

**МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
К ПРОЕКТИРОВАНИЮ И РАСЧЕТАМ ОБОРУДОВАНИЯ
БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ**



**ИВАНОВО
2017**

Министерство образования и науки Российской Федерации

Ивановский государственный химико-технологический университет

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
К ПРОЕКТИРОВАНИЮ И РАСЧЕТАМ ОБОРУДОВАНИЯ
БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Составители: П. Б. Разговоров
Е.С. Головашова

Иваново 2017

УДК 663.1

Составители: П.Б. Разговоров, Е.С. Головашова

Методические указания к проектированию и расчетам оборудования биотехнологических производств / сост. П.Б. Разговоров, Е.С. Головашова; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. – Иваново, 2017. – 64 с.

Целью представленных материалов является составление материального баланса по стадиям технологического процесса, освоение вопросов, связанных с работой посевных аппаратов и инокуляторов, расчетом аппаратов с перемешивающими устройствами, конвейерных установок, центрифуг и сушилок.

Предназначены для подготовки студентов направления 19.03.01 «Биотехнология» и магистрантов направления 18.04.01 «Химическая технология и биотехнология».

Методические указания могут быть использованы при подготовке курсовых проектов и квалификационных работ бакалавров, обучающихся по профилю «Пищевая биотехнология».

Табл. 18. Библиогр. 10.

Рецензент доктор химических наук, профессор **Д.Б. Березин** (ФГБОУ ВО «Ивановский государственный химико-технологический университет»)

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	4
1. Общие расчеты и расчет числа аппаратов.....	5
1.1. Расчет рабочих дней производства	5
1.2. Расчет вместимости и числа ферментаторов, посевных аппаратов и инокуляторов для периодической ферментации	7
1.3. Расчет числа ферментаторов для полунепрерывной и объемно-доливной ферментации	9
1.4. Основной расчет перерабатываемого сырья и аппаратов для дрожжевого производства	10
2. Осуществление материальных расчетов	13
2.1. Расчет объема промежуточных продуктов и содержания в них целевого вещества	13
2.2. Расчет материальных балансов по отдельным стадиям биотехнологического производства	14
3. Основные тепловые расчеты	29
4. Основные энергетические расчеты	35
5. Расчеты технологического оборудования	36
5.1. Ленточные конвейеры.....	36
5.2. Скребокковые конвейеры.....	38
5.3. Элеваторы (нории)	39
5.4. Винтовые конвейеры.....	40
5.5. Вибрационные конвейеры	41
5.6. Пневмотранспортные установки	42
5.7. Аппараты с механическими перемешивающими устройствами	45
5.8. Центрифуги.....	49
5.9. Оборудование для сушки микробных суспензий.....	59
Библиографический список.....	63

ВВЕДЕНИЕ

Расчеты технологического оборудования биотехнологических производств планируется проводить в рамках практических занятий студентов, обучающихся по профилю «Пищевая биотехнология», а также подготовки магистрантов направления «Химическая технология и биотехнология». Целью представленных материалов является, в частности, облегчение расчетов в рамках выполнения курсовых и дипломных проектов при двухуровневой системе подготовки специалистов в области пищевой химии.

Большую значимость имеет обеспечение студентов расчетными материалами, которыми они могли бы пользоваться на лекциях, лабораторных и практических занятиях и для самоконтроля знаний.

Настоящие материалы следует применять совместно со специальной литературой, в которой подробно представлены расчеты и приложения таблиц со значениями соответствующих параметров.

1. Общие расчеты и расчет числа аппаратов

1.1. Расчет рабочих дней производства

Число рабочих дней в году ($n_{\text{дн}}$) рассчитывают с учетом остановок производства на планово-предупредительные ремонты (ППР), праздничные и выходные дни и т.п. Суммарное время на проведение основных и вспомогательных операций в аппарате составляет общее время цикла [1]. Виды ремонтов и нормативы ресурсов между ними представлены в табл. 1.1, а условные годовые графики планово-периодических ремонтов ферментаторов, инокуляторов и посевных аппаратов приведены в табл. 1.2.

Таблица 1.1. Виды ремонтов и нормативы межремонтных ресурсов [1]

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

Таблица 1.2. Годовые графики планово-периодических ремонтов ферментаторов, посевных аппаратов и инокуляторов

Объем аппарата, м ³	Нормативы ресурса между ремонтами, ч			Нормативы простоя в ремонте, ч		
	К	С	Т	К	С	Т
20	25920	–	1440	130	–	44
10	25920	–	1440	156	–	45
5	25920	–	1440	168	–	28

В практических расчетах $N_{\text{дн}}$ принимают по данным предприятия, а при выполнении выпускных квалификационных работ по пищевым направлениям или медицинскому профилю [2] дни на ППР могут быть определены согласно методическим указаниям экономических кафедр.

Активность культуральной жидкости (КЖ) БАВ следует принимать по данным центральной заводской лаборатории или взять максимальные показатели по данным цеха с учетом интенсификации биосинтеза целевого продукта за счет использования высокопродуктивных штаммов, оптимизации состава среды, условий культивирования продуцентов и др.

Общий выход целевого продукта рассчитывается по выходным данным на всех стадиях технологического процесса:

$$\eta_{\text{общ}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 \dots \cdot \eta_i, \quad (1.1)$$

где η_1 – выход на первой стадии;

η_2 – выход на второй стадии;

η_i – выход на i -й стадии.

Выход продукта на стадии принимается по данным завода с учетом предусмотренных нововведений в проекте. Проектируемое увеличение выхода на стадии должно быть обосновано. Данные вносят в табл. 1.3.

Время цикла работы ферментатора, посевного аппарата, инокулятора ($t_{\text{ц.ф}}$, $t_{\text{ц.нос}}$, $t_{\text{ц.ин}}$) определяется по опыту завода и складывается из времени, необходимого на подготовку аппарата к работе, его стерилизацию, времени стерилизации питательной среды или заполнения аппарата стерильной средой, времени посева, культивирования и слива.

Таблица 1.3. Выход конечного продукта по стадиям технологического процесса

Стадия процесса	Выход	
	по опыту завода	по проекту

Таблицы 1.4 – 1.6. Продолжительность операции по опыту завода и в проекте

Стадия или операция	Время, ч	
	по опыту завода	по проекту

По опыту завода необходимо определить время для проведения каждой операции или стадии, а затем уточнить с учетом изменений, предположенных в проекте. Допустим, технология предусматривает получение конечного продукта в 3 стадии; тогда все результаты сводят в таблицы 1.4–1.6.

1.2. Расчет вместимости и числа ферментаторов, посевных аппаратов и инокуляторов для периодической ферментации

Суточная мощность производства [3], ед./сут или кг/сут,

$$Q_{сут} = M / n_{дн}, \quad (1.2)$$

где M – годовая мощность производства по готовому продукту, ед./год или кг/год;

$n_{дн}$ – число рабочих дней в году.

1. Суточная мощность производства с учетом выхода, ед./сут или кг/сут:

$$Q'_{сут} = \frac{Q_{сут}}{\eta_{общ}} \quad (1.3)$$

$$Q'_{сут} = \frac{Q_{сут} \cdot \varepsilon}{\eta_{общ} \cdot \nu}, \quad (1.4)$$

где $\eta_{общ}$ – общий выход целевого продукта в пересчете на вещество 100 % чистоты с учетом выхода, ед./сут или кг/сут;

ε – степень чистоты готового продукта;

ν – доля приращения массы готового продукта;

2. Объем культуральной жидкости, перерабатываемой в сутки, м³:

$$V_{к.ж. сут} = Q'_{сут} \cdot 10^6 / A, \quad (1.5)$$

$$V_{к.ж. сут} = Q'_{сут} / c, \quad (1.6)$$

где A – активность культуральной жидкости, г/мл;

c – концентрация целевого продукта в культуральной жидкости, кг/м³.

3. Рабочая вместимость ферментатора [4], м³:

$$V_{раб} = V_{к.ж.сут} \cdot \tau_{ц.ф} / 24 n_{ф}, \quad (1.7)$$

где $\tau_{ц.ф}$ – время цикла работы ферментатора;

$n_{ф}$ – количество ферментаторов (ориентировочно принимается в пределах 4–16).

24 – количество часов в сутках.

4. Вместимость ферментатора [4], м³:

$$V_{ф} = \frac{V_{раб}}{\varphi_{сл}}, \quad (1.8)$$

где $\varphi_{сл}$ – коэффициент заполнения ферментатора при сливе (принимается по данным завода)

Подбирают ферментатор по каталогу в соответствии с расчетом, после чего уточняют рабочую вместимость ($V_{раб.ф.уточ}$) и количество ферментаторов. Полученные величины используют в дальнейших расчетах. Если при расчете число ферментаторов получилось дробным, то его округляют до целого в большую сторону.

5. Число сливов в сутки [4]:

$$n_{сл.сут} = \frac{V_{к.ж.сут}}{V_{раб.ф.уточ}}. \quad (1.9)$$

Следовательно, слив осуществится через:

$$24 / n_{сл.сут} = \dots \text{ ч.} \quad (1.10)$$

Согласно выданному заданию преподавателя, может быть рассчитана оптимальная вместимость ферментатора в соответствии со специальным указанием. Число сливов в сутки планируют не более двух, так как это связано с напряженным графиком работы цеха выделения и очистки.

6. Вместимость посевного аппарата, м³:

$$V_{noc} = \frac{V_{раб.нос}}{\varphi_{сл.нос}}, \quad (1.11)$$

где $V_{раб.нос}$ – рабочий объем посевного аппарата по данным завода (следует принять процент от загрузочной вместимости ферментатора, м³);

$\varphi_{сл.нос}$ – коэффициент заполнения посевного аппарата при сливе (принимают по данным завода).

7. Число посевных аппаратов:

$$n_{noc} = K n_{ф} \tau_{ц.нос} / \tau_{ц.ф}, \quad (1.12)$$

где K – коэффициент нематериальности при выращивании посевного материала (принимают по данным завода);

$\tau_{ц.нос}$ – время цикла работы посевного аппарата, ч.

Расчет вместимости и количества инокуляторов проводят аналогично расчету для посевных аппаратов.

1.3. Расчет числа ферментаторов для полунепрерывной и объемно-доливной ферментации

1. Геометрический объем ферментатора принимают по данным предприятия.

2. Съем целевого продукта с одного ферментатора, ед.:

$$C_{ед} = \left(\sum V_i \cdot A_i + V_{сл} \cdot A_{сл} \right) \cdot 10^6, \quad (1.13)$$

где V_i – объем культуральной жидкости в i -м отливе, м³;

A_i – активность культуральной жидкости в i -м отливе, ед./мл;

$V_{сл}$ – объем культуральной жидкости в основном сливе (в конце ферментации), м³;

$A_{сл}$ – активность культуральной жидкости в основном сливе, кг/мл.

3. Число операций ферментации, которые нужно провести в год для выполнения заданной мощности производства:

$$n_{оп.год} = \frac{M_{год}}{\eta_{общ} \cdot C_{ед}}, \quad (1.14)$$

где $M_{год}$ – годовая мощность производства по готовому продукту, ед./год;

$\eta_{общ}$ – общий выход готового продукта с учетом нововведений, по проекту.

4. Число операций ферментации, которые можно провести на одном ферментаторе в течение года:

$$n'_{оп.год} = 24 n_{дн} / \tau_{ц.ф}, \quad (1.15)$$

где $n_{дн}$ – число рабочих суток (рабочих дней) в году;

$\tau_{ц.ф}$ – время цикла работы ферментатора, принятое в проекте, ч.

Если при расчете получилось дробное число, его округляют в большую сторону до целого.

5. Число ферментаторов:

$$n_{ф} = \frac{n_{оп.год}}{n'_{оп.год}}. \quad (1.16)$$

6. Число сливов в сутки:

$$n_{сл.сут} = \frac{n_{оп.год}}{n_{дн}}. \quad (1.17)$$

1.4. Основной расчет перерабатываемого сырья и аппаратов для дрожжевого производства

Для производства органопрепаратов, ферментов и других веществ из животного и растительного сырья проводят расчет суточного количества перерабатываемого сырья, кг:

$$G = \frac{M_{год}}{\eta_{общ} \cdot C \cdot n_{дн}}, \quad (1.18)$$

где $M_{год}$ – годовая мощность производства по готовому продукту, кг/год;

$n_{дн}$ – число рабочих дней в году;

$\eta_{общ}$ – общий выход целевого продукта по проекту;

C – концентрация продукта в сырье, кг/кг сырья.

Основной расчет аппаратов для дрожжевого производства

Объем аппарата для товарного производства дрожжей принимают по данным завода (100 или 200 м³) [5].

1. Объем ферментатора на сливе, м³:

$$V_{ф.сл} = V_{ф} \cdot \varphi_{сл} , \quad (1.19)$$

где $\varphi_{сл}$ – коэффициент заполнения ферментатора при сливе.

