663
Р24

Учреждение образования
«БЕЛОРУССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНЫХ И ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ. РАСЧЕТ И ПОДБОР ОБОРУДОВАНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

**Учебно-методическое пособие
к курсовому и дипломному проектированию
для студентов дневного и заочного обучения
специальностей 1-48 02 01 «Биотехнология»
и 1-57 01 03 «Биоэкология»**

Чы[illegible]я зала № 1

БІБЛІЯТЭКА
Беларускага дзяржаўнага
тэхналагічнага універсітэта

Минск 2004

УДК 663.1
Р 24

Рассмотрено и рекомендовано к изданию редакционно-издательским советом университета

Составители:
Н.С. Ручай, Р.М. Маркевич

Рецензенты:
ведущий научный сотрудник УП «ЛОТИОС» *В.М. Шкут*;
доцент кафедры МиАХСП БГТУ *В.Н. Павлечко*

Расчет материальных и тепловых балансов. Расчет и подбор
Р 24 **оборудования биотехнологических производств**: Учебно-методическое пособие к курсовому и дипломному проектированию для студентов дневного и заочного обучения специальностей 1 - 48 02 01 «Биотехнология» и 1 - 57 01 03 «Биоэкология» / Сост. Н.С. Ручай, Р.М. Маркевич. – Мн.: БГТУ, 2004.

ISBN 985-434-282-4

Представлены методики и примеры инженерно-технических расчетов при проектировании асептических и нестерильных биотехнологических производств, а также информационные материалы по типовому оборудованию биотехнологических производств.

УДК 663.1

ISBN 985-434-282-4

© Учреждение образования «Белорусский государственный технологический университет», 2004

ВВЕДЕНИЕ

Выполнение курсового и дипломного проектов имеет своей целью закрепить и систематизировать теоретические и практические знания, полученные в университете и на производственной практике; приобрести опыт самостоятельного творческого применения полученных знаний в инженерно-технических расчетах и технологических решениях; приобрести навыки проектирования предприятий на основе использования новейших достижений технологии и техники биотехнологических производств.

Процесс проектирования требует обработки большого объема информации, которая рассредоточена в различного рода литературе и в связи с этим трудно доступна для студентов. Настоящее пособие включает методические и информационные материалы для выполнения инженерно-технических расчетов в проектах по наиболее перспективным биотехнологическим производствам и призвано оказать практическую помощь студентам в разработке курсовых и дипломных проектов.

В пособии приведены примеры расчетов материальных балансов получения важнейших продуктов микробного синтеза в асептических и нестерильных производствах, представлены методики расчета тепловых балансов основных производственных процессов. Продемонстрированы требования к расчету числа единиц различных видов оборудования, а также приведены примеры подробного расчета отдельных аппаратов и их элементов.

Работу студентов над проектом облегчит приведенная в пособии информация о технических характеристиках наиболее широко применяемых в проектах аппаратов и установок.

1. СОДЕРЖАНИЕ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ

1.1. Введение

Во введении приводятся общая характеристика развития профиля биотехнологической отрасли, к которому относится проектируемое предприятие, значение и перспективы развития отрасли. Отражается потребность в производимой продукции и степень ее удовлетворения на современном этапе. На основании изложенного материала делается вывод о целесообразности строительства проектируемого предприятия.

1.2. Выбор и обоснование места строительства

При выборе места строительства предприятия учитывают следующие основные факторы.

1. Сырьевая база. Предприятие располагается в районе, позволяющем удовлетворить потребности предприятия в сырье с минимальными затратами на его транспортировку.

2. Пути сообщения. Район строительства предприятия должен находиться вблизи магистральных железнодорожных и речных путей, автомагистралей, связывающих предприятие с поставщиками сырья, материалов, а также с потребителями готовой продукции.

3. Обеспеченность основными ресурсами. Предприятие располагается с учетом наличия источников электроснабжения, энергетических объектов, водных ресурсов.

Населенный пункт, в районе которого проектируется строительство предприятия, а также прилегающие к нему районы должны обеспечить предприятие рабочей силой.

4. Сбыт продукции. Предприятие проектируют с учетом расположения основных потребителей продукции, обеспечивающих возможность реализации продукции с минимальными затратами.

На основании указанных факторов обосновывается место строительства предприятия, приводятся данные об источниках и способах обеспечения завода сырьем, химикатами, топливом и другими основными материальными ресурсами с краткой характеристикой баз снабжения. Приводятся сведения о возможных кооперативных связях с другими предприятиями, подтверждается возможность обеспечения проектируемого предприятия рабочей силой, дается общее описание климатических условий района строительства и т. д.

1.3. Теоретические основы процесса

Излагаются современные теоретические представления об основных технологических процессах, наиболее важных и характерных для проектируемого предприятия.

Целесообразно подробно рассмотреть теоретические основы технологического процесса цеха или отделения, детальная разработка которого предусмотрена заданием на проектирование.

Основные теоретические положения технологических процессов приводятся в виде графиков, диаграмм, химических реакций, механизмов химических превращений на отдельном листе формата А1, который входит в графическую часть проекта.

1.4. Научно-исследовательская часть проекта

В разделе «Аналитический обзор» приводится анализ литературных данных об исследуемом процессе, обосновывается выбранное направление и определяется цель исследований. Раздел «Экспериментальная часть» должен включать методику выполнения экспериментов, результаты исследований и их обсуждение.

1.5. Технологическая часть

1.5.1. Выбор и обоснование технологической схемы

Выбор технологической схемы производства в значительной степени определяет технико-экономические показатели проектируемого предприятия, а также отражает способность автора проекта дать критическую оценку существующим технологическим решениям и обосновать выбор принятой в проекте технологии.

В разделе приводятся характеристика перерабатываемого сырья, номенклатура и характеристика выпускаемой продукции со ссылками на ГОСТ или ТУ. Дается анализ достоинств и недостатков существующих вариантов технологического оформления всех основных производственных процессов и обоснование принятых технологических решений на основе опыта работы передовых предприятий отрасли, а также принятых к внедрению новых научно-технических и конструкторских разработок.

Особого внимания заслуживают те прогрессивные технические решения, которые обеспечивают создание энергосберегающей и малоотходной технологии производства, бессточных систем водопотребления.

При подготовке раздела необходимо использовать материалы из отраслевых и научно-технических журналов, а также информацию о внедрении новой технологии и техники на предприятиях отрасли, собранную в период производственной практики.

1.5.2. Описание технологической схемы

На основании анализа современной технологии составляется технологическая схема производства, которая выполняется графически с указанием всех материальных потоков.

Производится описание технологической схемы со ссылками на позиции аппаратов и характеристикой параметров процессов, протекающих в них. Дается также описание вспомогательных производств (получение чистой культуры, растворов питательных солей и т. п.), указываются пути использования отходов производства.

1.5.3. Расчет материально-тепловых балансов

Выполняется на основании исходных данных, принятых автором проекта в соответствии с нормами технологического проектирования предприятий, которые приводятся в начале настоящего раздела. Допускается внесение обоснованных изменений в нормативные показатели, подтвержденных ссылкой на соответствующие документы или на опыт работы передового предприятия отрасли.

Расчеты производятся в виде суточных или часовых балансов. Результаты расчетов сводятся в таблицы (приход и расход материальных потоков) по технологическим отделениям производства. Расхождение баланса между статьями прихода и расхода не должно превышать 1%.

1.5.4. Расчет и подбор оборудования

На основе данных материальных расчетов и технических характеристик типовых аппаратов и машин производится расчет и подбор технологического оборудования. При расчете устанавливаются необходимая производительность оборудования, число аппаратов и их габаритные размеры, определяются поверхность теплопередачи, число тарелок и т. д.

При подборе оборудования необходимо учитывать требования современной технологии к конструкции оборудования, опыт использования аппаратов в промышленности, а также имеющиеся рекомендации по использованию новейших проектно-конструкторских разработок, апробированных на предприятиях отрасли.

По согласованию с руководителем проекта для одного из основных технологических аппаратов проектируемого производства выполняется подробный конструкционный расчет.

Подбор типового оборудования производится по каталогам и справочникам. Раздел завершается сводной ведомостью оборудования.

1.5.5. Контроль производства

Приводятся методы контроля качества готовой продукции, полупродуктов, а также основных параметров технологического процесса на всех его стадиях. Дается общая характеристика служб контроля производства, предусмотренных на проектируемом предприятии (ОТК, ЦЗЛ, цеховые лаборатории), их задачи и функции.

Схема химико-технического и микробиологического контроля производства приводится в виде таблицы, в которой указываются контролируемая стадия производства, параметры, подлежащие контролю, частота снятия показателей, нормативная величина контролируемых параметров и должность работника предприятия, осуществляющего контроль.

Все разделы общезаводской части дипломного проекта выполняются в соответствии с требованиями методических указаний соответствующих специальных кафедр.

1.6. Выводы

Даются общая оценка выполненного проекта, его особенности и технико-экономическая эффективность проектируемого производства, подтверждающая целесообразность строительства предприятия.

2. МАТЕРИАЛЬНО-ТЕПЛОВЫЕ БАЛАНСЫ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

2.1. Производство аминокислот

2.1.1. Материальный баланс

Расчет материального баланса рассмотрен на примере производства кормового концентрата лизина (ККЛ). Для выполнения расчетов необходимо составить и согласовать с руководителем проекта исходные данные.

1. Производственная мощность предприятия – 5,8 тыс. т монохлоргидрата лизина в год.
2. Время работы оборудования в году – 345 дней.
3. Продуктивность культуры (содержание лизина в культуральной жидкости (КЖ)) – 40 кг/м^3.
4. Объем ферментатора – 100 м^3.
5. Продолжительность ферментации – 60 ч.
6. Оборот ферментатора – 78 ч.
7. Коэффициент заполнения ферментатора – 0,7.
8. Объем исходной питательной среды (ИПС) – 40 м^3, в том числе посевного материала – 5 м^3.
10. Состав исходной питательной среды, кг/м^3:
    меласса – 170;
    кислотный гидролизат кормовых дрожжей – 20 (в расчете на товарные кормовые дрожжи);
    хлорид аммония – 5;
    двухзамещенный фосфат калия – 0,5;
    пропинол Б-400 – 1,0;
    вода (конденсат ВВУ) – остальное.
11. Состав подпитки, кг/м^3:
    меласса – 400;
    кислотный гидролизат кормовых дрожжей – 15 (в расчете на товарные кормовые дрожжи);
    хлорид аммония – 12;
    двухзамещенный фосфат калия – 0,3;
    аммиачная вода – 6,5 (в расчете на аммиак);
    пропинол Б-400 – 1,0;
    вода (конденсат ВВУ) – остальное.
12. Расход бисульфита натрия – 1 кг на 1 м^3 КЖ.

13. Расход 27,5 %-ной соляной кислоты – 50 л на 1 м^3 КЖ.
14. Испарение и каплеунос при ферментации – 8 % от КЖ.
15. Потери лизина в производстве на технологических стадиях, %:
    стабилизации и подкисления КЖ – 2;
    упаривания КЖ – 6;
    сушки концентрата – 4 (потери при сушке принимаются в зависимости от типа сушилки);
    упаковки продукта – 1.

Объем производства монохлоргидрата лизина составляет 5800 т в год, или

$$5800 : 345 = 16{,}81 \text{ т/сут.}$$

Необходимо получить лизина на стадии ферментации с учетом производственных потерь

$$\frac{16{,}81 \times 146{,}19}{0{,}99 \times 0{,}96 \times 0{,}94 \times 0{,}98 \times 182{,}64} = 15{,}37 \text{ т/сут.},$$

где 0,99; 0,96; 0,94; 0,98 – коэффициенты, учитывающие потери лизина на технологических стадиях;

146,19 – молекулярная масса лизина;

182,64 – молекулярная масса монохлоргидрата лизина.

Количество КЖ, получаемой с одной операции по биосинтезу лизина, с учетом испарения жидкости и каплеуноса в процессе ферментации составит

$$70 \times (1 - 0{,}08) = 64{,}4 \text{ м}^3,$$

где 70 – общий объем ИПС и подпитки, м^3.

Количество лизина в КЖ с одной операции

$$64{,}4 \times 40 = 2576 \text{ кг},$$

где 40 – содержание лизина в КЖ, кг/м^3.

