МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

САНКТ-ПЕТЕРБУРГСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ
ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
ИНФОРМАЦИОННЫХ ТЕХНОЛОГИЙ, МЕХАНИКИ И ОПТИКИ

ИНСТИТУТ ХОЛОДА И БИОТЕХНОЛОГИЙ

К.М. Федоров, Ю.Н. Гуляева, А.Б. Дужий

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

КОНТРОЛЬНЫЕ РАБОТЫ № 1, 2

Учебно-методическое пособие

Санкт-Петербург

2014

УДК 663.62

Федоров К.М., Гуляева Ю.Н., Дужий А.Б. Процессы и аппараты пищевых производств. Контрольные работы № 1, 2: Учеб.-метод. пособие. – СПб.: НИУ ИТМО; ИХиБТ, 2014. – 50 с.

Приведены темы дисциплины, варианты контрольных работ, вопросы промежуточного и итогового контроля знаний студентов. В конце работы дан список литературы.

Предназначено для самостоятельной работы студентов направления бакалавриата 220700, 151000, 240700, 260100, 260200 очной и заочной форм обучения.

Рецензент: доктор техн. наук, проф. В.А. Арет

Рекомендовано к печати редакционно-издательским советом Института холода и биотехнологий

В 2009 году Университет стал победителем многоэтапного конкурса, в результате которого определены 12 ведущих университетов России, которым присвоена категория «Национальный исследовательский университет». Министерством образования и науки Российской Федерации была утверждена программа его развития на 2009–2018 годы. В 2011 году Университет получил наименование «Санкт-Петербургский национальный исследовательский университет информационных технологий, механики и оптики».

© Санкт-Петербургский национальный исследовательский университет информационных технологий, механики и оптики, 2014

© Федоров К.М., Гуляева Ю.Н., Дужий А.Б., 2014

РАБОЧАЯ ПРОГРАММА

Введение

Основы теории моделирования. Математическое и физическое моделирование. Основы теории подобия.

Гидромеханические процессы

Классификация неоднородных систем. Методы их разделения. Закономерности процессов осаждения под действием силы тяжести и центробежной силы. Материальные балансы осаждения. Расчет скорости осаждения. Исследование гидродинамики псевдоожиженного слоя.

Процессы фильтрования. Сущность процессов фильтрования суспензий. Методы и способы фильтрования, свойства осадков. Скорость фильтрования. Движущая сила процесса. Теория фильтрования с образованием слоя несжимаемого осадка при постоянной движущей силе.

Мембранные методы разделения. Сущность мембранных методов разделения и их классификация. Механизм переноса массы через мембраны. Область применения и преимущества мембранных методов разделения.

Процессы перемешивания в жидких средах. Интенсивность и эффективность процесса. Типы мешалок. Определение мощности, потребляемой для организации процесса перемешивания.

Работа с учебником [3]: Глава X, стр.149 – 177.

Работа с учебником [3]: Глава VII, стр.102 – 115.

Работа с учебником [4]: Глава 9, стр.118 – 129.

Теплообменные процессы

Основы расчета теплообмена в теплообменных аппаратах. Общие сведения о тепловых процессах. Температурное поле и температурный градиент. Движущая сила процесса теплообмена. Теплоносители. Тепловой поток. Тепловые балансы в аппаратах. Передача теплоты конвекцией.

Общий вид критериальных зависимостей для конвективного теплообмена. Классификация теплообменных аппаратов. Пути интенсификации теплообмена. Основы расчета теплообменников.

Поверхностная конденсация. Конденсация смешения. Процессы выпаривания. Выпаривание под вакуумом.

Температура кипения раствора, физико-химическая, гидростатическая и гидравлическая депрессии. Полная и полезная разности температур. Устройство и принцип действия однокорпусных выпарных установок.

Материальный и тепловой балансы выпаривания. Многокорпусное выпаривание.

Работа с учебником [3]: Глава XII-XIII, XV, стр.193 – 234, 275-288.

Работа с учебником [3]: Глава XIV, стр.235 – 275.

Массообменные процессы

Основы теории массопередачи. Классификация массообменных процессов по виду и по способу взаимодействия фаз. Способы выражения состава фаз. Фазовое равновесие. Материальный баланс и уравнение рабочей линии массообменного процесса. Движущая сила массообменных процессов. Механизм процесса массопередачи. Молекулярная и конвективная диффузия.

Основные законы массопередачи. Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика). Закон конвективной диффузии. Критерии подобия массообменных процессов. Основное уравнение массопередачи.

Перегонка и ректификация. Способы проведения перегонки. Простая перегонка и перегонка с дефлегмацией. Уравнение простой перегонки.

Процесс ректификации в спиртовой промышленности. Уравнений линий рабочих концентраций укрепляющей и исчерпывающей частей колонны. Минимальное и рабочее флегмовое число. Контактные устройства ректификационных колони. Гидродинамические режимы при взаимодействии потоков на этих устройствах.

Сушка. Общая характеристика процесса. Свойства влажных материалов. Виды связи влаги с материалом. Способы сушки. Кинетика

сушки. Кривые сушки и скорости сушки. Параметры состояния влажного воздуха.

Изображение и анализ основных вариантов конвективной сушки на диаграмме Рамзина для теоретического и действительного сушильного процесса. Материальный и тепловой балансы конвективной сушилки.

Работа с учебником [3]: Глава XVI-XVIII, XX стр.291 – 360, 389-426.

Сорбционные процессы

Процессы абсорбции. Физическая сущность процесса абсорбции. Абсорбент и абсорбтив. Изотерма абсорбции и десорбции. Процесс абсорбции при прямотоке и противотоке. Графическое изображение процесса. Движущая сила процесса абсорбции. Устройство и принцип действия абсорберов.

Процесс адсорбции. Физическая сущность процесса адсорбции. Виды адсорбции. Адсорбент и адсорбтив. Регенерация адсорбентов. Равновесные соотношения при адсорбции. Десорбция.

Работа с учебником [3]: Глава XIX, XXII стр. 361 – 388, 460-484

ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ВЫПОЛНЕНИЮ КОНТРОЛЬНОЙ РАБОТЫ

Студенты, обучающиеся по сокращенной форме обучения выполняют одну контрольную работу № 2. Все студенты выбирают варианты контрольной работы в зависимости от номера зачетной книжки – по последней ее цифре (т. е. номер варианта должен совпадать с последней цифрой шифра зачетной книжки). При выполнении контрольной работы необходимо:

– последовательно и подробно изложить решение задачи вначале в буквенных выражениях, затем в цифрах;

– привести ответы решенных задач в системе единиц измерения СИ.

Контрольная работа № 1

1. ОСАЖДЕНИЕ

Задача. Рассчитать отстойник непрерывного действия для осаждения твёрдых частиц водной суспензии. Диаметр наименьших частиц, подлежащих осаждению, $d_ч$, мкм. Производительность отстойника по суспензии, $G_с$, кг/ч. Концентрация суспензии $x_с$. Плотность частиц $\rho_ч$, кг/м^3. Температура суспензии t, ^{0}С. Влажность осадка U.

Определить производительность отстойника по осветлённой жидкости $G_{осв}$, производительность по твердой фазе $G_{т.ф}$, площадь осаждения $F_{ос}$, диаметр отстойника D, общую высоту отстойника H, объёмную производительность $V_{осв}$. Представить схему отстойника непрерывного действия и описание принципа его работы.

Варианты

№ варианта	$d_ч$, мкм	$G_с$, кг/ч	$x_с$	$\rho_ч$, кг/м^3	t, ^{o}С	U
1	80	30000	0,05	1300	30	0,7
2	75	30000	0,055	1275	40	0,6
3	70	25000	0,06	1250	25	0,65
4	65	25000	0,065	1225	45	0,7
5	60	20000	0,07	1200	20	0,6
6	55	20000	0,075	1175	30	0,65
7	50	15000	0,08	1150	40	0,7
8	45	15000	0,085	1175	35	0,6
9	40	10000	0,09	1150	40	0,65
10	35	10000	0,095	1175	45	0,6

Расчётные формулы

1. Скорость осаждения шарообразных частиц для ламинарного режима ($\mathrm{Re} \le 2;\ \xi = \dfrac{24}{\mathrm{Re}}$)

$$\omega_{ос} = g d_ч^2 \frac{(\rho_ч - \rho_с)}{18\mu_ж}, \qquad (1.1)$$

где $d_ч$ – эквивалентный диаметр частицы, м; $\rho_ч$ – плотность частицы, кг/м^3; $\mu_ж$ – коэффициент динамической вязкости среды, $Па \cdot с$.

Если плотности смешиваемых компонентов отличаются более чем на 30 %, то плотность смеси по формуле

$$\rho_с = \frac{1}{\frac{x_с}{\rho_{.ч}} + \frac{1 - x_с}{\rho_ж}} \qquad (1.2)$$

Объёмная доля твёрдой фазы в суспензии

$$\varphi = \frac{x_с \rho_ж}{\rho_ч}. \qquad (1.3)$$

2. Проверить режим осаждения, т. е. провести перерасчёт числа Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega_{ос} d_ч \rho_с}{\mu_с}. \qquad (1.4)$$

Если число Рейнольдса меньше двух (Re < 2), то $\xi = \frac{24}{Re}$.

