального смешения или коэффициентами диффузии.

Распределение концентраций (температур) в аппарате необходимо знать для вычисления средней движущей силы процесса и времени пребывания.

Рассмотрим характер изменения температур в аппаратах непрерывного действия идеального смешения, идеального вытеснения и промежуточного типа (рисунок 1.1).

В аппарате идеального смешения (рисунок 1.1, *а*) жидкость идеально перемешана. Температура поступающей в аппарат жидкости t_H мгновенно принимает значение температуры жидкости в аппарате t_K , которая равняется конечной температуре жидкости на выходе из аппарата.

В аппарате идеального вытеснения (рисунок 1.1, *б*) поступающие в аппарат объемы жидкости не смешиваются с предыдущими, полностью вытесняя их. В результате этого температура жидкости плавно меняется по длине или высоте аппарата от t_H до t_K .

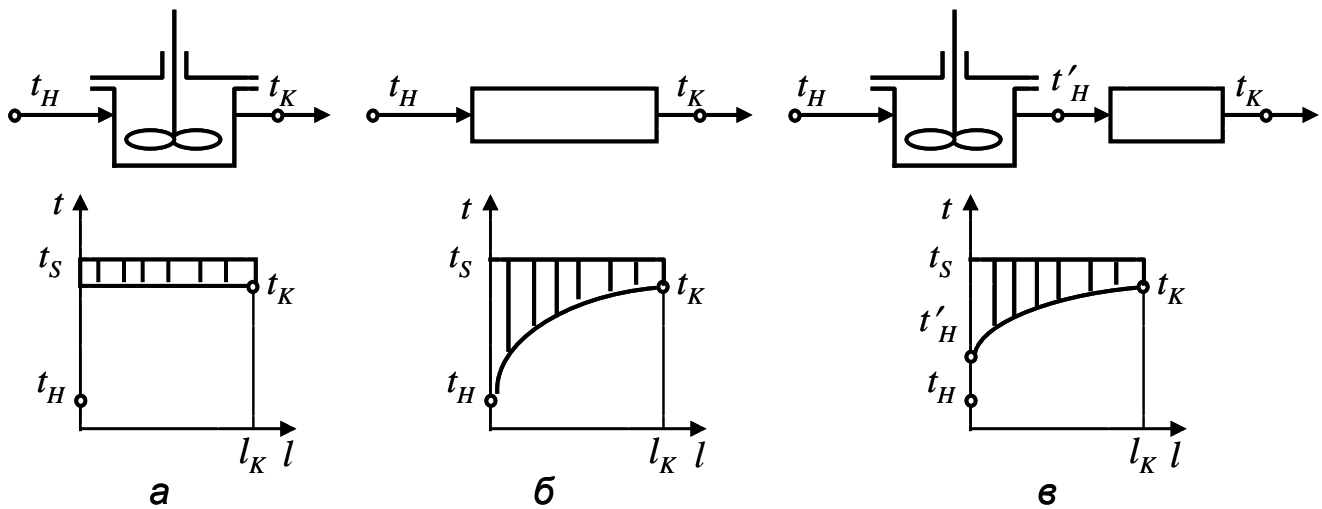


Рисунок 1.1 – Характер изменения температуры при нагревании жидкости в аппаратах:

a – идеального смешения; *б* – идеального вытеснения; *в* – промежуточного типа; t_S – некоторая предельная температура в процессе (например, температура греющего пара)

В аппаратах промежуточного типа (рисунок 1.1, *в*) отсутствует идеальное смешение жидкости, но нет и идеального вытеснения. Вследствие этого температура жидкости изменяется первоначально скачкообразно от t_H до t'_H , как в аппарате идеального смешения, а затем плавно изменяется от t'_H до t_K , как в аппарате идеального вытеснения.

Движущей силой процесса является разность между предельной температурой и рабочей. На рисунке 1.1 показано изменение движущей силы (разности температур), пропорциональное величинам заштрихованных площадей. Максимальные величины движущей силы соответствуют аппаратам идеального вытеснения, минимальные – аппаратам идеального смешения, промежуточные – аппаратам промежуточного типа

Если рабочий объем аппарата идеального смешения V_p разделить на N последовательно соединенных секций объемом каждая V_p/N , то движущую силу можно значительно увеличить, причем чем больше N , тем больше будет и движущая сила. Практически при $N=8...16$ движущая сила такого аппарата промежуточного типа будет приближаться к движущей силе в аппарате идеального вытеснения.

1.4.5.1 Расчет аппаратов (машин) периодического действия

При расчете аппаратов (машин) [1] периодического действия задаются производительностью в единицу времени (в час, сутки и т.д.) V_τ и периодом процесса $\Delta\tau$.

Число партий продукта в сутки, которое производится одним аппаратом или машиной, $b=24/\Delta\tau$.

Число партий, которое должно быть выпущено в сутки для достижения заданной производительности V_τ , $a = V_\tau / V_p$, где V_p – рабочий объем аппарата.

Требуемое число аппаратов или машин $n = a/b = V_\tau \Delta\tau / (24 V_p)$.

Если заданная производительность обеспечивается работой одного аппарата или машины ($n=1$), то его рабочий объем $V_p = V_\tau \Delta\tau / 24$.

1.4.5.2 Расчет аппаратов (машин) непрерывного действия

Для аппарата идеального вытеснения, в котором протекает массообменный процесс, приводящий к изменению концентрации исходного продукта от x_n до x_k , основное уравнение можно записать в интегральной форме так [1]:

$$\frac{M}{V_p \tau} = K_v \Delta x_{cp}, \quad (1.4)$$

где M – масса получаемого продукта; V_p – рабочий объем аппарата; τ – продолжительность процесса; K_v – объемный коэффициент скорости процесса; Δx_{cp} – средняя движущая сила процесса.

В общем случае Δx_{cp} определяется как средняя величина движущей силы в пределах изменения концентраций от x_n до x_k [1]:

$$\Delta x_{cp} = \frac{1}{x_k - x_n} \int_{x_n}^{x_k} \Delta x dx.$$

Если объем сырья, перерабатываемого в единицу времени, составляет V_τ , то средняя массовая производительность аппарата в единицу времени (в кг/с, кг/ч) [1]

$$M_\tau = \frac{M}{\tau} = V_\tau (x_k - x_n), \quad (1.5)$$

а рабочий объем аппарата

$$V_p = \frac{V_\tau (x_k - x_n)}{K_v \Delta x_{cp}}. \quad (1.6)$$

Между производительностью аппарата и его рабочим объемом существует определенная связь.

Из уравнения расхода $V_\tau = fv$, где f – площадь поперечного сечения аппарата; v – линейная скорость. Умножим и разделим правую часть этого уравнения на длину аппарата L , тогда $V_\tau = fLv/L = V_p / \tau$, или

$$V_p = V_\tau \tau. \quad (1.7)$$

Продолжительность процесса τ определим из сопоставления уравнений (1.1) и (1.2):

$$\tau = \frac{x_k - x_n}{K_v \Delta x_{cp}}. \quad (1.8)$$

Если V_p оказывается значительным, то устанавливают несколько параллельно работающих аппаратов с рабочими объемами $V_n = V_p/n$.

1.5 Моделирование и подобие процессов пищевой технологии

1.5.1 Виды моделирования

Для ограничения большого потока информации о процессе, при его изучении, создают его модель, которая отражает отдельные явления изучаемого процесса.

Применяют два вида моделирования [1, 2]: физическое и математическое. При физическом моделировании изучение данного процесса происходит на физической модели.

Математическое моделирование предусматривает математическое описание модели изучаемого процесса (в виде математических выражений). При этом физический процесс заменяют алгоритмом, моделирующим его. Затем устанавливают адекватность модели изучаемому процессу. Методы математического моделирования в сочетании с ЭВМ позволяют при относительно небольших материальных затратах изучать различные варианты аппаратурно-технологического оформления процесса, находить оптимальные.

При математическом моделировании используют также свойство изоморфности дифференциальных уравнений, которое является отражением единства законов природы и позволяет с помощью одностипных дифференциальных уравнений описать различные по своей физической природе явления. Существует аналогия между процессами, различными по своей сущности: электрическими, гидродинамическими, тепловыми и массообменными. Эти процессы описываются одностипными дифференциальными уравнениями [1]:

- перенос электричества (закон Ома):

$$i = -\frac{1}{R} \frac{dU}{dx}; \quad (1.9)$$

- перенос количества энергии (закон трения Ньютона):

$$\tau = -\mu \frac{dv}{dx}; \quad (1.10)$$

- перенос вещества (закон Фика):

$$m = -D \frac{dC}{dx}; \quad (1.11)$$

- перенос теплоты (закон Фурье):

$$q = -\lambda \frac{dt}{dx}, \quad (1.12)$$

где dU/dx , dv/dx , dC/dx , dt/dx – градиенты соответственно напряжения, скорости, концентрации и температуры; здесь i – сила тока; τ – касательное напряжение; m – массовый поток; D – коэффициент диффузии; q – тепловой поток; R – электрическое

сопротивление; λ – коэффициент теплопроводности; μ – коэффициент динамической вязкости.

Если ввести соответствующие пересчетные коэффициенты, то любой из перечисленных процессов можно смоделировать переносом электричества. На исследовании электрических моделей основаны работы аналоговых вычислительных машин, позволяющих моделировать физико-химические и биохимические процессы различной природы. Применение принципа аналогии превращает модель в счетно-решающее устройство, что в определенной степени устраняет различие между теоретическим и экспериментальным исследованиями процесса.

1.5.2 Теория подобия

Она дает ответ на вопрос, как следует поставить эксперимент и обработать полученные результаты и на какие процессы их можно распространить, установить условия эксперимента, при которых число опытов будет минимальным; определить наименьшее количество измеряемых величин и правильно обработать результаты экспериментов, установить области применимости полученных результатов.

Процессы пищевой технологии сложны. В ряде случаев для их математического описания удастся составить дифференциальные уравнения, которые, однако, как правило, неразрешимы. Объясняется это тем, что дифференциальное уравнение описывает целый класс процессов, в пределах которого действуют применяемые законы, и не учитывает частных особенностей отдельных процессов.

Чтобы описать частный процесс, дифференциальное уравнение следует дополнить данными, характеризующими этот частный процесс. Такие данные называются *условиями однозначности* и позволяют из всего класса процессов, описываемого данным дифференциальным уравнением, выделить конкретный единичный процесс.

Если процессы описываются одним и тем же дифференциальным уравнением или системой дифференциальных уравнений при подобных условиях однозначности, такие процессы подобны.

К условиям однозначности относятся геометрические условия, характеризующие размеры и форму аппарата, в котором протекает процесс; физические свойства среды; граничные условия, характеризующие взаимодействия среды с телами, ограничивающими объем, в котором протекает процесс; начальные условия системы, т.е. ее состояние в момент когда начинается изучение процесса.

Подобие условий однозначности включает геометрическое подобие аппаратов, подобие физических величин, временно'е подобие, подобие граничных и начальных условий.

Геометрическое подобие аппаратов заключается в том, что отношение всех сходственных размеров сравниваемых аппаратов является величиной по-

стоянной. Например, если два аппарата (рисунок 1.2) геометрически подобны, то

$$H'/H''=h'/h''=D'/D''=d'/d''=K_l;$$

$$H'=H'' K_l; h'=h'' K_l \text{ и т.д.,}$$

где K_l – масштабный коэффициент геометрического преобразования, являющийся постоянной величиной для сравниваемых аппаратов.

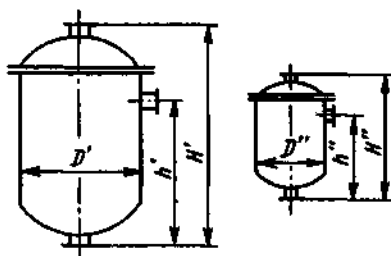


Рисунок 1.2 – Геометрически подобные аппараты

Наглядным примером геометрического подобия служат географические карты, которые различаются только масштабом.

Временно'е подобие заключается в том, что отношение между интервалами времени завершения аналогичных стадий процесса сохраняется постоянным.

Например, продолжительность нагрева смеси до температуры кипения в первом аппарате составляет τ_1 а во втором – τ''_1 . Продолжительность испарения определенного количества воды составляет соответственно τ_2 и τ''_2 . Тогда временно'е подобие процессов будет характеризоваться соотношением

$$\tau_1 / \tau''_1 = \tau_2 / \tau''_2 = K_\tau,$$

откуда

$$\tau_1 = K_\tau \tau''_1; \tau_2 = K_\tau \tau''_2,$$

где K_τ , – масштабный множитель временно'го подобия.

Временно'е подобие процессов называется гомохронностью. В случае, когда $K_\tau = 1$, имеет место синхронность процессов, являющаяся частным случаем гомохронности.

Подобие физических величин имеет место при соблюдении геометрического и временно'го подобия. В этом случае говорят также о подобии полей физических величин.

Например, $\rho'_1/\rho''_1 = \rho'_2/\rho''_2 = \rho'_3/\rho''_3 = \dots = K_\rho$, откуда $\rho'_1 = K_\rho \rho''_1$; $\rho'_2 = K_\rho \rho''_2$ и т. д., или $\mu'_1/\mu''_1 = \mu'_2/\mu''_2 = \mu'_3/\mu''_3 = \dots = K_\mu$, откуда $\mu'_1 = K_\mu \mu''_1$; $\mu'_2 = K_\mu \mu''_2$ и т. д., где ρ' , μ' – значения плотности и вязкости в первом из сравниваемых процессов; ρ'' , μ'' – то же во втором процессе; K_ρ и K_μ – масштабные множители соответствующих физических величин (плотности и вязкости), имеющие свое численное значение для каждой физической величины.

Поле физической величины называют совокупность мгновенных локальных значений этой величины во всем рабочем объеме, в котором протекает процесс.

Подобие граничных условий заключается в том, что отношение всех значений величин, характеризующих эти условия, для сходственных точек в сходственные моменты времени сохраняется *постоянным*.

Подобие начальных условий означает, что в начальный момент, когда начинается изучение процесса, соблюдается подобие полей физических величин, характеризующих процесс.

Если все индивидуальные признаки различных процессов, входящих в один класс, подобны, то процессы также подобны, т.е. подобные процессы представляют собой один процесс, протекающий в различных масштабах, так как подобные процессы описываются одинаковыми дифференциальными уравнениями, а индивидуальные признаки процессов (условие однозначности) различаются масштабом.

В каждом подобном процессе комплексы переменных величин могут изменяться в пространстве и во времени, но в любых сходственных точках рабочего объема в сходственные моменты времени эти комплексы принимают одно и то же значение. Безразмерные комплексы, составленные по такому типу, называются *критериями подобия* или числами подобия.

Получение критериев подобия из дифференциального уравнения сводится к следующим операциям [1]: 1) составляется дифференциальное уравнение процесса; 2) дифференциальное уравнение приводится к безразмерному виду делением обеих частей уравнения на правую или левую часть или делением всех слагаемых на один из членов с учетом его физического смысла; 3) вычеркиваются символы дифференцирования. Символы степеней дифференциалов сохраняются.

Кроме критериев подобия, получаемых из дифференциальных уравнений, используются также *параметрические критерии*, представляющие собой отношение двух одноименных величин и вытекающие непосредственно из условий задачи исследования.

Например, при изучении движения жидкости в канале процесс будет зависеть от соотношения длины трубы и диаметра $l/d=\Gamma_1$ (где Γ – геометрический критерий подобия), относительной шероховатости и диаметра трубы $\Delta/d=\Gamma_2$. Линейный размер, входящий в эти критерии подобия, называется *определяющим размером*.

Все критерии подобия можно разделить на определяющие и определяемые. *Определяющие критерии* состоят только из физических величин, входящих в условия однозначности. Критерии подобия, в состав которых входит хотя бы одна величина, не входящая в условия однозначности, называются *определяемыми*.

Для обеспечения подобия необходимо равенство определяющих критериев. Равенство определяющих критериев является достаточным условием подобия.

Определяемые критерии являются однозначной функцией определяющих критериев.

Первую теорему подобия можно формулировать так: при подобии процессов равны все критерии подобия.

Вторая теорема подобия (теорема Федермана–Бэкингема) утверждает, что результаты опытов следует представлять в виде зависимостей между критериями. Функциональная зависимость между критериями подобия называется *критериальным уравнением*. Критериальные уравнения описывают всю группу подобных процессов.

Третья теорема подобия (теорема М.В. Кирпичева, А.А. Гухмана) гласит, что критериальные уравнения применимы только для подобных процессов.

Явления подобны, если их определяющие критерии численно равны, а следовательно, равны и определяемые критерии.

В заключение можно констатировать, что исследование процессов методом теории подобия состоит из получения математического описания процесса с помощью дифференциальных уравнений и условий однозначности, преобразования этих дифференциальных уравнений (или дифференциального уравнения), как показано выше, в критериальное уравнение и нахождения конкретного вида этого уравнения на основании экспериментального изучения процесса.

1.5.3 Метод анализа размерностей

При изучении многих сложных процессов, например тепломассообменных процессов в потоках, не всегда удастся составить дифференциальное уравнение, описывающее процесс, и сформулировать условия однозначности, поэтому невозможно применить и теорию подобия. В случаях, когда не удастся сформулировать условие однозначности и выделить определяющие и определяемые критерии, но при условии, что в результате экспериментального изучения процесса известно, какие физические величины оказывают существенное влияние на процесс, для получения критериальных уравнений применяют метод анализа размерностей.

Рассмотрим применение метода анализа размерностей для вывода критериальных уравнений на примере получения уравнения Дарси – Вейсбаха [1].

На основании экспериментального изучения процесса течения жидкости в трубопроводе известно, что перепад давления зависит от диаметра и длины трубопровода, плотности, вязкости и скорости течения жидкости. Функциональная зависимость в общем виде запишется так:

$$\Delta p = f(d, l, \rho, \mu, v). \quad (1.13)$$

Единицы измерения всех величин, входящих в эту функциональную зависимость, должны быть выражены в одной системе.

Количество критериев в искомом критериальном уравнении можно определить при помощи теоремы Бэкингема, так называемой π -теоремы, согласно которой общая функциональная зависимость, связывающая между собой n переменных величин, при составлении которых использованы m первичных единиц измерения, может быть представлена в виде критериальной зависимости между $(n - m)$ критериями подобия или безразмерными комплексами, составленными из величин, входящих в общую функциональную зависимость.

В приведенную выше функциональную зависимость входят шесть величин ($n = 6$), которые в системе СИ имеют следующие единицы измерения и размер-

ности: $[\Delta p] = [H/M^2] = [кг/(м \cdot с^2)] = [FL^{-1}T^{-2}]$; $[d] = [M] = [L]$; $[l] = [M] = [L]$; $[\rho] = [кг/м^3] = [FL^{-3}]$; $[\mu] = [H \cdot с/м^2] = [кг/(м \cdot с)] = [FL^{-1}T^{-1}]$; $[v] = [м/с] = [LT^{-1}]$.

При составлении этих размерностей использованы три первичные единицы измерения ($m = 3$): м, с, кг. Следовательно, согласно π -теореме общая функциональная зависимость может быть представлена в виде критериального уравнения, содержащего $n - m = 6 - 3 = 3$ критерия подобия.

Представим общую функциональную зависимость в виде степенной функции

$$\Delta p = Ad^a l^b \rho^c \mu^e v^k. \quad (1.14)$$

Заменим величины формулами размерностей этих величин:

$$[FL^{-1}T^{-2}] = L^a L^b [FL^{-3}]^c [FL^{-1}T^{-1}]^e [LT^{-1}]^k.$$

$$\text{Раскрыв скобки, получим } FL^{-1}T^{-2} = L^{a+b-3c-e+k} F^{c+e} T^{-e-k}.$$

Приравняем показатели степеней при одинаковых символах размерностей и получим три уравнения с пятью неизвестными:

$$\left. \begin{aligned} a + b - 3c - e + k &= -1; \\ c + e &= 1; \\ -e - k &= -2. \end{aligned} \right\} \quad (1.15)$$

Из второго уравнения (1.15) $c = 1 - e$, а из третьего $k = 2 - e$. После подстановки c и k в первое уравнение (1.15) получим $a = -b - e$.

Полученные значения a , c и k подставим в исходное уравнение (1.14):

$$\Delta p = Ad^{-b-e} l^b \rho^{1-e} \mu^e v^{2-e}.$$

Сгруппируем величины по показателям степеней и получим критериальное уравнение в виде

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = A \left(\frac{l}{d} \right)^b \left(\frac{\mu}{\rho v d} \right)^e, \quad (1.16)$$

или

$$Eu = A \cdot \Pi^b \cdot Re^{-e},$$

где Eu – критерий Эйлера; Π – параметрический критерий; Re – критерий Рейнольдса.

Постоянные A , b и e определяются на основании эксперимента. Причем известно, что $b = 1$, а A и e зависят от режима движения жидкости в трубопроводе.

1.5.4 Расчет тепломассообменных аппаратов с учетом фактора масштабного перехода [1]

При масштабном переходе от лабораторных моделей к промышленным аппаратам нередко происходит снижение эффективности массопередачи в аппарате.

Снижение эффективности тепломассообменных промышленных аппаратов по сравнению с подобной лабораторной моделью является следствием изменения гидродинамики потоков при прочих равных условиях, приводящего к снижению средней движущей силы процесса.

Движущую силу в промышленном аппарате можно определить по формуле

$$\Delta_{np} = \Phi_N \Delta_M, \quad (1.17)$$

где Δ_{np} , Δ_M – движущая сила соответственно в промышленном и модельном аппаратах; Φ_N , – фактор масштабного перехода.

Движущую силу в реальном аппарате промежуточного типа выразим через движущую силу в аппарате идеального вытеснения или смешения:

$$\Delta_N = E \Delta_u, \quad (1.18)$$

где E – коэффициент использования движущей силы (КИДС), учитывающий отклонение движущей силы в реальном контактном устройстве, при тех же начальных и конечных концентрациях, по сравнению с движущей силой в контактном устройстве идеального вытеснения или смешения. В первом случае $E \leq 1$, во втором $E \geq 1$; Δ_u – движущая сила в аппарате идеального вытеснения или смешения.

Подставив значения движущих сил в уравнение тепломассообмена для модельного и промышленного контактных устройств, получим фактор масштабного перехода, который характеризует влияние гидродинамической обстановки при масштабном переходе на движущую силу процесса:

$$\Phi_N = \frac{E_{np}}{E_M}, \quad (1.19)$$

где E_{np} , E_M – коэффициенты использования движущей силы соответственно в промышленном и модельном аппаратах.

Тогда площадь поверхности (объем) аппарата

$$F = \frac{M}{K(E_{np} / E_M) \Delta_M}. \quad (1.20)$$

Если распределение концентраций (температур) в модели такое же, как в аппарате идеального вытеснения или смешения, т.е. $\Delta_M = \Delta_u$, то $E_M = 1$ и $\Phi_N = E_{np}$. Эффективность модели и промышленного аппарата будет одинаковой, если $\Phi_N = 1$.

Одним из путей увеличения эффективности аппаратов при масштабном переходе является организация процесса в режиме идеального вытеснения. В этом случае $\Phi_N \rightarrow 1$.

Для характеристики полей концентраций (температур) в аппаратах используются гидродинамические модели перемешивания: псевдосекционная, диффузионная, циркуляционная и построенные на их основе комбинированные модели перемешивания и структуры потоков, которые дают возможность провести аналитические исследования и описать (формализовать) процесс.

2 ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ [1, 2]

2.1 Разделение неоднородных систем

2.1.1 Классификация неоднородных систем

Неоднородными, или гетерогенными, называют системы, состоящие, как минимум, из двух фаз: дисперсной (внутренней), обычно находящейся в тонко-раздробленном состоянии, и дисперсионной (внешней), окружающей частицы дисперсной фазы.

Суспензии состоят из жидкой дисперсионной и твердой дисперсной фаз. В зависимости от размера взвешенных твердых частиц суспензии делятся на грубые с частицами размером более 100 мкм; тонкие, когда размеры твердых частиц составляют 0,1...100 мкм, и коллоидные растворы, содержащие твердые частицы размерами менее 0,1 мкм.

Эмульсии состоят из двух жидких фаз, не растворяющихся одна в другой: дисперсионной и дисперсной. Размер частиц дисперсной фазы может колебаться в значительных пределах. Под действием гравитационной силы эмульсии обычно расслаиваются, однако тонкие эмульсии с размером капель дисперсной фазы менее 0,4...0,5 мкм, а также содержащие стабилизаторы, становятся устойчивыми и не расслаиваются в течение продолжительного времени.

С увеличением концентрации дисперсной фазы может возникнуть состояние, когда дисперсная фаза обращается в дисперсионную и наоборот. Такой взаимный переход называется инверсией фаз.

Пены состоят из жидкой дисперсионной и газовой дисперсной фаз. По своим свойствам пены близки к эмульсиям.

Пыли и дымы состоят из газовой дисперсионной и твердой дисперсной фаз. Образуются пыли обычно при дроблении, смешивании и транспортировке твердых материалов. Размеры твердых частиц пылей составляют от 3 до 70 мкм. Дымы образуются при горении. Размер твердых частиц в дымах составляет 0,3...5 мкм.

Туманы состоят из газовой дисперсионной и жидкой дисперсной фаз. Туманы образуются при конденсации. Размер жидких капель в тумане 0,3...3 мкм. Пыли, туманы и дымы представляют собой аэрозоли.

2.1.2 Методы разделения неоднородных систем

В пищевых производствах часто возникает задача разделения неоднородных систем на составные части. Основные методы разделения неоднородных систем в пищевой промышленности – *осаждение, фильтрование и центрифугирование* а также *мокрое разделение*.

Осаждение – процесс разделения жидких и газовых неоднородных систем под действием гравитационных сил, сил инерции (центробежной силы) или сил электрического поля. Соответственно различают гравитационное отстаивание, циклонное и отстойное центрифугирование, электроочистку.

Фильтрование – процесс разделения жидких и газовых неоднородных систем с использованием пористой перегородки, способной пропускать жидкость и газ, но задерживающей взвешенные частицы. Фильтрование осуществляется под действием сил давления или центробежных сил. Соответственно различают просто фильтрование и центробежное фильтрование.

Фильтрование более эффективно для разделения суспензий, эмульсий и пылей, чем осаждение.

Мокрое разделение – процесс улавливания взвешенных в газе частиц жидкостью. Применяется для очистки газов.

2.1.3 Материальный баланс процессов разделения

Допустим, разделению подлежит неоднородная система, состоящая из вещества a (дисперсионная фаза) и взвешенных частиц b (дисперсная фаза). G_C – количество исходной смеси, кг; x_C – содержание вещества b в исходной смеси, % масс.; G_{II} – количество продукта, кг; x_{II} – содержание вещества b в очищенном продукте, % масс.; G_O – количество осадка, кг; x_O – содержание вещества b в осадке, % масс.; ρ_a и ρ_b – плотности веществ a и b .

При отсутствии потерь веществ материальный баланс разделения можно представить так:

- по общему количеству веществ

$$G_C = G_{II} + G_O;$$

- по количеству взвешенных веществ (дисперсной фазе)

$$G_C \cdot x_C = G_{II} \cdot x_{II} + G_O \cdot x_O;$$

Совместное решение этих уравнений позволяет определить количество очищенного продукта

$$G_{II} = G_C \frac{x_O - x_C}{x_O - x_{II}} \quad (2.1)$$

и количество осадка

$$G_O = G_C \frac{x_C - x_{II}}{x_O - x_{II}}. \quad (2.2)$$

Содержание взвешенных частиц в очищенном продукте и в осадке выбирается в зависимости от технологических требований и зависит от метода разделения.

Эффективность разделения характеризуется эффектом разделения

$$\mathcal{E}_P = \frac{G_C x_C - G_{II} x_{II}}{G_C x_C}.$$

Уравнениями (2.1) и (2.2) описывается также процесс смешения. Из уравнения (2.1) может быть найдена концентрация взвешенного вещества в полученной смеси

$$x_C = \frac{G_{II} x_{II} + G_O x_O}{G_C},$$

где G_{II} и G_O – количества смешанных продуктов; x_{II} и x_O – массовые концентрации в этих продуктах взвешенных частиц; G_C – количество конечной смеси.

2.1.4 Кинетика разделения неоднородных систем

Кинетика осаждения. Рассмотрим движение частицы под действием гравитационной силы в вязкой среде (рисунок 2.1). На частицу будут действовать сила тяжести G , архимедова сила A и сила трения T .

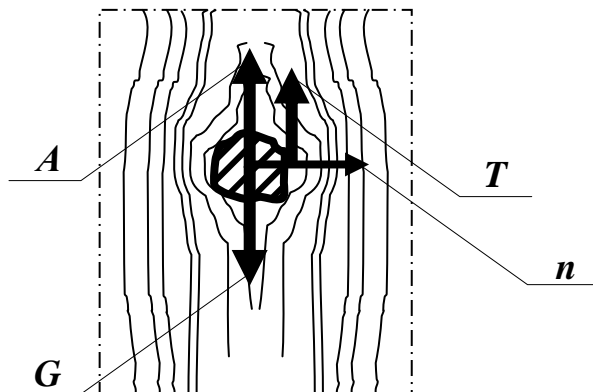


Рисунок 2.1 - Силы, действующие на частицу в вязкой среде

Объем частицы произвольной формы пропорционален линейному размеру в третьей степени: $V=k_1 l^3$, где k_1 – коэффициент, зависящий от формы частицы; l^3 – характеристический размер частицы (диаметр).

Если плотность твердой частицы ρ_T , а жидкости (газа, пара) $\rho_{Ж}$, то на частицу действуют сила тяжести $G=k_1 l^3 \rho_{Ж} g$ и подъемная сила $A= k_1 l^3 \rho_{Ж} g$, направленная в сторону, противоположную направлению силы тяжести. Под действием разности этих сил частица перемещается в жидкости.

На единицу поверхности частицы со стороны жидкости действуют силы трения $T_0=\mu_{Ж} dv/dn$, где $\mu_{Ж}$ – коэффициент динамической вязкости жидкости; dv/dn – изменение скорости движения жидкости в направлении, нормальном к поверхности частицы. Сумма сил трения T зависит от площади поверхности частицы $k_2 l^2$ (где k_2 – коэффициент, учитывающий форму частицы) и составляет $T= k_2 l^2 \mu_{Ж} dv/dn$.

Согласно второму закону механики равнодействующая сил тяжести, подъемной и трения равна массе частицы, умноженной на ускорение:

$$k_1 l^3 (\rho_T - \rho_{Ж}) g - k_2 l^2 \mu_{Ж} dv/dn = k_1 l^3 \rho_T dv/dt. \quad (2.3)$$

Это равенство является дифференциальным уравнением осаждения частиц под действием силы тяжести.

Уравнение (2.3) не может быть решено в общем виде, поэтому для определения скорости осаждения частиц необходимо его преобразовать в критериальное уравнение.

После проведения необходимых преобразований получаем критериальное уравнение, описывающее процесс осаждения:

$$Re = A(\psi Ar)^n, \quad (2.4)$$

где $Ar = g(l^3/\nu^2)((\rho_T - \rho_{ж})/\rho_{ж})$ – критерий Архимеда, характеризующий отношение разности сил тяжести и подъемной к подъемной силе; ψ – коэффициент формы частицы; $Re = \nu l \rho_{ж} / \mu_{ж} = \nu l / \nu$ – критерий Рейнольдса, характеризующий гидродинамическое подобие при обтекании частицы жидкостью; n – показатель степени, определяемый экспериментальным путем; A – коэффициент, также определяемый экспериментально.

На основании экспериментальных данных установлены следующие режимы осаждения частицы в жидкости: ламинарный ($Re \leq 2$), переходный ($2 < Re \leq 500$) и турбулентный ($Re > 500$). Для каждого режима экспериментально найдена зависимость вида (2.4):

- для ламинарного режима

$$Re = (1/18)(\psi Ar) \text{ при } Re < 1,85 \text{ или } \psi Ar \leq 0,33; \quad (2.5)$$

- для переходного режима

$$Re = 0,152(\psi Ar)^{0,715} \text{ при } 1,85 < Re \leq 500 \text{ или } 33 < \psi Ar \leq 43 \cdot 10^3; \quad (2.6)$$

- для турбулентного режима

$$Re = 1,74(\psi Ar)^{0,5} \text{ при } Re > 500 \text{ или } \psi Ar > 43 \cdot 10^3. \quad (2.7)$$

По значению критерия Рейнольдса определяется скорость осаждения частицы в жидкости под действием силы тяжести

$$v_o = Re \mu_{ж} / l \rho_{ж}, \quad (2.8)$$

которая в случае ламинарного движения может быть определена по уравнению Стокса, получаемому после преобразования уравнения (2.5):

$$v_o = (1/18) \cdot (gd^2(\rho_T - \rho_{ж}) / \mu_{ж}), \quad (2.9)$$

где d – диаметр частицы.

Формула (2.9) справедлива для твердых частиц правильной сферической формы. Скорость осаждения частиц неправильной формы меньше.

В случае осаждения капель жидкости в жидкой среде процесс осложняется тем, что форма капель непрерывно меняется. Для определения скорости осаждения капель можно рекомендовать формулу

$$v_o = \frac{gd^{2,5}}{\sigma} \left(\frac{\rho_c - \rho_{ж}}{\rho_{ж}} \right)^{1,5} \cdot \frac{\mu_c}{\rho_c g},$$

где d – усредненный диаметр капли; σ – поверхностное натяжение на границах образующих фаз; ρ_C – плотность среды; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, образующей капли; μ_C – вязкость среды.

Максимальный размер твердых частиц, осаждение которых происходит по закону Стокса, можно определить, подставив в уравнение (2.9) выражение скорости из (2.8) при $Re \approx 2$, тогда

$$d_{\max} \approx 1,563 \sqrt{\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}(\rho_T - \rho_{ж})}}. \quad (2.10)$$

Приведенные расчеты относятся к свободному отстаиванию, при котором оседающие частицы практически не оказывают взаимного влияния на движение. На практике приходится иметь дело с так называемым стесненным отстаиванием при значительных концентрациях твердых частиц в среде. При стесненном отстаивании скорость оседания частиц ниже, чем при свободном, вследствие трения и соударений частиц между собой. Для определения скорости при стесненном отстаивании в уравнения вводят поправочные коэффициенты, учитывающие концентрацию частиц в среде.

Кинетика фильтрации. При фильтрации поток жидкости проходит через пористую перегородку из твердого или волокнистого материала, которая может быть представлена как слой зернистого материала (рисунок 2.2). Поры между частицами образуют каналы неправильной формы, по которым движется поток V фильтруемой жидкости.

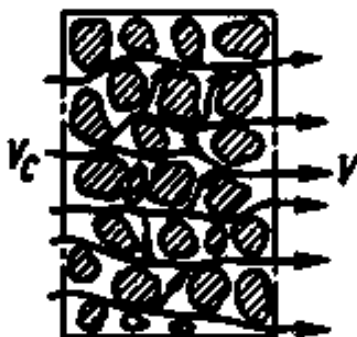


Рисунок 2.2 - Схема движения жидкости через фильтрующую перегородку

Для описания кинетики фильтрации используется дифференциальное уравнение Навье–Стокса для установившегося одномерного движения потока.

$$-\frac{\partial p}{\partial x} + \mu_{ж} \frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \rho_{ж} g = \rho_{ж} \frac{\partial v_x}{\partial \tau}.$$

Так как это уравнение не может быть решено в общем виде, получим из него критериальное уравнение, применив методы теории подобия.

Критериальное уравнение, описывающее движение потока фильтруемой жидкости через пористый слой, записывают в следующем виде:

$$Eu = A Re^n (l/d_{\varepsilon_k})^m, \quad (2.11)$$

где l – толщина осадка или фильтрующей перегородки; $d_{ЭК}$ – эквивалентный диаметр каналов; $Eu = (p/l)(\tau/\rho_{ж} v) = p/(\rho_{ж} v^2)$ – критерий Эйлера.

Коэффициент A и показатели степеней m и n определяются экспериментально.

При малом диаметре каналов фильтрующей перегородки или каналов в осадке на фильтрующей перегородке ламинарный режим фильтрования имеет место при $Re \leq 35$.

Для ламинарного режима фильтрования зависимость (2.11) имеет вид

$$Eu = \frac{110l}{Re \cdot d_{ЭК}} \quad (2.12)$$

Для турбулентной области при $70 \leq Re \leq 7000$

$$Eu = \frac{5,8l}{Re^{0,25} d_{ЭК}} \quad (2.13)$$

В уравнениях (2.12) и (2.13) определяющим размером является эквивалентный диаметр каналов в слое зернистого материала, а скорость потока v отнесена к свободному сечению каналов.

Эквивалентный диаметр каналов в слое зернистого материала $d_{ЭК} = 4\varepsilon/\sigma$, где ε – доля пустот в слое зернистого материала, или коэффициент свободного объема; σ – удельная площадь поверхности зерен, т.е. площадь поверхности зерен, находящихся в единице объема слоя (в m^2/m^3):

$$\sigma = (1 - \varepsilon)F_3 / V_3, \quad (2.14)$$

где $\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}$; V – общий объем, занимаемый зернистым слоем; V_0 – объем, занимаемый частицами, образующими слой, т.е. $V - V_0 = V_{CB}$ – свободный объем (объем каналов в слое); F_3 – поверхность зерна; V_3 – объем зерна.

Эквивалентный диаметр каналов в слое может быть выражен через диаметр частиц (зерен) d_3 .

Для частиц правильной сферической формы

$$d_{ЭК} = \frac{2}{3} \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)} d_3;$$

для частиц неправильной формы

$$d_{ЭК} = \frac{2}{3} \Phi \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)} d_3, \quad (2.15)$$

где Φ – фактор формы частиц; $\Phi = F_{ш}/F$; $F_{ш}$ – площадь поверхности шара, имеющего тот же объем, что и рассматриваемая частица площадью поверхности F . Например, для куба $\Phi = 0,406$, для цилиндра $\Phi = 0,69$, для диска $\Phi = 0,32$. Значения фактора формы частиц приводятся в справочниках.

Фактор формы частиц связан с коэффициентом формы частиц соотношением $\Phi = 1/\sqrt{\psi}$.

Движение потока жидкости при фильтровании обычно ламинарное. Это обстоятельство позволяет пользоваться уравнением (2.12).

Перепишем уравнение (2.12) в явной форме

$$\frac{\Delta p}{\rho_{\text{ж}} v^2} = \frac{110 \mu_{\text{ж}} l}{v d_{\text{ЭК}} \rho_{\text{ж}} d_{\text{ЭК}}} \quad (2.16)$$

и введем в него вместо эквивалентного диаметра $d_{\text{ЭК}}$ значение его из уравнения (2.15), а вместо скорости в каналах v – скорость v_f , отнесенную к общей площади фильтра и определяемую соотношением $v_f = v \varepsilon$. Произведя в уравнении (2.16) указанные замены, получим

$$v_f = \frac{d_3^2 \Delta p}{\mu_{\text{ж}} l} \frac{\Phi^2 \varepsilon^3}{110(1-\varepsilon)^2}, \quad (2.17)$$

т.е. скорость фильтрования через слой пористого материала прямо пропорциональна квадрату диаметра частиц зернистого материала, образующего фильтровальный слой, и обратно пропорциональна вязкости фильтруемой жидкости.

С другой стороны, скорость фильтрования в соответствии с общим кинетическим уравнением

$$v_f = \frac{dV}{Fd\tau}. \quad (2.18)$$

Сопоставив равенство (2.18) с уравнением (2.17), найдем

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{R} = \frac{\Delta p \Phi^2 \varepsilon^3 d_3^2}{110 l \mu_{\text{ж}} (1-\varepsilon)^2},$$

откуда

$$R = \frac{110 \mu_{\text{ж}} (1-\varepsilon)^2}{\Phi^2 d_3^2 \varepsilon^3} l,$$

где R – сопротивление фильтрующего слоя.

Удельное сопротивление фильтрующего слоя

$$r = \frac{110 \mu_{\text{ж}} (1-\varepsilon)^2}{\Phi^2 d_3^2 \varepsilon^3},$$

т.е. удельное сопротивление фильтрующего слоя прямо пропорционально вязкости жидкости и обратно пропорционально квадрату диаметра частиц, образующих слой.

Основное кинетическое уравнение фильтрования можно записать в следующем виде:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{lr}.$$

2.2 Отстаивание и осаждение

2.2.1 Отстаивание под действием гравитационного поля [1]

Отстаивание – это частный случай разделения неоднородных жидких или газообразных систем в результате выделения твердых или жидких частиц

под действием гравитационной силы. Применяют отстаивание при грубом разделении суспензий, эмульсий и пылей. Этот способ разделения характеризуется низкой скоростью процесса. Отстаиванием не удается полностью разделить неоднородную смесь на дисперсную и дисперсионную фазы. Однако простое аппаратное оформление процесса и низкие энергетические затраты определили широкое применение этого метода разделения в пищевой и смежных отраслях промышленности.

Отстаивание проводят в аппаратах различных конструкций, называемых отстойниками.

Рассмотрим работу отстойника (рисунок 2.3). В прямоугольный отстойник с размерами камеры l , h , b поступает на разделение неоднородная смесь с линейной скоростью v . При движении суспензии в отстойнике происходит отстаивание: твердые частицы оседают на дно, образуя слой осадка.

Отстойники рассчитывают на отстаивание самых мелких частиц.

Установим связь между производительностью отстойника и его размерами.

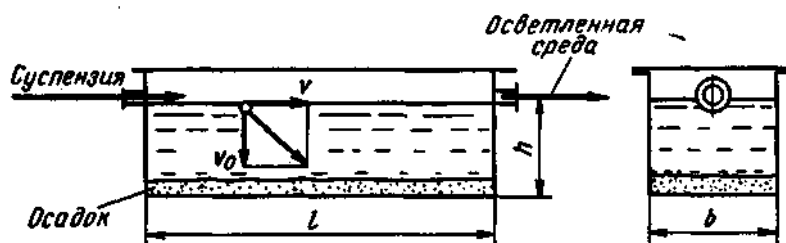


Рисунок 2.3 - Схема простейшего отстойника

Рабочий объем отстойника $V = lhb = V_\tau \tau_0$, где V_τ – секундная производительность отстойника, $\text{м}^3/\text{с}$; τ_0 – средняя продолжительность отстаивания частиц, с. Последняя связана со средней скоростью отстаивания частиц v_0 соотношением $\tau_0 = h/v_0$. Удельная производительность отстойника

$$V_\tau = lbv_0, \quad (2.19)$$

т.е. она равна произведению площади отстаивания ($F_0 = lb$) на скорость отстаивания. Скорость отстаивания определяется в зависимости от режима по формуле (2.4).

Продолжительность отстаивания можно сократить, если уменьшить высоту слоя жидкости (путь отстаивания). Это условие реализовано в конструкциях многоярусных отстойников, в тарельчатых сепараторах.

Если задана производительность отстойника, то из уравнения (2.19) можно определить площадь поверхности отстаивания

$$F_0 = V_\tau / v_0 \text{ или } F_0 = G_\tau / (\rho_\Pi v_0), \quad (2.20)$$

где G_τ – производительность отстойника, равная G_Π/τ , $\text{кг}/\text{с}$; ρ_Π – плотность продукта, $\text{кг}/\text{м}^3$, или, с учетом уравнения (2.1),

$$F_0 = \frac{G_c}{\rho_\Pi v_0 \tau} \frac{x_0 - x_c}{x_0 - x_\Pi}. \quad (2.21)$$

Эффективность работы отстойника может быть увеличена посредством уменьшения пути отстаивания частиц, т.е. высоты слоя жидкости h . Это условие реализовано в многоярусных отстойниках.

2.2.2 Осаждение под действием центробежной силы [1]

С целью интенсификации разделения пылей, суспензий и эмульсий процесс осаждения проводят *под действием центробежной силы*.

Для создания поля центробежных сил используют два технических приема: поток жидкости или газа вращается в неподвижном аппарате; поток поступает во вращающийся аппарат и вращается вместе с ним. В первом случае процесс называется циклонным, а аппарат – циклоном, во втором – отстойным центрифугированием, а аппарат – отстойной центрифугой или сепаратором.

Во вращающемся потоке на взвешенную частицу действует центробежная сила, под действием которой частица движется от центра к стенке аппарата со скоростью, равной скорости осаждения. Центробежная сила

$$G_{Ц} = mw_r^2 / r, \quad (2.22)$$

где m – масса частицы, кг; w_r – окружная скорость вращения, м/с; r – радиус вращения, м.

Окружная скорость вращения $w_r = \omega r = 2\pi n r / 60$, где ω – угловая скорость вращения, рад/с; n – частота вращения, мин⁻¹ (об/мин).

Сравним эффективность разделения под действием силы тяжести и центробежной силы. В гравитационных отстойниках на частицу действует сила тяжести

$$G_T = mg. \quad (2.23)$$

Из сопоставления уравнений (2.22) и (2.23) получим

$$G_{Ц} / G_T = \frac{w_r^2}{gr} = K_{Ц}.$$

Таким образом, центробежная сила больше силы тяжести в $K_{Ц}$ раз. Величина $K_{Ц} = w_r^2 / (gr)$ носит название *фактора разделения*.

Эффективность разделения в поле центробежных сил повышается с увеличением частоты вращения ротора центрифуги. Выразив окружную скорость вращения через частоту вращения, получим

$$K_{Ц} \approx n^2 r / 900.$$

Фактор разделения является важной характеристикой центрифуги, определяющей ее разделяющую способность.

Расчет скорости осаждения в поле центробежных сил производится по соотношениям (2.4) и (2.5)...(2.7) при подстановке в них вместо критерия Ar модифицированного критерия Ar_M , равного $K_{Ц} Ar$.

При ламинарном движении скорость центробежного осаждения частицы определяется из уравнения Стокса:

$$v_{ц} = \frac{d^2(\rho_T - \rho_{ж})\omega^2 r}{18\mu}. \quad (2.24)$$

Продолжительность осаждения τ найдем из выражения

$$v_{ц} = \frac{dr}{d\tau}. \quad (2.25)$$

Подставив $v_{ц}$ из (2.24) в (2.25) и проведя интегрирование, получим уравнение для определения продолжительности осаждения частиц под действием центробежной силы при ламинарном движении

$$\tau_{ц} = \frac{18\mu}{d^2\omega^2(\rho_T - \rho_{ж})} \int_{r_1}^{r_2} dr/r = \frac{18\mu}{d^2\omega^2(\rho_T - \rho_{ж})} \ln \frac{r_2}{r_1}.$$

Процесс разделения суспензий в отстойных центрифугах складывается из стадий осаждения твердых частиц на стенках барабана и уплотнения осадка.

Показателем работы отстойных центрифуг является коэффициент эффективности η . Коэффициент эффективности отстойных центрифуг учитывает снижение действительной производительности по сравнению с расчетной $\eta = Q_{д}/Q_{р}$, где $Q_{д}$ – действительная производительность; $Q_{р}$ – расчетная производительность.

Коэффициент эффективности для каждой конкретной конструкции центрифуг определяется опытным путем.

2.2.3 Оборудование для отстаивания и осаждения

Оборудование для отстаивания и осаждения по принципу действия делится на гравитационные отстойники, отстойные центрифуги, циклоны, гидроциклоны и сепараторы.

Отстойники бывают периодического, непрерывного и полунепрерывного действия.

Отстойник периодического действия представляет собой плоский бассейн без перемешивающих устройств. Бассейн заполняется суспензией, которая отстаивается в нем в течение необходимого для разделения времени.

В отстойник **полунепрерывного действия** с наклонными перегородками (рисунок 2.4) суспензия подается через штуцер и направляется с помощью наклонных перегородок попеременно сверху вниз и снизу вверх.

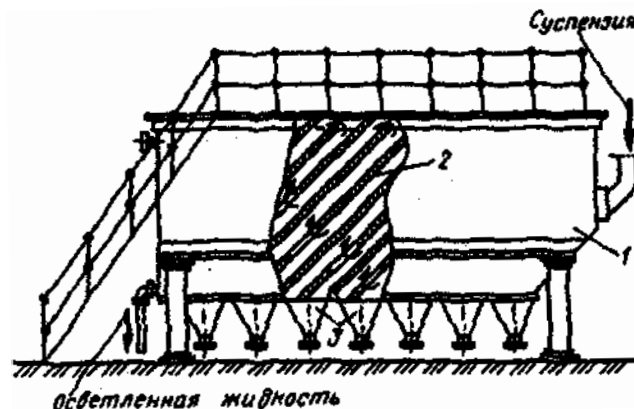


Рисунок 2.4 – Отстойник полунепрерывного действия с наклонными перегородками:
1 – корпус; 2 – наклонные перегородки; 3 – бункера

Непрерывнодействующий отстойник с гребковой мешалкой (рисунок 2.5) представляет собой цилиндрический резервуар с коническим дном и внутренним кольцевым желобом вдоль верхнего края отстойника. Мешалка с наклонными лопастями, на которых расположены гребки для перемещения осадка, вращается с переменной частотой от 0,02 до 0,5 мин⁻¹.

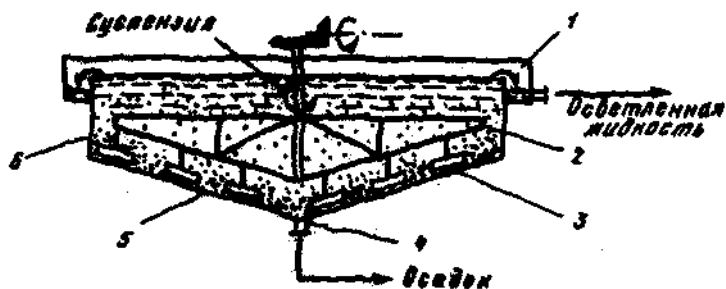


Рисунок 2.5 – Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой:
1 – кольцевой желоб; 2 – мешалка; 3 – гребок; 4 – люк; 5 – коническое днище;
6 – цилиндрический резервуар

В **многоярусных отстойниках**, которые представляют собой несколько отстойников, поставленных один на другой, или цилиндрический резервуар с коническим дном, внутри которого имеются конические перегородки, разделяющие отстойники на ярусы (рисунок 2.6). В результате этого значительно снизилась громоздкость и увеличилась площадь поверхности отстаивания. Такие отстойники используют на сахарных заводах для сгущения сатурационных соков.

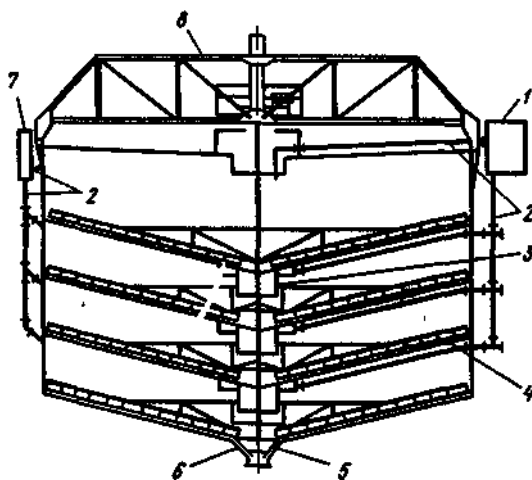


Рисунок 2.6 – Многоярусный отстойник:
1 – распределительное устройство; 2 – трубы; 3 – стакан; 4 – гребковая мешалка;
5 – разгрузочный конус; 6 – скребок; 7 – коллектор; 8 – рама

Отстойник для непрерывного разделения эмульсий (рисунок 2.7) состоит из нескольких частей. Эмульсия подается в левую часть отстойника, откуда поступает в среднюю сепарационную камеру. Перегородки 2 позволяют регулировать высоту уровня смеси. В сепарационной части исходная смесь разделяется на составляющие под действием сил тяжести. Легкая жидкость поднимается и вытекает из отстойника через верхний штуцер. Тяжелая жидкость опуска-

ется, проходит под правой перегородкой 3 и вытекает через нижний штуцер. Каналы для выхода жидкости образуют сообщающиеся между собой сосуды.

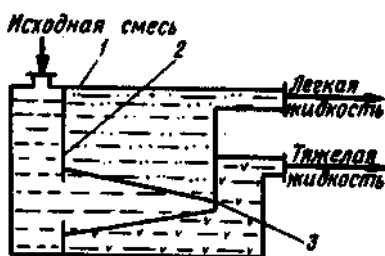


Рисунок 2.7 – Отстойник для непрерывного разделения эмульсий:
1 – корпус; 2 – левая перегородка; 3 – правая перегородка

Центрифуги могут быть с вертикальным и горизонтальным расположением вала и барабана, периодического действия (подвод суспензии и выгрузка осадка производятся периодически), полунепрерывного (суспензия подается непрерывно, а осадок выгружается периодически) и непрерывного действия (подача суспензии и выгрузка осадка осуществляются непрерывно).

Отстойная центрифуга периодического действия с ручной выгрузкой осадка представлена на рисунке 2.8.

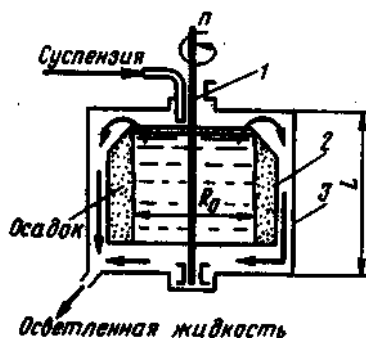


Рисунок 2.8 – Отстойная центрифуга:
1 – вал; 2 – барабан; 3 – корпус

В **автоматических отстойных центрифугах** (рисунок 2.9) загрузка материала, промывка, пропаривание и выгрузка осадка выполняются автоматически.

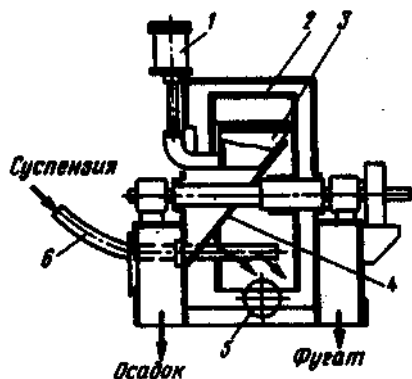


Рисунок 2.9 – Автоматическая отстойная центрифуга:
1 – гидrocилиндр; 2 – барабан; 3 – нож; 4 – желоб; 5 – штуцер для удаления фугата;
6 – труба для суспензии

Непрерывно действующие отстойные горизонтальные центрифуги со шнековой выгрузкой осадка (НОПП) (рисунок 2.10) применяют в крахмалопаточном производстве для получения концентрированного крахмального осадка и в других производствах.

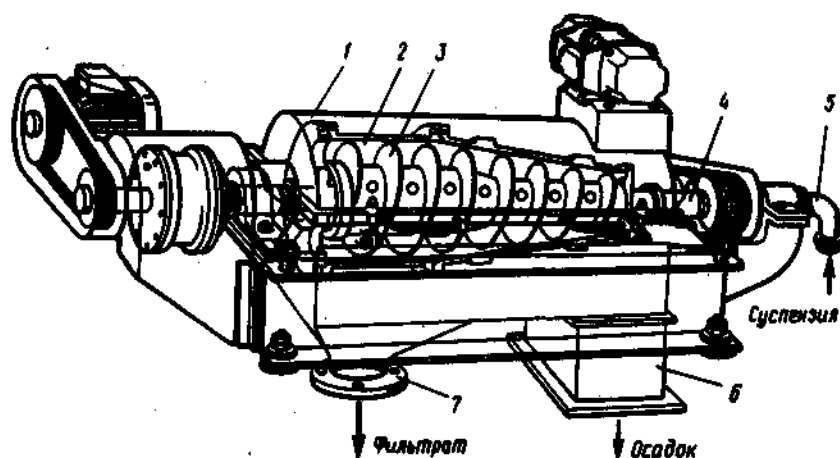


Рисунок 2.10 – Непрерывно действующая отстойная горизонтальная центрифуга со шнековой выгрузкой осадка:

1 – корпус; 2 – ротор; 3 – шнековое устройство; 4 – полый вал; 5 – центральная труба; 6 – камера осадка; 7 – патрубок для фильтрата

Сепараторы применяются для разделения тонкодисперсных суспензий и эмульсий: они обеспечивают эффективное отделение дрожжей от сброженной бражки, тонкое осветление виноматериалов, обезжиривание молока и др.

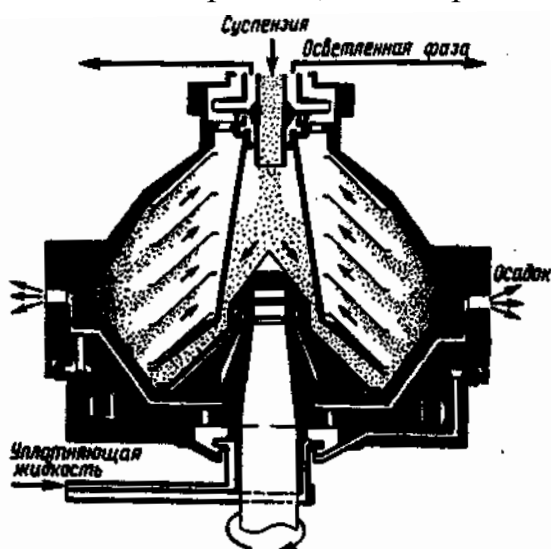


Рисунок 2.11 – Схема работы тарелок саморазгружающегося сепаратора

На рисунке 2.11 представлена схема работы саморазгружающегося сепаратора, который предназначен для разделения суспензий, содержащих более 1% твердых частиц, суспензия подается в барабан сверху через центральную впускную трубку и распределяется по периферии с помощью распределительного конуса. Твердые частицы как более тяжелая фаза направляются к стенке барабана. Жидкость выходит из барабана в его верхней части после прохождения через дисковую насадку и встроенный насос с напорным диском. Осадок

выгружается из барабана сепаратора через определенные интервалы времени без остановки сепаратора.

Разновидностью соплового сепаратора является *бактофуга* (рисунок 2.12), которая представляет собой герметичный высокоскоростной сопловой сепаратор, выполненный в виде осветлителя и снабженный рубашкой для охлаждения, а также циклоном для деаэрации концентрата.

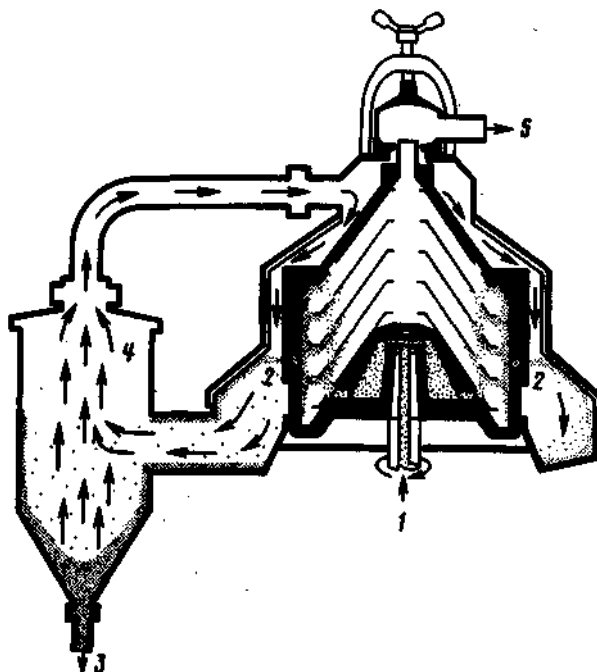


Рисунок 2.12 – Схема бактофуги:

1 – вход технологической жидкости через полый вал; 2 – выход концентрата через сопла; 3 – штуцер для выхода деаэрированного концентрата из циклона; 4 – поток циркулирующего воздуха в циклоне; 5 – штуцер для выхода осветленной жидкости из бактофуги

Сверхцентрифуги (рисунок 2.13) имеют ротор малого диаметра – не более 200 мм, вращающийся с большой скоростью – до 4500 мин^{-1} . Фактор разделения составляет 15000. В таких центрифугах разделяют очень тонкие суспензии и эмульсии (обезжиривание молока).

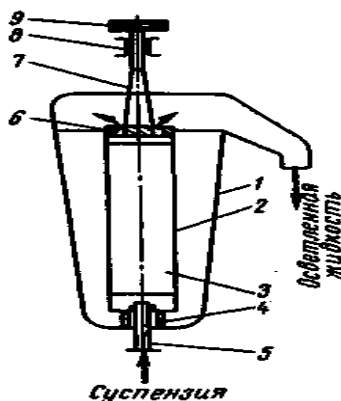


Рисунок 2.13 – Сверхцентрифуга:

1 – корпус; 2 – ротор; 3 – лопасть; 4 – подпятник; 5 – труба; 6 – отверстие для выхода осветленной жидкости; 7 – шпindel; 8 – опора; 9 – шкив

Гидроциклоны (рисунок 2.14) применяют для осветления, обогащения суспензий, классификации твердых частиц по размерам от 5 до 150 мкм, а также для очистки сточных вод после мойки пищевых агрегатов.

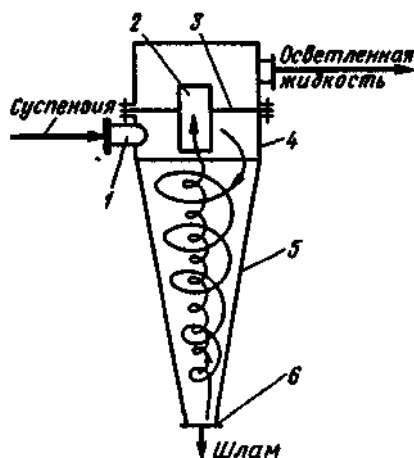


Рисунок 2.14 – Гидроциклон:

1 – тангенциальный штуцер; 2 – патрубок; 3 – перегородка; 4 – цилиндрический корпус; 5 – коническое днище; 6 – штуцер для выхода шлама

Более подробное описание устройства и принципа действия оборудования для отстаивания и осаждения можно получить в источниках [1, 2].

2.3 Фильтрация

2.3.1 Виды фильтрации

При разделении суспензий в зависимости от вида фильтровальной перегородки и свойств самой суспензии фильтрация может происходить с образованием осадка на поверхности перегородки, с закупориванием пор фильтрующей перегородки и с тем и другим явлениями одновременно (промежуточный вид фильтрации).

Фильтрация с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки [1] имеет место, когда диаметр твердых частиц больше диаметра пор перегородки (рисунок 2.15, а). Этот способ осуществим при концентрации твердой фазы суспензии более 1 масс. %, когда создаются благоприятные условия для образования сводиков над входами в поры фильтровальной перегородки. Образованию сводиков способствует увеличение скорости осаждения и концентрации твердой фазы в суспензии.

Фильтрация с закупориванием пор [1] (рисунок 2.15, б) происходит, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки. Закупоривание пор твердыми частицами наблюдается уже в начальный период процесса фильтрации, что снижает производительность фильтра. Для поддержания ее на должном уровне фильтр регенерируют, промывая обратным током жидкости либо прокаливая металлические фильтровальные перегородки.

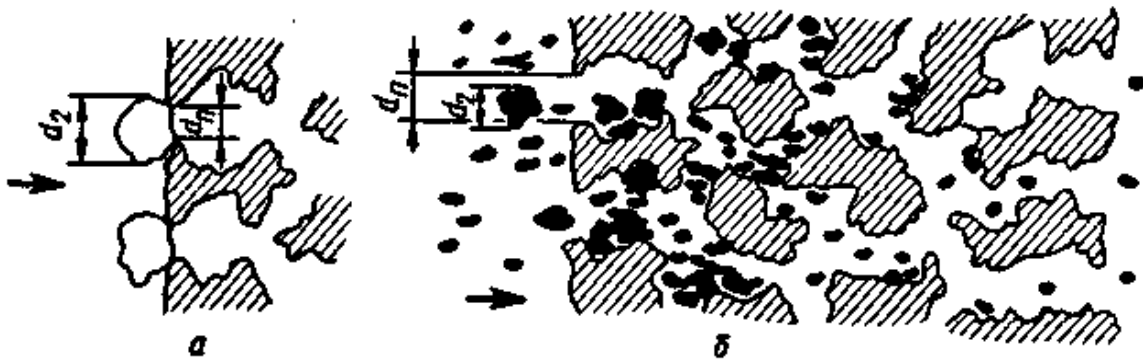


Рисунок 2.15 – Схемы фильтрации:
a – с образованием осадка; *б* – с закупориванием пор

Промежуточный вид фильтрации имеет место в случае одновременного закупоривания пор фильтровальной перегородки и отложения осадка на поверхности фильтровальной перегородки [1].

Для повышения скорости фильтрации при разделении суспензий с небольшой концентрацией твердой фазы либо содержащих слизистые вещества фильтрацию проводят в присутствии вспомогательных веществ, препятствующих закупориванию пор фильтровальной перегородки. Слой вспомогательного вещества наносят на фильтровальную перегородку перед фильтрованием суспензии. В качестве вспомогательных веществ используют тонкодисперсные угли, перлит, асбест, кизельгур, фиброфло, асканит и другие материалы.