Требуемое число операций за сутки (число сливов КЖ)

$$15{,}37 \times 10^3 : 2576 = 6.$$

Ферментация

Расчет потребности производства в компонентах питательных сред производят на одну операцию по биосинтезу лизина (на одну загрузку ферментатора) исходя из прописи среды.

Для приготовления исходной питательной среды объемом 40 м^3 требуется:

– мелассы

$$40 \times 170 = 6800 \text{ кг},$$

или

$$6800 : 1300 = 5{,}2 \text{ м}^3,$$

где 1300 – плотность мелассы, кг/м^3;

– кормовых дрожжей

$$40 \times 20 = 800 \text{ кг},$$

или нейтрализованного кислотного гидролизата кормовых дрожжей

$$(800 + 800 \times 4) : 1020 = 3{,}9 \text{ м}^3,$$

где 4 – гидромодуль обработки дрожжевой массы по нейтрализованному гидролизату;

1020 – плотность нейтрализованного гидролизата, кг/м^3;

– хлорида аммония

$$40 \times 5 = 200 \text{ кг},$$

или

$$200 : 1526 = 0{,}13 \text{ м}^3,$$

где 1526 – плотность хлорида аммония, кг/м^3;

– двухзамещенного фосфата калия

$$40 \times 0{,}5 = 20 \text{ кг},$$

или

$$20 : 2340 = 0{,}0085 \text{ м}^3,$$

где 2340 – плотность фосфата калия, кг/м^3;

– пропинола Б-400

$$40 \times 1{,}0 = 40 \text{ кг},$$

или

$$40 : 990 = 0{,}04 \text{ м}^3,$$

где 990 – плотность пропинола Б-400, кг/м^3.

Для корректировки pH исходной питательной среды требуется 1 м^3 аммиачной воды (22 % аммиака),

или $1 \times 916 = 916$ кг,

где 916 – плотность аммиачной воды, кг/м^3.

Общий объем всех компонентов с учетом посевного материала составит

$$5{,}0 + 5{,}2 + 3{,}9 + 0{,}13 + 0{,}0085 + 0{,}04 + 1{,}0 = 15{,}3 \text{ м}^3.$$

Количество воды (конденсата ВВУ) для приготовления среды

$$40 - 15{,}3 = 24{,}7 \text{ м}^3.$$

Для приготовления подпитки объемом 30 м^3 требуется:

– мелассы

$$30 \times 400 = 12\,000 \text{ кг},$$

или

$$12\,000 : 1300 = 9{,}2 \text{ м}^3;$$

– кормовых дрожжей

$$30 \times 15 = 450 \text{ кг},$$

или нейтрализованного гидролизата кормовых дрожжей

$$(450 + 450 \times 4) : 1020 = 2{,}2 \text{ м}^3;$$

– хлорида аммония

$$30 \times 12 = 360 \text{ кг},$$

или

$$360 : 1526 = 0{,}24 \text{ м}^3;$$

– двухзамещенного фосфата калия

$$30 \times 0{,}3 = 9 \text{ кг},$$

или

$$9 : 2340 = 0{,}004 \text{ м}^3;$$

– аммиачной воды

$$30 \times 6{,}5 \times 100 : 22 = 866 \text{ кг},$$

или

$$866 : 916 = 0{,}96 \text{ м}^3,$$

где 22 – содержание аммиака в аммиачной воде, %;

916 – плотность аммиачной воды, кг/м^3.

– пропинола Б-400

$$30 \times 1{,}0 = 30 \text{ кг},$$

или

$$30 : 990 = 0{,}03 \text{ м}^3.$$

Общий объем всех компонентов

$$9{,}2 + 2{,}2 + 0{,}24 + 0{,}004 + 0{,}96 + 0{,}03 = 12{,}7 \text{ м}^3.$$

Количество воды (конденсата ВВУ) составит

$$30 - 12{,}7 = 17{,}3 \text{ м}^3.$$

Полученные данные сводят в табл. 1. Суточный расход компонентов определяют исходя из потребности в них на одну операцию и числа операций (сливов КЖ) за сутки.

Таблица 1

Материальный баланс процесса ферментации

Наименование компонентов	Количество на одну операцию		Количество за сутки	
	по массе, кг	по объему, м^3	по массе, т	по объему, м^3
1	2	3	4	5
Приход				
Исходная питательная среда:				
– меласса	6800	5,2	40,8	31,2
– нейтрализованный гидролизат кормовых дрожжей	4000	3,9	24,0	24,3
– хлорид аммония	200	0,13	1,2	0,78
– двухзамещенный фосфат калия	20	0,0085	0,12	0,051
– пропинол Б-400	40	0,04	0,24	0,24

Окончание табл. 1

1	2	3	4	5
– аммиачная вода	916	1,0	5,5	6,0
– вода (конденсат ВВУ)	24700	24,7	148,2	148,2
– посевной материал	4762*	5,0	28,6	30,0
Всего	41438	40,0	248,6	240,0
Подпитка:				
– меласса	12000	9,2	72,0	55,2
– нейтрализованный гидролизат кормовых дрожжей	2250	2,2	13,5	13,2
– хлорид аммония	360	0,24	2,16	1,44
– двухзамещенный фосфат калия	9	0,004	0,054	0,024
– аммиачная вода	886	0,96	5,3	5,76
– пропинол Б-400	30	0,03	0,18	0,18
– вода (конденсат ВВУ)	173000	17,3	103,8	103,8
Всего	32835	30,0	197,0	180,0
Итого	74273	70,0	445,6	420,0
Расход				
Жидкость на испарение и каплеунос	6013	5,6	36,1	33,6
Культуральная жидкость	68260	64,4	409,5	386,4
Итого	74273	70	445,6	420,0

* Плотность суспензии посевного материала 1050 кг/м^3.

Из приведенного в таблице материального баланса следует, что плотность ферментационной среды составит в среднем

$$74\,273 : 70 = 1060 \text{ кг/м}^3.$$

В том случае, если состав питательной среды задан в % мас., вначале определяют среднюю плотность среды ($\rho_{ср}$):

$$\rho_{ср} = c_1 \times \rho_1 + c_2 \times \rho_2 + c_3 \times \rho_3 + \ldots\ldots + c_n \times \rho_n,$$

где $c_1, c_2, \ldots, c_n$ – массовая доля соответствующих компонентов среды;

$\rho_1, \rho_2, \ldots\ldots, \rho_n$ – плотность компонентов, кг/м^3.

Затем определяют массу исходной питательной среды и подпитки и рассчитывают количество каждого компонента, исходя из его концентрации в среде по прописи аналогично приведенному выше расчету.

Расчет потребности в компонентах питательной среды для получения посевного материала производят таким же образом, как и для рабочей ферментационной среды. Количество посевного материала составляет 5÷10 % от общего объема питательной среды в ферментаторе.

Учитывая потери питательной среды в процессе ее подготовки и передачи на ферментацию, а также расход ее на нестерильные операции, общую потребность в среде увеличивают на 20 % от расчетной.

Стабилизация и подкисление КЖ

На стабилизацию поступает из ферментатора 64,4 м^3,

или $64,4 : 1,06 = 68,26$ т КЖ,

содержащей 2576 кг лизина.

Содержание сухих веществ в КЖ 14 %,

или $68,26 \times 0,14 = 9,56$ т.

Расход бисульфита натрия на стабилизацию КЖ составит

$$64,4 \times 0,1 = 6,44 \text{ кг}.$$

В виде 25 %-ного раствора количество бисульфита

$$64,4 : 0,25 = 258 \text{ кг},$$

или $258 : 1120 = 0,23$ м^3,

где 1120 – плотность 25 %-ного раствора бисульфита натрия, кг/м^3.

Количество 27,5 %-ной соляной кислоты для подкисления КЖ

$$64,4 \times 50 = 3220 \text{ л} = 3,22 \text{ м}^3,$$

или $3,22 \times 1,136 = 3,66$ т,

где 1,136 – плотность 27,5 %-ного раствора соляной кислоты.

При взаимодействии с компонентами КЖ соляная кислота образует сухих веществ

$$3,22 \times 1,136 \times 0,275 = 1,0 \text{ т}.$$

Количество сухих веществ КЖ

$$9,56 + 1,0 + 0,064 = 10,62 \text{ т},$$

что составляет 15,6 % от КЖ.

Количество КЖ после стабилизации и подкисления

$$64,4 + 0,23 + 3,22 = 67,8 \text{ м}^3,$$

или $68,26 + 0,258 + 3,66 = 72,18$ т.

В результате подкисления КЖ образуется монохлоргидрат лизина, количество которого с учетом потерь в процессе стабилизации составит

$$2576 \times 0{,}98 \times 182{,}64 : 146{,}19 = 3154 \text{ кг},$$

где 182,64 и 146,19 – молекулярные массы монохлоргидрата лизина и лизина соответственно.

Упаривание КЖ

КЖ упаривается до концентрации сухих веществ 45 %. Количество упаренной КЖ (УКЖ) составит

$$10{,}62 : 0{,}45 = 23{,}60 \text{ т}.$$

Требуется испарить влаги

$$72{,}18 - 23{,}60 = 48{,}58 \text{ т}.$$

Количество монохлоргидрата лизина с учетом потерь при упаривании КЖ

$$3154 \times 0{,}94 = 2965 \text{ кг}.$$

Содержание монохлоргидрата лизина в УКЖ

$$2965 \times 100 : 23{,}6 \times 10^3 = 12{,}6 \text{ %}.$$

Сушка упаренной КЖ

УКЖ поступает на сушку после смешения с отрубями (влажность 15 %) в соотношении 1 : 1 по массе. Количество смеси

$$23{,}60 + 23{,}60 = 47{,}20 \text{ т}.$$

Влажность смеси отрубей и УКЖ

$$0{,}5 \times 15 + 0{,}5 \times 55 = 35 \text{ %}.$$

Количество сухих веществ в смеси

$$47{,}20 \times (1 - 0{,}35) = 30{,}68 \text{ т}.$$

Количество кормового концентрата лизина (ККЛ) с влажностью 8 %

$$30{,}68 : 0{,}92 = 33{,}35 \text{ т}.$$

Требуется испарить влаги при сушке смеси

$$47{,}20 - 33{,}35 = 13{,}85 \text{ т}.$$

Количество монохлоргидрата лизина с учетом потерь при сушке

$$2965 \times 0{,}96 = 2846 \text{ кг}.$$

Содержание монохлоргидрата лизина в товарном продукте

$$2846 \times 100 : 33{,}35 \times 10^3 = 8{,}5 \text{ %}.$$

Количество товарного ККЛ с учетом потерь при упаковке

$$33{,}35 \times 0{,}99 = 33{,}02 \text{ т}.$$

Количество монохлоргидрата лизина в товарном продукте

$$2846 \times 0{,}99 = 2817 \text{ кг}.$$

Сводный материальный баланс производства ККЛ представлен в табл. 2.

Таблица 2

Материальный баланс производства ККЛ

Приход			Расход		
Наименование компоненов	Количество компонентов,т		Наименование компоненов	Количество компонентов,т	
	на одну операцию	в сутки		на одну операцию	в сутки
ИПС	41,438	248,63	Испарение и каплеунос при ферментации	6,01	36,10
Подпитка	32,835	197,01	Влага, испаренная при упаривании КЖ	48,58	291,48
Бисульфит натрия (25 %-ный раствор)	0,258	1,55	Влага, испаренная при сушке КЖ	13,85	83,10
Соляная кислота (27,5 %-ный раствор)	3,660	21,96	Потери товарного продукта при упаковке	0,33	1,98
Отруби	23,600	141,60	Товарный продукт	33,02	198,12
Итого	101,791	610,75	Итого	101,79	610,78

2.1.2. Тепловой баланс

Ферментация

Уравнение теплового баланса процесса ферментации в общем виде можно представить выражением

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$

где Q_1, Q_2, Q_3 – количество тепла, вносимого в ферментатор соответственно за счет жизнедеятельности продуцентов лизина (биологическое тепло), перемешивающим устройством и со стерильным воздухом;

Q_4, Q_5 – количество тепла, отводимого от ферментатора отработанным воздухом и охлаждающей водой;

Q_6 – потери тепла в окружающую среду.