Если число Рейнольдса больше двух (Re > 2), то необходимо провести перерасчёт скорости осаждения

$$\omega_{ос} = \sqrt{\frac{4 g d_ч (\rho_ч - \rho_с)}{3\xi\rho_с}}, \qquad (1.5)$$

где ξ – коэффициент сопротивления среды.

Для переходного режима ($2 < Re \leq 500$)

$$\xi = \frac{18{,}5}{Re^{0{,}6}}. \qquad (1.6)$$

Для турбулентного режима (Re > 500)

$$\xi = 0{,}44. \qquad (1.7)$$

3. Скорость стеснённого осаждения

$$\omega''_{\text{ос}} = \lambda\omega_{\text{ос}}, \qquad (1.8)$$

где λ – поправочный коэффициент, учитывающий объёмную концентрацию φ (в долях),

$$\lambda = \frac{(1-\varphi)^2}{(1+2{,}5\varphi+7{,}35\varphi^2)}. \qquad (1.9)$$

4. Массовая производительность по осветлённой жидкости

$$G_{\text{осв}} = G_{\text{с}} - G_{\text{ос}}, \qquad (1.10)$$

где $G_{\text{с}}$ – производительность по суспензии; $G_{\text{ос}}$ – производительность отстойника по сгущенной суспензии.

Производительность по твёрдой фазе, поступающей с суспензией

$$G_{\text{т.ф}} = G_{\text{с}} x_{\text{с}}. \qquad (1.11)$$

Количество получаемого из суспензии влажного осадка

$$G_{\text{ос}} = \frac{G_{\text{т.ф}}}{1-U}, \qquad (1.12)$$

где U – влажность осадка.

5. Объёмная производительность отстойника по осветлённой жидкости

$$V_{\text{осв}} = F\omega''_{\text{ос}}, \qquad (1.13)$$

где F – площадь осаждения отстойника, м^2

$$F = 1,3G_{\text{с}} \frac{(1 - \frac{x_{\text{с}}}{1-U})}{\rho_{\text{с}}\omega''_{\text{ос}}}. \qquad (1.14)$$

6. Чтобы устранить перемешивание жидкости у свободной поверхности, высоту зоны свободного осаждения в отстойнике принимают равной $h_1 = 0,45\ldots0,75$ м, при этом наибольшее значение выбирают для более концентрированных суспензий.

Высота зоны осаждения, м

$$h_2 = \frac{m_{\text{т.ф}}}{\rho_{ч}}, \qquad (1.15)$$

где $m_{\text{т.ф}}$ – масса твёрдой фазы, осаждающейся в единицу времени ($\tau = 1$ ч) на единице свободной поверхности отстойника, кг

$$m_{\text{т.ф}} = \frac{G_{\text{с}} x_{\text{с}} \tau}{F}. \qquad (1.16)$$

Высоту зоны расположения лопастей мешалки определяют исходя из наклона лопастей, равного приблизительно 0,146 м на 1 м длины.

Высота этой зоны

$$h_3 = 0,146\frac{D}{2} = 0,073D, \qquad (1.17)$$

где D – диаметр отстойника, м

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}}. \qquad (1.18)$$

Общая высота отстойника, м

$$H = h_1 + h_2 + h_3. \qquad (1.19)$$

2. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Задача. Определить мощность электродвигателя и частоту вращения мешалки (диаметр $d_м$ и ширина b), установленной в аппарате диаметром D для перемешивания жидкости слоем H с твёрдыми частицами, если плотность жидкости $\rho_ж = 1000$ кг/м^3, а её вязкость $\mu_ж = 0{,}001$ Па·с. Массовое содержание твёрдой фазы в жидкости $x_{т.ф}$, эквивалентный диаметр твёрдых частиц $d_ч = 1$ мм и их плотность $\rho_{т.ч} = 1500$ кг/м^3.

Аппарат имеет шероховатые внутренние стенки и гильзу для термометра. Шаг винта лопасти пропеллерной мешалки S. Количество перемещений жидкости через диффузор m. Угол подъема винтовой линии Θ.

Варианты

№ варианта	$d_м$, м	$b_м$, м	D, м	H, м	$x_{т.ф}$	S, м	m	Θ, ^{o}	Тип мешалки
1	1,0	0,1	1,5	1,2	0,18	–	–	–	Лопастная
2	1,0	0,13	1,2	1,0	0,2	–	–	–	Лопастная
3	0,5	–	1,5	0,8	0,22	0,3	10	25	Пропеллерная
4	0,33	–	1,0	1,1	0,15	0,33	12	30	Пропеллерная в диффузоре
5	1,0	0,15	2,0	0,9	0,1	–	–	–	Лопастная в аппарате со змеевиком
6	1,0	0,1	1,1	1,0	0,2	–	–	–	Якорная
7	0,35	–	1,3	1,3	0,18	0,33	8	35	Пропеллерная в диффузоре
8	0,5	0,15	1,0	0,9	0,15	–	–	–	Якорная
9	0,75	0,1	1,5	0,8	0,15	–	–	–	Лопастная в аппарате со змеевиком
10	0,6	–	1,7	1,0	0,25	0,3	5	40	Пропеллерная

Расчётные формулы

1. Плотность перемешиваемых компонентов суспензии $\rho_с$, кг/м^3

$$\rho_с = \frac{1}{\dfrac{x_{т.ф}}{\rho_{т.ч}} + \dfrac{1 - x_{т.ф}}{\rho_ж}}, \qquad (2.1)$$

где $\rho_{т.ч}$ – плотность твёрдых частиц, кг/м^3; $\rho_ж$ – плотность жидкости, кг/м^3; $x_{т.ф}$ – массовое содержание твёрдой фазы в жидкости.

2. Объёмная доля твёрдой фазы в суспензии

$$\varphi = \frac{\rho_с}{\rho_{т.ч}} x_{т.ф}. \qquad (2.2)$$

3. Динамическая вязкость смеси:

а) если $\varphi \le 0{,}1$, то $\mu_с = \mu_ж (1 + 2{,}5\varphi)$; (2.3)

б) если $\varphi > 0{,}1$, то $\mu_с = \dfrac{0{,}59\mu_ж}{(0{,}77 - \varphi)^2}$. (2.4)

4. Частота вращения мешалки, об/с:

а) для лопастной и якорной мешалок

$$n = C\sqrt{\frac{\rho_{т.ч} - \rho_ж \quad d_ч}{\rho_с}}\left(\frac{D^x}{d_м^y}\right), \qquad (2.5)$$

где $d_ч$ – эквивалентный диаметр твёрдой частицы, м; D – диаметр аппарата, м; $d_м$ – диаметр мешалки, м; C, x, y – постоянные (прил., табл. 1);

б) для пропеллерной и турбинной мешалок

$$n = \frac{\omega_о}{S\cos^2\Theta}, \qquad (2.6)$$

где $\omega_о$ – осевая скорость перемешивания суспензии, м/с; S – шаг

винта пропеллерной или турбинной мешалки, м; Θ – угол подъёма винтовой линии, °.

Осевая скорость перемешивания суспензии

$$\omega_{\text{о}} = \frac{mV}{60F_{\text{о.в}}}, \tag{2.7}$$

где m – количество перемещений жидкости через диффузор; V – объем аппарата, м^3; $F_{\text{о.в}}$ – поверхность, отметаемая винтом, м^2.

Объём аппарата

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4}. \tag{2.8}$$

Поверхность, отметаемая винтом,

$$F_{\text{о.в}} = 0{,}8\frac{\pi d_{\text{м}}^2}{4}. \tag{2.9}$$

5. Критерий Рейнольдса для мешалки,

$$\text{Re}_{\text{м}} = \frac{n\rho_{\text{с}} d_{\text{м}}^2}{\mu_{\text{с}}}. \tag{2.10}$$

6. По полученному значению $\text{Re}_{\text{м}}$ из графика (прил. рис. 1) $K_N = f(\text{Re}_{\text{м}})$, находим значение коэффициента мощности K_N для модельной мешалки.