2.3.2 Движущая сила и скорость процесса

Движущая сила процесса фильтрации – разность давлений по обе стороны фильтровальной перегородки либо центробежная сила. Разность давлений можно получить разными способами: созданием избыточного давления над фильтровальной перегородкой либо подсоединением пространства под фильтровальной перегородкой к вакуумной линии. В этих случаях фильтрация происходит при постоянном перепаде давлений и скорость процесса прямо пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна сопротивлению осадка. Процесс описывается кинетическим уравнением [1]

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(R_o + R_{\phi.л})}, \quad (2.26)$$

где V – объем фильтрата, м^3 ; F – площадь поверхности фильтрации, м^2 ; τ – продолжительность фильтрации, с ; Δp – перепад давлений, Н/м^2 ; μ – вязкость жидкой фазы, $\text{Па}\cdot\text{с}$; R_o , $R_{\phi.л}$ – сопротивление соответственно осадка и фильтровальной перегородки, м^{-1} .

Примем, что при прохождении 1 м^3 фильтрата образуется x_o доли объема осадка от 1 м^3 фильтрата, тогда

$$x_o V_o = h_o F, \quad (2.27)$$

где V_o – объем осадка; h_o – высота слоя осадка, м [1],

откуда $h_o = x_o V_o / F$.

Допустим, что сопротивление слоя осадка пропорционально его высоте [1]:

$$R_o = r_o h_o = r_o x_o V_o / F, \quad (2.28)$$

где r_o – удельное сопротивление осадка, м^{-2} .

Подставим полученное соотношение в уравнение (2.26)

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{\mu \left(\frac{r_o x_o V_o}{F} + R_{\phi.п} \right)}. \quad (2.29)$$

Пренебрегая сопротивлением фильтровальной перегородки, получим

$$r_o = \frac{\Delta p}{\mu h_o v},$$

где v – скорость фильтрования [1].

Для начального момента фильтрования ($V=0$) $R_{\phi.п} = \Delta p / (\mu v)$. Для случая фильтрования при $\Delta p = \text{const}$ из уравнения (2.29) после его интегрирования в пределах $0 - V$ и $0 - \tau$ и с учетом выражения (2.27) получим продолжительность фильтрования [1]

$$\tau = \frac{\mu r_o}{2\Delta p x_o} h_o^2 + \frac{R_{\phi.п}}{\Delta p x_o} h_o. \quad (2.30)$$

Таким образом, продолжительность фильтрования прямо пропорциональна квадрату объема полученного фильтрата.

Производительности фильтра по фильтрату (в $\text{м}^3/\text{м}^2$) [1]:

$$V_f = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\mu x_o r_o} \tau + \left(\frac{R_{\phi.п}}{\mu x_o r_o} \right)^2} - \frac{R_{\phi.п}}{\mu x_o r_o}. \quad (2.31)$$

Для случая фильтрования при $v = \text{const}$ [1]

$$\Delta p = \mu x_o r_o (V / F)^{2\frac{1}{\tau}} + \mu R_{\phi.п} (V / F)^{\frac{1}{\tau}}, \quad (2.32)$$

или $\Delta p = \mu x_o r_o v^2 + \mu R_{\phi.п} v$.

Таким образом, перепад давления возрастает с увеличением продолжительности фильтрования [1]:

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

т.е. пропорционально квадрату объема полученного фильтрата.

Удельная производительность фильтра (в $\text{м}^3/\text{м}^2$) [1]

$$V_f = \sqrt{\frac{\Delta p}{\mu x_o r_o} \tau + \left(\frac{R_{\phi.п}}{2\mu x_o r_o} \right)^2} - \frac{R_{\phi.п}}{2\mu x_o r_o}. \quad (2.33)$$

Фильтрование **под действием центробежной силы** проводят в фильтрующих центрифугах. Фильтрующая центрифуга в отличие от отстойной имеет перфорированный барабан, обтянутый внутри фильтровальной тканью. Сус-

пензия под действием центробежной силы отбрасывается на фильтровальную ткань. Дисперсионная жидкая фаза фильтруется через ткань, фильтрат выводится из центрифуги, а взвешенные частицы задерживаются на фильтровальной ткани, образуя осадок.

Процесс фильтрования можно разделить на три периода: образование осадка, его уплотнение и отжим.

Производительность фильтрующих центрифуг рассчитывают на основании теории фильтрования [1]. Движущая сила процесса, действующая на элементарный объем суспензии $dV=2\pi RLdR$ (рисунок 2.16),

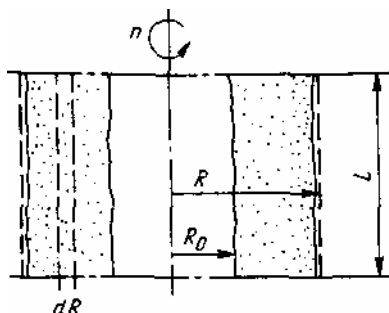


Рисунок 2.16 – К расчету производительности фильтрующих центрифуг

$$dp_{ц} = dG_{ц} / F = FdR\rho_c\omega^2 R / F = \rho_c\omega^2 RdR, \quad (2.34)$$

где L – высота барабана центрифуги, м; ρ_c – плотность суспензии, кг/м³ [1].

Движущую силу найдем, проинтегрировав полученное выражение в пределах от R_0 до R [1]:

$$\Delta p_{ц} = \rho_c\omega^2 (R^2 - R_0^2) / 2.$$

Скорость центробежного фильтрования [1]

$$v_{ц} = \frac{\Delta p_{ц}}{R_{ф.п} + r_0 x_0} = 0,5 \frac{\rho_c\omega^2 (R^2 - R_0^2)}{R_{ф.п} + r_0 x_0}, \quad (2.35)$$

где $R_{ф.п}$ – сопротивление фильтрующей перегородки; r_0 – удельное сопротивление слоя осадка; x_0 – толщина слоя осадка, которая для непрерывно действующих центрифуг не изменяется во времени; R , R_0 – соответственно внешний и внутренний радиусы барабана центрифуги.

Продолжительность центробежного фильтрования [1]:

$$\tau = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p_{ц}} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R_{ф.п}}{\Delta p_{ц}} \frac{V}{F}, \quad (2.36)$$

т.е. пропорциональна квадрату объема полученного фильтрата.

2.3.3 Оборудование для фильтрования

По принципу действия фильтровальное оборудование делится на оборудование, работающее при постоянном перепаде давления либо при постоянной скорости фильтрования; по способу создания перепада давления на фильтровальной перегородке – на работающее под вакуумом либо под избыточным

давлением; в зависимости от организации процесса – на оборудование непрерывного и периодического действия [1].

Избыточное давление может создаваться силами давления или центробежной силой. В зависимости от способа создания перепада давления фильтровальное оборудование может быть разделено на фильтры и центрифуги [1].

Фильтры, используемые для разделения суспензии, работают как под вакуумом, так и под избыточным давлением, периодически и непрерывно. К фильтрам, работающим под давлением, предъявляют повышенные требования к механической прочности. Их изготавливают по нормам Ростехнадзора для сосудов, работающих под давлением [1].

Фильтрующие центрифуги периодического и непрерывного действия разделяются по расположению вала на вертикальные и горизонтальные, по способу выгрузки осадка – на центрифуги с ручной, гравитационной, пульсирующей и центробежной выгрузкой осадка. Главным отличием фильтрующих центрифуг от отстойных является то, что они имеют перфорированный барабан, обтянутый фильтрующей тканью [1].

Нутч – фильтр (рисунок 2.17), работающий как под вакуумом, так и под избыточным давлением, широко распространен в малотоннажных производствах. Выгрузка из него осадка механизирована. Для сброса осадка фильтр снабжен перемешивающим устройством в виде однолопастной мешалки. Для удаления осадка из фильтра на цилиндрической части корпуса предусмотрен люк [1].

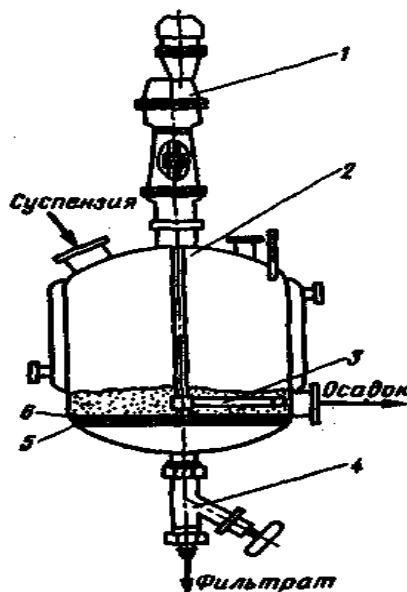


Рисунок 2.17 – Нутч – фильтр с перемешивающим устройством:

- 1 – привод; 2 – корпус фильтра; 3 – мешалка; 4 – спускной кран;
- 5 – фильтровальная перегородка; 6 – фильтровальная ткань

Рамный фильтр-пресс (рисунок 2.18) используется для осветления вино-материалов, вина, молока и пива. Фильтрующий блок состоит из чередующихся рам и плит с зажатой между ними фильтровальной тканью или картоном. Рамы и плиты зажимаются в направляющих 6 зажимным винтом 7. Фильтр монтируют на металлической станине [1].

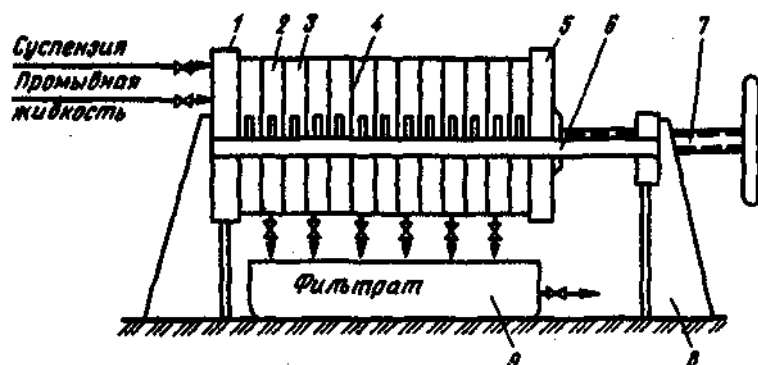


Рисунок 2.18 – Рамный фильтр-пресс:

- 1 – упорная плита; 2 – рама; 3 – плита; 4 – фильтровальная перегородка;
 5 – подвижная плита; 6 – горизонтальная направляющая; 7 – винт;
 8 – станина; 9 – желоб

Фильтр-пресс автоматизированный камерный с механизированной выгрузкой осадка (ФПАКМ) используют для разделения тонкодисперсных суспензий концентрацией $10...500 \text{ кг/м}^3$ при температурах до $80 \text{ }^\circ\text{C}$. Является фильтром периодического действия. Он состоит из ряда прямоугольных фильтров (рисунок 2.19), расположенных вплотную один под другим, благодаря чему возрастает удельная площадь поверхности фильтрования по отношению к площади, занимаемой фильтром [1].

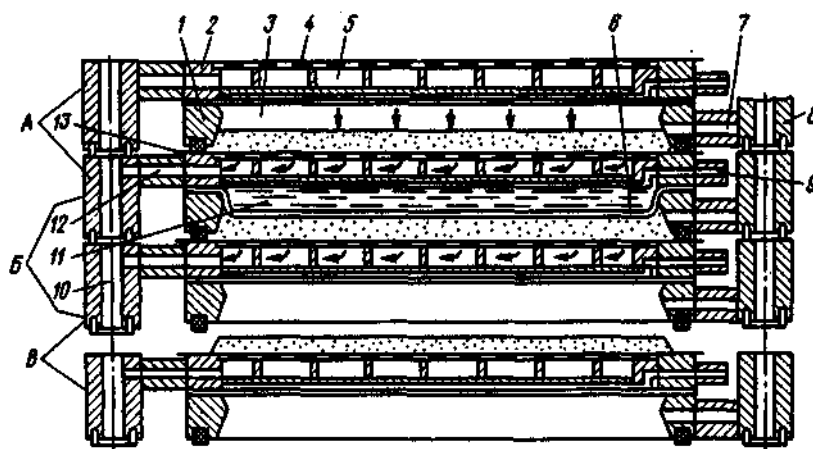


Рисунок 2.19 – Фильтр-пресс с горизонтальными камерами (ФПАКМ):

- 1 – нижняя плита; 2 – верхняя плита; 3 – пространство для суспензии и осадка;
 4 – перфорированный лист; 5 – пространство для фильтрата; 6 – эластичная диафрагма;
 7, 9, 12 – каналы; 8 – коллектор для суспензии; 10 – коллектор для отвода фильтрата;
 11 – пространство для воды; 13 – фильтровальная ткань

Барабанные вакуум-фильтры (рисунок 2.20) применяют при непрерывном разделении суспензий концентрацией $50...500 \text{ кг/м}^3$. Твердые частицы могут иметь кристаллическую, волокнистую, аморфную, коллоидальную структуру [1].

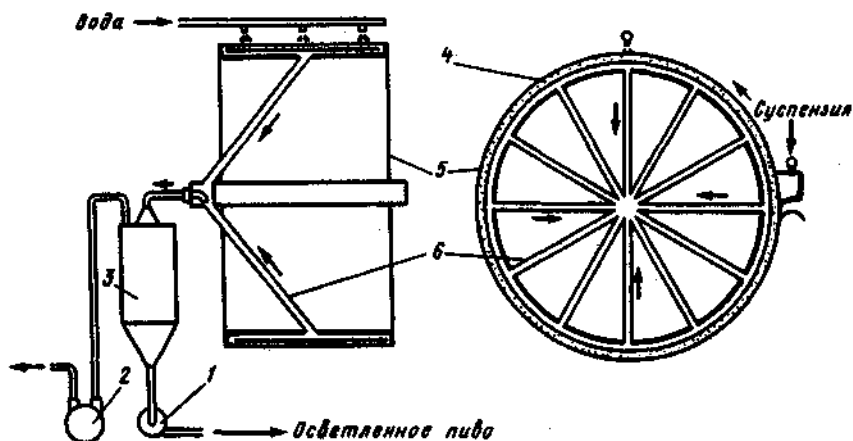


Рисунок 2.20 – Барабанный вакуум-фильтр:

1 – насос для фильтрата; 2 – вакуум-насос; 3 – пеногаситель; 4 – фильтровальный элемент; 5 – барабан; 6 – труба для фильтрата

Дисковые фильтры (рисунок 2.21) применяют для разделения тонкодисперсных суспензий; они работают под давлением с намывным слоем вспомогательного вещества. Дисковый фильтр представляет собой вертикальную емкость с обогреваемой рубашкой. Внутри фильтра на полый вал 6 насажены дисковые металлические перфорированные фильтровальные элементы 7. На диски натягивают полипропиленовую или другую фильтровальную ткань, закрепляемую хомутами. Рабочее давление в фильтре достигает 0,5 МПа, в рубашке – 0,3 МПа [1].

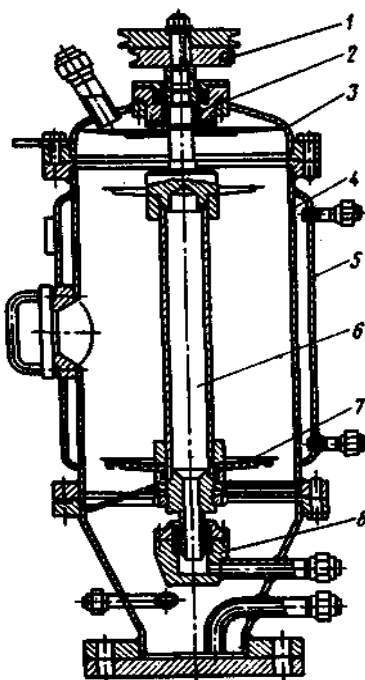


Рисунок 2.21 – Дисковый фильтр:

1 – шкив; 2 – сальниковое уплотнение; 3 – крышка; 4 – корпус фильтра; 5 – рубашка; 6 – вал; 7 – фильтровальный элемент; 8 – подпятник

Ленточный фильтр (рисунок 2.22) состоит из рамы, приводного и натяжного барабанов, между которыми натянута бесконечная перфорированная резиновая лен-

та. Под ней расположены вакуум-камеры, соединенные в нижней части с коллекторами для отвода фильтрата и промывной жидкости. За счет вакуума лента прижимается к верхней части вакуум-камер. К резиновой ленте натяжными роликами 7 прижимается фильтровальная ткань, выполненная также в виде бесконечной ленты [1].

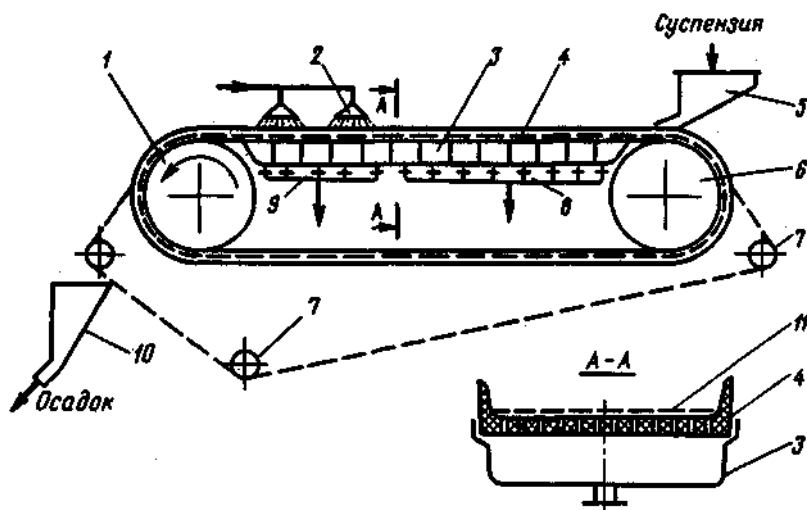
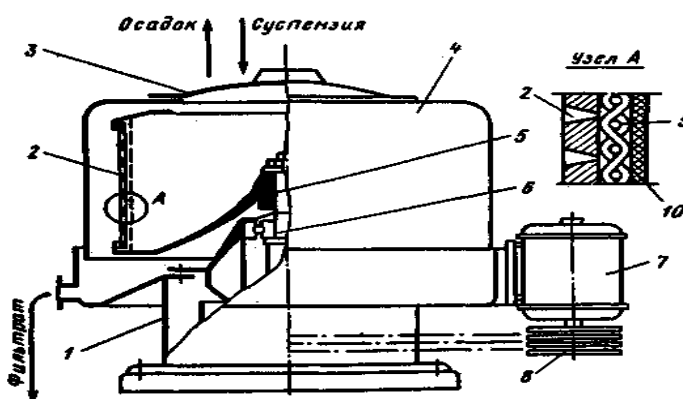


Рисунок 2.22 – Ленточный вакуум-фильтр:

- 1 – приводной барабан; 2 – форсунка; 3 – вакуум-камера; 4 – резиновая лента; 5 – лоток; 6 – натяжной барабан; 7 – натяжные ролики; 8 – коллектор для отвода фильтрата; 9 – коллектор для отвода промывной жидкости; 10 – сборник осадка; 11 – фильтровальная ткань

В *фильтрующей центрифуге периодического действия* (рисунок 2.23) суспензия загружается в барабан сверху. После загрузки суспензии барабан приводится во вращение. Суспензия под действием центробежной силы отбрасывается к внутренней стенке барабана. Жидкая дисперсионная фаза проходит через фильтровальную перегородку, а осадок выпадает на ней. Фильтрат по сливному патрубку направляется в сборник. Осадок после окончания цикла фильтрования выгружают вручную через крышку 3 [1].



- Рисунок 2.23 – Фильтрующая центрифуга периодического действия:
1 – станина; 2 – перфорированный барабан; 3 – крышка; 4 – кожух; 5 – ступица; 6 – подшипник; 7 – электродвигатель; 8 – шкив с ременной передачей; 9 – дренажная сетка; 10 – фильтрующая ткань

В *саморазгружающихся центрифугах* (рисунок 2.24) осадок удаляется под действием гравитационной силы. Такие центрифуги выполняются с вертикальным валом, на котором располагается перфорированный барабан. Суспензия подается на загрузочный диск при вращении барабана с низкой частотой. Нижняя часть барабана имеет коническую форму, причем угол наклона делается большим, чем угол естественного откоса осадка. После окончания цикла фильтрования и остановки барабана осадок под действием гравитационной силы сползает со стенок барабана и удаляется из центрифуги через нижний ток [1].

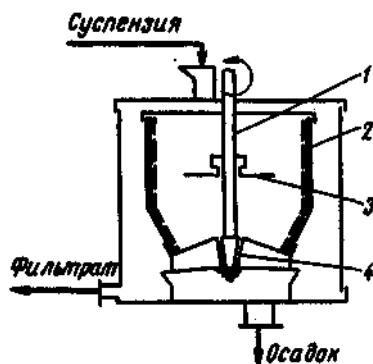


Рисунок 2.24 – Центрифуга с гравитационной выгрузкой осадка:
1 – вал; 2 – барабан; 3 – распределительный диск; 4 – упорная втулка

В *непрерывнодействующих фильтрующих центрифугах* с пульсирующей выгрузкой осадка (рисунок 2.25) фильтрат из центрифуги выводится непрерывно, а осадок периодически выгружается из барабана пульсирующим поршнем [1].

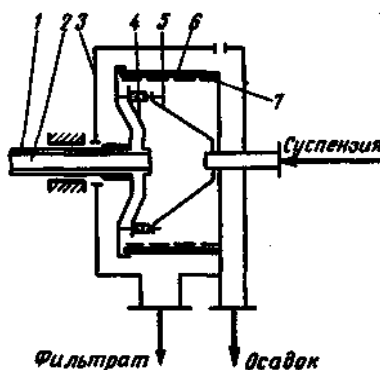


Рисунок 2.25 – Центрифуга непрерывного действия с пульсирующей выгрузкой осадка:
1 – полый вал; 2 – шток; 3 – корпус; 4 – поршень-толкатель;
5 – приемный конус; 6 – барабан; 7 – сито

Более подробное описание устройства и принципа действия оборудования для фильтрования можно получить в источниках [1, 2].

2.3.4 Расчет фильтровального оборудования

Расчет фильтровального оборудования периодического действия заключается в определении количества аппаратов для обеспечения заданной суточной

производительности по фильтрату. Для этого выбирают или рассчитывают площадь поверхности фильтрования и производительность одного аппарата [1].

Расчет фильтровального оборудования периодического действия заключается в определении количества аппаратов для обеспечения заданной суточной производительности по фильтрату. Для этого выбирают или рассчитывают площадь поверхности фильтрования и производительность одного аппарата [1].

Продолжительность фильтрования при $\Delta p = const$ определяют по уравнению [1]

$$\tau_{ОСН} = \tau_{ВСП} + 2\sqrt{\frac{\mu R_{\Phi.П}^2}{2\Delta p r_0 x_0} \tau_{ВСП}},$$

где $\tau_{ОСН}$ – продолжительность собственно фильтрования; $\tau_{ВСП}$ – продолжительность вспомогательных операций (подготовка аппарата к работе, загрузка суспензии, удаление осадка); r_0 и x_0 принимаются на основании эксперимента.

Наибольшая производительность аппарата периодического действия при значительном сопротивлении фильтровальной перегородки достигается при $\tau_{ОСН} > \tau_{ВСП}$. Для ориентировочного расчета оптимальной продолжительности цикла можно пользоваться зависимостью (для $\Delta p = const$ и $R_{\Phi.П} = 0$) $\tau_{ОСН} = (4...6) \tau_{ВСП}$.

Производительность фильтра по фильтрату за один цикл определяют по уравнению (2.31) или (2.29).

Производительность центрифуги по суспензии за один цикл (в кг) $Q_{Ц} = \rho_c V_P = \rho_c (\pi/4)(D^2 - D_0^2)L$, где $V_P = \pi(D^2 - D_0^2)L/4$ – рабочий объем центрифуги или объем загружаемой за один цикл суспензии; D и D_0 – соответственно внешний и внутренний диаметры барабана (рисунок 2.16).

Число циклов работы фильтровальной установки в сутки находят по уравнению $n_{ОБЩ} = Q_{ОБЩ}/V_P$, зная суточную производительность установки по фильтрату или суспензии.

Число циклов работы одного аппарата в сутки [1]

$$n_1 = \frac{24 \cdot 3600}{\tau_{ОСН} + \tau_{ВСП}}.$$

Необходимое количество фильтров $\Phi = n_{ОБЩ}/n_1$.

Расчет фильтровального оборудования непрерывного действия при заданной или принятой площади поверхности фильтрования сводится к определению по заданной производительности скорости перемещения поверхности фильтрования, а также необходимого числа аппаратов для обеспечения заданной производительности [1].

На основании экспериментальных данных принимают наименьшую толщину осадка, чтобы обеспечить максимальную производительность.

Из уравнения (2.27) определяют объем фильтрата $V = h_0 F/x_0$,

Подставляя найденную величину V в уравнение (2.29), определяют продолжительность фильтрования для получения слоя осадка заданной толщины ($R_{\Phi.П} = 0$): $\tau = \mu r_0 h_0^2 / (2x_0 \Delta p)$.

На основании экспериментальных или расчетных данных определяют продолжительность промывки осадка, общую продолжительность цикла и производительность аппарата.

Производительность по фильтрату при центробежном фильтровании $V_f = Fv_{ц} = \pi DLv_{ц}$, где $v_{ц}$ – скорость центробежного фильтрования, определяемая по формуле (2.35).

Число аппаратов для обеспечения заданной производительности $Q_{ОБЩ}$ определяют из соотношения $\Phi = Q_{ОБЩ} / Q_i$, где Q_i – производительность одного аппарата.

2.4 Разделение газовых неоднородных систем

2.4.1 Общие сведения

Очистку газов от взвешенных твердых или жидких частиц проводят в целях уменьшения загрязненности атмосферы и улавливания из отходящих газов ценных продуктов [1].

Эффективность аппаратов для очистки газов оценивается степенью очистки [1]

$$\eta = \frac{V_1 x_1 - V_2 x_2}{V_1 x_1} 100\% ,$$

где V_1 и V_2 – объемные расходы соответственно запыленного и очищенного газа, м³/ч; x_1 и x_2 – концентрация взвешенных частиц соответственно в запыленном и очищенном газе, кг/м³.

Для очистки газовых потоков от взвешенных частиц используют несколько способов: гравитационное осаждение, осаждение под действием инерционных и центробежных сил (центрифугирование), фильтрование газового потока через пористую перегородку, мокрую очистку, которая осуществляется в орошаемых водой скрубберах, осаждение в электрическом поле. Первые два способа применяют для очистки газов от крупных (свыше 100 мкм) взвешенных частиц, остальные – для тонкой очистки газов от частиц размером менее 20 мкм. Для достижения требуемой степени очистки газового потока способы часто комбинируют [1].

Закономерности процессов осаждения и фильтрования газовых неоднородных систем аналогичны закономерностям процессов осаждения и фильтрования твердых частиц в капельной жидкости. Поэтому их подробное рассмотрение в рамках данного раздела проводиться не будет.

2.4.2 Мокрая очистка газов

Мокрую очистку газов применяют тогда, когда допустимы увлажнение и охлаждение газа, а взвешенные частицы имеют незначительную ценность [1]. Охлаждение газа ниже температуры конденсации находящихся в нем паров способствует увеличению плотности взвешенных частиц. При этом частицы играют роль центров конденсации и тем самым обеспечивают выделение их из газового потока. Если взвешенные частицы не смачиваются жидкостью, то

очистка газов в мокрых пылеулавливателях малоэффективна. В этом случае для повышения степени очистки к жидкости добавляют поверхностно-активные вещества [1].

Степень очистки газов от пыли в мокрых пылеулавливателях колеблется в зависимости от конструкции от 60 до 99 % [1].

Недостаток мокрой очистки – образование сточных вод, которые также должны очищаться [1].

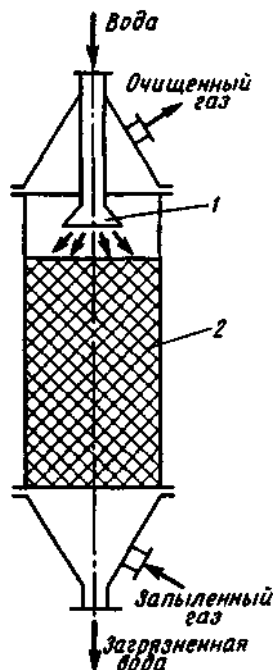


Рисунок 2.26 – Насадочный скруббер:
1 – разбрызгиватель; 2 - насадка

Скрубберы, полые или насадочные (рисунок 2.26), являются простейшими мокрыми пылеулавливателями для очистки и охлаждения газов. Запыленный газ подается в нижнюю часть скруббера и движется противотоком к жидкости, подаваемой через разбрызгиватель или форсунки со скоростью около 1 м/с. При взаимодействии газа и жидкости происходит механическая очистка газа. Степень очистки достигает 75...85 % [1].

В качестве насадка используют хордовые или кольцевые элементы [1].

Пенные барботажные пылеулавливатели предназначены для очистки сильно запыленных газов [1]. Барботажный пылеулавливатель представляет собой тарельчатый скруббер (рисунок 2.27). Запыленный газ подается в нижнюю часть скруббера и движется вверх. Попадая на перфорированную тарелку, куда подается промывная жидкость, газ барботирует через нее, в результате чего создается подвижная пена, которая обеспечивает большую поверхность контакта и высокую степень очистки газа. В слое пены взвешенные частицы поглощаются жидкостью. Загрязненная жидкость сливается через регулирующий порог. Пенные скрубберы имеют, как правило, несколько перфорированных тарелок. Степень очистки газа в таких аппаратах достигает 99 %.

Скрубберы Вентури также применяются для мокрой очистки воздуха. В них достигается высокая степень очистки, равная 98 % [1]. Недостаток их –

большое гидравлическое сопротивление (порядка 1500...7500 Па) и необходимость установки каплеотбойника. Скруббер Вентури (рисунок 2.28) состоит из двух частей: трубы Вентури, в которой происходит очистка воздуха, и разделителя, предназначенного для отделения капелек воды от газового потока.

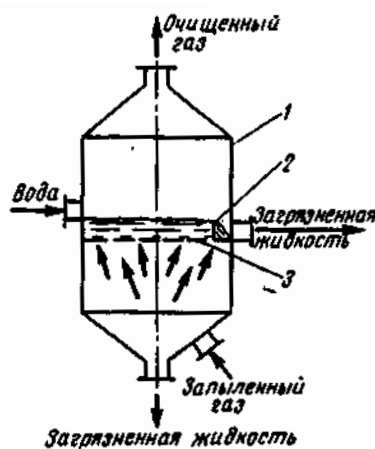


Рисунок 2.27 – Пенный скруббер:

1 – корпус; 2 – регулирующий порог; 3 - перфорированная тарелка

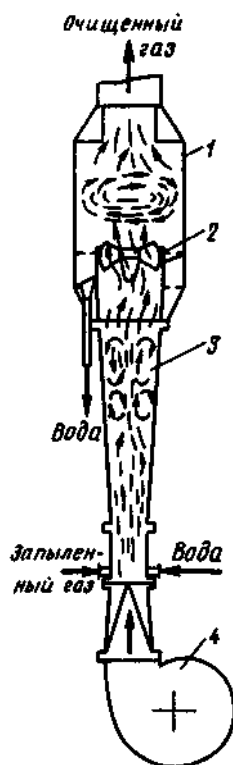


Рисунок 2.28 – Скруббер Вентури:

1 – разделитель; 2 – завихритель потока; 3 – труба Вентури; 4 – вентилятор

Воздух, подлежащий очистке, поступает снизу в вертикальный патрубок, на выходе из которого создается разрежение. За счет разрежения в трубу Вентури из бачка подсасывается через коллектор вода. В результате в трубе Вентури как на стенках, так и по всему объему происходит интенсивное образование жидкостных пленок, что приводит к очистке газового потока. Осаждению капелек жидкости из газового потока способствует завихритель потока. Жидкость,

выделяемая в разделителе, стекает в сборный бачок. Очищенный газовый поток выбрасывается в атмосферу.

2.4.3 Осаждение под действием электрического поля

В электрическом поле тонкодисперсным частицам сообщается электрический заряд, под действием которого происходит их осаждение. Разделение пылей, дымов и туманов в электрическом поле имеет значительные преимущества перед другими способами осаждения [1, 2].

Разделение газовых неоднородных смесей в электрическом поле осуществляется на электродах. Для разделения пылей и дымов применяются сухие фильтры, для разделения туманов – мокрые.

Простейший электрофильтр – это два электрода, один из которых – анод – выполняется в виде трубы или пластины, а другой – катод – в виде проволоки, которая натянута внутри трубчатого анода либо между пластинчатыми анодами, выполненными из проволочной сетки. Аноды заземляют.

При соединении электродов с источником постоянного тока на электродах создается разность потенциалов, равная 4...6 кВ/см, обеспечивающая плотность тока 0,05...0,5 мА на 1 м длины катода [1].

Газовая смесь поступает внутрь трубчатых электродов или между пластинчатыми. Благодаря высокой разности потенциалов на электродах и неоднородности электрического поля (сгущение силовых линий происходит у электрода с меньшей площадью поверхности – катода) в слое газа у отрицательного электрода – катода – образуется поток электронов, направленный к аноду. В результате соударений электронов с нейтральными молекулами газа газ ионизируется. Такая ионизация называется ударной. Признаком ионизации газа является образование «короны» у катода, поэтому катод называют коронирующим электродом. В результате ионизации образуются положительные и отрицательные ионы. Положительные ионы собираются около катода, а отрицательные с большой скоростью движутся к аноду, заряжая взвешенные в газе частицы и увлекая их с собой. Частицы пыли или тумана оседают на аноде, покрывая его слоем осадка.

На заряженную частицу электрическое поле действует с силой $F = ne_0E_x$ (где n – заряд, полученный частицей; e_0 – величина элементарного заряда; E_x – градиент потенциала электрического поля на расстоянии x от оси катода).

Скорость электроосаждения определяется по уравнению [1]:

$$v_o = \frac{ne_0E_x}{3\pi d\mu} \quad (2.37)$$

Продолжительность осаждения частицы [1]

$$\tau_o = \int_r^R \frac{dx}{v_o}, \quad (2.38)$$

где R – расстояние от оси катода до поверхности анода; r – радиус катода; μ – динамическая вязкость воздуха.

Трубчатый сухой электрофильтр [1] показан на рисунке 2.29.

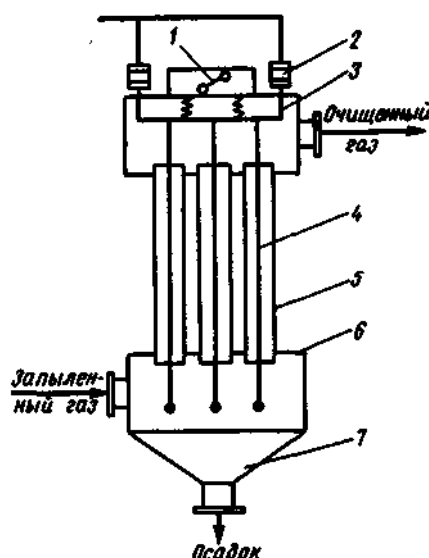


Рисунок 2.29 – Трубчатый электрофильтр:

1 – встряхивающее устройство; 2 – изолятор; 3 – рама; 4 – коронирующий электрод; 5 – трубчатый электрод – анод; 6 – решетка; 7 – сборник для пыли

Пыль или дым поступают в нижнюю часть фильтра под решетку 6, в которой закреплены электроды, и распределяются по трубчатым электродам – анодам. Внутри трубчатых электродов расположены коронирующие электроды – катоды. Электроды закреплены на общей раме, опирающейся на изоляторы 2. Под действием электрического поля происходит электроосаждение взвешенных в газе частиц. Осевшие на аноде частицы периодически стряхиваются ударным приспособлением 1 и собираются в конической нижней части фильтра. Осадок из фильтра удаляется с помощью выгрузного устройства, а очищенный газ выходит из верхней части фильтра.

Разработаны секционные электрофильтры, в которых газ проходит через ряд последовательно соединенных секций,

В *электрофильтре с пластинчатыми электродами* анодами служат пластины, а коронирующими электродами (катодами) – проволока, натянутая между пластинами [1].

Расчет электрофильтров заключается в определении длины коронирующих электродов (катодов), при известных сечении фильтра и количестве электродов.

Величина тока в электрофильтре $I=iL$, где i – плотность тока; L – длина коронирующих электродов [1].

По выражению $E_K = 31 + 9,54\sqrt{\delta/r}$ (где δ – отношение плотности воздуха при данных условиях к его плотности при 25 °С и давлении 0,1 МПа) находят критический градиент потенциала, а зная расстояние между электродами, определяют разность потенциалов на электродах [1].

2.5 Псевдоожижение

2.5.1 Общие сведения

Псевдоожиженным называют такое состояние двухфазной системы твердые частицы – газ (или жидкость), которое характеризуется перемещением твердых частиц относительно друг друга за счет подвода энергии от какого-либо источника.

Псевдоожиженный слой образуется при восходящем движении оживающего агента через слой зернистого материала со скоростью, позволяющей поддерживать слой материала во взвешенном состоянии.

2.5.2 Физические основы псевдоожижения и расчетные формулы [1]

Рассмотрим образование псевдоожиженного слоя. В вертикальном аппарате (рисунок 2.30), снабженном поперечной перфорированной газораспределительной решеткой, помещен слой тонкодисперсного твердого материала. Оживающий агент – газ подается в нижнюю часть аппарата под газораспределительную решетку. Перепад давления в слое измеряется дифференциальным манометром.

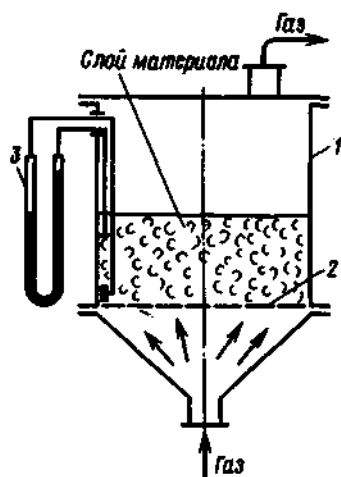


Рисунок 2.30 – Аппарат для псевдоожижения:

1 – корпус; 2 – перфорированная решетка; 3 – манометр

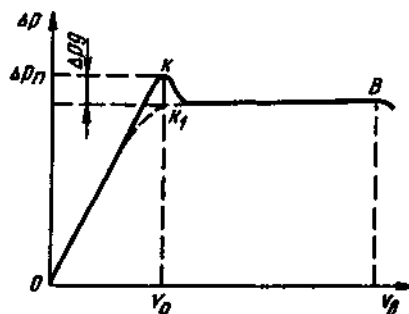


Рисунок 2.31 Кривая псевдоожижения

Состояние двухфазной системы наглядно изображается в виде *кривой псевдоожижения* (рисунок 2.31). Эта кривая выражает зависимость перепада давления в слое Δp от скорости оживающего агента v [1]:

$$\frac{\Delta p}{H_0} = f(v), \quad (2.39)$$

где H_0 – высота неподвижного слоя, м.

При невысоких скоростях газа слой зернистого материала на решетке остается неподвижным, происходит фильтрация газа через слой (кривая ОК на рисунке 2.31). С увеличением скорости газа перепад давления в слое возрастает и в определенный момент масса зернистого материала в слое уравнивается аэродинамическим давлением потока газа – наступает аэродинамическое равновесие. В условиях аэродинамического равновесия начинается взаимное пульсационное перемещение частиц. Излом в точке K_1 соответствует переходу неподвижного слоя в псевдооживленное состояние. Абсцисса точки K_1 определяет скорость газа, при которой начинается псевдооживление, а ордината – перепад давления в этой точке. Скорость газа (жидкости) v_0 , при которой слой зернистого материала переходит в псевдооживленное состояние, называется *скоростью начала псевдооживления (первой критической скоростью)*. При дальнейшем увеличении скорости газа слой расширяется, интенсивность перемешивания частиц возрастает, но перепад давления остается постоянным.

При определенной, так называемой *второй критической скорости* v_B , или *скорости уноса (витания)*, гидродинамическое равновесие нарушается. Эта скорость является верхним пределом существования псевдооживленного слоя. При $v > v_B$ частицы уносятся из слоя, в результате этого снижается их массовое количество и уменьшается энергия, необходимая для поддержания твердой фазы во взвешенном состоянии, наступает явление *пневмотранспорта*.

Реальная кривая псевдооживления несколько отличается от идеальной. Для реальной кривой характерно наличие пика давления Δp_{II} в момент перехода в псевдооживленное состояние (точка K), который объясняется затратой дополнительной энергии (перепада давления Δp_g) на преодоление сил сцепления между частицами. Величина пика давления зависит от формы и состояния поверхности частиц.

Отношение рабочей скорости к скорости начала псевдооживления $W = v/v_0$ называется *числом псевдооживления*. Число псевдооживления характеризует состояние псевдооживленного слоя и интенсивность перемешивания частиц в нем. Характеристики псевдооживленного слоя зависят от числа псевдооживления.

Псевдооживление слоя может быть однородным и неоднородным. Для неоднородного псевдооживленного слоя характерно наличие в слое газовых пузырей (рисунок 2.32). При небольших числах псевдооживления неоднородность слоя не сказывается отрицательно на его характеристиках. Движущиеся газовые пузыри интенсифицируют перемешивание частиц в слое. Однако при увеличении числа псевдооживления неоднородность слоя возрастает: увеличивается размер пузырей, и начинается интенсивный выброс (унос) частиц из слоя. Поперечный размер пузырей достигает размера аппарата. Возникает так называемый *поршневой режим*, при котором ухудшается равномерность контакта между газом и частицами материала.

При газовом псевдооживлении особенно влажных, мелких и слипающихся частиц может также наблюдаться каналобразование (рисунок 2.33), при котором часть газа «проскакивает» через слой. Предельным случаем каналобразования является образование фонтанирующего слоя. При фонтанировании поток

газа (или жидкости) прорывается через слой по каналу, возникающему вблизи оси аппарата.

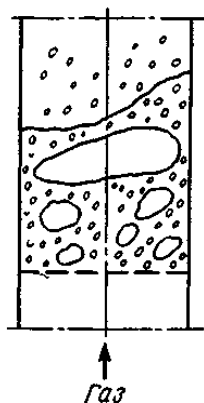


Рисунок 2.32 – Структура неоднородного псевдооживленного слоя

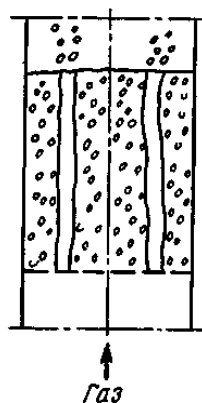


Рисунок 2.33 – Каналообразование в слое

Различают псевдооживление в плотной и разбавленной фазах.

Псевдооживление в плотной фазе наблюдается, когда скорость газа находится в пределах между скоростью начала псевдооживления v_0 и скоростью уноса v_B ($v_0 \leq v \leq v_B$). При $v > v_B$ происходит пневмотранспорт частиц из слоя. В этом случае псевдооживленный слой находится в разбавленной фазе. В пределе разбавленная фаза существует, когда хотя бы одна частица находится в газовом потоке.

Для создания и поддержания в псевдооживленном состоянии слоя твердых частиц требуются затраты энергии E , которая расходуется на преодоление трения частиц друг о друга и газа об их поверхность, на расширение слоя, на трение частиц и газа о стенки аппарата.

Для аппаратов постоянного сечения, пренебрегая сжимаемостью газа, можно принять, что $E = v \Delta p F$, где Δp – перепад давления при движении газа через слой; F – площадь поперечного сечения аппарата [1].

Перепад давления в слое, необходимый для выбора дутьевого оборудования, можно определить теоретическим путем. Если принять порозность ε постоянной по высоте слоя H , то

$$\Delta p = g \rho_{\varepsilon} (1 - \varepsilon) H, \quad (2.40)$$

где ρ_{ε} – эффективная плотность частиц ($\rho_{\varepsilon} = \rho_T$), кг/м^3 ; ε – порозность псевдооживленного слоя [1].

Порозность $\varepsilon = 1 - (\rho_{сл} / \rho_T)$, где $\rho_{сл}$ – плотность слоя; ρ_T – плотность твердых частиц, кг/м^3 [1].

Порозность неподвижного слоя $\varepsilon_0 = 1 - (\rho_H / \rho_T)$, где ρ_H – насыпная плотность материала, кг/м^3 [1].

В точке начала псевдооживления согласно уравнению (2.40)

$$\frac{\Delta p}{H_0} = g \rho_{\varepsilon} (1 - \varepsilon_0).$$

Приравнивая выражения (2.39) и (2.40), получают уравнение для определения скорости псевдооживления [1]

$$f(v_0) = g\rho_y(1 - \varepsilon_0).$$

Для расчета перепада давления в слое можно рекомендовать уравнение Эргана [1]

$$\Delta p = 150 \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \frac{\mu v}{d_3^2} H + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_0}{\varepsilon_0^3} \frac{\rho_T v^2}{d_3} H,$$

из которого путем несложных преобразований получается критериальная зависимость для расчета скорости начала псевдооживления

$$Re_0 = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}, \quad (2.41)$$

где Re_0 – критерий Рейнольдса; Ar – критерий Архимеда,

справедливая при $\varepsilon_0 = 0,34 \dots 0,42$. Эта зависимость используется практически во всем диапазоне изменения числа Рейнольдса при ламинарном, переходном и турбулентном режимах.

При расчете скорости псевдооживления по уравнению (2.41) вычисляют сначала значение критерия Ar по уравнению $Ar = g(l^3/v^2)((\rho_T - \rho_{ж})/\rho_{ж})$ [1], затем находят величину Re_0 и по ней, используя уравнение (2.8), вычисляют скорость начала псевдооживления v_0 .

Для частиц несферической формы скорость начала псевдооживления определяют с учетом фактора формы Φ .

Размер частиц определенного размера, когда форма отличается от сферической, определяют, как диаметр шара, по объему равновеликому частице: $d_i = \sqrt[3]{6V_r/\pi}$, где V_r – среднеарифметическое значение объема одной частицы в данной фракции, определенное по количеству частиц в пробе n и массе пробы g при определенной плотности частиц ρ_T : $V_r = g/(n\rho_T)$ [1].

Фактор формы частиц определяется как отношение площадей поверхностей равновеликого шара и частицы $S_{ш}$ [1]: $\Phi = \sqrt{\pi d_{ш}^2 / S_{ч}} = \sqrt{4,87V_{ч}^{2/3} / S_{ч}}$.

Расчет второй критической скорости v_B (скорости уноса), при которой происходит массовый унос частиц, проводят по формуле, аналогичной (2.41):

$$Re_B = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}}. \quad (2.42)$$

Скорость витания (уноса)

$$v_B = \frac{Re_B \nu}{d_{ч}}, \quad (2.43)$$

где ν – коэффициент кинематической вязкости.

2.5.3 Аппараты с псевдооживленным слоем [1, 2]

В настоящее время разработаны многочисленные конструкции аппаратов с *псевдооживленным слоем*, учитывающие технологические условия протека-

ния процессов, требования к качеству получаемых продуктов, специфические особенности взаимодействующих веществ. На рисунке 2.34 показаны некоторые схемы аппаратов с псевдооживленным слоем.

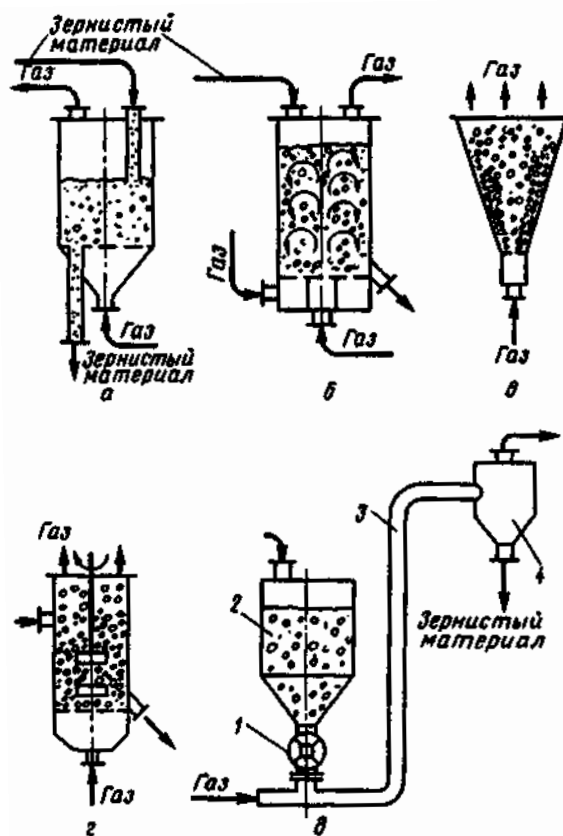


Рисунок 2.34 – Схемы аппаратов с псевдооживленным слоем:

а – цилиндрический противоточный непрерывного действия; *б* – с направленной циркуляцией (силос); *в* – конический; *г* – с перемешивающим устройством; *д* – устройство для пневмотранспорта: 1 – шлюзовой затвор; 2 – бункер; 3 – пневмолиния; 4 – циклон

В *цилиндрический противоточный аппарат непрерывного действия* (рисунок 2.34, *а*) оживающий газовый поток поступает снизу под газораспределительную решетку, а зернистый материал – в верхнюю часть аппарата. Для поддержания определенного уровня материала на газораспределительной решетке и вывода его из аппарата служит переточный патрубок.

Вертикальные цилиндрические силосы (рисунок 2.34, *б*) используют для накопления и усреднения больших партий зерновых материалов. Псевдооживленный слой создается газом (воздухом), поступающим во внутреннюю полость между двумя днищами, которая разделена концентрической перегородкой на внешнее и внутреннее кольца. Во внешнее кольцо подается примерно в 2 раза больше газа, чем во внутреннее. За счет разного количества газа, подаваемого во внешнее и внутреннее кольца, в силосе создается направленная циркуляция зернового материала от периферии к оси аппарата, способствующая его перемешиванию.

В *конических аппаратах* (рисунок 2.34, *в*) уменьшение скорости снизу вверх позволяет псевдооживлять полидисперсные материалы. Газ подается че-

рез небольшое отверстие внизу аппарата с большой скоростью. Это позволяет при необходимости работать без газораспределительной решетки, что особенно важно при псевдооживлении комкующихся и слипающихся материалов. При значительном угле конусности аппарата струя газа может оторваться от стенок аппарата и образовать сплошной канал. По этому каналу будет двигаться с большой скоростью поток газозвеси, образующий над поверхностью слоя фонтаны твердых частиц. Такой слой называется фонтанирующим.

Для перемешивания зернистых материалов с повышенной слипаемостью частиц, в целях предотвращения каналообразования в слое, процесс псевдооживления совмещают с процессом механического перемешивания в *аппаратах с перемешивающими устройствами* (рисунок 2.34, з).

На рисунке 2.34, д показано *устройство для пневмотранспорта зернистого материала в разбавленной псевдооживленной фазе*. Зернистый материал дозируется в пневмолинию с помощью шлюзового затвора 1. Разделение псевдооживленного слоя на зернистый материал и газ происходит на новом уровне в циклоне 4.

Для снижения обратного перемешивания зернистого материала, которое приводит к снижению движущей силы и выравниванию температур процесса, в противоточных аппаратах непрерывного действия применяют *секционирование* (рисунок 2.35), т.е. разделяют весь слой зернистого материала по высоте перфорированными перегородками (возможно насадкой). Перетекание зернистого материала из верхних секций в нижние происходит под действием гравитационной силы через специальные переточные устройства либо через отверстия в горизонтальных перегородках (провальных тарелках).

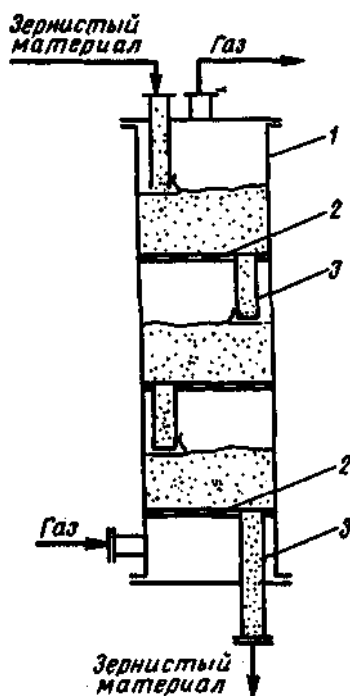


Рисунок 2.35 – Секционный аппарат непрерывного действия:
1 – корпус; 2 – газораспределительная решетка; 3 – переточное устройство

Более подробное описание устройства и принципа работы аппаратов для псевдооживления можно получить в источниках [1, 2].

2.6 Перемешивание [1, 2]

2.6.1 Общие сведения

Перемешивание широко применяется в пищевой промышленности для образования растворов, эмульсий и суспензий, однородных смесей сыпучих материалов и других сплошных сред, а также для интенсификации процессов тепло- и массообмена [2].

Перемешивание заключается в измельчении элементов жидких, твердых или сыпучих сред и их равномерном перераспределении в пространстве с целью выравнивания состава смеси во все более и более малых объемах [2].

Для перемешивания используют смесители различных конструкций.

Качество перемешивания характеризуется степенью (равномерностью) смешивания фаз.

Степень смешивания фаз I во всем объеме смесителя выражается уравнением [1]

$$I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_C} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_C}}{m + n}, \quad (2.44)$$

где m – число проб, в которых $\Delta x' > 0$; $\Delta x'$ – положительные разности концентраций в смесителе, определяемые по формуле $\Delta x' = x - x_C$; x_C – концентрация частиц в смеси при идеальном (полном) смешивании, определяемая по формуле

$x_C = \frac{100V_T\rho_T}{V_{ж}\rho_{ж} + V_T\rho_T}$ (здесь V_T – объем распределяемых в основной массе твердых

частиц; ρ_T , $\rho_{ж}$ – плотности соответственно твердых частиц и основной массы в смесителе; $V_{ж}$ – объем основной массы, например жидкости, в аппарате); n – число проб, в которых $\Delta x'' < 0$; $\Delta x''$ – отрицательные разности, определяемые по формуле $\Delta x'' = x - x_C$.

Равномерность смешивания может изменяться от 0 до 1. При идеальном (полном) смешивании компонентов $I=1$.

2.6.2 Перемешивание жидких сред

Для перемешивания жидких сред используют несколько способов: пневматический, циркуляционный, статический и механический с помощью мешалок.

Пневматическое перемешивание [1] осуществляют с помощью сжатого газа (в большинстве случаев воздуха), пропускаемого через слой перемешиваемой жидкости. Для равномерного распределения газа в слое жидкости газ подается в смеситель через барботер. Барботер представляет собой ряд перфорированных труб, расположенных у дна смесителя по окружности или спирали.

В ряде случаев перемешивание осуществляется с помощью эжекторов [1].

Интенсивность перемешивания определяется количеством газа, пропускаемого в единицу времени через единицу свободной поверхности жидкости в смесителе.

Пневматическое перемешивание имеет ограниченное применение. Оно используется тогда, когда допускается взаимодействие перемешиваемой жидкости с газом [1].

Циркуляционное перемешивание [1] осуществляют с помощью насоса, перекачивающего жидкость по замкнутой системе смеситель – насос – смеситель.

Интенсивность циркуляционного перемешивания зависит от кратности циркуляции, т. е. отношения подачи циркуляционного насоса в единицу времени к объему жидкости в аппарате. В ряде случаев вместо насосов могут применяться паровые эжекторы [1].

Статическое смешивание жидкостей невысокой вязкости, а также газа с жидкостью осуществляется в статических смесителях за счет кинетической энергии жидкостей или газов [1].

На рисунок 2.36, *а* представлена конструкция цилиндрического статического смесителя, предназначенного для перемешивания газа и жидкости, с вставными элементами, представляющими собой разнозакрученные пластины из нержавеющей стали, установленные последовательно встык в корпусе смесителя [1].

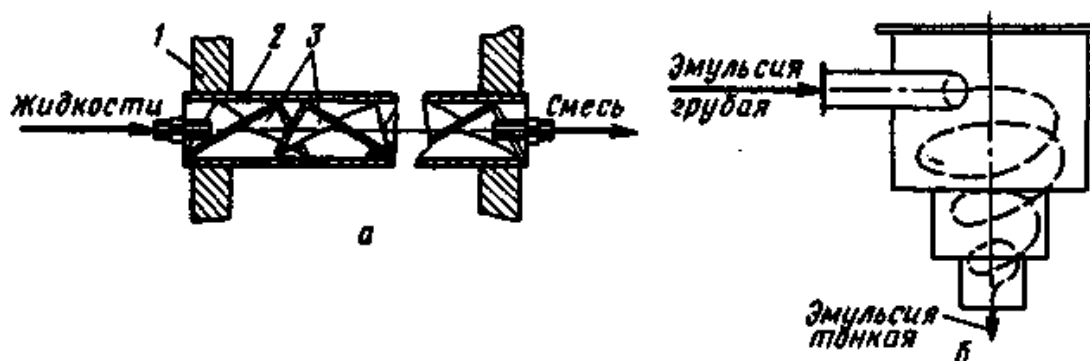


Рисунок 2.36 – Статические смесители:

а – цилиндрический с вставными элементами: 1 – фланец; 2 – корпус; 3 – смешивающие элементы; *б* – эмульсор

Статические смесители используют также при получении эмульсий. На рисунке 2.36, *б* изображен вихревой эмульсор для получения эмульсии жирофосфатидной смеси в обезжиренном молоке (заменитель цельного молока). Вихревой эмульсор обеспечивает высокую эффективность эмульгирования при давлении 0,3...0,36 МПа, прост в изготовлении и эксплуатации. Принцип его действия заключается в использовании эффекта центробежной форсунки при каскадном истечении жидкости. Получаемая эмульсия с размером частиц до 3 мкм не расслаивается в течение 24 ч [1].

Механическое перемешивание [1] используют для интенсификации гидромеханических, тепло- и массообменных, биохимических процессов в системах жидкость – жидкость, газ – жидкость и газ – жидкость – твердое тело.

Осуществляют его с помощью различных перемешивающих устройств – мешалок. Мешалка представляет собой комбинацию лопастей, насаженных на вращающийся вал.

Все перемешивающие устройства (рисунок 2.37), применяемые в пищевых производствах, можно разделить на две группы: в первую группу входят лопастные, турбинные и пропеллерные, во вторую – специальные – винтовые, шнековые, ленточные, рамные, ножевые и другие, служащие для перемешивания пластичных и сыпучих масс [1].

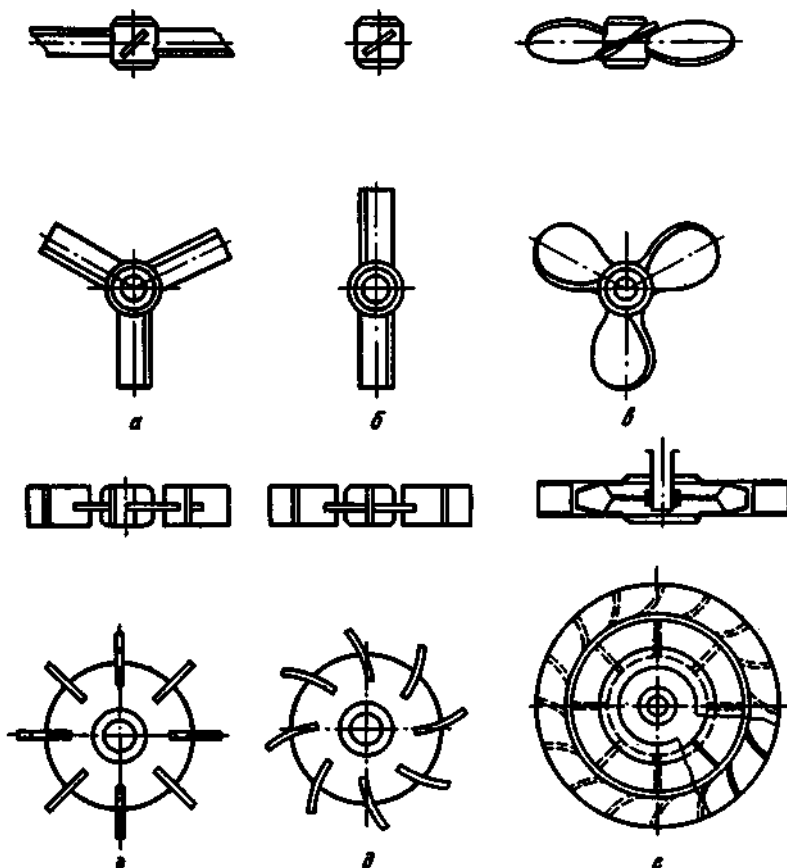


Рисунок 2.37 – Типы мешалок:

а – трехлопастная; *б* – двухлопастная; *в* – пропеллерная; *г* – открытая турбинная; *д* – открытая турбинная с наклонными лопастями; *е* – закрытая турбинная

По частоте вращения рабочего органа перемешивающие устройства делятся на тихо- и быстроходные [1].

Для перемешивания жидких сред в пищевой промышленности применяют лопастные, пропеллерные и турбинные мешалки. Лопастные (рисунок 2.37, *а*, *б*), ленточные, якорные и шнековые мешалки относятся к тихоходным: частота их вращения составляет $30...90 \text{ мин}^{-1}$, окружная скорость на конце лопасти для вязких жидкостей – $2...3 \text{ м/с}$ [1].

Преимущества лопастных мешалок – простота устройства и невысокая стоимость. К недостаткам относится создаваемый слабый осевой поток жидкости, что не обеспечивает полного перемешивания во всем объеме смесителя.

Наибольшее усиление осевого потока достигается при наклоне лопастей под углом 30° к оси вала [1].

Якорные мешалки имеют форму днища аппарата. Их применяют при перемешивании вязких сред. Эти мешалки при перемешивании очищают стенки и дно смесителя от налипающих загрязнений [1].

Шнековые мешалки имеют форму винта и применяются, как и ленточные, для перемешивания вязких сред [1].

К быстроходным относятся пропеллерные и турбинные мешалки: частота их вращения составляет от 100 до 3000 мин^{-1} при окружной скорости 3...20 м/с [1].

Пропеллерные мешалки (рисунок 2.37, в) изготавливают с двумя или тремя пропеллерами. Они обладают насосным эффектом и используются для создания интенсивной циркуляции жидкости. Применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 2 Па·с [1].

Турбинные мешалки (рисунок 2.37, з, д, е) изготавливают в форме колес турбин с плоскими, наклонными и криволинейными лопастями. Они бывают открытого и закрытого типов. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости. Для одновременного создания радиального и осевого потоков применяют турбинные мешалки с наклонными лопастями. Турбинные мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание во всем рабочем объеме смесителя. Для уменьшения кругового движения жидкости и образования воронки в смесителе устанавливаются отражательные перегородки [1].

Турбинные мешалки применяют при перемешивании жидкостей вязкостью до 500 Па·с, а также грубых суспензий [1].

Основные элементы типового смесителя с перемешивающим устройством – корпус с крышкой, привод и мешалки.

Расчет перемешивающих устройств [1] сводится к определению мощности, расходуемой на перемешивание. Интенсивность перемешивания j назначается на основании экспериментальных данных.

После выбора типа, размеров и частоты вращения мешалки приступают к расчету потребляемой мощности.

Представив циркуляцию жидкости в смесителе как движение по замкнутому трубопроводу сложной формы, можно получить критериальное уравнение для расчета потребляемой мощности типа $Eu=f(Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots)$. Влияние сил тяжести на движение жидкости в смесителе невелико, и им можно пренебречь. Тогда $Eu=f(Re, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots)$, где $Re = v_{CP} d_M \rho_{Ж} / \mu_{Ж}$; $Eu = \Delta p / (\rho_{Ж} v_{CP}^2)$; Γ_1 , и Γ_2 – параметрические критерии, характеризующие геометрические размеры мешалки и смесителя.

В качестве определяющего линейного размера принимают диаметр мешалки d_M , а вместо линейной скорости жидкости, среднюю величину которой определить практически нельзя, в критерии подобия подставляют окружную скорость конца лопасти мешалки $v_{OKP} = \pi d_M n / 30$, где n – частота вращения, об/мин.

Перепад давлений между передней и задней плоскостями лопасти мешалки выражают через полезную мощность N , введенную в жидкость, по аналогии с мощностью насоса, расходуемой на перекачивание жидкости по трубопроводу:

$$\Delta p = N / V_{CEK},$$

где V_{CEK} – объем перемещаемой жидкости, который определяется произведением объема жидкости в аппарате на кратность циркуляции, $\text{м}^3/\text{с}$;

$$V_{CEK} = F H m,$$

где F – площадь поперечного сечения аппарата, м^2 ; H – высота уровня жидкости в аппарате, м ; m – кратность циркуляции, с^{-1} .

Выразим размеры аппарата через диаметр мешалки, так как эти размеры взаимосвязаны:

$$F = C_2 d_M^2; H = C_3 d_M,$$

а кратность циркуляции можно принять пропорциональной частоте вращения мешалки $m = C_4 n$.