В расчете на одну операцию

$$Q_1 = q \times V,$$

где q – тепловыделение в процессе биосинтеза:

– для мелассной среды максимальное тепловыделение q_{max} = 46 МДж/(м^3×ч);

– для ацетатной q_{max} = 62,8 МДж/(м^3×ч);

V – объем среды в ферментаторе, м^3.

$$Q_1 = 46 \times 70 = 3220 \text{ МДж/ч} = 890 \text{ кВт}.$$

Количество тепла, вносимого в ферментатор перемешивающим устройством

$$Q_2 = N \times \eta,$$

где N – мощность привода перемешивающего устройства, кВт (зависит от объема ферментатора);

η – коэффициент полезного действия электропривода.

$$Q_2 = 160 \times 0{,}8 = 128 \text{ кВт}.$$

Количество тепла, вносимого в ферментатор воздухом

$$Q_3 = m \times \rho_1 \times I,$$

где m – расход воздуха на ферментацию, м^3/ч;

ρ_1 – плотность входящего воздуха, кг/м^3;

I – теплосодержание входящего воздуха, кДж/кг сухого воздуха.

Влагосодержание воздуха и его энтальпию можно определить по I–x – диаграмме Рамзина или рассчитать аналитически по уравнениям [1]:

$$x = 0{,}622 \times \frac{\varphi \times p_{нас}}{\Pi - \varphi \times p_{нас}};$$

$$\mathrm{I} = (1{,}01 + 1{,}97 \times x) \times t + 2493 \times x,$$

где x – влагосодержание воздуха, кг водяного пара / кг сухого воздуха;

t – температура воздуха, °С;

$p_{нас}$ – давление насыщенного водяного пара при температуре воздуха t, Па;

Π – общее давление воздуха, Па;

φ – относительная влажность воздуха, мас. доли.

Плотность влажного воздуха определяют по уравнению

$$\rho = (3{,}48 \times 10^{-3} : T) \times (\Pi - 0{,}378 \times \varphi \times p_{нас}),$$

где T – температура воздуха, К.

$$x = 0{,}622 \times \frac{0{,}4 \times 19{,}92}{245 - 0{,}4 \times 19{,}92} = 0{,}021 \text{ кг/кг}.$$

В качестве исходных данных принимаем для расчета следующие параметры входящего воздуха:

t = 60°С = 333 К; φ = 0,4;

$p_{нас}$ = 19,92 кПа (по табл. XXXVIII [1] при 60°С).

Тогда

$$I = (1{,}0 + 1{,}97 \times 0{,}021) \times 60 + 2493 \times 0{,}021 =$$
$$= 63{,}08 + 52{,}35 = = 115{,}4 \text{ кДж/кг};$$

$$\rho_1 = \frac{3{,}48 \times 10^{-3}}{333} \times (245{,}0 \times 10^3 - 0{,}378 \times 0{,}4 \times 19{,}92 \times 10^3) = 2{,}5 \text{ кг/м}^3;$$

$$Q_3 = \frac{60 \times 70 \times 2{,}5 \times 115{,}4}{3600} = 336{,}6 \text{ кВт},$$

где 60 – расход воздуха на ферментацию, м^3/(м^3×ч);

70 – объем среды в ферментаторе, м^3.

Отработанный воздух имеет следующие параметры:

– температура t_2 = 30°С = 303 К; φ = 1,0;

– давление воздуха на выходе из ферментатора Π_2 = 20 кПа;

$p_{нас}$ = 19,92 кПа (по табл. XXXVIII [1] при 30°С).

Тогда

$$x = 0{,}622 \times \frac{1{,}0 \times 4{,}2}{20{,}0 - 1{,}0 \times 4{,}2} = 0{,}165 \text{ кг/кг};$$

$$I = (1{,}01 + 1{,}97 \times 0{,}165) \times 30 + 2493 \times 0{,}165 = 451{,}4 \text{ кДж/кг};$$

$$\rho_2 = \frac{3{,}48 \times 10^3}{303} \times (20{,}0 \times 10^3 - 0{,}378 \times 1{,}0 \times 4{,}2 \times 10^3) = 0{,}21 \text{ кг/м}^3;$$

$$Q_4 = \frac{60 \times 70 \times 0{,}21 \times 451{,}4}{3600} = 110{,}6 \text{ кВт}.$$

Количество тепла, отводимого от ферментатора оборотной водой

$$Q_5 = Q_1 + Q_2 + Q_3 - Q_4 - Q_6 =$$
$$= 890 + 128 + 336{,}6 - 110{,}6 - 40{,}6 = 1203{,}4 \text{ кВт}.$$

Потери тепла в окружающую среду

$$Q_6 = 0{,}03 \times (Q_1 + Q_2 + Q_3) = 0{,}03 \times (890 + 128 + 336{,}6) = 40{,}6 \text{ кВт}.$$

Стабилизация и подкисление КЖ

При подкислении КЖ в результате нейтрализации соляной кислоты выделяется тепло, которое отводится охлаждающей водой. Тепловой эффект реакции нейтрализации соляной кислоты составляет 54,5 кДж/моль.

Количество выделяющегося тепла

$$Q = \frac{3{,}66 \times 27{,}5 \times 54{,}5 \times 10^6}{100 \times 36{,}5} = 1502{,}8 \text{ МДж},$$

где 3,66 – количество 27,5 %-ного раствора соляной кислоты, поступающей на подкисление, т;

36,5 – молекулярная масса соляной кислоты.

Расход охлаждающей воды $G_в$ определяют по формуле

$$G_в = \frac{Q}{c_в \times (t_к - t_н) \times \rho_в},$$

где $c_в$ – удельная теплоемкость воды, кДж/кг;

$t_н$, $t_к$ – начальная и конечная температура воды, °С;

$\rho_в$ – плотность воды, кг/м^3.

Упаривание КЖ

В многокорпусных выпарных установках технологический греющий пар расходуется на нагревание исходной КЖ до температуры кипения ($Q_{нагр}$), на испарение воды в первом корпусе ($Q_{исп}$) и на потери тепла в окружающую среду ($Q_{пот}$). Нагревание исходной КЖ до температуры кипения обычно производят в отдельном теплообменнике - подогревателе.

$$Q_{гр.п} = Q_{нагр} + Q_{исп} + Q_{пот};$$
$$Q_{нагр} = G \times c \times (t_{кип} - t_{нач});$$
$$Q_{исп} = \omega \times r;$$
$$Q_{пот} = (0{,}03 - 0{,}05) \times (Q_{нагр} + Q_{исп}),$$

где G – количество КЖ, кг/ч;

c – теплоемкость КЖ, Дж/(кг×°С);

$t_{кип}$ – средняя температура кипения КЖ в выпарном аппарате, °С;

$t_{нач}$ – начальная температура КЖ, °С;

ω – количество воды, испаряемой в первом корпусе, кг/ч;

r – удельная теплота парообразования при среднем давлении в выпарном аппарате, Дж/кг.

Распределение нагрузки по испаряемой воде в трехкорпусной выпарной установке (по корпусам) принимают в соотношении 1,0 : 1,1 : 1,2.

Расход технологического греющего пара определяют по уравнению

$$G_{гр.п} = \frac{Q_{гр.п}}{r_{гр.п} \times x},$$

где $r_{гр.п}$ – удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг;

x – степень сухости греющего пара (принимают x = 0,9 – 1,0).

Подробный расчет многокорпусной выпарной установки изложен в литературе [2].

Сушка УКЖ

Расход тепла на сушку УКЖ

$$Q = \omega \times q + \sum Q_{пот},$$

где ω – количество испаряемой воды, кг/ч;

q – удельный расход тепла на испарение воды, кДж/кг;

$\sum Q_{пот}$ – расход тепла на нагрев материала и потери в окружающую среду.

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_1 - x_0},$$

где I_1 – энтальпия воздуха на выходе из сушилки, Дж/кг сухого воздуха;

I_0 – энтальпия воздуха на входе в калорифер, Дж/кг сухого воздуха;

x_1 и x_0 – влагосодержание воздуха соответственно на выходе из сушилки и на входе в калорифер, кг водяного пара / кг сухого воздуха.

Расход тепла на нагревание материала рассчитывают или принимают

$$\sum Q_{пот} = (0{,}04 \div 0{,}06) \times \omega \times q.$$

2.2. Производство этанола из крахмалсодержащего сырья

Исходные данные для расчета:

1. Мощность производства по этанолу – 1500 дал/сут.
2. Сырье – пшеница крахмалистостью 52 %.
3. Осахаривающий материал – ферментный препарат амиломезентерин ГХ-467 и глюкаваморин ГХ-466.
4. Выход этанола из 1 т крахмала – 66,3 дал.

Производится суточный расчет материальных и тепловых балансов.

Потребность в крахмале

$$1500 : 66{,}3 = 22{,}6 \text{ т.}$$

Потребность в ферментных препаратах:

– амиломезентерине

$$22{,}6 \times 0{,}65 = 14{,}7 \text{ кг,}$$

где 0,65 – расход ферментного препарата на 1 т крахмала, кг;

– глюкаваморине

$$22{,}6 \times 6{,}0 = 135{,}6 \text{ кг.}$$

Потребность в пшенице

$$22{,}6 : 0{,}52 = 43{,}5 \text{ т.}$$

В сырье содержится 85,5 % сухих веществ (СВ), что составляет

$$43{,}5 \times 0{,}855 = 37{,}2 \text{ т СВ и } 6{,}3 \text{ т воды.}$$

Расход теплой воды на приготовление замеса в смесителе-предразварнике

$$43{,}5 \times 2{,}72 = 118{,}32 \text{ т,}$$

где 2,72 – расход воды на приготовление замеса, т/т.

Общее количество замеса

$$43{,}5 + 118{,}32 = 161{,}82 \text{ т.}$$

Всего СВ в замесе

$$37{,}2 : 161{,}82 \times 100 = 23{,}0 \text{ \%.}$$

Теплоемкость замеса

$$0{,}23 \times 1{,}5 + 0{,}77 \times 4{,}2 = 3{,}579 \text{ кДж/кг} \times {}^{\circ}\text{C,}$$

где 1,5 – теплоемкость СВ замеса;

4,2 – теплоемкость воды.

Расход пара из пароотделителя (p = 0,04 МПа) на подогрев замеса от 45°С до 80°С

$$\frac{161{,}82 \times 10^3 \times 3{,}579 \times (80 - 45) \times 1{,}04}{2687 - 457{,}17} = 9452{,}9 \text{ кг,}$$

где 1,04 – коэффициент, учитывающий потери тепла в подогревателе;

2687 – теплосодержание пара при p = 0,04 МПа, кДж/кг;

457,17 – теплосодержание конденсата при температуре 80°С, кДж/кг.

Количество нагретого замеса

$$161820 + 9452{,}9 = 171272{,}9 \text{ кг.}$$

Расход острого пара (p = 0,6 МПа) на нагрев подваренного замеса в контактной головке до 135°С

$$\frac{171272{,}9 \times 3{,}58 \times (135 - 80) \times 1{,}04}{2762{,}8 - 4{,}19 \times 135} = 15952{,}9 \text{ кг,}$$

где 4,19 × 135 – теплосодержание конденсата пара при 135°С, кДж/кг.

Количество массы, выходящей из варочного аппарата

$$171272{,}9 + 15952{,}9 = 187225{,}8 \text{ кг.}$$

Количество вторичного пара, образующегося в пароотделителе при снижении температуры замеса со 135°С до 108,7°С

$$\frac{187225{,}8 \times 3{,}58 \times (135 - 108{,}7) \times 1{,}04}{2687{,}9 - 457{,}2} = 8206{,}0 \text{ кг,}$$

где 457,15 – теплосодержание конденсата при p = 0,04 МПа (t = 108,7°С);

2687,9 – теплосодержание вторичного пара, кДж/кг.

Недостаток вторичного пара, направляемого в подогреватель, в количестве

$$9452{,}9 - 8205{,}97 = 1247 \text{ кг}$$

восполняется циркуляционным паром, отводящимся из уравнительного коллектора варочных колонн второй ступени и варочной колонны первой ступени.