Величина K_N, полученная из рис. 1, справедлива только для мешалок геометрически подобных модельным мешалкам. При отклонении от этого условия расход энергии на перемешивание изменяется, поэтому при отсутствии геометрического подобия мешалок значение K_N умножают на поправочные коэффициенты:

$$f_D = \left(\frac{D}{\alpha d_{\text{м}}}\right)^a; \tag{2.11}$$

$$f_h = \left(\frac{H}{D}\right)^h; \qquad (2.12)$$

$$f_b = \left(\frac{b}{\beta d_м}\right)^k; \qquad (2.13)$$

$$f_s = \left(\frac{S}{d_м}\right)^p, \qquad (2.14)$$

где α – отношение $\frac{D}{d}$ для модельной мешалки; β – отношение $\frac{b}{d}$ для модельной мешалки. Значения коэффициентов a, h, k, p приведены в (прил., табл. 3). Тогда

$$K_{N_1} = K_N f_D f_h f_b f_S; \qquad (2.15)$$

7. Мощность, потребляемая мешалкой в рабочий период, Вт:

а) для лопастной и якорной мешалок

$$N_P = K_{N_1} d_м^5 n^3 \rho_с, \qquad (2.16)$$

б) для пропеллерной и турбинной мешалок

$$N_P = 0{,}2 \sin^3\Theta \cos\Theta K_{N_1} d_i^5 n^3 \rho_с. \qquad (2.17)$$

Если высота слоя жидкости в аппарате отлична от его диаметра, то поправочный множитель

$$f_H = \sqrt{\frac{H}{D}}. \qquad (2.18)$$

Шероховатость внутренних стенок аппарата, наличие в нём змеевика и гильзы для термометра учитываются следующими поправочными коэффициентами:

$f_ш = 1{,}1 \ldots 1{,}2$ – для шероховатых стенок;

$f_з = 2\ldots3$ – при наличии змеевика вдоль вертикальных стенок или у днища аппарата;

$f_г = 1{,}1$ – при наличии гильзы для термометра.

8. При коэффициенте $f_n = 1{,}3$, учитывающем пусковой момент и КПД передачи $\eta = 0{,}8\ldots0{,}85$, необходимая мощность электродвигателя мешалки, кВт

$$N_{дв} = \frac{1{,}3 N_p f_H f_ш f_з f_г}{1000\eta}. \qquad (2.19)$$

3. ФИЛЬТРОВАНИЕ

Задача. Определить необходимую поверхность фильтрования водной суспензии, содержащей $x_с$ твёрдой фазы. Влажность осадка U. Производительность фильтра по фильтрату $V_ф$. Перепад давления на фильтре ΔP. Удельное сопротивление несжимаемого осадка $r_о$, сопротивление фильтровальной перегородки $R_п$, плотность твёрдой фазы $\rho_{т.ф}$. Осадок промывают используя 1,5 $м^3$ воды на 1 $м^3$ осадка. Динамическая вязкость промывных вод $\mu_{пр}$, а динамическая вязкость фильтрата $\mu_ф$. Плотность жидкости $\rho_ж = 1000$ $кг/м^3$.

Варианты

№ варианта	$x_с$	U	$V_ф$, $м^3/ч$	$\Delta P \cdot 10^{-5}$ Па	$r_о \cdot 10^{-12}$, $м^{-2}$	$R_п \cdot 10^{-10}$, $м^{-1}$	$\rho_{т.ф}$, $кг/м^3$	$\mu_{пр}$, $Па \cdot с$	$\mu_ф$, $Па \cdot с$
1	0,05	0,45	5	0,7	19	2	2000	0,0004	0,0006
2	0,05	0,40	7	1,0	18	2	1700	0,0005	0,0007
3	0,07	0,50	9	1,5	16	1	1600	0,0003	0,0006
4	0,09	0,45	10	2,0	14	9	1300	0,0005	0,0008
5	0,11	0,35	11	2,5	12	7	1400	0,0003	0,0004
6	0,10	0,40	8	0,8	15	6	2100	0,0004	0,0007
7	0,06	0,45	6	1,2	13	3	1800	0,0003	0,0005
8	0,08	0,50	7	1,4	17	5	1500	0,0004	0,0006
9	0,07	0,35	9	0,9	11	8	1900	0,0006	0,0008
10	0,12	0,40	5	1,1	19	4	1400	0,0003	0,0004

Расчётные формулы

1. Количество получаемого фильтрата, кг/с

$$G_ф = V_ф \rho_ф, \qquad (3.1)$$

где $V_ф$ – объёмная производительность по фильтрату, $м^3/с$; $\rho_ф$ – плотность фильтрата, $кг/м^3$

$$\rho_ф = \frac{1}{\frac{x_{т.ф}}{\rho_{т.ф}} + \frac{1 - x_{т.ф}}{\rho_ж}}, \qquad (3.2)$$

где $\rho_{т.ф}$ – плотность твёрдых частиц, $кг/м^3$; $\rho_ж$ – плотность жидкости (воды) при 20 ^{0}С, $кг/м^3$; $x_{т.ф}$ – содержание твёрдой фазы.

2. Массовый расход суспензии $G_с$, кг/с

$$G_с = \frac{G_ф}{1 - \frac{x_{т.ф}}{1 - U}}, \qquad (3.3)$$

где U – влажность осадка.

3. Количество твёрдой фазы, поступающей с суспензией $G_{т.ф}$, кг/с

$$G_{т.ф} = G_с x_{т.ф}. \qquad (3.4)$$

4. Количество получаемого из суспензии влажного осадка $G_{ос}$, кг/с

$$G_{ос} = \frac{G_{т.ф}}{1 - U}. \qquad (3.5)$$

5. Плотность влажного осадка $\rho_{ос}$, $кг/м^3$

$$\rho_{ос} = \rho_{т.ф}(1 - U) + \rho_ж U. \qquad (3.6)$$

6. Количество влажного осадка, приходящегося на 1 $м^3$ получаемого фильтрата, $м^3/м^3$

$$x_{ос} = \frac{G_{ос}}{\rho_{ос} \cdot V_{ф}}. \qquad (3.7)$$

7. Удельная производительность фильтра за 1 цикл, $м^3/м^2$

$$v = \frac{h_{ос}}{x_{ос}}, \qquad (3.8)$$

где $h_{ос}$ – высота слоя осадка, м. Для барабанного вакуум–фильтра высоту слоя осадка принимают $h_{ос} = 10 \ldots 12$ мм.

8. Продолжительность фильтрования τ (с) при $\Delta P = \text{const}$.

$$\tau_{ф} = \frac{\mu_{ф} r_{о} x_{ос} \nu^2}{2\Delta P} + \frac{\mu_{ф} R_{п} \nu}{\Delta P}, \qquad (3.9)$$

где $\mu_{ф}$ – динамическая вязкость фильтрата, Па·с; $r_{о}$ – удельное сопротивление осадка, $м^{-2}$; $R_{п}$ – сопротивление фильтровальной перегородки, $м^{-1}$; ΔP – перепад давления в секции фильтрации, Па.

9. Удельное сопротивление осадка при промывке, $м^{-2}$

$$r_{пром} = \frac{\mu_{пр} r_{о}}{\mu_{ф}}, \qquad (3.10)$$

где $\mu_{пр}$ – динамическая вязкость промывных вод, Па·с.

10. Продолжительность промывки $\tau_{пр}$, с

$$\tau_{пр} = \frac{W x_{ос} \nu \mu_{пр} (r_{пр} x_{ос} \nu + R_{п})}{\Delta P_{пр}}, \qquad (3.11)$$

где W – расход воды на 1 $м^3$ осадка, $м^3/м^3$.

11. Примем общее число секций в барабане $m = 18$, из которых в зоне фильтрования находится 6 секций ($m_{ф} = 6$) и в зоне промывки 3 секции ($m_{пр} = 3$). Продолжительность полного цикла фильтрования для барабанного вакуум–фильтра непрерывного действия T, с

$$T = (\tau_{ф} + \tau_{пр}) \frac{m}{m_{ф} + m_{пр}}. \qquad (3.12)$$

12. Необходимая площадь фильтрования F, м^2

$$F = \frac{V_{ф} T}{v}. \qquad (3.13)$$

13. Частота вращения барабана n, об/мин

$$n = \frac{60}{T}. \qquad (3.14)$$

14. Степень погружения барабана в суспензию φ

$$\varphi = \frac{\tau_{ф}}{T}. \qquad (3.15)$$

Контрольная работа № 2

1. ТЕПЛООБМЕН

Задача. Определить поверхность нагрева и число секций теплообменника типа "труба в трубе" для нагревания воды в количестве $W = 1$ кг/с от $t_{в1}$ до $t_{в2}$ горячим конденсатом, движущимся в межтрубном пространстве.

Температура конденсата начальная $t_{к1}$, конечная $t_{к2}$. Внутренняя труба диаметром d $38 \times 1{,}5$ мм – из нержавеющей стали, а наружная диаметром $D 76 \times 2$ мм – из Ст. 3. Длина одного элемента 3 м. Движение сред в теплообменнике противоточное.

Варианты

№ варианта	$t_{в1}$, °С	$t_{в2}$, °С	$t_{к1}$, °С	$t_{к2}$, °С
1	20	65	90	65
2	15	60	70	50
3	30	75	95	65
4	30	70	95	60
5	20	60	95	70
6	10	65	80	65
7	25	70	90	55
8	40	75	85	65
9	10	60	80	60
10	35	65	95	60

Расчётные формулы

1. Из таблицы 5 (прил.) находим теплоёмкость $c_в$, плотность $\rho_в$, теплопроводность $\lambda_в$, вязкость $\mu_в$ и критерий Прандтля $Pr_в$ для средней температуры воды и конденсата.