С учетом того, что $v = C_1 v_{OKP} = C_1 \pi d_M n / 30 = C_5 d_M n$, получим модифицированный критерий Эйлера

$$Eu_M = N / (C_2 C_3 C_4 C_5 \rho_{Ж} n^3 d_M^5).$$

Исключив коэффициенты пропорциональности C_2 , C_3 , C_4 и C_5 , получим модифицированные критерии Эйлера и Рейнольдса

$$Eu_M = N / (\rho_{Ж} n^3 d_M^5);$$

$$Re_M = n d_M^2 \rho_{Ж} / \mu_{Ж},$$

где $\rho_{Ж}$ – плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{Ж}$ – вязкость, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Тогда связь между модифицированными критериями выразится уравнением $Eu_M = f_1(Re_M, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots)$, конкретный вид которого для каждого типа мешалки определяют экспериментальным путем.

После преобразований получим упрощенное критериальное уравнение $Eu_M = A Re_M^a \Gamma_1^b \Gamma_2^c$. Значения коэффициента A и показателей степеней зависят от типа мешалки, конструкции смесителя и режима перемешивания, и их находят экспериментально. Для упрощения расчетов экспериментальные данные представляют в виде графической зависимости между критериями Эйлера и Рейнольдса с учетом подобия условий входа и выхода жидкости из реактора.

Зависимости $Eu_M = f(Re_M)$ для нормализованных перемешивающих устройств разных типов представлены на рисунке 2.38; характеристики мешалок приведены в таблице 2.1 и на рисунке 2.39 [1].

На потребляемую мешалкой мощность, кроме того, значительное влияние оказывают форма аппарата и расположение мешалки в нем.

Представленные на рисунке 2.38 зависимости позволяют по заданной на основании экспериментальных данных интенсивности перемешивания подобрать методом последовательных приближений тип мешалки, ее размеры и частоту вращения и рассчитать мощность двигателя для привода мешалки.

По рабочему объему аппарата V_P и требуемой интенсивности перемешивания j [$\text{Н}\cdot\text{м}/(\text{м}^3\cdot\text{с})$] определяют потребляемую мешалкой мощность [Вт]

$$N = jV_p. \quad (2.45)$$

Затем выбирают тип мешалки, ее размеры и частоту вращения.

По предварительно выбранным параметрам мешалки рассчитывают модифицированный критерий Эйлера, в соответствии с которым по рисунку 2.38 находят Re_M . По значению Re_M определяют частоту вращения мешалки.

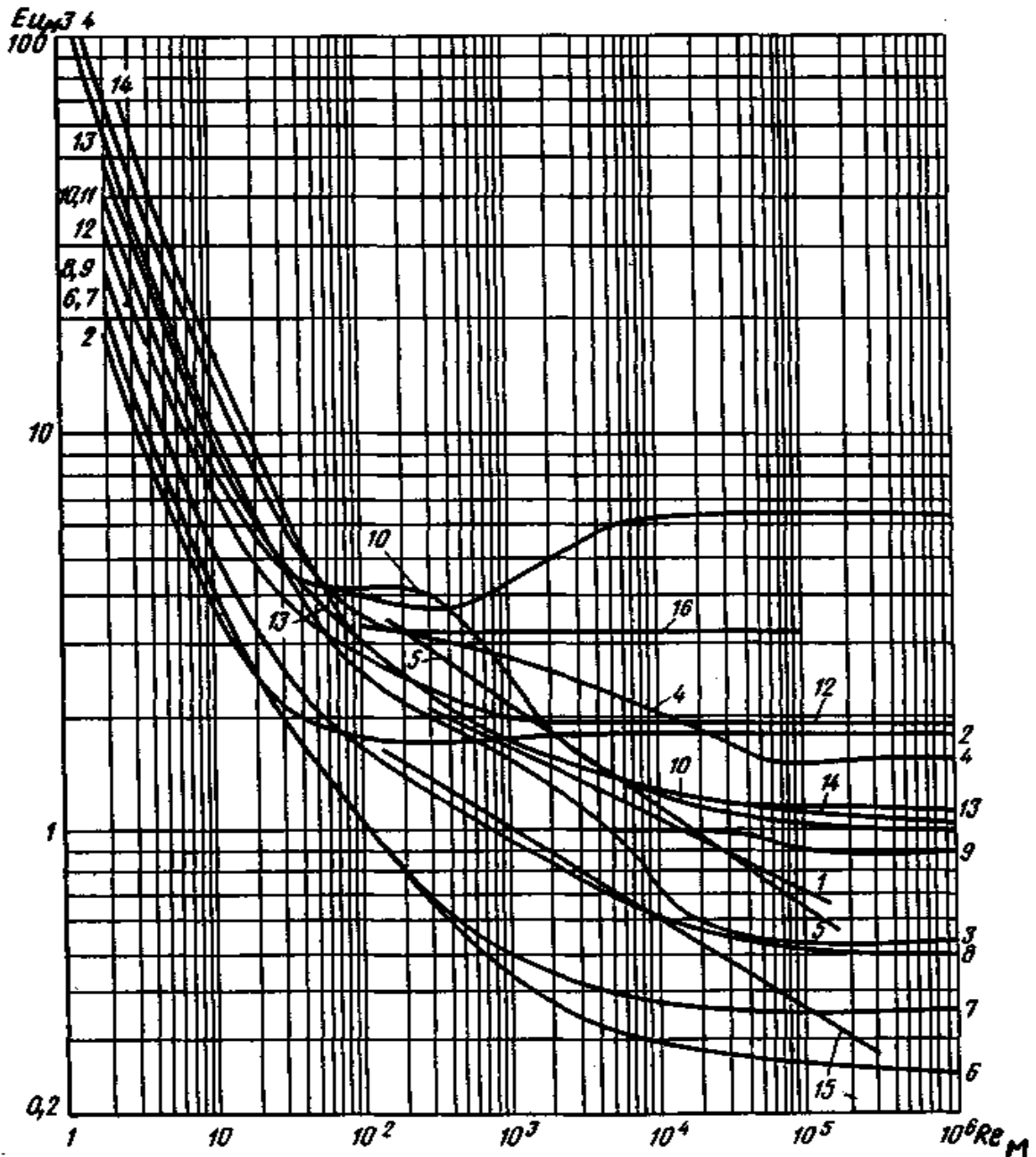


Рисунок 2.38 – Графическая зависимость $Eu_M = f(Re_M)$ для различных типов мешалок (нумерация кривых соответствует номеру и типу мешалки)

$$n = Re_M \mu_{ж} / (d_M^2 \rho_{ж}). \quad (2.46)$$

Если найденная из этого соотношения частота вращения окажется меньше или больше предварительно принятой, то задаются другим ее значением: большим или меньшим. Расчет проводят до совпадения предварительно принятой частоты вращения мешалки с найденной из соотношения (2.46).

Если полученную в результате такого расчета частоту вращения мешалки представляется целесообразным увеличить или уменьшить, для этого соответственно уменьшают или увеличивают предварительно принятый диаметр мешалки.

Таблица 2.1 - Характеристики мешалок и аппаратов

Номер мешалки на рисунке 2.39, номер кривой на рисунке 2.38	Тип мешалки	Характеристика мешалки				Характеристика сосуда
		D/d	H/D	b/d_M	s/d_M	
1	Двухлопастная	3	1	0,25	-	Без перегородок
2	То же	3	1	0,167	-	С 4-мя перегородками шириной 0,1D
3	То же	2	1	0,885	-	Без перегородок
4	То же	2	1	0,885	-	Со змеевиком ($d_{3M}=1,9d_M$; $d_{TP}=0,066d_M$; $t=0,12d_M$)
5	Шестилопастная	1,11	1	0,066	-	Без перегородок
6	Пропеллерная	3	1	-	1	То же
7	То же	3	1	-	1	С 4-мя перегородками шириной 0,1D
8	То же	3	1	-	2	Без перегородок
9	То же	3	1	-	2	С 4-мя перегородками шириной 0,1D
10	Открытая турбинная с шестью плоскими лопатками	3	1	($l/d_M=0,25$)	-	Без перегородок
11	То же	3	1	0,2	-	С 4-мя перегородками шириной 0,1D
12	Открытая турбинная с шестью плоскими лопатками	3	1	0,125	-	С 4-мя перегородками шириной 0,1D
13	Закрытая турбинная с шестью лопатками	3	1	-	-	Без перегородок
14	Закрытая турбинная с шестью лопатками и направляющим аппаратом	3	1	-	-	То же
15	Якорная	1,11	1	0,066	-	То же
16	Дисковая с шестью лопатками	2,5	1	0,1	-	С 4-мя перегородками шириной 0,1D

Примечание. D – диаметр сосуда; H – высота слоя жидкости в мешалке; b – ширина лопасти мешалки; s – шаг винта; l – длина лопасти; d_M , d_{TP} , d_{3M} – диаметр соответственно мешалки, трубы и змеевика; t – шаг змеевика.

Мощность двигателя (в кВт) вычисляют по уравнению

$$N_D = N / \eta, \quad (2.47)$$

где η – коэффициент полезного действия привода.

Энергия (в кВт·ч), расходуемая на перемешивание мешалкой, определяется в зависимости от заданной продолжительности перемешивания τ (ч):

$$E = N_D \tau,$$

В пусковой период, когда энергия расходуется не только на преодоление сил трения, но и на преодоление сил инерции приводимого в движение перемешивающего устройства и самой жидкости, потребляемая мешалкой мощность возрастает по сравнению с расчетной в 2...4,5 раза по сравнению с усилиями, действующими в рабочий период. Поэтому применяют асинхронные электродвигатели, допускающие кратковременную перегрузку на 200...300 %.

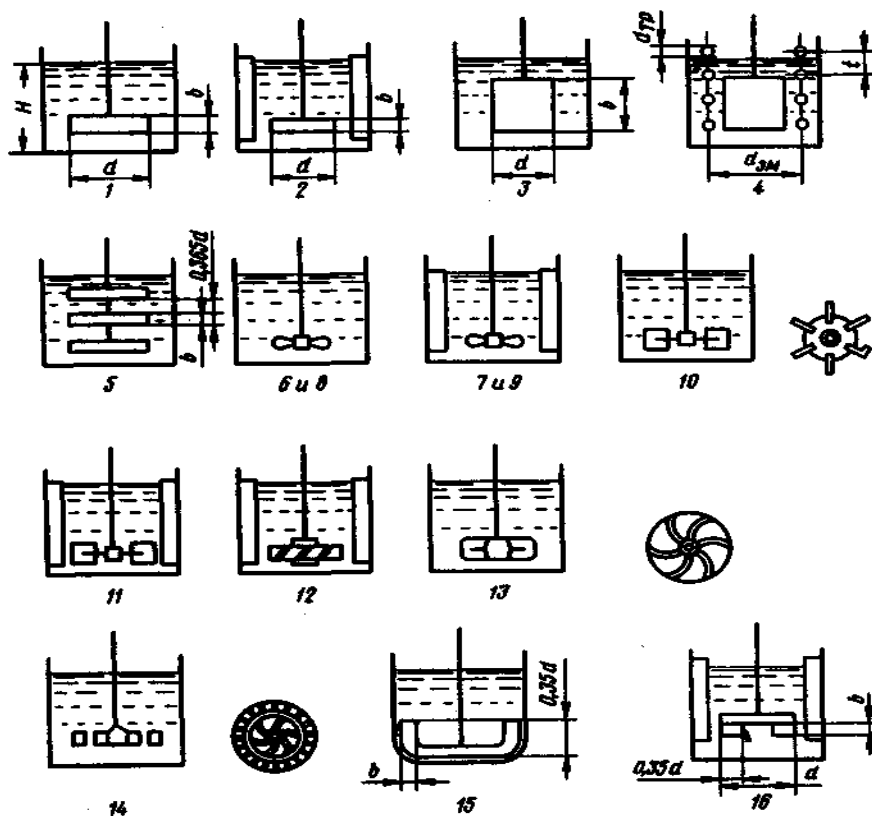


Рисунок 2.39 – Схемы смесителей, приведенных в таблице 2.1

2.6.3 Перемешивание пластичных масс

При перемешивании пластичных масс, в частности, при получении теста в хлебопекарном, макаронном и кондитерском производствах процесс перемешивания проводится в смесителях периодического и непрерывного действия, оборудованных специальными перемешивающими устройствами – рамными, шнековыми и ленточными мешалками (рисунок 2.40). Смесители могут иметь месильное устройство с вертикальной или горизонтальной осью [1].

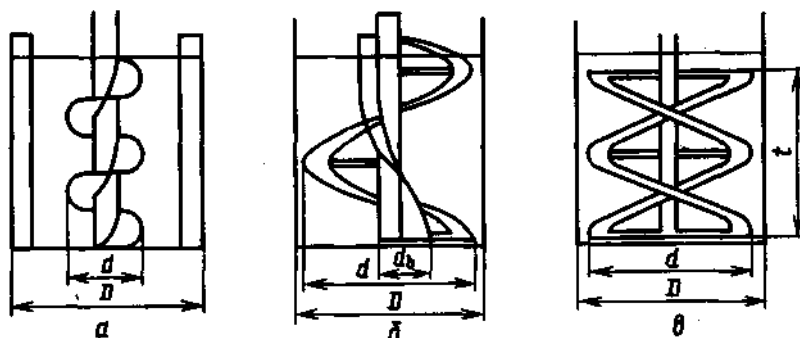


Рисунок 2.40 – Схемы шнековых (а) и ленточных (б, в) мешалок

Для обработки эластично–упругих масс (пшеничное тесто) и ряде случаев применяют смесители с двумя месильными устройствами, вращающимися навстречу друг другу с различными скоростями [1].

Для расчета мощности, потребляемой шнековой мешалкой диаметром d_M , может быть использовано уравнение $Eu_M=71/Re_M$ или $N=Ad_M n^2 \mu$. Коэффициент A определяется как функция типа геометрических соотношений перемешивающего устройства [1].

Для смешивания мало- и высоковязких кондитерских масс (вафельное тесто, вафельная начинка, бисквитное тесто, песочное тесто и т.д.), а также перемешивания кондитерских масс с сыпучими компонентами (кексовое тесто с изюмом, белково–сбивная масса с орехами) применяют смесители корытообразной формы с расположенными в них двумя спиральными рабочими органами, вращающимися в разные стороны. Высокая интенсивность перемешивания достигается за счет проведения процесса в тонком слое [1].

2.6.4 Перемешивание сыпучих материалов

Для перемешивания сыпучих материалов в пищевых производствах используют смесители, работающие в других отраслях промышленности, или смесители, специально сконструированные для смешивания материалов, различающихся гранулометрическим составом, плотностью, прочностью, физическим состоянием и другими физическими свойствами [1].

По принципу действия все смесители могут быть разделены на смесители непрерывного и периодического действия. Смесители периодического действия можно разделить на барабанные, ленточные, бегунковые, центробежные, с вращающимся ротором, червячно-лопастные, плунжерные, пневмосмесители и смесители с псевдоожиженным слоем; смесители непрерывного действия – на барабанные, червячно-лопастные, роторные и др [1].

По скоростным характеристикам смесители делятся на скоростные и тихоходные.

Скоростные смесители бывают одно- и двухступенчатыми. Одна ступень может быть обогреваемой, а другая – охлаждаемой. В зависимости от конструкции ротора смесители делятся на лопастные (турбинные), волчковые, дисковые и шнековые [1].

2.7 Обратный осмос и ультрафильтрация

2.7.1 Общие сведения

Обратный осмос – это способ разделения растворов путем их фильтрования под давлением через полупроницаемые мембраны, пропускающие растворитель и задерживающие молекулы или ионы растворенных веществ [1].

Ультрафильтрация – это процесс разделения, фракционирования и концентрирования растворов с помощью полупроницаемых мембран. При этом

жидкость непрерывно подается в пространство над мембраной под давлением 0,1...1,0 МПа [1].

2.7.2 Теоретические основы разделения обратным осмосом и ультрафильтрацией

В основе метода разделения растворов **обратным осмосом** лежит явление самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор (рисунок 2.41). Если давление над раствором ниже осмотического ($p < \pi$), то растворитель будет переходить в раствор до достижения осмотического равновесия в системе [1].

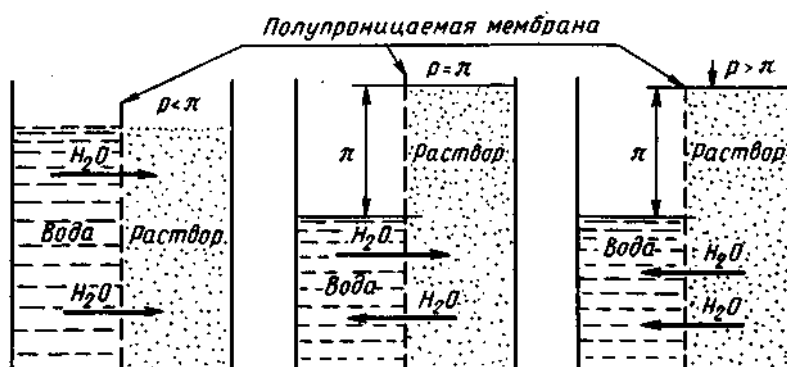


Рисунок 2.41 – Схема разделения раствора обратным осмосом

Равновесное состояние наступает, когда гидростатическое давление между раствором и растворителем, определяемое разностью уровней, станет равным осмотическому давлению ($p = \pi$).

Если после достижения осмотического равновесия со стороны раствора приложить давление, превышающее осмотическое ($p > \pi$), то растворитель начнет переходить из раствора в обратном направлении. В этом случае будет иметь место обратный осмос. Растворитель, прошедший через мембрану, называют фильтратом [1].

Движущей силой процесса обратного осмоса [1] является перепад давления $\Delta p = p - \pi_1$ где p – избыточное давление под раствором; π_1 – осмотическое давление раствора.

Если в процессе обратного осмоса наблюдается некоторый переход через мембрану растворенного вещества, то при расчете движущей силы следует учитывать осмотическое давление фильтрата π_2 прошедшего через мембрану. Тогда $\Delta p = p - (\pi_1 - \pi_2) = p - \Delta\pi$ [1].

Для приближенного расчета осмотического давления может быть использована формула Вант – Гоффа [1]

$$\pi = xRT,$$

где x – мольная доля растворимого вещества; R – газовая постоянная; T – абсолютная температура раствора, К.

Ультрафильтрацию применяют при разделении систем, в которых молекулярная масса растворенных в растворителе компонентов значительно превы-

шает молекулярную массу растворителя. При разделении водных растворов ультрафильтрацию используют, когда растворенные компоненты имеют молекулярную массу 500 и выше [1]. *Движущая сила ультрафильтрации* – разность рабочего и атмосферного давлений. Обычно ультрафильтрацию проводят при невысоких давлениях, равных 0,1...1,0 МПа [1].

Разделение обратным осмосом и ультрафильтрацией происходит без фазовых превращений. Работа A_M (Дж) расходуется на создание давления в жидкости и продавливание ее через мембраны [1]:

$$A_M = A_C + A_{ПР},$$

где A_C – работа на сжатие жидкости, Дж; $A_{ПР}$ – работа на продавливание жидкости через мембрану, Дж.

Так как жидкость практически несжимаема, величиной A_C обычно пренебрегают. Работа на продавливание жидкости [1]

$$A_{ПР} = \Delta p V,$$

где Δp – перепад давления на мембране, Н/м²; V – объем продавливаемой жидкости, м³.

Разделение методами обратного осмоса и ультрафильтрации принципиально отличается от обычного фильтрования. При обратном осмосе и ультрафильтрации образуются два раствора: концентрированный и разбавленный, в то время как при фильтровании осадок откладывается на фильтровальной перегородке [1].

Мембраны должны обладать следующими свойствами: высокой разделяющей способностью (*селективностью*); высокой удельной производительностью (*проницаемостью*); постоянством своих характеристик в процессе эксплуатации; химической стойкостью в разделяющей среде; механической прочностью; невысокой стоимостью [1].

Селективность и проницаемость мембран – это их наиболее важные технологические свойства.

Селективность φ (в %) процесса разделения на полупроницаемых мембранах определяется по формуле $\varphi = [(x_1 - x_2)/x_1] \cdot 100 = (1 - x_2/x_1) \cdot 100$, где x_1 и x_2 – концентрации растворенного вещества соответственно в исходном растворе и фильтрате. Иногда φ называют *коэффициентом солезадержания* [1].

Проницаемость G [в л/(м²·ч)] при данном давлении выражается соотношением $G = V/(F\tau)$, где V – объем фильтрата, л; F – рабочая площадь поверхности мембраны, м²; τ – продолжительность процесса, ч [1].

В процессе обратного осмоса и ультрафильтрации накопление растворенного вещества у поверхности мембраны (вследствие концентрационной поляризации) недопустимо, так как при этом резко снижаются селективность и проницаемость мембраны, сокращается срок ее службы.

Для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации применяют пористые мембраны, изготавливаемые в основном из полимерных материалов. Полимерные мембраны могут быть *анизотропными* и *изотропными* [1, 2].

Мембрана с анизотропной структурой состоит из тонкого поверхностного слоя на микропористой «подложке». Разделение происходит на поверхностном активном слое, и практически весь перепад давления приходится на этот слой [1].

Изотропные мембраны образуются при облучении тонких полимерных пленок заряженными частицами с последующим травлением химическими реагентами. Выпускают изотропные мембраны на основе поликарбонатных пленок [1].

В промышленности применяют следующие полимерные мембраны: целлюлозные, на основе эфиров целлюлозы, акрилонитриловые, нейлоновые, поливинилхлоридные, изготовленные на основании поликарбонатов и полисульфонов [1].

2.7.3 Устройство мембранных аппаратов

Аппараты для обратного осмоса и ультрафильтрации бывают периодического и непрерывного действия. Аппараты периодического действия применяют, как правило, только в лабораторной практике. В промышленности работают проточные аппараты непрерывного действия [1].

По способу расположения мембран аппараты делятся на аппараты типа «фильтр-пресс» с плоскокамерными фильтрующими элементами, аппараты с цилиндрическими и рулонными элементами и аппараты с мембранами в виде полых волокон [1].

Перечисленные аппараты состоят из отдельных секций или модулей, что позволяет собирать аппараты с различной площадью поверхности разделения.

Аппарат типа «фильтр-пресс» (рисунок 2.42), по конструкции напоминающий фильтр для обычного фильтрования, является наиболее простым мембранным аппаратом. Основа этой конструкции – фильтрующий элемент, состоящий из двух мембран, уложенных по обе стороны листов «подложки» [1].

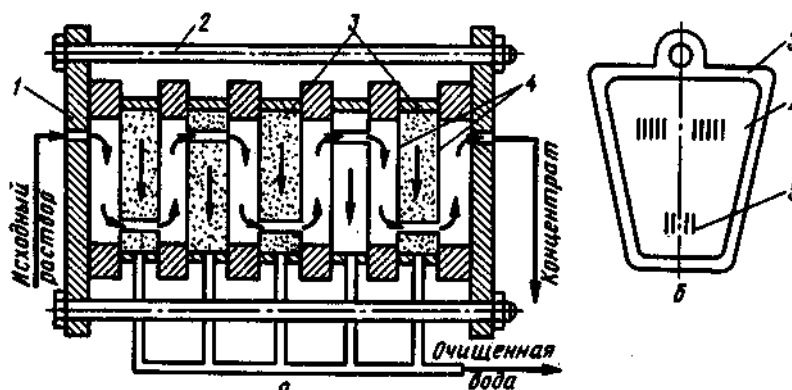


Рисунок 2.42 – Мембранный фильтр-пресс (а) и «подложка» (б):

1 – плита; 2 – стяжной болт; 3 – «подложка»; 4 – мембрана; 5 – отверстие

Аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами (рисунок 2.43) собирается из отдельных цилиндрических фильтрующих модулей [1].

Цилиндрический фильтрующий элемент (рисунок 2.44) представляет собой сменный узел, собранный из полупроницаемой мембраны и дренажного

каркаса. Дренажный каркас состоит из трубы и пористой «подложки», исключая вдавливание мембраны в дренажные каналы трубы [1].

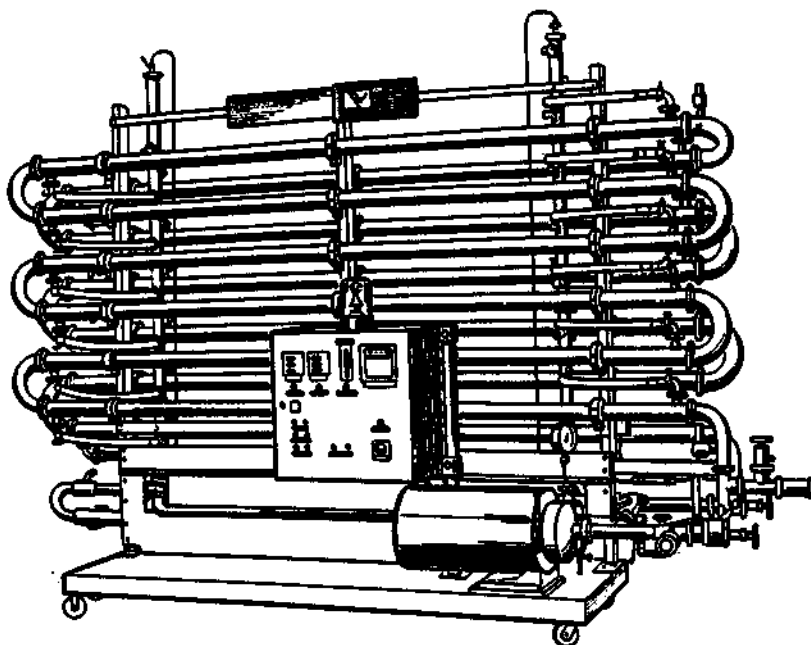


Рисунок 2.43 – Мембранный аппарат с цилиндрическими фильтрующими элементами

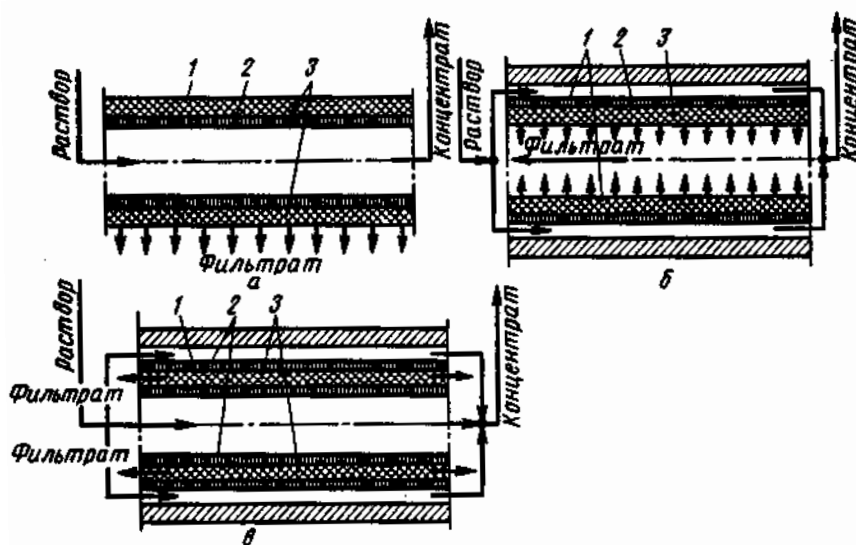


Рисунок 2.44 – Цилиндрические фильтрующие элементы с различным расположением мембраны:

а – на внутренней поверхности дренажного каркаса; *б* – на внешней; *в* – комбинированно; 1 – труба; 2 – мембрана; 3 – «подложка»

Аппараты с рулонными фильтрующими элементами выполняют в виде трубы, в которую последовательно вставлено несколько (плотность упаковки мембран составляет $300...800 \text{ м}^2/\text{м}^3$) рулонных фильтрующих элементов (рисунок 2.45, *а*). Каждый элемент состоит из накрученного на отводящую трубу пакета из двух мембран и «подложки». Для создания межмембранного пространства между мембранами устанавливается сетка-сепаратор [1].

Увеличение рабочей площади мембран в этих аппаратах повышает плотность упаковки, а также снижает стоимость изготовления. Площадь мембраны возрастет при увеличении длины и ширины навиваемого пакета. Однако ширина пакета ограничена размерами мембран и дренажного слоя. Максимальная ширина пакета достигает 900 мм. Длина пакета ограничивается гидравлическим сопротивлением дренажного слоя потоку фильтрата и обычно не превышает 2 м [1].

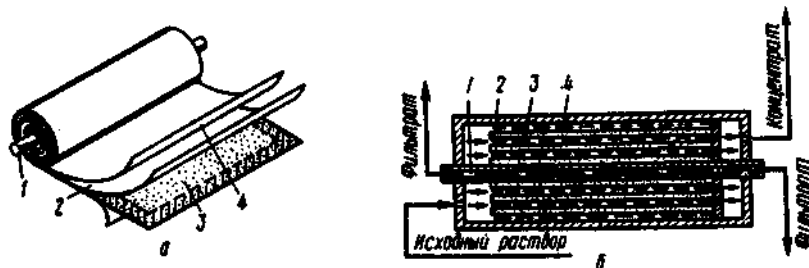


Рисунок 2.45 - Рулонный фильтрующий элемент (а) и аппарат, заряженный такими элементами (б):

1 – труба; 2 – мембрана; 3 – «подложка»; 4 – сетка-сепаратор

Более подробное описание устройства и принципа работы аппаратов для ультрафильтрации и обратного осмоса можно получить в источниках [1, 2].

2.7.4 Расчет аппаратов проточного типа

Расчет заключается в определении площади поверхности фильтрования при заданной производительности.

Материальный баланс процесса по растворенному компоненту

$$L_H x_H = L_i x_i + \Phi y_i, \quad (2.48)$$

по всему веществу

$$L_H = \Phi + L_i, \quad (2.49)$$

где L_H , L_i – массовый расход жидкости, соответственно поступающей в аппарат и в произвольном поперечном сечении аппарата, кг/ч; x_H , x_i – массовая доля растворенного вещества соответственно в поступающей жидкости и в произвольном сечении аппарата, доли единицы; Φ – массовый расход фильтрата, кг/ч; y_i – массовая доля растворенного вещества в фильтрате до рассматриваемого сечения, доли единицы.

Определим массовую долю растворенного вещества в фильтрате

$$x_K = d(\Phi y_i) / (d\Phi), \quad (2.50)$$

где x_K – массовая доля растворенного вещества в концентрате, доли единиц.

Проницаемость мембраны в рассматриваемом сечении аппарата [в кг/(м²·ч)]

$$G = d\Phi / (dF), \quad (2.51)$$

где F – рабочая площадь поверхности мембраны, м².

Эти же величины выразим как функции потока разделяемого раствора и его концентрации:

$$y_i = f_1(x_i, L_i), \quad (2.52)$$

$$G = f_2(x_i, L_i). \quad (2.53)$$

Из выражений (2.48) и (2.49) получим:

$$d\Phi = -dL_i; \quad (2.54)$$

$$d(\Phi, y_i) = -d(L_i, x_i). \quad (2.55)$$

Запишем выражение (2.50) с учетом (2.54) и (2.51)

$$d(L_i, x_i)/dL_i = f_1(x_i, L_i),$$

откуда

$$dL_i / L_i = \frac{dx_i}{f_1(x_i, L_i) - x_i}.$$

Выражение (2.51) с учетом выражений (2.53) и (2.54) запишем в виде

$$dF = -\frac{dL}{f_2(x_i, L_i)}.$$

Подставив а него значение dL . из (2.54), получим

$$dF = \frac{dx_i}{x_i f_1(x_i, L_i)} - \frac{L}{f_2(x_i, L_i)}.$$

Из уравнения (2.48) получим

$$y_i = x_H(L_H - Lx_i/x_H)/\Phi.$$

3 ТЕПЛООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

3.1 Теплопередача

3.1.1 Общие сведения

Теплообмен – самопроизвольный необратимый процесс переноса теплоты от более нагретых тел (или участков тел) к менее нагретым [1].

Теплота (количество теплоты) – энергетическая характеристика процесса теплообмена, которая определяется количеством энергии, отдаваемой или получаемой телом в процессе теплообмена [1].

К теплообменным относятся такие технологические процессы, скорость которых определяется скоростью подвода или отвода теплоты: нагревание, испарение (в том числе выпаривание), охлаждение, конденсация. Аппараты, в которых проводят эти процессы, называют теплообменными.

Теплоноситель – движущаяся среда (газ, пар, жидкость), используемая для переноса теплоты [1].

Теплоотдача – теплообмен между теплоносителем и окружающей средой (два теплоносителя) [1].

Теплопередача – теплообмен между двумя теплоносителями через разделяющую их твердую стенку (как минимум три теплоносителя) [1].

В процессах теплопередачи участвует не менее двух сред (веществ) с различными температурами. Среда с более высокой температурой, отдающая при теплообмене теплоту, называется горячим теплоносителем, среда с более низкой температурой, воспринимающая теплоту, называется холодным теплоносителем (хладагентом).

При *установившемся* (стационарном) процессе теплопередачи поле температур в аппарате не изменяется во времени. При *неустановившемся* (нестационарном) процессе температуры изменяются во времени.

Связь между количеством передаваемой теплоты и площадью поверхности теплообмена определяется **основным уравнением теплопередачи** [1]

$$dQ = KF \Delta t_{CP} d\tau, \quad (3.1)$$

которое для установившегося процесса имеет вид [1]

$$Q = KF \Delta t_{CP} \tau, \quad (3.2)$$

где dQ – количество переданной теплоты; K – коэффициент теплопередачи между средами; F – площадь поверхности теплообмена; Δt_{CP} – усредненная разность температур между средами – движущая сила процесса; $d\tau$ – продолжительность процесса.

Коэффициент теплопередачи показывает, какое количество теплоты (в кДж) передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую стенку площадью 1 м^2 в течение 1 ч при разности температур между теплоносителями 1 К [1].

Площадь поверхности теплообмена (теплопередачи) аппарата определяется по формуле [1]

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{CP}}. \quad (3.3)$$

Передача теплоты может осуществляться теплопроводностью, тепловым излучением (радиацией) и конвекцией.

3.1.2 Теплопроводность

Теплопроводностью [1, 2] называется процесс переноса тепловой энергии от более нагретых участков тела к менее нагретым в результате теплового движения и взаимодействия микрочастиц.

Основной закон теплопроводности (закон Фурье) [1]: количество теплоты dQ , переданное теплопроводностью, пропорционально градиенту температуры $\partial t / \partial l$, времени $d\tau$ и площади сечения dF , перпендикулярного направлению теплового потока:

$$dQ = -\lambda[\partial t / \partial l]dFd\tau, \quad (3.4)$$

где λ – коэффициент теплопроводности среды, Вт/(м·К).

Дифференциальное уравнение теплопроводности, называемое также **уравнением Фурье** [1, 2], описывает процесс распространения теплоты в среде. Его выводят на основе закона сохранения энергии и записывают в следующем виде [1]:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right), \quad (3.5)$$

где $\lambda/(c\rho) = a$ – коэффициент температуропроводности, м²/ч или м²/с; c – удельная теплоемкость материала, кДж/(кг·К); ρ – плотность материала, кг/м³.

Уравнение, описывающее теплопроводность плоской стенки при установившемся режиме, имеет вид [1]

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{CP1} - t_{CP2})F\tau, \quad (3.6)$$

где λ/δ – тепловая проводимость стенки, t_{CP1} и t_{CP2} – соответственно средние температуры более нагретой и менее нагретой сторон стенки.

Величина, обратная тепловой проводимости стенки, (δ/λ) называется термическим сопротивлением стенки.

В случае двухслойной стенки, например эмалированной, или многослойной, можно аналогично получить [1]

$$Q = \sum_1^n \frac{\lambda_i}{\delta_i} (t_{CP1} - t_{CP2})F\tau. \quad (3.7)$$

где n – количество слоев стенки.

3.1.3 Конвективный теплообмен (теплоотдача)

Теплоотдачей называется процесс теплообмена между поверхностью тела и окружающей средой [1].

Интенсивность теплоотдачи характеризуется коэффициентом теплоотдачи α , равным отношению плотности теплового потока на поверхности раздела к температурному напору между поверхностью теплообмена и средой (теплоносителем).

Основной закон теплоотдачи (закон Ньютона) [1]: количество теплоты dQ , переданное от поверхности теплообмена к потоку жидкости (газа) или от потока к поверхности теплообмена, прямо пропорционально площади поверхности теплообмена F , разности температур поверхности t_{cm} и ядра потока t_f (или наоборот) и продолжительности процесса $d\tau$:

$$\left. \begin{aligned} dQ &= \alpha(t_{CT} - t_f)F d\tau; \\ dQ &= \alpha(t_f - t_{CT})F d\tau, \end{aligned} \right\} \quad (3.8)$$

где $\alpha = \frac{Q}{F\Delta t}$ – коэффициент теплоотдачи $\left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \right]$, который показывает, какое количество теплоты передается от теплообменной поверхности с $F=1 \text{ м}^2$ к омывающему ее потоку или от потока к поверхности теплообмена, в единицу времени (1 ч) при разности температур Δt поверхности теплообмена и ядра потока в 1 К.

3.1.4 Тепловое излучение (радиация)

Из всей лучистой энергии, которая попадает на поверхность тела, часть ее поглощается телом, часть отражается, а часть проходит через тело. Закономерности теплового излучения описываются законами Стефана – Больцмана, Кирхгофа и Ламберта.

Закон Стефана – Больцмана устанавливает зависимость между лучеиспускательной способностью тела E , количеством энергии Q , излученной телом в течение 1 ч, площадью поверхности тела F [1]:

$$E = Q / F. \quad (3.9)$$

Энергия излучения зависит от длины волн λ и температуры T [1].

Связь между лучеиспускаемой способностью и температурой абсолютно черного тела выражается соотношением [1]

$$E_0 = K_0 T^4, \quad (3.10)$$

где K_0 – константа излучения абсолютно черного тела, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$; $K_0 = (4,19...5,67) \cdot 10^{-8} \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$.

Для практических расчетов [1]

$$E_0 = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (3.11)$$

где C_0 – коэффициент излучения абсолютно черного тела, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$; $C_0 = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$.

Закон Стефана – Больцмана применим не только к абсолютно черным телам. Для реальных тел он имеет вид [1]

$$E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (3.12)$$

где C – коэффициент излучения серых тел, Вт/(м²·К⁴).

Значение C всегда меньше значения C_0 и может изменяться от 0 до 5,67 Вт/(м²·К⁴).

Отношение $C/C_0 = \varepsilon$, которое изменяется в пределах 0...1, называется относительной излучательной способностью или степенью черноты тела. С учетом этого закон теплового излучения серых тел запишется в виде [1]

$$E = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4. \quad (3.13)$$

Закон Кирхгофа устанавливает соотношение между лучеиспускательной и поглощательной способностями тел. Он выражается соотношениями [1]:

$$E - E_0 Q_A / Q = 0; \quad E = E_0 Q_A / Q; \quad E_0 = EQ / Q_A, \quad (3.14)$$

где Q и Q_A – количество энергии, излученной и поглощенной телом соответственно.

Данный закон формулируется так: *отношение лучеиспускательной способности тел и их поглощательной способности равно лучеиспускательной способности абсолютно черного тела при той же температуре и зависит только от температуры.*

Закон Ламберта выражает изменение интенсивности излучения по различным направлениями в виде [1]

$$dQ = (1/\pi) E d\psi \cos \varphi dF_1, \quad (3.15)$$

где $d\psi$ – телесный угол, под которым виден элемент dF_2 из элемента dF_1 ; φ – угол, образованный прямой, соединяющий элементы dF_1 и dF_2 , и нормалью к элементу dF_1 .

3.1.5 Основные критерии теплового подобия и их применение в расчетной практике

Закономерности протекания тепловых процессов описываются соответствующими дифференциальными уравнениями, которые, однако, можно привести к расчетному виду только в ряде простейших случаев. Во всех остальных случаях расчетные уравнения получают, используя методы теории подобия, из общих дифференциальных уравнений, приводя их с помощью экспериментальных данных к конкретному виду. Для этого используются следующие критерии подобия [1].

Критерий Нуссельта. Характеризует условия на границе.

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}, \quad (3.16)$$

где l – расстояние от стенки до ядра потока.

Критерий Фурье.

$$Fo = \frac{a\tau}{l^2}, \quad (3.17)$$

Критерий Фурье характеризует связь между скоростью изменения температурного поля, размерами канала, в котором происходит теплообмен, и физическими свойствами среды в нестационарных условиях.

Критерий Прандтля характеризует поле теплофизических величин потока жидкости или газа:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu}{a\rho}. \quad (3.18)$$

Учитывая, что коэффициент температуропроводности $a = \frac{\lambda}{c\rho}$, критерий

Прандтля записывается в виде $Pr = \frac{\mu c}{\lambda}$.

Критерий Пекле.

$$Pe = \frac{\nu l}{a} \quad (3.19)$$

или

$$Pe = \frac{\nu l}{a} = \frac{\nu l}{\nu} \frac{\nu}{a} = Re \cdot Pr, \quad (3.20)$$

где ν - кинематическая вязкость жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$.

Критерий Пекле показывает соотношение между количеством теплоты, распространяемой в потоке жидкости или газа конвекцией, и теплопроводностью.

При теплообмене в условиях естественной конвекции в критериальные уравнения вводится критерий **Грасгофа**

$$Gr = \beta \frac{gl^3}{\nu} \Delta t \quad (3.21)$$

или **Архимеда**

$$Ar = \frac{gl^3}{\nu^2} \frac{\rho_x - \rho_\Gamma}{\rho_x}, \quad (3.22)$$

где β – температурный коэффициент объемного расширения жидкости или газа К^{-1} ; ν – кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$; Δt – разность температур горячих и холодных частиц жидкости или газа, вызывающих естественную конвекцию частиц в среде, окружающей теплообменную поверхность, К ; ρ_Γ и ρ_x – плотности соответственно горячей и холодной жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Из приведенных критериев подобия только критерий Нуссельта содержит искомый коэффициент теплоотдачи α , не входящий в условия однозначности. Поэтому он является определяемым критерием подобия.

Критериальное уравнение конвективного теплообмена в общем виде

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo). \quad (3.23)$$

При стационарном процессе теплообмена из критериального уравнения (3.23) исключается критерий Фурье:

$$Nu=f(Re, Gr, Pr). \quad (3.24)$$

При вынужденной конвекции из критериального уравнения исключается критерий Грасгофа:

$$Nu=f(Re, Pr). \quad (3.25)$$

При естественной конвекции из критериального уравнения исключается критерий Рейнольдса:

$$Nu=f(Gr, Pr). \quad (3.26)$$

К расчетному виду уравнения (3.23) – (3.26) приводятся на основании экспериментальных данных, полученных в конкретной гидродинамической, геометрической и тепловой обстановке.

Коэффициент теплоотдачи α определяется по найденному из критериальных уравнений критерию Нуссельта.

3.1.6 Связь коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи. Движущая сила теплообменных процессов

Коэффициент теплопередачи K рассчитывают на основании коэффициентов теплоотдачи, вычисленных по критериальным уравнениям [1]

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2}, \quad (3.27)$$

или

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}. \quad (3.28)$$

Величина $1/K$, обратная коэффициенту теплопередачи, называется общим термическим сопротивлением теплопередачи и обозначается R , ($R=r_1+r_{CT}+r_2$).

Величины $1/\alpha_1$ и $1/\alpha_2$, называются частными термическими сопротивлениями r_1 и r_2 , а δ/λ – термическим сопротивлением стенки r_{CT} . Из уравнения (3.28) следует, что общее термическое сопротивление теплопередаче равно сумме частных термических сопротивлений теплоотдаче теплоносителей и стенки.

В случае многослойной стенки [1]

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + 1/\alpha_2}, \quad (3.29)$$

где n – количество слоев стенки; i – порядковый номер слоя; δ_i – толщина i – го слоя; λ_i – теплопроводность i -го слоя.

Отметим, что коэффициент теплопередачи всегда меньше минимального коэффициента теплоотдачи.

Движущая сила теплообменных процессов – разность температур теплоносителей. Под действием этой разности теплота передается от горячего теплоносителя к холодному.

Движущая сила при теплопередаче между двумя теплоносителями не сохраняет своего постоянного значения, а изменяется вдоль теплообменной поверхности. Например, при прямотоке при входе теплоносителей в теплообменник локальная движущая сила максимальна: $\Delta t_{max} = t'_1 - t'_2$, а на выходе из аппарата минимальна: $\Delta t_{min} = t''_1 - t''_2$. Такая же картина наблюдается и при противотоке [1]. Поэтому при расчетах процессов теплопередачи, при $\Delta t_{min}/\Delta t_{max} < 0,5$ пользуются средней логарифмической движущей силой процесса [1]

$$\Delta t_{CP} = \frac{\Delta t_{max} - \Delta t_{min}}{\ln(\Delta t_{max} / \Delta t_{min})} . \quad (3.30)$$

При небольших изменениях температур теплоносителей, когда $\Delta t_{min}/\Delta t_{max} \geq 0,5$, среднюю разность температур вычисляют как среднеарифметическую [1]:

$$\Delta t_{CP} = \frac{\Delta t_{max} + \Delta t_{min}}{2} , \quad (3.31)$$

при этом ошибка не превышает 5 %.

В случае, когда $\Delta t_{min}/\Delta t_{max} \leq 0,22$, среднюю разность температур вычисляют по формуле [4]:

$$\Delta t_{CP} = 0,5(\Delta t_{max} - \Delta t_{min}) - 0,1(\Delta t_{max} - \Delta t_{min}) . \quad (3.32)$$

При перекрестном и смешанном потоке теплоносителей среднюю движущую силу вычисляют по формуле (3.30), вводя коэффициент $\varepsilon_{\Delta t}$:

$$\Delta t_{CP} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_{max} - \Delta t_{min}}{\ln(\Delta t_{max} / \Delta t_{min})} , \quad (3.33)$$

который определяется по графикам [1., стр. 228] в зависимости от схемы потоков и соотношения температур теплоносителей.

Приведенные выражения для расчета средней движущей силы теплопередачи справедливы строго только для аппаратов идеального вытеснения. В действительности реальные аппараты по полю температур соответствуют аппаратам промежуточного типа. Поэтому в выражение средней движущей силы следует вводить коэффициент использования движущей силы.

Тогда действительная средняя движущая сила [1]

$$\Delta t_{CP.д} = \frac{1}{E} \Delta t_{CP.в} , \quad (3.34)$$

где E – коэффициент использования движущей силы, изменяющийся в пределах $1 \leq E \leq (\Delta t_{CP.в} / \Delta t_{CP.см})$; $\Delta t_{CP.в}$ – средняя движущая сила в аппарате идеального вытеснения, определяемая выражением (3.30); $\Delta t_{CP.см}$ – средняя движущая сила в аппарате идеального смешения.

3.2 Нагревание, испарение, охлаждение и конденсация

3.2.1 Нагревание

Нагреванием называется процесс повышения температуры материалов пу-

тем подвода к ним теплоты. Для этих целей применяют теплообменники различных конструкций [1].

Нагревание водой используют для повышения температуры и пастеризации пищевых продуктов при температурах ниже 100 °С. Для нагревания до температуры выше 100 °С применяют *перегретую воду*, находящуюся под избыточным давлением [1].

При нагревании водой или другими жидкостями, например маслом, органическими теплоносителями, часто применяют *циркуляционный способ* обогрева. По этому способу горячая вода (либо другой теплоноситель) циркулирует между нагревателем и теплообменником, в котором она отдает теплоту [1].

Другим способом нагревания горячими жидкостями является обогрев с помощью *обогревательных бань*, представляющих собой аппараты с рубашками [1].

Расход воды или другого теплоносителя на нагревание определяют из теплового баланса [1]

$$G_B c_B t_{B.H} + G_{II} c_{II} t_{II.H} = G_{II} c_{II} t_{II.K} + Q_{II} + G_B c_B t_{B.K}, \quad (3.35)$$

где G_B и G_{II} – массовые расходы соответственно воды и продукта, кг/ч; c_B и c_{II} – теплоемкости соответственно воды и продукта, кДж/(кг·К); $t_{B.H}$ и $t_{II.H}$ – начальные температуры соответственно воды и продукта, °С; $t_{B.K}$ и $t_{II.K}$ – конечные температуры соответственно воды и продукта, °С; Q_{II} – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

$$G_B = \frac{G_{II} c_{II} (t_{II.K} - t_{II.H}) + Q_{II}}{c_B (t_{B.H} - t_{B.K})}. \quad (3.36)$$

Нагревание водяным насыщенным паром.

При нагревании водяным насыщенным паром применяют два способа: нагревание «*глухим*» насыщенным паром и «*острым*» паром [1].

При нагревании «*глухим*» паром теплота от конденсирующегося насыщенного водяного пара к нагреваемому теплоносителю передается через разделяющую их стенку.

Массовый расход пара (в кг/ч) при нагревании жидкости определяют из теплового баланса [1]

$$Gct_H + Di'' = Gct_K + Di' + Q_{II}. \quad (3.37)$$

Расход «*глухого*» пара

$$D = \frac{Gc(t_K - t_H) + Q_{II}}{i'' - i'}, \quad (3.38)$$

где D – массовый расход пара, кг/ч; G – массовый расход жидкости, кг/ч; c – удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг·К); t_H и t_K – соответственно начальная и конечная температуры жидкости, °С; i' и i'' – удельные энтальпии соответственно греющего пара и конденсата, кДж/кг.

При нагревании «*острым*» паром водяной пар вводится непосредственно в нагреваемую жидкость. Пар конденсируется и отдает теплоту нагреваемой жидкости, а конденсат смешивается с жидкостью. Расход «*острого*» пара определяют из теплового баланса [1]

$$Gct_H + Di'' = Gct_K + Dct_K + Q_{\Pi}. \quad (3.39)$$

Обозначения здесь те же, что и в уравнении (3.37).

Расход «острого» пара

$$D = \frac{Gc(t_K - t_H) + Q_{\Pi}}{i'' - ct_K}. \quad (3.40)$$

Нагревание «острым» паром применяют в тех случаях, когда допустимо разбавление нагреваемой среды водой. Этот способ часто используют для нагревания воды и водных растворов.

Нагревание топочными газами, образующимися при сжигании твердого, жидкого или газообразного топлива в специальных печах, используется, например, для обогрева сушилок.

Недостатками обогрева топочными газами являются: низкий коэффициент теплоотдачи, значительные температурные перепады и неравномерный нагрев; сложность регулирования температуры; окисление стенок аппаратов, а также наличие вредных продуктов сгорания, что делает недопустимым применение топочных газов для нагревания пищевых продуктов при непосредственном соприкосновении с ними [1].

Нагревание электрическим током осуществляется в электрических печах сопротивления прямого и косвенного действия.

В печах прямого действия тело нагревается при прохождении через него электрического тока [1].

Нагревание токами высокой частоты основано на том, что при воздействии на диэлектрик переменного электрического тока молекулы диэлектрика приходят в колебательное движение, при этом часть энергии затрачивается на преодоление трения между молекулами диэлектрика и превращается в теплоту, нагревая тело.

В печах косвенного действия теплота выделяется при прохождении электрического тока по нагревательным элементам. Выделяющаяся при этом теплота передается материалу тепловым излучением, теплопроводностью и конвекцией [1].

Количество теплоты, которое необходимо подвести в процессе нагревания электрическим током, определяется из теплового баланса [1]

$$Q_{\Sigma} + Gct_H = Gct_K + Q_{\Pi}, \quad (3.41)$$

$$Q_{\Sigma} = Gc(t_K - t_H) + Q_{\Pi}, \quad (3.42)$$

где Q_{Σ} – количество теплоты, выделяющееся в нагревательном электрическом устройстве при прохождении электрического тока, кДж/ч; G – количество перерабатываемого в обогреваемом аппарате продукта, кг/ч; c – удельная теплоемкость перерабатываемого продукта, кДж/(кг·К); t_H , t_K – соответственно начальная и конечная температуры перерабатываемого продукта, °С; Q_{Π} – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Мощность нагревательных элементов (в кВт) [1]

$$N = Q_{\Sigma} / 3600. \quad (3.43)$$

3.2.2 Испарение

Испарение – процесс превращения жидкости в пар путем подвода к ней теплоты. Испарение в пищевой технологии используют для охлаждения и опреснения воды, концентрирования растворов, например сахарных, и для разделения жидких смесей. Испарение происходит в испарителях [1].

Аппараты, применяемые для опреснения воды, называют опреснителями, для повышения концентрации растворов – выпарными аппаратами.

Расход теплоты на испарение (в кДж) [1]

$$Q = Wr, \quad (3.44)$$

где W – масса испаренной жидкости, кг; r – теплота парообразования, кДж/кг.

3.2.3 Конденсация

Конденсация – переход вещества из паро- или газообразного состояния в жидкое путем отвода от него теплоты. Конденсация происходит в конденсаторах [1].

Количество теплоты, выделяемое при конденсации, определяется по формуле $Q = Dr$, где D – масса конденсирующегося пара, кг; r – теплота конденсации, кДж/кг [1].

Поверхностная конденсация осуществляется в теплообменниках, называемых поверхностными конденсаторами [1].

Рассмотрим процесс конденсации перегретого пара водой. Тепловой баланс процесса

$$Di + Wc_B t_{B.H} = Dc_K t_K + Wc_B t_{B.K} + Q_{\Pi}, \quad (3.45)$$

где D – массовый расход поступающего в конденсатор пара, кг/ч; i – удельная энтальпия пара, кДж/кг; c_B, c_K – удельные теплоемкости соответственно воды и конденсата, кДж/(кг·К); $t_{B.H}, t_{B.K}$ – соответственно начальная и конечная температуры воды, °С; t_K – температура конденсата на выходе из аппарата, °С; Q_{Π} – потеря теплоты в окружающую среду, кДж/ч,

Отсюда найдем массовый расход охлаждающей воды (в кг/ч) [1]

$$W = \frac{D(i - c_K t_K) - Q_{\Pi}}{c_B(t_{B.K} - t_{B.H})}. \quad (3.46)$$

Конденсация при смешении теплоносителей осуществляется в мокрых и сухих конденсаторах.

В *мокрых конденсаторах* охлаждающую воду, конденсат и неконденсирующиеся газы, например воздух, выводят из нижней части конденсатора с помощью мокровоздушного насоса.

В *сухих конденсаторах* охлаждающая вода вместе с конденсатом выводится из нижней части, а воздух отсасывается вакуум-насосом из верхней части конденсатора [1].

Мокрые и сухие конденсаторы делятся на прямоточные и противоточные.

3.2.4 Охлаждение

3.2.4.1 Охлаждение до обыкновенных температур

Охлаждение – процесс понижения температуры материалов путем отвода от них теплоты [1].

Охлаждение до обыкновенных температур проводят:

Охлаждение водой осуществляется в теплообменниках, в которых теплоносители разделены стенкой либо обмениваются теплотой при смешивании. Например, газы охлаждают разбрызгиванием в них воды.

Массовый расход воды на охлаждение W (в кг/ч) определяется из теплового баланса [1]

$$Gct_H + Wc_B t_{B.H.} = Gct_K + Wc_B t_{B.K.} + Q_{\Pi}, \quad (3.47)$$

откуда
$$W = \frac{Gc(t_H - t_K) - Q_{\Pi}}{c_B(t_{B.K.} - t_{B.H.})}, \quad (3.48)$$

где G – массовый расход охлаждаемого теплоносителя, кг/ч; c , c_B – удельные теплоемкости соответственно теплоносителя и воды, кДж/(кг·К); t_H , t_K – соответственно начальная и конечная температуры теплоносителя, °С; $t_{B.H.}$, $t_{B.K.}$ – соответственно начальная и конечная температуры охлаждающей воды, °С; Q_{Π} – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Охлаждение льдом применяют для охлаждения ряда продуктов, например мороженого, до температуры, близкой к нулю.

При непосредственном охлаждении (например, жидкости льдом) со льдом вносится холод [1]

$$Q = L(-r), \quad (3.49)$$

где L – масса льда, кг; r – теплота плавления льда, (кДж/кг); принимают r с учетом переохлаждения его на 1...3 °С равным 335 кДж/кг.

С охлаждаемой жидкостью вносится теплота в количестве [1]

$$Q_{\text{ж}} = Gct_H, \quad (3.50)$$

где G – масса охлаждаемой жидкости, кг; c – удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг·К); t_H – начальная температура жидкости, °С.

Примем конечную температуру охлаждаемой жидкости и воды, образовавшейся при таянии льда, t_K . Тогда тепловой баланс можно записать так [1]:

$$Gct_H - Lr = Gct_K + Lc_B t_K, \quad (3.51)$$

где c_B , – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К).

Отсюда расход льда [1]
$$L = \frac{Gc(t_H - t_K)}{c_B t_K - r}. \quad (3.52)$$

Охлаждение воздухом проводят естественным и искусственным способами. При естественном охлаждении горячий продукт охлаждается за счет потерь теплоты в окружающее пространство.

Искусственное охлаждение воздухом применяют для охлаждения воды в градирнях, в которых охлаждаемая вода стекает сверху вниз навстречу подаваемому снизу воздуху.

3.2.4.2 Охлаждение до температур ниже окружающей среды

Для охлаждения, замораживания и хранения пищевых продуктов при температурах ниже температуры окружающей среды (от +4 до –40 °С) используют холодильники. Охлаждение в холодильниках осуществляется холодильными машинами [1].

Согласно второму закону термодинамики охлаждение до температур ниже температуры окружающей среды, которое связано с переносом теплоты с низшего температурного уровня на высший, возможно только при затрате энергии. Такой перенос теплоты осуществляется по обратному циклу Карно.

Энергетический баланс прямого цикла Карно выражается уравнением [1]

$$Q = L + Q_0, \quad (3.53)$$

согласно которому при переходе теплоты с более высокого температурного уровня T на более низкий температурный уровень T_0 совершается работа L и на низком температурном уровне сохраняется теплота Q_0 .

Рассмотрим обратный цикл Карно (рисунок 3.1). Газообразное рабочее тело с температурой T_0 адиабатически сжимается с затратой работы, нагреваясь при этом до температуры T . Этот процесс изображается вертикальной линией 1–2. После сжатия газ изотермически конденсируется при температуре T (линия 2–3), отдавая теплоту Q , а затем образовавшаяся жидкость адиабатически расширяется. При расширении жидкость охлаждается до температуры T_0 (линия 3–4), производя при этом полезную работу, после чего испаряется при температуре T_0 (линия 4–1) при пониженном давлении, отнимая теплоту Q_0 от охлаждаемого объекта.

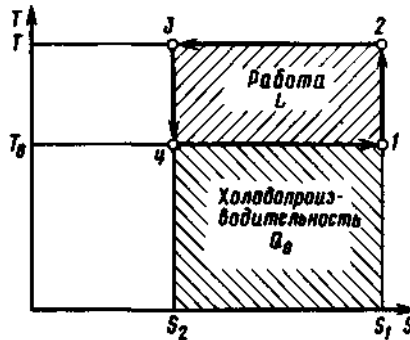


Рисунок 3.1 – Обратный цикл Карно:

L – площадь, численно равная затраченной работе; Q_0 – площадь, численно равная холодопроизводительности

Полезная работа газа согласно уравнению (3.53) [1]

$$L = Q - Q_0. \quad (3.54)$$

Количество теплоты Q и Q_0 можно выразить через энтропии рабочего тела [1] до и после конденсации s_1 и s_2 согласно рисунку 3.1, т.е.

$$Q = T(s_1 - s_2); \quad Q_0 = T_0(s_1 - s_2). \quad (3.55)$$

Подставляя значения Q и Q_0 в предыдущее выражение, получим [1]

$$L = (T - T_0)(s_1 - s_2) \quad (3.56)$$

Холодильный коэффициент [1]

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0} \quad (3.57)$$

показывает, какое количество теплоты Q_0 можно перенести с низшего температурного уровня T_0 на высший T за счет единицы затраченной работы L . Теплота Q_0 называется холодопроизводительностью холодильной машины.

3.2.5 Устройство теплообменной аппаратуры

Теплоиспользующие аппараты [1], применяемые в пищевых производствах для проведения теплообменных процессов, называют теплообменниками. Теплообменники характеризуются разнообразием конструкций, которое объясняется различным назначением аппаратов и условиями проведения процессов.

По принципу действия теплообменники делятся на рекуперативные, регенеративные и смесительные (градирни, скрубберы, конденсаторы смешения и т.д.).

В *рекуперативных теплообменниках* теплоносители разделены стенкой и теплота передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку.

В *регенеративных теплообменниках* одна и та же теплообменная поверхность омывается попеременно горячим и холодным теплоносителями. При омывании горячим теплоносителем поверхность нагревается за счет его теплоты, при омывании поверхности холодным теплоносителем она охлаждается, отдавая теплоту. Таким образом, теплообменная поверхность аккумулирует теплоту горячего теплоносителя, а затем отдает ее холодному теплоносителю.

В *смесительных аппаратах* передача теплоты происходит при непосредственном взаимодействии теплоносителей.

По данным источника [2], теплообменники классифицируют по следующим признакам:

- по технологической схеме – на прямоточные, противоточные и с поперечным током теплоносителей;
- по режиму работы – на теплообменники периодического и непрерывного действия;
- по способу передачи теплоты – на теплообменники смешения, или контактные, в которых теплоносители перемешиваются (т. е. осуществляется их контакт), и поверхностные, в которых теплоносители разделены твердыми стенками;
- по основному назначению – на подогреватели, испарители, холодильники, конденсаторы (конденсоры);
- по сочетанию фазовых состояний рабочих сред – на жидкостно-жидкостные, парожидкостные и газожидкостные;
- по конструктивным признакам.

Различают следующие группы конструкций теплообменников [2]: элементные, с рубашками, кожухотрубные, погружные трубчатые, оросительные и с плоскими поверхностями нагрева.

Теплообменники с рубашками [2]. Имеют двойные стенки разнообразной конфигурации, через которые происходит теплообмен. Скорость движения теплоносителей в рубашках мала, и потому теплообмен не очень интенсивен. Часто для его интенсификации в теплообменники встраивают мешалки (рисунок 3.2).

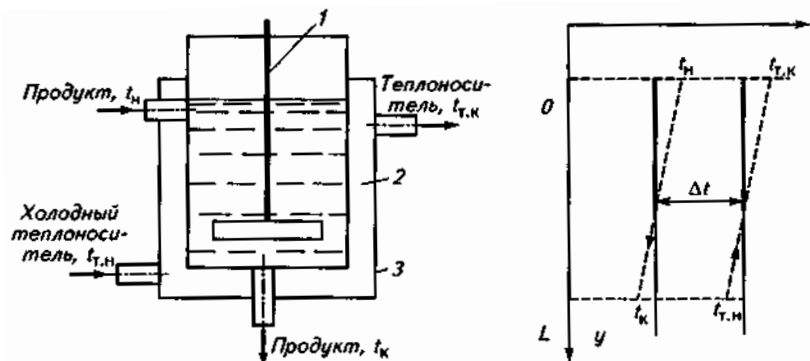


Рисунок 3.2 – Схема аппарата полного смешения и распределение температур в нем: 1 – мешалка; 2 – рубашка; 3 – корпус; $t_{Н}$, $t_{К}$ – начальная и конечная температура продукта, $t_{Т.Н}$, $t_{Т.К}$ – соответственно начальная и конечная температура теплоносителя

На рисунках 3.2...3.4 приведены типичные схемы теплообменников, различающихся способами организации пространственного поля температур.

В аппаратах полного смешения [2] организуется перемешивание теплоносителя в объеме аппарата; это приводит к выравниванию температур в объеме (см. рисунок 3.2).

В аппаратах полного вытеснения (рисунок 3.3) полностью отсутствует перемешивание данного теплоносителя. Новые его порции, поступающие в аппарат, вытесняют старые, не смешиваясь с ними [2].

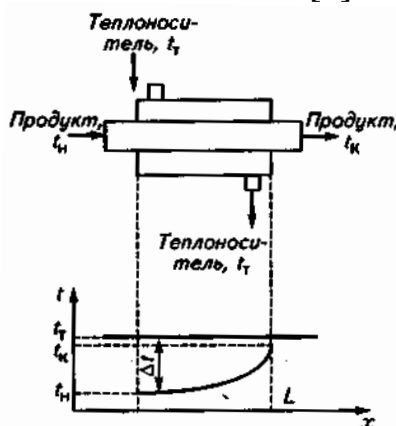


Рисунок 3.3 – Схема аппарата полного вытеснения и распределение температур в нем

В аппаратах, выполненных по промежуточной схеме (рисунок 3.4), имеют место элементы как первой, так и второй вышеназванных схем. Температуры подогреваемого теплоносителя в этой схеме и в схеме полного вытеснения изменяются по длине аппарата экспоненциально, хотя и с разными показателями экспонент [2].