Общий расход острого пара на разваривание замеса составляет

$$15952{,}9 + 1247 = 17\ 200 \text{ кг.}$$

Количество разваренной массы, выходящей из пароотделителя, составит

$$187225{,}8 - 8206{,}0 = 179019{,}8 \text{ кг.}$$

Удельный расход острого пара на разваривание по массе очищенного сырья составит:

$$17\ 200 \times 100 : 43\ 500 = 39{,}5 \text{ \%,}$$

Количество вторичного пара, образовавшегося в испарителе первой ступени (температура снижается от 108,7 до 62°С)

$$\frac{179019{,}8 \times 3{,}58 \times (108{,}7 - 62)}{2354{,}8} = 14044{,}8 \text{ кг,}$$

где 2354,8 – удельная теплота парообразования при 62°С, кДж/кг.

Объем выделившегося пара в испарительной камере составит

$$14044{,}8 \times 7{,}1 = 99718{,}1 \text{ м}^3,$$

где 7,1 – удельный объем пара при температуре 62°С.

Расход воды на барометрический конденсатор

$$\frac{14044{,}8 \times (2615 - 4{,}2 \times 45)}{4{,}2 \times (45 - 20)} = 324501{,}8 \text{ кг},$$

где 2615 – теплосодержание пара при 62°С;

45 и 20 – температура уходящей и поступающей в конденсатор воды, °С.

Количество разваренной массы, поступающей в осахариватель

179019, 8 – 14044,8 = 164 974 кг.

Добавляется ферментных препаратов

14,7 + 135,6 = 150,3 кг.

Всего сусла

164 974 + 150,3 = 165124,3 кг.

Отбор в дрожжанки составляет 11,1 %, или 18328,8 кг.

Поступает сусла на охлаждение

165124,5 – 18328,8 = 146795,7 кг.

Количество сусла, поступающего в испаритель второй ступени – 146795,7 кг.

Количество вторичного пара, выделяющегося при охлаждении сусла от 58°С (при осахаривании температура снижается с 62 до 58°С) до 22°С

$$\frac{146795{,}7 \times 3{,}58 \times (58 - 22)}{2449} = 7981{,}9 \text{ кг},$$

где 2449 – теплота парообразования при 22°С.

Объем вторичного пара, выделившегося в испарителе второй ступени

7981,9 × 50,8 = 400846,2 м^3,

где 50,8 – удельный объем пара при температуре 22°С.

Расход воды на барометрический конденсатор

$$\frac{7981{,}9 \times (2538{,}3 - 4{,}2 \times 20)}{4{,}2 \times (20 - 10)} = 467378{,}3 \text{ кг},$$

где 2538,3 – теплосодержание пара при 22°С,

20 и 10 – температура уходящей и поступающей в конденсатор воды, °С.

Количество охлажденного сусла

146795, 7 – 7981,9 = 138813,8 кг.

В бродильное отделение поступает 138813,8 кг/сут. сусла.

Дрожжевая суспензия из дрожжанок – 18328,8 кг.

Всего в бродильное отделение поступает

138813,8 + 18328,8 + 158813,8 × 0,5 : 100 + 13828,8 × 2,5 : 100 = = 161582,6 кг,

где 0,5 и 2,5 – количество промывных вод для сусла и дрожжей, %.

Теоретический выход CO_2 при брожении

150 000 × 0,789 × 0,955 = 11306,3 кг,

где 0,955 – выход CO_2 по отношению к этанолу, кг/кг.

Выход зрелой бражки

161582,6 – 11306,3 = 150276,3 кг.

С учетом поступления водно-спиртовой жидкости из спиртоловушки количество зрелой бражки составит

150276,3 + 150276,3 × 2,5 : 100 = 154033,2 кг,

где 2,5 – количество жидкости из ловушки, % к бражке.

Объем зрелой бражки при плотности 1,00993 т/м^3 составит

$$\frac{154033{,}2}{1{,}00993} = 152518{,}7 \text{ л}.$$

Потери спирта с бардой составляет 0,015 % (по концентрации), или 0,2 % по выходу. С учетом потерь количество спирта в бражке

1500 × 1,02 = 1530 дал,

или

15 300 × 0,789 = 12075,8 кг.

Содержание спирта в зрелой бражке

$$\frac{154033{,}2 \times 100}{152518{,}68} = 10{,}03 \text{ \% об.}$$

Поступает в брагоперегонное отделение с учетом разбавления водой при промывке бродильных аппаратов:

152518,68 + 152518,68 × 0,5 : 100 = 153281,3 л,

где 0,5 – количество промывных вод, % к объему бражки.

2.3. Производство белково-витаминной кормовой добавки на зерновой послеспиртовой барде

В табл. 3 приведен пример материального баланса производства кормовой добавки на послеспиртовой барде для спиртового цеха производительностью 1800 дал в сутки этанола. Количество барды, образующейся в производстве в качестве отхода, составляет 135 м^3 на 1000 дал этанола (плотность послеспиртовой барды 1040 кг/м^3).

Таблица 3

Суточный материальный баланс получения добавки белково-витаминной кормовой

Приход			Расход		
Наименование	Количество, т/сут.		Наименование	Количество, т/сут.	
1	2		3	4	
Подготовка барды, выращивание дрожжей					
Барда зерновая послеспиртовая,	252,7		Культуральная жидкость	255,37	
в т. ч. сухие вещества барды		17,69	Сухие вещества культуральной жидкости		18,34
Питательные соли:			в т. ч.		
– вытяжка аммофоса,	2,43		абсолютно сухая биомасса		2,60
в т. ч. сухой соли		0,36			
– хлорид калия (сухая соль)		0,07			
Серная кислота,	0,24				
в пересчете на 100 %		0,22			
ИТОГО	255,37	18,34	ИТОГО	255,37	18,34
Отделение дробины на вибросите					
Культуральная жидкость, поступающая на вибросито,	255,37		Дробина,	38,31	
в т. ч. сухие вещества		18,34	в т. ч. сухие вещества		5,36
			Грубый фильтрат,	217,06	
			в т. ч. сухие вещества		12,98
ИТОГО	255,37	18,34	ИТОГО	255,37	18,34

Окончание табл. 3

1	2		3	4	
Сгущение суспензии сепарацией					
Грубый фильтрат, поступающий на сепарацию,	217,06		Дрожжевой концентрат,	26,00	
в т. ч. сухие вещества		12,98	в т. ч. абсолютно сухая биомасса		2,60
			Отработанная культуральная жидкость,	191,06	
			в т. ч. сухие вещества		10,38
ИТОГО	217,06	12,98	ИТОГО	217,06	12,98
Сушка концентрата					
Дрожжевой концентрат в смеси с дробиной, поступающий на сушку,	64,31		Товарная ДБВК 10 %-ной влажности	8,32	
в т. ч. сухие вещества		7,96	Испаренная влага	55,55	
			Потери	0,44	
ИТОГО	64,31	7,96	ИТОГО	64,31	

2.4. Гидролизное производство

2.4.1. Гидролизное отделение

Исходные данные для расчетов:

1. Число рабочих дней в году – 345.
2. Состав сырья, %:
   а) хвойная древесина – 50;
   б) лиственная древесина – 50.
3. Выход товарных дрожжей 10 %-ной влажности на 1 т абсолютно сухой (а. с.) древесины, кг:
   а) хвойной – 235;
   б) лиственной – 220.
4. Выход редуцирующих веществ (РВ) от абсолютно сухого сырья, %:
   а) хвойной древесины – 48;
   б) лиственной древесины – 46.
5. Расход серной кислоты (моногидрата) на идролиз, кг/т а. с. сырья:
   а) хвойной древесины – 75,5;
   б) лиственной древесины – 80,5.
6. Плотность загрузки абсолютно сухой древесины в гидролизаппарат, кг/м^3 – 145.
7. Влажность древесины, %:
   а) хвойной – 50;
   б) лиственной – 45.
8. Среднегодовая температура древесного сырья,°С – +5.
9. Количество жидкости в гидролизаппарате к концу прогрева, т на т а. с. сырья – 4,5.
10. Температура гидролизуемой массы в конце прогрева,°С – 160.
11. Средняя температура варочной кислоты при перколяции,°С – 180.
12. Гидромодуль выдачи гидролизата – 17.
13. Выход абсолютно сухого лигнина, % – 35.
14. Давление греющего насыщенного пара, МПа – 1,4.

Расчет ведется на 1 т перерабатываемой абсолютно сухой древесины.

Количество влаги в сырье

$$\frac{47,5:100}{1-47,5:100} = 0,9 \text{ т},$$

где 47,5 – средняя влажность древесины, %.

Количество влажной древесины

$$1 + 0,9 = 1,9 \text{ т}.$$

Расход пара на подъем давления и количество варочной кислоты, подаваемой на смачивание сырья при загрузке, определяется из уравнений материального и теплового балансов:

а) уравнение материального баланса

$$0,9 + x + y = 4,5 \times 1;$$

б) уравнение теплового баланса

$$1000 \times 1,1 \times 1,43 \times (160 - 5) + 900 \times (676,7 - 20,95) + + (676,7 - 335,2) \times x = y \times (2794,7 - 676,7),$$

где x – количество варочной кислоты на смачивание сырья, т;

y – количество пара, конденсирующегося при прогреве сырья, т;

1,43 – удельная теплоемкость древесины, кДж/(кг·К);

676,7 – удельная энтальпия жидкости при температуре 160°С, кДж/кг;

2794,7 – удельная энтальпия насыщенного пара при давлении 1,4 МПа, кДж/кг;

20,95 – удельная энтальпия воды при температуре 5°С, кДж/кг;

335,2 – удельная энтальпия воды, подаваемой на загрузку после решоферов третьей ступени при температуре 80°С, кДж/кг;

4,19 – теплоемкость воды, кДж/(кг×К);

1,1 – коэффициент, учитывающий 10 % потерь тепла в окружающую среду.

Решая совместно уравнение «а» и «б», получим

$$x = 2,8 \text{ т}; \quad y = 0,8 \text{ т}.$$

Расход пара на прогрев несколько больше, чем количество сконденсировавшегося пара, так как часть его расходуется на сдувку воздуха. Практически этот расход принимается равным 0,05 т на 1 т а. с. древесины. Кроме того, часть пара займет свободный объем в гидролизаппарате.

Для определения свободного объема гидролизаппарата принимаем плотность загрузки 145 кг/м^3. Тогда полный объем гидролизап-

парата, вмещающего 1 т а. с. сырья, составит

$$1 : 0{,}145 = 6{,}9 \text{ м}^3.$$

Объем, занимаемый абсолютно сухой древесиной, равен

$$1 : 1{,}5 = 0{,}67 \text{ м}^3,$$

где 1,5 – плотность клеточных стенок древесины, т/м^3.

Объем, занимаемый 4,5 т жидкости, равен 4,5 м^3, следовательно, свободный объем составит

$$6{,}9 - 0{,}67 - 4{,}5 = 1{,}73 \text{ м}^3.$$

Масса 1 м^3 пара при температуре 160°С равна 3,2 кг, следовательно, масса пара в свободном объеме равна

$$3{,}2 \times 1{,}73 = 5{,}54 \text{ кг}, \quad \text{или } 0{,}006 \text{ т}.$$

В этом случае расход пара на прогрев составит

$$0{,}8 + 0{,}05 + 0{,}006 = 0{,}856 \text{ т}.$$

Масса содержимого гидролизаппарата перед началом варки составит

$$4{,}5 + 1 + 0{,}006 = 5{,}506 \text{ т}.$$

Теплосодержание массы перед началом перколяции

$$4{,}5 \times 676{,}7 + 1 \times 1{,}43 \times 160 + 0{,}006 \times 2794{,}7 = 3\,289\,000 \text{ кДж}.$$

Количество гидролизата, выдаваемого за время перколяции

$$1 \times 17 = 17 \text{ т},$$

где 17 – гидромодуль выдачи гидролизата.

Количество варочной кислоты, подаваемой на перколяцию, определяется из уравнения материального баланса:

$$5{,}506 + x = 17 + y + z,$$

где x – количество варочной кислоты, подаваемой на перколяцию, т;

y – масса влажного лигнина перед выгрузкой, т;

z – масса пара в свободном объеме гидролизаппарата перед выгрузкой.

Определяем «y» и «z».

Масса сухого лигнина

$$1 \times 35 : 100 = 0{,}35 \text{ т},$$

где 35 – выход а. с. лигнина, %.