2. Тепловая нагрузка Q, Вт, при нагревании воды количеством W, кг/с, от $t_{в1}$ до $t_{в2}$

$$Q = Wc_{в}(t_{в2} - t_{в1})x_1 , \qquad (1.1)$$

где x_1 – коэффициент, учитывающий потери тепла при нагревании, $x_1 = 1{,}03$ (3 %).

3. Расход конденсата на нагревание воды можно найти из уравнения теплового баланса

$$G_{к}c_{к}(t_{к1} - t_{к2})x_2 = Wc_{в}(t_{в2} - t_{в1}) , \qquad (1.2)$$

где x_1 – коэффициент, учитывающий потери тепла на охлаждение, $x_2 = 0{,}97$ (3 %).

4. Скорость движения сред.

Скорость воды

$$\omega_{в} = \frac{4 \cdot W}{\rho_{в}\pi d^2_{внутр}} . \qquad (1.3)$$

Скорость конденсата в межтрубном пространстве

$$\omega_{к} = \frac{G_{к}}{\rho_{к} f} , \qquad (1.4)$$

где площадь сечения межтрубного пространства

$$f = \frac{\pi(D^2_{внутр} - d^2_{нар})}{4} . \qquad (1.5)$$

5. Режим движения сред определяется по числу Рейнольдса

$$\mathrm{Re}_{в} = \frac{\omega_{в} d_{внутр}\rho_{в}}{\mu_{в}} . \qquad (1.6)$$

Аналогично находится критерий Рейнольдса для конденсата.

6. Коэффициент теплоотдачи α рассчитывается по следующей схеме.

Находим критерий Нуссельта для воды:

при Re > 10 000 $\quad \mathrm{Nu} = 0{,}021 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}8} \cdot \mathrm{Pr}^{0{,}43}$, (1.7)

при 10 000 > Re > 2320 $\quad \mathrm{Nu} = 0{,}008 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}9} \cdot \mathrm{Pr}^{0{,}43}$, (1.8)

при Re < 2320 $\quad \mathrm{Nu} = 0{,}17 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}8} \cdot \mathrm{Pr}^{0{,}43} \cdot \mathrm{Gr}^{0{,}1}$, (1.9)

тогда коэффициент теплоотдачи для воды

$$\alpha_2 = \frac{\mathrm{Nu}\lambda_{\text{в}}}{d_{\text{внутр}}}. \qquad (1.10)$$

Аналогично рассчитывается критерий Нуссельта для конденсата, где

$$\mathrm{Re} = \frac{\omega_k d_{\text{э}} \rho_k}{\mu_k}. \qquad (1.11)$$

При эквивалентном диаметре межтрубного пространства

$$d_{\text{э}} = D_{\text{внутр}} - d_{\text{нар}}. \qquad (1.12)$$

Тогда коэффициент теплоотдачи для конденсата

$$\alpha_1 = \frac{\mathrm{Nu}\lambda_k}{d_{\text{э}}}. \qquad (1.13)$$

7. Коэффициент теплопередачи

$$K = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_1} + \dfrac{\delta}{\lambda} + \dfrac{1}{\alpha_2}}, \qquad (1.14)$$

где δ – толщина стенки внутренней трубы; λ – теплопроводность внутренней трубы, $\lambda = 16$ Вт/(м·К).

8. Необходимая поверхность теплообмена для установившегося процесса F, м^2

$$F = \frac{Q}{K\Delta t}, \qquad (1.15)$$

где K – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; Δt – средняя (полезная) разность температур между средами, $^{\text{o}}\text{C}$.

Средняя разность температур – это разность температур между температурами конденсата и воды на входе и выходе из аппарата (рис. 1).

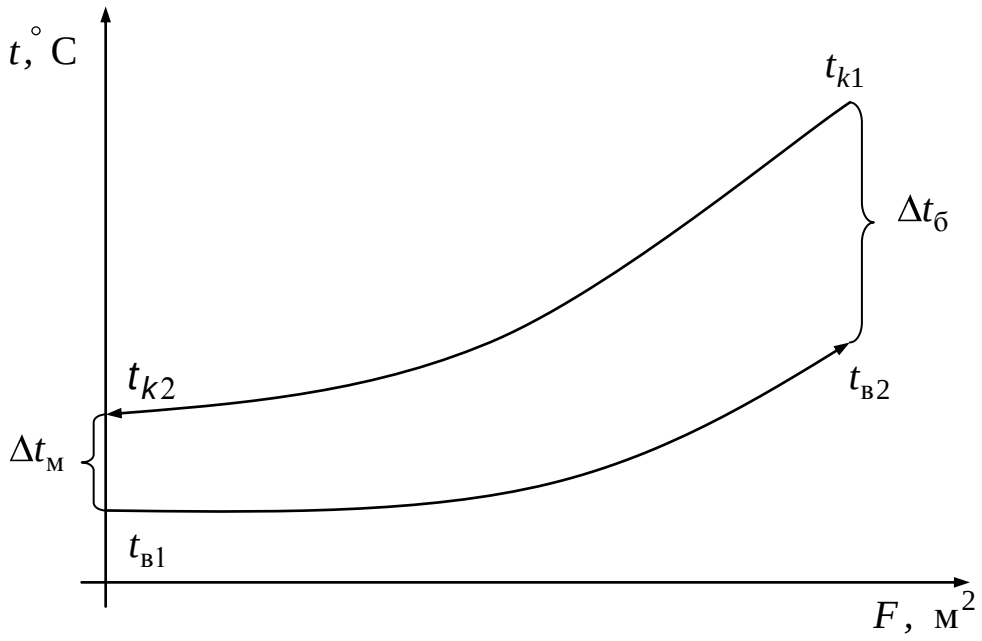

Рис. 1. График изменения температуры носителей по площади аппарата: $\Delta t_{\text{б}}$ – большая разность температур; $\Delta t_{\text{м}}$ – меньшая разность температур

Если $\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}} > 2$, то среднюю разность температур Δt находят как среднелогарифмическую разность

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2{,}3 \cdot \lg\left(\dfrac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}\right)}. \qquad (1.16)$$

Если $\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}} \le 2$, то Δt – находят как среднеарифметическую разность

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{б} + \Delta t_{м}}{2}. \qquad (1.17)$$

9. Число секций в теплообменнике

$$n = \frac{F}{\pi d_{ср} l}. \qquad (1.18)$$

где $d_{ср.} = \frac{d_{н} + d_{в}}{2}$

2. ПЛАСТИНЧАТЫЙ ТЕПЛООБМЕННИК

Задача. Рассчитать секцию регенерации пластинчатого теплообменника для молока. Производительность установки G, кг/ч, начальная температура молока t_1, ^{o}C, температура пастеризации t_3, ^{o}C, коэффициент регенерации ε, конечная температура молока $t_к$, ^{o}C.

Основные данные пластины П-2 теплообменника: поверхность теплообмена $F = 0{,}2$ м^2, рабочая ширина $b = 0{,}27$ м, приведённая длина потока $L_n = F/b = 0{,}8$ м, расстояние между пластинами $h = 0{,}0028$ м, площадь поперечного сечения одного канала $f_1 = 0{,}0008$ м^2, эквивалентный диаметр потока $d_э = 2 \cdot h = 0{,}0056$ м, толщина пластины $\delta = 0{,}0012$ м, теплопроводность пластины $\lambda = 16$ Вт/(м$^2 \cdot$К).

Варианты

№ варианта	t_1, ^{o}C	t_3, ^{o}C	$t_к$, ^{o}C	ε	G, кг/ч
1	5	76	4	0,82	5000
2	10	80	6	0,81	5500
3	7	73	7	0,80	6000
4	5	71	3	0,79	4000
5	8	74	5	0,78	4500
6	7	75	4	0,76	3000
7	6	72	5	0,75	3500
8	8	78	6	0,84	65000
9	9	79	3	0,83	25000
10	6	77	7	0,77	2000

Расчётные формулы

1. Средняя разность температур в секции рекуперации

$$\Delta t_{\text{р}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2{,}3 lg \dfrac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \qquad (2.1)$$

при условии $\dfrac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}} > 2$.

Если это условие не выполняется, то $\Delta t_{\text{р}}$ рассчитывают как среднеарифметическую разность температур

$$\Delta t_{\text{р}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} + \Delta t_{\text{м}}}{2}. \qquad (2.2)$$

Температура сырого молока на выходе из секции регенерации

$$t_2 = t_1 + \varepsilon(t_3 - t_1). \qquad (2.3)$$

Температура пастеризованного молока на выходе из секции регенерации

$$t_4 = t_1 + (t_3 - t_2). \qquad (2.4)$$

2. Скорость потока в секции регенерации рассчитывается следующим способом.

Объёмная производительность установки по молоку, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = \frac{G}{\rho}, \qquad (2.5)$$

где G – производительность установки кг/с; ρ – плотность молока при $t = \dfrac{t_3 + t_{\text{к}}}{2}$ кг/м^3 (прил., табл. 6).