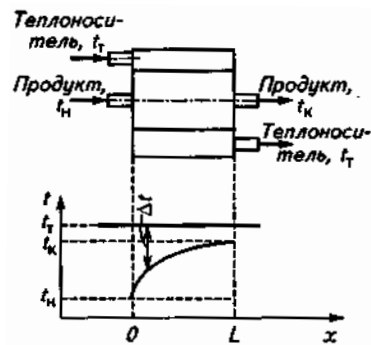


Рисунок 3.4 – Схема аппарата промежуточного типа и распределение температур в нем

Кожухотрубные теплообменники [2]. Наиболее распространены в пищевых производствах. Они представляют собой пучок труб, размещенных в кожухе. Трубки закрепляют, например, завальцовывают в межтрубные решетки, отделяющие полость межтрубного пространства (кожухотрубную) от полости, заполненной вторым теплоносителем (трубной).

Схемы одноходовых кожухотрубных теплообменников показаны на рисунке 3.5, а многоходового – на рисунке 3.6. На этих рисунках и далее стрелками $Ж_1$ и $Ж_2$ обозначены потоки жидкостей, движущихся по обеим полостям теплообменника, стрелками $К$ – поток конденсата греющего пара, $Г$ – поток неконденсирующихся газов, выделяющихся при конденсации [2].

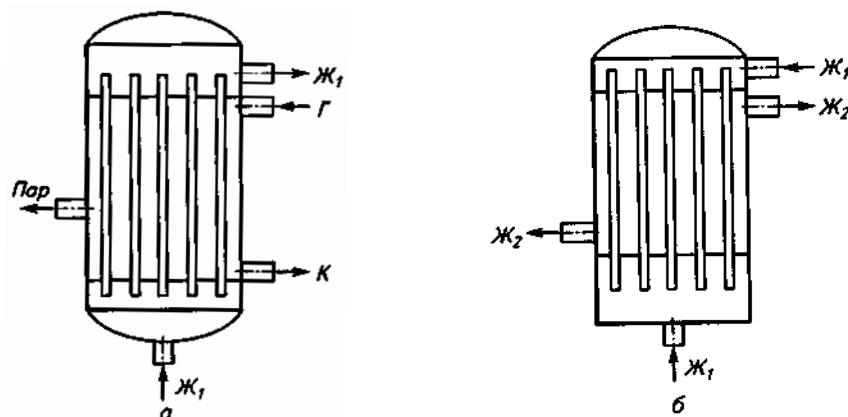


Рисунок 3.5 – Схемы одноходовых кожухотрубчатых теплообменников:
а – с подводом пара и с отводом конденсата и неконденсирующихся газов;
б – с подводом горячего жидкого теплоносителя

Цилиндрические трубки имеют относительно неблагоприятное с точки зрения теплообмена отношение площади проходного сечения к площади их поверхности: поверхность относительно мала. В связи с этим для нагрева больших массовых потоков жидкости, текущих по трубам, требуется большая длина труб. Поэтому для сокращения размеров теплообменников их разделяют на секции, соединенные последовательно [2]. Общая длина пути теплоносителя при этом увеличивается. Такие теплообменники называют многоходовыми. Известны разнообразные конструкции многоходовых теплообменников: с перекрывающими движение перегородками [2]: с *U* – образными трубками на одной

трубной решетке, вынимаемой из корпуса; с плавающей головкой – коллектором, заменяющим нижнюю соединительную часть U – образных трубок, и др. Вход и выход теплоносителя в теплообменниках устраивают таким образом, чтобы естественное тепловое конвективное движение совпадало с направлением принудительного движения теплоносителя. Для этого более теплый и охлаждающийся компонент подводят сверху, а холодный подогреваемый – снизу. Это условие невозможно выдержать в многоходовых теплообменниках, установленных вертикально, поэтому их часто устанавливают горизонтально [2].

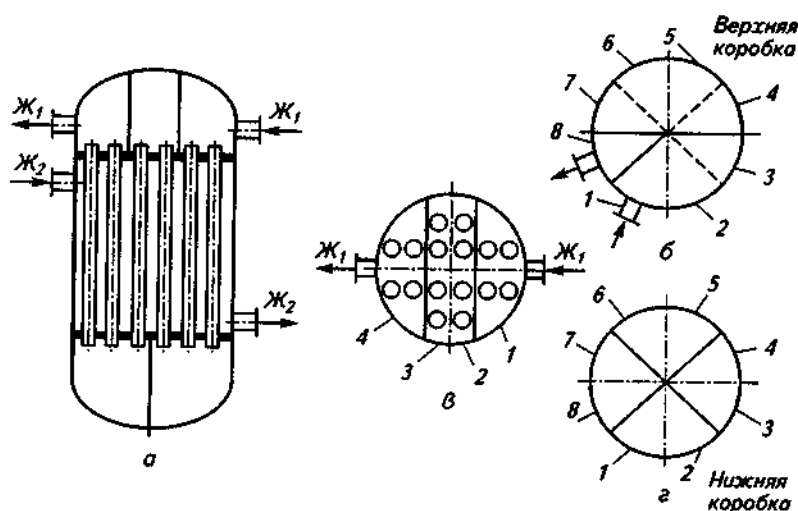


Рисунок 3.6 – Схема многоходового кожухотрубного теплообменника:
а – схема; *б* – верхняя коробка; *в* – нижняя коробка; *г* – расположение ходов.
 Цифрами обозначены номера полостей перетекания жидкости между ходами:
 1 – 8 – полости верхней коробки

Одноходовые теплообменники предпочтительно устанавливать вертикально. Однако имеются и другие соображения, которые могут заставить изменить способ их установки: удобство чистки труб, удобство монтажа в конкретном здании и др.

На рисунке 3.6, *а* приведен продольный разрез четырехходового теплообменника, на рисунке 3.6, *б* показано устройство перегородок в его верхней и нижней распределительных коробках. Две перегородки в верхней коробке обозначены сплошными линиями, одна перегородка в нижней коробке показана пунктирной линией. На рисунке 3.6, *в*, *г* приведено устройство перегородок в верхней и нижней распределительных головках восьмиходового кожухотрубного теплообменника.

Элементные теплообменники [2] (составленные из простых однотипных элементов). Их применяют как скоростные, т.е. при больших скоростях течения, а также при высокой стоимости теплоносителя (в холодильной технике). В элементных холодильниках входная и выходная полости отсутствуют и благодаря этому их рабочие полости минимизируются. В результате теплоносителя требуется меньше. В таких теплообменниках можно соблюсти противоточное движение компонентов и выдержать желаемые их скорости.

Погружной трубчатый теплообменник. Имеет вид змеевика, погруженного в сосуд с жидкостью. Более горячее рабочее тело обычно подают в змеевик сверху. Теплообмен может интенсифицироваться мешалками. Витки змеевика скрепляют планками для прочности. Такие теплообменники применяют при большом давлении в трубках, а также в качестве дополнительных подогревателей [2].

Оросительные теплообменники [2]. Это трубчатые спирали с горизонтальными витками, размещенными в одной вертикальной плоскости. При орошении верхнего витка этой спирали вода стекает на нижерасположенные витки и охлаждает также и их. Применяют оросительные теплообменники в холодильной технике при высоком давлении внутри трубок.

Теплообменники с плоскими поверхностями нагрева [2]. Это оребренные трубчатые теплообменники с ребрами в виде пластин (калориферы) и пластинчатые теплообменники.

Живое сечение межтрубного пространства калориферов составляет около 40 %. Их расчет выполняют по справочным данным каталогов калориферов [5], в которых приводят коэффициент теплопередачи в зависимости от скорости воздуха и температуры теплоносителя, а также гидравлическое сопротивление по воздушному тракту.

Пластинчатые жидкостные и парожидкостные теплообменники [2] собирают из пакетов стальных штампованных пластин (рисунок 3.7). Такие элементы соединяют в батарее.

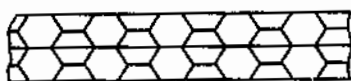


Рисунок 3.7 – Разрез каналов пластинчатого подогревателя

Пластинчатые жидкостно-жидкостные теплообменники [2], работающие при атмосферном давлении, в настоящее время наиболее эффективны. Применяют их в разнообразных теплотехнических устройствах. Большой вклад в разработку пластинчатых теплообменников внесла шведская фирма «Альфа Лаваль» [2]. Теплообменники этой фирмы представляют собой набор плоских или гофрированных пластин толщиной 0,3...0,4 мм, располагаемых эквидистантно с зазором между ними до 2 мм. По одну сторону каждой такой пластины течет один теплоноситель, а по другую – второй. Системы ходов жидкости на каждой пластине объединяются в два подводящих и два отводящих патрубка – по одной паре для каждого из двух теплоносителей. Пластины собираются в блоки пайкой или стягиваются болтами через уплотнительные прокладки и нажимные пластины (рисунок 3.8).

Наиболее широко пластинчатые теплообменники используют как бойлеры или нагреватели холодной воды в системах горячего водоснабжения [2]. В бойлерах высокотемпературный теплоноситель, например вода из системы отопления температурой 90...95 °С, постоянно протекает через них. При подаче на вход второго контура бойлера холодная вода нагревается практически за доли секунды и поступает в систему горячего водоснабжения.

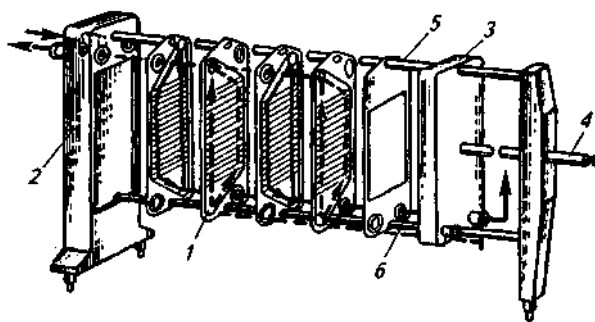


Рисунок 3.8 – Схема движения жидких теплоносителей в пластинчатом теплообменнике:

1 – пластина; 2 – стойка; 3 – подвижная плита; 4 – направляющая стяжная шпилька; 5, 6 – верхний и нижний несущие брусья

3.3 Выпаривание

3.3.1 Общие сведения

Выпаривание – процесс концентрирования растворов твердых нелетучих или малолетучих веществ путем испарения летучего растворителя и отвода образовавшихся паров [1].

В промышленности выпаривание обычно проводят при кипении раствора.

Выпаривание проводят в **выпарных аппаратах**. Процесс выпаривания может проводиться непрерывно и периодически. Аппараты периодического действия используют в основном в производствах малого масштаба.

В крупнотоннажных производствах применяют непрерывнодействующие выпарные установки.

Выпаривание осуществляют как под вакуумом, так и при атмосферном и избыточном давлениях.

При **выпаривании под вакуумом** в аппарате создается вакуум путем конденсации вторичного (сокового) пара в специальном конденсаторе и отсасывания из него неконденсирующихся газов с помощью вакуум-насоса [1].

При **выпаривании под атмосферным давлением** образующийся вторичный пар сбрасывается в атмосферу [1].

При **выпаривании под повышенным давлением** вторичный пар может быть использован как нагревающий агент в подогревателях, для отопления теплиц и т.п. Выпаривание под давлением связано с повышением температуры кипения раствора, поэтому применение данного способа в пищевой технологии ограничено свойствами растворов и температурой теплоносителя [1].

Температурная депрессия – разность между температурами кипения раствора и растворителя $T_p - T = \Delta_r$. Из теории растворов известно, что при одной и той же температуре T давление паров над чистым растворителем p больше, чем давление паров над раствором p_p , и соответственно, при одном и том же давлении температура кипения чистого растворителя ниже температуры кипения раствора [1].

Если известна температурная депрессия при атмосферном давлении Δ_t^a , депрессию при других давлениях можно определить по приближенной формуле Тищенко [1]

$$\Delta_t = 16,2T^2 / (r\Delta_t^a), \quad (3.58)$$

где T и r – соответственно абсолютная температура кипения (в К) и теплота испарения (в Дж/кг) для воды при данном давлении,

или
$$\Delta_t = K / \Delta_t^a, \quad (3.59)$$

где $K = 16,2 T^2 / r$.

3.3.2 Способы выпаривания

Однократное выпаривание проводят в малотоннажных производствах. Однократное выпаривание можно проводить непрерывно или периодически. Образующийся при выпаривании вторичный пар в этих установках не используется, а конденсируется в конденсаторе [1]. Схема выпарной установки для однократного выпаривания показана на рисунке 3.9.

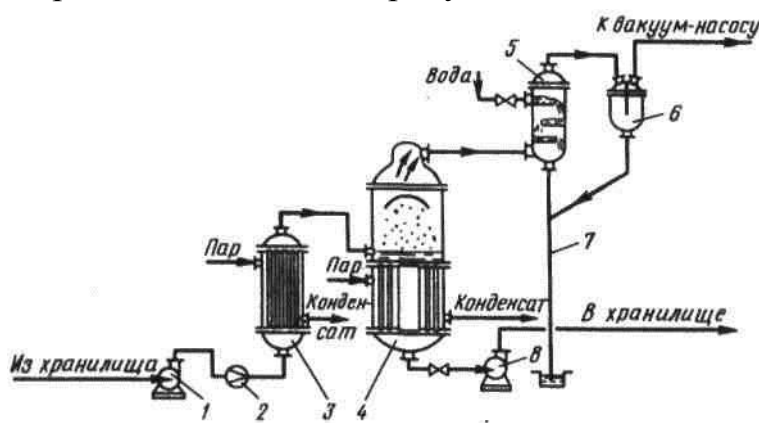


Рисунок 3.9 – Установка однократного выпаривания непрерывного действия:

- 1, 8 – насосы; 2 – расходомер; 3 – теплообменник; 4 – выпарной аппарат; 5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка; 7 – барометрическая труба

Материальный баланс однократного выпаривания выражается двумя уравнениями [1]:

по всему веществу

$$G_H = G_K + W; \quad (3.60)$$

и по растворенному твердому веществу

$$G_H x_H = G_K x_K, \quad (3.61)$$

где G_H , G_K – массовые расходы соответственно поступающего раствора и упаренного раствора, кг/ч; W – количество выпариваемой воды, кг/ч; x_H и x_K – соответственно начальная и конечная концентрации раствора, % масс.

Количество выпаренной воды при изменении концентрации раствора от x_H до x_K или конечная концентрация раствора, если количество выпаренной воды задано технологическим регламентом [1]:

$$W = G_K(1 - x_H / x_K), \quad (3.62)$$

$$x_K = G_H x_H / (G_H - W). \quad (3.63)$$

Тепловой баланс однократного выпаривания выразится уравнением [1]

$$G_K c_H t_H + W c_H t_n + D i'' = G_K c_K t_K + W i + D i' + Q_{\Pi}, \quad (3.64)$$

где t_H и t_K – соответственно начальная и конечная температуры раствора, °С; D – массовый расход греющего пара, кг/ч; i, i', i'' – удельные энтальпии соответственно вторичного пара, конденсата и греющего пара, кДж/кг; Q_{Π} – потери теплоты в окружающую среду, кДж/ч.

Массовый расход греющего пара [1]

$$D \approx W \frac{i - c_H t_H}{i'' - i'}. \quad (3.65)$$

Надо иметь в виду, что $(i - c_H t_H) \approx (i'' - i')$. Отсюда следует, что для испарения 1 кг воды требуется затратить 1,1...1,2 кг греющего насыщенного водяного пара.

Площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата определяют из основного уравнения теплопередачи [1] $F = Q / (K \Delta t)$, где Δt – полезная разность температур, равная разности температур конденсации греющего насыщенного водяного пара и кипящего раствора.

Общей разностью температур называется разность между температурой греющего пара, подаваемого в греющую камеру выпарного аппарата, и температурой вторичного пара в конце паропровода, отводящего пар из выпарного аппарата (или на входе в конденсатор, если такой имеется) [1]:

$$\Delta t_{\text{ОБЩ}} = t_{\text{ГР}} - t_{\text{КОНД}}, \quad (3.66)$$

где $t_{\text{ГР}}$ – температура греющего пара, °С; $t_{\text{КОНД}}$ – температура вторичного пара в конце отводящего паропровода или на входе в конденсатор, °С.

Полезная разность температур [1]

$$\Delta t = \Delta t_{\text{ОБЩ}} - \Sigma \Delta, \quad (3.67)$$

где $\Sigma \Delta$ – сумма потерь общей разности температур (депрессий) [1], °С.

$$\Sigma \Delta = \Delta_r + \Delta_{\text{ГС}} + \Delta_{\text{Г}}, \quad (3.68)$$

где $\Delta_{\text{ГС}}$ – гидростатическая потеря разности температур – депрессия (представляет собой разность между температурами кипения раствора посередине греющих труб в выпарном аппарате и на поверхности), °С; $\Delta_{\text{Г}}$ – гидродинамическая потеря разности температур (учитывает снижение температуры вторичного пара на входе в барометрический конденсатор по сравнению с температурой на выходе из выпарного аппарата в трубопроводе), °С.

Гидродинамическая потеря разности температур невелика и принимается при расчетах выпарных установок равной 1...1,5 °С. Гидростатическая потеря разности температур [1]

$$\Delta_{\text{ГС}} = t_{\text{КС}} - t_{\text{К}}, \quad (3.69)$$

где $t_{\text{КС}}$ – температура кипения раствора посередине греющих труб при давлении $p_{\text{С}} = p_{\text{ВТ}} + \Delta p_{\text{Г}}$, °С; $p_{\text{С}}$ – давление раствора у середины греющих труб; $p_{\text{ВТ}}$ – давление в выпарном аппарате; $t_{\text{К}}$ – температура кипения раствора на поверхности выпариваемого раствора, т. е. при давлении $p_{\text{ВТ}}$, °С.

$$\Delta p_{\Gamma} = h\rho_{\vartheta} g;$$

$$h = h_{ИЗБ} + h_{ТР} / 2,$$
(3.70)

где ρ_{ϑ} – плотность парожидкостной эмульсии в греющих трубах; кг/м³; $\rho_{\vartheta} = (0,5...0,7)\rho$, ρ – плотность раствора, кг/м³, $h_{ИЗБ}$ – расстояние от уровня раствора в аппарате до трубной решетки, м; $h_{ТР}$ – длина греющих труб, м.

$$K_{CP} = \frac{1}{x_K - x_H} \int_{x_H}^{x_K} K dx;$$
(3.71)

$$(\Delta_t + \Delta_{ГC})_{CP} = \frac{1}{x_K - x_H} \int_{x_H}^{x_K} (\Delta_t + \Delta_{ГC}) dx.$$
(3.72)

Многokратное выпаривание проводят в ряде последовательно установленных выпарных аппаратов. Такие установки называют многокорпусными. С целью экономии греющего пара в выпарных установках многократного выпаривания в качестве греющего пара во всех корпусах, кроме первого, используется пар из предыдущего корпуса [1].

Удельный расход греющего насыщенного водяного пара составляет: для однокорпусной установки 1,1...1,2 кг пара на 1 кг выпаренной воды; для двухкорпусной установки около 0,55, для трехкорпусной – около 0,4, для четырехкорпусной установки около 0,3 кг пара на 1 кг выпаренной воды [1].

Многокорпусные выпарные установки (МВУ) делятся по взаимному направлению движения греющего пара и выпариваемого раствора на прямоточные, противоточные и комбинированные [1].

В **прямоточной** МВУ (рисунок 3.10) выпариваемый раствор и вторичный пар движутся в одном направлении [1].

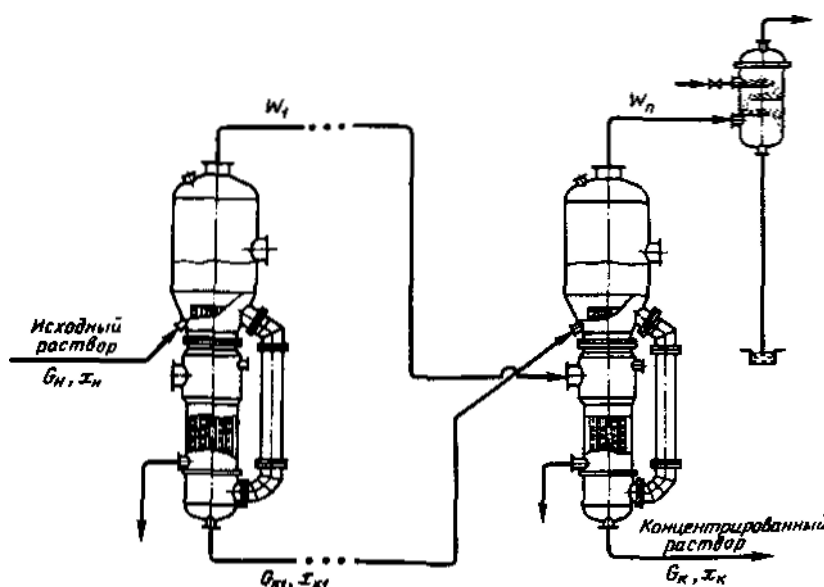


Рисунок 3.10 – Схема прямоточной многокорпусной установки

Преимуществом прямоточной схемы является то, что раствор самотеком перетекает из корпуса с более высоким давлением в корпус с меньшим давлением.

Недостатком прямоточных установок является более низкий средний коэффициент теплопередачи, чем в противоточных установках.

Схема **противоточной** МВУ показана на рисунке 3.11. Греющий пар из котельной поступает, как и в предыдущем случае, только в первый корпус, а вторичные пары обогревают все последующие корпуса. Выпариваемый раствор вводится в последний корпус и перемещается противотоком вторичному пару к первому корпусу. Вследствие того, что давление от последнего корпуса к первому постепенно возрастает, для перекачки раствора устанавливают центробежные насосы [1].

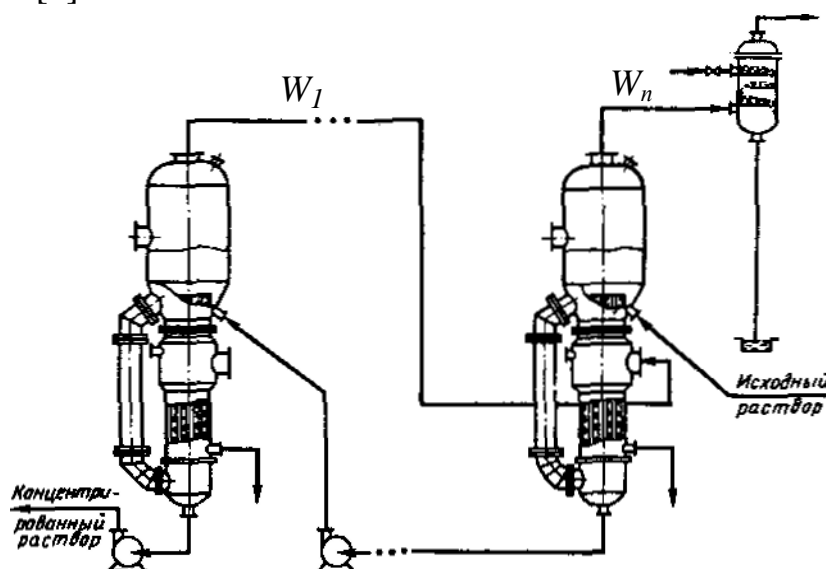


Рисунок 3.11 – Схема противоточной многокорпусной установки

Противоточные установки используют в основном для выпаривания растворов, вязкость которых резко возрастает с увеличением концентрации, а также если возможно выпадение твердого вещества из раствора в последнем корпусе.

Количество выпаренной воды в МВУ при заданных начальной x_H и конечной x_K концентрациях находят по уравнению (3.62), конечную концентрацию на выходе из каждого корпуса – по уравнению [1]

$$x_j = G_H \frac{x_H}{G_H - \sum_1^n W_j}, \quad (3.73)$$

где W_j – количество воды, выпаренное в данном и предыдущих корпусах; n – число корпусов.

Очевидно, что общее количество выпаренной воды

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n = \sum_1^n W_j, \quad (3.74)$$

где W_1, W_2, \dots, W_n – количество воды, выпариваемое в 1, 2, ..., n -м корпусах.

Если в каждом j – м корпусе выпаривается одинаковое количество воды, то

$$W = nW_j. \quad (3.75)$$

Конечная концентрация раствора на выходе из n -го (последнего) корпуса

$$x_n = G_H \frac{x_H}{G_H - W_1 - W_2 - \dots - W_n}. \quad (3.76)$$

Для любого j -го корпуса расход греющего пара определяется по уравнению [1]:

$$D_j = G_{Kj} \frac{c_{Kj} t_{Kj} - c_{Hj} t_{Hj}}{i''_j - i'_j} + W \frac{i_j - c_{Hj} t_{Hj}}{i''_j - i'_j} + \frac{Q_{nj}}{i''_j - i'_j}, \quad (3.77)$$

или
$$D_j = W_{j-1}, \quad (3.78)$$

Общую разность температур вычисляют так же, как и в однокорпусных установках, по уравнению (3.66).

Общая потеря разности температур в МВУ складывается из суммы потерь (депрессий) в каждом корпусе.

Суммарная разность температур [1]

$$\sum_1^n \Delta t = \Delta t_{\text{ОБЩ}} + \sum_1^n \Delta t_t - \sum_1^n \Delta t_{\text{ГС}} - \sum_1^n \Delta t_{\text{Г}}. \quad (3.79)$$

Суммарная полезная разность температур наиболее часто распределяется по корпусам так, чтобы все корпуса имели равные площади поверхности нагрева, т.е. чтобы аппараты были взаимозаменяемыми [1]:

$$F_1 = F_2 = \dots = F_n = F_{\text{ОБЩ}} / n. \quad (3.80)$$

Для любого j -го корпуса [1]

$$\Delta t_j = \sum \Delta t \frac{Q_j / K_j}{\sum Q_j / K_j}. \quad (3.81)$$

Другим способом распределения полезной разности температур по корпусам является такой, который обеспечивает минимальную площадь поверхности теплопередачи установки [1].

$$F_{\text{ОБЩ}} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t - \Delta t_1)} + \dots + \frac{Q_n}{K_n (\Delta t - \sum_1^{n-1} \Delta t_j)}, \quad (3.82)$$

$$F_j = \frac{Q_j}{K_j \Delta t_j}. \quad (3.83)$$

Для многокорпусной выпарной установки распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее минимальную суммарную площадь поверхности нагрева всех корпусов, определяется уравнением [1]

$$\Delta t_j = \sum_j^n \Delta t \frac{\sqrt{Q_j / K_j}}{\sum_1^n \sqrt{Q_j / K_j}}. \quad (3.84)$$

При проектировании МВУ определяют производительность и площадь поверхности нагрева отдельных аппаратов, режимные параметры, коэффициенты теплопередачи, тепловые схемы и количество выпарных аппаратов, а также выполняют технико-экономические расчеты [1, с. 280].

Выпаривание с применением теплового насоса [1] основано на использовании вторичного пара в качестве греющего в том же выпарном аппарате. Для этого температура вторичного пара должна быть повышена до температуры греющего пара. Повышение температуры вторичного пара достигается сжатием его в компрессоре или паровом инжекторе. В качестве компрессора обычно используется турбокомпрессор.

Тепловой баланс процесса [1]

$$G_H c_H t_H + W i_{CЖ} + D i'' = G_K c_K t_K + W i + (D + W) i' + Q_{\Pi}, \quad (3.85)$$

откуда расход греющего пара

$$D \approx W \frac{i - c_H t_H - i_{CЖ}}{i'' - i'}, \quad (3.86)$$

где $i_{CЖ}$ – удельная энтальпия вторичного пара после сжатия в турбокомпрессоре, кДж/кг.

Из сравнения уравнений (3.65) и (3.86) видно, что при выпаривании с использованием теплового насоса расход греющего пара снижается за счет повышения энтальпии вторичного пара на величину $i_{CЖ}$.

Однако наряду с экономией греющего пара необходимы затраты электроэнергии на приведение в действие турбокомпрессора.

Мощность [1]

$$N = \frac{W(i_{CЖ} - i)}{3600 \eta_{AD} \eta_{MEХ}}, \quad (3.87)$$

где η_{AD} – адиабатический КПД турбокомпрессора; $\eta_{MEХ}$ – механический КПД электродвигателя и привода.

Установка удорожается также на стоимость турбокомпрессора.

В установках с паровым инжектором греющий пар из котельной поступает в паровой инжектор. Паровой инжектор представляет собой несложное устройство типа сопла Вентури, при изготовлении которого не требуется значительных затрат металла. В результате создания вакуума в инжектор засасывается из выпарного аппарата вторичный пар давлением p_{BT} и энтальпией i . Каждая массовая единица греющего пара засасывает m массовых единиц вторичного пара. В результате получают греющий пар в количестве $D(1+m)$ с давлением меньшим, чем давление греющего пара, но большим, чем вторичного пара [1].

Тепловой баланс процесса описывается равенствами [1]

$$G_H c_H t_H + D(1+m) i_{CЖ} = G_K c_K t_K + W i + D(1+m) i' + Q_{\Pi}, \quad (3.88)$$

$$D = G_K \frac{c_K t_K - c_H t_H}{(1+m)(i_{CЖ} - i')} + W \frac{i - c_H t_H}{(1+m)(i_{CЖ} - i')} + \frac{Q_{\Pi}}{(1+m)(i_{CЖ} - i')}. \quad (3.89)$$

Сопоставление равенств (3.88) и (3.89) с уравнением теплового баланса выпаривания (3.64) показывает, что в этом процессе расход греющего пара уменьшается в $(1+m)$ раз по сравнению с процессом простого выпаривания.

Обычно коэффициент инжекции m составляет 0,5...1,0.

3.3.3 Устройство выпарных аппаратов

Наибольшее распространение в пищевых производствах получили трубные выпарные аппараты с естественной и принудительной циркуляцией при площади поверхности нагрева $9...1800 \text{ м}^2$. В зависимости от расположения греющей камеры аппараты бывают с соосной или с вынесенной греющими камерами [1].

Кроме перечисленных аппаратов применяют различные конструкции пленочных выпарных аппаратов [1].

При выборе конструкции выпарного аппарата учитывают тепло – физические свойства раствора, склонность к кристаллизации, чувствительность к высоким температурам, полезную разность температур в каждом корпусе, площадь поверхности теплообменного аппарата и другие технологические особенности. Выпарные аппараты изготавливают из углеродистой, коррозиестойкой и двухслойной стали [1].

3.3.3.1 Выпарные аппараты с естественной циркуляцией

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией просты по конструкции и применяются для выпаривания растворов невысокой вязкости, не склонных к кристаллизации. Эти аппараты бывают с соосной и вынесенной греющими камерами (рисунок 3.12, а, б) [1].

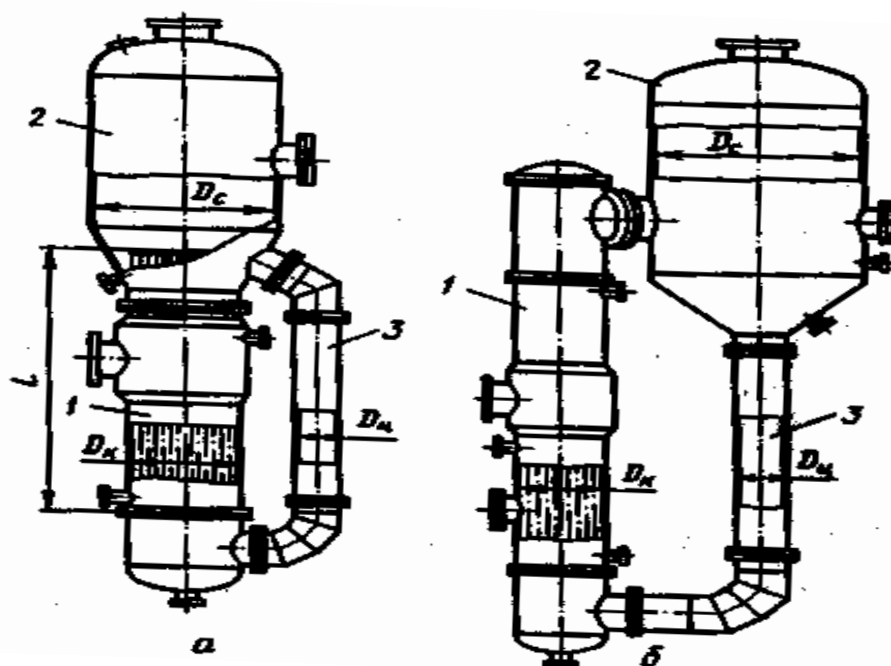


Рисунок 3.12 – Выпарные аппараты с естественной циркуляцией раствора:

а – с соосной греющей камерой; б – с вынесенной греющей камерой;

1 – греющая камера; 2 – сепаратор; 3 – циркуляционная труба;

$D_c, D_k, D_{\text{ц}}$ – диаметры соответственно сепаратора, камеры и циркуляционной трубы;

L – длина камеры труб

Выпарные аппараты состоят из сепаратора, греющей камеры и циркуляционной трубы. Сепаратор представляет собой цилиндрическую емкость с эллиптической крышкой, присоединенную с помощью болтов к греющей камере. В сепараторе для отделения капелек жидкости от вторичного пара устанавливают отбойники различной конструкции [1].

Греющая камера данных аппаратов выполнена в виде вертикального кожухотрубного теплообменника, в межтрубное пространство которого поступает греющий пар, а в греющих трубках кипит выпариваемый раствор. Нижние части сепаратора и греющей камеры соединены циркуляционной трубой. Естественная циркуляция возникает в замкнутой системе, состоящей из необогреваемой циркуляционной трубы и кипяtilьных труб. Если жидкость в трубах нагрета до кипения, то в результате выпаривания части жидкости в этих трубах образуется парожидкостная смесь, плотность которой меньше плотности самой жидкости. Таким образом, масса столба жидкости в циркуляционной трубе больше, чем в кипяtilьных трубах, вследствие чего происходит циркуляция кипящей жидкости по пути кипяtilьные трубы – паровое пространство – циркуляционная труба – кипяtilьные трубы и т.д. При циркуляции повышается коэффициент теплоотдачи со стороны кипящей жидкости к поверхности теплообмена и снижается образование накипи на поверхности труб. Для естественной циркуляции требуются два условия: достаточная высота уровня жидкости в циркуляционной трубе, чтобы уравновесить столб парожидкостной смеси и создать необходимую скорость; достаточная интенсивность парообразования в кипяtilьных трубах, чтобы парожидкостная смесь имела возможно малую плотность [1].

Представленные на рисунке 3.12 аппараты выгодно отличаются от устаревших конструкций аппаратов с центральной циркуляционной трубой. Наличие обогреваемой центральной циркуляционной трубы приводило к снижению интенсивности циркуляции [1].

3.3.3.2 Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией

Выпарные аппараты с *принудительной циркуляцией* раствора позволяют повысить интенсивность циркуляции раствора и коэффициент теплопередачи. На рисунке 3.13 показаны такие аппараты с соосной и вынесенной греющими камерами.

Циркуляция жидкости в данных аппаратах производится пропеллерным или центробежным насосом. Свежий раствор подается в нижнюю часть кипяtilьника, а упаренный раствор отводится из нижней части сепаратора. Уровень жидкости поддерживается несколько ниже верхнего обреза кипяtilьных труб. Поскольку вся циркуляционная система почти полностью заполнена жидкостью, работа насоса затрачивается лишь на преодоление гидравлических сопротивлений. Давление внизу кипяtilьных труб больше, чем вверху, на величину давления столба жидкости в трубах плюс их гидравлическое сопротивление. Из-за этого на большей части высоты кипяtilьных труб жидкость не кипит, а

подогревается. Закипание происходит только на небольшом участке верхней части труб [1].

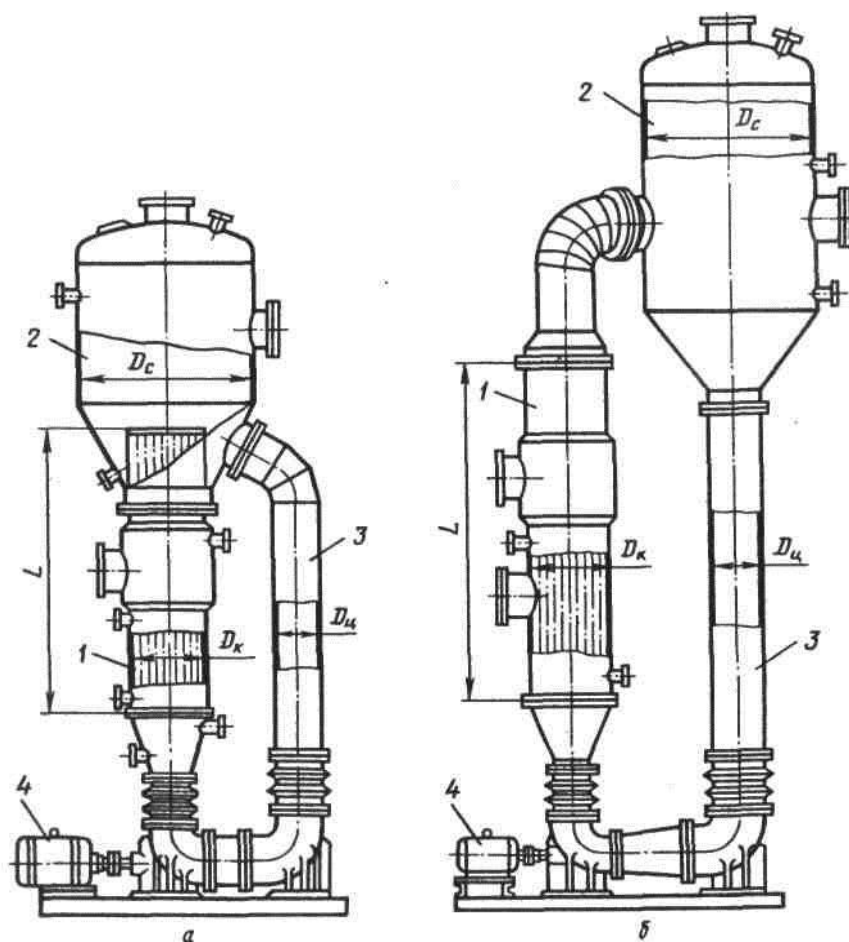


Рисунок 3.13 – Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией раствора: *а* – с соосной греющей камерой; *б* – с вынесенной греющей камерой; 1 – греющая камера; 2 – сепаратор; 3 – циркуляционная труба; 4 – насос.

Остальные обозначения см. на рисунке 3.12.

3.3.3.3 Пленочные выпарные аппараты

Пленочные выпарные аппараты применяют при концентрировании растворов, чувствительных к высоким температурам. При необходимом времени пребывания в зоне высоких температур раствор не успевает перегреться и его качество не снижается [1].

Пленочные аппараты бывают с восходящей пленкой и соосной или вынесенной греющей камерой и падающей пленкой и соосной или вынесенной греющей камерой [1].

Пленочные аппараты, как и описанные выше, состоят из греющей камеры и сепаратора (рисунок 3.14). В греющей камере расположены трубы длиной от 5 до 9 м, которые обогреваются греющим паром. На рисунке 3.14, *а* показан пленочный выпарной аппарат с восходящей пленкой и соосной греющей камерой. Исходный раствор подается в трубы снизу, причем уровень жидкости в

трубах поддерживается на уровне 20...25% высоты труб. В остальной части труб находится парожидкостная смесь. Раствор в виде пленки находится на поверхности труб, а пар движется по оси трубы с большой скоростью, увлекая за собой пленку жидкости. При движении пара и пленки жидкости за счет трения происходят турбулизация пленки и интенсивное обновление поверхности. За счет этих факторов достигаются высокие коэффициенты теплопередачи и большая поверхность теплообмена [1].

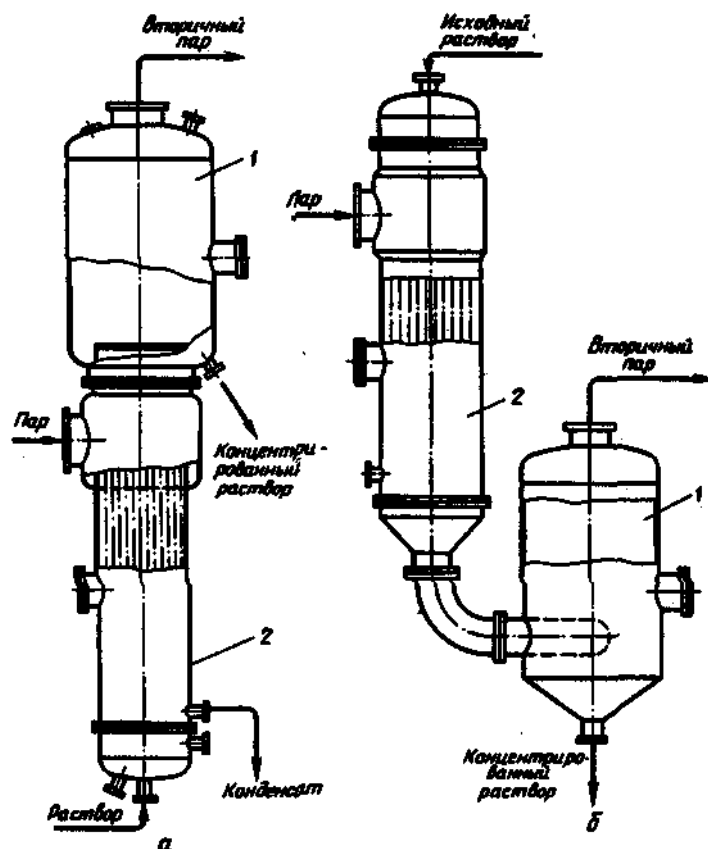


Рисунок 3.14 – Пленочные выпарные аппараты:

а – с восходящей пленкой и соосной греющей камерой; *б* – с падающей пленкой и вынесенной греющей камерой; 1 – сепаратор; 2 – греющая камера

Недостаток пленочных аппаратов – неустойчивость работы при колебаниях давления греющего пара. При нарушении режима работы аппарат можно перевести на работу с циркуляцией раствора, как в аппаратах с принудительной циркуляцией [1].

Пленочные выпарные аппараты изготовляют с площадью поверхности теплопередачи от 63 до 2500 м² с диаметром труб 36 и 57 мм. Избыточное давление в греющей камере от 0,3 до 1,0 МПа, а вакуум в сепараторе 93 кПа [1].

На рисунке 3.14, *б* показан аппарат с падающей пленкой и вынесенной греющей камерой [1].

В таких аппаратах исходный раствор поступает сверху в греющую камеру, а концентрированный раствор выводится из нижней части сепаратора [1].

Среди пленочных аппаратов ведущее место занимают **роторно-пленочные выпарные аппараты**, которые применяют при концентрировании пищевых растворов, а также суспензий. Роторно-пленочный аппарат представляет собой

цилиндрический или конический корпус с обогреваемой рубашкой (рисунок 3.15). Внутри корпуса вращается ротор, распределяющий раствор по цилиндрической поверхности корпуса в виде пленки, а в некоторых случаях – в виде струй и капель. Роторно-пленочные аппараты выполнены, как правило, из нержавеющей стали Х18Н10Т и углеродистой стали. Высота аппаратов достигает 12,5 м при диаметре 1,0 м, площадь поверхности теплообмена от 0,8 до 16 м² [1].

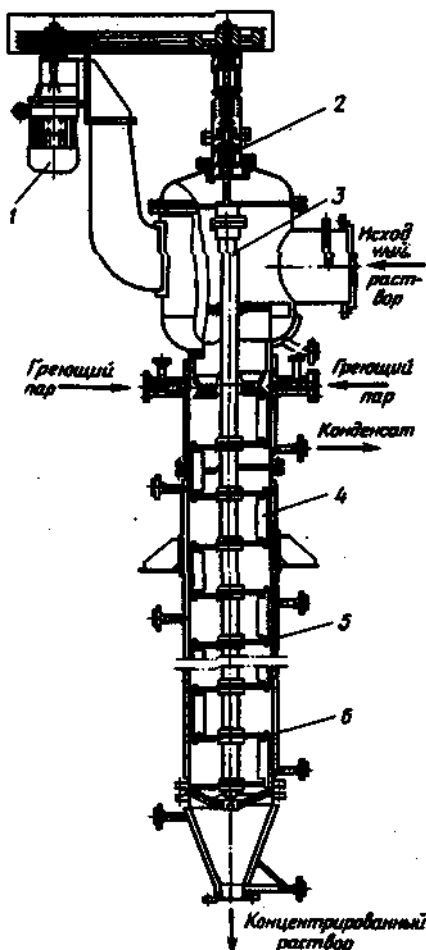


Рисунок 3.15 – Роторно-пленочный выпарной аппарат:

1 – привод; 2 – уплотнение; 3 – ротор; 4 – флажок; 5 – корпус; 6 – рубашка

Роторно-пленочные аппараты бывают с жестким или размазывающим ротором. Жесткий ротор изготавливают пустотелым с лопастями. Зазор между лопастью и стенкой аппарата составляет от 0,4 до 1,5 мм. Исходный продукт подается в верхнюю часть аппарата [1].

Упариваемый раствор лопастями мешалки распределяется по цилиндрической стенке в виде пленки. Окружная скорость лопастей достигает 12 м/с. При работе под вакуумом (при давлении до 100 Па) вал ротора уплотняется специальным торцевым уплотнением. Нижний подшипник смазывается перерабатываемым материалом. Принципиальное отличие испарителя с размазывающим ротором заключается в применении ротора с шарнирно закрепленными на валу флажками. При вращении ротора флажки прижимаются центробежной силой к внутренней поверхности корпуса и размазывают по ней продукт в виде пленки. Такие аппараты применяют также для проведения совмещенного процесса кон-

центрирования и сушки. Диаметр аппаратов достигает 1 м, площадь – от 0,8 до 12 м², окружная скорость вращения ротора с флажками – 5 м/с. Конструкция аппаратов позволяет благодаря осевому расположению ротора регулировать толщину пленки и тем самым скорость процесса. Роторно-пленочные аппараты имеют более высокие коэффициенты теплопередачи, чем аппараты с падающей пленкой, они достигают значений, равных 2300...2700 Вт/(м²·К), в то время как в аппаратах с падающей пленкой – 1500...1600 Вт/(м²·К) [1].

Рекомендации к расчету выпарных аппаратов и установок, а также примеры расчетов можно найти в источниках [1, 2, 5].

4 МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

4.1 Массопередача

4.1.1 Общие сведения

Массообменными процессами называют такие технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью переноса вещества (массы) из одной фазы в другую конвективной и молекулярной диффузией: абсорбция, перегонка и ректификация, экстракция, сушка, адсорбция, кристаллизация и др. Аппараты, в которых протекают эти процессы, называют *массообменными аппаратами* [1, 2].

4.1.2 Кинетика массопередачи

Массопередача – процесс перехода вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия [1, 2].

В массообмене участвуют, как минимум, три вещества: распределяющее вещество (или вещества), составляющее первую фазу; распределяющее вещество (или вещества), составляющее вторую фазу; распределяемое вещество (или вещества), которое переходит из одной фазы в другую.

Обозначим первую фазу G , вторую – L , а распределяемое вещество – M . Все массообменные процессы обратимы, поэтому распределяемое вещество может переходить из фазы G в фазу L и наоборот в зависимости от концентрации вещества в фазах.

Пусть распределяемое вещество находится первоначально только в фазе G и имеет концентрацию Y . В фазе L в начальный момент распределяемое вещество отсутствует, т.е. концентрация его в этой фазе $X=0$.

Если распределяющие фазы привести в соприкосновение друг с другом, начинается переход распределяемого вещества из фазы G в фазу L и с появлением вещества M в фазе L , начинается обратный переход его из фазы L в фазу G . До некоторого момента времени число частиц распределяемого вещества M , переходящих в единицу времени из фазы G в фазу L , больше, чем число частиц, переходящих из фазы L , в фазу G . Однако конечным результатом является переход вещества M из фазы G в фазу L . По истечении определенного времени скорости прямого и обратного перехода вещества M в фазах G и L становятся одинаковыми. Такое состояние системы называется *равновесным*. При равновесии устанавливается строго определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества в фазах. Такие концентрации называют *равновесными* [1].

При равновесии каждой концентрации x – соответствует равновесная концентрация y_p , и наоборот, каждой концентрации y соответствует определенная равновесная концентрация x_p .

В условиях равновесия существуют определенные в каждом конкретном случае зависимости между концентрациями [1]:

$$y_p = f_1(x); \quad x_p = f_2(y). \quad (4.1)$$

Эти зависимости определяются экспериментально и называются **равновесными зависимостями**.

Равновесные зависимости изображаются графически кривой или в частном случае прямой линией. На рисунке 4.1 показана зависимость равновесной концентрации y компонента M в газовой фазе G от его концентрации x в жидкой фазе L при постоянных давлении и температуре.

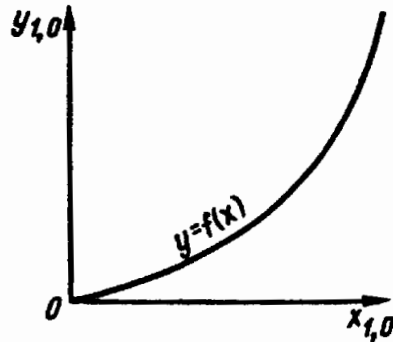


Рисунок 4.1 – Диаграмма равновесия при $p = const$ и $t = const$

Отношение концентраций компонента в фазах в условиях равновесия $m = y_p / x$ называется **коэффициентом распределения** [1].

4.1.2.1 Основные уравнения массопередачи

Обозначив величину, обратную диффузионному сопротивлению, через $K = 1/R$ (где R – диффузионное, или массообменное, сопротивление), запишем

$$dM / (F d\tau) = K \Delta, \quad (4.2)$$

где M – количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; F – площадь поверхности массопередачи; τ – продолжительность процесса; K – коэффициент скорости процесса, называемый в теории массопередачи **коэффициентом массопередачи**; Δ – движущая сила [1].

Коэффициент массопередачи показывает, какое количество вещества переходит из одной фазы в другую в единицу времени через единицу поверхности фазового контакта при движущей силе, равной единице, и может выражаться в м/с, кг/(ед. дв. силы \cdot м² \cdot с), кмоль/(ед. дв. силы \cdot м² \cdot с) [1].

Нетрудно видеть, что $dM/Fd\tau$ является скоростью массопередачи, отнесенной к единице площади контакта фаз.

Если dM отнесено к единице времени, имеем [1]

$$dM = K \Delta dF. \quad (4.3)$$

При $K = const$ для всей поверхности массообмена

$$M = K \Delta F. \quad (4.4)$$

Уравнения (4.3) и (4.4) называют **основными уравнениями массопередачи** [1].

4.1.3 Материальный баланс массообменных процессов

Рассмотрим схему элементарного массообменного аппарата, в котором происходит массообмен между двумя движущимися потоками фаз [1]. Массовые скорости фаз относительно поверхности их раздела, выраженные в килограммах инертного вещества в час, обозначим G и L , а концентрации распределяемого вещества (в килограммах на килограмм инертного вещества) – соответственно y и x . (рисунок 4.2).

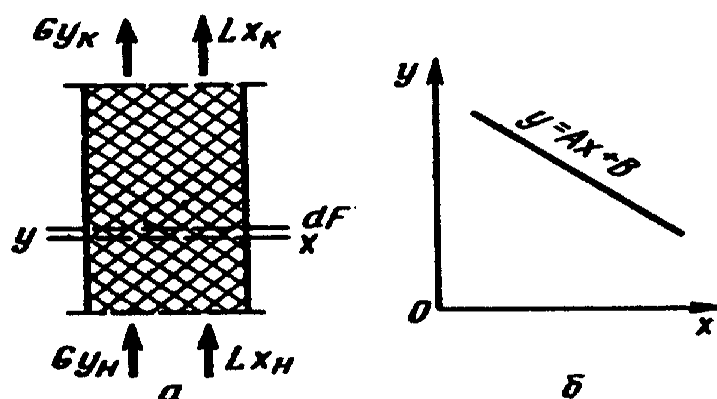


Рисунок 4.2 – К составлению материального баланса и выводу уравнения рабочей линии процесса:

a – схема потоков в аппарате; b – изображение рабочей линии в координатах y – x

Предположим, что $y > y_p$, тогда распределяемое вещество будет переходить из фазы G в фазу L , а концентрация в фазе G будет уменьшаться от y_H до y_K , соответственно концентрация в фазе L увеличится от x_H до x_K .

Массовые расходы:

$$\left. \begin{aligned} G &= L \frac{x_K - x_H}{y_H - y_K} \\ L &= G \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H} \end{aligned} \right\} \quad (4.5)$$

Связь между текущими концентрациями [1]

$$y = -(L/G)x + (Lx_H - Gy_K)/G. \quad (4.6)$$

Аналогично для противоточного движения фаз [1]

$$y = (L/G)x + (Gy_H - Lx_K)/G, \quad (4.7)$$

или

$$y = Ax + B$$

Из уравнений (4.6) и (4.7) легко видеть, что связь между текущими концентрациями распределяемого вещества подчиняется линейным уравнениям.

Уравнение прямой, выражающее зависимость между фактическими (рабочими) концентрациями (рисунок 4.2, б), называется *рабочей линией процесса* [1].

4.1.4 Основные законы массопередачи

Основными законами массопередачи являются закон молекулярной диффузии (первый закон Фика), закон массоотдачи (закон Ньютона – Щукарева) и закон массопроводности [1].

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика): количество вещества, перенесенного путем диффузии, пропорционально градиенту концентраций, площади, перпендикулярной направлению диффузионного потока, и продолжительности процесса [1]:

$$dM = -D(\partial C / \partial l) F d\tau, \quad (4.8)$$

где dM – количество вещества, перенесенного путем диффузии; D – коэффициент пропорциональности, или **коэффициент диффузии**; $\partial C / \partial l$ – градиент концентрации в направлении диффузии; F – элементарная площадка, через которую происходит диффузия; $d\tau$ – продолжительность диффузии.

Коэффициент диффузии D показывает, какое количество вещества диффундирует через поверхность в 1 м^2 в течение 1 ч при разности концентраций на расстоянии 1 м, равной единице [1].

Размерность коэффициента диффузии [1]

$$D = \left[\frac{Ml}{F\tau C} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кг}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{ч}} \right] \text{ или } \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right].$$

Основной закон массоотдачи (закон конвективной диффузии), который является аналогом *основного закона теплоотдачи* Ньютона (см. раздел 3.1.3), был установлен русским ученым Щукаревым при изучении растворения твердых тел. Этот закон формулируется так: количество вещества, перенесенного потоком от поверхности раздела фаз (контакта фаз) в воспринимающую фазу или в обратном направлении, прямо пропорционально разности концентраций у поверхности контакта фаз и в ядре потока воспринимающей фазы, площади поверхности контакта фаз и продолжительности процесса [1].

Примем, что распределяемое вещество M переходит из фазы G , в которой его концентрация выше равновесной, в фазу L .

Если концентрации вещества в ядрах фаз принять равными y_f и x_f , а концентрации на поверхности раздела (границе) фаз – соответственно y_G и x_G , то процесс массоотдачи вещества из ядра фазы G к поверхности раздела фаз и от поверхности раздела фаз в ядро фазы L можно записать так [1]:

$$\left. \begin{aligned} dM &= \beta_y (y_f - y_G) F d\tau \\ dM &= \beta_x (x_G - x_f) F d\tau \end{aligned} \right\} \quad (4.9)$$

где β_y, β_x – **коэффициенты массоотдачи**, характеризующие перенос вещества конвективными и диффузионными потоками одновременно; концентрации y_G и x_G предполагаются равными равновесным.

Размерность коэффициента массоотдачи [1]

$$\beta = M((y_f - y_r)F\tau) = (\text{кг} \cdot \text{м}^3) / (\text{кг} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{ч}) = (\text{м}/\text{ч}) \text{ или } (\text{м}/\text{с}).$$

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества передается от поверхности контакта фаз площадью в 1 м^2 в ядро воспринимающей фазы или в обратном направлении в течение единицы времени при разности движущих сил, равной единице [1].

Коэффициент массопередачи K показывает, какое количество вещества передается от ядра потока отдающей фазы в ядро потока воспринимающей фазы или в обратном направлении через поверхность контакта фаз площадью в 1 м^2 в течение единицы времени при разности движущих сил, равной единице [1].

По физическому смыслу коэффициенты массопередачи отличаются от коэффициентов массоотдачи, но выражаются в одинаковых единицах.

Существует связь между коэффициентами массоотдачи и массопередачи, выражаемая зависимостями [1]:

$$\left. \begin{aligned} K_y &= \frac{1}{(m/\beta_x) + (1/\beta_y)} \\ K_x &= \frac{1}{[1/(m\beta_y)] + (1/\beta_x)} \end{aligned} \right\} \quad (4.10)$$

4.1.4.1 Критериальные уравнения конвективной диффузии [1]

Критерий Нуссельта:

$$Nu_D = \beta l / D, \quad (4.11)$$

который характеризует условия на границе рассматриваемой фазы, т.е. выражает отношение интенсивности переноса вещества в ядре фазы конвективной диффузией (β) к интенсивности переноса в диффузионном слое, где интенсивность переноса определяется молекулярной диффузией (D).

Критерий Фурье:

$$Fo_D = D\tau / l^2. \quad (4.12)$$

Диффузионный критерий Пекле

$$Pe_D = vl / D. \quad (4.13)$$

Критерий Fo_D характеризует изменение скорости потока диффундирующей массы во времени и используется для характеристики нестационарных процессов диффузии. Преобразуем критерий Pe_D и представим его в виде произведения

$$Pe_D = vl/D = (vl/\nu) \cdot (\nu/D) = RePr_D.$$

Диффузионный критерий Прандтля $Pr_D = \nu/D$ характеризует подобие полей физических величин и определяется только физическими свойствами

вещества. Найдя критерии подобия, характеризующие явление массообмена, запишем общее критериальное уравнение конвективной диффузии

$$f(Re, Gr, Nu_D, Pr_D, Fo_D) = 0. \quad (4.14)$$

В явном виде уравнение (4.14) переписывается так:

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D, Fo_D). \quad (4.15)$$

Критерий Грасгофа в этом уравнении характеризует конвективную диффузию в условиях естественной конвекции.

В случае стационарных процессов из общего критериального уравнения исключается критерий Фурье и оно приобретает вид:

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D). \quad (4.16)$$

При вынужденном движении можно пренебречь естественной конвекцией. В этом случае из уравнения (4.16) выпадает критерий Грасгофа, и уравнение приобретает вид:

$$Nu_D = f(Re, Pr_D). \quad (4.17)$$

По значениям критерия Нуссельта, найденным по критериальным уравнениям, определяют коэффициент массоотдачи:

$$\beta = Nu_D D / l. \quad (4.18)$$

На основании гидродинамической аналогии можно определить отношение коэффициента массоотдачи β к средней скорости потока v , которое представляет собой безразмерную величину и носит название диффузионного **критерия Стантона**

$$St_D = \beta / v = Nu_D / Pe_D = (\beta l / D) / (vl / D). \quad (4.19)$$

Критерий Стантона характеризует подобие полей концентраций и скоростей при массоотдаче в турбулентных потоках.

4.1.4.2 Массопередача с твердой фазой. Закон массопроводности

К этим процессам относятся экстракция из твердых пористых материалов (выщелачивание), сушка и адсорбция [1].

На перенос вещества значительное влияние оказывает его структура. Твердое пористое тело представляет собой систему со сложными многообразными геометрическими характеристиками, главными из которых являются пористость, полидисперсность, распределение пор по размерам, форма капилляров.

В общем случае перенос вещества внутри пористого твердого тела осуществляется как в паровой, так и в жидкой фазе. В случае десорбции влаги при небольшой влажности материала влага перемещается в основном за счет молекулярного переноса пара. При большой влажности материала перемещение

жидкости и пара обусловлено явлениями с различными механизмами переноса: капиллярными, осмотическими, термокапиллярными, гравитационными потоками газовой (паровой) фазы.

Закон массопроводности описывается уравнением, аналогичным закону Фика (Фурье) [1]:

$$\frac{dM}{Fd\tau} = -k \frac{\partial X}{\partial l}, \quad (4.20)$$

в котором $k = f(X, t)$ называется **коэффициентом массопроводности**; X – концентрация распределяемого вещества в твердом теле; t – температура тела; l – координата, в направлении которой происходит массообмен.

Дифференциальное уравнение массопроводности, которое выводится аналогично дифференциальному уравнению теплопроводности, имеет вид [1]

$$\frac{\partial X}{\partial \tau} = k \left(\frac{\partial^2 X}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 X}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 X}{\partial z^2} \right). \quad (4.21)$$

Методом теории подобия получают безразмерный комплекс [1]

$$Bi_D = \frac{\beta l}{k}, \quad (4.22)$$

который называется **диффузионным критерием Био**.

Из уравнения массопроводности получают **диффузионный критерий Фурье** [1]

$$Fo_D = \frac{k\tau}{l^2}. \quad (4.23)$$

Критерий Био показывает соотношение между скоростью перемещения вещества от поверхности контакта фаз в омывающую фазу, которая характеризуется коэффициентом массоотдачи β и скоростью массопроводности [1].

Критерий Фурье характеризует изменение скорости массопереноса внутри твердого тела во времени [1].

Для одномерного потока критериальное уравнение массопроводности запишется так [1]:

$$\frac{\bar{X} - \bar{X}_P}{\bar{X}_H - \bar{X}_P} = f(Bi_D, Fo_D, \xi/R), \quad (4.24)$$

где \bar{X} – средняя концентрация вещества в данной точке твердой фазы в момент времени τ ; \bar{X}_P – средняя равновесная концентрация вещества в данной точке твердой фазы; \bar{X}_H – средняя начальная концентрация вещества в данной точке твердой фазы; ξ – координата данной точки твердой фазы; R – определяющий размер твердого тела.

4.1.5 Движущая сила массообменных процессов

Движущая сила массообменных процессов, как было сказано, определяется степенью отклонения от равновесия, которое вычисляется как разность между рабочей и равновесной концентрациями или, наоборот, равновесной и рабочей в зависимости от того, какие значения из них больше. Движущую силу

можно выразить через концентрации распределяемого вещества в фазе G через y или в фазе L через x [1].

Различают **локальные движущие силы**, вычисленные для массообменного процесса, протекающего на бесконечно малой площади контакта фаз, и **движущие силы для всего процесса массообмена** в пределах изменения концентраций от начальных до конечных [1].

Локальные движущие силы изменяются с изменением концентраций, поэтому для всего процесса массообмена вычисляют средние движущие силы [1].

Среднюю движущую силу в концентрациях y в фазе G вычисляют по формуле [1]

$$\Delta y_{CP} = (y_H - y_K) / \int_{y_H}^{y_K} \frac{dy}{y - y_P}. \quad (4.25)$$

Аналогично можно определить среднюю движущую силу в концентрациях x в фазе L [1]

$$\Delta x_{CP} = (x_K - x_H) / \int_{x_H}^{x_K} \frac{dx}{x_P - x}. \quad (4.26)$$

Интеграл в знаменателе уравнений (4.25) и (4.26) называется **числом единиц переноса m** [1];

$$m_y = \int_{y_H}^{y_K} \frac{dy}{y - y_P}; \quad (4.27)$$

$$m_x = \int_{x_H}^{x_K} \frac{dx}{x_P - x}. \quad (4.28)$$

Соотношения между средней движущей силой и числом единиц переноса [1]

$$m_y = \frac{y_H - y_K}{\Delta y_{CP}}; \quad (4.29)$$

$$m_x = \frac{x_K - x_H}{\Delta x_{CP}}. \quad (4.30)$$

Число единиц переноса используют для расчета высоты массообменных аппаратов, особенно когда поверхность контакта фаз трудно определить [1].

В частных случаях, например при массопередаче в разбавленных растворах (адсорбция, экстракция), а также при расчете массообменных аппаратов, когда для упрощения расчетов аппроксимируют линию равновесия прямой, средняя движущая сила массопередачи определяется как средняя логарифмическая или средняя арифметическая величина из движущих сил на входе и выходе из аппарата [1].

Средние движущие силы в $n - m$ элементе аппарата при противоточном взаимодействии потоков определяются так [1]:

$$\Delta y_{CP} = \frac{(y_{(n+1)P} - y_n) - (y_{nP} - y_{n-1})}{\ln \frac{y_{(n+1)P} - y_n}{y_{nP} - y_{n-1}}}; \quad (4.31)$$

$$\Delta x_{CP} = \frac{(x_{(n+1)} - x_{(n+1)P}) - (x_n - x_{nP})}{\ln \frac{x_{n+1} - x_{(n+1)P}}{x_n - x_{nP}}}. \quad (4.32)$$

В случае прямотока [1]:

$$\Delta y_{CP} = \frac{(y_{(n+1)P} - y_{n+1}) - (y_{nP} - y_n)}{\ln \frac{y_{(n+1)P} - y_{n+1}}{y_{nP} - y_n}}; \quad (4.33)$$

$$\Delta x_{CP} = \frac{(x_{n+1} - x_{(n+1)P}) - (x_n - x_{nP})}{\ln \frac{x_{n+1} - x_{(n+1)P}}{x_n - x_{nP}}}. \quad (4.34)$$

В случае, когда обе фазы на элементе аппарата идеально перемешаны, средняя движущая сила определяется так [1]:

$$\Delta y_{CP} = y_{nP} - y_n; \quad (4.35)$$

$$\Delta x_{CP} = x_n - x_{nP}. \quad (4.36)$$

Коэффициент использования движущей силы в прямо и противоточных аппаратах [1]:

$$E_N = \frac{\ln \frac{\Delta_{n1}}{\Delta_{n(N)}}}{N \left(\sqrt[N]{\frac{\Delta_{n1}}{\Delta_{n(N)}}} - 1 \right)}, \quad (4.37)$$

где Δ_{n1} , $\Delta_{n(N)}$ – движущие силы на входе и выходе из n – го контактного устройства; N – количество псевдосекций в аппарате.