2. Количество дрожжей, полученное на сливе с одного ферментатора, г:

$$m_{др} = V_{ф.сл} \cdot c_{др} , \quad (1.20)$$

где $c_{др}$ – концентрация дрожжей в ферментаторе, кг/м³.

3. Число операций ферментации в год:

$$n_{оп.год} = \frac{M_{год}}{\eta_{общ} \cdot m_{др}} , \quad (1.21)$$

где $M_{год}$ – годовая мощность производства, кг/год или т/год;

$\eta_{общ}$ – общий выход целевого продукта (по проекту).

4. Число операций ферментации в год на одном ферментаторе:

$$n'_{оп.год} = \frac{n_{дн} \cdot 24}{\tau_{ц.ф.Т}} , \quad (1.22)$$

где $n_{дн}$ – число рабочих дней в году, сут;

$\tau_{ц.ф.Т}$ – время цикла работы ферментатора товарного производства, ч;

24 – количество часов в одних сутках.

5. Число ферментаторов:

$$n_{анн} = \frac{n_{оп.год}}{n'_{оп}} . \quad (1.23)$$

Если n_{ann} получается дробным, его округляют в большую сторону до целого числа. При расчете ферментаторов производства маточных дрожжей нужно определить величину засева, которая зависит от удельной скорости роста дрожжей.

6. Количество дрожжей для засева в ферментатор товарного производства определяют [5], кг:

$$\lg P = \lg A - \frac{\mu \cdot \tau}{2,3}, \quad (1.24)$$

где A – ожидаемое количество дрожжей на стадии товарного производства, кг;
 μ – удельная скорость роста, ч⁻¹;
 τ – длительность роста дрожжей без лаг-фазы, ч.

По $\lg P$ определяют величину P . В аппарате маточного производства дрожжи выращивают на 8–11 операций получения товарного продукта. Следовательно, количество дрожжей для нескольких операций, кг:

$$P = P' n. \quad (1.25)$$

7. Вместимость ферментатора маточного производства на сливе, м³:

$$V_{ф.сл} = \frac{P'}{c}, \quad (1.26)$$

где c – концентрация дрожжей на стадии маточного производства, кг/м³.

8. Объем ферментатора маточного производства на сливе, м³:

$$V_{\phi} = \frac{V_{ф.сл}}{\varphi_{сл}}. \quad (1.27)$$

9. Количество ферментаторов маточного производства:

$$n'_{ann} = K \cdot n_{ann} \cdot \frac{\tau_{ц.ф.м}}{\tau_{у.ф.м} \cdot n}, \quad (1.28)$$

где K – коэффициент нестерильности при выращивании маточных дрожжей;

$\tau_{ц.ф.м}$ – время цикла ферментатора маточного производства, ч.

Посевные аппараты и инокуляторы маточного производства рассчитывают аналогично ферментаторам маточного производства (зависят от величины засева дрожжей в аппарат и удельной скорости роста дрожжей).

2. Осуществление материальных расчетов

В основе материальных балансов любых процессов лежит закон сохранения массы вещества, согласно которому масса всех поступающих в аппарат веществ (приход) равна массе выходящих из аппарата веществ (расход).

Материальные балансы производства являются основой всех технологических расчетов. На основе материальных балансов производят подбор оборудования, составляют тепловые балансы и т.д. Ошибка, допущенная в материальных расчетах, влечет за собой ошибки в последующих частях проекта.

В производстве биологически активных веществ основной определяющей стадией является стадия ферментации, поэтому материальные расчеты следует проводить на один слив с ферментатора.

Сначала рассчитывают число сливов в сутки и затем производят перерасчет расхода сырья на сутки и год. Для производства веществ из животного и растительного сырья, полусинтетических антибиотиков материальный баланс считают на одну загрузку (или на сутки), а для непрерывных процессов на 1 ч (или на сутки).

2.1. Расчет объема промежуточных продуктов и содержания в них целевого вещества

Этот расчет осуществляют в том случае, если в проекте не производится расчет материальных балансов предыдущих стадий.

Для расчета материального баланса любой промежуточной стадии технологического процесса определяют объем промежуточного продукта, поступающего с предыдущей стадии, и содержание целевого вещества в нем.

1. Количество целевого вещества в одном сливе, ед. или кг:

$$C_{ед} = V_{ф.сл} \cdot A \cdot 10^6. \quad (2.1)$$

2. Общая активность промежуточного продукта, поступающего на любую промежуточную стадию, ед.:

$$C'_{ед} = C_{ед} \cdot \eta_i, \quad (2.2)$$

где η_i – выход целевого продукта на всех предыдущих стадиях

$$\eta_i = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_{i-1}. \quad (2.3)$$

3. Объем промежуточного продукта (полупродукта), поступающего с предыдущей стадии:

$$V' = \frac{C_{ед}'}{A' \cdot 10^6}, \quad (2.4)$$

где A' – концентрация антибиотика в этом промежуточном продукте (определяется на заводе), ед./мл.

4. Масса промежуточного продукта (полупродукта), поступающего с предыдущей стадии, кг:

$$m_{ант} = \frac{C_{ед}'}{\gamma \cdot 10^6}, \quad (2.5)$$

где γ – удельная активность антибиотика в поступающем на стадию продукте (определяется на заводе) ед./мг.

2.2. Расчет материальных балансов по отдельным стадиям биотехнологического производства

Материальный баланс приготовления и стерилизации питательной среды

Материальный баланс процесса приготовления и стерилизации питательной среды может быть выполнен в несколько стадий, если процесс приготовления является сложным. Однако чаще всего расчет производят в одну стадию.

Особенности составления материального баланса стадии приготовления и стерилизации питательной среды связаны со спецификой технологии производства биологически активных веществ:

– при стерилизации питательной среды острым паром конденсат остается в среде, его необходимо учесть, иначе произойдет разбавление среды и в ферментаторе не будет достигнута нужная концентрация питательных веществ;

– при стерилизации питательной среды непрерывным методом через установку непрерывной стерилизации (УНС) пропускают концентрат питательной среды, а затем пропускают воду для промывки систем и доведения объема питательной среды до необходимого.

Уравнение материального баланса приготовления и стерилизации питательной среды на УНС острым паром [6]:

$$m_{ст.п.с} = m_{комп} + m_{воды} + m_{конд}, \quad (2.6)$$

где $m_{ст.п.с}$ – масса стерильной питательной среды, кг;

$m_{комп.}$ – масса компонентов питательной среды, кг;

$m_{воды}$ – масса воды для разбавления компонентов питательной среды, кг;

$m_{\text{конд}}$ – масса конденсата, образовавшегося при нагреве питательной среды острым паром, кг.

Прежде чем приступить к расчету массы компонентов питательной среды, необходимо определить загрузочную вместимость ферментатора и объем питательной среды, загружаемой в аппарат.

1. Расчет массы стерильной питательной среды на одну загрузку ферментатора:

а) масса стерильной питательной среды [6], кг:

$$m_{\text{ст.н.с}} = V_{\text{ст.н.с}} \cdot \rho_{\text{н.с}}, \quad (2.7)$$

где $V_{\text{ст.н.с}}$ – объем стерильной питательной среды, м³.

$\rho_{\text{н.с}}$ – плотность питательной среды (по данным завода), кг/м³;

б) объем стерильной питательной среды, м³:

$$V_{\text{н.ср}} = V_{\text{з.ф}} - V_{\text{пос.мат}}, \quad (2.8)$$

где $V_{\text{пос.мат}}$ – объем посевного материала, передаваемого в ферментатор, м (определяют по данным завода как процент от загрузочной вместимости ферментатора).

По данным завода необходимо принять пропись питательной среды, после чего рассчитать массу каждого компонента на загрузку, кг:

$$m_{\text{комр}} = \frac{V_{\text{з.ф}} \cdot \rho_{\text{н.ср}} \cdot c}{100 \cdot n}, \quad (2.9)$$

где c – концентрация вещества в среде, мас. %;

n – концентрация вещества в сырье, доли.

После расчета всех компонентов, входящих в состав питательной среды для инокулятора (ферментатора), данные вносят в табл. 2.1.

Таблица 2.1. Расход компонентов, входящих в состав питательной среды для инокулятора (посевого аппарата, ферментатора)

Наименование компонента	Содержание компонента в среде, %	Содержание компонента в сырье, %	Масса на одну загрузку, кг	Масса на сутки, кг	Масса на год, кг

Массу компонента, необходимого в сутки, определяют, кг [6]:

$$m_{\text{комп.сут}} = m_{\text{комп.загр}} \cdot n_{\text{сл.сут}}, \quad (2.10)$$

где $n_{\text{сл.сут}}$ – число сливов в сутки.

Тогда масса компонентов на год, кг:

$$m_{\text{комп.год}} = m_{\text{комп.сут}} \cdot n_{\text{дн}}, \quad (2.11)$$

где $n_{\text{дн}}$ – число рабочих дней (суток) в году.

2. Расчет количества конденсата острого пара, образующегося при нагревании питательной среды.

При стерилизации питательной среды острым паром конденсат образуется только от нагрева среды.

а) Количество теплоты, отдаваемое паром при нагревании и стерилизации, кДж,

$$Q_1 = m_{\text{конд}} (i_n - i_k), \quad (2.12)$$

где i_n – теплосодержание пара при давлении пара, подаваемого на стерилизацию (давление пара принимается обычно по данным завода), кДж/кг;

i_k – теплосодержание конденсата при температуре стерилизации питательной среды, кДж/кг;

б) количество теплоты, принимаемое питательной средой, кДж,

$$Q_2 = (m_{\text{н.. ср}} - m_{\text{конд}}) C_{\text{ср}} (t_2 - t_1), \quad (2.13)$$

где $C_{\text{ср}}$ – теплоемкость питательной среды, кДж/(кг · град);

t_2 – температура стерилизации, °С;

t_1 – начальная температура питательной среды, °С;

в) масса конденсата, образовавшегося в нагревателе, кг,

$$m_{\text{конд}} = (m_{\text{н.. ср}} - m_{\text{конд}}) C_{\text{ср}} (t_2 - t_1) / (i_n - i_k). \quad (2.14)$$

3. Расчет количества воды для разбавления питательной среды.

Масса воды на разбавление твердых веществ и промывку системы, кг:

$$m_{\text{воды}} = m_{\text{п.ср}} - m_{\text{комп}} - m_{\text{конд}} \quad (2.15)$$

Таблица 2.2. Таблица материального баланса стадии приготовления и стерилизации питательной среды острым паром

Наименование полупродуктов и сырья	Содержание основного вещества, % (доли)	Масса		Объем, м ³	Плотность, кг/м ³
		кг	кг основного вещества		
<i>Израсходовано на стадии (суммарно)</i>					
Конденсат, образовавшийся при нагреве среды острым паром Компоненты питательной среды, в т.ч.: а).....; б)..... Вода для растворения компонентов Вода для промывки УНС и разбавления концентрата					
Итого		Σ			
	<i>Получено на стадии (суммарно)</i>				
Стерильная питательная среда Отходы Потери					
Итого		Σ			

По данным предприятия выделяют часть воды на промывку системы и определяют массу воды для разбавления компонентов питательной среды:

$$m_{\text{воды}} = m_{\text{воды промыв}} + m_{\text{воды разбав}}. \quad (2.16)$$

Все величины материального баланса сводят в табл. 2.2.

В случае стерилизации питательной среды периодическим способом острым паром необходимо дополнительно учесть конденсат, образовавшийся при нагревании аппарата, в котором стерилизовалась среда, а также изоляции, и теплопотери за счет лучеиспускания и конвекции. При стерилизации питательной среды глухим паром конденсат не учитывают.

Например, масса конденсата от нагрева аппарата, кг:

$$m_{\text{конд. ап}} = m_{\text{ап}} C_{\text{сп}} (t_2 - t_1) / (i_n - i_k), \quad (2.17)$$

где $m_{\text{ап}}$ – масса аппарата, кг;

$C_{\text{сп}}$ – теплоемкость материала, из которого изготовлен аппарат, Дж/(кг · град);

t_1 – начальная температура аппарата, °С;

t_2 – температура стерилизации, °С;

i_n – теплосодержание пара при давлении пара, кДж/кг;

i_k – теплосодержание конденсата при температуре стерилизации, кДж/кг.