При скорости молока $\omega_{\text{м}} = 0{,}46$ м/с число каналов в пакете

$$m = \frac{V}{f_1 \omega_м}. \qquad (2.6)$$

Принимаем $m_д$ как ближайшее целое число к m. Тогда действительная скорость молока

$$\omega_д = 0{,}46 \frac{m}{m_д}. \qquad (2.7)$$

3. Определим теплофизические характеристики молока ($\mu, \mu', \lambda_м, \lambda'_м, \rho, \rho', c, c', \mathrm{Pr}, \mathrm{Pr}'$) для средней температуры сырого молока $t_{ср} = \frac{t_1 + t_2}{2}$ и средней температуры пастеризованного молока в секции регенерации $t'_{ср} = \frac{t_3 + t_4}{2}$ (прил., табл. 6).

4. Число Рейнольдса для сырого молока

$$Re = \frac{\omega_д d_э \rho}{\mu}. \qquad (2.8)$$

Аналогично рассчитывается Re' для пастеризованного молока.

5. Коэффициент теплоотдачи α и α' для пластин П-2

$$\alpha = 0{,}1 \frac{\lambda_м \mathrm{Re}^{0,7} \mathrm{Pr}^{0,43}}{d_э}. \qquad (2.9)$$

Коэффициент теплопередачи K, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

$$K_р = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha'}}, \qquad (2.10)$$

6. Рабочая поверхность теплопередачи и число пластин в секции регенерации

$$F_{р} = \frac{Gc_{м}(t_2 - t_1)}{K_{р}\Delta t_{р}}, \qquad (2.11)$$

где $F_{р}$ – рабочая поверхность м^2; $c_{м}$ – теплоёмкость молока при температуре $t = \frac{t_1 + t_2}{2}$.

Число пластин в секции

$$n_{р} = \frac{F_{р}}{F}. \qquad (2.12)$$

Величину $n_{р}$ принимают ближайшим целым числом.

При числе каналов в пакете $m_{д}$ число пакетов

$$x_{р} = \frac{n_{р}}{2m_{д}}. \qquad (2.13)$$

7. Гидравлическое сопротивление в секции регенерации, кПа

$$\Delta P = \xi\left(\frac{L_{п}}{d_{э}}\right)\left(\frac{\rho\omega^2}{2}\right)x_{р}, \qquad (2.14)$$

где ξ – коэффициент сопротивления, для пластин П-2

$$\xi = 11{,}2 \cdot \mathrm{Re}^{-0{,}25}. \qquad (2.15)$$

Аналогично рассчитывается гидравлическое сопротивление для охлаждаемого молока $\Delta P'$.

3. ВЫПАРИВАНИЕ

Задача 1. Определить конечные концентрации раствора во всех корпусах четырехкорпусной выпарной установки, если на выпаривание поступает G кг/с, раствора концентрацией $x_н$, % сухих веществ, а количество воды, удаляемой из корпусов, составляет W_1, W_2, W_3, W_4, кг/с.

Варианты

№ варианта	G, кг/с	$x_н$, %	W_1, кг/с	W_2, кг/с	W_3, кг/с	W_4, кг/с
1	24	11	4	3	2	3,56
2	26	12	5	4	3	3,58
3	28	13	6	5	4	3,60
4	30	14	7	6	5	3,62
5	32	15	8	7	6	3,64
6	34	16	8	6	5	3,66
7	36	17	9	5	4	3,68
8	38	18	6	4	3,9	3,7
9	40	19	6	5	4	3,72
10	42	20	5	4	3,8	3,74

Расчётные формулы

Для многокорпусной выпарной установки общее количество выпаренной воды W, кг/с

$$W = G\left(1 - \frac{x_н}{x_к}\right), \qquad (3.1)$$

где G – количество раствора, поступающего в первый корпус, кг/с; $x_к$ – концентрация раствора, уходящего из последнего корпуса, %; $x_н$ – начальная концентрация сухих веществ, %.

Общее количество воды, выпаренной на установке, равно сумме воды, выпаренной в каждом из корпусов

$$W = W_1 + W_2 + \ldots + W_n = \sum_{i=1}^{n} W_i \,. \qquad (3.2)$$

Конечная концентрация раствора $x_к$ в любом n-корпусе установки

$$x_к = \frac{G x_н}{G - \sum_{i=1}^{n} W_i} \,. \qquad (3.3)$$

Задача 2. Определить удельный расход греющего пара на однокорпусную выпарную установку непрерывного действия, в которой $G_н$, кг/ч, раствора концентрацией $x_н$ сухих веществ сгущаются до $x_к$. Давление греющего пара $P_{г.п}$, бар; давление в аппарате $P_а = 1{,}17$ бар; температура исходного раствора t_1, ^{o}C; средняя теплоёмкость раствора $c_р$, Дж/(кг·К); теплопотери x 5 % ($x = 1{,}05$). Высота аппарата $H = 2$ м. Рассчитать температурную депрессию.

Варианты

№ варианта	$G_н$, кг/ч	$x_н$, %	$x_к$, %	$P_{г.п}$, бар	t_1, ^{o}C	$c_р$, Дж/(кг·К)
1	11000	5	25	2,50	88	4000
2	12000	9	29	2,70	92	4200
3	13000	11	27	2,55	89	3800
4	14000	13	32	2,65	86	4500
5	15000	7	30	2,75	90	4100
6	16000	14	34	2,80	94	4400
7	17000	6	26	2,90	91	3600
8	18000	8	33	2,60	87	4300
9	19000	12	31	2,85	95	3900
10	20000	10	28	3,00	93	3700

Расчётные формулы

Расход пара на однокорпусную выпарную установку D, кг/с

$$D = \frac{\left[G_{н} c_{р}(t_{кип} - t_{1}) + W(i''_{вп} - c_{в} t_{в.п.к})\right]}{i''_{гп} - c_{к} t_{к}} x, \qquad (3.4)$$

где $c_{р}$ – средняя теплоёмкость раствора, Дж/(кг·К); $G_{н}$ – массовый расход раствора, кг/с; t_{1} и $t_{кип}$ – температуры раствора до сгущения и температура кипения, ^{o}С; $i''_{гп}$ и $i''_{вп}$ – энтальпии греющего и вторичного пара, Дж/кг; $c_{к}$ и $c_{в}$ – теплоёмкости конденсата для греющего и вторичного пара, Дж/(кг·К); $t_{к}$ – температура конденсата; x – тепловые потери. Величина $ct = i'$ при искомой температуре; x – коэффициент, учитывающий потери тепла при нагревании, (1,05).

Количество воды W, кг/с, выпаренной в однокорпусной выпарной установке,

$$W = G_{н}\left(1 - \frac{x_{н}}{x_{к}}\right), \qquad (3.5)$$

где $x_{н}$ и $x_{к}$ – начальная и конечная концентрации сухих веществ, %.

Находим энтальпию греющего и вторичного пара по таблице насыщенных паров (прил., табл. 4).

Температура конденсата $t_{к}$

$$t_{к} = t_{гп} - (2\ldots3), \qquad (3.6)$$

где $t_{гп}$– температура греющего пара.

Температура вторичного пара конденсата $t_{впк}$

$$t_{впк} = t_{вп} - (2\ldots3)$$

Теплоёмкость конденсата и воды находим по таблице свойств воды на линии насыщения (прил., табл. 5).

Удельный расход пара d, кг/кг

$$d = \frac{D}{W}. \qquad (3.7)$$

Температурная депрессия равна

$$\Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3, \qquad (3.8)$$

где ΔT_1 – физико-химическая депрессия; ΔT_2 – гидростатическая депрессия; ΔT_3 – гидравлическая депрессия.

Физико-химическую депрессию рассчитываем по формуле

$$\Delta T_1 = 0{,}38 \cdot e^{0{,}05+0{,}045 \cdot x_к}. \qquad (3.9)$$

где $x_к$ - конечная концентрация продукта, %.

Гидростатическая депрессия рассчитывается следующим образом.

Дополнительное давление в середине столба жидкости в кипятильных трубках аппарата для пароводяной смеси

$$\Delta P = \frac{\rho_t g H}{4}, \qquad (3.10)$$

где ρ_t – плотность суспензии при температуре t

$$\rho_t = \rho_{20} - 0{,}5(t - 20), \qquad (3.11)$$

где ρ_{20} – плотность суспензии при 20 ^{o}C

$$\rho_{20} = 10\left[1{,}42 x_к + (100 - x_к)\right]. \qquad (3.12)$$

Общее давление в аппарате

$$P_{об} = P_{в.п} + \Delta P. \qquad (3.13)$$

По таблице насыщенных паров (см. прил., табл. 4) находим температуру $t_{об}$. Значение гидростатической депрессии ΔT_2 будет равно

$$\Delta T_2 = t_{об} - t_{в.п}. \qquad (3.14)$$

ΔT_2 для однокорпусной установки можно принять равной 1-2 ^{o}C

Гидравлическую депрессию принимаем равной $\Delta T_3 = 1\,^{o}\text{C}$. Тогда температура кипения раствора

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{в.п.}} + \Delta T' . \qquad (3.15)$$

$$\Delta T' = \Delta T_1 + \Delta T_2 \qquad (3.16)$$

В однокорпусной установке гидравлическую депрессию считать не следует, поскольку мы знаем давление и температуру в аппарате.