Для аппаратов перекрестного тока соответственно получено выражение [1]

$$E_N = \frac{\Delta_{n1} - \Delta_{n(N)}}{\Delta_{CM} N \left(\sqrt[N]{\frac{\Delta_{n1}}{\Delta_{n(N)}}} - 1 \right)}, \quad (4.38)$$

где Δ_{CM} – движущая сила в аппарате идеального смешения.

4.1.6 Расчет основных размеров массообменных аппаратов

Для расчета высоты противоточных колонных аппаратов (тарельчатые и насадочные абсорбционные и ректификационные, экстракционные аппараты) требуется определить число ступеней изменения концентраций (тарелок) по высоте аппарата [1]. Рассмотрим процесс массообмена на n -й тарелке (рисунок

4.3, б, в). На тарелку поступают газовая фаза G концентрацией y_{n-1} и жидкая фаза L , концентрацией x_{n+1} . В результате массообмена концентрация в газовой фазе снижается до величины y_n , а в жидкой увеличивается до x_n [1].

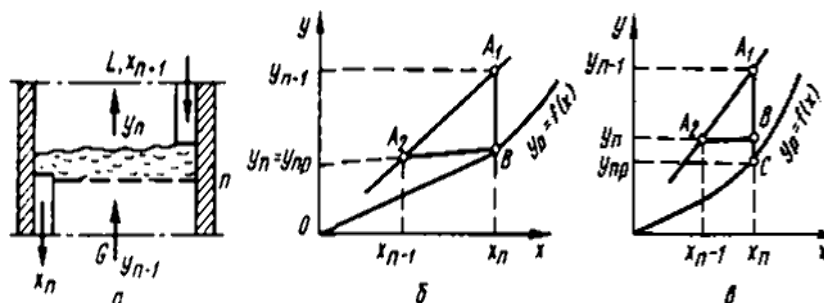


Рисунок 4.3 – Схема массообмена на тарелке (а) и изображение процесса в координатах $y - x$:

б – в условиях достижения равновесия на тарелке – идеальный процесс;
в – в условиях недостижения равновесия на тарелке – реальный процесс

В случае достижения равновесия между составом удаляющегося с тарелки газа y_n и составом стекающей с нее жидкости x_n их концентрации изображаются на рисунке 4.3, б точкой B , лежащей на линии равновесия [1].

Изменению концентраций в газовой фазе на теоретической ступени соответствует вертикальный отрезок A_1B . Изменение же концентрации в жидкой фазе от x_n до x_{n-1} изобразится горизонтальным отрезком BA_2 [1].

Таким образом, «ступенька» A_1BA_2 изображает изменение концентрации в обеих фазах на теоретической тарелке. Для определения числа теоретических тарелок в колонном аппарате строят последовательно такие «ступеньки», начиная от точки, характеризующей начальные концентрации в газовой и жидкой фазах, до точки, отвечающей конечным концентрациям в газовой и жидкой фазах [1].

Число действительных тарелок с учетом КПД определяется соотношением [1]:

$$n_D = n_m / \eta, \quad (4.39)$$

где n_m – число теоретических тарелок; η – КПД = 0,3 – 0,8.

Эффективность ступеней (КПД по Мерффри) [1]

$$E_y = \frac{y_{n-1} - y_n}{y_{n-1} - y_{np}}. \quad (4.40)$$

Эффективность ступени представляет собой отношение действительного изменения концентраций на ступенях контакта фаз к максимально возможному.

Рабочая высота аппарата [1]

$$H = n_D \cdot h_T, \quad (4.41)$$

где h_T – расстояние между тарелками.

Диаметр колонны [1]

$$D = \sqrt{\frac{G}{3600 \pi v \rho_g}}, \quad (4.42)$$

где G – расход газа, кг/ч; ρ_g – плотность газа, кг/м³; v – линейная скорость газа (пара) в свободном сечении колонны, м/с.

4.2 Абсорбция

4.2.1 Общие сведения

Абсорбцией называют процесс поглощения газов или паров (абсорбтивов) из газовых или паровых смесей жидкими поглотителями – абсорбентами. Этот процесс является избирательным и обратимым, что позволяет применить его с целью получения растворов газов в жидкостях, а также для разделения газовых или паровых смесей.

4.2.2 Физические основы абсорбции

При взаимодействии газа с жидкостью возникает система, состоящая из двух фаз ($\Phi = 2$) и трех компонентов – распределяемого вещества и двух веществ носителей ($K = 3$).

Согласно правилу фаз такая система имеет три степени свободы [1]:

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3.$$

Тремя основными параметрами, определяющими фазовое равновесие в системе, являются давление, температура и концентрация.

В условиях равновесия при $t = const$ зависимость между равновесными концентрациями выражается *законом Генри*, который гласит: *при данной температуре мольная доля газа в растворе прямо пропорциональна парциальному давлению газа над раствором* [1]:

$$p_{II} = Ex, \quad (4.43)$$

или

$$x = p_{II}/E,$$

где p_{II} – парциальное давление газа, равновесное с раствором, имеющим концентрацию x , доли моля; E – константа Генри.

Константа Генри зависит от природы растворяющегося вещества (абсорбтива), абсорбента и температуры [1]:

$$\ln E = -q/RT + C, \quad (4.44)$$

где q – теплота растворения газа, кДж/кмоль; $R = 8,325$ кДж/(кмоль·К) – универсальная газовая постоянная; T – абсолютная температура растворения, К; C – постоянная, зависящая от природы газа и жидкости и определяемая опытным путем.

Согласно *закону Дальтона* парциальное давление компонента в газовой смеси равно общему давлению, умноженному на мольную долю этого компонента в смеси, т.е. [1].

$$p_{II} = py \text{ и } y = p_{II}/p, \quad (4.45)$$

где p – общее давление газовой смеси; y – концентрация распределяемого вещества в смеси, доли моля.

Сопоставляя уравнения (4.43) и (4.45), найдем

$$y = p_{II}/p = Ex/p$$

или, обозначая константу фазового равновесия E/p через m , получим [1]

$$y = mx. \quad (4.46)$$

4.2.3 Материальный баланс и кинетические закономерности абсорбции

Материальный баланс процесса абсорбции выражается общим уравнением [1]:

$$-G(dy) = L(dx), \quad (4.47)$$

из которого определяют расход абсорбента (в кмоль/с) [1]

$$L = G \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H}. \quad (4.48)$$

Удельный расход абсорбента на 1 кмоль инертного газа

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H}. \quad (4.49)$$

Изменение концентрации в абсорбере подчиняется уравнениям [1]:
при прямотоке

$$\bar{y} = -\frac{L}{G}\bar{x} + \frac{L\bar{x}_H - G\bar{y}_H}{G}; \quad (4.50)$$

при противотоке

$$\bar{y} = \frac{L}{G}\bar{x} + \frac{G\bar{y}_H - L\bar{x}_K}{G}. \quad (4.51)$$

Рабочая линия процесса в координатах $y - x$ является прямой линией с тангенсом угла наклона $l=L/G$ (рисунок 4.4).

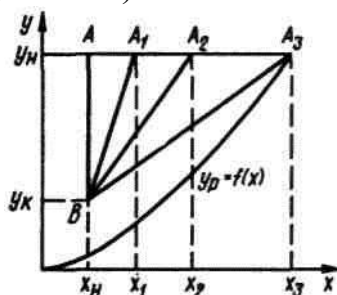


Рисунок 4.4 – К определению удельного расхода абсорбента

Движущие силы процесса определяются разностью между рабочими и равновесными концентрациями, т.е. $\Delta y = y - y_p$. Средняя движущая сила для всего аппарата определяется как среднее логарифмическое Δy_{CP} . Нетрудно увидеть, что Δy_{CP} возрастает с увеличением наклона рабочих линий, т.е., Δy_{CP} возрастает с ростом удельного расхода l абсорбента. Если рабочая линия BA (рисунок 4.4) совпадает с вертикалью, то движущие силы имеют наибольшее значение, однако при этом удельный расход абсорбента должен быть бесконечным, что следует из уравнения (4.49) при подстановке в него $x_K = x_H$. В другом предельном случае, когда рабочая линия соприкасается с линией равновесия, расход абсорбента минимальный и движущая сила в точке соприкосновения равняется нулю, так как $y_H = y_p$ [1].

В первом случае размеры абсорбера будут минимальными, так как Δy_{CP} максимальна при бесконечном расходе абсорбента, во втором – размеры абсорбера будут бесконечными при минимальном расходе абсорбента.

Как было отмечено выше, в реальных массообменных аппаратах равновесие не достигается и в случае абсорбции всегда $x_K < x_P$. Следовательно, удельный расход абсорбента должен быть всегда больше минимального [1].

4.2.4 Принципиальные схемы абсорбции

В технике используют следующие принципиальные схемы абсорбционных процессов: прямоточные, противоточные, одноступенчатые с рециркуляцией и многоступенчатые с рециркуляцией (рисунок 4.5) [1].

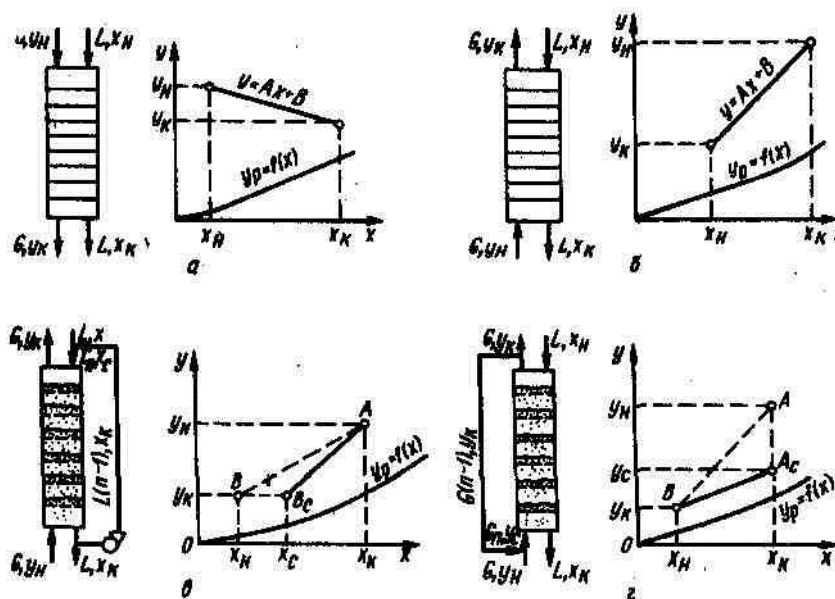


Рисунок 4.5 – Схемы абсорбции и изображение процесса в координатах $y - x$:
 а – прямоточная; б – противоточная; в – с рециркуляцией абсорбента (жидкости); г – с рециркуляцией абсорбтива (газа)

Прямоточная схема взаимодействия веществ в абсорбере показана на рисунке 4.5, а.

В этом случае потоки газа и абсорбента движутся в одном направлении; при этом газ с большей концентрацией абсорбтива на входе приводится в контакт с жидкостью, имеющей меньшую концентрацию абсорбтива, а газ с меньшей концентрацией взаимодействует на выходе из абсорбера с жидкостью, имеющей большую концентрацию абсорбтива [1].

Противоточная схема показана на рисунке 4.5, б. В противоточном абсорбере в одном конце аппарата контактируют газ и жидкость, содержащие большие концентрации абсорбтива, а в другом, противоположном конце – меньшие [1].

При противоточном процессе достигается большая конечная концентрация абсорбтива в абсорбенте, чем при прямоточном. Расход абсорбента также ниже. Однако из-за того что средняя движущая сила при противотоке ниже, габариты противоточного абсорбера больше, чем прямоточного [1].

Схема с рециркуляцией абсорбента (жидкости) (рисунок 4.5, в) предусматривает многократный возврат абсорбента в абсорбер, а газовая фаза прохо-

дит через абсорбер снизу вверх. Абсорбент подается в верхнюю часть абсорбера и движется противотоком к газовой фазе. В результате смешения свежего абсорбента концентрацией x_H с выходящим из абсорбера его концентрация повышается до x_C . Рабочая линия на диаграмме $y - x$ представляет собой прямую с координатами крайних точек A и B_C соответственно y_H, x_H и y_K, x_C [1].

Схема с рециркуляцией абсорбтива (газовой фазы) приведена на рисунке 4.5, з. Положение рабочей линии определяют точки $A_C(y_C, x_K)$ и $B(y_K, x_H)$ [1].

Рециркуляция абсорбента целесообразна в случае абсорбции труднорастворимых газов, а рециркуляция абсорбтива, которая приводит к увеличению коэффициента массоотдачи в газовой фазе, – в случае абсорбции хорошо растворимых газов [1].

4.2.5 Конструкции абсорберов

Абсорберы можно разделить на следующие четыре основные группы: поверхностные и пленочные; насадочные; тарельчатые барботажные абсорберы; распыливающие абсорберы [1].

В поверхностных абсорберах [1] газ пропускается над поверхностью движущейся жидкости, как показано на рисунке 4.6.

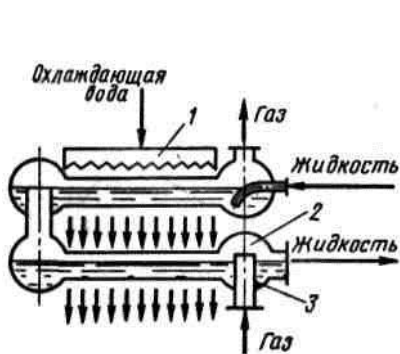


Рисунок 4.6 – Поверхностный абсорбер:
1 – распределитель, 2 – труба, 3 - порог

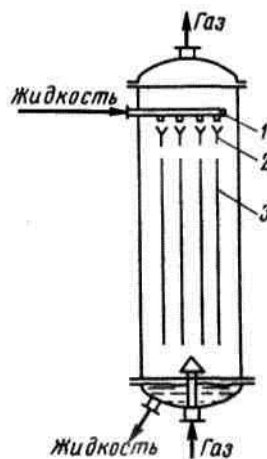


Рисунок 4.7 – Пленочный абсорбер:
1 – труба, 2 – распределительное устройство, 3 – плоскопараллельная насадка

Пленочные абсорберы более компактны и эффективны, чем поверхностные. В пленочных поверхностью контакта фаз является поверхность стекающей пленки жидкости. На рисунке 4.7 представлен абсорбер с плоскопараллельной насадкой. Насадка представляет собой вертикальные листы, которые разделяют объем абсорбера на ряд секций [1].

Насадочные абсорберы (рисунок 4.8) получили широкое распространение в технике. Чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим требованиям: обладать большой удельной поверхностью; оказывать небольшое гидравлическое сопротивление газовому потоку; хорошо смачиваться рабочей жидкостью; равномерно распределять жидкость по сечению абсорбера; быть коррозиестойкой по отношению к рабочей жидкости и газу; об-

ладать высокой механической прочностью; быть легкой; иметь невысокую стоимость [1].

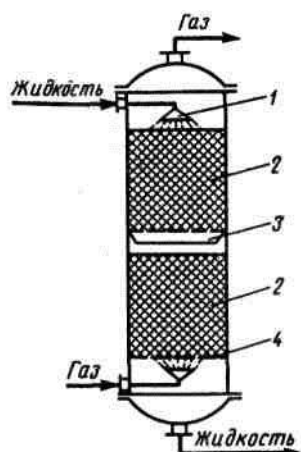


Рисунок 4.8 – Устройство аппарата с насадкой:

1 – распределительное устройство, 2 – насадка, 3 – устройство для перераспределения жидкости, 4 – решетка

Некоторые типы используемых в промышленности насадок и способы их укладки в аппарат приведены на рисунке 4.9.

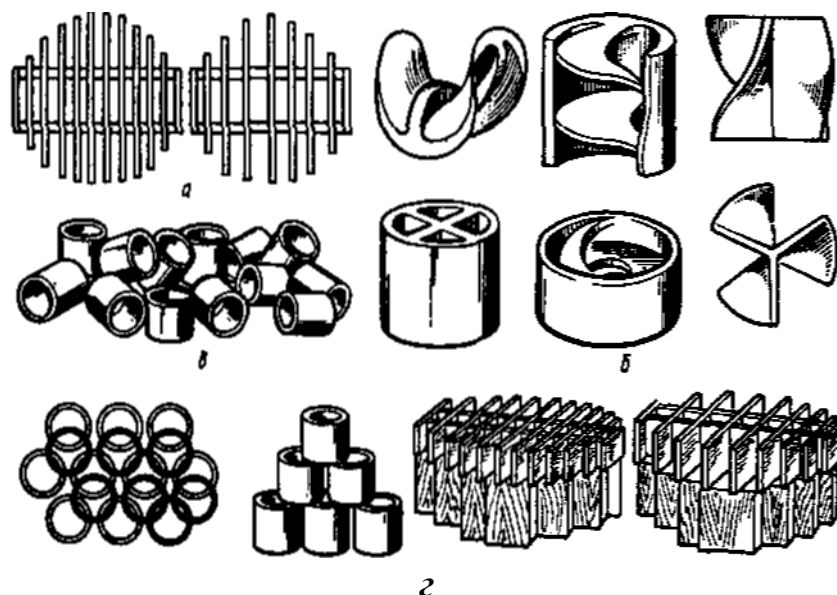


Рисунок 4.9 – Типы насадок:

a – плоскопараллельная; *б* – фасонные керамические и способы их укладки (*в* – навалом; *г* – организованно)

Тарельчатые барботажные колонны являются эффективными и наиболее распространенными аппаратами, внутри которых одна под другой размещено определенное количество горизонтальных перфорированных перегородок тарелок (как на рисунке 4.10), обеспечивающих течение жидкости сверху вниз, а пара – снизу вверх [1].

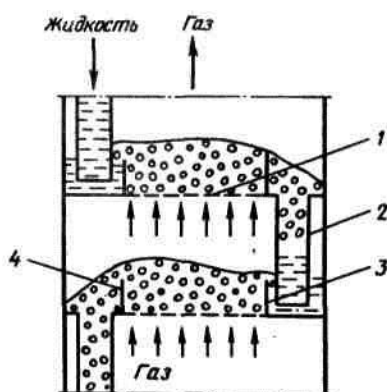


Рисунок 4.10 – Ситчатые тарелки с переливными устройствами:
1 – тарелка; 2 – переливное устройство; 3, 4, – пороги

Тарельчатые колонны бывают с колпачковыми, клапанными, провальными ситчатыми тарелками, на которых имеет место неорганизованный перелив жидкости через отверстия, и с ситчатыми тарелками с переливными устройствами [1].

Распыливающие абсорберы [1] работают по принципу контакта фаз в результате распыления или разбрызгивания жидкости в газовом потоке.

Распыливающие абсорберы применяют для абсорбции хорошо растворимых газов [1].

Расчет абсорберов заключается в определении расхода абсорбента, гидравлического сопротивления, диаметра и высоты абсорбера. Методики расчетов абсорберов, а также примеры расчетов можно найти в источниках [1, 5, 6].

4.3 Перегонка и ректификация

4.3.1 Общие сведения

Перегонка и ректификация – наиболее распространенные методы разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или нескольких летучих компонентов [1].

Перегонку используют для грубого разделения смесей. Для наиболее полного их разделения применяют ректификацию [1].

В результате перегонки или ректификации исходная смесь разделяется на дистиллят, обогащенный легколетучим компонентом, и кубовый остаток, обогащенный труднолетучим компонентом. Дистиллят получают в результате конденсации паров в конденсаторе–дефлегматоре. Кубовый остаток получают в кубе установки [1].

4.3.2 Теоретические основы процессов

В простейшем случае исходная смесь состоит из двух компонентов. Такая смесь называется бинарной. Число степеней свободы бинарной смеси [1]

$$C = K + 2 - \Phi = 2 + 2 - 2 = 2,$$

где K – число компонентов ($K = 2$); Φ – число фаз ($\Phi = 2$).

Состояние системы определяют три независимых параметра: давление p , температура t , концентрация x . При выборе любых двух параметров определяется значение третьего. Следовательно, равновесную зависимость можно представить, используя две переменные величины (p и x , t и x , p и t , x и y) [1].

Смеси с неограниченной растворимостью компонентов по своему поведению делятся на идеальные и реальные (растворы).

Идеальными смесями называют такие, смешение компонентов которых происходит без выделения и поглощения теплоты и без изменения объема смеси. Они подчиняются **закону Рауля**, который гласит, что парциальное давление компонента в паре пропорционально мольной доле компонента в жидкости [1]:

$$p_A = P_A x; \quad p_B = P_B (1-x), \quad (4.52)$$

где p_A, p_B – парциальные давления компонентов A (легколетучего) и B (труднолетучего); P_A и P_B – давление насыщенного пара чистых компонентов A и B ; $x, (1-x)$ – мольные доли компонентов A и B в жидкой смеси.

Общее давление в системе по **закону Дальтона** равно сумме парциальных [1]:

$$P = P_A x + P_B (1-x) = P_B + (P_A - P_B) \cdot x, \quad (4.53)$$

откуда

$$x = (P - P_B) / (P_A - P_B). \quad (4.54)$$

Согласно закону Дальтона парциальное давление компонента в паре пропорционально мольной доле этого компонента в паре [1]:

$$p_A = P \cdot y; \quad p_B = P(1-y), \quad (4.55)$$

где P – общее давление в системе; $y, (1-y)$ – мольные доли компонентов A и B в паровой смеси.

Для условия равновесия имеем [1]

$$P_A x = P y; \quad P_B (1-x) = P(1-y), \quad (4.56)$$

откуда

$$y = (P_A / P)x \text{ или } (1-y) = (P_B / P)(1-x). \quad (4.57)$$

Введем величину относительной летучести компонентов [1]:

$$\alpha = P_A / P_B, \quad (4.58)$$

которая упрощает расчет условия равновесия для идеальных смесей [1]

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}. \quad (4.59)$$

Реальные жидкие смеси характеризуются теплотами смешения компонентов, изменением объема при смешении, и их поведение в большинстве случаев не подчиняется закону Рауля. В этих смесях следует учитывать силы взаимодействия молекул паровой фазы, их собственный объем и т.д. (см. источник [1]).

Некоторые смеси при определенных концентрациях имеют постоянную температуру кипения. Такие смеси называют **азеотропными**, они могут быть разделены перегонкой или ректификацией путем изменения давления [1].

В случае **смеси взаимно нерастворимых друг в друге компонентов A и B** силы взаимодействия молекул этих компонентов равны нулю, а каждый из них ведет себя независимо от другого. Такие смеси кипят при давлении [1]

$$P = P_A + P_B. \quad (4.60)$$

При нерастворимости компонентов парциальное давление любого компонента равно давлению его насыщенного пара при той же температуре.

Температура кипения смеси t_{CM} не зависит от состава жидкой смеси и всегда ниже температур кипения чистых компонентов [1].

4.3.3 Простая перегонка

Перегонка представляет собой процесс *однократного* частичного испарения жидкой смеси и конденсации образовавшихся паров (образования дистиллята) [1].

Фракционная перегонка заключается в постепенном испарении жидкости, находящейся в перегонном кубе (рисунок 4.11) [1].

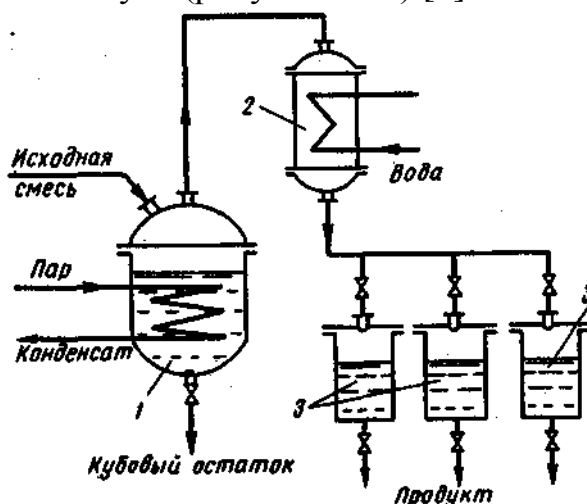


Рисунок 4.11 – Схема установки для простой перегонки:
1 – куб; 2 – конденсатор; 3 – сборник дистиллята

Уравнение материального баланса по летучему компоненту для фракционной перегонки запишется в виде [1]:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)x_{dcp}, \quad (4.61)$$

откуда средний состав дистиллята

$$x_{dcp} = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W}, \quad (4.62)$$

где F – количество загруженной в перегонный куб смеси; W – количество кубового остатка; x_F и x_W – концентрации загруженной в куб смеси и кубового остатка соответственно.

Простая перегонка с дефлегмацией (рисунок 4.12) проводится для увеличения степени разделения исходной смеси. В этом случае пары, уходящие из перегонного куба, поступают в дефлегматор, где частично конденсируются. При частичной конденсации образуется флегма, обогащенная труднолетучим компонентом, которая сливается обратно в куб и взаимодействует с выходящими из куба парами [1].

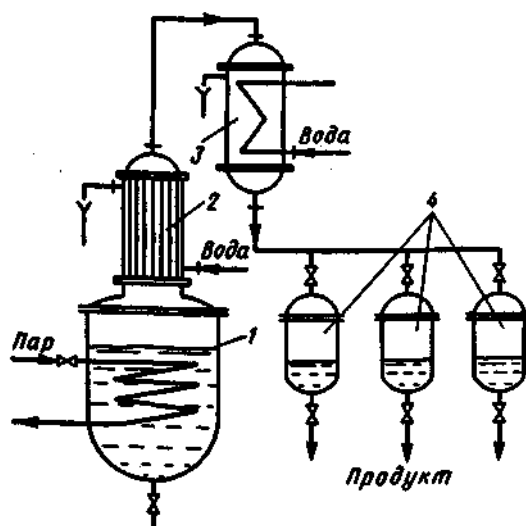


Рисунок 4.12 – Схема установки для перегонки с дефлегмацией:
1 – куб; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор; 4 – сборники

Перегонку с водяным паром (рисунок 4.13) проводят с целью понижения температуры кипения исходной смеси веществ, кипящих при температурах свыше 100 °С, компоненты которой нерастворимы в воде. При такой перегонке отгоняемый компонент получается обычно в виде смеси с водой при температуре кипения или атмосферном давлении – меньшем, чем температура кипения воды [1].

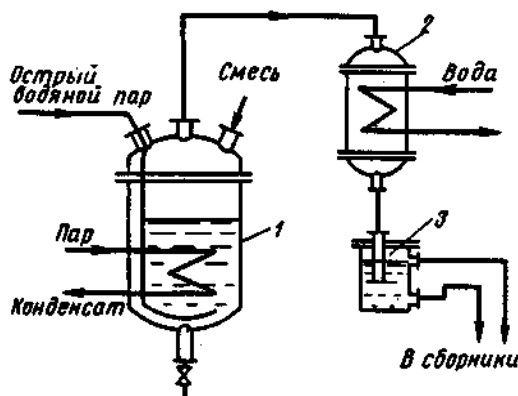


Рисунок 4.13 – Схема установки для перегонки с водяным паром:
1 – куб; 2 – конденсатор; 3 – сепаратор

Отношение количества отогнанного компонента к количеству водяного пара [1]

$$G_K / G_B = P_K M_K / (P_B M_B), \quad (4.63)$$

где G_K и G_B – массовые количества соответственно компонента и воды; P_K и P_B – давление паров соответственно отогнанного компонента и воды; M_K и M_B – молекулярные массы соответственно отогнанного компонента и воды.

Парциальное давление водяного пара $p_B = P - \varphi p_K$, где P – общее давление; φ – степень насыщения. Тогда из (4.63)

$$G_B = G_K \frac{(P - \varphi p_K) M_B}{\varphi p_K M_K}. \quad (4.64)$$

Молекулярная перегонка используется для разделения компонентов, кипящих при высоких температурах и не обладающих необходимой термической стойкостью. Процесс проводится под глубоким вакуумом, соответствующим остаточному давлению 1,31...0,131 Па [1].

Молекулярная перегонка протекает путем испарения жидкости с ее поверхности. Процесс осуществляется на близрасположенных поверхностях испарения и конденсации, причем расстояние между ними (обычно 20...30 мм) должно быть меньше длины свободного пробега молекул. Разность температур между поверхностями испарения и конденсации порядка 100 °С [1].

На рисунке 4.14 показана схема аппарата для молекулярной перегонки [1]

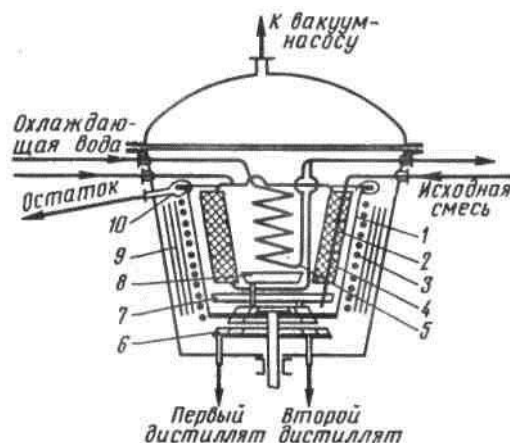


Рисунок 4.14 – Аппарат для молекулярной перегонки:

- 1 – ротор; 2 – труба для подачи исходной смеси; 3 – электронагреватель; 4, 5 – первый и второй конденсаторы; 6 – кольцевой сборник; 7, 8 – поддоны под первым и вторым конденсаторами; 9 – концентрическая изоляционная плита; 10 – отводной желоб

4.3.4 Ректификация

Ректификация представляет собой разделение смеси на составляющие ее компоненты в результате многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров [1, 2, 6].

Процесс ректификации иллюстрируется $t - x, y$ – диаграммой (рисунок 4.15, а). При нагревании жидкой смеси состава x_1 до температуры кипения t_1 получим пар равновесного состава, после конденсации которого образуется жидкость состава x_2 , обогащенная легколетучим компонентом. В результате последующего нагревания этой жидкости до температуры кипения t_2 и конденсации паров получают жидкость состава x_3 . Таким образом, проводя многократное испарение жидкости и конденсацию паров, можно разделить исходную смесь на чистые легколетучий и труднолетучий компоненты [1].

Материальный и тепловой балансы ректификации составляют по принципиальной схеме (рисунок 4.15, б). В колонну ректификационной установки поступает исходная смесь, которая разделяется в результате ректификации на дистиллят и кубовый остаток. Выходящие из колонны пары' конденсируются в дефлегматоре и попадают в сосуд 3, где разделяются на две части: одна часть,

так называемая флегма Φ , направляется на орошение колонны, а другая отбирается в виде продукта – дистиллята G_d [1].

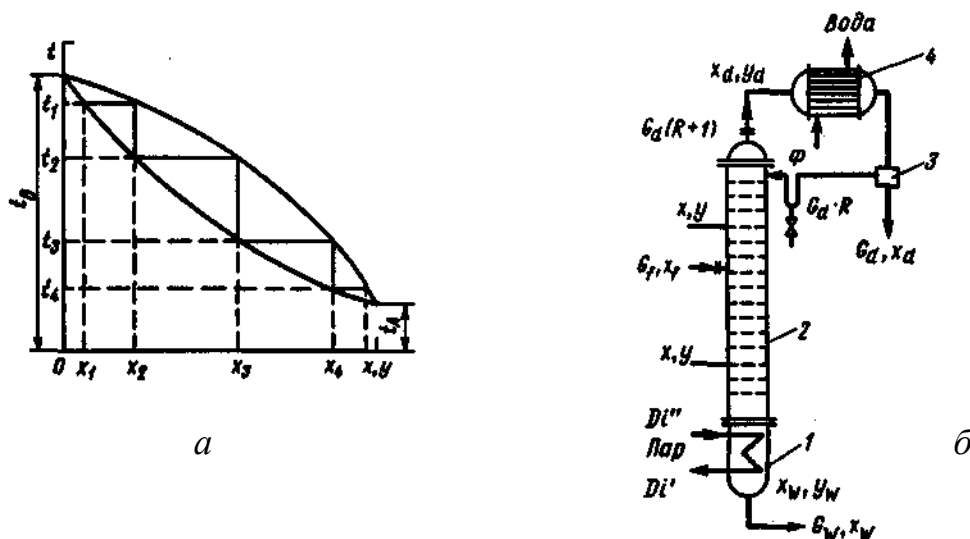


Рисунок 4.15 – К составлению материального и теплового балансов ректификации:
 а) $t - x, y$ – диаграмма; б) принципиальная схема: 1 – куб; 2 – колонна;
 3 – разделительный стакан; 4 – дефлегматор

Материальный баланс описывается следующими уравнениями [1]:

по всему веществу

$$G_f = G_d + G_w, \quad (4.65)$$

по легколетучему компоненту

$$G_f x_f = G_d x_d + G_w x_w, \quad (4.66)$$

где G_f , G_d , G_w – массы соответственно смеси, поступающей на ректификацию, дистиллята и получаемого остатка, кмоль; x_f , x_d , x_w – концентрации легколетучего компонента соответственно в исходной смеси, дистилляте и в остатке, мольные доли.

Из уравнений (4.65) и (4.66) определяют массы дистиллята и кубового остатка [1]:

$$G_d = G_f \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w}; \quad (4.67)$$

$$G_w = G_f \frac{x_d - x_f}{x_d - x_w}. \quad (4.68)$$

Отнесем массы исходной смеси, кубового остатка и флегмы к 1 кмоль дистиллята и обозначим: $G_f / G_d = F$; $G_w / G_d = W$; $\Phi / G_d = R$. Последнее отношение называется **флегмовым числом** [1].

Рациональный выбор рабочего флегмового числа представляет собой достаточно сложную задачу, однако необходим, так как от флегмового числа зависят размеры (высота, диаметр) ректификационной колонны, а следовательно, капитальные и эксплуатационные расходы, а также энергозатраты. По данным источника [1] рекомендуется рассчитывать величину рабочего флегмового числа по формуле:

$$R_p = \sigma R_{\min}, \quad (4.69)$$

где σ – коэффициент избытка флегмы; R_{\min} – минимальное флегмовое число, рассчитываемое по формуле

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_{fp}}{y_{fp} - x_f}. \quad (4.70)$$

Во многих случаях коэффициент избытка флегмы принимается с учетом изложенного в пределах $\sigma - 1,1 \dots 1,4$ [1].

Для произвольного сечения верхней части колонны [1]

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_d}{R+1}, \quad (4.71)$$

для произвольного сечения нижней части колонны [1]

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_w, \quad (4.72)$$

где y – концентрация легколетучего компонента в паровой фазе; x – концентрация легколетучего компонента в жидкости.

Тепловой баланс ректификационной колонны непрерывного действия (см. рисунок 4.15, б) выражается равенством [1]

$$Q_1 + G_f c_f t_f + R G_d c_d t_d = G_d (R+1) (r_d - c_d t_d) + G_w c_w t_w + Q_{\Pi}, \quad (4.73)$$

где Q_1 – расход теплоты в кубе, Дж/ч; c_f , c_d , c_w – удельные теплоемкости соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, Дж/(кг·К); t_f , t_d , t_w – температуры соответственно исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, К; r_d – теплота парообразования дистиллята, Дж/кг; Q_{Π} – потери теплоты в окружающее пространство, Дж/ч.

Из уравнения (4.73) находим расход теплоты в кубе ректификационной колонны

$$Q_1 = G_d (R+1) r_d + G_d c_d t_d + G_w c_w t_w + G_f c_f t_f + Q_{\Pi}. \quad (4.74)$$

Если кипятыльник нагревается водяным паром, расход его на проведение процесса составит

$$D = \frac{Q_1}{i'' - i'}, \quad (4.75)$$

где i' , i'' – энтальпия соответственно конденсата и водяного пара, кДж/кг.

4.3.4.1 Ректификационные колонны

В промышленности применяют колпачковые, ситчатые, насадочные, пленочные трубчатые колонны и центробежные пленочные ректификаторы. Они различаются в основном конструкцией внутреннего устройства аппарата, назначение которого – обеспечение взаимодействия жидкости и пара. Это взаимодействие происходит при барботировании пара через слой жидкости на тарелках (колпачковых или ситчатых) либо при поверхностном контакте пара и жидкости на насадке или поверхности жидкости, стекающей тонкой пленкой.

На рисунке 4.16 представлены типовые конструкции ректификационных колонн.

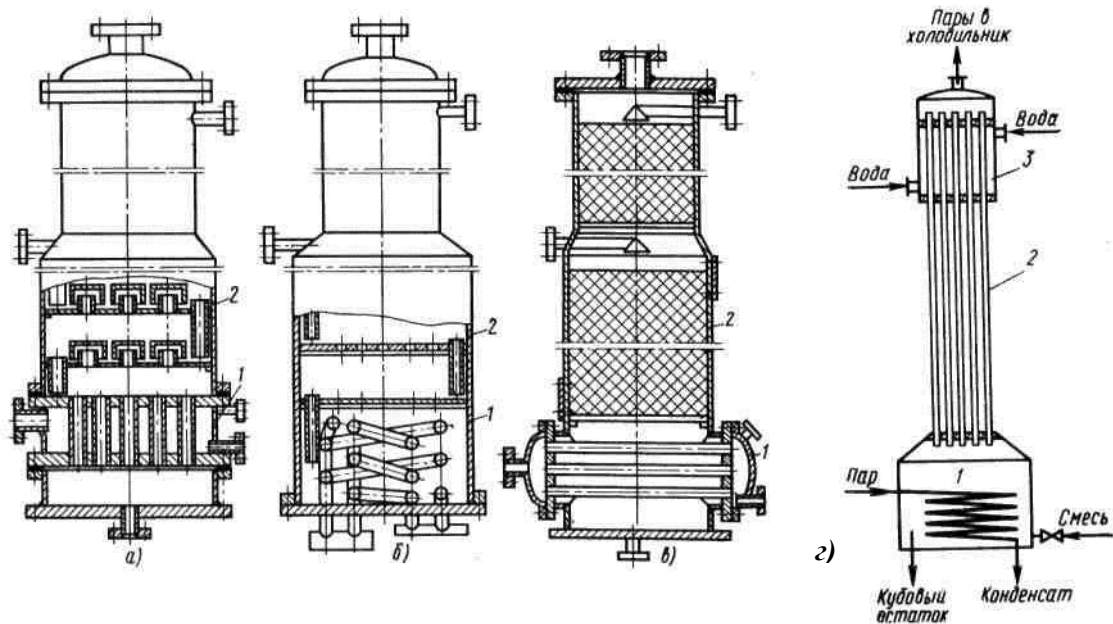


Рисунок 4.16 – Типовые конструкции ректификационных колонн: *а* – колпачковая; *б* – ситчатая; *в* – насадочная; *г* – схема трубчатой пленочной колонны; 1 – куб колонны; 2 – корпус колонны; 3 – дефлегматор

Конструктивные схемы тарелок ректификационных колонн показаны на рисунке 4.17.

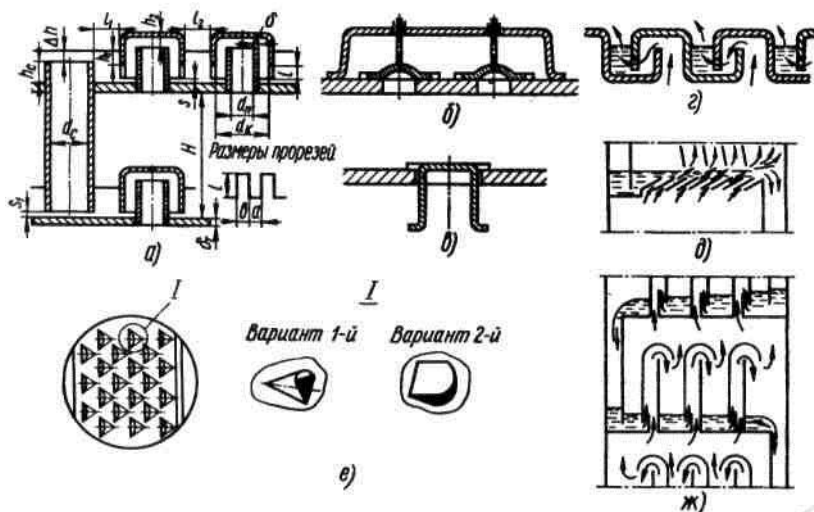


Рисунок 4.17 – Типовые конструкции тарелок: *а* – колпачковая; *б* – клапанная с верхним ограничителем подъема; *в* – клапанная с нижним ограничителем подъема; *г* – из S – образных элементов; *д* – пластинчатая; *е* – чешуйчатая; *ж* – прямоточная

Методики расчета ректификационных колонн, а также примеры расчетов можно найти в источниках [1, 2, 5, 6].

4.3.4.2 Схемы ректификационных установок

Ректификационная установка непрерывного действия [1] показана на рисунке 4.18. Исходная смесь, нагретая в подогревателе, подается на тарелку

питания ректификационной колонны и за счет теплоты, поступающей из кипятивника, разделяется в результате ректификации на дистиллят и кубовый остаток. Пары, выходящие из колонны, конденсируются полностью или частично в дефлегматоре. В случае полной конденсации паров полученный дистиллят в разделительном сосуде разделяется на две части. Одна часть – флегма через гидрозатвор поступает на орошение колонны на верхнюю тарелку, вторая часть – дистиллят охлаждается в холодильнике и направляется в сборник.

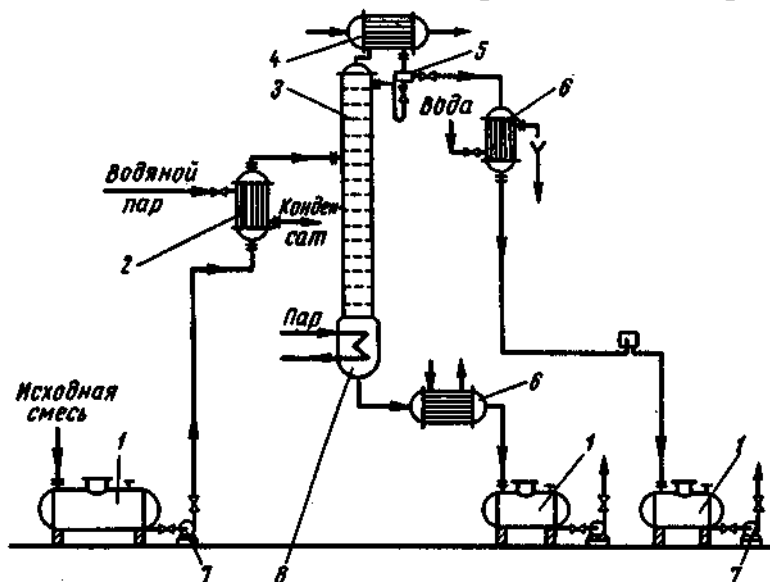


Рисунок 4.18 – Ректификационная установка непрерывного действия:

- 1 – сборники; 2 – подогреватель; 3 – ректификационная колонна;
- 4 – дефлегматор; 5 – разделительный сосуд; 6 – холодильники;
- 7 – насосы; 8 – кипятивник

В случае неполной конденсации паров в дефлегматоре они поступают в конденсатор-холодильник, где конденсируются и охлаждаются. Кубовый остаток, в зависимости от его ценности, либо собирается в емкости, либо, как сточные воды, направляется на утилизацию.

Ректификационная установка для разделения многокомпонентной смеси показана на рисунке 4.19. Установка многоколонная, предназначена для непрерывного разделения исходной смеси на три части: *A*, *B* и *C* [1].

Первая колонна обеспечивает разделение смеси на *A+BC* или *AB+C*. Для последующего разделения смеси на *n* частей требуется ректификационная установка, состоящая из *n – 1* ректификационных колонн.

Ректификационная установка периодического действия, используемая в малотоннажных производствах, показана на рисунке 4.20. Исходная смесь загружается в кипятивник, который обогревается насыщенным водяным паром. После нагрева смеси до температуры кипения ее пары поступают в нижнюю часть ректификационной колонны. Поднимаясь по колонне, пары обогащаются легколетучим компонентом и поступают в дефлегматор, в котором конденсируются. Как и при непрерывной ректификации, конденсат разделяется на флегму и продукт, который после охлаждения в холодильнике собирается в сборни-

ке. После извлечения продукта кубовый остаток сливают и загружают в куб новую порцию исходной смеси [1].

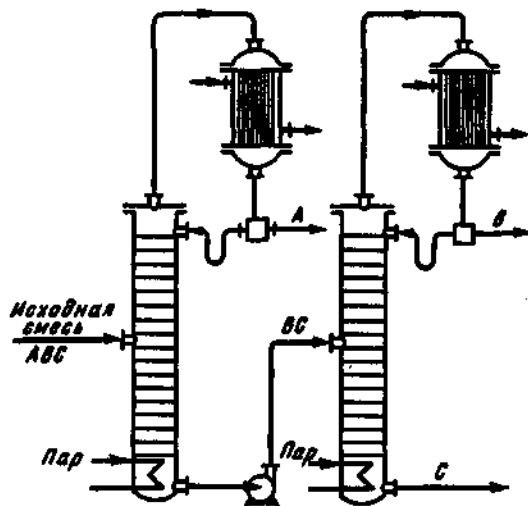


Рисунок 4.19 – Ректификационная установка для разделения многокомпонентных смесей

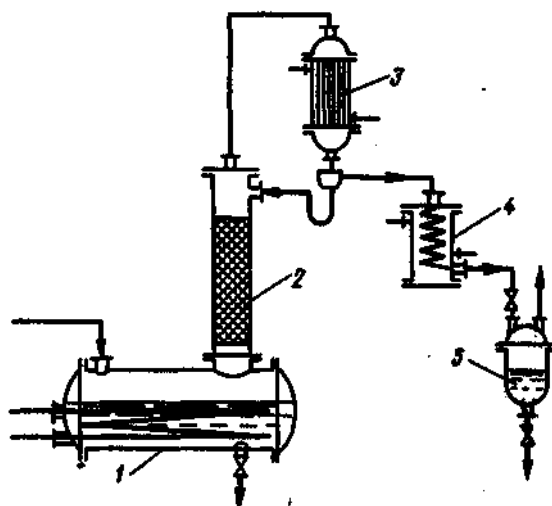


Рисунок 4.20 – Ректификационная установка периодического действия

4.4 Экстракция в системе жидкость – жидкость

4.4.1 Общие сведения

Экстракцией в системе жидкость – жидкость называют процесс извлечения растворенного вещества или веществ из жидкости с помощью специальной другой жидкости, не растворяющейся или почти не растворяющейся в первой, но растворяющей экстрагируемые компоненты [1].

Принципиальная схема экстракции приведена на рисунке 4.21.

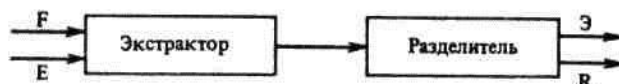


Рисунок 4.21 – Принципиальная схема экстракции

В экстрактор загружаются исходный раствор F , содержащий распределяемое (экстрагируемое) вещество или вещества M , и растворитель L . Жидкость, используемая для извлечения компонентов, называется экстрагентом (E). Массообмен между фазами протекает при их непосредственном контакте. Полученная в результате экстракции жидкая смесь поступает в разделитель, где разделяется на экстракт (\mathcal{E}) – раствор экстрагированных веществ в экстрагенте и рафинат (R) – остаточный раствор, из которого экстрагированы извлекаемые компоненты. Разделение смеси на экстракт и рафинат происходит в результате отстаивания или сепарирования [1].

Процесс экстракции проводится в аппаратах различной конструкции – экстракторах [1, 2, 5, 6].

Экстракцию широко используют для извлечения ценных продуктов из разбавленных растворов, а также для получения концентрированных растворов [1].

В промышленности используют периодическую или непрерывную экстракцию по следующим схемам: одноступенчатой, многоступенчатой противоточной и многоступенчатой с перекрестным током экстрагента [1].

4.4.2 Равновесие в системе жидкость – жидкость

Извлечение из смесей жидких веществ одного из компонентов происходит по закону равновесного распределения до тех пор, пока не установится динамическое равновесие между жидкими фазами. Закон распределения выражается уравнением [6]

$$y_K = \varphi \cdot x_K^\alpha, \quad (4.74)$$

где y_K – равновесная концентрация извлеченного вещества в растворителе; x_K – равновесная концентрация экстрагируемого компонента в начальной смеси после экстракции; φ – коэффициент извлечения (распределения); $\alpha \geq 1$ – показатель степени.

При $\alpha = 1$ исходный растворитель и экстрагент взаимно нерастворимы и между ними не происходит химического взаимодействия. Однако обычно этот случай на практике не наблюдается, поэтому закону распределения соответствует $\alpha > 1$. При этом линия равновесия $y = f(x)$, представляющая графический закон распределения, является криволинейной (рисунок 4.22).

Рабочая линия процесса определяется уравнением материального баланса [6]:

$$y = y_K + \frac{L}{G}(x - x_H), \quad (4.75)$$

здесь y_K – конечная концентрация извлекаемого компонента в фазе A (смеси); x_H – начальная концентрация извлекаемого компонента в фазе C (растворителе); G и L – количество смеси и растворителя.

Вследствие неполноты извлечения в экстракте и в рафинате присутствуют все три компонента – растворитель, извлекаемое вещество и второй компонент смеси (если смесь состоит из двух компонентов), поступившей на экстракцию; т.е. и экстракт, и рафинат представляют собой тройные системы.

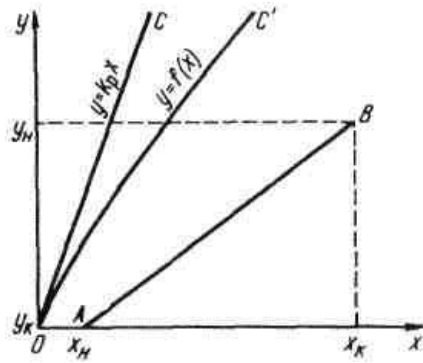


Рисунок 4.22 – Диаграмма $x - y$ процесса экстракции (OC и OC' – линии равновесия; AB – рабочая линия)

Равновесие в тройных системах графически изображается в виде треугольной диаграммы (рисунок 4.23). В этой диаграмме процентное содержание компонентов A , B и C отложено на сторонах треугольника, состав смеси определяется точками (M), расположенными внутри треугольника, а точки S , лежащие на сторонах треугольника, определяют составы бинарных смесей. Состав тройной смеси определяют на сторонах треугольника длиной отрезков, отсекаемых параллельными сторонам линиями, проведенными через точку M (на рисунке 4.23: 35% A ; 25% B ; 40% C) [6].

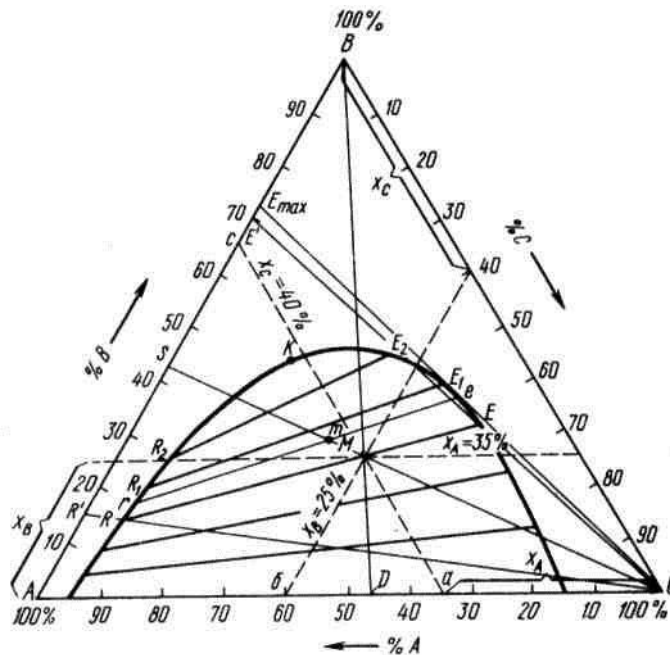


Рисунок 4.23 – Треугольная диаграмма

Так как полученная после экстракции смесь расслаивается на две фазы: экстракт E , обогащенный компонентом B , и обедненный рафинат R , которые находятся в равновесии, то построенная по экспериментальным данным линия ER , соединяющая точки равновесных концентраций для рафината и экстракта и называемая линией равновесных концентраций (конодой), будет находиться внутри треугольной диаграммы. Угол наклона этой линии зависит от коэффици-

ента распределения: варианту, показанному на рисунке 4.23, соответствует $\varphi > 1$; при $\varphi < 1$ коноды будут наклонены в обратном направлении, а при $\varphi = 1$ они будут параллельны стороне AC [6].

При изменении содержания компонента B в смеси равновесные составы будут располагаться на других хордах равновесия. Последние перемещаются от стороны треугольника AC до критической точки K , соответствующей исчезновению поверхности раздела между фазами при их расслаивании, когда система становится гомогенной. Если концы хорд равновесия соединить так называемой бинодальной кривой, то она ограничит область площади треугольника, все точки которой соответствуют двухфазным (расслаивающимся) системам; эта область является рабочей частью треугольной диаграммы. Остальная область, вне кривой, соответствует гомогенным системам, для разделения которых экстракция неприменима [6].

Жидкостная экстракция характеризуется конвективной диффузией, которая описывается дифференциальным уравнением конвективной диффузии и уравнением на границе раздела фаз [6]:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + \frac{\partial C}{\partial x} W_x + \frac{\partial C}{\partial y} W_y + \frac{\partial C}{\partial z} W_z = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right); \quad (4.76)$$

$$\beta \Delta C = -D \frac{\partial C}{\partial x}, \quad (4.77)$$

где D – коэффициент диффузии; C – концентрация вещества в элементарном объеме; W_x , W_y и W_z – проекции сторон элементарного объема на соответствующие оси.

Решение этих уравнений может быть представлено в виде критериального уравнения подобия типа [6]

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D, Fo_D). \quad (4.78)$$

Для стационарных процессов из уравнения исключают критерий Fo' . При вынужденном движении потока фазы можно пренебречь критерием Gr . Тогда уравнение принимает вид [6]:

$$Nu_D = A Re^n (Pr_D)^m. \quad (4.79)$$

В условиях естественной конвекции [6]

$$Nu_D = A Gr^{n_1} (Pr_D)^{m_1}. \quad (4.80)$$

4.4.3 Массопередача при экстракции

Кинетические закономерности процесса экстракции определяются основными законами массопередачи [1].

Для увеличения площади поверхности фазового контакта одну из фаз диспергируют в виде капель в другой сплошной фазе [1].

Для описания массопередачи в процессах экстракции пользуются вторым законом Фика [1].

В общем случае, когда диффузионным сопротивлением в сплошной и дисперсной фазах пренебречь нельзя, коэффициент массопередачи определяется выражениями

$$K_y = 1/(1/\beta_D + \varphi/\beta_C); \quad (4.81)$$

$$K_x = 1/[(1/\varphi\beta_D) + 1/\beta_C], \quad (4.82)$$

где β_D и β_C – коэффициенты массоотдачи в дисперсной и сплошной фазах.

В случае, если основное диффузионное сопротивление сосредоточено в сплошной фазе, из уравнений (4.81) и (4.82) получим $K_x = \beta_C$. Тогда основное уравнение массопередачи переписывается так: $M = \beta_C \Delta x_{CP} F$.

В случае, если основное диффузионное сопротивление сосредоточено в дисперсной фазе, т.е. внутри капель, $K_y = \beta_D$, количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую, будет равно $M = \beta_D \Delta y_{CP} F$.

4.4.4 Экстракторы для жидкостей

Экстракторы по принципу организации процесса бывают непрерывного и периодического действия [1]. В зависимости от способа контакта фаз экстракторы можно разделить на три группы: ступенчатые, или секционные, дифференциально – контактные и смешительно – отстойные [1].

В аппарате периодического экстрагирования при перемешивании смеси ($A + B$) с растворителем C , извлекаемый компонент переходит в раствор, а затем отделяется от растворителя в результате отстаивания в отсеке аппарата, заполненного насадкой; при этом образуется экстракт ($C + B_2$) и рафинат ($A + B_1$), (рисунок 4.24) [6].

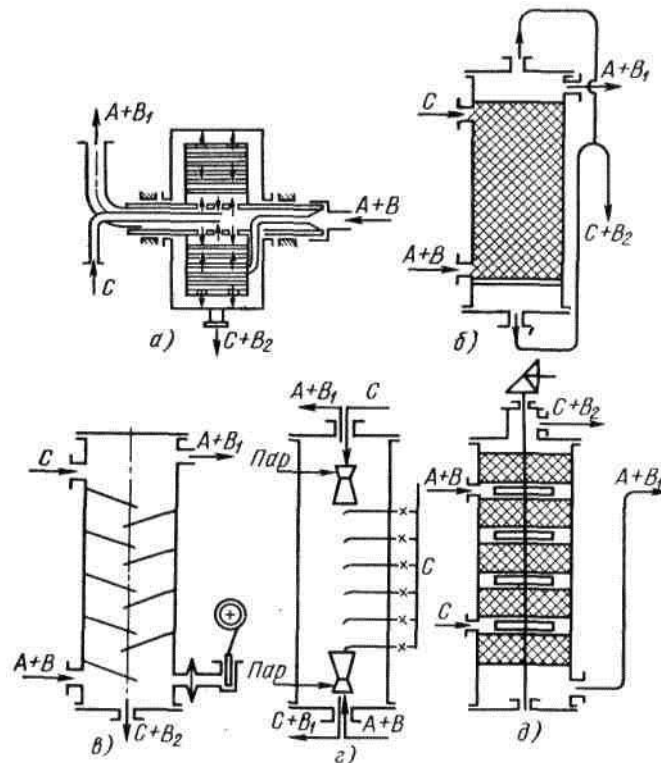


Рисунок 4.24 – Типовые схемы экстракторов для жидкостей:

- a – ротационный; b – колонный насадочный; $в$ – колонный пульсационный; $г$ – колонный инжекторный; $д$ – колонный смешительно – отстойный

Аппараты непрерывного экстрагирования жидкостей устроены следующим образом. Ротационный экстрактор (рисунок 4.24, а) имеет ротор в виде многослойного перфорированного барабана, вращающегося вокруг горизонтальной оси. Тяжелая жидкость C (растворитель) поступает через полую ось к центру, а легкая смесь $(A + B)$ – в отделения на периферии ротора. Под действием центробежной силы легкая жидкость устремляется ближе к оси, а тяжелая – ближе к периферии, создавая этим противоточное движение жидкостей. Степень перфорации концентрических барабанов ротора составляет 2% [6].

Насадочный колонный экстрактор (рисунок 4.24, б), в котором осуществляется противоточное движение распыленных насадкой частиц жидкостей, действует аналогично абсорберу. В колонном пульсационном экстракторе (рисунок 4.24, в) процесс экстрагирования интенсифицируется за счет пульсации жидкости мембраной, получающей колебательные движения от поршневого механизма. Это повышает эффективность процесса экстракции. В колонном аппарате, показанном на рисунке 4.24, г) процесс экстракции интенсифицируется за счет высокой турбулентности, создаваемой с помощью инжекторов. В смесительно – отстойном аппарате (рисунок 4.24, д) мешалки, сидящие на вертикальном валу, смешивают вещества, а в насадке между мешалками происходит их расслоение и разделение [6].

При расчетах экстракторов диаметр колонны определяют исходя из ее предельно допустимой производительности, которая должна быть несколько ниже производительности при режиме захлебывания колонны [6].

Высота колонного экстрактора определяется коэффициентами массоотдачи и высотами единиц переноса [1].

Кинетический расчет экстракторов заключается в определении объемных скоростей фаз [1].

Методики расчета экстракторов, а также примеры расчетов можно найти в источниках [1, 2, 5, 6].

4.5 Экстракция в системе твердое тело – жидкость

4.5.1 Общие сведения

Выщелачивание (частный случай экстракции) – это извлечение из твердого тела одного или нескольких веществ с помощью растворителя, обладающего избирательной способностью [1].

В пищевой промышленности выщелачиванием обрабатывают капиллярно-пористые тела растительного или животного происхождения [1].

В качестве растворителей применяют [1]: воду – для экстрагирования сахара из свеклы, кофе, цикория, чая; спирт и водно-спиртовую смесь – для получения настоев в ликероводочном и пивобезалкогольном производствах; бензин, трихлорэтилен, дихлорэтан – в маслоэкстракционном и эфиромасличном производствах и др.

4.5.2 Статика и кинетика выщелачивания

Процесс выщелачивания заключается в проникновении растворителя в поры твердого тела и растворении извлекаемых веществ [1].

Равновесие при выщелачивании устанавливается при выравнивании химического потенциала растворенного вещества и его химического потенциала в твердом материале. Достижимая концентрация раствора, соответствующая его насыщению, называется растворимостью. Процесс выщелачивания заканчивается при наступлении равновесия концентраций растворенного вещества в экстракте и твердом материале [1].

На массопередачу при выщелачивании большое влияние оказывает внутреннее строение твердого тела и химический состав растворителя [1].

Выщелачивание представляет собой сложный многостадийный процесс, который заключается в диффузии растворителя в поры твердого тела, растворении извлекаемых веществ или вещества, диффузии экстрагируемых веществ в капиллярах внутри твердого тела к поверхности раздела фаз и массопередачи экстрагируемых веществ в жидком растворителе от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента [1].

Общее диффузионное сопротивление массопереноса складывается из диффузионных сопротивлений внутри твердого тела и в растворителе.

Скорость диффузии вещества внутри капиллярно-пористого тела описывается, как известно, уравнением массопроводности (4.20).

Скорость массоотдачи от поверхности раздела фаз в ядро потока экстрагента описывается уравнением массоотдачи (4.9).

Для оценки соотношения между скоростями массопроводности и массоотдачи используется критерий Био (4.22).

Вблизи поверхности твердого тела равновесие устанавливается в течение короткого промежутка времени. Поэтому при анализе процесса массопередачи принимают: концентрация на поверхности раздела фаз *твердое тело – растворитель* равняется концентрации насыщенного раствора $y_{НАС}$ [1].

Движущей силой процесса выщелачивания является разность между концентрацией экстрагируемого вещества у поверхности твердого тела $y_{ГР}=y_{НАС}$ и его средней концентрацией в массе экстрагента $y_{СР}$. Для описания процесса может быть использовано уравнение массоотдачи (4.9).

Скорость процесса в этом случае [1]:

$$\frac{dM}{Fd\tau} = \beta_y (y_{НАС} - y_{СР}), \quad (4.83)$$

где β_y – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

Скорость молекулярной диффузии в пограничном слое толщиной δ определяется по уравнению Фика (4.20):

$$\frac{dM}{Fd\tau} = k \frac{(y_{НАС} - y_{СР})}{\delta}, \quad (4.84)$$

где k – коэффициент массопроводности (молекулярной диффузии).

Сопоставляя последние уравнения, А.Н. Щукарев получил уравнение для растворения твердых тел [1]

$$M / \tau = (k / \delta) F_{CP}(y_{HAC} - y_{CP}) = \beta_y F_{CP}(y_{HAC} - y_{CP}), \quad (4.85)$$

где $\beta_y = k/\delta$.

Установлено экспериментально, что $\delta \approx k^{1/3}$. Тогда из (4.83) следует, что β_y пропорционально $k^{2/3}$. Путем обобщения экспериментальных данных с учетом указанной зависимости получено уравнение для расчета коэффициента массоотдачи β_y при выщелачивании [1]

$$Nu_D = 0,8 Re^{0,5} Pr_D^{0,33}, \quad (4.86)$$

где $Nu_D = \beta_y d/k$ – диффузионный критерий Нуссельта (здесь d – диаметр твердой частицы); $Re = vd\rho/\mu$ – критерий Рейнольдса (здесь v – скорость экстрагента; μ – динамическая вязкость экстрагента); $Pr_D = \nu/k$ – диффузионный критерий Прандтля (здесь ν – кинематическая вязкость экстрагента).

4.5.3 Устройство экстракционных аппаратов для выщелачивания

В пищевой промышленности растворение и выщелачивание проводят периодическим и непрерывным способами соответственно в перколяторах и диффузионных аппаратах различной конструкции в прямотоке и противотоке, одноступенчатых и многоступенчатых. [1, 2, 5, 6].

На рисунке 4.25 представлены типовые конструкции экстракторов [1].

Перколятор (рисунок 4.25, а) представляет собой вертикальный аппарат периодического действия с цилиндрическим корпусом 3, коническим днищем и крышкой 1. В днище расположена решетка 4, на которую через верхний люк загружается слой измельченного твердого материала 7. Растворитель подается через верхний штуцер 2, экстракт сливается через нижний штуцер 5. После выщелачивания материал выгружается через нижний откидывающийся люк 6.