Масса конденсата от нагрева среды, кг:

$$m_{\text{конд. ср}} = (m_{\text{н.. ср}} - m_{\text{конд. ср}} - m_{\text{конд. ап}}) C_{\text{сп}} (t_2 - t_1) / (i_n - i_k). \quad (2.18)$$

Материальный баланс стадии ферментации

Уравнение материального баланса этой стадии в общем виде:

$$\begin{aligned} m_{\text{ст.н.ср}} + m_{\text{нос.м}} + m_{\text{ст.пен}} + m_{\text{O}_{2\text{нотр}}} \pm m_{\text{вл.возд}} + (m_{\text{долив}}) &= \\ = m_{\text{к.ж}} + m_{\text{CO}_2} + m_{\text{брызг}} + (m_{\text{отлив}}), & \end{aligned} \quad (2.19)$$

где $m_{ст.п.ср}$ – масса стерильной питательной среды в ферментаторе, кг;

$m_{пос.м}$ – масса посевного материала, кг;

$m_{ст.пен}$ – масса стерильного пеногасителя, кг;

$m_{O_2потр}$ – масса кислорода, потребляемого из воздуха в процессе ферментации, кг;

$m_{вл.возд}$ – масса влаги, принесенной (или унесенной) воздухом, кг;

$m_{долив}$ – масса доливов, которые производятся в процессе ферментации (если предусмотрены технологией), кг;

$m_{к.ж}$ – масса культуральной жидкости, кг;

m_{CO_2} – масса диоксида углерода, выделившегося в процессе ферментации, кг;

$m_{брызг}$ – масса жидкости, унесенной из ферментатора в виде брызг, кг;

$m_{отлив}$ – масса отливов культуральной жидкости (если предусмотрены технологией), кг.

1. Масса стерильной питательной среды.

Берется из материального баланса приготовления и стерилизации питательной среды, кг

2. Масса посевного материала.

Берется из материального баланса выращивания посевного материала или рассчитывается, кг:

$$m_{пос.м} = V_{пос.мат} \cdot \rho_{пос} \quad , \quad (2.20)$$

где $V_{пос.мат}$ – объем посевного материала, м³;

$\rho_{пос}$ – плотность посевного материала (определяют на заводе после удаления воздуха из пробы посевного материала, отбираемой перед посевом ферментатора), кг/м³.

3. Масса стерильного пеногасителя.

Определяется по данным завода, кг, пропорционально объему загрузки аппарата для жировых пеногасителей и пропорционально площади поперечного

сечения аппарата – для синтетических пеногасителей.

4. Масса влаги, унесенной (или привнесенной) воздухом.

Воздух, поступающий в ферментатор, может приносить с собой либо уносить из ферментатора определенное количество влаги. Массу влаги, уносимую (привносимую) воздухом и зависящую от его среднегодовой влажности, температуры, давления и расхода, рассчитывают по уравнению:

$$m_{\text{влаги}} = m_{\text{возд. опер}} (\chi_2 - \chi_1), \quad (2.21)$$

где $m_{\text{возд. опер}}$ – масса воздуха, подаваемого в ферментатор за весь период ферментации, кг;

χ – влагосодержание воздуха, входящего (χ_1) и выходящего (χ_2) из ферментатора, кг водяного пара / кг сухого воздуха.

$$\chi = 0,622 \varphi P_{\text{нас}} / (P - \varphi P_{\text{нас}}), \quad (2.22)$$

где 0,622 – соотношение молекул масс водяного пара и воздуха;

φ – относительная влажность воздуха, доли;

P – общее давление паровоздушной смеси, МПа;

$P_{\text{нас}}$ – давление насыщенного водяного пара, МПа.

Для расчета χ необходимо определить относительную влажность воздуха, общее давление паровоздушной смеси и давление насыщенного водяного пара в зависимости от условий, в которых находится воздух.

При расчете влагосодержания наружного воздуха $\chi_{\text{нар}}$ эти величины надо принять по среднегодовой температуре и относительной влажности того города, для которого разрабатывается проект.

Влагосодержание регламентного и входящего воздуха ($\chi_{\text{регл}}$, $\chi_1 = \chi_{\text{вх}}$) определяют по нормам регламента и условиям под крышкой ферментатора.

После расчета необходимо сравнить полученные величины.

Если $\chi_{\text{регл}} < \chi_{\text{нар}}$, то $\chi_1 = \chi_{\text{регл}}$.

Если $\chi_{\text{регл}} > \chi_{\text{нар}}$, то $\chi_1 = \chi_{\text{нар}}$.

Для определения влагоприноса и влагоуноса надо сравнить χ_1 и χ_2 .

Если $\chi_1 < \chi_2 = \chi_{\text{вых}}$, то влага уносится из ферментатора с отработанным воздухом за счет испарения.

Если $\chi_1 > \chi_2 = \chi_{\text{вых}}$, то воздух приносит влагу в ферментатор, где она конденсируется. Для каждого БАВ в производственных условиях отработан режим аэрации, и объем подаваемого воздуха в зависимости от потребности микроорганизма изменяется в разные часы выращивания.

Таблица 2.3. Расход воздуха в процессе ферментации

Период ферментации	Расход воздуха, м ³ /мин	Расход воздуха за период, м ³

Удельный расход воздуха на аэрацию принимается по данным завода или по данным соответствующих исследований. По ним рассчитывают расход воздуха за весь период ферментации. Полученные результаты расхода воздуха, м³, в процессе ферментации вносят в табл. 2.3.

$$\Sigma = V_{\text{возд}} \quad (2.23)$$

Массу воздуха рассчитывают, кг:

$$m_{\text{возд}} = V_{\text{возд}} \cdot \rho_{\text{возд}} \quad (2.24)$$

5. Количество поглощенного кислорода, выделившегося углекислого газа и процент использования кислорода.

Для определения количества потребленного кислорода и выделившегося диоксида углерода в процессе ферментации необходимо предварительно рассчитать тепловой эффект жизнедеятельности $Q_{ж}$, кДж:

$$Q_{ж} = q_s - q_m - 2q_p, \quad (2.25)$$

где q_s – теплота сгорания субстратов, кДж;

q_m – теплота сгорания вновь образованного мицелия, кДж;

q_p – теплота сгорания целевого продукта, кДж.

Данное уравнение справедливо для большинства продуцентов БАВ.

Тепловой эффект жизнедеятельности продуцента лимонной кислоты рассчитывают по уравнению:

$$Q_{ж} = q_s - q_m - q_{л.к} - q_{щ.к} - q_{гл.к}, \quad (2.26)$$

где q_s – теплота сгорания лимонной кислоты;

$q_{щ.к}$ – теплота сгорания щавелевой кислоты;

$q_{гл.к}$ – теплота сгорания глюконовой кислоты.

Тепловой эффект жизнедеятельности продуцента витамина В₁₂ рассчитывают по уравнению:

$$Q_{жс} = q_s - q_m - q_{B12}. \quad (2.27)$$

Тепловой эффект жизнедеятельности продуцента декстрана рассчитывается по уравнению:

$$Q_{жс} = q_s - q_p - q_{фр}, \quad (2.28)$$

где q_p – теплота сгорания декстрана;

$q_{фр}$ – теплота сгорания фруктозы;

Масса фруктозы составляет 0,5 от массы сахарозы.

Тепловой эффект жизнедеятельности дрожжей:

$$Q_{жс} = q_s - q_m. \quad (2.29)$$

Теплота сгорания субстратов равна сумме теплот сгорания всех органических компонентов среды, кДж:

$$q_s = \sum H_i \cdot m_i, \quad (2.30)$$

где H_i – удельная теплота сгорания i -го компонента, кДж/кг [2];

m_i – масса i -го компонента, кг.

Если в процессе ферментации проводят добавки питательных субстратов, необходимо учесть их теплоты сгорания при расчете.

Теплота сгорания мицелия (биомассы), кДж:

$$q_m = H_{м.к} \cdot m_{м.к} - H_{м.о} \cdot m_{м.о}, \quad (2.31)$$

где $H_{м.к}$ и $H_{м.о}$ – удельные теплоты сгорания мицелия в культуральной жидкости в конце ферментации и в посевном материале, кДж/кг ;

$m_{м.к}$ и $m_{м.о}$ – масса сухого мицелия в культуральной жидкости в конце ферментации и в посевном материале, кг.

Теплота сгорания целевого продукта, кДж:

$$q_p = H_p \cdot m_p, \quad (2.32)$$

где H_p – удельная теплота сгорания продукта, кДж;

m_p – масса целевого продукта (рассчитывается по его концентрации в культуральной жидкости и удельной активности).

Массу целевого продукта рассчитывают в основном сливе и отливах культуральной жидкости, если таковые производятся в процессе ферментации.

Удельные теплоты сгорания пенициллина, стрептомицина и хлортетрациклина определены экспериментально [2].

Для других продуктов удельная теплота сгорания рассчитывается по уравнению:

$$H_p = 204,2n + 44,4m + \Sigma\chi, \quad (2.33)$$

где n – число атомов кислорода, необходимых для полного окисления продукта;

m – число молей образующейся воды;

$\Sigma\chi$ – сумма термических характеристик связей в молекуле продукта.

Массу всех углеродсодержащих компонентов среды, в результате окисления которых получен тепловой эффект $Q_{ж}$, можно выразить через эквивалентное количество одного наиболее энергоемкого углеродсодержащего соединения, входящего в компонентный состав среды:

$$m_{экр} = \frac{Q_{ж}}{H_{экр}}, \quad (2.34)$$

где $H_{экр}$ – удельная теплота сгорания этого компонента, кДж/кг.

По массе $m_{экр}$ наиболее энергоемкого компонента в соответствии с уравнением реакции его окислителя определяют количество потребленного кислорода и выделившегося диоксида углерода m_{CO_2} .

Процент использования кислорода, %:

$$\alpha_{O_2} = 100 \cdot m_{\text{потреб.}O_2} / m_{O_2\text{возд}}, \quad (2.35)$$

где $m_{\text{потреб.}O_2}$ – масса потребленного кислорода, кг;

$m_{O_2\text{возд}}$ – масса кислорода в воздухе, поступившем на аэрацию в течение всего процесса ферментации, кг.

6. Масса доливов.

Если в процессе ферментации производится добавление растворов питательных веществ, титрующих агентов для корректировки концентрации ионов водорода (рН), стерильной воды для компенсации влагуноса, масса каждого из них должна указываться в материальном балансе индивидуально.

7. Масса брызг.

В процессе ферментации некоторое количество влаги уносится из ферментатора в виде брызг. Объем брызг принимается по данным завода. Обычно он составляет 3–5 % от рабочего объема ферментатора.

Масса брызг, кг:

$$m_{\text{бр}} = V_{\text{бр}} \cdot \rho_{\text{бр}} \cdot \quad (2.36)$$

Плотность брызг $\rho_{\text{бр}}$ берут как среднее значение между плотностью среды и культуральной жидкости, кг/м³:

$$\rho_{\text{бр}} = \frac{\rho_{\text{ср}} + \rho_{\text{к.ж}}}{2} \cdot \quad (2.37)$$

8. Масса культуральной жидкости.

Определяется после всех вышеприведенных расчетов из уравнения материального баланса.

Результаты расчетов материального баланса сводят в табл. 2.4.

Содержание целевого продукта в культуральной жидкости рассчитывают:

– по активности, млрд. ед.:

$$C_{\text{ЕД}} = V_{\text{к.ж}} \cdot A_{\text{к.ж}} \cdot 10^6, \quad (2.38)$$

– по массе в 100 % исчислении, кг;

$$C_{\text{сл.сут}} = V_{\text{к.ж}} \cdot c_{\text{к.ж}} \cdot \quad (2.39)$$

Таблица 2.4. Результаты расчетов материального баланса процесса ферментации

Наименование полупродуктов и сырья	Активность, ед. / мл или концентрация, кг/м ³	Масса		Объем, м ³	Плотность, кг/м ³
		кг	Содержание целевого продукта, ед. или кг		
<i>Израсходовано на стадии (суммарно)</i>					
Стерильная питательная среда Посевной материал Стерильный пеногаситель Стерильные доливы* Потребленный O ₂ воздуха					
Итого		Σ		Σ	
<i>Получено на стадии (суммарно)</i>					
Культуральная жидкость Отходы, потери: – CO ₂ ; – влагунос; – брызгонос					
Итого		Σ		Σ	

* *Примечание.* В процессе ферментации производят доливы растворов питательных веществ или стерильной воды.

После завершения расчета материального баланса следует уточнить число сливов в сутки:

$$n_{сл.сут} = \frac{V_{к.ж.сут}}{V_{к.ж}}, \quad (2.40)$$

где $V_{к.ж}$ – объем культуральной жидкости по материальному балансу, м³.

Материальный баланс для коагуляции и фильтрации культуральной жидкости

Уравнение материального баланса в общем виде:

$$m_{к.жс} + m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 = m_{н.р} + m_{ос}, \quad (2.41)$$

где $m_{к.жс}$ – масса культуральной жидкости, кг, берут из материального баланса стадии ферментации или рассчитывают по формуле:

$$m_{к.жс} = V_{ф.сл} \cdot \rho_{к.жс}, \quad (2.42)$$

где m_1 – масса коагулирующих веществ, кг (принимают по данным завода как процент от объема культуральной жидкости или от общего количества целевого продукта);

m_2 – масса кислоты или щелочи для установления определенной величины рН, кг (принимают по данным завода из соотношения объемов);

m_3 – масса формалина, кг, если его добавляют перед коагуляцией или фильтрацией для предотвращения развития контаминантов (принимают по данным завода);

m_4 – масса конденсата, образующегося из пара при тепловой коагуляции, кг (рассчитывают на основе уравнения теплового баланса);

m_5 – масса воды, необходимой на промывку мицелия и разбавление нативного раствора (принимается по данным завода), кг;

$m_{н.р}$ – масса нативного раствора, кг;

$m_{ос}$ – масса осадка, кг.