4. СУШКА

Задача. В сушилке, работающей по нормальному сушильному варианту, удаляется из материала влага $W = 1000$ кг/ч. Атмосферный воздух (t_0, °С; ϕ, %) нагревается в паровом калорифере, давление греющего пара в котором $P_{г.п} = 4$ кгс/см^2 по манометру. Психрометр на воздухопроводе после сушки показывает $t_2, t_м$, °С. Удельный расход теплоты на 13 % больше, чем в теоретической сушилке.

Определить производительность вытяжного вентилятора V, м^3/с, расход греющего пара, имеющего влажность x', % и площадь поверхности нагрева калорифера F, м^2, если коэффициент теплопередачи в нём равен $K = 30$ Вт/(м$^2 \cdot$ К).

Варианты

№ варианта	t_0, °С	φ_0	t_2, °С	$t_м$, °С	x', %
1	20	60	60	40	7
2	15	70	55	30	4
3	25	60	60	41	6
4	25	70	55	35	5
5	10	78	50	37	5
6	25	55	55	33	4
7	20	80	50	35	5
8	10	60	45	30	4
9	15	60	60	43	6
10	20	50	50	33	5

Расчётные формулы

1. По диаграмме Рамзина (прил., рис. 2) находим: влагосодержание x_0 кг/кг, при этом необходимо учесть, что $x = d \cdot 10^{-3}$ энтальпию сухого воздуха i_0 Дж/кг; влагосодержание воздуха на выходе из аппа-

рата x_2 кг/кг; энтальпию влажного воздуха на выходе из сушильной камеры i_2 Дж/кг и его парциальное давление $P_п$ Па. .

2. Удельный расход сухого воздуха

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0}. \tag{4.1}$$

3. Расход сухого воздуха, кг/с

$$L = Wl. \tag{4.2}$$

4. Удельный объём влажного воздуха

$$v_{уд} = \frac{R_в T}{П - P_п}, \tag{4.3}$$

где $R_в$ – газовая постоянная для воздуха, $R_в = 287$ Дж/(кг·К); T – температура воздуха на выходе из сушильной камеры, К; $П$ – общее давление паровоздушной смеси (атмосферное давление), Па; $P_п$ – парциальное давление водяного пара при температуре сушильного агента на выходе из сушильной камеры.

5. Производительность вытяжного вентилятора, кг/с

$$V = Lv_{уд}. \tag{4.4}$$

6. Удельный расход теплоты в теоретической сушилке

$$q_т = \frac{i_2 - i_0}{x_2 - x_0} = l(i_2 - i_0). \tag{4.5}$$

7. Удельный расход теплоты для реальной сушилки

$$q = \Delta q_т. \tag{4.6}$$

8. Энтальпия воздуха на выходе из калорифера, кДж/кг

$$i_1 = i_0 + \frac{q}{l}. \tag{4.7}$$

По полученному значению i_1 определяем температуру t_1 на выходе из калорифера (прил., рис. 2).

9. Расход теплоты в калорифере

$$Q = Wq. \tag{4.8}$$

10. Расход греющего пара

$$G_{\text{г.п}} = \frac{Q}{rx''}, \tag{4.9}$$

где r – удельная теплота конденсации, $r = 2117$ кДж/(кг·К); $x'' = 1 - x'$ – паросодержание греющего пара.

11. Средняя разность температур в калорифере.

Сначала необходимо найти разность температур между температурой греющего пара и температурами холодного продукта и продукта на выходе из аппарата, т. е.

$$\Delta t_{\text{б}} = t_{\text{п}} - t_0, \tag{4.10}$$

$$\Delta t_{\text{м}} = t_{\text{п}} - t_1, \tag{4.11}$$

где $\Delta t_{\text{б}}$ – большая разность температур, $^{\text{o}}\text{C}$; $\Delta t_{\text{м}}$ – меньшая разность температур, $^{\text{o}}\text{C}$., $t_{\text{п}}$ – определяют по давлению $P_{\text{гп}}$ (или по формуле $t_{\ddot{i}} = t_1 + 20^o C$)

Если $\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}} > 2$, то среднюю разность температур Δt находят как среднелогарифмическую

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2{,}3 \cdot \lg\left(\dfrac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}\right)}. \tag{4.12}$$

Если $\Delta t_{\text{б}} / \Delta t_{\text{м}} \le 2$, то Δt находят как среднеарифметическую разность

$$\Delta t = \frac{\Delta t_б + \Delta t_м}{2}. \qquad (4.13)$$

12. Площадь поверхности нагрева калорифера, м^2

$$F = \frac{Q}{K\Delta t}. \qquad (4.14)$$

ЭКЗАМЕНАЦИОННЫЕ ВОПРОСЫ

Гидромеханические процессы

1. Общий метод расчета скорости осаждения.
2. Законы сохранения энергии и массы. Основные группы процессов.
3. Физическая сущность процесса разделения в сепараторах. Вывод формулы объемного расхода
4. Фильтрование под действием центробежной силы.
5. Способы перемешивания жидких сред. Типы механических перемешивающих устройств.
6. Конструкции отстойников. Расчет поверхности осаждения.
7. Центрифугирование. Отстойная центрифуга непрерывного действия (НОГШ). Расчет объемного расхода жидкости.
8. Материальный баланс процессов разделения.
9. Определение констант фильтрования. Песочный и дисковый фильтры.
10. Устройство и расчет пылеосадительной камеры.
11. Мембранные методы разделения. Обратный осмос, ультрафильтрация.
12. Осаждение гетерогенных систем в поле действия центробежных сил.
13. Неоднородные системы и их характеристики.
14. Теория фильтрования с образованием осадка.

15. Вывод скорости осаждения для ламинарного режима осаждения (формула Стокса)

16. Циклонный процесс. Устройство и принцип действия циклонов. Батарейные циклоны, гидроциклоны.

17. Устройство фильтров. Патронные и барабанные фильтры.

18. Устройство и принцип действия сепараторов. Вывод формулы объемного расхода.

19. Основные положения и научные основы дисциплины ПАПП.

20. Основные группы процессов. Периодические, непрерывные и смешанные процессы.

21. Фильтрование. Способы фильтрования.

22. Мощность, потребляемая механической мешалкой. Конструкции мешалок.

23. Фильтрование газов. Батарейный фильтр.

24. Законы равновесия. Движущие силы процессов.

25. Перемешивание жидких систем. Расход энергии на перемешивание.

26. Структурные и параметрические схемы.

27. Ультрафильтрация. Принципиальные схемы установок и их конструктивные особенности.

28. Центрифугирование. Отстойная центрифуга периодического действия с ручной выгрузкой осадка. Расчет объемного расхода жидкости.

Теплообменные процессы

1. Выпаривание. Полная и полезная разность температур. Температура кипения раствора.

2. Выпаривание. Схема простого выпаривания.

3. Однокорпусное выпаривание. Тепловой баланс.

4. Теплоотдача при вынужденном движении внутри труб. Пути интенсификации теплообмена.

5. Принцип работы выпарного аппарата с естественной циркуляцией. Устройство выпарных аппаратов.

6. Температурные потери при выпаривании.

7. Оценка экономичности многокорпусного выпаривания. Оптимизация числа корпусов выпарных установок.

8. Материальный баланс однокорпусной выпарной установки.

9. Многокорпусные выпарные установки. Технологические схемы.

10. Общие сведения о тепловых процессах. Температурное поле и температурный градиент.

11. Движущая сила процесса теплообмена. Теплоносители. Тепловой поток. Тепловые балансы в аппаратах.

12. Передача теплоты конвекцией. Общий вид критериальных зависимостей для конвективного теплообмена.

13. Теплоотдача при вынужденном движении в трубах и каналах.

14. Классификация теплообменных аппаратов.

15. Конденсация смешения.

Массообменные процессы

1. Молекулярная и конвективная диффузия. Термодиффузия.

2. Материальный и тепловой балансы сушки.

3. Материальный баланс процесса массопередачи. Уравнение рабочей линии процесса.

4. Основы процесса конвективной сушки.

5. Устройство сушилок.

6. Изменение параметров сушильного агента в действительной и теоретической сушилке на диаграмме Рамзина.

7. Варианты организации процесса сушки.

8. Сушка. Принципиальная схема процесса. Свойство влажного воздуха.

9. Физические основы процесса абсорбции. Материальный баланс, рабочая линия процесса. Устройство абсорберов.

10. Равновесие в процессах переноса массы. Движущая сила при массообмене и способы её выражения.

11. Диаграмма Рамзина.

12. Сушка. Кинетика процесса сушки. Материальный и тепловой балансы.

13. Равновесие при абсорбции.

14. Способы сушки. Параметры паровоздушной смеси.