Влажность лигнина составляет 75 %, следовательно,

$$y = 0{,}35 \times 1 : 0{,}25 = 1{,}4 \text{ т}.$$

Для расчета z определяем свободный объем гидролизаппарата перед выгрузкой. Объем, занимаемый веществом лигнина, составит

$$0{,}35 : 1{,}5 = 0{,}24 \text{ м}^3.$$

Объем, занимаемый влагой лигнина, равен ее массе, т. е.

$$1{,}4 - 0{,}35 = 1{,}05 \text{ м}^3.$$

Свободный объем гидролизаппарата составит

$$6{,}9 - 0{,}24 - 1{,}05 = 5{,}61 \text{ м}^3.$$

Выгрузка лигнина производится при давлении 0,8 МПа, при этом 1 м^3 пара имеет массу 4,56 кг. Тогда

$$z = 4{,}56 \times 5{,}61 = 26 \text{ кг}.$$

Подставляя найденные значения «y» и «z» в уравнение, получим

$$5{,}506 + x = 17 + 1{,}4 + 0{,}026.$$

Откуда $x = 12{,}92$ т.

Средняя энтальпия гидролизата определяется из уравнения теплового баланса перколяции:

$$q_н + 12{,}92 \times 763{,}8 = 17 \times i + q_к + q,$$

где $q_н$ – начальная удельная энтальпия массы, равная 3289 кДж/кг;

i – неизвестная удельная энтальпия гидролизата;

763,8 – удельная энтальпия варочной кислоты при 180°С, кДж/кг;

$q_к$ – конечная энтальпия массы;

q – потери тепла в окружающую среду.

$$q_к = 0{,}35 \times 1{,}43 \times 174{,}5 + 1.05 \times 739{,}45 + 0{,}026 \times 2777{,}97 = 938\,560 \text{ кДж},$$

где 0,35 – масса а. с. лигнина, т;

1,43 – теплоемкость лигнина, кДж/(кг×К);

174,5 – температура массы при давлении 0,8 МПа,°С;

2777,97 – удельная энтальпия пара при давлении 0,8 МПа, кДж/кг;

739,45 – удельная энтальпия жидкости при температуре 174,5°С, кДж/кг;

1,05 – масса влаги в лигнине, т;

0,026 – масса пара в свободном объеме гидролизаппарата, т;

20,95 – потери тепла при перколяции, кДж/кг.

Отсюда $q_к = 938\,560$ кДж .

Потери тепла при перколяции составят

$$17\,000 \times 20{,}95 = 356\,150 \text{ кДж}.$$

Подставляя значения в уравнение , получим

$$i = 697\,640 \text{ кДж}.$$

Этой величине энтальпии соответствует температура 166,5°С.

Расчет процесса испарения гидролизата производится исходя из данных табл. 4.

Таблица 4

Испарение гидролизата по ступеням

Ступени испарения	Давление, МПа	Температура, °С	Удельная энтальпия воды, кДж/кг	Теплота испарения, кДж/кг	Выход пара, т	Энтальпия пара, кДж
Первая	0,50	151,1	637,30	2112,6	0,47	943,28
Вторая	0,28	130,0	546,80	2176,7	0,67	1385,47
Третья	0,12	104,2	437,02	2245,8	0,75	1613,00

Количество жидкости, испарившейся в испарителях:

– первой ступени

$$\frac{17 \times (697,64 - 637,3) \times 0,97}{2112,6} = 0,47 \text{ т};$$

– второй ступени

$$\frac{(17 - 0,47) \times (637,3 - 546,8) \times 0,97}{2176,7} = 0,67 \text{ т};$$

– третьей ступени

$$\frac{(17 - 0,47 - 0,67) \times (546,8 - 437,02) \times 0,97}{2245,8} = 0,75 \text{ т}.$$

Испарилось жидкости в испарителях

$$0,47 + 0,67 + 0,75 = 1,89 \text{ т}.$$

Количество гидролизата, поступающего в инвертор

$$17 - 1,89 = 15,11 \text{ т}.$$

Количество жидкости, испарившейся в инверторе

$$15,11 \times (437,02 - 415,65) : 2266,79 = 0,14 \text{ т},$$

где 415,65 – удельная энтальпия гидролизата при температуре 99,2°С, кДж/кг;

0,97 – коэффициент потерь тепла;

2266,79 – теплота испарения при температуре 99,2°С, кДж/кг.

Тогда количество гидролизата, поступающего на нейтрализацию составит

$$15,11 - 0,14 = 14,97 \text{ т}.$$

Количество РВ, образующихся при гидролизе, составит

$$1 \times 47 : 100 = 0,47 \text{ т}.$$

Концентрация РВ в гидролизате равна

$$0,47 \times 100 : 14,97 = 3,14 \%.$$

Для определения расхода пара на перколяцию необходимо знать температуру и количество воды, поступающей в водоподогреватель. В то же время для расчета подогрева воды в решоферах нужно знать количество прошедшей через них воды. Поэтому расчет подогрева воды в решоферах и водоподогревателях делается совместно. При этом необходимо учитывать, что в решоферах нагревается не только вода, поступающая на перколяцию, но и вода, поступающая на загрузку. Уравнение теплового баланса подогрева воды в решоферах и водоподогревателях имеет следующий вид:

$$(12,92 - x - 2,8) \times 4,19 \times 53,5 + 0,75 \times 2245,8 \times 0,95 + 0,67 \times 2176,7 \times$$
$$\times 0,95 + 0,47 \times 2112,6 \times 0,95 + x \times 2794,7 = 12,92 \times 763,8 + 2,8 \times 335,2,$$

где x – расход пара в водоподогревателе, т;

12,92 – расход горячей воды на перколяцию, т;

53,5 – температура воды, поступающей на подогрев, °С;

4,19 – теплоемкость воды, кДж/(кг×К);

0,75; 0,67; 0,47 – количество паров самоиспарения, конденсирующихся в решоферах третьей, второй и первой ступеней соответственно, т;

2245,8; 2176,7; 2112,6 – теплота конденсации паров самоиспарения из третьей, второй и первой ступеней соответственно, кДж/кг;

0,95 – коэффициент, учитывающий потери тепла;

2794,7 – удельная энтальпия насыщенного пара при давлении 1,4 МПа, кДж/кг;

763,8 – удельная энтальпия воды при температуре 180°С, кДж/кг;

2,8 – расход горячей воды на загрузку, т;

335,2 – удельная энтальпия воды, поступающей на загрузку при температуре 80°С, кДж/кг.

Решая уравнение теплового баланса, получаем расход пара на перколяцию

$$x = 1,3 \text{ т}.$$

Следовательно, расход оборотной воды па перколяцию равен

$$12,92 - 1,3 = 11,62 \text{ т}.$$

Суммарный расход воды на смачивание сырья и на перколяцию составит

$$11{,}62 + 2{,}8 = 14{,}42 \text{ т.}$$

В расчете количества пара на прогрев сырья в гидролизаппарате принята температура варочной кислоты, идущей на смачивание сырья, 80°С. Варочная кислота на 99,2 % состоит из воды, поступающей из решоферов третьей ступени. С учетом потерь тепла (на 1°С) в коммуникациях и при разбавлении холодной кислотой вода в решоферы должна поступать с температурой

$$80 + 1 - 27{,}5 = 53{,}5°\text{С}.$$

Проверяем температуру воды после решоферов третьей ступени

$$53{,}5 + 0{,}75 \times 2245{,}8 \times 0{,}95 : 14{,}42 \times 4{,}19 = 53{,}5 + 26{,}5 = 80°\text{С}.$$

Следовательно, принятая по предварительному расчету температура воды 80°С правильна. Температура воды после решоферов второй ступени

$$80 + 0{,}67 \times 2176{,}7 \times 0{,}95 : 12{,}62 \times 4{,}19 = 80 + 28{,}5 = 108{,}5°\text{С}.$$

Температура воды после решоферов первой ступени

$$108{,}5 + 0{,}47 \times 2112{,}6 \times 0{,}95 : 11{,}62 \times 4{,}19 =$$
$$= 108{,}5 + 19{,}4 = 127{,}9°\text{С}.$$

Энтальпия массы, находящейся в гидролизаппарате перед выгрузкой лигнина, составляет 938 560 кДж. Во время выгрузки температура влажного лигнина снижается до 100°С. Освободившееся тепло расходуется на испарение влаги, количество которой определяется из уравнения

$$938\,560 = 350 \times 1{,}43 \times 100 + (1050 + 26) \times 4{,}19 \times 100 + x \times 2681{,}6,$$

где 2681,6 – удельная энтальпия пара при температуре 100°С, кДж/кг.

$x = 163$ кг, или 0,163 т.

Энтальпия образовавшегося пара равна

$$163 \times 2681{,}6 = 437\,597 \text{ кДж}.$$

Остается влаги в лигнине

$$1{,}05 + 0{,}026 - 0{,}163 = 0{,}913 \text{ т}.$$

Общая масса выгружаемого лигнина

$$0{,}913 + 0{,}35 = 1{,}263 \text{ т}.$$

Влажность лигнина после выгрузки составит

$$0{,}913 \times 100 : 1{,}263 = 72{,}3 \text{ %}.$$

Сводный материальный баланс гидролизного отделения представлен в табл. 5.

Таблица 5

Сводный материальный баланс гидролизного отделения

Приход		Расход	
Наименование	Количество, т	Наименование	Количество, т
Влажная древесина	1,900	Гидролизат	14,970
Вода на загрузку	2,800	Конденсат паров самоиспарения:	
Вода на перколяцию	11,620	– первая ступень	0,470
Пар для подъема давления	0,856	– вторая ступень	0,670
		– третья ступень	0,750
Пар на перколяцию	1,300	Количество жидкости, испарившейся в инверторе	0,140
		Пар сдувки	0,050
		Пар в атмосферу при выгрузке лигнина	0,163
		Лигнин влажностью 72,3 %	1,263
Всего	18,476	Всего	18,476

2.4.2. Отделение подготовки гидролизата к биохимической переработке

Расчет выполнен на расход гидролизата 1000 т/сут.

Количество органических кислот, поступающих с гидролизатом и подлежащих нейтрализации

$$\frac{1000 \times (0{,}45 - 0{,}05)}{100} = 4 \text{ т/сут},$$

где 1000 – количество гидролизата, поступающего на нейтрализацию, т/сут;

0,45 – содержание органических кислот в гидролизате (в пересчете на уксусную), %;

0,05 – остаточное содержание органических кислот в гидролизате, %.

Количество перерабатываемой а. с. древесины при гидромодуле отбора гидролизата 13

$$1000 : 13 = 76{,}9 \text{ т/сут}.$$

Количество а. с. лигнина при выходе 38 % от а. с. древесины

$$76{,}9 \times 0{,}38 = 29{,}2 \text{ т/сут}.$$

Количество серной кислоты, поступающей с гидролизатом, составит

$$76,9 \times 78 \times 0,88 : 1000 - 29,2 \times 0,5 : 100 = 5,13 \text{ т/сут},$$

где 78 – расход серной кислоты на 1 т древесины, кг;

0,88 – коэффициент, учитывающий нейтрализацию серной кислоты зольными веществами древесины;

0,5 – содержание кислоты в лигнине, %.

Количество CaO, необходимое для нейтрализации серной кислоты

$$5,13 \times 56 : 98 = 2,93 \text{ т/сут},$$

где 56 – молекулярная масса CaO;

98 – молекулярная масса H_2SO_4.

Расход технической извести с содержанием CaO 85 %:

$$2,93 \times 100 : 85 = 3,45 \text{ т/сут}.$$

Расход известкового молока

$$2,93 \times 1000 : 150 = 20 \text{ м}^3\text{/сут, или}$$
$$20 \times 1,1 = 22 \text{ т/сут},$$

где 150 – содержание CaO в известковом молоке, кг/м^3;

1,1 – плотность известкового молока, т/м^3.

Расход аммиачной воды (25 % NH_3) на нейтрализацию органических кислот

$$4 \times 17 \times 100 : 60 : 25 = 4,5 \text{ т/сут, или}$$
$$4,5 : 0,923 = 4,9 \text{ м}^3\text{/сут},$$

где 17 – молекулярная масса аммиака;

60 – молекулярная масса уксусной кислоты;

0,923 – плотность аммиачной воды, т/м^3.

В гидролизно-дрожжевом производстве расход питательных солей для обогащения гидролизата определяют исходя из потребности на 1 т товарных дрожжей в азоте – 90 кг, в фосфоре –(в пересчете на P_2O_5) – 48 кг, в калии (в пересчете на K_2O) – 35 кг. Растворы питательных солей вводят в нейтрализатор или непосредственно в дрожжерастильный аппарат.