Необходимо определить массу и объем нативного раствора, общее содержание в нем целевого продукта, потери на стадии, а также массу полученного осадка, который состоит из биомассы, выпавших в осадок коагулянтов и скоагулированных белков.

Выход на стадии коагуляции и фильтрации:

$$\eta_1 = \eta_k \cdot \eta_f, \quad (2.43)$$

где η_k – выход на стадии коагуляции по проекту;

η_ϕ – выход на стадии фильтрации по проекту.

Содержание целевого продукта в нативном растворе:

– по активности, ед.:

$$C_{ед. н.р} = C_{ед. .кж} \cdot \eta_1, \quad (2.44)$$

– массе в 100 % исчислении, кг:

$$C_{н.р} = c_{к.ж} \cdot \eta_1. \quad (2.45)$$

Потери целевого продукта с осадком и за счет инактивации:

$$C_{ед. пот} = C_{ед. .кж} - C_{ед. н.р}. \quad (2.46)$$

Объем нативного раствора, м³:

$$V = \frac{C_{ЕДн.р}}{A_{н.р} \cdot 10^6} \quad (2.47)$$

или

$$V_{н.р} = \frac{C_{нр}}{C_{н.р}}, \quad (2.48)$$

где $A_{н.р}$ – активность нативного раствора по данным завода, ед./мл;

10^6 – коэффициент перевода мл в м³;

$C_{н.р}$ – концентрация целевого продукта в нативном растворе, кг/м³.

Масса нативного раствора, кг:

$$m_{н.р} = V_{н.р} \cdot \rho_{н.р}, \quad (2.49)$$

где $\rho_{н.р}$ – плотность нативного раствора, по данным завода, кг/м³.

Таблица 2.5. Расчетные данные материального баланса коагуляции и фильтрации культуральной жидкости

Наименование полупродуктов и сырья	Активность, ед. / мл или концентрация, кг/м ³	Масса		Объем, м ³	Плотность, кг/м ³
		кг	содержание целевого продукта, ед. или кг		
<i>Израсходовано на стадии (суммарно)</i>					
Полупродукты: – культуральная жидкость; – коагулирующие растворы состава:; Растворы кислот (щелочей) для установления величины рН состава: – кислота (щелочь); – вода Конденсат, образовавшийся при нагревании Сырье: – формалин; – коагулирующие вещества					
Итого		Σ	Σ		
<i>Получено на стадии (суммарно)</i>					
Полупродукты: – нативный раствор (мицелий с осадком) Отходы: – мицелий с осадком (обработанный нативный раствор) Потери: целевой продукт					
Итого		Σ	Σ		

Массу отработанного мицелия с осадком рассчитывают из уравнения материального баланса, кг:

$$m_{oc} = m_{н.р} + m_5 - m_{к.жс} - m_1 - m_2 - m_3 - m_4. \quad (2.50)$$

Результаты расчетов материальных балансов коагуляции и фильтрации сводят в табл. 2.5.

3. Основные тепловые расчеты

Технологические процессы протекают при определенных температурах, что требует для их поддержания подвода или отвода тепла.

Целью тепловых расчетов обычно является определение количества теплоты, подводимой теплоносителем или отводимой хладагентом, а также вычисление необходимой поверхности теплообмена аппарата.

Тепловой баланс протекающего в аппарате процесса

В общем виде он может быть представлен уравнением [7]:

$$\Sigma Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5, \quad (3.1)$$

где ΣQ – суммарное количество теплоты, подводимое (отводимое) для осуществления процесса, кДж;

Q_1 – количество теплоты, необходимое для нагревания или отводимое при охлаждении реакционной массы, кДж;

Q_2 – количество теплоты, необходимое для нагревания или отводимое при охлаждении аппарата, в котором идет процесс, кДж;

Q_3 – тепловой эффект физического процесса (испарение, конденсация, плавление, растворение), кДж;

Q_4 – тепловой эффект химической реакции (если в аппарате происходит химическая реакция), кДж;

Q_5 – количество теплоты, выделяющееся в окружающую среду (потери за счет лучеиспускания и конвекции), кДж.

Для непрерывных процессов уравнение теплового баланса составляется на единицу времени, для периодических – применительно к одной операции.

Определение слагаемых уравнения теплового баланса [7]:

1. Расчет количества тепла на нагрев реакционной массы, кДж:

$$Q_1 = \sum_{i=1}^n G_i \cdot C_i (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}), \quad (3.2)$$

где G_i – масса i -го вещества, в реакционной массе (по данным материального баланса), кг;

C_i – удельная теплоемкость i -го вещества, кДж/(кг · град);

$t_{\text{нач}}$, $t_{\text{кон}}$ – начальная и конечная температуры реакционной массы, °С.

Значения молярной и удельной теплоёмкости веществ при 298 К берут из справочной литературы. Если же данные о теплоемкости сложных органических соединений в справочниках отсутствуют, ее можно рассчитать по формуле:

$$C = \frac{\sum C_i^{\text{ам}} \cdot n_i}{M}, \quad (3.3)$$

где $C_i^{\text{ам}}$ – атомная теплоемкость i -го элемента, входящего в состав молекулы, кДж/(кг·град) (по справочным данным);

n_i – число одноименных атомов, входящих в состав молекулы;

M – молекулярная масса соединения.

Так как данная формула справедлива при температуре 0 °С, рассчитанную по ней величину теплоемкости рекомендуется увеличить на 5–20 % для более высоких температур.

Для расчетов можно пользоваться усредненными практическими данными, согласно которым удельные теплоемкости для большинства жидкостей составляют от 1,68 до 2,51 кДж/(кг·град), а для большинства органических соединений – от 1,26 до 1,68 кДж/(кг·град).

Таблица 3.1. Атомные теплоемкости элементов, кДж/(кг · град)

Показатель	Теплоемкость элемента						
	С	Н	N	О	S	P	другие
Для твердых веществ	7,53	9,62	11,3	16,74	22,59	23,01	25,94– 26,78
Для жидких веществ	11,72	17,99	–	25,1	30,96	29,29	33,47

Значения теплоемкости веществ можно также определить, зная их химическую формулу и атомные теплоемкости элементов, входящих в состав вещества (табл. 3.1).

2. Расчет количества тепла на нагрев аппарата.

При определении этого слагаемого необходимо учесть тепло на нагрев аппарата и покрывающей его изоляции:

$$Q_2 = Q_{ann} + Q_{из}, \quad (3.4)$$

Тепло на нагрев аппарата:

$$Q_{ann} = G_{ann} \cdot C_{ann} (t_{кон.ann} - t_{нач.ann}), \quad (3.5)$$

Тепло на нагрев изоляции:

$$Q_{из} = G_{из} \cdot C_{из} (t_{кон.из} - t_{нач.из}), \quad (3.6)$$

где G_{ann} , $G_{из}$ – массы аппарата и изоляции, кг;

C_{ann} , $C_{из}$ – теплоемкости материалов аппарата и изоляции, кДж/(кг·град);

$t_{кон.ann}$, $t_{нач.ann}$, $t_{кон.из}$, $t_{нач.из}$ – начальная и конечная температуры аппарата и изоляции, °С.

3. Тепловой эффект физического процесса.

Это слагаемое теплового баланса учитывается в том случае, если технологический процесс протекает с изменением физического состояния реагентов.

$$Q_3 = G \cdot q_{физ}, \quad (3.7)$$

где G – масса вещества, кг;

$q_{физ}$ – тепловой эффект физического процесса, кДж/кг.

Величина $q_{физ}$ приводится в справочниках физико-химических величин, а при отсутствии ее можно рассчитать по формулам:

а) теплота испарения органического соединения, кДж/кг:

$$q_{исп} = 21,3 T_{кип} / M ; \quad (3.8)$$

б) теплота плавления, кДж/кг:

$$q_{пл} = 13,5 T_{пл} / M , \quad (3.9)$$

где M – молекулярная масса соединения;

$T_{кип}, T_{пл}$ – температуры кипения и плавления соединений, К.

4. Тепловой эффект химической реакции.

Тепловой эффект химических процессов представляет собой суммарное количество теплоты, которое выделяется или поглощается при протекании химических реакций:

$$Q_4 = 1000 G_{сырья} q_p / M_{сырья}, \quad (3.10)$$

где $G_{сырья}$ – масса сырья (100 %), кг;

$M_{сырья}$ – молекулярная масса сырья;

q_p – тепловой эффект реакции, кДж/(г-моль);

1000 – коэффициент пересчета килограммов в граммы.

Тепловой эффект реакции определяется по закону Гесса, а принимается по справочной литературе:

$$q_p = [\Sigma q]_k - [\Sigma q]_н, \quad (3.11)$$

где $[\Sigma q]_н$ – сумма теплоты образования начальных веществ, кДж/(г-моль);

$[\Sigma q]_к$ – то же для продуктов реакции, кДж/(г-моль).

5. Потери тепла в окружающую среду.

При расчёте потерь количества теплоты в окружающую среду их можно принять 10–15 % от общего количества теплоты, т.е.:

$$Q_5 = 1,15 (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4). \quad (3.12)$$

По этому расчету получается несколько завышенное количество теплотерь. Для уточнения используют формулу:

$$Q_5 = \alpha_2 F (t_{uz} - t_{возд}) \tau, \quad (3.13)$$

где α_2 – коэффициент теплоотдачи от нагретой стенки к воздуху, Вт/(м² · град);

t_{uz} – температура поверхности стенки аппарата, °С;

F – поверхность теплообмена, м²;

τ – время проведения процесса, с.

Для расчета тепловых потерь аппаратуры, находящейся в закрытых помещениях, при нагреве стенки аппарата до 150 °С можно пользоваться выражениями:

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07\Delta t, \quad (3.14)$$

$$\Delta t = t_{uz} - t_{возд}, \quad (3.15)$$

где Δt – разность температур поверхности стенки аппарата (изоляции) и окружающего воздуха; t_{uz} – принимают 40 °С (если идет процесс нагрева); $t_{возд}$ – принимают 20 °С.

Тепловой баланс процесса ферментации рассчитывают по уравнению [6]:

$$Q_{ферм} = Q_{жс} + Q_{пер} + Q_{возд} - Q_{вл} - Q_{пот}, \quad (3.16)$$

где $Q_{жс}$ – тепло, выделяемое в процессе жизнедеятельности микроорганизмов-продуцентов, кДж;

$Q_{пер}$ – тепло, выделяемое за счет работы мешалки, кДж;

$Q_{возд}$ – тепло, приносимое в ферментатор с поступающим воздухом, кДж;

$Q_{вл}$ – тепло, уносимое из ферментатора за счет испарения культуральной жидкости, кДж;

$Q_{пот}$ – тепло, теряемое в среду за счет лучеиспускания и конвекции, кДж.

6. Тепло при перемешивании, выделяемое за счет работы мешалки:

$$Q_{пер} = N_{г.жс} \cdot \tau_{пер} \cdot 3600, \quad (3.17)$$

где $N_{z.ж}$ – мощность, затрачиваемая на перемешивание аэрируемой культуральной жидкости, Вт.

Если процесс ферментации протекает в условиях аэрации, мощность на перемешивание культуральной жидкости уменьшается по сравнению с мощностью на перемешивание неаэрируемой жидкости.

Для ферментаторов вместимостью до 10 м^3 $N_{z.ж}$ принимают 40 % от мощности двигателя мешалки. Для больших ферментаторов $N_{z.ж}$ можно рассчитать из приближенных соотношений между мощностью на перемешивание аэрируемой и неаэрируемой жидкости.

Определение поверхности теплообмена

Расчетную поверхность теплообмена определяют [7], м^2 :

$$F = Q / (K \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau), \quad (3.18)$$

где Q – количество отводимого (подводимого) тепла, кДж;

K – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град.})$;

Δt_{cp} – средняя разность температур между теплоносителем (хладагентом) и охлаждаемым (нагреваемым) материалом, $^{\circ}\text{C}$;

τ – время охлаждения (нагрева), с.

Количество отводимого или подводимого тепла берут из уравнения теплового баланса конкретного технологического процесса.

В процессе ферментации тепло жизнедеятельности выделяется неравномерно. Поэтому при проверке поверхности теплообмена ферментатора $Q_{жс}$ необходимо увеличить на 30 %.

Коэффициент теплопередачи K принимается по справочным данным или может быть рассчитан по заданию преподавателя.

Среднюю разность температур рассчитывают известными методами с учетом режима охлаждения (нагрева).

Время охлаждения (нагрева) τ определяется условиями проведения процесса или принимается с учетом технологической целесообразности.