Наклонный двухшнековый диффузионный аппарат (рисунок 4.25, б) устанавливается под углом 8...11° к горизонту. В нижней части аппарата расположены электродвигатели 1, загрузочный бункер 2, крышка 3, греющие камеры 11, сито 12 и штуцер для вывода диффузионного сока 13. В средней части аппарата установлены опоры шнеков 4. В верхней части аппарата расположены бункер для выгрузки свекловичной стружки и шнеки 7 для удаления жома из аппарата, смонтированными под прямым углом к транспортирующим шнекам 10 и электродвигатели 8.

Экстрагент в аппарат поступает сверху и движется вниз. Внутри аппарата стружка перемещается двумя параллельно расположенными шнеками 10 снизу вверх. Шнеки образуются лопастями 6 и 9, расположенными по винтовой линии. Лопастей каждого шнека заходят в межлопастное пространство другого. Такое устройство шнеков способствует равномерному перемещению стружки по длине аппарата и предотвращает возможность вращения свекловичной стружки вместе с лопастями. Для этой же цели установлены контролопаси 16 на нижней части крышек и перегородки 5.

Корпус, состоящий из ребер 14, отделен от рабочего пространства изоляцией 15.

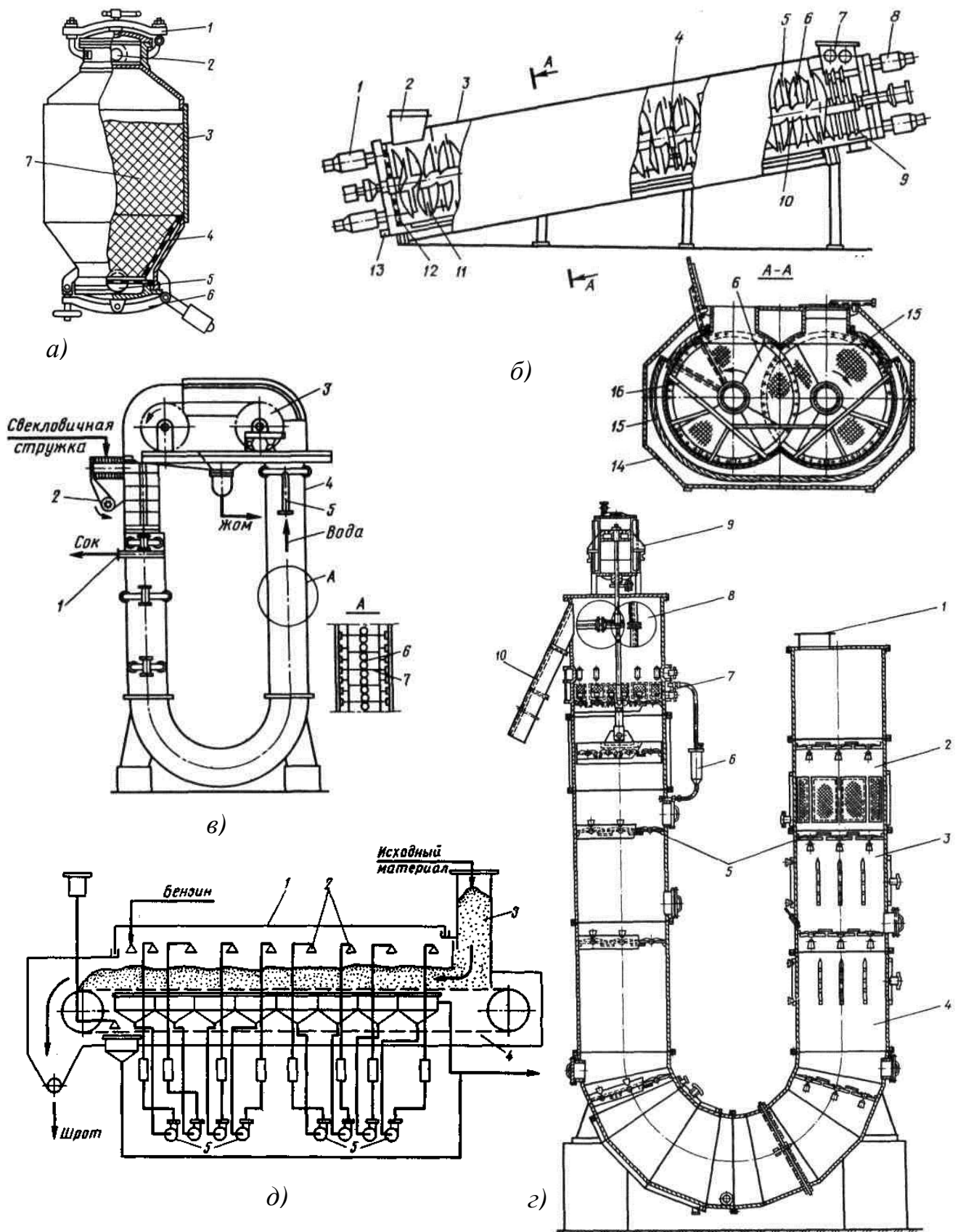


Рисунок 4.25 – Аппараты для выщелачивания:

а – перколятор; *б* – наклонный двухшнековый диффузионный аппарат; *в* – двух-
 колонный диффузионный аппарат; *г* – двухколонный диффузионный аппарат с
 взвешенным слоем; *д* – ленточный экстрактор

Двухколонный диффузионный аппарат (рисунок 4.25, в) представляет собой U – образный корпус 4 прямоугольного сечения, который при помощи опор устанавливается на фундаменте. Корпус аппарата состоит из отдельных царг и укреплен ребрами жесткости.

Свекловичная стружка перемещается в аппарате при помощи двух пластинчатых цепей 6, к которым прикреплены транспортирующие рамки 7. Цепи приводятся в движение приводом 3.

Для подачи стружки в аппарат предназначены грабельный конвейер и забрасыватель стружки 2. Через штуцер 5 внутрь аппарата подается подогретый экстрагент (вода).

Диффузионный сок отбирается из аппарата через саморегенерирующиеся сита с коническими отверстиями, установленные в камере, и патрубком 1.

В **двухколонном аппарате с взвешенным слоем** (рисунок 4.25, з) свекловичная стружка находится во взвешенном состоянии. Движущей силой для перемещения содержимого в аппарате является разность давлений над материалом в первой и второй колоннах. При движении поршневого транспортирующего устройства 7 (приводимого в движение приводом 9) вверх под ним создается разрежение. Свекловичная стружка поступает через загрузочную воронку 1 в верхнюю часть первой колонны, которая до определенного уровня заполнена диффузионным соком. Уровень сока поддерживается при помощи уровнемера 6. Проходит через ситовый пояс 2 и подогревательные камеры 3 и 4. Таким образом, свекловичная стружка поступает в диффузионный сок и равномерно распределяется в объеме аппарата.

При движении поршня вниз он входит в массу жома и жидкости, которая поступает через открытые клапаны поршня. Чтобы масса в аппарате не перемещалась в направлении движения поршня, под ним установлена задерживающая решетка 5. В нижнем положении поршень делает выстой. В это время клапаны поршня закрываются. После выстоя поршень перемещается вверх, а масса – в направлении движения поршня. Вследствие периодического движения поршня стружечная масса находится во взвешенном состоянии. Порция жома, захваченная поршнем, поступает на решетку, где жомовая вода отделяется и отводится через сито под поршень, а жом шнековым устройством 8 направляется в разгрузочный желоб 10.

В **ленточном экстракторе** (рисунок 4.25, д) твердая фаза – раздробленные семена подсолнечника поступают на ленту транспортирующего устройства 4 через загрузочную шахту 3 в корпусе 1 и перемещаются с ней тонким слоем, а экстрагент – бензин подается сверху с помощью насосов 5 через сопла 2 и орошает находящийся на ленте материал. Процесс осуществляется по сложной комбинированной схеме движения потоков твердого материала и экстрагента: поперечный ток на каждом участке и противоток в целом в экстракторе [1].

В **аппаратах с псевдооживленным слоем** (рисунки 2.34, 2.35) процессы выщелачивания и растворения протекают наиболее эффективно.

Эти аппараты представляют собой колонну, в нижней части которой расположена распределительная решетка. На эту решетку загружается измельченный твердый материал, а растворитель подается под решетку. Скорость подачи

растворителя выбирают такой, чтобы создать перепад давления в слое твердого материала, достаточный для его псевдооживления (см. раздел 2.5). Такие аппараты могут работать в полунепрерывном и непрерывном режимах [1].

Методики расчета аппаратов для выщелачивания, а также примеры расчетов можно найти в источниках [1, 2, 5, 6].

В последнее время широкое распространение получил так называемый зональный метод расчета, основанный на определении числа теоретических ступеней изменения концентрации. Введение в расчеты коэффициентов полезного действия позволяет определить число реальных ступеней многоступенчатых аппаратов или длину аппарата [1].

4.6 Адсорбция

4.6.1 Общие сведения

Адсорбцией называют процесс поглощения газов или паров из газовых смесей или растворенных веществ из растворов твердыми поглотителями – *адсорбентами*. Поглощаемое вещество называется *адсорбтивом* [1].

Характерная особенность процесса адсорбции – избирательность и обратимость [1].

Различают *физическую* и *химическую* адсорбцию.

Физическая адсорбция имеет место при взаимном притяжении молекул адсорбтива и адсорбента под действием сил Ван-дер-Ваальса. При физической адсорбции не возникает химического взаимодействия адсорбированного газа с адсорбентом [1].

Химическая адсорбция, или хемосорбция, характеризуется образованием химической связи между молекулами поглощенного вещества и молекулами адсорбента, что является результатом химической реакции [1].

4.6.2 Характеристика адсорбентов

В пищевых производствах широко используют следующие адсорбенты: активные угли, силикагели (гель кремниевой кислоты), алюмогели (гидроокись алюминия), цеолиты, глины и другие природные адсорбенты. Адсорбенты, которые непосредственно контактируют с продуктами, должны быть биологически безвредными, т.е. они должны быть нетоксичными и прочными, не засорять продукт [1].

Активные угли получают при сухой перегонке углесодержащих веществ, таких как дерево, торф, кости и др.

Силикагели представляют собой продукты обезвоживания геля кремниевой кислоты. Их получают обработкой раствора силиката натрия минеральными кислотами или растворами их солей.

Цеолиты – водные алюмосиликаты природного или синтетического происхождения. Размер пор синтетических цеолитов соизмерим с размерами сор-

бируемых молекул, поэтому они могут адсорбировать молекулы, проникающие в поры.

Глины и другие природные глинистые адсорбенты – бентонитовые глины на основе монтмориллонита и отбеливающие глины: гумбрин, асканит и др. – являются высокодисперсными системами со сложным химическим составом. В них входят SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , CaO , MgO и другие *окислы металлов*.

Наиболее распространенный метод активации природных глин – обработка их минеральными кислотами. При этом удаляются оксиды кальция, магния, железа, алюминия и других металлов, образуются дополнительные поры [1].

4.6.3 Равновесие в процессах адсорбции

Независимо от природы адсорбционных сил количество вещества, адсорбированного единицей массы или объема определенного адсорбента, зависит от природы поглощенного вещества, температуры, давления и количества примесей в фазе, из которой поглощается вещество [1].

Зависимость между равновесными концентрациями поглощенного вещества в твердой и газовой или жидкой фазах в общем виде выражается уравнением [1]

$$\bar{x}_p = f_1(\bar{y}), \text{ или } \bar{x}_p = f_2(p), \quad (4.87)$$

где \bar{x}_p – концентрация поглощаемого вещества (адсорбтива) в адсорбенте, равновесная с концентрацией адсорбтива в газовой или жидкой фазе, кг адсорбтива на 1 кг адсорбента; \bar{y} – концентрация адсорбтива в паровой или жидкой фазе, кг адсорбтива на 1 кг инертной части; p – равновесное давление адсорбтива в парогазовой смеси, Н/м^2 .

Зависимости, описываемые уравнениями (4.87), называются изотермами адсорбции. На основании химической термодинамики найдены конкретные выражения изотерм адсорбции, называемые изотермами Лэнгмюра [1]:

$$\bar{x}_p = \frac{abp}{1 + ap}, \quad (4.88)$$

или Фрейндлиха [1]:

$$\bar{x}_p = kp^{1/n}, \quad (4.89)$$

где \bar{x}_p – концентрация поглощенного адсорбентом вещества, кг на 1 кг адсорбента; a , b , k , n – константы, определяемые опытным путем, p – равновесное давление адсорбтива в парогазовой смеси, Н/м^2 .

Адсорбция сопровождается уменьшением давления пара поглощаемого вещества в исходной смеси и выделением теплоты. Ее количество определяется экспериментально. При отсутствии опытных данных оно может быть вычислено по уравнению [1]

$$r = \frac{19,17 p_2 / p_1}{1/T_1 - 1/T_2}, \quad (4.90)$$

где p_1 и p_2 – равновесные давления поглощаемого вещества над адсорбентом, соответствующие абсолютным температурам T_1 и T_2 .

4.6.4 Статика и кинетика адсорбции

Процессы адсорбции не отличаются по механизму от других процессов массопередачи в системе с твердой фазой.

Процесс диффузии поглощаемого вещества в адсорбенте в общем случае описывается критериальным уравнением для систем с твердой фазой (см. выражение (4.24)) [1]

$$\frac{x - x_P}{x_H - x_{P,H}} = f(Bi_D, Fo_D, \frac{z}{\delta}). \quad (4.91)$$

Время, за которое слой адсорбента высотой h насыщается адсорбтивом и теряет возможность адсорбировать, называется **временем защитного действия слоя**.

Время защитного действия или адсорбции [1]

$$\tau = kh - \tau_0 = h/u - \tau_0, \quad (4.92)$$

где $k=1/u$ – коэффициент защитного действия слоя; τ_0 – потеря времени защитного действия слоя, u – скорость адсорбции.

Для расчета скорости перемещения фронта адсорбции предложено уравнение [1]

$$u = v_0 \frac{y_H}{\varepsilon y_H + x_{P,H}}, \quad (4.93)$$

где v_0 – фиктивная скорость потока, ε – порозность слоя адсорбента; $x_{P,H}$ – концентрация адсорбтива в слое адсорбента, равновесная с объемной концентрацией y_H адсорбтива в потоке.

Высота слоя адсорбента h_0 из основного уравнения массопередачи

$$h_0 = \frac{um_y}{K_{yV}}, \quad (4.94)$$

где m_y – общее число единиц переноса по газовой или жидкой фазе; $m_y = 0,9y_H/\Delta y_{CP}$; K_{yV} – объемный коэффициент массопередачи.

Объемный коэффициент массопередачи определяется по известному уравнению [1]:

$$K_{yV} = \frac{1}{1/\beta_{yV} + m/\beta_{xV}}, \quad (4.95)$$

где β_{yV} и β_{xV} – объемные коэффициенты массоотдачи в парогазовой (жидкой) и твердой фазах; m – средний тангенс угла наклона линии равновесия.

Для разграничения адсорбции, протекающей во внешнедиффузионной и внутридиффузионной областях, используют диффузионный критерий Био. Если $Bi_D \geq 30$, то скорость процесса определяется скоростью массопроводности внутри зерна адсорбента. При $Bi_D \leq 0,1$ скорость адсорбции зависит от скорости массоотдачи в газовой или жидкой фазе. В этом случае обычно применяют основное уравнение массопередачи [1]

$$dM = K_{yV}(y - y_P)dF, \quad (4.96)$$

в котором принимают $K_{yV} = \beta_{yV}$.

4.6.5 Адсорберы

Различают адсорберы периодического и непрерывного действия. Адсорберы периодического действия делятся на адсорберы с плотным и кипящим слоем; аппараты непрерывного действия – на аппараты с движущимся слоем адсорбента и с кипящим слоем [2]. Схемы адсорберов характерных типов приведены на рисунке 4.26.

Адсорберы периодического действия (см. рисунок 4.26, а, б) komponуют в адсорбционные установки по два агрегата, а процесс организуют таким образом, что во время работы на адсорбцию первого корпуса во втором протекают процессы регенерации (десорбции, сушки и охлаждения адсорбента). В аппаратах периодического действия **с кипящим слоем** (рисунок 4.26, б) устраивают сепаратор, препятствующий уносу частиц адсорбента [2].

Адсорберы с псевдооживленным тонкозернистым адсорбентом бывают одноступенчатыми и многоступенчатыми. На рисунке 4.26, в показана схема **одноступенчатого адсорбера непрерывного действия с кипящим слоем**. Он представляет собой цилиндрический вертикальный корпус, внутри которого смонтированы газораспределительная решетка и пылеулавливающее устройство типа циклона [1].

Схема **многоступенчатого адсорбера с кипящим слоем непрерывного действия**, представляющего собой колонну, в которой расположены газораспределительные решетки с переливными патрубками, служащими одновременно затворами для газового потока, показана на рисунке 2.35 [1].

Аппараты **непрерывного действия с движущимся слоем** (рисунок 4.26, г) устраивают в виде колонн, разделенных на секции, в каждой из которых протекает соответствующая стадия процесса. В первой сверху секции охлаждается адсорбент после регенерации; эту часть колонны устраивают в виде теплообменника, в котором охлаждающая жидкость проходит внутри труб. Адсорбент проходит в пространстве между холодными трубами и переходит во вторую секцию. Обогащенный газ, из которого выделяется компонент, поступает через распределитель в нижней части второй секции, проходит вверх через слой адсорбента этой секции и удаляется через верхний коллектор обедненного газа. Третья (нижняя) секция аппарата является регенератором (десорбером). В ней протекает десорбция поглощенного ранее компонента. Она устроена, как и верхняя секция, в виде теплообменника, по трубам которого циркулирует греющий агент (пар). Адсорбент этой секции продувается воздухом. Продувочный воздух вводится через нижний коллектор и отводится через верхний коллектор. Регенерированный адсорбент удаляется через шлюзовый затвор и пневмотранспортом направляется в верхнюю секцию аппарата.

Расчет адсорберов периодического действия заключается в определении высоты слоя адсорбента. При расчете непрерывно действующих адсорберов определяют высоту колонны, рабочий объем, диаметр и число тарелок. Методики расчета адсорберов, а также примеры расчетов можно найти в источниках [1, 5, 6].

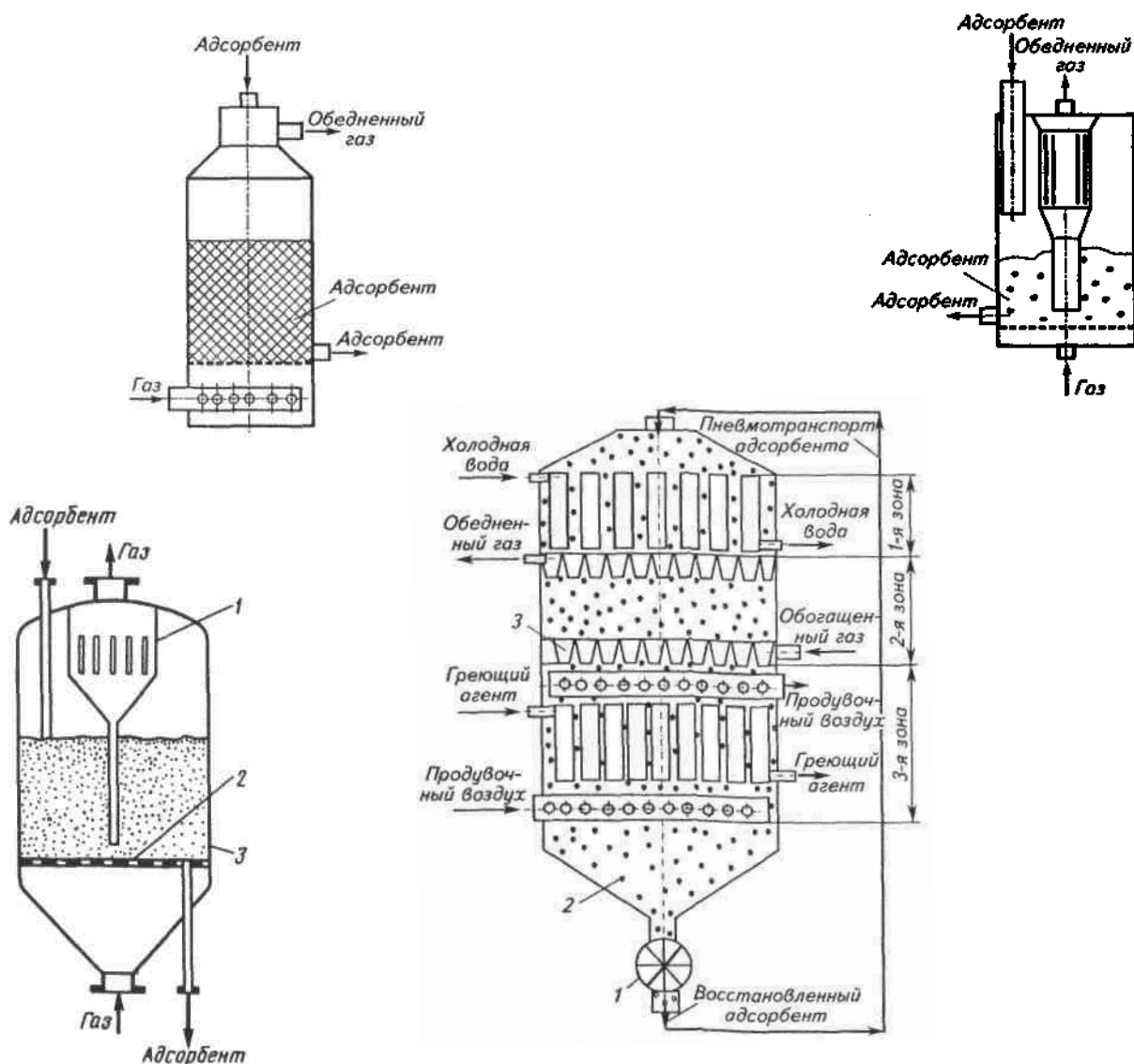


Рисунок 4.26 – Схемы адсорберов:

а – адсорбер периодического действия с плотным слоем; *б* – адсорбер периодического действия с кипящим слоем; *в* – одноступенчатый абсорбер непрерывного действия с псевдооживленным слоем (1 – пылеулавливающее устройство; 2 – газораспределительное решетчатое устройство; 3 – корпус); *г* – адсорбер непрерывного действия с движущимся слоем (1 – выпускное устройство; 2 – адсорбент; 3 – распределитель)

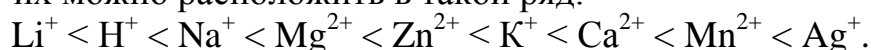
4.6.6 Ионообменная адсорбция

При адсорбции электролитов преимущественно адсорбируются или катионы, или анионы. Они сразу же замещаются эквивалентным количеством ионов того же знака из адсорбента. Раствор при этом остается электрически нейтральным. Этот процесс получил название **ионообменной адсорбции** [2].

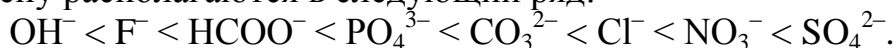
Материалы, способные к обмену ионами, получили название **ионитов** – катионитов (для обмена катионов) и **анионитов** (для обмена анионов).

Ионообменные свойства веществ характеризуются емкостью обмена, выражаемой числом миллиграмм-эквивалентов ионов, обмениваемых на один грамм ионита. Природные иониты (цеолиты, глинистые минералы, апатиты, целлюлоза, хлопок, крахмал и др.) характеризуются малой емкостью обмена.

Иониты, как правило, имеют каркас, несущий избыточный заряд, и противоионы. Каркас ионообменных смол называют также матрицей; он состоит из высокополимерной пространственной сетки гидрофобных углеводородных цепей. В отдельных местах к каркасу прикрепляются активные группы молекул, придающие смоле ионообменные свойства. Эти группы называют фиксированными ионами. В зависимости от знака зарядов иониты подразделяют на *катиониты*, *аниониты* и *амфониты*. Катиониты создают кислый характер среды и обмениваются с ней положительно заряженными противоионами. По способности к обмену их можно расположить в такой ряд:



Аниониты создают основной характер среды. Противоионы по их способности к обмену располагаются в следующий ряд:



Амфонитами называют иониты, которые содержат одновременно фиксированные ионы обоих знаков и соответственно обмениваются ионами обоих знаков.

Если в окружающий ионит раствор добавляются более активные ионы, то менее активные ионы вытесняются с его поверхности. Скорость обмена растет с увеличением температуры и площади контакта ионита.

Иониты выпускают в виде порошков, зерен, гранул, волокон, пленок и т.п. В ионообменных аппаратах высота слоя ионита может составлять от 0,003...0,01 м – для порошковых ионитов (размер зерен 0,04...0,07 мм) до 1...3 м – для крупнозернистых веществ (размер зерен 0,3...2 мм). Иониты хорошо регенерируются слабыми растворами минеральных кислот или солей (катиониты), щелочей или аммиака (аниониты) с последующей промывкой водой.

Для организации процесса используют все виды адсорбционных аппаратов. Расчеты ионного обмена выполняют так же, как и расчеты адсорбции [1, 2].

4.7 Сушка

4.7.1 Общие сведения

Сушкой называют процесс удаления влаги из твердых влажных, пастообразных или жидких материалов (суспензий) путем ее испарения и отвода образовавшихся паров. Это сложный тепломассообменный процесс. Скорость его во многих случаях определяется скоростью внутридиффузионного переноса влаги в твердом теле [1, 6].

По способу подвода теплоты к высушиваемому материалу различают следующие методы сушки [1]:

- *конвективная, или воздушная, сушка* – подвод теплоты осуществляется при непосредственном контакте сушильного агента с высушиваемым материалом;

- **контактная сушка** – путем передачи теплоты от теплоносителя (например, насыщенного водяного пара) к материалу через разделяющую их стенку;
- **радиационная сушка** – путем передачи теплоты инфракрасными излучателями;
- **диэлектрическая сушка** (СВЧ – сушка) – путем нагревания материала в поле токов высокой частоты;
- **сублимационная сушка** – сушка в глубоком вакууме в замороженном состоянии.

4.7.2 Цель, методы и физические основы сушки

Целью сушки является улучшение качества материала (снижение его объемной массы, повышение прочности) и, в связи с этим, увеличение возможностей его использования. В пищевой промышленности, где технологические процессы протекают в основном в жидкой фазе, конечные продукты имеют вид либо паст, либо зерен, крошки, пыли. Это обуславливает выбор соответствующих методов сушки [6].

Наиболее широко распространены в химической технологии конвективный и контактный методы сушки. При *конвективной* сушке тепло передается от теплоносителя к поверхности высушиваемого материала. В качестве теплоносителей используют воздух, инертные и дымовые газы. При *контактной* сушке тепло высушиваемому материалу передается через обогреваемую перегородку, соприкасающуюся с материалом. Несколько реже применяют радиационную сушку (инфракрасными лучами) и сушку электрическим током (высокой или промышленной частоты) [6].

Методы сушки сублимацией, в жидких средах, со сбросом давления находят применение при сушке особо ценных продуктов [1].

При *конвективной* сушке физическая сущность процесса сводится к удалению влаги из материала за счет разности парциальных давлений паров над материалом p_{II}^M и в окружающей среде p_{II}^C . Сушка происходит при условии, что $p_{II}^M > p_{II}^C$. При равенстве парциальных давлений $p_{II}^M = p_{II}^C$ наступает состояние равновесия, и процесс сушки прекращается. При этом в материале установится влажность, называемая *равновесной* W_p . Если сушить материал до влажности ниже равновесной, то неизбежно наступит состояние, при котором $p_{II}^M < p_{II}^C$, и материал начнет увлажняться. Этот процесс называют сорбцией. Обычно сушку ведут до равновесной влажности.

Процесс сушки характеризуется двумя периодами: *постоянной скорости* и *падающей скорости*.

В первом периоде удаляется поверхностная влага материала. При этом все тепло расходуется только на испарение влаги. Температура материала в этот период постоянна и равна температуре мокрого термометра психрометра. После достижения *критической влажности* W_{KP} начинается второй период сушки, когда удаляется влага, подошедшая к поверхности за счет диффузии внутренних слоев. Температура материала постепенно возрастает и в конце сушки приближается к температуре теплоносителя. Этот период длится до достижения равновесной влажности.

Таким образом, при конвективной сушке влага перемещается к поверхности за счет градиента влажности, а градиент температуры несколько тормозит процесс. За счет разности температур на поверхности и внутри материала происходит движение влаги внутрь, в направлении снижения температуры.

При **контактной сушке** термодиффузия и диффузия за счет разности концентрации влаги одинаково направлены, что способствует некоторой интенсификации процесса в первом периоде сушки. Во втором периоде разность температур уменьшается, поэтому несколько снижается интенсивность сушки.

При сушке **в поле высокой частоты** материал изнутри имеет более высокую температуру, чем на поверхности; последнее интенсифицирует процесс сушки, так как градиенты диффузии и термодиффузии направлены в одну сторону.

При сушке **инфракрасными лучами** направления потока влаги (градиент влагосодержания ∇U) и потока тепла (градиент температуры ∇t) противоположны, что несколько снижает скорость сушки в первый момент. При постепенном прогреве тела влага перемещается внутрь слоя материала, влагосодержание отдаленных от поверхности слоев возрастает и возникает значительный перепад влагосодержаний в теле. К концу периода облучения тело прогревается, ∇t уменьшается, влага движется к поверхности и начинает интенсивно испаряться. Интенсивность испарения повышается в десятки раз.

Таким образом, при сушке различных материалов следует выбирать метод сушки и конструкцию сушилки в соответствии с техническими условиями при высушивании.

4.7.3 Формы связи влаги с материалом

Связанная влага, по классификации акад. П.А. Ребиндера, в основу которой положена энергия связи, может существовать в следующих формах [1]:

- **химически** связанная влага, образующаяся в результате химической реакции;
- **физико – химически** связанная влага, образующаяся при адсорбции молекул газа через полупроницаемую оболочку;
- **физико – механически** связанная влага, возникающая при поглощении паров микрокапиллярами ($r < 10^{-7}$), макрокапиллярами ($r > 10^{-7}$), а также при образовании геля.

Наиболее легко удаляется поверхностная влага и наиболее трудно – химически связанная влага.

Энергия связи влаги с материалом при постоянной температуре, или энергия, выраженная работой, которую надо затратить для отрыва 1 моль воды от материала, можно определить по уравнению, предложенному академиком П.А. Ребиндером [1]:

$$E = RT \ln \frac{P_H}{P_M} = -RT \ln \varphi, \quad (4.97)$$

где p_H – давление насыщенного водяного пара p_M – парциальное давление равновесного пара воды над материалом с влагосодержанием x ; φ – относительная влажность воздуха.

Чем прочнее связана влага с материалом, тем меньше величина p_M . При удалении свободной влаги, когда $p_M = p_H$, из уравнения (4.97) получим $E = RT \ln 1 = 0$. Под *свободной влагой* понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности [1].

Общий расход теплоты при сушке [1]

$$Q = Q_{ИСП} + Q_{С.В}, \quad (4.98)$$

где $Q_{ИСП}$ – теплота, расходуемая на испарение свободной влаги; $Q_{С.В}$ – теплота, расходуемая на удаление связанной влаги.

4.7.4 Кинетика сушки

Скорость сушки определяет один из важнейших технологических параметров сушки – ее интенсивность. Интенсивность испарения влаги из материала [в кг/(м²·с)] определяется количеством удаляемой влаги в единицу времени с единицы площади поверхности высушиваемого материала: $I = W / (F\tau)$ [1].

По кинетическим уравнениям рассчитывают основные размеры сушильных аппаратов. Основная величина, определяющая размеры *периодически* действующих аппаратов, – *продолжительность сушки*, а *непрерывно действующих* – *требуемая площадь* поверхности контакта фаз или время сушки материала.

В общем случае для *периодических* процессов общее время сушки [1]

$$\tau_{ОБЩ} = \tau_1 + \tau_2,$$

где τ_1 – продолжительность сушки в первом периоде, ч; τ_2 – продолжительность сушки во втором периоде, ч.

Значение τ_1 определяют из основного уравнения массопередачи [1]

$$\tau_1 = \frac{W}{\beta_x F \Delta x_{СР}}, \quad (4.99)$$

где $\Delta x_{СР}$ – средняя движущая сила процесса,

$$\Delta x_{СР} = \frac{\Delta x_H - \Delta x_K}{2,31 g \Delta x_H / \Delta x_K}, \quad (4.100)$$

где $\Delta x_H = (x_{НАС} - x_H)$ – начальная разность между влагосодержанием насыщенного воздуха в условиях сушки и рабочим влагосодержанием, кг на 1 кг сухого воздуха; $\Delta x_K = (x_{НАС} - x_K)$ – конечная разность между влагосодержаниями, кг на 1 кг сухого воздуха.

Кинетический закон для первого периода сушки может быть выражен уравнениями массоотдачи, которые в данном случае принимают вид [1]

$$W = \beta_x F (x_{НАС} - x) \tau; \quad (4.101)$$

$$W = \beta_p F (p_{НАС} - p) \tau; \quad (4.102)$$

где W – количество испаренной жидкости, кг; F – площадь поверхности контакта фаз, м²; $x_{НАС}$ – влагосодержание насыщенного воздуха при температуре поверхности материала, кг на 1 кг сухого воздуха; x – действительное влагосодержание

воздуха, кг на 1 кг сухого воздуха; β_x, β_p – коэффициенты массоотдачи, кг/(м²·ч·Па); $p_{НАС}$ – давление водяного пара в насыщенном воздухе у поверхности материала, Па; p – парциальное давление водяного пара в воздухе, Па.

Продолжительность сушки во втором периоде [1]

$$\tau_2 = \frac{G}{KF} 2,31g \frac{X_{KP} - X_P}{X_K - X_P}. \quad (4.103)$$

где G – масса высушиваемого материала, кг; K – коэффициент скорости сушки, кг/(м²·ч·кг на 1 кг сухого материала); F – площадь поверхности фазового контакта, м; X_{KP} – критическое влагосодержание материала в момент начала второго периода сушки, кг на 1 кг сухого материала; X_P – равновесное влагосодержание материала, кг на 1 кг сухого материала; X_K – конечное влагосодержание материала, кг на 1 кг сухого материала.

В случае *непрерывного* процесса сушки определяют суммарную площадь поверхности фазового контакта, необходимую для проведения первого и второго периодов сушки [1]:

$$F_{ОБЩ} = F_1 + F_2, \quad (4.104)$$

где F_1 – площадь контакта фаз высушиваемого материала и газа в первом периоде сушки, м²; F_2 – площадь контакта фаз во втором периоде сушки, м².

Значение F_1 вычисляют по основному уравнению массопередачи, а F_2 – по уравнению (4.103).

4.7.5 Материальный и тепловой балансы сушки

Материальный баланс процесса можно представить равенством [1]

$$G_H = G_K + W, \text{ или } W = G_H - G_K, \quad (4.105)$$

для количества сухого вещества

$$G_H(100 - W_1) = G_K(100 - W_2), \quad (4.106)$$

или

$$G_K = G_H \frac{100 - W_1}{100 - W_2},$$

где G_H – массовый расход поступающего на сушку влажного материала, кг/ч; G_K – массовый расход высушенного материала, кг/ч; W_1 и W_2 – начальная и конечная влажность материала соответственно, % масс.; W – количество влаги, удаляемой при сушке, кг/ч.

Сопоставление равенств (4.105) и (4.106) дает

$$W = G_H \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2}. \quad (4.107)$$

Материальный баланс влаги [1]

$$W + Lx_1 = Lx_2, \quad (4.108)$$

откуда расход сухого воздуха

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}. \quad (4.109)$$

где L – массовый расход поступающего на сушку абсолютно сухого воздуха или газа, кг/ч; x_1 и x_2 – влагосодержание воздуха до поступления на сушку и на выходе из сушилки соответственно, кг влаги на 1 кг абсолютно сухого воздуха.

Удельный расход воздуха (расход на 1 кг испаряемой при сушке влаги)

$$l = L/W = 1/(x_2 - x_1). \quad (4.110)$$

Тепловой баланс процесса *конвективной сушки* можно представить уравнением [1]

$$Li_0 + Q_K + Q_D + G_{CC}ct_H + Wc_Bt_H + G_Tc_Tt_{T,H} = Li_2 + G_{CC}ct_K + G_Tc_Tt_{T,K} + Q_{П}, \quad (4.111)$$

где Q_K – теплота, подводимая к воздуху в калорифере, кДж/ч; Q_D – теплота, подводимая к воздуху дополнительно в сушильной камере, кДж/ч; i_0 и i_2 – удельная энтальпия воздуха на входе в сушильную камеру и на выходе из сушилки соответственно, кДж/кг; G_C – производительность сушилки по высушенному материалу, кг/ч; c_C – удельная теплоемкость высушенной части материала, кДж/(кг·К); c_T – удельная теплоемкость транспортирующих устройств, кДж/(кг·К); c_B – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К); G_T – массовая подача в сушилку транспортирующих устройств, кг/ч; t_H – температура до сушки, °С; t_K – температура материала после сушки, °С; $t_{T,H}$ и $t_{T,K}$ – температура транспортирующих устройств до и после сушки соответственно, °С; $Q_{П}$ – потери теплоты в окружающее пространство, кДж/ч.

Из этого равенства можно определить расход теплоты на сушку

$$Q = Q_K + Q_D = L(i_2 - i_0) + G_{CC}c(t_K - t_H) + G_Tc_T(t_{T,K} - t_{T,H}) - Wc_Bt_H + Q_{П}. \quad (4.112)$$

Из последнего выражения путем несложных арифметических действий можно получить формулу для расчета потребного расхода поступающего на сушку воздуха L .

При *контактной сушке* теплота, необходимая для испарения влаги, передается материалу через стенку, разделяющую материал и теплоноситель, в качестве которого используется насыщенный водяной пар [1].

Теплота расходуется на нагрев материала до температуры сушки и на удаление влаги из материала: $Q_{ОБЩ} = Q_H + Q_C$.

Расход теплоты на нагрев материала [1]

$$Q_H = D_H(i'' - i') = G_{CC}c(t_{C,H} - t_K) + Wc_B(t_{C,H} - t_H) + Q_{П}. \quad (4.113)$$

Расход теплоты на сушку [1]

$$Q_C = D_C(i'' - i') = G_{CC}c(t_{C,K} - t_{C,H}) + W(i_B - c_B t_{C,H}) + Q_{П}. \quad (4.114)$$

Общий расход пара [1]

$$D_{ОБЩ} = Q_{ОБЩ} / (i'' - i'). \quad (4.115)$$

где D_H и D_C – массовый расход греющего пара на нагрев материала и на удаление влаги из материала соответственно, кг/ч; i'' и i' – удельные энтальпии греющего пара и конденсата соответственно, кДж/кг; i_B – удельная энтальпия водяных паров, кДж/кг; $t_{C,H}$ и $t_{C,K}$ – начальная и конечная температуры сушки соответственно, °С.

4.7.6 Типовые конструкции сушилок и области их применения

Применяемые в пищевой промышленности виды сушилок можно класси-

фицировать по технологическим признакам: давлению (атмосферные и вакуумные), периодичности процесса, способу подвода тепла (конвективные, контактные, радиационные, с нагревом токами высокой частоты), роду сушильного агента (воздушные, газовые, сушилки на перегретом паре), направлениям движения материала и сушильного агента (прямоточные и противоточные), способу обслуживания, схеме циркуляции сушильного агента, тепловой схеме и т.д.

Выбор типа сушилки зависит от химических свойств материала.

Наиболее широкое распространение получили **барабанные сушилки** (рисунк 4.27, а). Эти сушилки отличаются высокой производительностью и относятся к **конвективным** сушилкам. В качестве сушильного агента в них используют воздух и дымовые газы. Сушилка представляет собой цилиндрический барабан, к которому крепятся бандажи 9, опирающиеся на опорные 3 и опорно-упорные 6 ролики. Вращение барабану передается от электродвигателя через редуктор 4 и зубчатый венец 5, закрытый кожухом 10. Мощность двигателя от 1 до 40 кВт. Частота вращения барабана 1 – 8 об/мин. Размеры корпусов сушилки нормализованы. Так, по нормам машиностроения МН 2106–61 установлены следующие диаметры барабанов: 1000, 1200, (1400), 1600, (1800), (2000), 2200, 2500, 2800 мм. Длина барабана зависит от диаметра и составляет 4, 6, 8, 10, 12, 14, 16, 18, 20, 22 м. Обычно отношение длины L барабана к диаметру D должно быть $L/D = 3,5 = 7,0$. При выборе размеров можно пользоваться также заводскими нормами завода «Прогресс» [6]:

D (в мм)	1000,	1200,	(1400),	1600,	(1800)	2000,	2200;
L (в мм)	4000,	6000,	6000,	6000,	8000,	8000,	10000,
	6000,	8000,	8000,	8000,	10000,	10000,	12000,
			10000,	10000,	12000,	12000,	14000,
							16000

Высушиваемый материал подается в приемную камеру 8 и поступает на приемно-винтовую насадку, а с нее – на основную насадку. Лопасты насадки поднимают и сбрасывают материал при вращении барабана. Барабан установлен под углом α к горизонтали до 6° ; высушиваемый продукт передвигается к выгрузочной камере 2 и при этом продувается сушильным агентом. Между вращающимся барабаном и неподвижной камерой установлено уплотнительное устройство 7. Барабан заполняют материалом обычно до 20%. Коэффициент заполнения барабана, т.е. отношение площади сечения барабана, заполненного материалом F_3 , к площади поперечного сечения барабана F_B [6],

$$\beta = \frac{F_3}{F_B}. \quad (4.116)$$

Обычно $\beta = 0,050 - 0,235$ и зависит от типа насадки и вида высушиваемого материала.

Туннельные сушилки (конвективный тип) применяют для сушки долго сохнущих материалов. На рисунке 4.27, б приведена схема туннельной сушилки для скоростной пародепрессионной сушки материала куличах. Высушиваемый материал помещают на вагонетки (тележки), которые проталкиваются специальным толкателем через туннель. Длина туннеля составляет 25–60 м. Воз-

дух проходит через весь туннель; во избежание расслаивания потока воздуха по высоте и неравномерности сушки аппарат разбивают на ряд зон, на перекрытиях которых устанавливают отопительно-вентиляционные агрегаты, создающие вертикальную циркуляцию воздуха. Скорость теплоносителя 2 – 3 м/с.

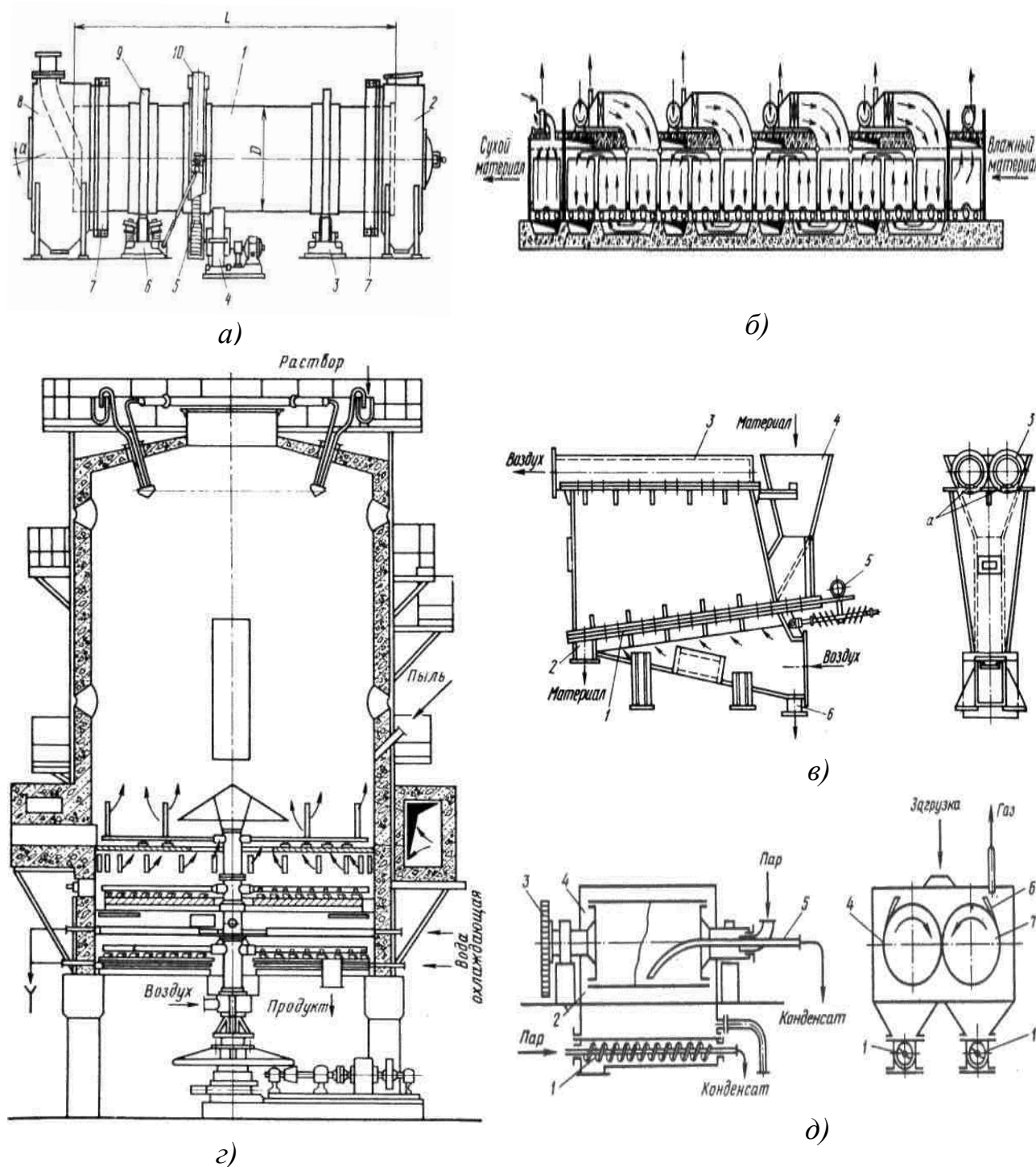


Рисунок 4.27 – Типовые схемы сушилок:

а – барабанная; *б* – туннельная; *в* – с кипящим слоем; *г* – распылительная;
д – вальцовая

Сушилка с кипящим слоем (конвективный тип). В сушилках с кипящим слоем (рисунок 4.27, *в*) обычно сушат продукты с размерами зерен от 0,1 до 5,0

мм. Эти аппараты отличаются высокой надежностью, сокращением времени сушки за счет усиленного перемешивания материала в сушильной камере. Материал через бункер 4 подается на наклонную решетку 1, которая может получать колебания от вибратора 5. На сетке происходит псевдооживление материала воздухом, поступающим снизу. Отработанный воздух проходит две параллельные щели в верхней части камеры и отводится через патрубок 3, а материал выгружается через патрубок 2 и частично через патрубок 6 [6].

Распылительные сушилки (конвективный тип). Распылительные сушилки (рисунок 4.27, з) применяют для обезвоживания концентрированных растворов веществ, суспензий, эмульсий, подвижных паст. Материал, подлежащий высушиванию, распыливается механическими форсунками, пневматическими форсунками, центробежными дисковыми распылителями [6].

В **контактных сушилках** тепло высушиваемому материалу передается через металлическую стенку, обогреваемую паром или водой. Поверхность контакта может быть либо цилиндрической (одно- и двухвальцовые сушилки), либо плоской, когда влажный продукт насыпается на горизонтальные плиты, обогреваемые изнутри паром, водой, электронагревателями [6].

На рисунке 4.27, д представлена схема двухвальцовой сушилки предназначенной для сушки жидких и пастообразных материалов: всевозможных паст, кормовых дрожжей и других материалов. Греющий пар поступает в вальцы, вращающиеся навстречу друг другу с частотой $2...10 \text{ мин}^{-1}$, через полую цапфу, а конденсат выводится через сифонную трубу. Материал загружается сверху между вальцами и покрывает их тонкой пленкой, толщина которой определяется регулируемым зазором между вальцами. Высушивание материала происходит в тонком слое за полный оборот вальцов. Подсушенный материал снимается ножами вдоль образующей каждого вальца. В случае необходимости досушки материала вальцовую сушилку снабжают гребковыми досушивателями [1].

4.8 Кристаллизация

4.8.1 Общие сведения

Кристаллизацией называют процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов из растворов и расплавов. Кристаллы представляют собой твердые тела различной геометрической формы, ограниченные плоскими гранями. Кристаллы, содержащие молекулы воды, называют кристаллогидратами [1].

Производственный технологический процесс кристаллизации состоит из нескольких стадий: *кристаллизация, отделение кристаллов от маточных растворов, перекристаллизация* (если требуется), *промывка и сушка* кристаллов [1].

4.8.2 Статика процесса

Твердые вещества в зависимости от того, как меняется их растворимость с повышением температуры, могут обладать «положительной» или «отрицательной» растворимостью. Если растворимость *увеличивается* с повышением

температуры, такие вещества обладают «положительной» растворимостью, если снижается, говорят об «отрицательной» растворимости вещества в данном растворителе [1].

Раствор, находящийся в **равновесии** с твердой фазой при данной температуре, называют **насыщенным**. В таких растворах между твердым веществом и раствором имеет место динамическое равновесие, характеризующееся тем, что в единицу времени количество частиц, растворяющихся из кристаллов и переходящих в раствор, равно числу частиц, кристаллизующихся в растворе и переходящих в твердую фазу [1].

Пересыщенными называют такие растворы, в которых концентрация растворенного вещества больше его растворимости. Пересыщенные растворы неустойчивы, легко переходят в насыщенные растворы. При таком переходе из пересыщенных растворов выпадает твердая фаза [1].

Для растворов веществ, зависимость которых от температуры неярко выражена, переход в область пересыщенных растворов происходит только при очень значительном снижении температуры. При изменении температуры от t_2 до t_1 количество выпавшей из раствора твердой фазы невелико и пропорционально изменению концентрации раствора $y_x - y'_0$.

Пересыщение раствора может быть достигнуто и при постоянной температуре t_2 путем удаления части растворителя. При этом из раствора выпадает часть твердой фазы, пропорциональная разности концентраций $y''_x - y_0$. Следовательно, кристаллизацию таких растворов можно провести как снижением температуры раствора, так и путем удаления части растворителя [1].

Для веществ с ярко выраженной зависимостью растворимости от температуры оптимальным методом кристаллизации является снижение температуры.

Если растворимость вещества не изменяется с увеличением температуры, то кристаллизация осуществляется путем удаления растворителя [1].

4.8.3 Кинетика процесса и условия кристаллизации

Переход вещества из раствора в твердую фазу осуществляется путем диффузии растворенного вещества через пограничный слой, окружающий поверхность кристалла. Скорость процесса кристаллизации может определяться скоростью диффузии растворенного вещества через пограничный слой, либо скоростью слияния вещества с телом кристалла, либо скоростью обеих стадий одновременно.

Рассмотрим, в качестве примера, процесс кристаллизации сахарозы.

Скорость кристаллизации:

$$M/(F\tau) = D(y_{II} - y_H)/\delta. \quad (4.117)$$

Толщина пограничного слоя, с учетом ламинарного характера обтекания кристалла пересыщенным раствором:

$$\delta = (\mu/v)^{0,5}, \quad (4.118)$$

где μ – динамическая вязкость насыщенного раствора; v – скорость движения кристалла в растворе.

Согласно закону Стокса:

$$v=1/\mu.$$

Зависимость коэффициента диффузии от абсолютной температуры T и вязкости μ по Эйнштейну имеет вид $D = kT/\mu$, где k – некоторая постоянная величина, зависящая от природы диффундирующего вещества.

Тогда, подставляя $\delta=(\mu/v)^{0,5} = [\mu/(1/\mu)]^{0,5} = \mu$ и $D=kT/\mu$ в уравнение (4.117), получим

$$M/(F\tau)=kT(y_{II}-y_{I})/\mu^2. \quad (4.119)$$

При $\mu^2 = 1$ значение коэффициента k равно 2318. Тогда уравнение примет вид

$$M/(F\tau)=2318(y_{II}-y_{I})/\mu^2, \quad (4.120)$$

где $M/(F\tau)$ – скорость кристаллизации сахарозы, мг/(м²·мин); $y_{II} - y_{I}$ – разность концентраций, г на 100 г раствора; μ – динамическая вязкость насыщенного раствора при данной температуре, мПа·с.

Основными факторами, определяющими скорость кристаллизации, являются степень пересыщения раствора, температура, образование центров кристаллизации, интенсивность перемешивания, наличие примесей в растворе.

Процесс кристаллизации состоит из двух стадий: образования центров кристаллизации и роста кристаллов.

Образование центров кристаллизации в пересыщенных или переохлажденных растворах может инициироваться искусственно, например при добавлении в раствор тонкодисперсных частиц или «затравки», или возникать самопроизвольно.

Рост кристаллов происходит на сформированном зародыше за счет адсорбции частиц растворенного вещества из раствора, кристалл растет одновременно по всем граням, однако с различной скоростью роста, что приводит к изменению формы и размеров кристаллов в процессе кристаллизации. При получении кристаллического сахара, соли требуются максимальная однородность кристаллов и их правильная форма.

Форма кристаллов в основном зависит от природы кристаллизуемого вещества. Неоднородность получаемых кристаллов связана, как правило, с плохим перемешиванием раствора.

Увеличение однородности кристаллов достигается их последующей классификацией.

4.8.4 Аппараты для кристаллизации

При *периодической* кристаллизации в аппарат загружают порцию исходного раствора и доводят ее до состояния пересыщения. В таком растворе либо происходит самопроизвольное зарождение кристаллов, либо его инициируют введением затравки или механическим воздействием, например ультразвуковыми колебаниями. Далее происходит рост кристаллов в изотермических или изогидрических условиях при подпитке свежим раствором или без нее. При достижении необходимого содержания кристаллов или, что эквивалентно, максимального истощения маточного раствора всю массу удаляют из аппарата и направляют на механическое разделение, например центрифугированием, а в кристаллизационном аппарате начинают новый цикл.

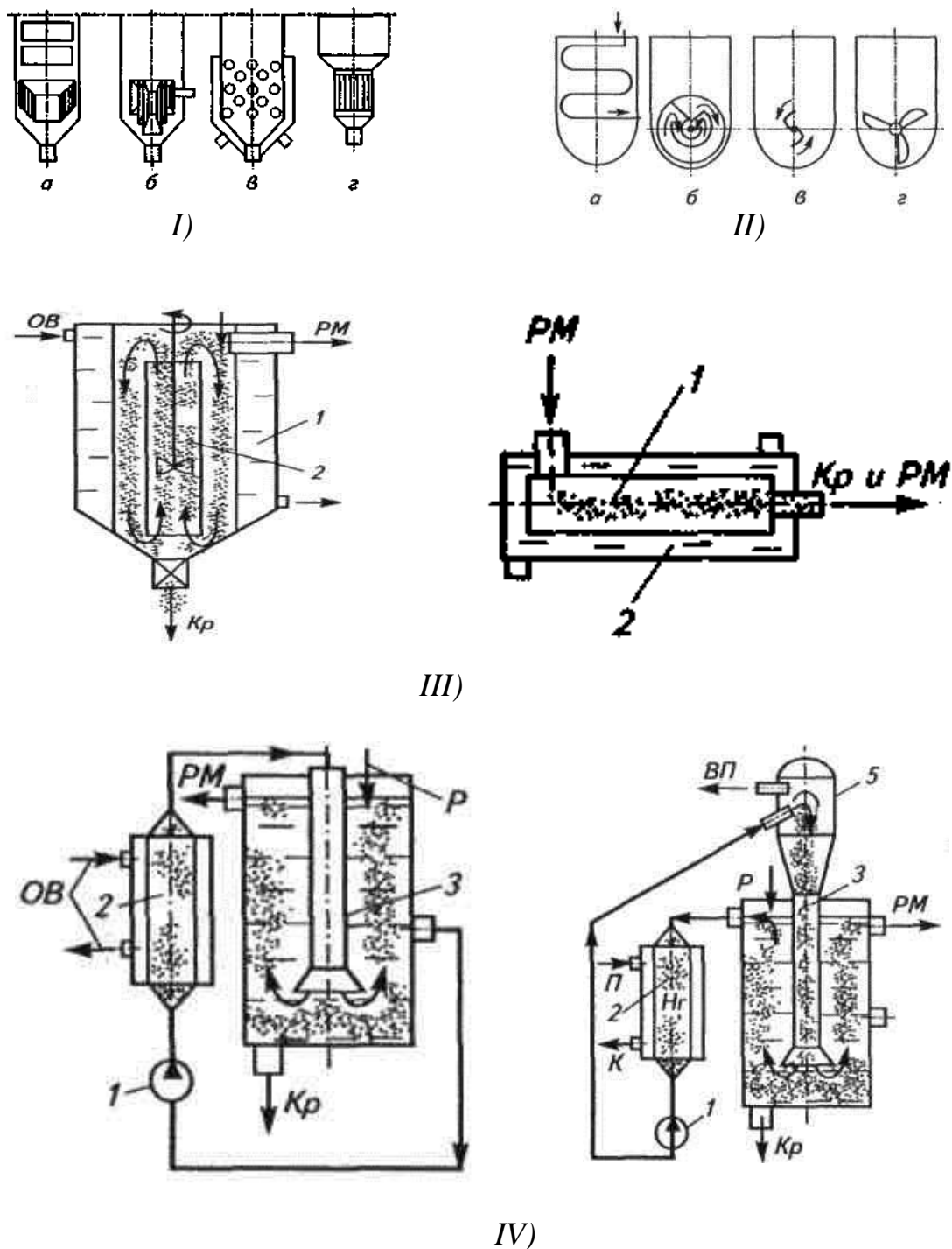


Рисунок 4.28 – Схемы кристаллизаторов:

I – формы поверхностей нагрева вакуум – аппаратов (*a* – с цилиндрической надставкой; *б* – с низким расположением поверхности нагрева; *в* – с обогревом корпуса аппарата; *г* – с расширением корпуса над трубной решеткой); *II* – формы поверхностей охлаждения кристаллизаторов (*a* – корытного типа; *б* – барабанный; *в, г* – с поверхностями охлаждения в виде лопастных мешалок); *III* – схемы кристаллизаторов непрерывного действия (*a* – вертикальный с циркуляционной трубой: 1 – охлаждающая жидкость; 2 – циркуляционный поток; *б* – горизонтальный: 1 – раствор; 2 – охлаждающая жидкость); *IV* – упрощенные схемы кристаллизаторов типа «Кристалл» (*a* – охлаждающий; *б* – выпарной: 1 – насос; 2 – теплообменник; 3 – центральная труба; 4 – выносная паровая камера; *OB* – охлаждающая вода; *PM* – раствор маточный; *Kp* – кристаллы; *П* – пар; *P* – раствор; *Hr* – нагретый раствор; *ВП* – вторичный пар)

При *непрерывной* кристаллизации исходный раствор и готовый продукт движутся непрерывно; параметры процесса изменяются вдоль потока массы в аппарате. При этом возможно проявление действия на процесс гидродинамических факторов.

Отдельные фазы процесса часто выполняют в разных аппаратах. Начинают кристаллизацию в вакуум-аппаратах с обогревом; по достижении предельной концентрации массы возможен ее спуск из выпарного аппарата и перевод в мешалки – кристаллизаторы с охлаждением. Основными конструктивными требованиями к выпарным аппаратам, используемым в процессах кристаллизации, являются:

- возможность большого объемного уваривания массы без нарушения процессов теплопередачи;
- надежная циркуляция и выпуск густой массы.

Для выполнения этих требований применяют специфичные формы рабочих объемов и теплообменников вакуум-аппаратов (рисунок 4.28, *I*): используют конические спускные отверстия большого диаметра; диаметры кипяtilьных труб выбирают не менее 85 мм; поверхности нагрева кипяtilьников опускают предельно низко, расширяют верхнюю часть аппарата и т.д.

Аппараты для кристаллизации при охлаждении раствора называют мешалками-кристаллизаторами. На рисунке 4.28, *II* показаны некоторые возможные формы поверхностей охлаждения аппаратов кристаллизации.

В связи с тем, что при чрезмерно быстром охлаждении возможно загущение раствора без выпадения кристаллов, при соединении кристаллизаторов-мешалок в батарее готовый продукт в последнем кристаллизаторе подогревают для облегчения отделения от маточного раствора в центрифугах.

Аппараты для непрерывной кристаллизации также выполняют с перемешиванием продукта или без него. Отвод кристаллов и истощенного раствора осуществляют отдельно (рисунок 4.28, *III*).

В аппаратах с перемешиванием удается лучше контролировать процесс и управлять им, в частности, отслеживать его важнейший параметр – степень пересыщения раствора.

Две схемы кристаллизаторов «Кристалл» охладительного и выпарного (т.е. изогидрического и изотермического) показаны на рисунке 4.28, *IV*.

Описание и расчет методов сушки, а также ряда специальных методов сушки (инфракрасными лучами, токами высокой и промышленной частоты) приведены в специальной литературе [1, 2, 5, 6, 7, 8].

5 БИОХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

5.1 Общие сведения

Биохимическими процессами называют процессы направленной жизнедеятельности микроорганизмов, скорость которых определяется приростом биомассы либо продуктов их метаболизма.

Биохимические процессы осуществляются с помощью живых микроорганизмов. Они потребляют из окружающей среды – субстрата питательные вещества – сахарозу, глюкозу, лактозу и другие углеводы. Микроорганизмы дышат, растут, размножаются, выделяют газообразные и жидкие продукты метаболизма, реализуя тем самым накопление биомассы или продуктов метаболизма, ради чего и проводится процесс ферментации. При ферментации накапливаются биомасса и продукты метаболизма. Так, при производстве дрожжей, белково-витаминных концентратов целевым продуктом является биомасса, а в других случаях, например при производстве антибиотиков, ферментов и др., – продукты метаболизма, синтезируемые клетками микроорганизмов. При этом продукт жизнедеятельности микроорганизмов может накапливаться в самой клетке либо выделяться в культуральную жидкость.

В пищевой промышленности микроорганизмы используются в бродильных производствах – пивоварении, виноделии, в производстве пищевого спирта, лимонной, молочной и уксусной кислот, дрожжей, а также при переработке сельскохозяйственного сырья. Производство дрожжей связано с получением больших количеств биомассы микроорганизмов. Для получения дрожжей, а также ряда органических кислот используют метод глубинной (суспензионной) ферментации микроорганизмов в кислой среде. При этом не требуется высокой степени асептики, так как возможность развития посторонней микрофлоры мала. Питательные среды и культуральные жидкости содержат сахара, спирты и другие компоненты в концентрациях, при которых рост многих микроорганизмов затруднен. В ряде случаев применяют микроорганизмы – анаэробы, для культивирования которых не требуется кислорода, что затрудняет и рост посторонней микрофлоры.

В связи с этим не возникает проблем стерилизации больших количеств жидкости, оборудования, его герметизации, тонкой очистки воздуха. Выделение готового продукта происходит в сепараторах в жидком виде с последующей сушкой в распылительных сушилках.

Проведение технологического процесса в условиях, сопутствующих развитию посторонней микрофлоры ($t = 25...35\text{ }^{\circ}\text{C}$, $pH = 6,2...7,2$) в отсутствие строгой стерилизации и герметизации оборудования, может привести к полному подавлению роста целевого полезного продуцента или к резкому снижению выхода целевого продукта метаболизма. Поэтому в этих процессах предъявляют повышенные требования к асептике: тонкой очистке воздуха, стерилизации оборудования и культуральной жидкости.

Синтез проводят в аппаратах, которые называют **ферментаторами** периодического и непрерывного действия. Целевой продукт выделяют из культу-

ральной жидкости путем фильтрования, сепарации, экстракции, выпаривания и сушки. Наиболее распространенными методами сушки являются распылительные, сублимационные, вакуумные и сушка в псевдоожигенном слое.

Особенности биохимических процессов следующие: образование или разрушение различных продуктов с помощью живых микроорганизмов; саморегулирование, которое обычно направлено на ускорение роста биомассы. Кроме того, все внутриклеточные процессы протекают и регулируются белковыми биокатализаторами – ферментами, клеточные, оболочки – мембрана обладает избирательной проницаемостью, на внешнее воздействие регуляторные механизмы клетки реагируют приспособительной реакцией, направленной обычно в благоприятную для жизнедеятельности микроорганизмов сторону.

Анализ и расчет ферментаторов основываются на информации о микрокинетике процесса ферментации микроорганизмов, который включает кинетику роста биомассы в зависимости от концентрации компонентов субстрата и других параметров, а также на изучении закономерностей массо- и теплообмена.

5.2 Кинетика ферментационных процессов

Большинство используемых в промышленности микроорганизмов является **гетеротрофами**, для жизнедеятельности которых необходимы органические источники углерода [1].

В процессе жизнедеятельности микроорганизмы осуществляют разнообразные функции, которые обусловлены высокой степенью организации клеток и их сложной структурой [1].

Клетка состоит из клеточной стенки, цитоплазматической мембраны, цитоплазмы и ядра [1].