15. Массопередача при адсорбции. Адсорбционные аппараты.

16. Основы кинетики процесса сушки.

17. Адсорбция. Материальный баланс. Движущая сила. Активность адсорбентов. Время защитного действия слоя.

18. Сравнительная оценка работы прямоточного и противоточного абсорбера.

19. Основные теории массопередачи. Основное уравнение массопередачи.

20. Уравнение массоотдачи, массопередачи, молекулярной и конвективной диффузии.

21. Основы теории массопередачи. Классификация массообменных процессов по виду и по способу взаимодействия фаз.

22. Критерии подобия массообменных процессов.

23. Сушка. Общая характеристика процесса. Свойства влажных материалов. Виды связи влаги с материалом.

24. Связь между коэффициентами массоотдачи и массопередачи.

25. Фазовое равновесие процесса массопередачи.

26. Изотерма абсорбции. Закон Генри.

27. Перегонка и ректификация. Способы проведения перегонки

28. Простая перегонка и перегонка с дефлегмацией.

29. Уравнение простой перегонки. Простая перегонка многокомпонентных систем.

30. Процесс ректификации в спиртовой промышленности. Уравнения линий рабочих концентраций укрепляющей и исчерпывающей частей колонны

31. Минимальное и рабочее флегмовое число. Контактные устройства ректификационных колонн. Гидродинамические режимы при взаимодействии потоков на этих устройствах.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Процессы и аппараты пищевых производств / Под ред. А.Н. Острикова – СПб.: ГИОРД, 2012. – 613 с.

2. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. –272 с.

3. **Стабников В.Н., Лысянский В.М., Попов В.Д.** Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Агропромиздат, 1985. – 503 с.

4. **Кавецкий Г.Д., Королёв А.В.** Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Таблица 1

Тип мешалки	C	x	y
Лопастная и якорная	46,4	0	1
Пропеллерная и турбинная	20,6	1	2

Таблица 2

Номер кривой на рис. 1	Тип мешалки	Отношение размеров мешалки к её диаметру при $\frac{H}{D}=1$		
		$D/d_м=\alpha$	$b/d_ì=\beta$	$S/d_м$
1	Лопастная	1,5	0,885	–
2	Лопастная в аппарате со змеевиком	2,0	0,885	–
3	Пропеллерная	3,0	–	1
4	Пропеллерная в диффузоре	3,0	–	1
5	Турбинная закрытая	4,0	–	–
6	Якорная	1,15	0,066	–

Таблица 3

Тип мешалки	a	h	k	p
Лопастная, якорная	1,1	0,6	0,3	–
Пропеллерная, турбинная	0,93	0,6	–	1,5

Таблица 4

Свойства насыщенного водяного пара в зависимости от давления

Давление (абсолютное), кгс/см ^{2}	Температура, °С	Удельный объем, м^3/кг	Плотность, кг/м ^{3}	Удельная энтальпия жидкости i', кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'', кДж/кг	Удельная теплота парообразования r, кДж/кг
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	2539	2440
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995

Окончание табл. 4

Давление (абсолютное), кгс/см ^{2}	Температура, °С	Удельный объем, м^3 / кг	Плотность, кг/м ^{3}	Удельная энтальпия жидкости i', кДж/кг	Удельная энтальпия пара i'', кДж/кг	Удельная теплота парообразования r, кДж/кг
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1965
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
140	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

Таблица 5

Основные теплофизические свойства воды

t, °С	ρ, кг/м^3	λ, Вт/(м·К)	c, Дж/(м·К)	$\mu \cdot 10^3$, (Н·с)/м^2	Pr	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м
0	1000	0,65	4230	1,79	13,7	77,1
10	1000	0,575	4190	1,31	9,52	75,6
20	998	0,6	4190	1,0	7,02	74,1
30	996	0,618	4180	0,804	5,42	72,6
40	992	0,634	4180	0,675	4,31	71,0
50	986	0,648	4180	0,549	3,54	69,0

Окончание табл. 5

t, °C	ρ, кг/м^3	λ, Вт/(м·К)	c, Дж/(м·К)	$\mu \cdot 10^3$, (Н·с)/м^2	Pr	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м
60	983	0,659	4180	0,47	2,98	67,5
70	976	0,668	4180	0,406	2,55	65,5
80	972	0,675	4190	0,355	2,21	63,8
90	965	0,68	4190	0,315	1,95	61,9
100	959	0,67	4190	0,28	1,75	61,0

Таблица 6

Основные физические свойства молока

t, °C	ρ, кг/м^3	λ, Вт/(м·К)	c, Дж/(кг·К)	$\mu \cdot 10^3$, (Н·с)/м^2	Pr	$\sigma \cdot 10^3$, Н/м
5	1032,6	0,486	3868	3,02	30,2	47
10	1031,7	0,489	3870	2,52	20,0	45
15	1030,7	0,492	3880	2,14	16,9	45
20	1028,7	0,495	3890	1,82	14,3	43
30	1024,8	0,500	3900	1,35	10,6	42
40	1020,9	0,506	3910	1,10	8,5	42
50	1015,9	0,516	3870	0,87	6,5	42
60	1011,1	0,518	3850	0,72	5,35	42
70	1005,2	0,524	3850	0,63	4,65	42
80	1000,3	0,530	3850	0,58	4,2	42
90	999	0,531	3850	0,56	4,07	42
100	887	0,542	3850	0,54	3,84	42

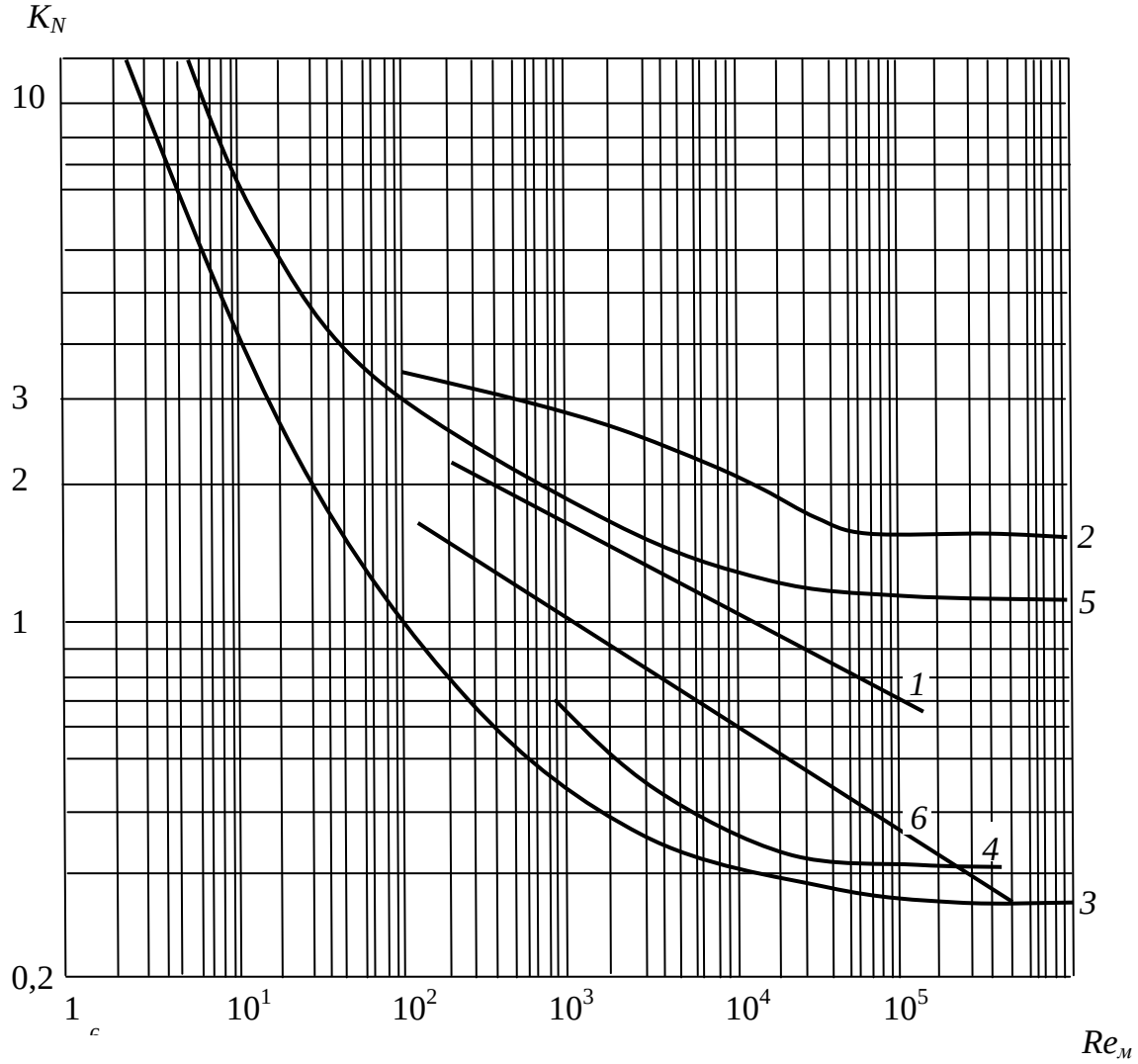

Рис. 1. Графическая зависимость $K_N = f\,(Re_м)$ для различных типов мешалок:
1 - лопастная ; 2 - лопастная в аппарате со змеевиком;. 3 - пропеллерная;
4 - пропеллерная в диффузоре