Если рассчитанная поверхность теплообмена в выбранном аппарате недостаточна, можно решить проблему следующим образом:

- повысить скорость движения теплоносителя или хладагента в рубашке;
- увеличить среднюю разность температур, повысив температуру теплоносителя или понизив температуру хладагента на выходе;
- ввести дополнительные теплообменные устройства в виде змеевиков;
- увеличить при возможности время охлаждения (нагревания).

4. Основные энергетические расчеты

Основные энергетические расчеты заключаются в определении количества пара, расходуемого на нагрев, воды и рассола на охлаждение, а также проверки скорости течения жидкости в теплообменном устройстве и значения критерия Рейнольдса.

Расход водяного пара на нагревание [8], кг:

$$G_n = \Sigma Q / (i_n - i_k), \quad (4.1)$$

где ΣQ – общий расход тепла, кДж;

i_n, i_k – энтальпия пара и конденсата, кДж/кг.

Расход охлаждающих агентов [8], кг:

– для воды

$$G_v = \Sigma Q / (C_v (t_k - t_n)); \quad (4.2)$$

– рассола

$$G_p = \Sigma Q / (C_p \Delta t_p), \quad (4.3)$$

где ΣQ – суммарное количество тепла, отводимое при охлаждении, кДж;

t_k, t_n – начальная и конечная температура охлаждающей воды, °С.

Δt_p – разность начальной и конечной температуры рассола (принимают по данным завода), °С;

C_v – теплоемкость воды, кДж/(кг · град);

C_p – теплоемкость рассола, кДж/(кг · град).

5. Расчеты технологического оборудования

Способ культивирования (глубинный или поверхностный) определяет характер технологических стадий производства как предшествующих культивированию, так и следующих за ним. При поверхностном культивировании обработке подвергается твердый измельченный материал, а при глубинном культивировании – жидкие среды [9].

Каждый из способов имеет свои преимущества и недостатки. Поверхностное (твердофазное) культивирование требует довольно сложного аппаратного оформления. Основным преимуществом глубинного способа культивирования является высокая скорость образования продукта и технологичность, т.е. простота транспортирования, нагревания, перемешивания жидких материальных потоков. К недостаткам этого метода следует отнести низкую концентрацию продукта в культуральной жидкости, что приводит к высокой стоимости операций выделения и сушки продукта, значительным его потерям, а также образованию относительно большого количества сточных вод, которые подлежат очистке.

В микробиологических производствах, основанных на глубинном культивировании, широко применяется аппаратура, серийно выпускаемая заводами химического машиностроения. Это емкостное оборудование, аппараты с перемешивающими устройствами, теплообменные и выпарные установки, сепараторы, сушилки, экстракторы и т.д. Возможность использования унифицированного оборудования создает предпосылки для преимущественного применения способа глубинного культивирования. Однако по мере разработки и выпуска надежного и эффективного оборудования для поверхностного культивирования и последний и этот способ может стать основным для получения ряда продуктов микробиологического синтеза.

5.1. Ленточные конвейеры

Ленточные конвейеры применяются для перемещения сыпучих, кусковых и штучных грузов в горизонтальном и наклонном направлениях. Угол наклона конвейера к горизонту в зависимости от физических свойств перемещаемого груза 25° и более. При увеличении угла наклона ленточного конвейера от 5° до 25° скорость ленты снижается на 9–40 %. Производительность ленточных конвейеров варьирует в широком диапазоне до $2500 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Производительность Π горизонтального ленточного конвейера, т/ч:

$$\text{– для насыпных грузов с плоской лентой } \Pi = 155B^2v\rho ; \quad (5.1)$$

$$\text{– насыпных грузов с лотковой лентой } \Pi = 310B^2v\rho ; \quad (5.2)$$

$$\text{– штучных грузов с плоской лентой } \Pi = 3,6tv/l , \quad (5.3)$$

где B – ширина ленты, мм;

V – скорость конвейера, м/с (для большинства сыпучих она равна 0,75–3,00, для сильносыпучих 0,75–1,20, а для штучных материалов 0,5–1,9 м/с);

ρ – насыпная плотность, т/м³;

m – масса одного штучного груза, кг;

l – расстояние между грузами на ленте, м.

Мощность электропривода ленточного конвейера N_9 определяют, кВт:

$$N_9 = \frac{(K_1 v L + 0,00014 \Pi L + 0,0024 \Pi H) K_2 + N_m}{\eta}, \quad (5.4)$$

где K_1 – коэффициент, зависящий от ширины ленты (см. ниже);

L – длина конвейера по горизонтали, м;

Π – производительность конвейера, т/ч;

H – высота подъема груза, м;

K_2 – коэффициент, зависящий от длины конвейера (см. ниже);

N_m – мощность, требуемая для разгрузки тележки, кВт (см. табл. 5.1);

η – КПД привода (принимают 0,75–0,78).

Таблица 5.1. Значения N_m в киловаттах для передвижения разгрузочной тележки в случае установки на транспортере [9]

Ширина ленты, мм	Длина перемещения тележки, м						
	30	40	50–60	70–80	90–100	110–120	130–140
400	0,25	0,30	0,40	0,50	0,60	0,65	0,70
500	0,32	0,36	0,45	0,60	0,75	1,0	1,2
600	1,0	1,2	1,4	1,6	2,2	2,5	2,7
800	1,8	2,1	2,5	3,0	3,9	4,3	4,9
1000	2,7	3,0	3,5	4,0	5,0	5,5	6,5
1200	3,24	3,8	4,1	4,7	5,8	6,3	7,2

Значения коэффициента K_1 :

Ширина ленты, мм	400	500	650	800	1000	1200
K_1	0,004	0,005	0,007	0,010	0,012	0,014

Значения коэффициента K_2 :

Длина конвейера, мм	до 10	10–15	15–25	25–35	35–45	45
K_2	1,5	1,4	1,3	1,2	1,1	1,0

5.2. Скребокковые конвейеры

Для транспортирования сыпучих, зернистых и мелкокусковых грузов в биотехнологии используют скребокковые конвейеры, тяговый орган которых выполнен в виде скребка. Производительность скребоккового конвейера, т/ч:

$$P = 3,6Bh\nu\rho K_y K_3 \quad (5.5)$$

или $P = 3,6h^2\nu\rho K_y K_3 K_{жс} \quad (5.6)$

где B – ширина желоба, м;

h – высота желоба, м;

ν – скорость движения цепи, м/с (в зависимости от свойств транспортируемого материала принимают равной 0,2–1,0 м/с);

ρ – насыпная плотность груза, кг/м³;

K_y – коэффициент, зависящий от угла α – наклона конвейера (при $\alpha = 0, 10, 20$ и 30° принимают соответственно $K_y = 1; 0,85; 0,65; 0,5$);

K_3 – коэффициент заполнения желоба (принимают 0,5–0,6);

$K_{жс}$ – коэффициент отношения ширины желоба к его высоте (равен 2–4).

Мощность электродвигателя определяют:

– для горизонтальных и пологонаклонных конвейеров

$$N_э = \frac{0,3(1 + BL_{гор})\nu + 0,003P(H + 1,8fL_{гор})}{\eta}; \quad (5.7)$$

– вертикальных и крутонаклонных

$$N_9 = \frac{0,07Bv(H + 4,3L_{гор}) + 0,005\Pi(1,6H + fL_{гор})}{\eta}, \quad (5.8)$$

где $L_{гор}$ и H – длина конвейера по горизонтали и высота по вертикали, м;

f – коэффициент трения насыпного груза о стенки желоба;

Π – производительность конвейера, т/ч;

η – КПД передачи (принимают 0,8...0,9).

5.3. Элеваторы (нории)

При помощи норий можно транспортировать сыпучие материалы по вертикали и под углом 45–70° на расстояние до 40 м.

Производительность норий варьирует в пределах 5–500 т/ч при ширине ленты от 150 до 500 мм.

Мощность норий ковшового типа Π определяют, т/ч [9]:

$$\Pi_1 = 3,6Vv\rho K_3 / l, \quad (5.9)$$

где V – вместимость ковша, м³;

v – скорость движения ковшей, м/с;

ρ – насыпная плотность, кг/м³;

K_3 – коэффициент заполнения ковшей (для мелкозернистых материалов он равен 0,85–0,95, для крупнозернистых и кусковых 0,5–0,8);

l – шаг ковшей, мм.

Мощность электропривода приводного барабана нории N_9 , кВт:

$$N_9 = \Pi_2 Hg / 1000\eta, \quad (5.10)$$

где Π_2 – производительность нории, кг/с;

H – высота подъема грузов, м;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

η – КПД привода.

5.4. Винтовые конвейеры

Их применяют для перемещения сыпучих и мелкокусковых грузов (муки, крахмала, соли, высушенной измельченной культуры грибов, сухих кормовых продуктов и др.) в горизонтальном и наклонном (под углом до 20°) направлениях на расстояние до 40 м.

Они различаются диаметром винта D и шагом l , мм:

D	100	125	160	200	250	320	400	500	650	800
l	80	100	125	160	200	250	320	400	500	650

Частота вращения винта шнека от 0,5 до 2,0 с⁻¹. Производительность винтового конвейера определяют, т/ч:

$$P = 0,047D^3 n \rho K_e K_z K_y, \quad (5.11)$$

где D – диаметр винта, м;

n – частота вращения вала, мин⁻¹;

ρ – насыпная плотность, кг/м³;

K_e – коэффициент зависимости шага винта от диаметра винта (для легкосыпучих грузов равен 0,75–1,0, для крупнокусковых и абразивных грузов соответственно 0,5–0,6);

K_z – коэффициент заполнения желоба для легких и неабразивных грузов (муки) равен 0,4, для легких и малоабразивных грузов (соль, сахарный песок, сухая глина и т.п.) – 0,32;

K_y – коэффициент, зависящий от угла наклона транспортера по горизонтали (при углах наклона 0, 5, 10, 15 и 20° он соответственно равен 1,0; 0,9; 0,8; 0,7 и 0,6).

Мощность $N_э$ электропривода винтового конвейера определяют, кВт:

$$N_э = \frac{PK_n(f+1)}{367\eta}, \quad (5.12)$$

где P – производительность винтового конвейера, т/ч;

H – высота подъема груза, м;

K_n – коэффициент, учитывающий сопротивление в подшипниках (принимают 1,15–1,20);

f – коэффициент сопротивления перемещению груза для легких и малоабразивных грузов (муки, зерна) равен 3,5–6,9; для тяжелых малоабразивных грузов (соль) соответственно 5,5–7,3;

η – КПД привода (принимают 0,4–0,5).

5.5. Вибрационные конвейеры

Вибрационные конвейеры применяют для подачи сыпучих материалов в горизонтальном, наклонном (угол до 20°) и вертикальном направлениях с загрузкой и выгрузкой в одной или нескольких точках на расстояние до 60 м. Скорость транспортирования материала 0,1–0,6 м/с, производительность – до 150 т/ч.

Производительность горизонтального вибрационного конвейера, т/ч:

$$P = 3,6Fv\rho K_3, \quad (5.13)$$

где F – площадь поперечного сечения желоба или трубы, м^2 ;

v – средняя скорость транспортирования груза, м/с;

ρ – насыпная плотность, $\text{кг}/\text{м}^3$.

K_3 – коэффициент заполнения поперечного сечения желоба. Для прямоугольного и квадратного сечений он равен 0,7–0,8, для круглого 0,50–0,65, для открытых желобов 0,6–0,8; нижние значения коэффициента K_3 относятся к пылевидным и порошкообразным грузам, а высокие значения – к зернистым и кусковым.

Мощность электропривода для таких конвейеров, кВт:

$$N_э = PL\varepsilon / \eta, \quad (5.14)$$

где P – производительность конвейера, т/ч;

L – длина транспортирования материала, м;

ε – удельная энергоемкость помещения, кВт·ч / (т · м) (для транспортеров со сбалансированным вибратором равна 0,005–0,008, с электромагнитным вибратором 0,0035–0,0060, для двухтрубных транспортеров с эксцентриково-шатунным вибратором 0,002–0,005, для коротких неуравновешенных конвейеров длиной до 10 м соответственно 0,010);

η – КПД привода.

5.6. Пневмотранспортные установки

Пневматические конвейеры применяют для перемещения сыпучих грузов на расстояние до 100 м и более по горизонтали и на высоту до 100 м. Производительность пневмотранспортеров до 400 т/ч [9].

При проведении расчета пневмотранспортной установки определяют производительность, скорость воздуха, массовую долю транспортируемого материала в смеси с воздухом, количество воздуха, необходимого для перемещения материала, мощность электродвигателя воздуходувной машины. Производительность такой установки определяют, кг/с:

$$P_c = G_m K_n K_{np}, \quad (5.15)$$

где G_m – масса транспортируемого материала, кг/с;

K_n – коэффициент, учитывающий неравномерность подачи материала (равен 1,5);

K_{np} – коэффициент неравномерности, определяемый условиями технологического процесса (принимают равным 1,25).