В ходе жизнедеятельности микроорганизмов клетки непрерывно претерпевают как количественные, так и качественные изменения: рост, изменение химического состава, морфологии, размножения, спорообразования и, наконец, отмирание.

Типичная кривая роста культуры микроорганизмов показана на рисунке 5.1. Первая фаза – лаг-фаза – характеризуется отсутствием роста клеток. В этой фазе (*I* стадия) посевная культура адаптируется к внешним условиям и вырабатывает ферменты для роста клеток на данной питательной среде. В экспоненциальной фазе (*II* стадия) клетки размножаются с максимально возможной в данных условиях скоростью. Продолжительность этой фазы зависит от запаса питательных веществ в среде культивирования, эффективности перемешивания и скорости подвода кислорода к клетке, т.е. эффективности аэрации [1].

С увеличением накопления биомассы исчерпываются питательные вещества, накапливаются продукты обмена и снижается скорость массообмена кислорода с клеткой. Эти факторы приводят к снижению скорости роста микроорганизмов (*III* стадия). Дальнейшее потребление субстратов и выделение метаболитов приводят к прекращению роста (*IV* стадия) – стационарная фаза. В *V* стадии (стадия отмирания) число клеток резко снижается [1].

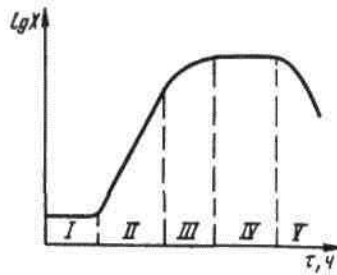


Рисунок 5.1 – Кривая роста культуры микроорганизмов

Для описания кинетики роста микроорганизмов используют общую и удельную скорости роста. Общая скорость биомассы микроорганизмов (в $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$) представляет собой отношение прироста биомассы dM за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$. Эта скорость пропорциональна концентрации биомассы [1].

Кинетика роста биомассы микроорганизмов описывается уравнением [1]

$$\frac{dM}{d\tau} = KM, \quad (5.1)$$

где M – концентрация биомассы, $\text{кг}/\text{м}^3$; τ – продолжительность процесса, ч; K – удельная скорость роста биомассы, ч^{-1} .

Из уравнения (5.1) удельная скорость [1]

$$K = \frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{d\tau}. \quad (5.2)$$

В экспоненциальной фазе удельная скорость роста биомассы микроорганизмов постоянна и равна максимально возможной для данной культуры и условий проведения процесса [1].

Концентрация биомассы согласно уравнению (5.1) возрастает по экспоненциальному закону [1]

$$M = M_0 e^{K\tau}, \quad (5.3)$$

где M_0 – концентрация биомассы в начале экспоненциальной фазы, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Прологарифмировав уравнение (5.3), получим [1]

$$\ln M = M_0 + K\tau. \quad (5.4)$$

В полулогарифмических координатах уравнение (5.4) представляет собой прямую линию с тангенсом угла наклона, пропорциональным удельной скорости роста K [1].

Чтобы рассчитать удельную скорость роста, определяют значения M_1 и M_2 для двух точек, соответствующих продолжительности процесса t_1 и t_2 [1].

Тогда

$$K = \frac{1}{\tau_1 - \tau_2} (\ln M_2 - \ln M_1). \quad (5.5)$$

Продолжительность регенерации τ_p , за которую количество биомассы увеличится в два раза [1],

$$\tau_p = \frac{\lg 2}{K} = \frac{0,69}{K}. \quad (5.6)$$

В качестве сырья в микробиологическом синтезе используют отходы крахмалопаточного производства (меласса, гидрол), гидро-лизаты торфа и питательных отходов, молочную сыворотку, кукурузную муку, углеводороды переработки нефти [1].

5.3 Массообмен в процессах ферментации

Для роста популяции аэробных микроорганизмов требуется кислород, который окисляет органические субстраты и обеспечивает клетки энергией. Кислород плохо растворяется в воде, и его концентрация в воде составляет 8,1 мг/л. Поэтому для обеспечения процесса ферментации необходима непрерывная аэрация ферментационной жидкости воздухом [1].

При аэрации происходят два процесса: абсорбция кислорода ферментационной жидкостью из пузырьков воздуха и усвоение растворенного в жидкости кислорода клетками микроорганизмов [1].

Для жидкой фазы уравнение массоотдачи запишется в виде [1]

$$dM = \beta_{ж}(x_p - x)F d\tau, \quad (5.7)$$

где M – концентрация кислорода, кг; $\beta_{ж}$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, м/ч; x_p – равновесные концентрации кислорода, кг/м³; x – рабочая концентрация кислорода в жидкой фазе, кг/м³; F – площадь поверхности массоотдачи, м²; τ – продолжительность процесса, ч.

Так как площадь поверхности раздела фаз F в барботажных аппаратах неопределима, выразим [1]

$$F = V_p a, \quad (5.8)$$

где V_p – рабочий объем ферментатора, м³; a – удельная площадь поверхности массоотдачи, м²/м³.

Тогда уравнение (5.7) примет вид [1]

$$dM = \beta_{ж} a (x_p - x) V_p d\tau, \quad (5.9)$$

или

$$dM = \beta_{жV} (x_p - x) V_p d\tau, \quad (5.10)$$

где $\beta_{жV}$ – объемный коэффициент массоотдачи, ч⁻¹; $\beta_{жV} = \beta_{ж} \cdot a$.

На практике измеряют не концентрации кислорода, растворенного в жидкости, а его парциальные давления в газовой фазе, находящейся в равновесии с жидкостью.

Согласно закону Генри [1]

$$x_p = \frac{1}{E} p_{O_2}, \quad (5.11)$$

где E – константа Генри, кг/(м³·Па); p_{O_2} – парциальное давление кислорода в ферментационной жидкости, Па.

Если считать, что в любой момент времени скорость W_{O_2} усвоения кислорода микроорганизмами из ферментационной жидкости равна скорости абсорбции, т.е. $x = 0$, то [1]

$$W_{O_2} = \beta_{жв} x_P = \beta_{жв} \frac{1}{E} p_{O_2}. \quad (5.12)$$

Отметим, что коэффициент массоотдачи в жидкой фазе зависит от скорости перемешивания среды и условий аэрации. Концентрация кислорода в отходящем из ферментатора воздухе составляет 18...20 % [1].

5.4 Аппаратура для проведения процессов ферментации

Процессу глубинной ферментации в ферментаторах предшествуют следующие стадии, проводимые в лабораторных условиях: приготовление посевного материала; приготовление и стерилизация питательных сред; выращивание посевного материала в инокуляторах. Количество посевного материала зависит от объемов ферментаторов, установленных в цехе. Обычно количество посевного материала составляет 5... 10% объема питательной среды. Перед загрузкой питательной среды и посевного материала ферментатор и все коммуникации стерилизуют. С целью уменьшения ценообразования в ферментатор загружают поверхностно-активные вещества (ПАВ). Ферментацию проводят в асептических условиях в течение 18...24 ч. Во время процесса контролируют температуру и *pH* культуральной жидкости. После окончания ферментации ферментатор опорожняют. Полученный продукт отделяется от жидкости на фильтрах или сепараторах и поступает на дальнейшую обработку [1].

При проведении ферментации основным специфическим аппаратом является ферментатор. Наиболее распространенный ферментатор – это аппарат с механическим перемешиванием и барботером для подвода воздуха (рисунок 5.2). Ферментационная жидкость перемешивается в таком аппарате мешалкой и подаваемым воздухом. Во время работы мешалки воздух дополнительно диспергируется в ферментационной жидкости. Наибольшее применение получили типовые открытые турбинные мешалки, обеспечивающие эффективные перемешивание и диспергирование воздуха [1].

В зависимости от объема ферментатора по высоте аппарата на вал может быть установлено несколько мешалок. Иногда монтируют отражательные перегородки. Для поддержания необходимой температуры в ферментаторе предусматривают теплообменную рубашку, в которую подается охлаждающая вода [1].

Разработаны самовсасывающие воздух мешалки, одна из конструкций которых показана на рисунке 5.3 [1]. В таких мешалках осуществляется перемешивание с одновременной подачей воздуха для аэрации жидкости. Внутри турбины находится полость с кольцевым соплом, соединенная с каналом, подводящим воздух. При вращении мешалки внутри турбины создается разрежение, в результате воздух из атмосферы засасывается во внутреннюю полость.

Оборудование, применяемое для выделения продукта из ферментационной жидкости, экстракции, выпаривания и сушки, является типовым и не отличается от оборудования, используемого в химической и пищевой промышленности [1].

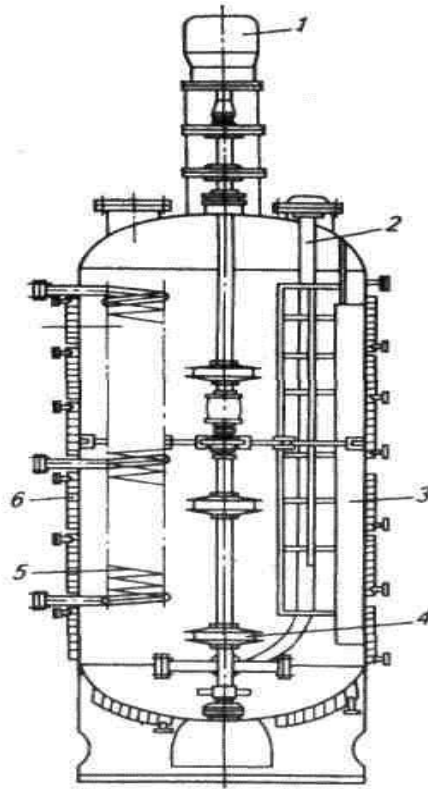


Рисунок 5.2 – Схема ферментатора:

1 – двигатель; 2 – труба для подачи воздуха; 3 – отражательная перегородка;
4 – мешалка; 5 – змеевик; 6 – рубашка

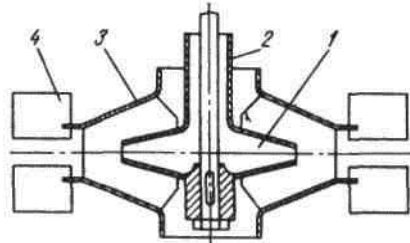


Рисунок 5.3 – Самовсасывающая мешалка:

1 –воздушная полость; 2 – воздухоподводящий патрубок; 3 – турбина;
4 – лопатка

6 МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

6.1 Измельчение и классификация твердых материалов

6.1.1 Общие сведения

К *механическим процессам* относятся измельчение, классификация и прессование материалов, приводящие лишь к изменению формы материала без изменения физико-химических характеристик [1].

Измельчение – это процесс увеличения поверхности твердых материалов путем их раздавливания, раскалывания, истирания и удара [1, 2].

Метод измельчения выбирают в зависимости от крупности и физико-механических свойств измельчаемых материалов. На практике часто применяют комбинированные методы измельчения [1].

Процессы измельчения разделяются на *дробление* (крупное, среднее и мелкое), *измельчение* (тонкое и очень тонкое) и *резание*. Резание применяют, когда требуется не только уменьшить размер кусков, но и придать им определенную форму [1, 2].

Изрезанию подвергаются овощи и фрукты, конфетная и тестовая масса, мясо и другие продукты.

На измельчающих машинах можно проводить различные процессы измельчения, начиная от измельчения глыб и кончая коллоидным измельчением, позволяющим получать продукт с частицами размером до 0,1 мкм [1].

Классификация – это процесс разделения однородного сыпучего материала по величине его частиц. По технологическим требованиям часто требуется направлять на переработку куски (частицы) материалов, размеры которых должны находиться в строго определенных пределах. Процесс измельчения характеризуется степенью измельчения, т.е. отношением среднего размера куска до измельчения d_H к среднему размеру куска после измельчения d_K [1].

$$i = d_H / d_K. \quad (6.1)$$

В зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков и частиц материала измельчение подразделяется на следующие виды:

Вид измельчения	d_H , мм	d_K , мм
Крупное	1500...2000	250...25
Среднее	200...25	25...5
Мелкое	25...5	5...1
Тонкое	5...1	1...0,075
Коллоидное	0,2...0,1	$1 \cdot 10^{-4}$

Крупное и среднее измельчение проводят сухим способом, а мелкое и тонкое – мокрым способом обычно в воде [1].

6.1.2 Физические основы измельчения

Выбор метода измельчения зависит от крупности и прочности кусков измельчаемых материалов.

Прочные и хрупкие материалы измельчаются раздавливанием и ударом, прочные и вязкие – раздавливанием, вязкие материалы средней прочности – истиранием, ударом и раскалыванием [1].

Процессы измельчения связаны с затратой большого количества энергии.

Полная работа внешних сил выражается уравнением академика Ребиндера [1]

$$A = A_D + A_{II} = K_1 \Delta V + K_2 \Delta F, \quad (6.2)$$

где A_D – работа, затрачиваемая на деформацию объема разрушаемого куска, Дж; A_{II} – работа, затрачиваемая на образование новой поверхности, Дж; K_1 – коэффициент пропорциональности, равный работе деформирования единицы объема тела; ΔV – изменение объема разрушаемого тела; K_2 – коэффициент пропорциональности, равный работе, затрачиваемой на образование единицы новой поверхности; ΔF – приращение вновь образованной поверхности.

На основании закона Гука работу деформации (в Н·м) материала при сжатии можно определить по соотношению [1]

$$A_D = \frac{\sigma^2 \Delta V}{2E}, \quad (6.3)$$

где σ – разрушающее напряжение сжатия, Н/м; ΔV – уменьшение объема кусков материала в результате их деформации перед разрушением, м³; E – модуль упругости материала, Н/м², тогда

$$A = [\sigma^2 \Delta V / (2E)] + K_2 \Delta F. \quad (6.4)$$

В случае крупного дробления с малой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на образование новой поверхности, и, учитывая, что $\Delta V \sim D^3$, получим [1]

$$A = K_1 \Delta V = K'_1 D^3, \quad (6.5)$$

где D – характерный размер куска.

Для дробления с большой степенью измельчения можно пренебречь работой, затрачиваемой на деформирование объема куска. Тогда, учитывая, что $\Delta F \sim D^2$,

$$A = K_2 \Delta F = K'_2 D^2. \quad (6.6)$$

В случае, когда нельзя пренебречь слагаемыми в уравнении (6.2), получают уравнение [1]

$$A = K_3 \sqrt{D^3 D^2} = K_3 D^{2.5}, \quad (6.7)$$

которое носит название **уравнения Бонда**: работа дробления пропорциональна среднегеометрическому из его объема и поверхности.

Работа $A_{\text{ПОЛН}}$ (в Дж), затрачиваемая на резание (резание состоит из двух последовательных стадий: сначала лезвие ножа сжимает материал, а затем перерезает его), может быть выражена формулой акад. В.П. Горячкина [1]

$$A_{\text{ПОЛН}} = A_{\text{СЖ}} + A_{\text{П}}, \quad (6.8)$$

где $A_{\text{СЖ}}$ – работа, затрачиваемая на сжатие продукта, Дж; $A_{\text{П}}$ – полезная работа резания, Дж.

Работа сжатия [1]

$$A_{СЖ} = \mathcal{E} h_{СЖ} / h, \quad (6.9)$$

где \mathcal{E} – условный модуль сжатия материала лезвием ножа, Дж; $h_{СЖ}$ – высота сжатого слоя, м; h – первоначальная высота слоя материала, м [1].

Полезная работа [1]

$$A_{П} = F_{РЕЗ} (h - h_{СЖ}), \quad (6.10)$$

где $F_{РЕЗ}$ – усилие резания.

6.1.3 Конструкции основных типов измельчающих машин

Все измельчающие машины делятся на дробилки и мельницы. Дробилки применяют для крупного и среднего дробления, мельницы – для среднего, мелкого, тонкого и коллоидного измельчения [1].

Ко всем измельчающим машинам предъявляют общие требования: равномерность кусков измельченного материала; удаление измельченных кусков из рабочего пространства; сведение к минимуму пылеобразования; непрерывная и автоматическая разгрузка; возможность регулирования степени измельчения; возможность легкой смены быстро изнашивающихся частей; небольшой расход энергии на единицу продукции [1].

Основные измельчающие машины подразделяются на следующие типы: щековые дробилки, гирационные, молотковые и дробилки ударного действия; протирачные машины; валковые мельницы и бегуны, шаровые и стержневые мельницы, кольцевые, вибрационные, коллоидные мельницы [1].

На рисунке 6.1 показаны основные схемы дробилок [2].

Устройства для резания классифицируют [2]:

- по назначению – для резания хрупких, твердых, упруговязкопластичных и неоднородных материалов;
- по принципу действия – на периодические, непрерывные и комбинированные;
- по виду режущего инструмента – на пластинчатые, дисковые, струнные, гильотинные, роторные, струйные (жидкостные и пневматические), ультразвуковые и лазерные;
- по характеру движения режущего инструмента – с вращательным, возвратно-поступательным, плоскопараллельным, поворотным и вибрационным движением;
- по характеру движения материала при резании и по виду его крепления.

Наиболее производительные машины для резания применяют на сахарных заводах. Такая машина представляет собой горизонтальный вращающийся диск с лопастями и накрывающий его неподвижный барабан. В прорезях барабана устанавливают рамы с ножами. Диск вращается с частотой 70 об/мин при средней линейной скорости в районе ножей 8 м/с. Барабан заполняют свеклой, которая, попадая на диск, прижимается центробежной силой к ножам и режется в стружку. Профиль последней определяется формой ножей [2].

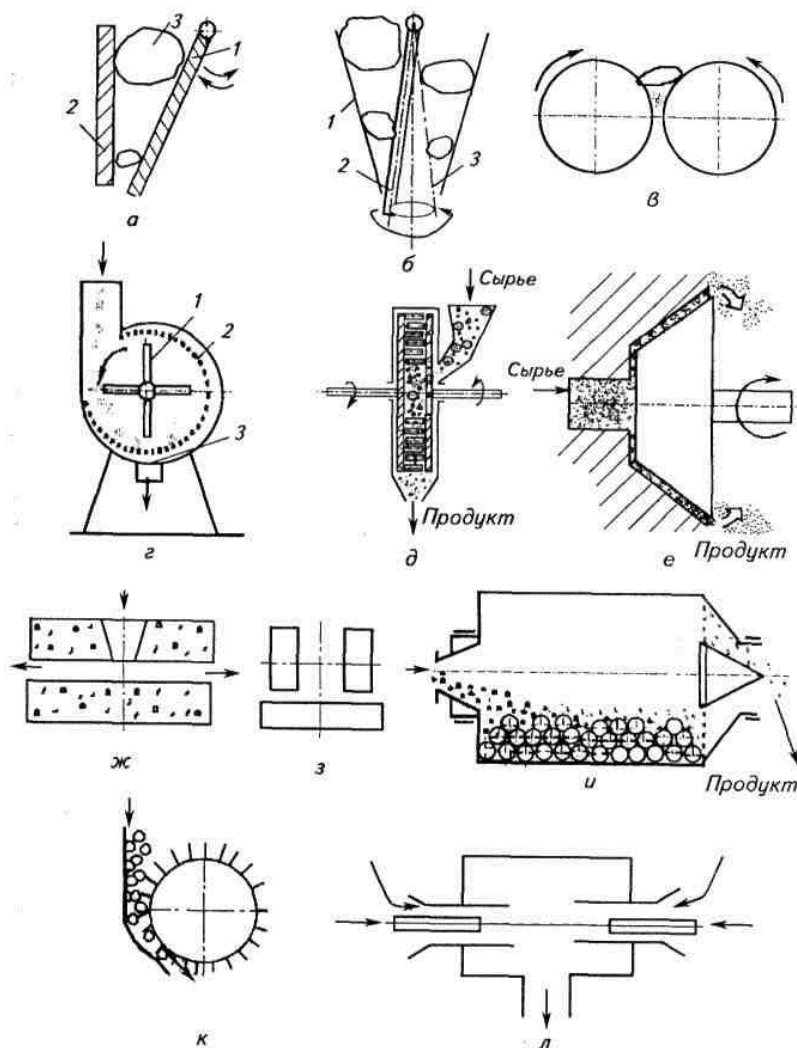


Рисунок 6.1 – Принципиальные схемы дробилок:

а – щековая; 1 – подвижная щека; 2 – неподвижная щека; 3 – материал; *б* – конусная (гирационная): 1 – подвижная щека; 2 – неподвижная щека; 3 – материал; *в* – вальцовая; *г* – молотковая: 1 – молотки; 2 – ситовой пояс; 3 – патрубок для готового продукта; *д* – дезинтегратор; *е* – коллоидная мельница; *ж* – жерновая; *з* – бегуны; *и* – шаровая; *к* – терка; *л* – струйная

В мясной и консервной промышленности широко применяют машины для резки мяса, хлеба, картофеля и свеклы, называемые волчками. Конструкция их напоминает бытовую мясорубку. Резание осуществляется парой режущих инструментов – неподвижной ножевой решеткой (декой) и плоским вращающимся ножом. Материал подается шнеком в зону резания, вдавливаясь в решетку и подрезается вращающимися плоскими ножами, прижимающимися к решетке. Частота вращения шнека для тихоходных волчков 100...200, быстроходных – более 300 об/мин [2].

Кроме того, для тонкого измельчения мяса применяются машины, называемые куттерами. Куттер представляет собой чашу с установленным в ней режущим инструментом. Мясо из корыта автоматически загружается во вращающуюся чашу, изготовленную из нержавеющей стали, и режется инструментом, выполненным в виде фрезы. Скорость резки составляет 130 м/с. Фарш выгру-

жается периодически с помощью автоматической наклонной заслонки, которая вытесняет фарш из чаши в приемное корыто [1].

6.1.4 Классификация зернистых материалов

Для разделения смеси зернистых материалов на фракции с узкими пределами размеров частиц применяют три вида классификаций:

– *механическая*, которая заключается в рассеивании сыпучих материалов на ситах, решетках или других устройствах. При механической классификации через отверстия просеивающего устройства проходят частицы материала (проход), размеры которых меньше размеров отверстий. Не прошедшие через сита куски или частицы (сход) направляются на дополнительное измельчение;

– *гидравлическая классификация* – разделение смеси твердых частиц на фракции в зависимости от скорости оседания частиц в жидкости;

– *воздушная сепарация* – разделение смеси твердых частиц на фракции в зависимости от скорости отстаивания частиц в воздухе.

Механическая классификация, которая также называется сепарированием (грохочением), применяется для разделения частиц размерами от нескольких сантиметров до долей миллиметра. Классификацию проводят на рассеивающих устройствах, называемых *грохотами* или *сепараторами* [1].

Для рассеивания материалов используют металлические или другие сита, решета из металлических листов со штампованными отверстиями, решетки из параллельных стержней – колосников.

Гидравлическая классификация смесей твердых частиц на фракции по скорости осаждения их в жидкости подчиняется общим законам осаждения твердых тел. Гидравлическая классификация осуществляется в горизонтальном или восходящем потоке воды. Скорость потока выбирают такой, чтобы из классификатора выносились частицы, меньшие определенного размера, – верхний продукт, а в классификаторе осаждались частицы больших размеров, обладающие большей скоростью осаждения, – нижний продукт. Для классификации под действием центробежной силы используют *гидроциклоны* [1].

Воздушная сепарация отличается от гидравлической классификации тем, что скорость осаждения частиц в воздухе значительно больше скорости осаждения частиц в воде. Воздушная сепарация осуществляется в восходящем потоке воздуха в циклонных аппаратах [1].

6.2 Прессование

6.2.1 Общие сведения

Для обезвоживания, брикетирования твердых материалов, гранулирования и формования пластичных материалов в пищевой промышленности применяют прессование.

Прессование заключается в том, что обрабатываемый материал подвергают внешнему давлению в специальных прессах.

Под избыточным давлением проводят *обезвоживание, брикетирование, формование и штампование* различных пищевых материалов [1].

6.2.2 Обезвоживание и брикетирование

Обезвоживание продуктов применяют для выделения жидкости, когда она является ценным продуктом или когда с обезвоживанием ценность продукта увеличивается [1].

Обезвоживание проводят под действием избыточного давления, которое прикладывается к материалу. Избыточное давление может быть приложено к материалу двумя способами: давлением поршня в прессах или действием центробежной силы в центрифугах [1].

Основная характеристика процесса брикетирования – зависимость между приращением давления прессования Δp и уменьшением коэффициента уплотнения прессуемого вещества β ($\beta = V/V_1 = h/h_1$, где V и V_1 – объем продукта до и после прессования соответственно; h и h_1 , – высота брикета до и после прессования соответственно) [1].

Для вывода уравнения распределения давления прессования по высоте брикета рассмотрим схему сил, действующих на элементарный слой брикета (рисунок 6.2).

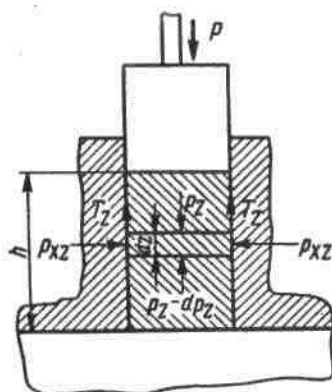


Рисунок 6.2 – Схема сил, действующих на элементарный слой брикета

Давление прессования складывается из давления на уплотнение продукта и давления для преодоления сил трения продукта о пресс-форму. Пренебрегая трением продукта о пресс-форму и принимая, что продукт является однородным, получаем выражение для описания процесса прессования [1]

$$\psi \ln(p/p_0) = \beta - \beta_0, \quad (6.11)$$

где ψ – модуль прессуемости; p, p_0 – соответственно конечное и начальное давления сжатия; β, β_0 – конечный и начальный коэффициенты уплотнения.

В условиях равновесия на элемент брикета, находящийся в матрице на расстоянии z от пуансона, в вертикальной плоскости действуют нормальные силы p_z и $p_z - dp_z$, удельные силы трения T_z и силы от боковых давлений p_{xz} .

Удельная сила трения $T_z = fp_{xz}$, где f – коэффициент трения материала о стенку матрицы.

Вертикальное удельное давление связано с боковым удельным давлением p_{xz} соотношением $p_{xz} / p_z = \xi$. Если поперечное сечение F и периметр брикета Π , то условие равновесия сил на ось z выражается уравнением $Fdp_z = fp_z dz$. Учитывая, что приращение давления и силы трения равны, но противоположны по направлению, получим $Fdp_z = -f\xi p_z \Pi dz$. Проинтегрировав это уравнение в пределах от p до p_z и от 0 до z при постоянстве величин ξ и f , получим

$$p_z = p_{\text{exp}}(-\xi f \Pi z / F). \quad (6.12)$$

На дне пресс – формы удельное давление

$$p_h = p_{\text{exp}}(-\xi f h \Pi / F). \quad (6.13)$$

где h – высота брикета.

Уравнение (6.12) представляет собой уравнение распределения давления прессования по высоте сжатого брикета. Его можно также использовать для определения потерь давления на трение о стенки матрицы.

Средний коэффициент уплотнения [1]

$$\beta_{CP} = \beta_0 - \psi \ln(p / p_0) + \psi \xi \Pi z / (2F), \quad (6.14)$$

где $\xi = p_{xz} / p_z$ – соотношение бокового удельного давления p_{xz} и вертикального удельного давления p_z (**коэффициент бокового давления**); f – коэффициент трения материала о стенку матрицы; Π – периметр брикета; z – координата перемещения пуансона вдоль вертикальной оси; F – поперечное сечение брикета.

Средняя плотность брикета постоянного сечения [1]

$$\rho_{CP} = [\rho - \rho_K \psi \ln(p / p_0)] / [1 - \psi \xi \Pi G_K / (2F^2 \rho_K)], \quad (6.15)$$

где G_K – масса твердой фазы в брикете.

Конечный и начальный коэффициенты уплотнения в этом случае $\beta = \rho / \rho_K$ и $\beta_0 = \rho_0 / \rho_K$; конечная высота брикета $h_K = G_K / F \rho_K$; ρ и ρ_K – соответственно начальная и конечная плотности брикета [1].

Уравнения (6.14) и (6.15) являются основными уравнениями процесса одностороннего прессования дисперсного вещества, полученными при допущении постоянства коэффициента трения f и коэффициента бокового давления ξ [1].

6.2.3 Гранулирование и формование

Гранулирование и формование проводят в **экструдерах** с целью получения полуфабрикатов или готовых изделий при комплексном воздействии давления, температуры, влажности и напряжения сдвига. Преимущества экструзии состоят в совмещении в одном экструдере нескольких процессов: диспергирования, перемешивания, гомогенизации, термической обработки (охлаждения), формования и сушки пищевых материалов. Экструдер заменяет ряд периодических процессов и оборудования, а сам процесс экструзии позволяет направленно изменять свойства и структуру перерабатываемого материала, обеспечивает непрерывность процесса, возможность непрерывной подачи в перерабатываемый материал ароматизаторов, красителей, пластификаторов и вкусовых добавок. Экструзию применяют при выработке изделий из теста, таких как макароны, сухие завтраки, кондитерские изделия, детское питание, гранулированные кор-

ма. Готовый продукт, выработанный таким образом, или полуфабрикат, называют *экструдатом*. Форма *экструдата* определяется формой отверстий в матрице, которую устанавливают на выходе материала из экструдера [1].

Экструзия бывает *холодной*, *тепловой* и *варочной*. При холодной экструзии происходит только механическое формование пластического сырья в результате продавливания его через матрицу. Этот вид экструзии применяют при выработке мучных изделий, макарон, плавленых сыров, конфетных масс, мясного фарша и других продуктов. Тепловую экструзию используют для частичной клейстеризации крахмалосодержащих материалов влажностью 20...40% с последующей обжаркой или выпечкой. При варочной экструзии во время нагревания в перерабатываемом материале происходят необратимые биофизические изменения прежде всего белков, крахмала и сахара. Экструдат затем сушат или обжаривают и покрывают вкусовыми добавками. Способом варочной экструзии получают сухие завтраки, хлебцы, сухие напитки, супы, мясопродукты [1].

6.2.4 Машины для обработки пищевых масс давлением

В классификации машин для обработки пищевых масс давлением (рисунок 6.3) использована классификация по конструктивному признаку, реализующему один из рассмотренных выше характерных процессов. В соответствии с ней данные машины разделены на два класса – прессующие и формообразующие [2].

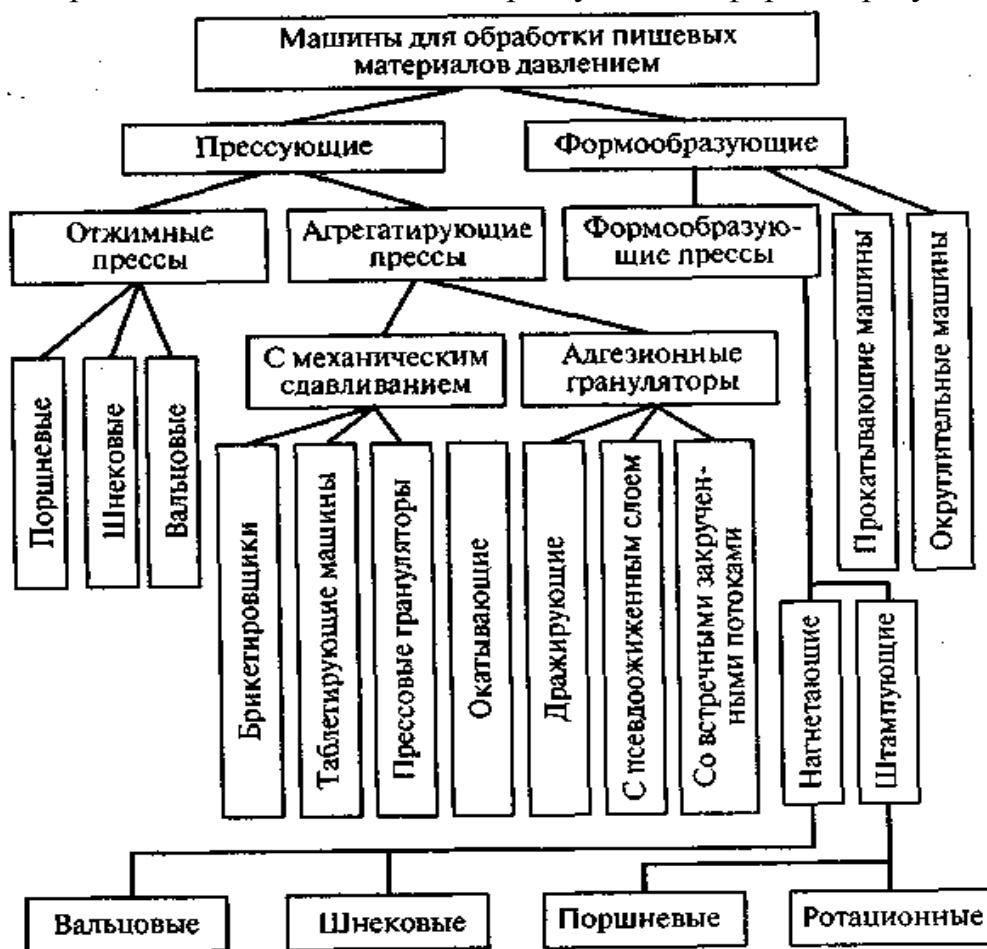


Рисунок 6.3 – классификация машин для обработки пищевых масс давлением

В пищевой промышленности применяют прессы самых разнообразных конструкций. Их можно разделить на две большие группы: *гидравлические* и *механические*.

К *прессующим* отнесены *отжимные* и *агрегирующие* прессы. По реализации процесса отжима отжимные прессы разделены на машины с возвратно-поступательным движением пуансона, или поршневые, а также на шнековые зерновые и вальцовые прессы [2].

Агрегирующие прессы также разделены на две группы – на машины с *механическим* сдавливанием измельченного продукта и машины *адгезионного* действия. К первой из этих групп отнесены *брикетировщики*, *таблетировальные машины* и *прессовые грануляторы*; ко второй – *окатывающие* и *дражирующие* машины, *адгезионные грануляторы* с псевдооживленным слоем продукта или со встречными закрученными потоками [2].

К классу *формообразующих машин* отнесены формообразующие прессы (нагнетающие и штампуемые), а также *прокатывающие* и *округляющие* машины. В свою очередь, нагнетающие прессы разделены на *вальцовые* и *шнековые*, а штампуемые прессы – на машины с *возвратно-поступательным* движением (поршневые) и *ротационные* или с вращательным движением [2].

На рисунках 6.4 – 6.11 представлены схемы различных видов оборудования для обработки продуктов давлением.

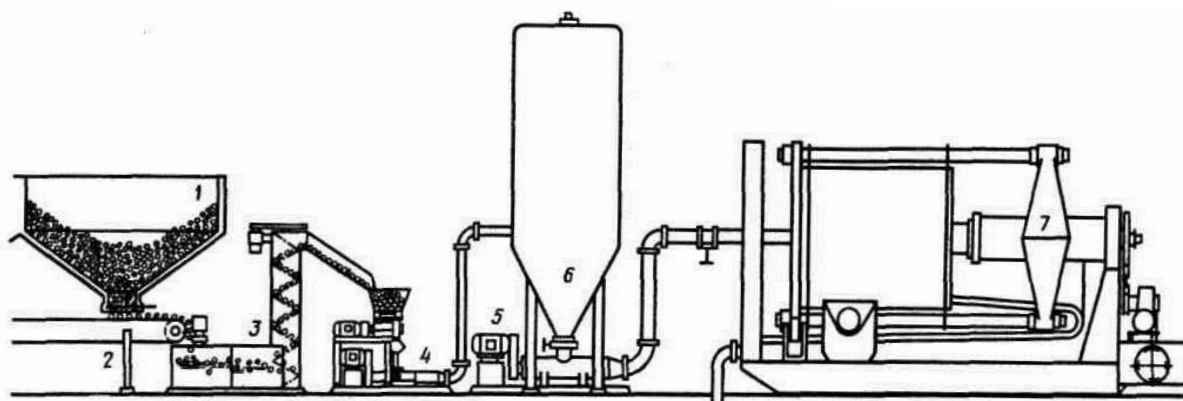


Рисунок 6.4 – Установка для переработки фруктов на сок:

1 – бункер; 2 – конвейер; 3 – установка для мойки и удаления косточек; 4 – насос-измельчитель; 5 – насос для мезги; 6 – бункер-накопитель; 7 – пресс

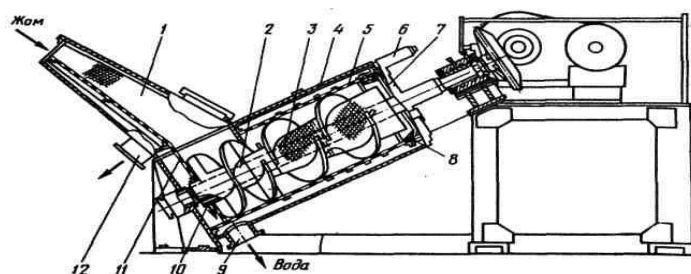


Рисунок 6.5 – Схема наклонного шнекового прессы:

1 – сепаратор; 2 – вал шнека; 3 – сито; 4 – отжимной шнек; 5 – цилиндрическое сито; 6 – регулировочное приспособление; 7 – отверстие для выгрузки жома; 8 – коническое сито; 9 – штуцер; 10 – отверстие для удаления воды; 11 – дополнительная поверхность фильтрования; 12 – штуцер для отвода воды

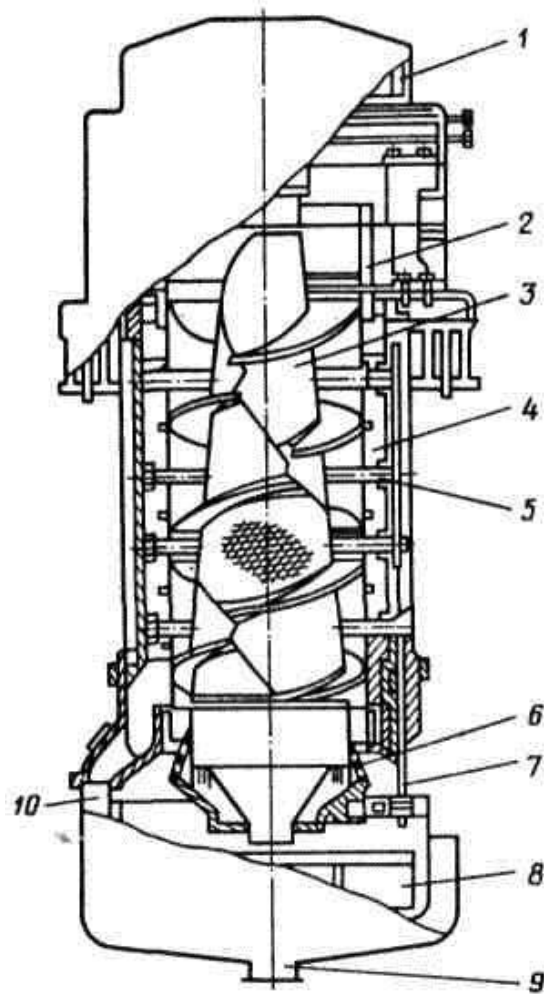


Рисунок 6.6 – Схема вертикального шнекового пресса:
 1 – приводная шестерня; 2 – загрузочная воронка; 3 – шнек; 4 – разъемное сито;
 5 – контролопасть; 6 – коническое сито; 7 – болт; 8 – скребок; 9 – штуцер;
 10 – канал

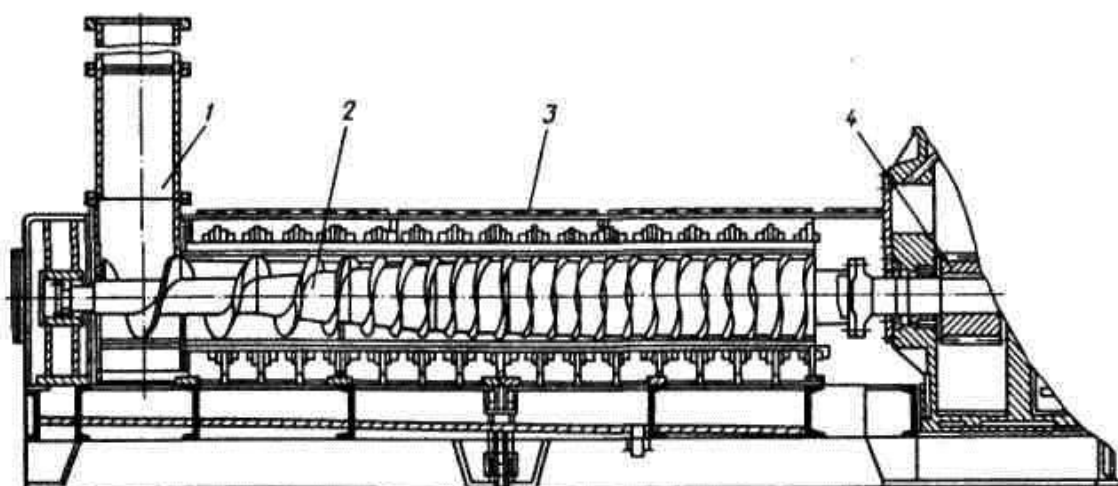


Рисунок 6.7 – Схема двухшнекового пресса:
 1 – загрузочный бункер; 2 – шнек; 3 – крышка; 4 – привод

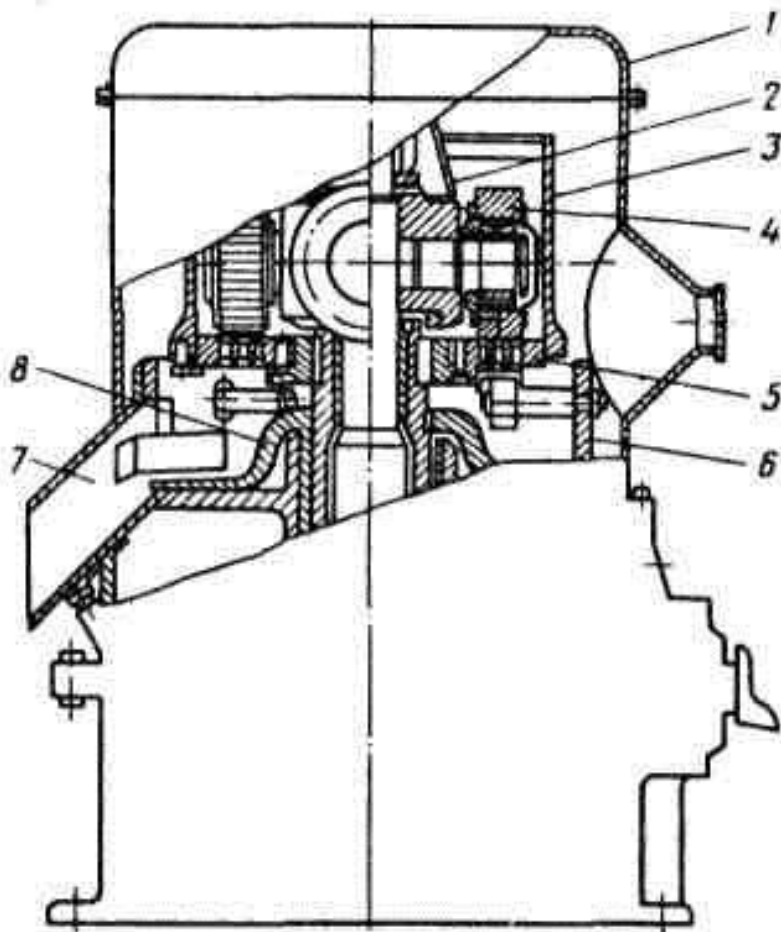


Рисунок 6.8 – Схема валкового пресса:

1 – кожух; 2 – распределитель материала; 3 – бункер; 4 – прессующий валок; 5 – матрица; 6 – устройство для среза гранул; 7 – выгрузной лоток; 8 – лопасть

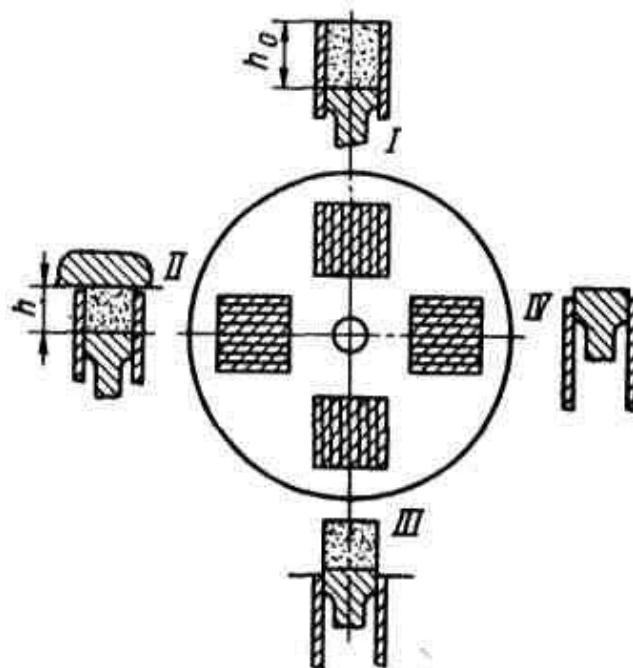


Рисунок 6.9 – Схема работы дискового пресса

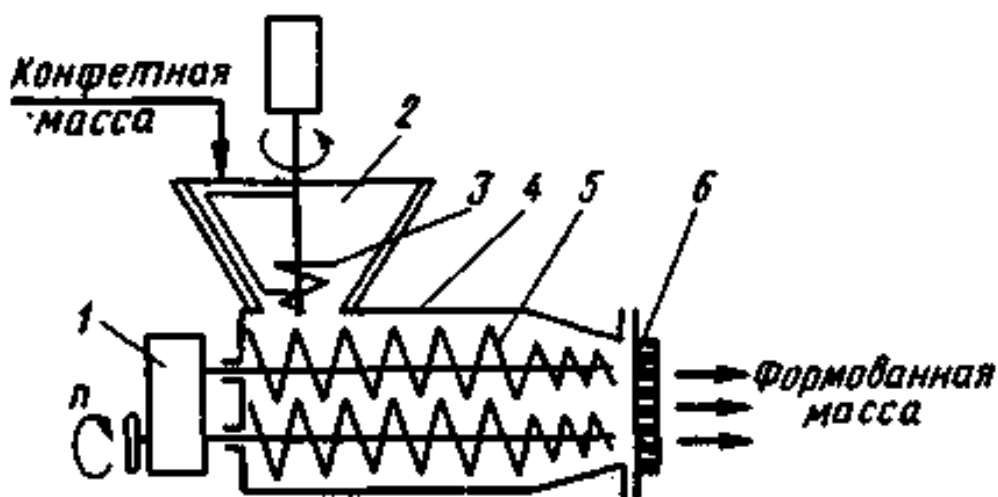


Рисунок 6.10 – Схема двухшнекового формовочного прессы:
 1 – привод; 2 – загрузочный бункер; 3 – дозирующий шнек; 4 – корпус прессы;
 5 – шнек; 6 – фильера

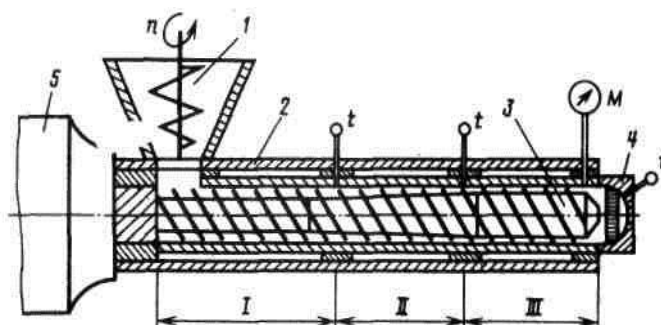


Рисунок 6.11 – Схема одношнекового экструдера:
 1 – загрузочная воронка; 2 – корпус; 3 – шнек; 4 – фильера; 5 – привод;
 t – термомпары; M – датчик давления

Дополнительную информацию о машинах для обработки пищевых масс давлением можно найти в источниках [1, 2, 5].

ТЕМАТИЧЕСКИЕ ВОПРОСЫ ДЛЯ ПОДГОТОВКИ К ТЕСТИРОВАНИЯМ

ТЕМА №1. КЛАССИФИКАЦИЯ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВЫХ ТЕХНОЛОГИЙ

1. Для классификации процессов пищевой технологии определено данное количество основных групп:

Ответ: 1) 3; 2) 5; 3) 7.

2. Совокупностью последовательных действий для достижения определенного результата является:

Ответ: 1) Технология; 2) Производственный процесс; 3) Технологический переход.

3. Ряд приемов, проводимых направленно с целью получения из исходного сырья продукта с наперед заданными свойствами определяется понятием:

Ответ: 1) Технология; 2) Производственный процесс; 3) Технологический переход.

4. Устройство, приспособление, оборудование, предназначенное для проведения технологических процессов определяется понятием:

Ответ: 1) Машина; 2) Аппарат; 3) Агрегат.

5. Устройство, выполняющее механические движения с целью преобразования энергии или материалов, определяется понятием:

Ответ: 1) Машина; 2) Аппарат; 3) Агрегат.

6. Процессы, скорость которых определяется законами механики и гидродинамики, классифицируются понятием:

Ответ: 1) Механические процессы; 2) Теплообменные процессы; 3) Гидромеханические процессы.

7. Процессы перемещения жидкостей и газов по трубопроводам и аппаратам относятся к...

Ответ: 1) Механическим процессам; 2) Теплообменным процессам; 3) Гидромеханическим процессам.

8. Процессы нагревания, пастеризации, стерилизации, охлаждения, конденсации, выпаривания относятся к...

Ответ: 1) Механическим процессам; 2) Теплообменным процессам; 3) Массообменным процессам.

9. Процессы, связанные с переносом теплоты от более нагретых тел или сред к менее нагретым, классифицируются понятием:

Ответ: 1) Механические процессы; 2) Теплообменные процессы; 3) Гидромеханические процессы.

10. Абсорбция и десорбция, перегонка и ректификация, адсорбция, экстракция, растворение, кристаллизация, увлажнение, сушка, сублимация, диализ, ионный обмен относятся к...

Ответ: 1) Механическим процессам; 2) Теплообменным процессам; 3) Массообменным процессам.

11. Процессы, связанные с переносом вещества в различных агрегатных состояниях из одной фазы в другую, классифицируются понятием:

Ответ: 1) Механические процессы; 2) Теплообменные процессы; 3) Массообменные.

12. Процессы измельчения, классификации сыпучих материалов, прессования относятся к...

Ответ: 1) Механическим процессам; 2) Теплообменным процессам; 3) Массообменным процессам.

13. Процессы, связанные с чисто механическим взаимодействием тел, классифицируются понятием:

Ответ: 1) Механические процессы; 2) Теплообменные процессы; 3) Массообменные.

14. Преобразование формы, свойств и положения обрабатываемого материала осуществляют:

Ответ: 1) Технологические машины; 2) Технологические аппараты; 3) Технологические трубопроводы;

15. Процессы, связанные с изменением химического состава и свойств вещества, скорость протекания которых определяется законами химической кинетики, классифицируются понятием:

Ответ: 1) Химические; 2) Биохимические; 3) Массообменные.

ТЕМА №2. ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ И СЫРЬЯ

16. К однородным смесям относятся:

Ответ: 1) Суспензии; 2) Эмульсии; 3) Растворы; 4) Туманы; 5) Пены.

17. К неоднородным смесям относятся:

Ответ: 1) Суспензии; 2) Эмульсии; 3) Растворы; 4) Туманы; 5) Пены.

18. Концентрацией растворенного вещества характеризуются:

1) Однородные смеси; 2) Неоднородные смеси; 3) Растворы.

19. Понятием объемной или массовой доли характеризуются:

1) Однородные смеси; 2) Неоднородные смеси; 3) Растворы.

20. Все свойства веществ можно разделить на:

1) Физические; 2) Теплофизические; 3) Физико-технические; 4) Теплотехнические.

21. Пищевые продукты и сырье характеризуются следующими основными теплофизическими свойствами:

Ответ: 1) Теплоемкость, теплопроводность; 2) Температуропроводность; 3) Температурная депрессия.

22. Динамическая вязкость в системе СИ измеряется в следующих единицах:

Ответ: 1) Па·с; 2) кг/см²; 3) Пуаз.

23. Теплоемкость – это:

Ответ: 1) Мера энергии; 2) Мера энергоемкости; 3) Мера работы.

24. Теплоемкость измеряется в следующих единицах:

Ответ: 1) Кг/(Вт·ч); 2) кДж/(кг·град.); 3) кДж/(м²·К).

25. Коэффициент теплопроводности измеряется в следующих единицах:

Ответ: 1) Вт/(м·К); 2) Вт/(м³·ч); 3) Вт/(м²·с).

26. В формуле для расчета эффективной вязкости $\mu_{эф} = K(dv/dl)^{n-1}$ величина K – это:

Ответ: 1) Индекс течения; 2) Показатель консистентности; 3) Градиент скорости; 4) Коэффициент жидкостного трения; 5) Коэффициент теплопередачи.

27. Величина, численно равная работе, которую нужно затратить для того, чтобы при постоянной температуре увеличить на единицу площади поверхность раздела фаз, это:

Ответ: 1) Поверхностное натяжение; 2) Вязкость; 3) Плотность.

28. Поверхностное натяжение измеряется в следующих единицах:

Ответ: 1) Н/м²; 2) Н/м; 3) Н·м².

29. Плотность вещества измеряется в следующих единицах:

Ответ: 1) кг/м³; 2) кг/м²; 3) Н/м³.

30. Плотность суспензии можно определить по формуле:

Ответ: 1) $\rho_c = \rho_{мс}\varphi + \rho_{жс}(1-\varphi)$; 2) $\rho_c = \rho_{мс}X + \rho_{жс}(1-X)$; 3) $\rho_c = \frac{m_c}{V_c}$.

ТЕМА №3. ПРИНЦИПЫ АНАЛИЗА И РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

31. Учение о скоростях и механизмах процессов, в том числе гидродинамических, тепло- и массообменных, называется:

1) Кинетикой; 2) Динамикой; 3) Механикой.

32. Процессы пищевой технологии подчиняются следующему общему закону:

Ответ: 1) $I=U/R$; 2) $\tau = -\mu(dv/dx)$; 3) $\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta$.

33. В уравнении $\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta$ величина K – это:

1) Коэффициент теплопередачи; 2) Коэффициент массопередачи; 3) Коэффициент скорости.

34. В уравнении $\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta$ величина Δ – это:

1) Движущая сила; 2) Соппротивление; 3) Коэффициент скорости.

35. В уравнении $\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta$ величина R – это:

1) Движущая сила; 2) Соппротивление; 3) Коэффициент скорости.

36. Материальный баланс определяется уравнением:

Ответ: 1) $\Sigma G_H = \Sigma G_K$; 2) $(\Sigma G_H + \Sigma G_{II}) = \Sigma G_K$; 3) $\Sigma Q_H = \Sigma Q_K = \Sigma Q_K + \Sigma Q_{II}$.

37. Тепловой баланс определяется уравнением:

Ответ: 1) $\Sigma G_H = \Sigma G_K$; 2) $(\Sigma G_H + \Sigma G_{II}) = \Sigma G_K$; 3) $\Sigma Q_H = \Sigma Q_K = \Sigma Q_K + \Sigma Q_{II}$.

38. К аппаратам и машинам предъявляют следующие требования:

Ответ: 1) Высокая производительность; 2) Надежность; 3) Высокая энергоемкость; 4) Низкая эргономичность.

39. Выбор материала для изготовления оборудования пищевых производств зависит от:

Ответ: 1) Давления среды; 2) Температуры среды; 3) Плотности среды; 4) Вязкости среды.

40. Процесс, показатели которого не изменяются по времени, носит наименование:

Ответ: 1) Стационарный; 2) Нестационарный; 3) Установившийся.

41. Периодический процесс характеризуется периодом:

Ответ: 1) $\Delta\tau > 0$; 2) $\Delta\tau < 0$; 3) $\Delta\tau \rightarrow 0$.

42. Непрерывный процесс характеризуется периодом:

Ответ: 1) $\Delta\tau > 0$; 2) $\Delta\tau < 0$; 3) $\Delta\tau \rightarrow 0$.

43. Концентрация (температура) изменяется плавно от начальной до конечной в аппарате:

Ответ: 1) Идеального смешения; 2) Идеального вытеснения; 3) Промежуточного типа.

44. Концентрация (температура) одинакова во всем объеме и равна концентрации (температуре) на выходе в аппарате:

Ответ: 1) Идеального смешения; 2) Идеального вытеснения; 3) Промежуточного типа.

45. Основное уравнение в интегральной форме в виде $\frac{M}{V_p \tau} = K_v \Delta x_{cp}$ можно записать для аппарата:

Ответ: 1) Идеального смешения; 2) Идеального вытеснения; 3) Смешанного типа.

ТЕМА №4. МОДЕЛИРОВАНИЕ И ПОДОБИЕ ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВОЙ ТЕХНОЛОГИИ

46. Данный вид моделирования используется при моделировании процессов пищевой технологии:

Ответ: 1) Математическое моделирование; 2) Технологическое моделирование; 3) Эмпирическое моделирование.

47. К видам моделирования процессов пищевой технологии относятся:

Ответ: 1) Математическое моделирование; 2) Физическое моделирование; 3) Эмпирическое моделирование.

48. Свойство, которое является отражением единства законов природы и позволяет с помощью однотипных дифференциальных уравнений описать различные по своей физической природе явления, называется:

Ответ: 1) Изоморфностью; 2) Полиморфностью; 3) Гетероморфностью.

49. Если процессы описываются одним и тем же дифференциальным уравнением или системой дифференциальных уравнений при подобных условиях однозначности, то они:

Ответ: 1) Однородны; 2) Однотипны; 3) Подобны.

50. В случае, когда отношение всех сходственных размеров сравниваемых аппаратов является величиной постоянной, имеет место...

Ответ: 1) Геометрическое подобие; 2) Подобие физических величин; 3) Подобие граничных условий; 4) Подобие начальных условий.

51. Комплексы переменных величин, которые могут изменяться в пространстве и во времени, но в любых сходственных точках рабочего объема в сходственные моменты времени в каждом подобном процессе принимают одно и то же значение, называются:

Ответ: 1) Числами подобия; 2) Критериями подобия; 3) Показателями подобия.

52. Отношение двух одноименных величин, вытекающее непосредственно из условий задачи исследования, называется:

Ответ: 1) Комплексом; 2) Симплексом; 3) Параметрическим критерием.

53. На вопрос «При подобии процессов равны все критерии подобия?» отвечает следующая теорема подобия:

Ответ: 1) Первая; 2) Вторая; 3) Третья.

54. Утверждение, что результаты опытов следует представлять в виде зависимостей между критериями, доказывает следующая теорема подобия:

Ответ: 1) Первая; 2) Вторая; 3) Третья.

55. Утверждение, что критериальные уравнения применимы только для подобных процессов, доказывает следующая теорема подобия:

Ответ: 1) Первая; 2) Вторая; 3) Третья.

56. Метод анализа размерностей применяют в тех случаях, когда не удается сформулировать:

Ответ: 1) Условие однозначности; 2) Условие непрерывности; 3) Условие неоднозначности.

57. Количество критериев в искомом критериальном определяется при помощи теоремы Бэкингема как:

Ответ: 1) Сумма переменных величин и первичных единиц измерения; 2) Разность переменных величин и первичных единиц измерения; 3) Произведение переменных величин и первичных единиц измерения.

58. Размерность давления, выраженная в первичных единицах измерения, имеет вид:

Ответ: 1) $[FL^{-2}T^{-1}]$; 2) $[FL^{-3}T^{-3}]$; 3) $[FL^{-1}T^{-2}]$.

59. Фактор масштабного перехода – это:

Ответ: 1) Коэффициент пропорциональности; 2) Общий множитель; 3) Показатель работоспособности аппарата (машины) по сравнению с лабораторной моделью.

60. Одним из путей увеличения эффективности аппаратов при масштабном переходе является:

1) Организация процесса в режиме идеального вытеснения; 2) Организация процесса в режиме идеального смешения; 3) Организация процесса в режиме промежуточного типа.

ТЕМА №5. РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

61. Методом разделения неоднородных систем не является:

Ответ: 1) Фильтрация; 2) Отстаивание; 3) Ректификация.

62. Из жидкой дисперсионной и твердой дисперсной фаз состоит следующая среда:

Ответ: 1) Эмульсия; 2) Суспензия; 3) Пена.

63. Тонкими суспензиями называются суспензии с размерами твердых частиц:

Ответ: 1) 0,1...100 мкм; 2) Менее 0,1 мкм; 3) Менее 0,01 мкм.

64. Из двух жидких фаз, не растворяющихся одна в другой, состоит следующая среда:

Ответ: 1) Эмульсия; 2) Суспензия; 3) Пена.

65. Тонкими считаются эмульсии с размером капель дисперсной фазы:

Ответ: 1) Менее 0,1 мкм; 2) Менее 0,4...0,5 мкм; 3) Менее 0,01 мкм.

66. Среда, состоящая из жидкой дисперсионной и газовой дисперсной фаз, называется:

Ответ: 1) Эмульсия; 2) Суспензия; 3) Пена.

67. Среда, состоящая из газовой дисперсионной и твердой дисперсной фаз, называется:

Ответ: 1) Эмульсия; 2) Пена; 3) Туман; 4) Дым.

68. Размер твердых частиц в дымах составляет:

Ответ: 1) 0,3...5 мкм; 2) 0,1...0,2 мкм; 3) 0,03...0,05 мкм.

69. Размер твердых частиц пылей составляет:

Ответ: 1) От 3 до 70 мкм; 2) От 1 до 50 мкм; 3) От 5 до 100 мкм.

70. Среда, состоящая из газовой дисперсионной и жидкой дисперсной фаз, называется:

Ответ: 1) Эмульсия; 2) Пена; 3) Туман.

71. Размер жидких капель в тумане составляет:

Ответ: 1) 0,3...3 мкм; 2) 0,03...0,3 мкм; 3) 0,01...0,1 мкм;

72. Процесс разделения жидких и газовых неоднородных систем под действием гравитационных сил определяется понятием:

Ответ: 1) Осаждение; 2) Фильтрация; 3) Ректификация.

73. Процесс разделения жидких и газовых неоднородных систем с использованием пористой перегородки определяется понятием:

Ответ: 1) Осаждение; 2) Фильтрация; 3) Ректификация.

74. Коэффициент разделения определяется следующей формулой:

Ответ: 1) $\mathcal{E}_p = \frac{G_c x_c - G_n x_n}{G_c x_c}$; 2) $\mathcal{E}_p = \frac{x_n}{x_k}$; 3) $\mathcal{E}_p = \frac{Q_c x_c - Q_n x_n}{Q_c x_c}$.

75. Процесс осаждения характеризуют следующие критерии гидродинамического подобия:

Ответ: 1) Re ; 2) Ar ; 3) Nu .

ТЕМА №6. ОТСТАИВАНИЕ И ОСАЖДЕНИЕ

76. Методом отстаивания разделяют следующие неоднородные системы:

Ответ: 1) Суспензии; 2) Эмульсии; 3) Растворы 4) Пыли.

77. Средняя продолжительность отстаивания определяется выражением:

Ответ: 1) $\tau_o = lbv_o$; 2) $\tau_o = h/v_o$; 3) $\tau_o = V/V_\tau$.

78. В формуле для расчета площади отстойника $F_o = \frac{G_c}{\rho_{II} v_o \tau} \frac{x_o - x_c}{x_o - x_{II}}$ величина

содержания твердого вещества в очищенном продукте обозначается как:

Ответ: 1) x_{II} ; 2) x_o ; 3) x_c ;

79. Разделение неоднородных сред при отстаивании и осаждении происходит под действием:

Ответ: 1) Перепада давления; 2) Перепада температур; 3) Гравитации и центробежных сил.

80. Соотношение гравитационной и центробежной сил при отстаивании равно:

Ответ: 1) $G_{II} / G_T \approx n^2 r / 900$; 2) $G_{II} / G_T \approx n^2 r / \pi d^2$; 3) $G_{II} / G_T \approx n \cdot \pi d^2$.

81. Величина $K_{II} = w^2 / (gr)$ носит название:

Ответ: 1) Фактора отстаивания; 2) Фактора разделения; 3) Фактора центрифугирования.

82. Коэффициент эффективности отстойных центрифуг учитывает:

Ответ: 1) Снижение действительной производительности по сравнению с расчетной; 2) Уменьшение площади отстаивания; 3) Снижение массы центрифуги.

83. Для разделения неоднородных смесей применяется следующее оборудование:

Ответ: 1) Ректификационная колонна; 2) Отстойная центрифуга; 3) Отстойник.

84. Разделение смеси в центрифугах, сепараторах и гидроциклонах происходит под действием:

Ответ: 1) Перепада давления; 2) Перепада температур; 3) Центробежной силы.

85. Аппараты, которые представляют собой несколько отстойников, поставленных один на другой, или цилиндрический резервуар с коническим дном, внутри которого имеются конические перегородки, называются:

Ответ: 1) Многоярусные отстойники; 2) Отстойники с гребковой мешалкой; 3) Отстойные центрифуги.