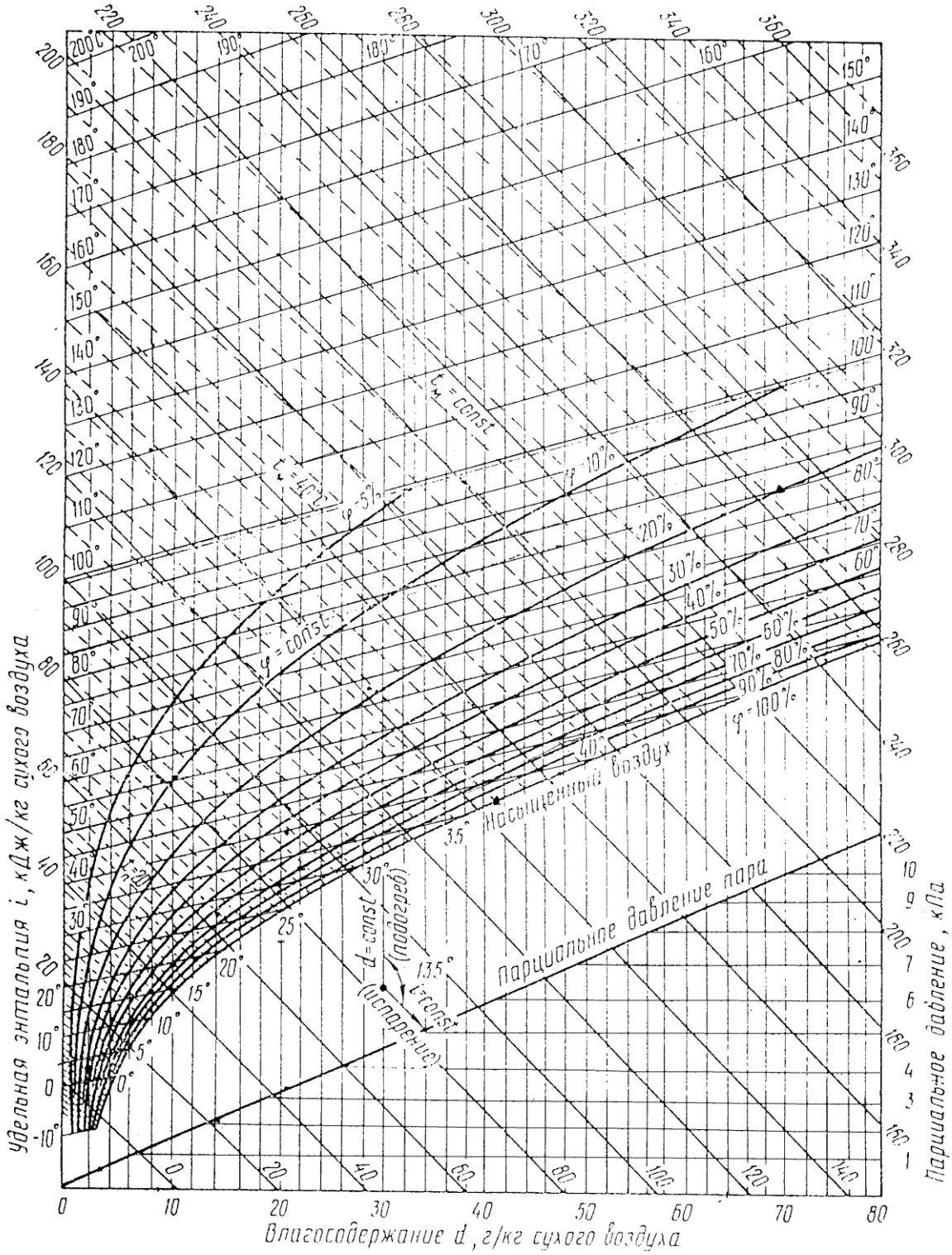

Рис. 2. Диаграмма Рамзина для влажного воздуха (d = 1000x)

СОДЕРЖАНИЕ

Рабочая программа…… 3

Требования, предъявляемые к выполнению
контрольной работы…….. 5

Контрольная работа №1…… 6
1. Осаждение……. 6
2. Перемешивание……. 10
3. Фильтрование…… 15

Контрольная работа № 2……... 19
1. Теплообмен…… 19
2. Пластинчатый теплообменник…… 24
3. Выпаривание……. 28
4. Сушка……. 33

Экзаменационные вопросы…….. 36

Список литературы……... 40

Приложения……... 41

В 2009 году Университет стал победителем многоэтапного конкурса, в результате которого определены 12 ведущих университетов России, которым присвоена категория «Национальный исследовательский университет». Министерством образования и науки Российской Федерации была утверждена программа его развития **на 2009–2018 годы**. В 2011 году Университет получил наименование «Санкт-Петербургский национальный исследовательский университет информационных технологий, механики и оптики».

ИНСТИТУТ ХОЛОДА И БИОТЕХНОЛОГИЙ

Институт холода и биотехнологий является преемником Санкт-Петербургского государственного университета низкотемпературных и пищевых технологий (СПбГУНиПТ), который в ходе реорганизации (приказ Министерства образования и науки Российской Федерации № 2209 от 17 августа 2011г.) в январе 2012 года был присоединен к Санкт-Петербургскому национальному исследовательскому университету информационных технологий, механики и оптики.

Созданный 31 мая 1931года институт стал крупнейшим образовательным и научным центром, одним их ведущих вузов страны в области холодильной, криогенной техники, технологий и в экономике пищевых производств.

В институте обучается более 6500 студентов и аспирантов. Коллектив преподавателей и сотрудников составляет около 900 человек, из них 82 доктора наук, профессора; реализуется более 40 образовательных программ.

Действуют 6 факультетов:

- холодильной техники;
- пищевой инженерии и автоматизации;
- пищевых технологий;
- криогенной техники и кондиционирования;

- экономики и экологического менеджмента;
- заочного обучения.

За годы существования вуза сформировались известные во всем мире научные и педагогические школы. В настоящее время фундаментальные и прикладные исследования проводятся по 20 основным научным направлениям: научные основы холодильных машин и термотрансформаторов; повышение эффективности холодильных установок; газодинамика и компрессоростроение; совершенствование процессов, машин и аппаратов криогенной техники; теплофизика; теплофизическое приборостроение; машины, аппараты и системы кондиционирования; хладостойкие стали; проблемы прочности при низких температурах; твердотельные преобразователи энергии; холодильная обработка и хранение пищевых продуктов; тепломассоперенос в пищевой промышленности; технология молока и молочных продуктов; физико-химические, биохимические и микробиологические основы переработки пищевого сырья; пищевая технология продуктов из растительного сырья; физико-химическая механика и тепло-и массообмен; методы управления технологическими процессами; техника пищевых производств и торговли; промышленная экология; от экологической теории к практике инновационного управления предприятием.

В институте создан информационно-технологический комплекс, включающий в себя технопарк, инжиниринговый центр, проектно-конструкторское бюро, центр компетенции «Холодильщик», научно-образовательную лабораторию инновационных технологий. На предприятиях холодильной, пищевых отраслей реализовано около тысячи крупных проектов, разработанных учеными и преподавателями института.

Ежегодно проводятся международные научные конференции, семинары, конференции научно-технического творчества молодежи.

Издаются журнал «Вестник Международной академии холода» и электронные научные журналы «Холодильная техника и кондиционирование», «Процессы и аппараты пищевых производств», «Экономика и экологический менеджмент».

В вузе ведется подготовка кадров высшей квалификации в аспирантуре и докторантуре по 11 специальностям.

Действуют два диссертационных совета, которые принимают к защите докторские и кандидатские диссертации.

Вуз является активным участником мирового рынка образовательных и научных услуг.

www.ihbt.edu.ru

Константин Михайлович Федоров
Юлия Николаевна Гуляева
Алексей Борисович Дужий

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ

КОНТРОЛЬНЫЕ РАБОТЫ № 1, 2

Учебно-методическое пособие

Ответственный редактор
Т.Г. Смирнова

Титульный редактор
Р.А. Сафарова

Дизайн обложки
Н.А. Потехина

Печатается
в авторской редакции

Подписано в печать 23.06.2014. Формат 60×84 1/16
Усл. печ. л. 3,02. Печ. л. 3,25. Уч.-изд. л. 2,94
Тираж 150 экз. Заказ № С 41

НИУ ИТМО. 197101, Санкт-Петербург, Кронверкский пр., 49
ИИК ИХиБТ. 191002, Санкт-Петербург, ул. Ломоносова, 9