Количество товарных дрожжей

$$16,9 \times 0,235 = 18,1 \text{ т/сут},$$

где 0,235 – выход товарных дрожжей из 1 т а. с. древесины, т.

Расход монокальцийфосфата

$$18,1 \times 48 \times 100 : 50 = 1,74 \text{ т/сут},$$

где 50 – содержание P_2O_5 в монокальцийфосфате, %.

Расход 10 %-ного раствора монокальцийфосфата составит 17,4 т/сут.

В качестве источника азота используют сульфат аммония и аммиачную воду.

Из общего расхода азота (90 кг/т) в виде аммиачной воды вводят в гидролизат 18 кг/т азота, а остальное количество азота (72 кг/т) – в виде сульфата аммония.

Необходимо аммиачной воды

$$18,1 \times 18 \times 100 : 20,5 = 1,6 \text{ т/сут, или}$$
$$1,6 : 0,923 = 1,7 \text{ м}^3\text{/сут},$$

где 20,5 – содержание азота в аммиачной воде, %.

Расход 20 %-ного раствора сульфата аммония

$$6,2 \times 100 : 20 = 31,0 \text{ т/сут}.$$

Расход хлорида калия

$$18,1 \times 35 \times 100 : 58 = 1,1 \text{ т/сут}.$$

Общее количество жидкости, поступающей в нейтрализатор

$$1000 + 22 + 4,5 + 17,4 + 1,6 + 31,0 + 1,1 = 1077,6 \text{ т/сут}.$$

Количество двухводного гипса, образующегося при нейтрализации гидролизата

$$5,13 \times 172 : 98 = 9,0 \text{ т/сут},$$

где 172 – молекулярная масса двухводного гипса (бигидрата).

Количество гипса, растворяющегося в нейтрализате:

а) в расчете на безводный гипс

$$1077,6 \times 0,2 : 100 = 2,2 \text{ т/сут},$$

где 0,2 – концентрация растворенного гипса, %;

б) в расчете на бигидрат

$$2,2 \times 172 : 136 = 2,8 \text{ т/сут}.$$

Количество осаждающегося гипса в виде бигидрата

$$9,0 - 2,8 = 6,2 \text{ т/сут}.$$

Количество органических веществ, осаждающихся со шламом

$$6,2 \times 18 : 100 = 1,1 \text{ т/сут},$$

где 18 – содержание органических веществ в сухом шламе, %.

Количество шлама, отделяемого в отстойниках, составляет

$$6,2 + 1,1 = 7,3 \text{ т/сут}.$$

В пересчете на влажный шлам с содержанием сухих веществ 35 % это составит

$$7,3 \times 100 : 35 = 20,0 \text{ т/сут}.$$

Количество жидкости, поступающей на вакуум-охлаждение

$$1077{,}6 - 20{,}0 = 1057{,}6 \text{ т/сут.}$$

Нейтрализат охлаждают на 4-ступенчатой вакуум-охладительной установке (ВОУ) в гидролизно-дрожжевом производстве до 38–45°С, в гидролизно-спиртовом – до 30–32°С. Количество жидкости, испаряющейся по ступеням охлаждения:

а) на первой ступени ВОУ

$$\frac{1057{,}6 \times (82 - 72) \times 4{,}19 \times 0{,}98}{2328{,}8} = 18{,}6 \text{ т/сут,}$$

где 2328,8 – скрытая теплота испарения при 72°С, кДж/кг;
4,19 – теплоемкость воды, кДж/кг;
0,98 – коэффициент, учитывающий теплопотери;
82 – температура поступающего нейтрализата, °С;
72 – температура охлажденного нейтрализата, °С;

б) на второй ступени ВОУ

$$\frac{(1057{,}6 - 18{,}6) \times (72 - 58) \times 4{,}19 \times 0{,}98}{2365{,}3} = 25{,}2 \text{ т/сут,}$$

где 2365,3 – скрытая теплота испарения при 58°С, кДж/кг;

в) на третьей ступени ВОУ

$$\frac{(1057{,}6 - 18{,}6 - 25{,}2) \times (58 - 44) \times 4{,}19 \times 0{,}98}{2413{,}9} = 24{,}1 \text{ т/сут,}$$

где 2413,9 – скрытая теплота испарения при 44°С, кДж/кг;

г) на четвертой ступени ВОУ

$$\frac{(1057{,}6 - 18{,}6 - 25{,}2 - 24{,}1) \times (44 - 30) \times 4{,}19 \times 0{,}98}{2431{,}9} = 23{,}4 \text{ т/сут,}$$

где 2431,9 – скрытая теплота испарения при 30°С, кДж/кг.

Всего испаряется влаги на вакуум-охладительной установке

$$18{,}6 + 25{,}2 + 24{,}1 + 23{,}4 = 91{,}3 \text{ т/сут.}$$

Количество охлажденного сусла, поступающего на биохимическую переработку

$$1057{,}6 \quad 91{,}3 = 966{,}3 \text{ т/сут.}$$

Сводный материальный баланс отделения подготовки гидролизата к биохимической переработке представлен в табл. 6.

Таблица 6

Суточный материальный баланс отделения подготовки гидролизата

Приход		Расход	
Наименование	Количество, т	Наименование	Количество, т
Гидролизат на нейтрализацию	1000,0	Шлам	20,0
Известковое молоко	22,0	Испаряется влаги при вакуум-охлаждении	91,3
Раствор моно-кальцийфосфата	17,4	Сусло на переработку	966,3
Раствор сульфата аммония	31,0		
Аммиачная вода	6,1		
Хлористый калий	1,1		
Всего	1077,6	Всего	1077,6

2.4.3. Бродильное отделение

Принимаем, что в бродильное отделение поступает сусло в количестве 1000 т/сут с концентрацией РВ 3,2 %.

Количество общих РВ в сусле

$$3{,}2 \times 1000 : 100 = 32{,}0 \text{ т/сут.}$$

Количество сбраживаемых РВ в сусле

$$32 \times 78 : 100 = 25{,}0 \text{ т/сут,}$$

где 78 – содержание сбраживаемых РВ в сусле по отношению к общим РВ, %.

Количество абсолютного спирта, образующегося при брожении

$$25{,}0 \times 0{,}55 \times 0{,}79 = 10{,}9 \text{ т/сут,}$$

где 0,55 – выход абсолютного спирта из 1 т сбраживаемых РВ, $м^3$;

0,79 – плотность абсолютного спирта, $т/м^3$.

Количество шлама, удаляемого из сборников сусла и бродильных аппаратов

$$1000 \times 0{,}005 = 5{,}0 \text{ т/сут,}$$

где 0,005 – коэффициент, учитывающий количество выводимого влажного шлама.

Количество CO_2, образующегося при брожении:

а) теоретический выход CO_2 при сбраживании глюкозы

$$2 \times 44,0 \times 100 : 180,2 = 48,85\ \%,$$

где 2 – количество молекул CO_2, образующихся из одной молекулы глюкозы;

44,0 – молекулярная масса CO_2;

180,2 – молекулярная масса глюкозы;

б) образуется CO_2 при сбраживании РВ сусла

$$25,0 \times 0,4885 = 12,2\ \text{т/сут};$$

в) количество CO_2, растворяющегося в бражке

$$1000 \times 2,0 \times 0,665 \times 1,7595 : 1000 = 2,3\ \text{т/сут},$$

где 0,665 – растворимость CO_2 в 1 $м^3$ бражки при 30°С, $м^3$;

1,7595 – плотность CO_2, $кг/м^3$;

г) количество CO_2, свободно выделяющегося из бражки

$$12,2 - 2,3 = 9,9\ \text{т/сут}.$$

Количество дрожжевой суспензии, поступающей с сепараторов в дрожжанку составляет 20 % от сусла:

$$\frac{(1000 - 5,0 - 9,9) \times 20}{100} = 197,0\ \text{т/сут}.$$

Количество сусла и дрожжевой суспензии, поступающих в бродильные аппараты

$$1000 + 197,0 = 1197,0\ \text{т/сут}.$$

Количество бражки, передаваемой в брагоректификационное отделение

$$11197,0 - 5,0 - 9,9 - 197,0 = 985,1\ \text{т/сут}.$$

Концентрация спирта в бражке составит

$$\frac{10,9 \times 100}{985,1} = 1,1\ \%\ \text{мас., или}$$

$$1,1 : 0,79 = 1,4\ \%\ \text{объемных}.$$

Сводный материальный баланс бродильного отделения представлен в табл. 7.

Таблица 7

Суточный материальный баланс бродильного отделения

Приход		Расход	
Наименование	Количество, т	Наименование	Количество, т
1	2	3	4
Охлажденный нейтрализат	1000,0	CO_2, свободно выделившийся при брожении	9,9

Окончание табл. 7

1	2	3	4
Дрожжевая суспензия	197,0	Влажный шлам	5,0
		Дрожжевая суспензия	197,0
		Бражка в брагоперегонное отделение	985,1
Всего	1197,0	Всего	1197,0

2.4.4. Дрожжевое отделение

Расчет выполнен для завода с годовой выработкой кормовых дрожжей 16 000 т.

Суточное производство дрожжей

$$16\ 000 : 345 = 46,4\ \text{т/сут}.$$

Количество а. с. древесины для выработки 46,4 т дрожжей

$$46,4 : 0,235 = 197,4\ \text{т/сут},$$

где 0,235 – выход дрожжей из 1 т сухой древесины, т.

С учетом потерь 3 % РВ в процессе подготовки гидролизата необходимое количество древесины составит

$$197,4 + 197,4 \times 0,03 = 203,3\ \text{т/сут}.$$

Поступает общих РВ с гидролизатом

$$203,3 \times 0,48 = 97,6\ \text{т/сут},$$

где 0,48 – выход РВ из 1 т сухой древесины.

Потери РВ в процессе подготовки гидролизата

$$97,6 \times 0,03 = 2,9\ \text{т/сут}.$$

Количество РВ, поступающих в дрожжерастильное отделение

$$97,6 - 2,9 = 94,7\ \text{т/сут}.$$

Общее количество сусла (плотность = 1 $т/м^3$) при содержании РВ 2,75 % составит

$$94,7 : 0,0275 = 3443,6\ \text{т/сут}.$$

Количество сусла, разбавленного водой и отработанной бражкой до концентрации РВ 2,0 %

$$94,7 : 0,02 = 3735,0\ \text{т/сут}.$$

Количество воды и отработанной бражки на разбавление сусла

$$4735,0 - 3443,6 = 1291,4\ \text{т/сут}.$$

Количество отработанной бражки на разбавление сусла составляет 30 %,

$$1291,4 \times 0,3 = 387,4 \text{ т/сут.}$$

Количество воды на разбавление сусла

$$1291,4 - 387,4 = 904,0 \text{ т/сут.}$$

Определяем количество раствора питательных солей (см. п. 2.4.2):

а) расход монокальцийфосфата в виде сухой соли

$$46,4 \times 48 \times 100 : 50 = 4,45 \text{ т/сут,}$$

где 48 – расход фосфора (P_2O_5) на 1 т товарных дрожжей, кг;

50 – содержание P_2O_5 в монокальцийфосфате, %;

б) расход хлористого калия в виде сухой соли

$$46,4 \times 35 \times 100 : 58 = 2,8 \text{ т/сут,}$$

где 35 – расход калия в пересчете на K_2O на 1 т товарных дрожжей, кг;

50 – содержание K_2O в сухой соли, %;

в) расход сульфата аммония

$$46,4 \times 72 \times 100 : 21 = 15,9 \text{ т/сут,}$$

где 72 – расход азота на 1 т дрожжей, кг;

21 – содержание азота в сульфате аммония, %.

Общее количество питательных солей

$$4,45 + 2,8 + 15,9 = 23,15 \text{ т/сут,}$$

или 10 %-ной водной вытяжки

$$23,15 : 0,1 = 231,5 \text{ т/сут.}$$

Расход аммиачной воды на выращивание дрожжей

$$46,4 \times 18 \times 100 : 20,5 = 4,1 \text{ т/сут,}$$

где 18 – расход аммиачного азота на 1 т дрожжей, кг;

20,5 – содержание азота в аммиачной воде, %.