Приведенная длина трубопровода, м:

$$L_{np} = \sum L_z + \sum L_v + \sum L_{\text{э.к}} + \sum L_{\text{э.п}}; \quad (5.16)$$

где $\sum L_z$ – сумма длин горизонтальных участков, м;

$\sum L_v$ – сумма длин вертикальных участков, м;

$\sum L_{\text{э.к}}$ – сумма длин, эквивалентных коленам, м;

$\sum L_{\text{э.п}}$ – сумма длин, эквивалентных переключателям трубопроводов, м.

Эквивалентная длина двухходового переключателя принимается 8 м; длина задвижки затвора 10 м. Длина трубопроводов, эквивалентных коленам, зависит от отношения радиуса кривизны колена R к внутреннему диаметру трубы d (табл. 5.2). Скорость потока воздуха, перемещающего груз, должна быть больше скорости витания частиц груза.

Таблица 5.2. Длина (м) трубопроводов, эквивалентная коленам

Вид груза	R/d			
	4	6	10	20
Пылевидный	4–8	5–10	6–12	8–10
Зерновой однородный	–	8–10	12–16	16–20
Мелкокусковой однородный	–	–	28–35	38–45
Крупнокусковой неоднородный	–	–	60–80	70–90

Скорость воздуха при начале всасывания и нагнетании материала, м/с:

$$v = 10a\sqrt{10\rho} + K_m L_{np}^2, \quad (5.17)$$

где a – коэффициент, который зависит от крупности частиц груза;

ρ – плотность груза, кг/м³;

K_m – коэффициент учета свойств материала, он равен $(2\div 5) \cdot 10^{-5}$;

L_{np} – приведенная длина трубопровода, м (для всасывающих установок не учитывают).

Коэффициент a определяется размером частиц. Его величина для частиц различного вида приведена ниже:

Пылевидный и порошкообразный (0,001–1,0 мм)	10–16;
зернистый однородный (1–10 мм)	17–20;
мелкокусковой однородный (10–20 мм)	17–22;
среднекусковой однородный (10–80 мм)	22–25.

Расчетная скорость для устойчивой работы транспортера должна быть увеличена на 10–20 %.

Массовая доля материала в смеси с воздухом:

$$M = 1000 P_{\text{ч}} / G_{\text{в.м}}, \quad (5.18)$$

где $P_{\text{ч}}$ – производительность установки, т/ч;

$G_{\text{в.м}}$ – массовый расход воздуха, кг/ч.

Массовая доля материала в смеси с воздухом зависит от рода груза и приведенной длины трубопровода L_{np} в метрах.

Для легкосыпучего сухого материала она принимает значения:

L_{np}	0–200	200–400	400–600	600–800	800–1000
M	70–40	40–25	25–20	20–15	15–12.

Для зерна и подобных зерну материалов она принимает значения:

L_{np}	0–25	25–50	50–75	75–100
M	35–20	20–13	13–10	10–8,5.

Количество воздуха G_g , необходимое для перемещения материалов, м³/с:

$$G_g = \Pi_{\text{ч}} / 3,6M\rho_g, \quad (5.19)$$

где $\Pi_{\text{ч}}$ – производительность транспортера, т/ч;

ρ_g – плотность воздуха, кг/м³ (принимают 1,2 кг/м³);

M – массовая доля материала в смеси с воздухом.

Диаметр трубопровода, м:

$$d = \sqrt{\frac{4G_{\text{м.в}}}{\pi v}}, \quad (5.20)$$

где v – скорость движения продукта с воздухом, м/с.

Мощность $N_{\text{э}}$ электродвигателя воздуходувной машины, кВт:

$$N_{\text{э}} = G_g H \rho_g g / (1000 \eta_k \eta_{np}), \quad (5.21)$$

где G_g , H – соответственно расход воздуха, м³/с, и общий напор в системе, м (по формулам для определения сопротивления воздуха по трубопроводам);

ρ_g – плотность воздуха, кг/м³;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

η_k , η_{np} – КПД компрессора и привода соответственно.

5.7. Аппараты с механическими перемешивающими устройствами

При работе смесителей в периодическом режиме необходимо обеспечить высокий коэффициент полезного действия. Его определяют по формуле:

$$\eta_m = \frac{\tau_p}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{\tau_p}{\tau_p + \tau_{\text{в}}}, \quad (5.22)$$

где τ_p – продолжительность основного процесса;

$\tau_{\text{в}}$ – продолжительность вспомогательных операций (заполнение, опорожнение, разогрев, охлаждение, промывка, продувка аппарата и т.д.);

$\tau_{\text{ц}}$ – общая продолжительность технологического цикла.

Коэффициент полезного действия должен быть равен 0,7–0,8.

Максимальное количество аппаратов периодического действия, обслуживаемых одним аппаратчиком, определяют из условия:

$$n \leq \tau_{\text{ц}} / \tau_{\text{в}} = 1 / (1 - \eta_m). \quad (5.23)$$

Условную часовую производительность установки рассчитывают, м^3 :

$$V_{\text{ч}} = V_{\text{сут}} / \tau, \quad (5.24)$$

где $V_{\text{сут}}$ – суточная производительность установки, м^3 ;

τ – среднее время работы установки в сутки с учетом текущего ремонта и обслуживания, ч; для аппаратов с перемешивающими устройствами при трехсменной работе принимают 19–20 ч.

По заданным величинам часовой производительности, длительности цикла, количеству аппаратов и коэффициенту заполнения можно определить номинальный объем аппарата:

$$V_n = V_{\text{ч}} \tau_{\text{ц}} / n \varphi, \quad (5.25)$$

где φ – коэффициент заполнения.

При работе в непрерывном режиме номинальный объем смесителей:

$$V_n = V / m \tau_{\text{ср}}, \quad (5.26)$$

где V – производительность установки, м³/ч;
 m – число параллельных потоков;

τ_{cp} – средняя продолжительность пребывания среды в аппарате, ч.

Вертикальные цилиндрические стальные аппараты без покрытий, с полимерными и другими покрытиями, футерованные, а также аппараты из цветных металлов и сплавов объемами от 0,01 до 100 м³ и внутренним диаметром от 250 до 5000 мм с механическими перемешивающими устройствами регламентированы ГОСТ 20680-75. Эти аппараты предназначены для проведения различных физико-химических процессов в жидких средах с динамической вязкостью не более 500 Па·с и плотностью до 2000 кг/м³, давление в аппаратах не ниже 0,67 Па и не выше 6,4 МПа.

Мощность, потребляемую мешалкой, определяют, кВт:

$$N = k_N \rho n^3 d_m^5, \quad (5.27)$$

где k_N – критерий мощности, который зависит от характера движения среды и типа перемешивающего устройства;

ρ – плотность жидкости, кг/м³;

n – частота вращения мешалки, с⁻¹;

d_m – диаметр мешалки, м.

Критерий мощности k_N определяют по графику зависимости от значения критерия Рейнольдса и конструкции мешалки.

Критерий Рейнольдса:

$$Re = \frac{n \rho d_m^2}{\mu}, \quad (5.28)$$

где μ – коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с.

Мощность электропривода мешалки рекомендуется рассчитывать, Вт:

$$N_{\text{э}} = (k_n k_h \sum k_i N + N_{\text{упл}}) / \eta, \quad (5.29)$$

где k_n – коэффициент, учитывающий наличие перегородок (для аппаратов с перегородками равен 1; для аппаратов без перегородок принимают 1,25);

$k_h = (H_{\text{ж}} / D)^{0,5}$ – коэффициент наполнения (уровня жидкости) аппарата;

$H_{жс}$ – высота столба жидкости, м;

D – диаметр аппарата, м;

k_i – коэффициент, учитывающий наличие в сосуде внутренних устройств: при наличии гильзы термопары, трубы передавливания или уровнемера равен 1,1–1,2; при наличии змеевика, размещенного вдоль стенки сосуда, равен 2;

$N_{упл}$ – мощность, затрачиваемая на преодоление трения в уплотнениях вала перемешивающего устройства, Вт;

η – КПД привода мешалки (в пределах 0,85–0,95).

$N_{упл}$ зависит от вида уплотнения вала перемешивающего устройства. При манжетном уплотнении ее определяют:

$$N_{упл} = 0,95 p f_{тр} d_в^2 n, \quad (5.30)$$

где p – избыточное давление в аппарате, Па;

$f_{тр}$ – коэффициент трения (равен 0,08–0,12);

$d_в$ – диаметр вала мешалки, м;

n – частота вращения мешалки, c^{-1} .

При сальниковом уплотнении с мягкой набивкой:

$$N_{упл} = 4 d_в^2 n \delta_n \exp(0,2 h_n / \delta_n^{-1}) f_{тр}, \quad (5.31)$$

где δ_n и h_n – соответственно толщина и высота сальниковой набивки, м:

$$\delta_n = d_в^{0,5}; \quad (5.32)$$

$$h_n = (4 \div 10) \delta_n. \quad (5.33)$$

При торцовых уплотнениях:

$$N_{упл} = 6020 d_в^{1,3}. \quad (5.34)$$

Ориентировочно диаметр вала можно вычислить, м:

Таблица 5.3. Характеристика электроприводов, применяемых в стандартных аппаратах

Номинальный объем аппарата, м ³	Мощность электродвигателя, кВт	Угловая скорость вращения выходного вала, рад/с
0,010	0,25–0,75	2,62–143,00
0,016		
0,025		
0,040	0,75–1,50	2,09
0,063		
0,10		
0,16	0,75–3,00	1,68–143,00
0,25	0,75–5,50	
0,40	0,75–7,50	
0,63	0,75–11,00	1,68–105,00
1,00		
1,25	1,5–15,0	1,31–78,50
1,60		
2,0	1,5–18,5	1,05–78,50
2,5		
3,2		
4,0	1,5–22,0	1,05–78,50
5,0		
6,3	1,5–30,0	0,84–52,40
8,0		
10,0		
12,5	1,5–37,0	0,66–52,40
16,0		
20,0	1,5–45,0	0,52–41,80
25,0		
32,0	3,0–55,0	0,52–33,50
40,0		
50,0	3,0–75,0	0,52–26,20
63,0		
80,0	3,0–90,0	0,52–20,90
100,0		
	3,5–90,0	0,52–20,90
	7,5–110,0	0,52–33,50
	7,5–132,0	0,52–26,20
	11,0–132,0	0,52–20,90

$$d_{\text{в}} = cd_{\text{м}}, \quad (5.35)$$

где C – коэффициент, который зависит от типа мешалки; для турбинной он равен 0,12, для трехлопастной 0,17, а для якорной мешалки соответственно 0,05. Для стандартных аппаратов с мешалками можно использовать электроприводы, указанные в табл. 5.3.

5.8. Центрифуги

Эффективность работы центрифуг характеризуется фактором разделения, который показывает, во сколько раз центробежное ускорение, развиваемое в центрифуге, больше ускорения свободного падения [10].

Различают центрифуги: осадительные (О), фильтрующие (Ф), комбинированные (К) и разделяющие сепараторы (Р). По конструктивному признаку – горизонтальные (Г), вертикальные (В), подвесные с верхним приводом (П) и маятниковые (М); по способу выгрузки осадка – ручная через борт (Б), ручная через днище (Д), саморазгружающаяся – гравитационная (С), ножевая (Н), шнековая (Ш) и вибрационная (В). Цифры за буквенным обозначением характеризуют диаметр барабана и модификацию центрифуги.

Таблица 5.4. Влияние свойств суспензии и осадка на выбор центрифуги [10]

Тип центрифуги	Концентрация суспензии, %	Минимальный размер частиц, мкм	Скорость осаждения, мм/с	ρ , кг/м ³	Осадок			Растворимость твердой фазы		
					зернистый, рыхлый	уплотняющийся, мажущийся	тиксотропный	хорошая	плохая	нерастворимая
ОМД	5–30	1	2–50	50	–		+			
ОГШ	1–40	5	10	200	+	+	–			
ОГН	5–30	1	2–50	50	–		+ –			
ФМБ									+	+
ФМД	5	10	Не регламентируется			+				
ФПД								+		
ФМН	10–40	30			+				Спец.	
ФГН							–			
ФГШ	15–50				–	–				
ФВШ	15–50	150								Спец.
ФГП	20–50								+	

В результате анализа по факторам определяют группу типов и размеров центрифуг для обработки данного продукта (табл. 5.4). Наиболее совершенными по конструкции считают центрифуги со шнековой выгрузкой осадка, затем – с поршневой, далее – саморазгружающиеся, с ножевой и с ручной выгрузкой осадка. Основные характеристики базовых моделей центрифуг непрерывного и периодического действия приведены в табл. 5.4–5.7.