86. В сепарационной части отстойника для непрерывного разделения эмульсий исходная смесь разделяется на составляющие под действием:

Ответ: 1) Сил инерции; 2) Сил тяжести; 3) Центробежных сил.

87. Расчет отстойных центрифуг заключается в:

Ответ: 1) Расчете производительности; 2) Расчете площади поверхности разделения; 3) Расчете массы отстойной центрифуги

88. Для осветления, обогащения суспензий, классификации твердых частиц по размерам от 5 до 150 мкм применяют:

Ответ: 1) Гидроциклоны; 2) Отстойники; 3) Центрифуги.

89. Аппарат, представляющий собой герметичный высокоскоростной сопловой сепаратор, выполненный в виде осветлителя и снабженный рубашкой для охлаждения, а также циклоном для деаэрации концентрата, называется:

Ответ: 1) Центрифугой; 2) Бактофугой; 3) Гидроциклоном.

90. Эффективность разделения в поле центробежных сил определяется данным фактором:

Ответ: 1) Окружная скорость вращения; 2) Высота центрифуги; 3) Массовый расход продукта.

ТЕМА №7. ФИЛЬТРОВАНИЕ

91. Фильтрованием разделяют следующие неоднородные системы:

Ответ: 1) Эмульсии; 2) Суспензии; 3) Растворы.

92. В случае, когда диаметр твердых частиц больше диаметра пор перегородки, имеет место...

Ответ: 1) Промежуточный вид фильтрования; 2) Фильтрование с закупориванием пор; 3) Фильтрование с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки.

93. Способ фильтрования с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки осуществим при концентрации твердой фазы суспензии:

Ответ: 1) Более 1 масс. %; 2) Более 10 масс. %; 3) Более 5 масс. %.

94. В случае, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки, происходит...

Ответ: 1) Промежуточный вид фильтрования; 2) Фильтрование с закупориванием пор; 3) Фильтрование с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки.

95. В случае одновременного закупоривания пор фильтровальной перегородки и отложения осадка на поверхности фильтровальной перегородки имеет место...

Ответ: 1) Промежуточный вид фильтрования; 2) Фильтрование с закупориванием пор; 3) Фильтрование с образованием осадка на поверхности фильтрующей перегородки.

96. Для повышения скорости фильтрования при разделении суспензий с небольшой концентрацией твердой фазы либо содержащих слизистые вещества фильтрование проводят:

1) Под высоким давлением; 2) В присутствии вспомогательных веществ; 3) В присутствии тонкодисперсных углей.

97. Движущей силой фильтрования является:

Ответ: 1) Перепад давления; 2) Перепад температур; 3) Перепад концентраций.

98. Для увеличения эффективности фильтрования принимаются следующие меры:

Ответ: 1) Увеличение площади фильтрования; 2) Увеличение перепада давления; 3) Уменьшение концентрации твердой фазы.

99. Для разделения неоднородных систем методом фильтрования применяется следующее оборудование:

Ответ: 1) Фильтры; 2) Фильтрующие центрифуги; 3) Циклоны.

100. Движущей силой в фильтрующих центрифугах является:

Ответ: 1) Центробежная сила; 2) Гравитация; 3) Перепад давления.

101. Расчет фильтрующих центрифуг периодического и непрерывного действия заключается в:

Ответ: 1) Определении площади фильтрования; 2) Определении частоты вращения; 3) Определении высоты центрифуги.

102. Перепад давления с увеличением времени продолжительности фильтрования при постоянной скорости меняется следующим образом:

Ответ: 1) Увеличивается; 2) Уменьшается; 3) Не меняется.

103. Зависимость объема полученного фильтрата от продолжительности фильтрования:

Ответ: 1) Прямо пропорциональна; 2) Прямо пропорциональна квадрату объема полученного фильтрата; 3) Обратно пропорциональна.

104. Удельная производительность фильтра измеряется в:

Ответ: 1) м³/с; 2) м²/м³; 3) м³/м².

105. Продолжительность фильтрования при постоянном перепаде давления определяется формулой:

Ответ: 1) $\tau = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p} \left(\frac{V}{F}\right)^2 + \frac{R_{\phi.п}}{\Delta p} \frac{V}{F}$; 2) $\tau = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p_{ц}} \left(\frac{V}{F}\right)^2 + \frac{R_{\phi.п}}{\Delta p_{ц}} \frac{V}{F}$;

3) $\tau_{осн} = \tau_{всп} + 2 \sqrt{\frac{\mu R_{\phi.п}^2}{2\Delta p r_0 x_0}} \tau_{всп}$.

ТЕМА №8. РАЗДЕЛЕНИЕ ГАЗОВЫХ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

106. Эффективность очистки газовых потоков от взвешенных частиц характеризуется:

Ответ: 1) Концентрацией взвеси; 2) Концентрацией взвеси в очищенном газе; 3) Отношением разности масс взвеси в запыленном и очищенном газе к массе взвешенных частиц в запыленном газе.

107. Степень очистки газовых потоков определяется по формуле:

Ответ: 1) $\eta = \frac{V_2 x_2 - V_1 x_1}{V_1 x_1} 100\%$; 2) $\eta = \frac{V_1 x_1 - V_2 x_2}{V_1 x_1} 100\%$; 3) $\eta = \frac{V_2 x_2 - V_1 x_1}{V_2 x_2} 100\%$.

108. Для разделения газовых неоднородных систем используется следующий вид очистки:

Ответ: 1) Ректификация; 2) Гравитационная, мокрая очистка, фильтрование, осаждение в электрическом поле; 3) Простая перегонка.

109. Из газовых потоков под действием гравитационных сил могут быть выделены частицы размером:

Ответ: 1) от 5 до 50 мкм; 2) от 50 до 100 мкм; 3) свыше 100 мкм.

110. Из газовых потоков под действием центробежных сил могут быть выделены частицы размером:

Ответ: 1) от 5 до 50 мкм; 2) от 50 до 100 мкм; 3) свыше 100 мкм.

111. Фильтрация газового потока через пористую перегородку применяют для очистки газа от частиц размером:

Ответ: 1) Менее 20 мкм; 2) От 50 до 100 мкм; 3) От 20 до 50 мкм.

112. Мокрую очистку газового потока применяют для очистки газа от частиц размером:

Ответ: 1) Менее 20 мкм; 2) От 50 до 100 мкм; 3) От 20 до 50 мкм.

113. Осаждение в электрическом поле применяют для очистки газа от частиц размером:

Ответ: 1) Менее 20 мкм; 2) От 50 до 100 мкм; 3) От 20 до 50 мкм.

114. Разделение газовых неоднородных смесей под действием инерционных и центробежных сил происходит в следующем аппарате:

Ответ: 1) Центрифуга; 2) Циклон; 3) Электрофильтр.

115. Степень очистки газа в циклонах зависит от следующих факторов:

Ответ: 1) Скорость потока; 2) Угол наклона патрубка; 3) Высота установки циклона.

116. Для очистки газовых потоков применяются следующие фильтры:

Ответ: 1) Фильтр с мягкими фильтровальными перегородками; 2) Нутч – фильтр; 3) Рамный фильтр – пресс.

117. Мокрую очистку газов применяют в случае:

Ответ: 1) Когда допустимо увлажнение и охлаждение газа; 2) Когда взвешенные частицы имеют незначительную ценность; 3) Когда требуется высокая степень очистки.

118. Принципом, на котором основано осаждение в электрическом поле, является:

Ответ: 1) Осаждение под действием электрического заряда; 2) Осаждение под действием разности потенциалов; 3) Осаждение под действием разности сопротивлений.

119. На скорость электроосаждения частиц влияют следующие факторы:

Ответ: 1) Заряд, полученный частицей; 2) Градиент потенциала электрического поля; 3) Температура частиц.

120. В аппаратах типа скруббера Вентури достигается следующая степень очистки:

Ответ: 1) 90 %; 2) 98 %; 3) 95%.

ТЕМА №9. ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ

121. Псевдооживление зернистого материала характеризуется перемещением его частиц относительно друг друга за счет подвода энергии от:

Ответ: 1) Ожижающего агента; 2) Вентилятора; 3) Электродвигателя.

122. Псевдооживленный слой образуется при восходящем движении ожижающего агента через слой зернистого материала со следующей скоростью:

Ответ: 1) Второй критической; 2) Первой критической; 3) Скоростью уноса.

123. Достоинства псевдооживления – это:

Ответ: 1) Интенсивное перемешивание твердой фазы; 2) Текучесть псевдооживленного слоя; 3) Частицы в псевдооживленном слое интенсивно истираются.

124. Недостатки псевдооживления – это:

Ответ: 1) Интенсивное перемешивание твердой фазы; 2) Время пребывания частиц и оживляющего агента в пределах одной секции неравномерно; 3) Частицы в псевдооживленном слое интенсивно истираются.

125. Число псевдооживления – это:

Ответ: 1) Отношение рабочей скорости к скорости начала псевдооживления; 2) Отношение рабочей скорости к действительной скорости; 3) Разница между скоростью начала псевдооживления и скоростью уноса.

126. Псевдооживление в плотной фазе наблюдается, когда:

Ответ: 1) $v > v_B$; 2) $(v_O \leq v \leq v_B)$; 3) $v < v_B$.

127. Псевдооживление в разбавленной фазе наблюдается, когда:

Ответ: 1) $v > v_B$; 2) $(v_O \leq v \leq v_B)$; 3) $v < v_B$.

128. Перепад давления в слое, необходимый для выбора дутьевого оборудования, определяется по формуле:

Ответ: 1) $\Delta p = g\rho_{\text{э}}H$; 2) $\Delta p = g\rho_{\text{э}}\varepsilon H$; 3) $\Delta p = g\rho_{\text{э}}(1 - \varepsilon)H$.

129. Увеличение насыпной плотности материала оказывает на процесс псевдооживления следующее влияние:

Ответ: 1) Увеличивает перепад давления; 2) Уменьшает перепад давления; 3) Не изменяет.

130. Порозность материала определяется следующим уравнением:

Ответ: 1) $\varepsilon = 1 - (\rho_{\text{сл}}/\rho_{\text{т}})$; 2) $\varepsilon = \rho_{\text{сл}}/\rho_{\text{т}}$; 3) $\varepsilon = \rho_{\text{сл}} + \rho_{\text{т}}$.

131. Реальная кривая псевдооживления отличается от идеальной кривой:

Ответ: 1) Наличием гистерезиса; 2) Наличием пика давления; 3) Перепадом давления.

132. Скорость начала псевдооживления характеризуется следующим определением:

Ответ: 1) Первая критическая скорость; 2) Вторая критическая скорость; 3) Скорость пневмотранспорта.

133. Скорость пневмотранспорта характеризуется следующим определением:

Ответ: 1) Первая критическая скорость; 2) Вторая критическая скорость; 3) Скорость уноса.

134. Однородный и неоднородный псевдооживленный слой отличаются:

Ответ: 1) Наличием газовых пузырей; 2) Наличием каналов; 3) Не отличаются.

135. Явление каналообразования в слое может возникнуть в следующем случае:

Ответ: 1) В случае наличия мелких влажных слипающихся частиц; 2) В случае наличия крупных сухих частиц; 3) В случае увеличения скорости потока газа.

ТЕМА №10. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

136. В пищевой технологии перемешивание применяется со следующей целью:

Ответ: 1) Для получения суспензий и эмульсий; 2) Для получения однородной массы основного вещества с различными твердыми, жидкими и пластичными добавками; 3) Для получения гетерогенных систем; 4) Для интенсификации процессов тепло- и массообмена.

137. Качество смешивания характеризуется:

Ответ: 1) Степенью смешивания фаз; 2) Концентрацией массы взвешенного вещества; 3) Температурой.

138. Степень смешивания фаз во всем объеме смесителя выражается уравнением:

Ответ: 1) $I = 1 - \frac{\sum_1^n \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^m \frac{\Delta x''}{x_c}}{m - n}$; 2) $I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_c}}{m + n}$; 3) $I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_c}}{m \cdot n}$.

139. Концентрация частиц в смеси при идеальном (полном) смешивании, определяемая по формуле:

Ответ: 1) $x_c = \frac{100V_{ж}\rho_{ж}}{V_{ж}\rho_{ж} + V_{т}\rho_{т}}$; 2) $x_c = \frac{100V_{т}\rho_{т}}{V_{ж}\rho_{ж} - V_{т}\rho_{т}}$; 3) $x_c = \frac{100V_{т}\rho_{т}}{V_{ж}\rho_{ж} + V_{т}\rho_{т}}$.

140. В формуле для расчета степени смешивания фаз $I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_c}}{m + n}$ величина n – это:

Ответ: 1) Число проб, в которых $\Delta x'' < 0$; 2) Число проб, в которых $\Delta x' > 0$; 3) Число проб, в которых $\Delta x' < 0$.

141. Равномерность смешивания может изменяться в пределах:

Ответ: 1) От 1 до 10; 2) От 0 до 1; 3) От 1 до 100.

142. В жидких средах существуют следующие способы перемешивания:

Ответ: 1) Пневматическое перемешивание; 2) Циркуляционное перемешивание; 3) Гидростатическое смешивание; 4) Механическое перемешивание.

143. В пищевой технологии применяют следующие конструкции мешалок:

Ответ: 1) Лопастные, турбинные и пропеллерные; 2) Винтовые, шнековые, ленточные, рамные, ножевые; 3) Валковые.

144. К быстроходным мешалкам относятся:

Ответ: 1) Лопастные; 2) Якорные; 3) Пропеллерные; 4) Турбинные.

145. Мощность, потребляемая мешалкой, зависит от следующих параметров:

Ответ: 1) Скорость вращения мешалки; 2) Тип мешалки; 3) Объем смесителя.

146. Мощность, потребляемую мешалкой, определяют по формуле:

Ответ: 1) $N = \Delta p \cdot V$; 2) $N = \Delta p / V$; 3) $N = \Delta p + V$.

147. Для перемешивания пластичных масс и сыпучих материалов применяют следующие типы месильных устройств:

Ответ: 1) Якорные; 2) Шнековые; 3) Лопастные.

148. Для нормализованных перемешивающих устройств зависимость критерия Эйлера от критерия Рейнольдса определяется следующим образом:

Ответ: 1) Рассчитывается; 2) По графику; 3) По таблицам.

149. Процесс перемешивания пластичных масс проводится в смесителях данного типа:

Ответ: 1) Периодического и непрерывного действия, оборудованных специальными устройствами; 2) Периодического и непрерывного действия; 3) Смесители, с турбинными мешалками.

150. Смесители для сыпучих материалов по скоростным характеристикам делятся на следующие группы:

Ответ: 1) Среднескоростные; 2) Скоростные и тихоходные; 3) Сверхскоростные.

ТЕМА №11. ОБРАТНЫЙ ОСМОС И УЛЬТРАФИЛЬТРАЦИЯ

151. В пищевой технологии обратный осмос применяют для следующих целей:

Ответ: 1) Для разделения растворов; 2) Для разделения суспензий; 3) Для разделения эмульсий.

152. В пищевой технологии ультрафильтрацию применяют для следующих целей:

Ответ: 1) Для разделения растворов; 2) Для разделения суспензий; 3) Для разделения эмульсий.

153. В основе обратного осмоса лежит следующий процесс:

Ответ: 1) Самопроизвольный переход растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор; 2) Самопроизвольный переход фильтрата через фильтрующую перегородку.

154. Движущей силой процесса обратного осмоса является:

Ответ: 1) Разница между избыточным давлением под раствором и осмотическим давлением раствора; 2) Разница между парциальным и осмотическим давлением раствора; 3) Разница между барометрическим и осмотическим давлением раствора.

155. В формуле Вант – Гоффа $\pi = xRT$, применяемой для приближенного расчета осмотического давления, величина x – это:

Ответ: 1) Концентрация растворимого вещества; 2) Мольная доля растворимого вещества; 3) Объемная доля растворимого вещества.

156. В формуле Вант – Гоффа $\pi = xRT$, применяемой для приближенного расчета осмотического давления, величина R – это:

Ответ: 1) Гидростатическое сопротивление мембраны; 2) Гидравлическое сопротивление мембраны; 3) Газовая постоянная.

157. В формуле Вант – Гоффа $\pi = xRT$, применяемой для приближенного расчета осмотического давления, величина T – это:

Ответ: 1) Абсолютная температура раствора; 2) Относительная температура раствора; 3) Избыточная температура раствора.

158. Движущей силой процесса ультрафильтрации является:

Ответ: 1) Разность рабочего и атмосферного давлений; 2) Разница между парциальным и осмотическим давлением раствора; 3) Разность между парциальным и избыточным давлением.

159. Ультрафильтрация от обычного фильтрования принципиально отличается:

Ответ: 1) Конечным продуктом; 2) Видом движущей силы; 3) Конструкцией фильтров.

160. Обычно ультрафильтрацию проводят при давлениях, равных:

Ответ: 1) 0,1...1,0 МПа; 2) 1...10 МПа; 3) 10...100 МПа.

161. Работа на продавливание жидкости через мембраны определяется по формуле:

Ответ: 1) $A_{\text{ПР}} = \Delta p Q$; 2) $A_{\text{ПР}} = \Delta p V$; 3) $A_{\text{ПР}} = \Delta p R$.

162. В процессах обратного осмоса и ультрафильтрации используют мембраны следующих типов:

Ответ: 1) Изотропные; 2) Анизотропные; 3) Политропные.

163. Мембраны в процессах обратного осмоса и ультрафильтрации должны обладать следующими свойствами:

Ответ: 1) Селективность и проницаемость, постоянство характеристик в процессе эксплуатации, химическая стойкость в разделяющей среде, механическая прочность, невысокая стоимость; 2) Невысокая разделяющая способность, высокая удельная производительность, химическая стойкость в разделяющей среде; 3) Высокая разделяющая способность, высокая удельная производительность, постоянство характеристик в процессе эксплуатации, химическая стойкость в разделяющей среде, механическая прочность, невысокая стоимость.

164. Для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации в пищевых производствах применяют следующие конструкции аппаратов:

Ответ: 1) Рамный фильтр-пресс; 2) Аппарат типа «фильтр - пресс»; 3) Нутч-фильтр.

165. Расчет аппаратов для ультрафильтрования заключается в:

Ответ: 1) Определении площади; 2) Определении объема; 3) Определении давления.

ТЕМА №12. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

166. Самопроизвольный необратимый процесс переноса теплоты от более нагретых тел (или участков тел) к менее нагретым – это:

Ответ: 1) Теплообмен; 2) Нагревание; 3) Охлаждение.

167. Энергетическая характеристика процесса теплообмена – это:

Ответ: 1) Температура; 2) Теплота; 3) Мощность.

168. К теплообменным относятся следующие технологические процессы:

Ответ: 1) скорость которых определяется скоростью подвода – отвода горячего теплоносителя; 2) скорость которых определяется скоростью подвода – отвода холодного теплоносителя; 3) скорость которых определяется скоростью подвода – отвода теплоты.

169. Движущаяся среда (газ, пар, жидкость), используемая для переноса теплоты, называется:

Ответ: 1) Хладагент; 2) Теплопереносчик; 3) Теплоноситель.

170. Теплообмен между теплоносителем и окружающей средой – это:

Ответ: 1) Теплоотдача; 2) Теплопередача; 3) Теплопроводность.

171. Теплопередачей называется следующий процесс:

Ответ: 1) теплообмен между 2-мя и более теплоносителями; 2) теплообмен между телом и окружающей средой; 3) теплообмен между 2-мя и более теплоносителями через разделяющие их перегородки.

172. Для процесса теплопередачи основной является следующая характеристика:

Ответ: 1) Средняя разность температур; 2) Количество передаваемой теплоты; 3) Коэффициент теплопередачи.

173. Связь между количеством переданной теплоты и размерами теплообменной аппаратуры определяется следующим уравнением:

Ответ: 1) $Q = KF\Delta t_{CP}\tau$; 2) $dQ = -\lambda[\partial t / (\partial l)]F d\tau$; 3) $Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_{cm1} - t_{cm2})F\tau$.

174. Показателем того, какое количество теплоты (в кДж) передается от одного теплоносителя к другому через разделяющую стенку площадью 1 м^2 в течение 1 ч при разности температур между теплоносителями 1 К, является:

Ответ: 1) Коэффициент теплоотдачи; 2) Коэффициент теплопередачи; 3) Коэффициент теплопроводности.

175. Теплота от одного теплоносителя к другому может передаваться следующими способами:

1) теплопроводностью; 2) тепловым излучением; 3) температуропроводностью.

176. Закон теплопроводности Фурье определяется следующей формулой:

Ответ: 1) $F = \frac{Q}{K\Delta t}$; 2) $dQ = -\lambda[\partial t / (\partial l)]F d\tau$; 3) $Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_{cm1} - t_{cm2})F\tau$.

177. Теплообмен протекает более интенсивно при следующем виде конвекции:

Ответ: 1) естественной; 2) вынужденной; 3) перекрестной.

178. Общее термическое сопротивление теплопередаче складывается из следующих величин:

Ответ: 1) из суммы величин, обратных коэффициентам теплоотдачи сред и термического сопротивления стенки; 2) из произведения частных термических сопротивлений; 3) из суммы частных термических сопротивлений и термического сопротивления стенки.

179. Движущей силой теплообменных процессов является:

Ответ: 1) перепад температур; 2) перепад давлений; 3) разность температур.

180. Процесс теплопередачи можно интенсифицировать следующими способами:

Ответ: 1) увеличить площадь поверхности теплообмена; 2) увеличить среднюю разность температур; 3) изменить организацию процесса теплообмена с противотока на прямоток.

ТЕМА №13. НАГРЕВАНИЕ, ИСПАРЕНИЕ, ОХЛАЖДЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

181. Процесс повышения температуры материалов путем подвода к ним теплоты называется:

Ответ: 1) Теплопередачей; 2) Подогревом; 3) Нагреванием.

182. Методами нагревания, применяемыми в пищевых производствах, являются:

Ответ: 1) Нагревание водой; 2) Нагревание огнем; 3) нагревание топочными газами.

183. Нагревание водой используют для повышения температуры и пастеризации пищевых продуктов при температурах...

Ответ: 1) Равных 100 °С; 2) Ниже 100 °С; 3) Выше 100 °С.

184. В уравнении теплового баланса $G_B c_B t_{B.H} + G_{II} c_{II} t_{II.H} = G_{II} c_{II} t_{II.K} + Q_{II} + G_B c_B t_{B.K}$ величина Q_{II} – это:

Ответ: 1) Теплота продукта; 2) Теплота парообразования; 3) Тепловые потери.

185. Расход теплоносителя для нагревания определяют из следующего уравнения:

Ответ: 1) из уравнения теплового баланса; 2) из уравнения материального баланса; 3) из основного уравнения теплопередачи.

186. В пищевых производствах применяют следующие способы нагревания насыщенным водяным паром:

Ответ: 1) нагревание «острым» паром; 2) нагревание «глухим» паром; 3) смешанный способ нагревания.

187. При нагревании жидкости паром в уравнении теплового баланса $G c t_H + D i'' = G c t_K + D i' + Q_{II}$ величина i'' – это:

Ответ: 1) удельная теплота парообразования; 2) удельная энтальпия пара; 3) удельная энтальпия конденсата.

188. Недостатками обогрева топочными газами являются:

Ответ: 1) Низкий коэффициент теплоотдачи; 2) Значительные температурные перепады и неравномерный нагрев; 3) Сложность регулирования температуры; 4) Сложность получения топочных газов.

189. В пищевых производствах используют следующие способы нагревания электрическим током:

Ответ: 1) В печах прямого действия; 2) в печах обратного действия; 3) в печах косвенного действия.

190. Испарение в пищевой технологии применяют для следующих целей:

Ответ: 1) для уменьшения объема растворов; 2) для концентрирования растворов; 3) для разделения жидких смесей.

191. В пищевой технологии применяют следующие способы конденсации:

Ответ: 1) поверхностная конденсация; 2) глубинная конденсация; 3) конденсация смешением.

192. Для охлаждения газов, паров и жидкостей используют следующие хладагенты:

Ответ: 1) вода; 2) кислород; 3) воздух; 4) аммиак; 5) лед.

193. Конденсация паров и газов происходит при следующих условиях:

Ответ: 1) при повышении давления; 2) при уменьшении давления; 3) при уменьшении температуры.

194. Теплообменники по принципу действия классифицируются на:

Ответ: 1) прямоточные и противоточные; 2) прямоточные, противоточные и перекрестного типа; 3) рекуперативные, регенеративные и смешительные.

195. Одноходовые теплообменники предпочтительно устанавливать...

Ответ: 1) Горизонтально; 2) Под наклоном; 3) Вертикально.

ТЕМА №14. ВЫПАРИВАНИЕ

196. Процесс выпаривания заключается в следующем:

Ответ: 1) в удалении из суспензий жидкой фазы путем ее испарения; 2) в разделении эмульсий путем испарения из них фаз, имеющих более низкую температуру кипения; 3) в концентрировании растворов твердых нелетучих или малолетучих веществ путем испарения из них растворителя.

197. В пищевых производствах выпаривание осуществляют:

Ответ: 1) Под вакуумом; 2) При атмосферном давлении; 3) При избыточном давлении; 4) Под гидродинамическим давлением.

198. Температурная депрессия зависит:

Ответ: 1) От температуры кипения раствора при атмосферном давлении; 2) От температуры кипения растворителя при атмосферном давлении; 3) От температур кипения раствора и растворителя при одном и том же давлении.

199. Процесс выпаривания в пищевой промышленности осуществляется следующими методами:

Ответ: 1) Под осмотическим давлением; 2) Под парциальным давлением; 3) Под атмосферным давлением; 4) Под вакуумом.

200. Если известна температурная депрессия при атмосферном давлении, депрессию при других давлениях можно определить по приближенной формуле Тищенко:

Ответ: 1) $\Delta_t = 6,2T^4 / (r\Delta_t^a)$; 2) $\Delta_t = T^3 / (r\Delta_t^a)$; 3) $\Delta_t = 16,2T^2 / (r\Delta_t^a)$.

201. В малотоннажных производствах проводят...

Ответ: 1) Однократное выпаривание; 2) Многократное выпаривание; 3) Выпаривание под осмотическим давлением.

202. Количество выпаренной воды зависит:

Ответ: 1) От массового расхода поступающего раствора и отношения начальной и конечной концентрации раствора; 2) От массового расхода упаренного раствора и отношения начальной и конечной концентрации раствора; 3) От массового расхода упаренного раствора.

203. Количество выпаренной воды определяют по формуле:

Ответ: 1) $W = G_K(1 - x_H / x_K)$; 2) $W = G_H(1 - x_H / x_K)$; 3) $W = G_K(1 - x_K / x_H)$.

204. Конечную концентрацию раствора определяют по формуле:

Ответ: 1) $x_K = G_K x_K / (G_H - W)$; 2) $x_K = G_K x_K / (G_K - W)$; 3) $x_K = G_H x_H / (G_H - W)$.

205. Полезная разность температур отличается от общей разности следующим:

Ответ: 1) величиной температурной депрессии; 2) величиной гидростатической депрессии; 3) величиной суммы депрессий.

206. Сумма потерь общей разности температур (депрессий) равна:

Ответ: 1) $\Delta t + \Delta t + \Delta_{ec}$; 2) $\Delta t + \Delta_{ec} + \Delta_e$; 3) $\Delta t + \Delta_e + \Delta_{ec}$.

207. Для экономии греющего пара при выпаривании применяются следующие способы:

Ответ: 1) использование вторичного пара в качестве греющего; 2) использование теплового насоса; 3) работа с образованием экстрапара.

208. Массовый расход греющего пара при выпаривании определяется из уравнения:

Ответ: 1) теплового баланса; 2) материального баланса; 3) мощностного баланса.

209. В пищевой промышленности применяют следующие конструкции выпарных аппаратов:

Ответ: 1) трубные; 2) кожухотрубчатые; 3) пленочные; 4) роторные; 5) роторно-трубные.

210. Расчет выпарных установок заключается в следующем:

Ответ: 1) определение поверхности теплообмена и количества выпариваемой воды; 2) определение производительности и количества греющего пара; 3) определение поверхности теплообмена, количества выпариваемой воды и греющего пара.

ТЕМА №15. МАССОПЕРЕДАЧА

211. Все массообменные процессы объединяют следующие признаки:

Ответ: 1) скорость которых определяется скоростью отвода вещества; 2) скорость которых определяется скоростью подвода вещества; 3) скорость которых определяется скоростью переноса вещества из одной фазы в другую.

212. К массообменным относятся следующие процессы:

Ответ: 1) абсорбция; 2) перегонка и ректификация; 3) экстракция; 4) конденсация; 5) выпаривание.

213. К массообменным относятся следующие процессы:

Ответ: 1) отстаивание; 2) осаждение; 3) сушка; 4) адсорбция; 5) кристаллизация.

214. Массообменные процессы протекают в следующем направлении:

Ответ: 1) в направлении от твердой фазы в жидкую; 2) в направлении от жидкой фазы в твердую; 3) в направлении достижения равновесия фаз.

215. В массообменном процессе участвуют как минимум...

Ответ: 1) два вещества; 2) три вещества; 3) четыре вещества.

216. В массообменном процессе участвуют...

Ответ: 1) два распределяющих вещества и одно распределяемое; 2) два распределяемых вещества и одно распределяющее; 3) два распределяющих вещества и два распределяемых.

217. Рабочая и равновесная линии процесса характеризуют:

Ответ: 1) зависимость между концентрациями вещества в распределяющих фазах; 2) зависимость между концентрациями вещества в распределяемой и распределяющих фазах; 3) зависимость между концентрациями вещества в распределяемых фазах.

218. Величина, которая показывает, какое количество вещества переходит из одной фазы в другую в единицу времени через единицу поверхности фазового контакта при движущей силе, равной единице, называется:

Ответ: 1) коэффициентом массопереноса; 2) коэффициентом массопередачи; 3) коэффициентом массоотдачи.

219. Движущая сила процесса, отнесенная к единице времени, выражается следующей формулой:

$$\text{Ответ: 1) } \Delta = \frac{dM}{K F d \tau}; \text{ 2) } \Delta = \frac{dM}{K d F}; \text{ 3) } \Delta = \frac{dM}{K d \tau}.$$

220. Молекулярная диффузия описывается следующими законами:

Ответ: 1) первый закон Фика; 2) второй закон Фика; 3) основной закон массоотдачи.

221. Перенос вещества из ядра потока к поверхности раздела фаз описывается следующим законом:

Ответ: 1) основной закон массопередачи; 2) основной закон массоотдачи; 3) закон молекулярной диффузии.

222. Связь между коэффициентами массоотдачи и массопередачи определяется следующими выражениями:

$$\text{Ответ: 1) } K_y = \frac{1}{(m/\beta_x) + (1/\beta_y)}; \text{ 2) } K_x = \frac{1}{(m/\beta_x) + (1/\beta_y)}; \text{ 3) } K_x = \frac{1}{[1/(m\beta_y)] + (1/\beta_x)}.$$

223. Соотношение между скоростью перемещения вещества от поверхности контакта фаз в омывающую фазу и скоростью массопроводности определяется с помощью:

Ответ: 1) диффузионного критерия Фурье; 2) диффузионного критерия Био; 3) по величине диффузионного критерия Нуссельта.

224. Среднюю движущую силу определяют через число единиц переноса в следующих случаях:

Ответ: 1) для упрощения расчетов массообменных аппаратов, когда линия равновесия аппроксимируется прямой; 2) при расчете массопередачи в разбавленных растворах; 3) для расчета высоты массообменных аппаратов.

225. Средняя движущая сила определяется как среднелогарифмическая в следующих случаях:

Ответ: 1) для упрощения расчетов массообменных аппаратов, когда линия равновесия аппроксимируется прямой; 2) при расчете массопередачи в разбавленных растворах; 3) для расчета высоты массообменных аппаратов.

ТЕМА №16. АБСОРБЦИЯ

226. Сущность абсорбции заключается в следующем:

Ответ: 1) поглощение газов или паров жидкими поглотителями; 2) поглощение газов или паров твердыми поглотителями; 3) насыщение газов или паров микрочастицами жидкости.

227. При взаимодействии газа с жидкостью возникает система, состоящая...

Ответ: 1) из двух компонентов и трех фаз; 2) из двух фаз и трех компонентов; 3) из трех фаз и трех компонентов.

228. При взаимодействии газа с жидкостью возникает система, состоящая...

Ответ: 1) из двух распределяемых веществ и двух веществ носителей; 2) из вещества носителя и двух распределяемых веществ; 3) из распределяемого вещества и двух веществ носителей.

229. Согласно закону Генри, при данной температуре мольная доля газа в растворе прямо пропорциональна...

Ответ: 1) парциальному давлению газа над раствором; 2) осмотическому давлению газа над раствором; 3) гидростатическому давлению газа под раствором.

230. Процесс абсорбции подчиняется следующим законам массопередачи:

Ответ: 1) закон Фурье; 2) закон Генри; 3) закон Дальтона.

231. Согласно закону Дальтона, парциальное давление компонента в газовой смеси равно...

Ответ: 1) общему давлению, умноженному на мольную долю этого компонента в смеси; 2) осмотическому давлению, умноженному на мольную долю этого компонента в смеси; 3) гидростатическому давлению, умноженному на мольную долю этого компонента в смеси.

232. Расход абсорбента определяется по выражению:

Ответ: 1) $L = G \frac{y_K - y_H}{x_K - x_H}$; 2) $L = G \frac{y_H - y_K}{x_K - x_H}$; 3) $L = G \frac{y_H - y_K}{x_H - x_K}$.

233. Абсорбции и десорбции способствуют следующие факторы:

Ответ: 1) объемный расход, температура, концентрация; 2) давление, массовый расход, концентрация; 3) давление, температура, концентрация.

234. Движущей силой абсорбции является:

Ответ: 1) разность между фактической (рабочей) и равновесной концентрациями; 2) разность между начальной и конечной концентрациями; 3) разность между концентрациями вещества в газе и абсорбенте.

235. В технике применяют следующие схемы абсорбции:

Ответ: 1) прямоток с рециркуляцией абсорбента или газовой фазы; 2) противоток с рециркуляцией абсорбента или газовой фазы; 3) перекрестная схема; 4) прямоток; 5) противоток.

236. Расход абсорбента влияет на размеры абсорбера следующим образом:

Ответ: 1) не влияет; 2) обратно пропорционально; 3) прямо пропорционально.

237. При минимальном расходе абсорбента абсорбер:

Ответ: 1) не работает; 2) работает; 3) может работать, но не устойчиво.

238. В пищевой промышленности применяются следующие конструкции абсорберов:

Ответ: 1) поверхностные; 2) пленочные; 3) колпачковые; 4) шнековые; 5) дисковые.

239. В абсорберах применяются следующие насадки:

Ответ: 1) параболические; 2) плоскопараллельные; 3) фасонные керамические.

240. Расчет насадочных и тарельчатых абсорберов заключается в следующем:

Ответ: 1) в определении расхода абсорбента, гидравлического сопротивления, диаметра и высоты; 2) в определении площади массопередачи; 3) в определении количества тарелок и насадок.

ТЕМА №17. ПЕРЕГОНКА И РЕКТИФИКАЦИЯ

241. Для разделения жидких однородных смесей применяют следующие методы:

Ответ: 1) выпаривание; 2) отстаивание; 3) фильтрование; 4) перегонка.

242. В результате перегонки или ректификации исходная смесь разделяется на:

Ответ: 1) дистиллят и конденсат; 2) дистиллят и кубовый остаток; 3) дистиллят и кубовый осадок.

243. Дистиллят получают в результате конденсации паров в...

Ответ: 1) конденсаторе-дистилляторе; 2) конденсаторе смешения; 3) конденсаторе-дефлегматоре.

244. Кубовый остаток получают в...

Ответ: 1) кубе установки; 2) котле установки; 3) кубе-дефлегматоре.

245. При перегонке или ректификации состояние системы определяют три независимых параметра:

Ответ: 1) давление, температура, скорость подачи; 2) давление, температура, концентрация; 3) давление, температура, сопротивление.

246. Различия в поведении идеальных и реальных жидких смесей заключаются в следующем:

Ответ: 1) в теплоте смешения; 2) в изменении объема при смешении; 3) в изменении массы при смешении.

247. Азеотропная смесь разделяется перегонкой или ректификацией за счет:

Ответ: 1) изменения температуры; 2) изменения давления; 3) изменения концентрации.

248. Согласно закону Рауля, парциальное давление компонента в паре...

Ответ: 1) пропорционально весовой доле компонента в жидкости; 2) не зависит от мольной доли компонента в жидкости; 3) пропорционально мольной доле компонента в жидкости.

249. Простая перегонка – это:

Ответ: 1) однократное испарение жидкой смеси с конденсацией образовавшихся паров; 2) многократное испарение жидкой смеси с конденсацией образовавшихся паров 3) однократное испарение жидкой смеси.

250. Простую перегонку применяют для следующего разделения смесей:

Ответ: 1) грубого; 2) тонкого; 3) среднего.

251. В пищевой технологии применяются следующие разновидности простой перегонки:

Ответ: 1) кубовая; 2) фракционная; 3) с дефлегмацией; 4) с водяным паром; 5) молекулярная.

252. Процесс ректификации заключается в следующем:

Ответ: 1) многократная перегонка; 2) медленная перегонка; 3) ускоренная перегонка.

253. Рабочее флегмовое число определяют по следующей формуле:

Ответ: 1) $R_p = \frac{x_d - y_f}{y_f - x_f}$; 2) $R_p = \sigma R_{\min}$; 3) $R_p = \sigma R_{\max}$.

254. Число тарелок и высоту ректификационной колонны рассчитывают:

Ответ: 1) по флегмовому числу; 2) по числу теоретических ступеней изменений концентраций; 3) по числу действительных ступеней изменений концентраций.

255. В пищевой технологии применяют следующие конструкции ректификационных колонн:

Ответ: 1) непрерывного действия; 2) периодического действия; 3) непрерывно-периодического действия.

ТЕМА №18. ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ-ЖИДКОСТЬ

256. Процесс экстракции – это:

Ответ: 1) извлечение вещества из раствора экстрагентом; 2) извлечение вещества из экстрагента растворителем; 3) извлечение экстрагента из раствора другим растворителем.

257. В процессе экстракции участвуют следующие компоненты:

Ответ: 1) исходный раствор; 2) экстрагент; 3) рафинат.

258. Разделение смеси на экстракт и рафинат происходит в результате...

Ответ: 1) экстракции; 2) сепарирования; 3) отстаивания.

259. Процессы экстракции проводят в следующих аппаратах:

Ответ: 1) экструдеры; 2) экстрадеры; 3) экстракторы.

260. Извлечение из смесей жидких веществ одного из компонентов происходит до тех пор, пока не установится...

Ответ: 1) динамическое равновесие; 2) статическое равновесие; 3) гидравлическое равновесие.

261. Закон распределения выражается уравнением:

Ответ: 1) $y_K = \varphi \cdot x_\alpha^K$; 2) $y_K = \varphi \cdot x_K^\alpha$; 3) $y_K = \varphi \cdot x_K^\beta$.

262. В формуле, выражающей закон распределения, величина y_K – это:

Ответ: 1) коэффициент извлечения (распределения); 2) равновесная концентрация экстрагируемого компонента в начальной смеси после экстракции; 3) равновесная концентрация извлеченного вещества в растворителе.

263. В формуле, выражающей закон распределения, величина x_K – это:

Ответ: 1) коэффициент извлечения (распределения); 2) равновесная концентрация экстрагируемого компонента в начальной смеси после экстракции; 3) равновесная концентрация извлеченного вещества в растворителе.

264. В процессе экстракции достигается равновесие...

Ответ: 1) давления; 2) температуры; 3) концентрации.

265. Коэффициент распределения зависит:

Ответ: 1) от равновесных концентраций распределяемого вещества в экстракте и рафинате; 2) от равновесных концентраций распределяемого вещества в экстракте и экстрагенте; 3) от равновесных концентраций распределяемого вещества в экстракте и исходном растворе.

266. В пищевой промышленности применяют следующие схемы процессов экстракции:

Ответ: 1) многоступенчатая прямоточная; 2) одноступенчатая; 3) многоступенчатая противоточная.

267. Для описания массопередачи в процессах экстракции пользуются следующим законом:

Ответ: 1) первый закон Фика; 2) второй закон Фика; 3) закон Фурье.

268. При экстракции, в общем случае, коэффициент массопередачи рассчитывается по формулам:

Ответ: 1) $K_y = 1/(1/\beta_d + \varphi/\beta_c)$; 2) $K_x = \beta_c$; 3) $K_x = 1/(1/\varphi\beta_d + 1/\beta_c)$; 4) $K_y = \beta_d$.

269. Кинетический расчет экстракторов заключается в следующем:

Ответ: 1) в определении объемных скоростей фаз; 2) в определении объемных расходов фаз; 3) в определении доли объема, доступного для прохода жидкости.

270. Высота колонного экстрактора определяется следующими величинами:

Ответ: 1) высотами единиц переноса; 2) коэффициентами массоотдачи; 3) диаметром экстрактора; 4) перепадом гидростатического давления по высоте колонны.

ТЕМА №19. ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ТВЕРДОЕ ТЕЛО-ЖИДКОСТЬ

271. Сущность процесса выщелачивания заключается в следующем:

Ответ: 1) проникновение экстрагента в поры и растворение извлекаемых веществ; 2) извлечение вещества из раствора экстрагентом; 3) извлечение вещества из экстрагента растворителем.

272. В процессе выщелачивания участвуют следующие компоненты:

Ответ: 1) растворитель; 2) капиллярно-пористое твердое тело; 3) рафинат.

273. Для экстрагирования сахара из свеклы, кофе, цикория, чая в качестве экстрагента применяют...

Ответ: 1) воду; 2) спирт; 3) дихлорэтан; 4) трихлорэтилен; 5) бензин.

274. Для получения настоев в ликероводочном и пивобезалкогольном производствах в качестве экстрагента применяют...

Ответ: 1) воду; 2) спирт; 3) дихлорэтан; 4) трихлорэтилен; 5) бензин.

275. Для получения экстрактов в маслоэкстракционном и эфиромасличном производствах в качестве экстрагента применяют...

Ответ: 1) воду; 2) спирт; 3) дихлорэтан; 4) трихлорэтилен; 5) бензин.

276. Равновесие при выщелачивании устанавливается при...

Ответ: 1) выравнивании химического потенциала растворенного вещества и его химического потенциала в твердом материале; 2) выравнивании физического потенциала растворенного вещества и его физического потенциала в твердом материале; 3) выравнивании концентрации растворенного вещества и его концентрации в твердом материале.

277. Достигаемая концентрация раствора, соответствующая его насыщению, называется...

Ответ: 1) распределением; 2) насыщенностью; 3) растворимостью.

278. Скорость выщелачивания определяют следующие факторы:

Ответ: 1) массовый расход растворителя; 2) химический состав растворителя; 3) внутреннее строение твердого тела; 4) скорость подачи растворителя в аппарат.

279. Величина движущей силы процесса выщелачивания определяется следующим выражением:

Ответ: 1) $\Delta = y_{zp} - y_{cp}$; 2) $\Delta = y_{нас} - y_{cp}$; 3) $\Delta = y_{zp} - y_p$.

280. Скорость выщелачивания описывается уравнением Щукарева в следующем случае:

Ответ: 1) при растворении в жидкости твердого тела; 2) при растворении в жидкости жидкости; 3) при растворении в жидкости газа.

281. Расчет экстракторов основан:

Ответ: 1) на определении теоретического числа ступеней концентраций; 2) на определении реального числа ступеней концентраций.

282. Перколятор является аппаратом следующего действия:

Ответ: 1) непрерывно – периодического; 2) периодического; 3) непрерывного.

283. В пищевой промышленности применяются следующие конструкции экстракторов:

Ответ: 1) скрубберы; 2) перколяторы; 3) ленточные; 4) диффузионные; 5) с псевдооживленным слоем.

284. В двухколонном диффузионном экстракторе рабочим органом является:

Ответ: 1) мешалка; 2) шнек; 3) тарельчатый ротор; 4) цепь; 5) рамка.

285. Процесс выщелачивания продолжается до момента:

Ответ: 1) до полного растворения извлекаемого вещества в растворителе; 2) до полного вымывания извлекаемого вещества из твердого тела; 3) до наступления равновесия концентраций.

ТЕМА №20. АДСОРБЦИЯ

286. Сущность процесса адсорбции заключается в:

Ответ: 1) поглощении газов или паров или растворенных веществ из растворов твердыми поглотителями; 2) поглощении газов или паров жидкими поглотителями; 3) насыщении газов или паров микрочастицами жидкости.

287. В процессе адсорбции поглотители называются...

Ответ: 1) абсорбентами; 2) адсорбентами; 3) адсорбтивами.

288. Поглощаемое вещество называется...

Ответ: 1) абсорбентом; 2) адсорбентом; 3) адсорбтивом.

289. Характерная особенность процесса адсорбции – ...

Ответ: 1) неизбирательность и необратимость; 2) избирательность и необратимость; 3) избирательность и обратимость.

290. При взаимном притяжении молекул адсорбтива и адсорбента под действием сил Ван-дер-Ваальса имеет место...

Ответ: 1) Физическая адсорбция; 2) Химическая адсорбция; 3) Молекулярная адсорбция.

291. Адсорбция сопровождается взаимодействием между молекулами адсорбтива и адсорбента с помощью следующих механизмов:

Ответ: 1) химических 2) физических; 3) тепловых; 4) адгезионных.

292. В пищевой промышленности применяют следующие адсорбенты:

Ответ: 1) активные угли, силикагели, глины, неолиты; 2) активные угли, силикагели, глины, цеолиты; 3) активные угли, силикагели, полиметаллы, цеолиты.

293. Продукты обезвоживания геля кремниевой кислоты представляют собой...

Ответ: 1) активные угли 2) цеолиты; 3) силикагели.

294. Адсорбенты должны обладать следующими свойствами:

Ответ: 1) быть химически нейтральными; 2) обладать высокой твердостью; 3) быть биологически безвредными.

295. Равновесие при адсорбции зависит от следующих факторов:

Ответ: 1) от природы адсорбтива, температуры, давления и химического состава паро-газовой (жидкой фазы); 2) от структуры адсорбента, температуры, давления, и химического состава паро-газовой (жидкой фазы); 3) от природы адсорбтива, температуры, давления, и химического состава адсорбента.

296. Время защитного действия определяется следующими величинами:

Ответ: 1) коэффициентом защитного действия слоя и высотой слоя; 2) коэффициентом защитного действия слоя, высотой слоя, потерей времени защитного действия слоя; 3) коэффициентом защитного действия слоя, температурой слоя, потерей времени защитного действия слоя.

297. Высота слоя адсорбента определяется по формуле:

Ответ: 1) $h_0 = \frac{Vm_y}{K_{yv}}$; 2) $h_0 = \frac{M_y}{K_{yv}}$; 3) $h_0 = \frac{um_y}{K_{yv}}$.

298. Для очистки растворов и газовых выбросов применяют следующие схемы адсорбционных установок:

Ответ: 1) периодического действия; 2) периодического и непрерывного действия с прямотоком или противотоком адсорбента и адсорбтива; 3) непрерывного действия с прямотоком или противотоком адсорбента и адсорбтива;

299. Расчет адсорберов периодического и непрерывного действия заключается...

Ответ: 1) в определении высоты слоя адсорбента; 2) в определении скорости подачи адсорбтива; 3) в определении массового расхода адсорбента.

300. Принципиальная разница механизма ионного обмена и адсорбции заключена в следующем:

Ответ: 1) нет разницы; 2) в природе обменных частиц; 3) в скорости протекания процессов.

ТЕМА №21 СУШКА

301. Сушкой называется следующий процесс:

Ответ: 1) удаление влаги из твердых тел; 2) удаление влаги из жидких тел; 3) удаление влаги из газообразных тел.

302. Скорость сушки во многих случаях определяется скоростью...

Ответ: 1) внутридиффузионного переноса влаги в твердом теле; 2) конвективного переноса влаги в твердом теле; 3) конвективного переноса влаги в среде, окружающей твердое тело.

303. В пищевых производствах применяют следующие виды сушки:

Ответ: 1) конвективная; 2) турбулентная; 3) радиационная; 4) контактная; 5) ламинарная; 6) диэлектрическая; 7) сублимационная.

304. Вид сушки, при котором подвод теплоты осуществляется при непосредственном контакте сушильного агента с высушиваемым материалом, называется...

Ответ: 1) конвективной сушкой; 2) радиационной сушкой; 3) контактной сушкой.

305. Вид сушки, при котором подвод теплоты осуществляется путем передачи теплоты от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку, называется...

Ответ: 1) конвективной сушкой; 2) радиационной сушкой; 3) контактной сушкой.

306. Вид сушки, при котором подвод теплоты осуществляется путем передачи теплоты инфракрасными излучателями, называется...

Ответ: 1) конвективной сушкой; 2) радиационной сушкой; 3) контактной сушкой.

307. Вид сушки, при котором подвод теплоты осуществляется путем нагревания материала в поле токов высокой частоты, называется...

Ответ: 1) диэлектрической сушкой; 2) радиационной сушкой; 3) контактной сушкой.

308. Движущей силой сушки является:

Ответ: 1) разность температур; 2) разность давлений; 3) разность влагосодержаний.

309. Энергия связи с материалом – это:

Ответ: 1) энергия, которую надо затратить для того, чтобы нагреть материал до температуры сушки; 2) энергия, которую надо затратить для отрыва 1 моль воды от материала; 3) энергия, которую надо затратить для отрыва 1 моль влажного воздуха от материала.

310. Расход теплоты на удаление влаги из материала определяется следующим выражением:

Ответ: 1) $Q_C = Wi$; 2) $Q_C = Gi$; 3) $Q_C = D_C(i'' - i')$.

311. Общий расход теплоты на сушку определяется по формуле:

Ответ: 1) $Q = Q_{исп} + Q_{возд.}$; 2) $Q = Q_{нагр} + Q_{с.в.}$; 3) $Q = Q_{исп} + Q_{с.в.}$.

312. Скорость сушки определяет:

Ответ: 1) ее экономичность; 2) ее интенсивность; 3) ее технологичность.

313. В конвективных сушилках теплота теплоносителя передается к материалу следующим путем:

Ответ: 1) конвекцией; 2) теплопроводностью; 3) излучением.

314. Теплота теплоносителя передается к материалу в контактных сушилках следующим путем:

Ответ: 1) конвекцией; 2) теплопроводностью; 3) излучением.

315. Сублимационную сушку применяют:

Ответ: 1) в случае особой ценности продукта; 2) в случае невозможности применения других методов; 3) в случае экономии энергозатрат.

ТЕМА №22 КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

316. Сущность процесса кристаллизации заключается, следующем:

Ответ: 1) в выделении твердой фазы из растворов и расплавов; 2) в выделении жидкой фазы из растворов и расплавов; 3) в выделении вещества из концентрата.

317. В процессе кристаллизации присутствуют данные стадии:

Ответ: 1) образование центров кристаллизации; 2) образование границы кристаллизации; 3) рост кристаллов.

318. Кристаллы, содержащие молекулы воды, называют...

Ответ: 1) гидрокристаллами; 2) кристаллогидратами; 3) аквакристаллами.

319. Если растворимость твердых веществ увеличивается с повышением температуры, такие вещества обладают...

Ответ: 1) «отрицательной» растворимостью; 2) «нейтральной» растворимостью; 3) «положительной» растворимостью.

320. Раствор, находящийся в равновесии с твердой фазой при данной температуре, называют...

Ответ: 1) насыщенным; 2) пересыщенным; 3) равновесным.

321. На равновесие в процессах кристаллизации влияют следующие факторы:

Ответ: 1) температура, давление, время; 2) температура, давление, концентрация; 3) температура, давление, скорость процесса.

322. Растворы, в которых концентрация растворенного вещества больше его растворимости называют...

Ответ: 1) насыщенными; 2) пересыщенными; 3) неравновесными.

323. Пересыщения раствора можно достигнуть следующими способами:

Ответ: 1) снижением температуры; 2) удалением части растворителя; 3) удалением части растворенного вещества.

324. С выполнением этих операций связаны методы кристаллизации пересыщенных растворов:

Ответ: 1) с нагреванием раствора; 2) с охлаждением раствора; 3) с частичной отгонкой растворителя.

325. В формуле для определения скорости кристаллизации $M/(F\tau) = D(y_{II}-y_H)/\delta$ величина δ – это:

Ответ: 1) толщина пограничного слоя; 2) начальная толщина кристаллов; 3) конечная толщина кристаллов.

326. На качество полученных кристаллов влияет следующий фактор:

Ответ: 1) природа кристаллизуемого вещества; 2) природа раствора; 3) природа кристаллизатора.

327. Для кристаллизации с отгонкой части растворителя применяются следующие кристаллизаторы:

Ответ: 1) ректификационные колонны; 2) вакуум-аппараты; 3) скрубберы.

328. Для кристаллизации с охлаждением раствора применяют следующие кристаллизаторы:

Ответ: 1) утфельные; 2) барабанные; 3) с псевдооживленным слоем.

329. Преимуществами метода кристаллизации в псевдооживленном слое являются:

Ответ: 1) более мелкие кристаллы; 2) более широкий фракционный состав; 3) более узкий фракционный состав.

330. Расчет кристаллизаторов заключается в следующем:

Ответ: 1) в определении основных размеров; 2) в определении материального баланса; 3) в определении энергетического баланса.

ТЕМА №23. БИОХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

331. Процессы направленной жизнедеятельности микроорганизмов, скорость которых определяется приростом биомассы либо продуктов их метаболизма, называют:

Ответ: 1) биохимическими; 2) биологическими; 3) процессами ферментации.

332. В пищевой промышленности микроорганизмы используются в...

Ответ: 1) производстве сахара; 2) бродильных производствах; 3) переработке сельскохозяйственного сырья.

333. Синтез биомассы микроорганизмов проводят в аппаратах, которые называют:

Ответ: 1) ферментаторами; 2) бродильниками; 3) перколяторами.

334. На информации о микрокинетике процесса ферментации микроорганизмов, который включает кинетику роста биомассы в зависимости от концентрации компонентов субстрата и других параметров, а также на изучении закономерностей массо- и теплообмена, основывается...

Ответ: 1) работа ферментаторов; 2) анализ ферментаторов; 3) расчет ферментаторов.

335. Большинство используемых в промышленности микроорганизмов является:

Ответ: 1) гетеротрофами; 2) гомотрофами; 3) политрофами.

336. В экспоненциальной фазе роста культуры микроорганизмов клетки...

Ответ: 1) адаптируются к внешним условиям; 2) размножаются с максимально возможной в данных условиях скоростью; 3) замедляют скорость роста.

337. В лаг-фазе роста культуры микроорганизмов клетки...

Ответ: 1) адаптируются к внешним условиям; 2) размножаются с максимально возможной в данных условиях скоростью; 3) замедляют скорость роста.

338. В третьей фазе роста культуры микроорганизмов клетки...

Ответ: 1) адаптируются к внешним условиям; 2) размножаются с максимально возможной в данных условиях скоростью; 3) замедляют скорость роста.

339. Кинетика роста биомассы микроорганизмов описывается уравнением:

Ответ: 1) $\frac{dM}{d\tau} = KM$; 2) $\frac{dM}{dt} = KM$; 3) $\frac{dQ}{d\tau} = KM$.

340. В уравнении, описывающем кинетику роста биомассы микроорганизмов, величина K – это:

Ответ: 1) коэффициент скорости роста биомассы; 2) удельная скорость роста биомассы; 3) концентрация биомассы.

341. В уравнении, описывающем кинетику роста биомассы микроорганизмов, величина M – это:

Ответ: 1) коэффициент скорости роста биомассы; 2) удельная скорость роста биомассы; 3) концентрация биомассы.

342. Удельная скорость роста биомассы определяется из уравнения:

Ответ: 1) $K = \frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{d\tau}$; 2) $K = \frac{1}{M} \cdot \frac{dM}{dt}$; 3) $K = \frac{1}{M} \cdot \frac{dQ}{d\tau}$.

343. В уравнении для расчета удельной скорости роста биомассы микроорганизмов величина M – это:

Ответ: 1) коэффициент скорости роста биомассы; 2) удельная скорость роста биомассы; 3) концентрация биомассы.

344. В уравнении массоотдачи для жидкой фазы величина M – это:

Ответ: 1) концентрация кислорода; 2) концентрация биомассы; 3) концентрация субстрата.

345. Аппарат с механическим перемешиванием и барботером для подвода воздуха – это:

Ответ: 1) мало распространенный ферментатор; 2) наиболее распространенный ферментатор; 3) ферментатор для специфической обработки сырья.

ТЕМА №24. ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ И КЛАССИФИКАЦИЯ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

346. К процессам, приводящим лишь к изменению формы материала без изменения физико-химических характеристик, относятся:

Ответ: 1) механические; 2) гидромеханические; 3) массообменные.

347. Измельчение и классификацию твердых материалов применяют со следующей целью:

Ответ: 1) для увеличения площади поверхности твердых материалов; 2) для увеличения площади поверхности мягких материалов; 3) для уменьшения площади поверхности твердых материалов.

348. Процессы измельчения разделяются на:

Ответ: 1) измельчение; 2) дробление; 3) резание; 4) истирание, 5) истолчение.

349. В зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков материала измельчение подразделяется на следующие виды:

Ответ: 1) крупное, толченное, мелкое, тонкое, коллоидное; 2) крупное, среднее, мелкое, тонкое, коллоидное; 3) крупное, среднее, среднемелкое, мелкое, тонкое, коллоидное;

350. Процесс измельчения характеризуется:

Ответ: 1) степенью измельчения; 2) степенью неоднородности; 3) степенью гомогенности.

351. Степень измельчения определяется из выражения:

Ответ: 1) $i = d_K/d_H$; 2) $i = d_H/d_K$; 3) $i = V_K/V_H$.

352. Измельчение твердых материалов производится следующими методами:

Ответ: 1) расплющиванием, раскалыванием, ударом, истиранием; 2) раздавливанием, развальцовыванием, ударом, истиранием; 3) раздавливанием, раскалыванием, ударом, истиранием.

353. В пищевой промышленности применяются следующие схемы измельчения:

Ответ: 1) истирание-удар; 2) истирание-раздавливание; 4) истирание-раскалывание.

354. Прочные и хрупкие материалы измельчаются...

Ответ: 1) раздавливанием; 2) истиранием, ударом и раскалыванием; 3) раздавливанием и ударом.

355. Вязкие материалы средней прочности измельчаются...

Ответ: 1) раздавливанием; 2) истиранием, ударом и раскалыванием; 3) раздавливанием и ударом.

356. Работа, затрачиваемая на измельчение, зависит от следующих характеристик материалов:

Ответ: 1) вес; 2) теплоемкость; 3) модуля упругости.

357. В промышленности применяются следующие типы измельчающих машин:

Ответ: 1) щековые; 2) гирационные; 3) молотковые; 4) трансмиссионные; 5) мультидисперсные.

358. Требования, предъявляемые к измельчающим машинам:

Ответ: 1) равномерность размеров кусков; 2) классификация кусков; 3) разделение кусков.

359. В пищевой промышленности используются следующие виды классификации:

Ответ: 1) размерная, механическая гидравлическая, воздушная; 2) объемная, механическая гидравлическая, воздушная; 3) механическая гидравлическая, воздушная.

360. Воздушная классификация производится в следующих аппаратах:

Ответ: 1) в аппаратах с псевдооживленным слоем; 2) в циклонах; 3) в скрубберах.

ТЕМА №25. ПРЕССОВАНИЕ

361. В пищевой промышленности прессование применяют для:

Ответ: 1) для гранулирования, обезвоживания, брикетирования, формования; 2) для классификации, обезвоживания, брикетирования, формования; 3) для гранулирования, обезвоживания, деструкции, формования.

362. Прессование заключается в том, что обрабатываемый материал подвергают:

Ответ: 1) раздавливанию в специальных прессах; 2) внешнему давлению в специальных прессах; 3) внутреннему давлению в специальных прессах.

363. Обезвоживание продуктов применяют для выделения жидкости...

Ответ: 1) когда необходимо уменьшить массу продукта; 2) когда она является ценным продуктом; 3) когда с обезвоживанием ценность продукта увеличивается.

364. Избыточное давление может быть приложено к материалу двумя способами:

Ответ: 1) действием силы веса груза разновесов; 2) давлением поршня в прессах; 3) действием центробежной силы в центрифугах.

365. Обезвоживание и брикетирование продуктов различаются:

Ответ: 1) конечной формой продукта; 2) конечной формой и концентрацией продукта; 3) конечным объемом продукта.

366. Давление прессования складывается из следующих составляющих:

Ответ: 1) из давления на уплотнение продукта и давления для преодоления центробежных сил; 2) из давления на уплотнение продукта и давления для преодоления сил тяжести; 3) из давления на уплотнение продукта и давления для преодоления сил трения.

367. В выражении для описания процесса прессования $\psi \ln(p/p_0) = \beta - \beta_0$ величина β – это:

Ответ: 1) конечный коэффициент уплотнения; 2) модуль прессуемости; 3) модуль сжатия.

368. В выражении для описания процесса прессования $\psi \ln(p/p_0) = \beta - \beta_0$ величина ψ – это:

Ответ: 1) конечный коэффициент уплотнения; 2) модуль прессуемости; 3) модуль сжатия.

369. Средний коэффициент уплотнения зависит от следующих величин:

Ответ: 1) от высоты брикета, модуля прессуемости, давления, площади поперечного сечения аппарата; 2) от высоты брикета, модуля сжатия, давления, площади поперечного сечения аппарата; 3) от высоты брикета, модуля упругости, давления, площади поперечного сечения аппарата

370. Средняя плотность брикета зависит от следующих величин:

Ответ: 1) от массы твердой фазы в брикете, начальной и конечной плотности твердой фазы, модуля прессуемости, давления и площади поперечного сечения аппарата; 2) от массы твердой фазы в брикете, начальной плотности твердой фазы, модуля прессуемости, давления и площади поперечного сечения аппарата; 3) от массы твердой фазы в брикете, конечной плотности твердой фазы, модуля прессуемости, давления и площади поперечного сечения аппарата.

371. При обработке продуктов прессованием используют следующие оборудование:

Ответ: 1) гидравлические прессы; 2) механические прессы; 3) пневматические прессы; 4) адгезионные прессы.

372. Принцип работы обезвоживающих шнековых прессов заключается в следующем:

Ответ: 1) приложение к материалу избыточного давления; 2) приложение к материалу пониженного давления; 3) приложение к материалу повышенной температуры.

373. Принцип работы ротационных брикетировочных прессов заключается в следующем:

Ответ: 1) периодическое приложение к материалу избыточного давления; 2) периодическое приложение к материалу пониженного давления; 3) периодическое приложение к материалу повышенной температуры.

374. Для получения выдавленных пищевых продуктов применяют следующее оборудование:

Ответ: 1) экструдеры; 2) экстракторы; 3) экстредеры.

375. Основная характеристика процесса брикетования определяется:

Ответ: 1) зависимостью между приращением давления и уменьшением коэффициента уплотнения; 2) зависимостью между приращением давления и увеличением коэффициента уплотнения; 3) зависимостью между уменьшением давления и приращением коэффициента уплотнения.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевой технологии/ Г.Д. Кавецкий, В.П. Касьяненко, В.П. – М.: Колос, 2008. – 591 с.
2. Плаксин Ю.М. Процессы и аппараты пищевых производств/ Ю.М. Плаксин, Н.Н. Малахов, В.А. Ларин.- 2-е изд., перераб. и доп. – М.: КолосС, 2007. – 760 с.
3. Чубик И.А. Справочник по теплофизическим характеристикам пищевых продуктов и полуфабрикатов / И.А. Чубик, А.М. Маслов. – М.: Пищ. пром-сть, 1970. – 184 с.
4. Драгилев А.И. Сборник задач по расчету технологического оборудования кондитерского производства / А.И. Драгилев, М.Д. Руб. – М.: ДеЛи Принт, 2005. – 244 с.
5. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков: Учебное пособие для вузов / Под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова.-9-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1981. – 560 с.
6. Машины и аппараты химических производств. Под. Ред. И.И. Чернобыльского. Изд. 3-е, перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1975. – 454 с.
7. Лебедев П.Д., Щукин А.А. Теплоиспользующие установки промышленных предприятий. – М.: Энергия, 1970, – 408 с.
8. Лебедев П.Д. Расчет и проектирование сушильных установок. – М.: Госэнергоиздат, 1963. – 320 с.

Гриценко Вячеслав Владимирович

**ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ
ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ**

Учебное пособие для студентов
очной и заочной форм обучения направления
151000.62 «Технологические машины и оборудование»

Редактор Е.Ф. Изотова

Подписано в печать 28.02.14. Формат 84x108/16.
Усл. печ. л. 26,0. Тираж 50 экз. Заказ 14 1246. Рег. №98.

Отпечатано в РИО Рубцовского индустриального института
658207, Рубцовск, ул. Тракторная, 2/6.