Подсев чистой культуры составляет 10 % от общей выработки дрожжей, или

$$46,4 \times 0,1 = 4,6 \text{ т/сут.}$$

Общее количество жидкости, поступающей в дрожжерастильные аппараты

$$4735,0 + 231,5 + 4,1 + 4,6 = 4975,2 \text{ т/сут.}$$

Количество получаемых абсолютно сухих дрожжей

$$46,4 \times 0,9 : 0,95 = 44,0 \text{ т/сут,}$$

где 0,9 – коэффициент, учитывающий влажность товарных дрожжей;

0,95 – коэффициент, учитывающий потери дрожжей при выделении.

Количество биомассы дрожжей 75 %-ной влажности, поступающих на флотацию

$$44 : 0,25 = 176,0 \text{ т/сут,}$$

где 0,25 – коэффициент, учитывающий влажность дрожжей.

Потери дрожжей при флотации составляют 1 %, или

$$176,0 \times 0,01 = 1,8 \text{ т/сут.}$$

Количество биомассы дрожжей после флотации

$$176 - 1,8 = 174,2 \text{ т/сут.}$$

Количество дрожжевой суспензии, поступающей на первую группу сепараторов

$$174,2 : 0,08 = 2177,5 \text{ т/сут,}$$

где 0,08 – концентрация дрожжей в суспензии после флотации, кг/м^3.

Количество отработанной бражки после флотации

$$4975,2 - 2177,5 = 2797,7 \text{ т/сут.}$$

Поступает отработанной бражки на разбавление сусла 387,4 т/сут.

Направляется отработанной бражки на биоокисление

$$2797,7 - 387,4 = 2410,3 \text{ т/сут.}$$

Количество дрожжевой суспензии после первой группы сепараторов

$$174,2 : 0,4 = 435,5 \text{ т/сут,}$$

где 0,4 – концентрация дрожжевой суспензии после первой группы сепараторов, т/м^3.

Количество отработанной бражки после первой группы сепараторов

$$2177,5 - 435,5 = 1742 \text{ т/сут.}$$

Количество воды для промывки дрожжевого концентрата после первой группы сепараторов

$$435,5 \times 1 = 435,5 \text{ т/сут,}$$

где 1 – кратность промывки.

Количество дрожжевой суспензии, поступающей на вторую группу сепараторов

$$435,5 + 435,5 = 871,0 \text{ т/сут.}$$

Количество дрожжевой суспензии после второй группы сепараторов

$$174,2 : 0,6 = 290,3 \text{ т/сут,}$$

где 0,6 – концентрация дрожжей после второй группы сепараторов, т/м^3.

Потери дрожжей при сепарации составляют 2 %,

или $176 \times 0,02 = 3,5$ т/сут.

Количество биомассы дрожжей, поступающих на вакуум-выпарную установку

$174,2 - 3,5 = 170,7$ т/сут.

Количество дрожжевой суспензии, поступающей на вакуум-выпарную установку

$170,7 : 0,6 = 284,5$ т/сут.

Количество отработанной бражки после второй группы сепараторов

$871,0 - 284,5 = 586,5$ т/сут.

Количество воды, выпариваемой в двух корпусах вакуум-выпарной установки

$284,5\ (1 - 15 : 25) = 113,8$ т/сут,

где 15 – концентрация а. с. дрожжей в суспензии до упаривания;

25 – концентрация а. с. дрожжей в суспензии после упаривания.

Принимаем следующее распределение нагрузки по корпусам вакуум-выпарной установки: 1 корпус – 48 %, 2 корпус – 52 %. Количество влаги, испаряемое в первом корпусе

$113,8 \times 48 : 100 = 54,4$ т/сут, или 0,63 кг/с.

Количество влаги, испаряемой во втором корпусе

$113,8 - 54,4 = 59,4$ т/сут, или 0,69 кг/с.

Концентрация дрожжевой суспензии в первом корпусе выпарной установки

$$\frac{284,5 \times 15}{284,5 - 54,4} = 18,5\ \%.$$

Концентрация дрожжевой суспензии во втором корпусе выпарной установки

$$\frac{284,5 \times 15}{284,5 - 113,8} = 25\ \%.$$

Количество дрожжевого концентрата, поступающего на сушку

$284,5 - 113,8 = 170,7$ т/сут.

Количество влаги, испаряемой в сушилке при высушивании дрожжей до 10 % влажности

$$170,7 \times \frac{75 - 10}{100 - 10} = 123,3 \text{ т/сут.}$$

Количество товарных дрожжей после сушки без учета потерь

$170,7 - 123,2 = 47,4$ т/сут.

Потери дрожжей при сушке составляют 2 %, или

$47,4 \times 0,02 = 0,95$ т/сут.

Количество товарного продукта

$47,4 - 0,95 = 46,45$ т/сут.

Сводный материальный баланс дрожжевого производства представлен в табл. 8.

Таблица 8

Суточный материальный баланс дрожжевого отделения

Приход		Расход	
Наименование	Количество, т	Наименование	Количество, т
Сусло	3443,6	Дрожжи 10 %-ной влажности	46,45
Вода на разбавление сусла	904,0	Испарилось влаги при сушке	123,3
Бражка на разбавление сусла	387,4	Потери дрожжей при сушке	0,95
Питательные соли	231,5	Испаряется влаги в вакуум-выпарной установке	113,8
Подсев чистой культуры	4,6	Последрожжевая бражка:	
Аммиачная вода	4,1	а) после флотаторов	2797,7
Вода на промывку	435,5	б) после сепараторов I ступени	1742,0
		в) после сепараторов II ступени	586,5
Всего	5410,7	Всего	5410,7

3. РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

3.1. Оборудование для получения и подготовки питательных сред

3.1.1. Получение и подготовка к ферментации гидролизных сред

Гидролизаппарат. Предназначен для осуществления процесса гидролиза растительного сырья с применением в качестве катализатора разбавленной серной кислоты концентрацией 0,5÷0,8 %. На практике применяют гидролизаппараты периодического действия. При проектировании основная задача сводится к расчету числа гидролизаппаратов (n) выбранного объема:

$$n = \frac{Q \times T \times 1000}{V_p \times K \times \rho \times 24 \times 60},$$

где Q – расход а. с. сырья, т/сут;

T – оборот гидролизаппарата, мин (T = 190÷240 мин);

K – коэффициент, учитывающий заполнение гидролизаппарата сырьем (K = 0,95);

$V_р$ – рабочий объем гидролизаппарата, м^3;

ρ – плотность сырья в гидролизаппарате в расчету на сухую массу, кг/м^3;

24 × 60 – переход от суток к минутам.

Число резервных гидролизаппаратов (n_1) рассчитывают по формуле

$$n_1 = n \times a / \tau,$$

где a – время остановки гидролизаппарата на ремонт в течение года (для футерованных гидролизаппаратов а = 70 сут);

τ – число рабочих дней в году.

Испаритель гидролизата. Аппарат предназначен для охлаждения питательных сред (гидролизата) методом самоиспарения.

Расчетный объем испарителя V, м^3, определяют по формуле

$$V = \frac{G \times V_{уд}}{k \times U},$$

где G – удельный объем пара, м^3/кг;

$V_{уд}$ – количество образующихся паров самоиспарения, кг/ч;

k – коэффициент заполнения парового пространства в испарителе, k = 0,6;

U – допускаемое напряжение парового пространства испарителя, U = 300÷600 м^3/м^3×ч.

Количество образующихся паров самоиспарения

$$G = \frac{G_г \times c_г \times (t_н - t_к)}{r},$$

где $G_г$ – расход гидролизата, кг/ч;

$C_г$ – теплоемкость гидролизата, кДж/кг×°С;

$t_н$, $t_к$ – соответственно начальная и конечная температура гидролизата,°С;

r – теплота испарения гидролизата при конечной температуре, кДж/кг.

Число испарителей (n), принимаемых к установке на каждой ступени, находят из соотношения

$$n = V : V_т,$$

где $V_т$ – объем типового испарителя, м^3.

Вакуум-охладительная установка (ВОУ). Предназначена для охлаждения нейтрализата путем многоступенчатого самоиспарения с последующей конденсацией паров в поверхностных конденсаторах.

В промышленности используют типовые ВОУ производительностью по охлаждаемой среде 100, 150 и 250 м^3/ч.

Подбор ВОУ осуществляют исходя из требуемой производительности.

Сборник гидролизата. Необходимое количество сборников гидролизата n можно определить по формуле

$$n = \frac{G \times \tau}{k \times V},$$

где G – расход гидролизата, м^3/ч;

τ – время пребывания гидролизата в сборнике (τ = 2÷2,5 ч);

k – коэффициент заполнения аппарата (k =0,8);

V – объем (номинальный) типового сборника.

Нейтрализатор. Предназначен для нейтрализации гидролизата известковым молоком до величины pH = 3,5÷4,5, кристаллизации и выращивания кристаллов гипса. Нейтрализацию гидролизата ведут непрерывным способом в батарее из двух соединенных последовательно аппаратов – нейтрализатора и выдерживателя, имеющих, как правило, одинаковый объем.

Необходимое количество батарей нейтрализаторов

$$n = \frac{G \times \tau}{(V_1 + V_2) \times k},$$

где G – расход гидролизата, м^3/ч;

τ – время пребывания гидролизата в батарее, ч (принимают τ = 1 ч);

V_1, V_2 – объемы типовых нейтрализатора и выдерживателя соответственно, м^3;

k – коэффициент заполнения батареи (k = 0,8).

Отстойник горячего отстаивания радиального типа. Предназначен для осветления горячего нейтрализата и отделения образовавшегося шлама.

Необходимое количество отстойников (n) определят по формуле

$$n = \frac{G \times 4}{\pi \times d^2 \times k \times q_{cp}},$$

где G – расход нейтрализата, м^3/ч;

d – диаметр типового отстойника, м;

k – коэффициент заполнения отстойника (k = 0,785);

$q_{ср}$ – средняя удельная нагрузка по нейтрализату на 1 м^2 зеркала отстойника, м^3/м^2×ч.

Принимают удельную нагрузку по нейтрализату 1 м^3/м^2×ч при переработке древесины хвойных пород (q_1) и 0,4 м^3/м^2×ч при переработке древесины лиственных пород (q_2).

$$q_{ср} = q_1 \times a_1 + q_2 \times a_2,$$

где a_1, a_2 – доля древесина хвойных и лиственных пород в перерабатываемом сырье.

Аэратор. Предназначен для продувки охлажденного нейтрализата воздухом.

Необходимое количество аэраторов

$$n = \frac{G \times \tau}{V_p},$$

где G – расход нейтрализата, м^3/ч;

τ – продолжительность аэрирования, ч (τ = 1 ч);

$V_р$ – рабочий объем аэратора, м^3 (принимают равным 30 % от геометрического объема аппарата).

На практике в качестве аэраторов используют дрожжерастильные аппараты эрлифтного типа.

Расход воздуха для аэратора объемом 600 м^3 составляет 10 000 м^3/ч.

Отстойник холодного отстаивания радиального типа. Предназначен для осветления охлажденного нейтрализата после продувки его воздухом.

Необходимое количество отстойников (n) рассчитывают по формуле

$$n = \frac{G \times \tau}{V_p},$$

где G – расход нейтрализата, м^3/ч;

τ – время отстаивания, ч (τ = 3,5 ч);

$V_р$ – рабочий объем типового отстойника, м^3.

Фильтр-пресс автоматический камерный (ФПАКМ). Предназначен для разделения фильтрованием топкодисперсных суспензий с размером частиц не более 3 мм и содержанием твердой фазы от 10 до 500 кг/м^3 при температуре до 80°С. Влажность шлама после ФПАКМ составляет 50÷65 %. Серийно выпускаемые фильтр-прессы ФПАКМ имеют поверхность фильтрования 2,5; 5; 10; 25 и 50 м^2.

Требуемое число аппаратов

$$n = \frac{G}{F \times q},$$

где G – расход исходной суспензии, м^3/ч;

F – поверхность фильтрования типового фильтра ФПАКМ, м^2;

q – удельная нагрузка по исходной суспензии на 1 м^2 фильтрующей поверхности, м^3/м^2×ч.

Для шламовой суспензии, полученной при осветлении горячего нейтрализата, принимают q = 4,0÷4,4 м^3/м^2×ч.