Таблица 5.5. Выбор типоразмера центрифуги по производительности [10]

Производительность		Индекс центрифуги, рекомендуемой к применению
по суспензии, м ³ /ч	по осадку, т/ч	
1...5	0,15...0,5	ОМД-80, ОГШ-35, ФГН-63, ФГН-90, ФМД-80, ФМБ-120, ФМД-120, ФПН-100, ФПД-120
5...15	0,5...3,0	ОГШ-35, ОГШ-50, ОГН-180, ФГН-90, ОГН-90, ФГН-125, ФВШ-35, ½ ФГП-40, ½ ФГП-63
15...25	3...6	ОГШ-5, 20ГН-220, ФГШ-35, ФГШ-40, ФГН-180, ½ ФГП-80
25	6	ОГШ-63, ОГШ-80, ФГН-200, ½ ФГП-120

Таблица 5.6. Характеристика базовых моделей центрифуг типа ОГШ

Параметр	ОГШ-20	ОГШ-35	ОГШ-63	ОГШ-35	ОГШ-50	ОГШ-80	ОГШ-32	ОГШ-80
Диаметр барабана, мм	200	350	630	350	500	800	320	800
L/d	3	2,86	3,76	1,8	1,8	2	1,66	1,63
Максимальная частота вращения ротора, с ⁻¹	100	70,8	43,3	66,6	44,7	27,5	58,3	27,5
Фактор разделения	4000	3540	2400	3140	2000	1200	2200	1220
Расчетная производительность по твердой фазе (осадку), кг/ч	100	500	3000	1000	2000	5000	500	5000

Таблица 5.7. Характеристика базовых моделей маятниковых и подвесных центрифуг типов ФГН и ОГН [10]

Площадь поверхности фильтрации, м ²	Фактор разделения	Максимальная частота вращения барабана, с ⁻¹	Предельная нагрузка, кг	Рабочая вместимость барабана, м ³	Длина барабана, мм	Внутренний диаметр, мм	Параметр
0,66	800	25,0	90	0,045	350	600	ФМБ-60, ОФБ-60
0,70	770	23,7	100	0,045	350	630	ФМБ-63
1,00	700	20,8	180	0,08	1200	800	ФМД-80, ОМД-80
1,90	605	15,8	375	0,25	500	1200	ФМД-120, ОМД-120
2,36	1180	24,0	450	0,30	750	1000	ФПН-100
2,26	620	16,3	450	0,30	600	1200	ФПД-120
0,59	2000	39,8	40	0,04	300	630	ФГН-63, ОГН-63
1,12	1130	25,0	140	0,125	4000	900	ФГН-90, ОГН-90
2,35	716	16,7	400	0,32	600	1250	ФГН-125
4,24	520	12,0	1000	0,85	750	1800	ФГН-180, ОГН-180
5,72	400	10,0	1600	1,25	910	2000	ФГН-200
12,00	445	10,0	3500	2,75	1740	2200	2ФГН-220

Расчет фильтрующей центрифуги

Производительность центрифуги периодического действия по суспензии:

$$V_{c.c.p} = \frac{V_c}{\tau_{\text{ц}}} K_{\text{ц}} = \frac{V_p \varphi}{x_1 \tau_{\text{ц}}} K_n, \quad (5.36)$$

где $V_{c.c.p}$ – средний объем суспензии, отфильтрованной в течение заданного времени (1 цикл), м³/с;

V_c – объем суспензии при загрузке, м³;

$\tau_{\text{ц}}$ – продолжительность полного цикла обработки суспензии, с;

V_p – рабочий объем барабана центрифуги, м³; $K_{\text{ц}}$ – число циклов;

x_1 – отношение объема образовавшегося осадка к объему отфильтрованной суспензии, определяемое экспериментально;

φ – коэффициент заполнения барабана центрифуги осадком;

K_n – коэффициент, учитывающий возрастание сопротивления фильтрующей перегородки при многократном ее использовании; $K_n = 0,8$.

Для малосжимаемых осадков $\varphi = 0,7-0,8$, а для сильносжимаемых осадков его устанавливают экспериментально.

Рабочий объем барабана [10]:

$$V_p = \frac{\pi}{4} (D_{\text{в}}^2 - D_{\text{б}}^2) L, \quad (5.37)$$

где $D_{\text{в}}$ – внутренний диаметр барабана центрифуги, м;

$D_{\text{б}}$ – диаметр борта барабана, м;

L – длина барабана, м.

Продолжительность полного цикла работы фильтрующей центрифуги периодического действия определяют как сумму:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{в}}, \quad (5.38)$$

где τ_{ϕ} – продолжительность фильтрования; включает загрузку и фильтрование жидкости, оставшейся над осадком после прекращения подачи суспензии, с;

τ_{np} , τ_c и τ_v – продолжительность промывки, сушки осадка и вспомогательных операций (разгон, торможение, выгрузка осадка), с; при этом τ_c определяют экспериментально.

Продолжительность вспомогательных операций можно ориентировочно принять по данным каталогов. Например, для центрифуг типа ФГН можно принять $\tau_g = 60\text{--}120$ с (без учета времени на регенерацию); для центрифуг ФПД-120 и ФПН-100 $200\text{--}300$ с. Минимальная длительность полного цикла

$\tau_{u\min} = 600$ с; для ФПС-120 принимают $\tau_g = 125\text{--}200$ с, а $\tau_{u\min} = 230$ с.

Для центрифуг типа ФМ продолжительность разгона и торможения можно принять $200\text{--}300$ с, а выгрузки осадка $300\text{--}900$ с. Допустимое число рабочих циклов – не более четырех за 1 ч.

Наибольшее распространение в промышленности получил режим фильтрования при постоянном расходе суспензии V_c во время загрузки. Расход суспензии в период загрузки промышленной центрифуги определяют, м³/с:

$$V_{c.n} = V_{c.m} F_{\phi.n} / F_{\phi.m}, \quad (5.39)$$

где $V_{c.m}$ – расход суспензии при загрузке модельной центрифуги, м³/с;

$F_{\phi.n}$ и $F_{\phi.m}$ – площади фильтрования промышленной и модельной центрифуг, м².

Объем суспензии, отфильтрованной за цикл:

$$V_c = V_{c.n} \tau_{\phi.m}, \quad (5.40)$$

где $\tau_{\phi.m}$ – продолжительность фильтрования на модельной центрифуге, с.

Если высота слоя осадка $h_{oc.n}$ для промышленной центрифуги отличается от $h_{oc.m}$ на модельной центрифуге, то в этом случае

$$\tau_{\phi.n} = \tau_{\phi.m} \frac{h_{oc.n}}{h_{oc.m}} k_1, \quad (5.41)$$

где k_1 – коэффициент масштабного перехода, значение которого зависит от степени сжимаемости осадка; его принимают в пределах 1,5–2,0.

Высоту слоя осадка в промышленной центрифуге можно рассчитать, мм:

$$h_{oc.n} V_p \varphi / F_{\phi.n} = V_p \varphi / (\pi D_g L). \quad (5.42)$$

Продолжительность промывки и просушки осадка на центрифуге:

$$\tau_{np.n} = \tau_{np.m} \frac{h_{oc.n}}{h_{oc.m}} k_2, \quad (5.43)$$

$$\tau_{c.n} = \tau_{c.m} k_3, \quad (5.44)$$

где k_2 и k_3 – коэффициенты масштабного перехода, принимают соответственно в пределах 1,0–1,5 и 1,0–1,4.

Количество суспензии, подаваемой в промышленную центрифугу:

$$V_{c.n} = V_p \varphi / (x \tau_{\phi.n}). \quad (5.45)$$

При оптимальном расходе суспензии, когда слой жидкости над осадком в конце периода загрузки минимален, скорость фильтрования можно считать постоянной, а продолжительность фильтрования равной продолжительности загрузки. В этом случае уравнение фильтрования в центробежном поле принимает вид:

$$\frac{v_{\phi}}{\tau_{\phi}} = V_{\phi} = \frac{\Delta p_u F_{\phi}}{\mu(r_o h_{oc} + r_{\phi.n})} = \frac{\Delta p_u F_{\phi}}{\mu(r_o \frac{v_{oc}}{F_{\phi}} + r_{\phi.n})}, \quad (5.46)$$

где v_{ϕ} – объем полученного фильтрата, м³;

τ_{ϕ} – время фильтрации;

V_{ϕ} – производительность центрифуги по фильтрату, м³/с;

Δp_u – центробежное давление при фильтровании, Па;

F_{ϕ} – площадь поверхности фильтрования, м²;

μ – динамическая вязкость фильтрата, Па·с;

r_o – удельное объемное сопротивление осадка, м⁻²;

$r_{\phi.n}$ – сопротивление фильтрующей перегородки, м^{-1} ;

V_{oc} – объем осадка в барабане центрифуги, м^3 .

Центробежное давление фильтрования при оптимальном режиме:

$$\Delta p_{ц} = \frac{\rho_{жс} \omega^2 D_{\phi} \varphi}{2F_{\phi}}, \quad (5.47)$$

где $\rho_{жс}$ – плотность жидкой фазы суспензии, $\text{кг}/\text{м}^3$;

ω – угловая скорость вращения барабана центрифуги, $\text{рад}/\text{с}$.

Тогда уравнение фильтрования принимает вид:

$$V_{\phi} = \frac{\rho_{жс} \omega^2 D_{\phi} V_p \varphi F_{\phi}}{2\mu(r_o V_p + r_{\phi.n} F_{\phi})}. \quad (5.48)$$

Количество суспензии, подаваемой в центрифугу:

$$V_c = V_{\phi} (1 - x_1). \quad (5.49)$$

С учетом предыдущей формулы,

$$V_c = \frac{\rho_{жс} \omega^2 D_{\phi} V_p \varphi F_{\phi}}{2\mu((r_o V_p \varphi (1 - x_1) + r_{\phi.n} F_{\phi} (1 - x_1)))}. \quad (5.50)$$

Продолжительность фильтрования:

$$\tau_{\phi} = \frac{2r_{\phi.n} \mu}{\rho_{жс} \omega^2 D_{\phi}} + \frac{\rho_{жс} \omega^2 D_{\phi} V_p \varphi F_{\phi} - 2\mu r_{\phi.n} F_{\phi} V_c}{2\mu r_o x_1 V_{\phi} V_c}. \quad (5.51)$$

Продолжительность промывки осадка:

$$\tau_{np} = \frac{2v_{np.us} V_p \varphi \rho_m (1 - \varepsilon_{oc}) \mu_{np} r_o}{\rho_{жс} \omega^2 D_{\phi} F_{\phi}}, \quad (5.52)$$

где $v_{np.us}$ – удельный объем промывной жидкости на 1 кг твердой фазы, $\text{м}^3/\text{кг}$;

μ_{np} – вязкость промывной жидкости, $\text{Па}\cdot\text{с}$;

ε_{oc} – порозность осадка.

Средняя производительность центрифуги за один цикл по суспензии:

$$V_{c.cp} = V_c \tau_\phi / \tau_\psi . \quad (5.53)$$

Производительность по осадку фильтрующей промышленной центрифуги со шнековой выгрузкой, кг/с:

$$G_{m.n} = G_{m.m} D_{в.н}^3 / D_{в.м}^3 , \quad (5.54)$$

где $G_{m.m}$ – производительность по осадку модельной машины, кг/с;

$D_{в.н}$ и $D_{в.м}$ – соответственно внутренние диаметры барабанов у промышленной и модельной машин, м.

Производительность по осадку центрифуги с пульсирующей выгрузкой:

$$G_m = \psi \pi D_{в.1} h_{oc.1} \rho_m (1 - \varepsilon_{oc}) n_m \Delta l , \quad (5.55)$$

где $D_{в.1}$ – внутренний диаметр барабана первого каскада, м;

ψ – коэффициент прессуемости осадка (для кристаллических материалов он равен 0,5–0,7);

$h_{oc.1}$ – высота слоя осадка на барабане первого каскада, м;

ρ_m – плотность твердой фазы, кг/м³;

n_m – число двойных ходов толкателя, с⁻¹;

Δl – длина хода толкателя, м.

Для центрифуг общего назначения $\Delta l_{max} = 0,08 L_1$, а число двойных ходов толкателя равно 0,4 и 0,75 с⁻¹.

Расчет отстойной центрифуги

Расход суспензии отстойной центрифуги рассчитывают, м³/с [10]:

$$V_c = \pi D_{cp} l \omega_o F_{rcp} \eta_\psi , \quad (5.56)$$

где D_{cp} – средний диаметр сечения потока жидкости в барабане, м;

l – длина пути осаждения, м;

F_{rcp} – фактор разделения, рассчитанный по среднему диаметру;

$\eta_{\text{э}}$ – коэффициент эффективности разделения. Для центрифуг периодического действия он равен 0,35–0,40, для центрифуг непрерывного действия (типа ОГШ) 0,20–0,25.

ω_o – скорость свободного гравитационного осаждения твердых частиц с размером, равным заданной крупности разделения δ_k .

Средний диаметр потока жидкости в барабане центрифуги:

$$D_{cp} = (D_e + D_{\delta}) / 2, \quad (5.57)$$

где D_e – внутренний диаметр барабана центрифуги, м;

D_{δ} – диаметр отверстия для слива жидкости, м.

Для центрифуг типа ОГШ, имеющих цилиндроконический барабан, длину пути осаждения принимают равной длине цилиндрической части барабана ($l = L_u$); для центрифуг типа ОМ, ОП, ОГ — длине барабана ($l = L$).

Фактор разделения, соответствующий среднему диаметру,

$$F_{rcp} = \frac{\omega^2 D_{cp}}{2g} = \frac{2\pi^2 n^2 D_{cp}}{g}, \quad (5.58)$$

где n – частота вращения ротора центрифуги, с^{-1} .

Критерий Архимеда при заданной крупности разделения:

$$Ar = \frac{\delta_k^3 (\rho_m - \rho_{жс}) \rho_{жс} g}{\mu}, \quad (5.59)$$

где δ_k – размер частицы, равный заданной крупности разделения, м;

ρ_m и $\rho_{жс}$ – соответственно плотность твердой и жидкой фаз, кг/м^3 ;

μ – вязкость жидкости, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Скорость осаждения ω_o рассчитывают по критерию Лященко:

$$Ly = \frac{\omega_o^3 \rho_{жс}^3}{\mu (\rho_m - \rho_{жс}) g}. \quad (5.60)$$

Для практических расчетов при значении $Ar < 30$ скорость осаждения может быть вычислена по формуле Стокса:

$$\omega_o = \frac{\delta_k^2 (\rho_m - \rho_{ж}) g}{18\mu}. \quad (5.61)$$

Заключительным этапом расчета центрифуг типа ОГШ является проверка пропускной способности по осадку. Максимальная пропускная способность по твердой фазе $G_{m.max}$ приводится в технической характеристике центрифуги.

Производительность осадительной центрифуги по твердой фазе:

$$G_m = V_c \rho_c x_m, \quad (5.62)$$

где V_c – расчетная производительность центрифуги по суспензии, м³/с;

ρ_c – плотность суспензии, кг/м³;

x_m – массовая концентрация твердой фазы.

Плотность суспензии:

$$\rho_c = \frac{\rho_m \rho_{ж}}{\rho_m - x_m (\rho_m - \rho_{ж})}. \quad (5.63)$$

Рабочая производительность по твердой фазе в зависимости от плотности:

$$G_{m.p} = (0,5 \div 0,8) G_{m.max}. \quad (5.64)$$

Если $G_m > G_{m.p}$, то производительность центрифуги по суспензии определяют исходя из рабочей производительности по осадку:

$$V_c = G_{m.p} / (\rho_c x_m). \quad (5.65)$$

Коэффициент заполнения барабана при расчете производительности отстойной центрифуги периодического действия принимают 0,5–0,6.

Продолжительность полного цикла разделения суспензии в отстойной центрифуге периодического действия:

$$\tau_u = \tau_z + \tau_{om} + \tau_v, \quad (5.66)$$

где τ_z – продолжительность подачи суспензии в центрифугу, с;

τ_{om} – продолжительность отсоса жидкости, оставшейся над осадком, с;

$\tau_в$ – продолжительность вспомогательных операций, с.

Значения $\tau_{от}$ и $\tau_в$ могут быть взяты из каталога. Например, для центрифуг типа ОГН их принимают соответственно 60–120 с и 120–140 с.

Продолжительность подачи суспензии:

$$\tau_з = V_p \varphi / (V_c x_1). \quad (5.67)$$

Если производительность центрифуги определять по заданному значению относительного уноса твердой фазы, задача решается методом моделирования по результатам разделения суспензии на модельном аппарате. При значении фактора разделения, как у промышленной центрифуги, находят зависимость относительного уноса твердой фазы $X_{ун}$ от степени осветления:

$$B_m = \frac{V_{с.м}}{\pi D_{в.н} l_m F_r}, \quad (5.68)$$

где $V_{с.м}$ – расход суспензии в модельной машине, м³/с;

F_r – фактор разделения (по внутреннему диаметру барабана);

l_m – длина пути осаждения, м.

По зависимости $x_{ун} = f(B_m)$ находят значение степени осветления B_m , обеспечивающее заданное значение $X_{ун}$.

Производительность промышленной центрифуги по суспензии:

$$V_{с.н} = \pi D_{в.н} l_n F_r B_m. \quad (5.69)$$

5.9. Оборудование для сушки микробных суспензий

Малотоннажные производства, выпускающие до 3,5 т продукта в час, целесообразно укомплектовывать серийными аппаратами и установками, а крупные производства требуют индивидуальных разработок с учетом особенностей продукта и производства.

Расчет и выбор распылительной сушилки

Сводные характеристики сушильных установок, применяемых в микробиологической промышленности, приведены в табл. 5.8 [9]. Распылительную сушилку подбирают по расходу испаренной влаги W , т/ч:

$$W = G_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k} \right), \quad (5.70)$$

где G_n – массовый расход исходного влажного материала, кг/с.

Таблица 5.8. Технические характеристики распылительных сушилок

Условное обозначение	Производительность по испаренной влаге, т/ч	Расход теплоносителя, т/ч	Габаритные размеры		Количество циклонов газоочистки *	Диаметр циклона выгрузки продукта, мм	Установочная мощность оборудования, кВт
			диаметр	высота			
Тип ЖТ							
ЖТ5-01РЦ8-300ВК-11	3,5...6	54,5	10256	15660	4	700	380
ЖТ6-02РЦ8-300ВК-21	До 6	54,5	10256	15660	4	700	380
ЖТ5-01РЦ10-550ВК-11	7...12	109	12556	18175	8	1000	600
ЖТ5-02РЦ10-550ВК-21	До 12	109	12556	18175	8	1000	600
ЖТ5-01РЦ12,5-1100ВК-11	10...17	157	14456	22370	12	1200	935
ЖТ5-01РЦ12,5-1500ВК-11	15...25	233	14456	25401	16	1400	1260
ЖТ6-02РЦ12,5-1500ВК-21	До 30	233	14456	26700	16	1400	1260
Тип ЖВ и ПВ							
ПВ2-01РЦ8-300ВК-21	1,2	52	10256	14320	4	700	235
ЖВ3-01РЦ8-300ВК-11	3,5	47,5	10526	15490	4	700	412
ЖВ3-01РЦ8-400ВК-11	3,76	79	10206	16315	6	700	518
ЖВ3-01РЦ10-550ВК-11	7	95	12256	17935	8	1000	655
ЖВ3-01РЦ12,5-1100ВК-11	10	150	14500	21640	12	1200	932
ЖВ3-01РЦ12,5-1500ВК-11	15	200	14500	24620	16	1400	1320
* В системе газоочистки применяют циклоны СКЦН-34 диаметром 1700 мм.							

При этом X_H и X_K – массовое содержание сухих веществ во влажном материале и высушенном продукте, кг/кг.

Расход сушильного агента определяют из теплового баланса камеры [9]:

$$Q_{\text{воз}} = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пот}} + Q_n, \quad (5.71)$$

где $Q_{\text{воз}}$ – теплота, вносимая сушильным агентом, кДж;

$Q_{\text{исп}}$ – теплота на испарение влаги, кДж;

$Q_{\text{пот}}$ – потери теплоты в окружающую среду, кДж;

Q_n – теплота, выносимая высушенным продуктом, кДж.

$$Q_{\text{воз}} = L(I_1 - I_2), \quad (5.72)$$

где L – массовый расход воздуха за 1 секунду, в килограммах;

I_1 и I_2 – энтальпии воздуха на входе в сушильную камеру и выходе из нее соответственно, Дж/кг.

$$I_1 = c_{\text{воз}} t_{1\text{воз}} + d_1 (r + c_{\text{вн}} t_{1\text{воз}}); \quad (5.73)$$

$$I_2 = c_{\text{воз}} t_{2\text{воз}} + d_2 (r + c_{\text{вн}} t_{2\text{воз}}), \quad (5.74)$$

где $c_{\text{воз}}$ – теплоемкость воздуха, кДж/(кг · град);

$t_{1\text{воз}}$, $t_{2\text{воз}}$ – начальная и конечная температуры воздуха, К;

r – теплота парообразования влаги, кДж/кг;

d_1 , d_2 – соответственно начальное и конечное влагосодержание воздуха, кг/кг.

$$Q_{\text{исп}} = W(r + c_{\text{в1}} t_{1\text{воз}}) - W c_{\text{вн}} t_n, \quad (5.75)$$

где W – масса удаляемой влаги, кг; $c_{\text{в1}}$ и $c_{\text{вн}}$ – соответственно теплоемкость воды при начальной температуре воздуха $t_{1\text{воз}}$ и теплоемкость воды при начальной температуре материала t_n , поступающего в сушилку, кДж/(кг · град).

$$Q_n = G_K c_K t_K - G_H c_H t_H, \quad (5.76)$$

где G_K , G_H – соответственно масса высушенного (сухого) продукта и сырого материала, поступающего на сушку, кг;

C_K , C_H – соответственно теплоемкость высушенного продукта (на выходе) и материала на входе в сушилку, кДж/(кг · град);

t_H , t_K – соответственно начальная температура материала, поступающего на сушку (на входе), и конечная температура продукта на выходе из сушилки, в градусах Кельвина.

После совместного решения уравнений материального и теплового баланса расход сушильного агента определяют, кг/с:

$$L = \frac{Q_n + Q_{исп}}{c_{\text{воз}}(t_{1\text{воз}} - t_{2\text{воз}}) + d_1 c_{\text{в1}}(t_{1\text{воз}} - t_{2\text{воз}})} \quad (5.77)$$

С учетом потерь теплоты расход сушильного агента

$$L = \frac{(Q_n + Q_{исп})(1 + \delta)}{(c_{\text{воз}} + d_1 c_{\text{в1}})(t_{1\text{воз}} - t_{2\text{воз}})}, \quad (5.78)$$

где δ – доля потерь; принимают $\delta = 0,05-0,10$.

Удельный расход сушильного агента, кг/кг:

$$l = \frac{L}{W} \left(\frac{x_H c_K (t_K - t_H)}{x_K - x_H} + r + c_{\text{в1}} t_{2\text{воз}} - c_{\text{вн}} t_H \right) / (c_{\text{воз}} + d_1 c_{\text{в1}})(t_{1\text{воз}} - t_{2\text{воз}}). \quad (5.79)$$

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Разговоров, П.Б. Технологическое оборудование отрасли: расчеты в масложировых производствах: учеб. пособие / П.Б.Разговоров, В.К. Горшков; Иван. гос. хим. технол. ун-т. Иваново, 2009. 48 с.
2. Биоинженерия: методическое пособие к расчетным занятиям для студентов факультета промышленной технологии лекарств / сост. О.А. Алексинцева. СПб.: Изд-во СПб. гос. хим.-фарм. акад., 2002. 40 с.
3. Громова, Н.Ю. Технология синтеза и биосинтеза биологически активных веществ: учеб. пособие / Н.Ю. Громова, Ю.Ю. Косивцов, Э.М. Сульман. Тверь: Изд-во Тверского гос. тех. ун-та, 2006. 84 с.
4. Нормы технологического проектирования предприятий спиртовой промышленности / И.М. Григор, Л.И. Орлова, Р.О. Борки [и др.]. Служба противопожарных и аварийно-спасательных работ (СПАСР) МВД РФ. 1993. Вып. 61. С. 24–27.
5. Ермолова, Г.А. Технология и оборудование производства пива и безалкогольных напитков / Г.А. Ермолова, Р.А. Колчева. М.: Академия, 2000. 416 с.
6. Периодические процессы нагревания, охлаждения и концентрирования жидких сред: методические указания для курсового проектирования / сост.: П.П. Дерко, Л.С. Мазур. СПб.: Изд-во СПб. гос. хим.-фарм. акад., 1999. 416 с.
7. Романков, П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи): учеб. пособие для вузов / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов. СПб.: Химия, 1993. 496 с.
8. Соколов, В.Н. Машины и аппараты химических производств: учебник для вузов / В.Н. Соколов, О.М. Флисюк; под ред. В.Н. Соколова. СПб.: Политехника, 1992. 327 с.
9. Белоусов, А.М. Основы проектирования предприятий биотехнологической и бродильной промышленности. Нормы пожарной безопасности и промышленное строительство: учеб. пособие / А.М. Белоусов, М.А. Ленский. Бийск: Изд-во Алтайского гос. техн. ун-та, 2005. 189 с.
10. Сушкова, В.И. Безотходная конверсия растительного сырья в биологически активные вещества / В.И. Сушкова, Г.И. Воробьева. Киров, 2007. 204 с.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
К ПРОЕКТИРОВАНИЮ И РАСЧЕТАМ ОБОРУДОВАНИЯ
БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Составители: **Разговоров** Павел Борисович
Головашова Елена Сергеевна

Редактор О.А. Соловьева

Подписано в печать 20.12.2016. Формат 60×84 ¹/₁₆. Бумага писчая.

Усл. печ. л. 3,72. Тираж 50 экз. Заказ

ФГБОУ ВО «Ивановский государственный
химико-технологический университет»

153000, г. Иваново, Шереметевский пр., 7