3.1.2. Установка непрерывной стерилизации жидких питательных сред

Исходные данные для расчета установки:

1) производительность установки по исходной среде: G, м^3/ч – 100;
2) плотность среды ρ, кг/м^3 – 1050÷1300;
3) удельная теплосмкость среды c, Дж/кг×К – 4×10^3;
4) динамическая вязкость среды μ, Па×с – 0,035;
5) начальная температура среды $t_н$, °С – 70;
6) конечная температура среды $t_к$, °С – 130;
7) давление среды абс. P, МПа – 0,55;

8) давление пара $P_п$, МПа – 0,60;

9) температура пара $t_п$, °С – 158,1;

10) плотность насыщенного пара $\rho_п$, кг/м^3 – 3,104;

11) температура конденсации пара $t_{к.п}$, °С – 154,6 (при Р = 0,55 МПа);

12) теплоемкость конденсата (при $t_{ср} = (154,6 + 130) : 2 = 142,3$°С) $c_к$, Дж/кг×К – $4,3 \times 10^3$;

13) энтальпия пара при $t = 158,1$°С I, Дж/кг – 2768×10^3;

14) энтальпия пара при $t = 154,6$°С I_1, Дж/кг – 2761×10^3;

15) плотность конденсата при $t = 130$°С $\rho_к$, кг/м^3 – 935.

Нагреватель. Предназначен для разогрева среды острым паром.

Количество тепла, необходимое для нагревания среды

$$Q_н = \frac{G \times 0,85}{3600} \times \rho \times c \times (t_2 - t_1) =$$

$$= \frac{100 \times 0,85}{3600} \times 1060 \times 4,0 \times (130 - 70) = 6\,006\,667 \text{ Вт},$$

где 0,85 – коэффициент, учитывающий разбавление среды конденсатом греющего пара.

Расход тепла на стерилизацию с учетом потерь тепла в окружающую среду в размере 2–3 %

$$Q_{ст} = 1,02 \times Q_н = 6\,126\,800 \text{ Вт}.$$

Расход пара на стерилизацию (L) определяется из уравнения

$$Q_{ст} = L \times (I_1 - I) + L \times r + L \times c_к \times (t_к - t_2);$$

$$L_н = \frac{Q_{ст}}{(I_1 - I) + r + c_к \times (t_к - t_2)} =$$

$$= \frac{6\,126\,800}{(2768 \times 10^3 - 2761 \times 10^3) + 2106 \times 10^3 + 4,3 \times 10^3 \times (154,6 - 130)} =$$

$$= 3,8 \text{ кг/с} = 1,2 \text{ м}^3\text{/с}.$$

Скорость истечения пара из отверстий нагревателя

$$w_п = 1,268 \times \varphi \times \sqrt{I_1 - I} =$$

$$= 1,268 \times 0,9 \times \sqrt{2768 \times 10^3 - 2761 \times 10^3} = 95 \text{ м/с},$$

где φ – коэффициент скорости.

Суммарная площадь отверстий в нагревателе, необходимых для ввода пара

$$f = L_п : w_п = 1,20 : 95 = 0,013 \text{ м}^2.$$

С учетом запаса производительности (1,1) $f = 14\,300$ мм^2.

Площадь одного отверстия диаметром 7 мм

$$f_о = 3,14 \times 7 : 4 = 38,46 \text{ мм}.$$

Количество отверстий диаметром 7 мм для ввода пара в среду

$$n = f : f_о = 14300 : 38,46 = 385.$$

Диаметр внутренней трубы нагревателя

$$D = \sqrt{\frac{G}{0,785 \times \omega}}.$$

Принимаем $\omega = 1$ м/с, тогда

$$D = \sqrt{\frac{100 \times 0,85}{3600 \times 0,785 \times 1}} = 0,175 \text{ м}.$$

Принимаем $D = 200$ мм.

На внутренней трубе нагревателя $D = 200$ мм принимаем 20 рядов отверстий. Число отверстий в одном ряду

$$385 : 20 = 19.$$

Принимаем длину внутренней трубы 0,6 м.

Диаметр штуцера для входа пара в нагреватель

$$D_п = \sqrt{\frac{V_п}{0,785 \times \omega_п}}.$$

Принимаем $\omega_п = 40$ м/с, тогда

$$D_п = \sqrt{\frac{1,20}{0,785 \times 40}} = 0,195 \text{ м}.$$

Принимаем $D_п = 200$ мм.

Диаметр наружной трубы нагревателя принимают

$$D_{нар} = 1,75 \times D;$$

$$D_{нар} = 1,75 \times 200 = 350 \text{ мм}.$$

Емкостную часть нагревателя выбирают по ГОСТ 9931-86: объем 0,25 м^3; диаметр 600 мм; высота 975 мм.

Объем пара, сконденсировавшегося в нагревателе

$$V_к = 3,8 : 935 = 0,0041 \text{ м}^3\text{/с} = 14,9 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Объем среды, выходящей из нагревателя

$$V_{ср} = 85,0 + 14,9 = 99,9 \text{ м}^3\text{/ч} \approx 100 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Время пребывания среды в нагревателе

$$\tau = \frac{0,25 \times 3600}{100} = 9 \text{ с}.$$

Диаметр штуцера для вывода среды

$$D = \sqrt{\frac{100}{0{,}785 \times w_{ср}}} = \sqrt{\frac{100}{0{,}785 \times 1{,}5 \times 3600}} = 0{,}153 \text{м}.$$

Принимаем $D = 150$ мм.

Выдерживатель. Предназначен для выдержки среды при температуре стерилизации. Используют выдерживатель трубчатого типа.

Принимаем скорость движения среды в выдерживателе $\omega = 0{,}1$ м/с.

Диаметр выдерживателя

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785 \times 3600 \times \omega}} = \sqrt{\frac{100}{0{,}785 \times 3600 \times 0{,}1}} = 0{,}595 \text{м}$$

Принимаем $D = 600$ мм.

Выбираем $H : D = 10$, тогда

$$H = 0{,}6 \times 10 = 6 \text{ м}.$$

Объем выдерживателя

$$V = \frac{3{,}14 \times 0{,}6^2}{4} \times 6 = 1{,}7 \text{ м}^3$$

Число выдерживателей при времени выдержки 10 мин

$$n = \frac{100 \times 10}{60 \times 1{,}7} = 9{,}8.$$

Число аппаратов с учетом коэффициента запаса $\eta = 0{,}15$

$$n = 9{,}8 \times 1{,}15 = 11{,}3.$$

Принимаем выдерживатель из 12 трубчатых элементов.

Действительное время выдержки

$$\tau = \frac{1{,}7 \times 12 \times 60}{100} = 12 \text{ мин}.$$

Емкость для среды. Предназначена для смешения и растворения компонентов среды.

Выбирают стандартный емкостной аппарат по ГОСТ 9931-86, вмещающий объем среды на загрузку ферментатора с коэффициентом заполнения емкости, равным 0,7.

Тепловой баланс емкостного аппарата

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6,$$

где Q_1 – тепло, вносимое в аппарат со средой;

Q_2 – тепло, отдаваемое теплоносителем (паром в рубашке);

Q_3 – тепловой эффект процесса (в технологических расчетах, как правило, принимают $Q_3 = 0$);

Q_4 – тепло, уносимое средой из аппарата;

Q_5 – тепло, затрачиваемое на нагрев емкости;

Q_6 – тепло, теряемое аппаратом в окружающую среду.

Количество тепла, вносимого в аппарат

$$Q_1 = 35 \times 1300 \times 4 \times 50 = 4 \times 2\,275\,000 = 9\,100\,000 \text{ кДж},$$

где 35 – количество среды на загрузку ферментатора, $м^3$;

1300 – плотность среды ρ, $кг/м^3$;

50 – начальная температура среды, °С.

Количество тепла, уносимого из аппарата средой

$$Q_4 = 35 \times 1300 \times 70 \times 4 = 12\,740\,000 \text{ кДж},$$

где 70 – конечная температура среды, °С.

Тепловой эффект процесса $Q_3 = 0$.

Расход тепла на нагрев емкости

$$Q_5 = M \times c_a \times (t_к - t_н) =$$
$$= 25\,000 \times 0{,}5\,(70 - 50) = 250\,000 \text{ кДж},$$

где $M = 25\,000$ – масса аппарата, кг;

c_a – теплоемкость материала емкости, кДж/кг×К.

Тепло, теряемое аппаратом в окружающую среду

$$Q_6 = \alpha \times F \times (t_{ст.нар} - t_{возд}) \times \tau,$$

где $t_{ст.нар}$ – температура наружной поверхности стенки аппарата, 40°С;

$t_{возд}$ – температура окружающего воздуха, 20°С;

F – поверхность аппарата, $м^2$ ($F = 92$ $м^2$);

α – коэффициент теплоотдачи, $Вт/м^2 \times К$;

τ – продолжительность пребывания среды в емкости, ч.

$$\alpha = 9{,}74 + 0{,}07 \times (t_{ст.нар} - t_{возд})\ [1];$$
$$\alpha = 9{,}74 + 0{,}07 \times (40 - 20) = 11{,}1 \text{ Вт/м}^2 \times \text{К};$$
$$Q_6 = 11{,}1 \times 10^{-3} \times 92 \times 20 \times 1 \times 3600 = 72\,864 \text{ кДж}.$$

Количество тепла, которое необходимо подвести к емкости

$$Q_2 = Q_4 + Q_5 + Q_6 - Q_1 =$$
$$= 12\,740\,000 + 250\,000 + 72\,864 - 9\,100\,000 = 3\,962\,864 \text{ кДж}.$$

Тепловой поток

$$Ф = Q_2 : \tau,$$

$$Ф = \frac{3\,962\,864}{1 \times 3600} = 1100{,}8 \text{ кВт}$$

Расход пара на нагревание среды в емкости

$$L = \frac{1\ 110\ 800}{2{,}171 \times 10^6} = 0{,}507 \text{ кг/с} = 0{,}33 \text{ м}^3/\text{с} = 1190 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $2{,}171 \times 10^6$ – теплота конденсации пара при $P = 0{,}2$ МПа.

3.2. Оборудование для получения стерильного воздуха

Для очистки воздуха применяют фильтры с различными фильтрующими материалами и элементами.

Расчет числа фильтров, имеющих стандартные фильтрующие элементы, производят по формуле

$$n = V : V_ф,$$

где V – требуемый расход воздуха, м^3/ч;

$V_ф$ – производительность одного фильтра, м^3/ч.

В качестве индивидуальных фильтров тонкой очистки широко применяют: ФТОС-60, ФТОС-500, ФТОС-750, ФТОС-1000, ФТОС-4000. Цифры в маркировке фильтров указывают на их производительность по воздуху в м^3/ч.

Для головных фильтров набивного типа рассчитывают их диаметр, м

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V}{\pi \times V_ф \times 3600}},$$

где V – требуемый расход воздуха, м^3/ч;

$V_ф$ – скорость воздуха внутри фильтра; зависит от материала, применяемого для набивки фильтра и принимается в пределах 0,01–0,10 м/с.

3.3. Оборудование для ферментации

3.3.1. Ферментаторы для культивирования продуцентов белка на гидролизных средах.

В производстве кормового белка используют дрожжерастильные аппараты объемом (V) 330, 600 и 1300 м^3 с эрлифтной системой воздухораспределения.

Рабочий объем жидкости в ферментаторе $V_р = (0{,}30 \div 0{,}35) \times V$ и составляет для аппарата объемом 330 м^3 – 80–100 м^3, объемом 600 м^3 – 180–200 м^3 и объемом 1300 м^3 – 380–400 м^3.

Производительность ферментатора по сухой массе дрожжей Q, кг/ч можно определить по одной из следующих формул:

$$Q = G \times (C_н - C_к) \times Y,$$

где G – расход сусла, м^3/ч;

$C_н$, $C_к$ – концентрация редуцирующих веществ (РВ) соответственно в сусле и культуральной жидкости, кг/м^3;

Y – экономический коэффициент, кг/кг. Для различных продуцентов белка значение Y колеблется от 0,40 до 0,55.

$$Q = G \times C_н \times \alpha,$$

где α – выход биомассы дрожжей по отношению к РВ, поданным в ферментатор, кг/кг.

$$Q = G \times 0{,}25 \times x,$$

где x – рабочая концентрация биомассы дрожжей 75 %-ной влажности в культуральной жидкости, кг/м^3;

$0{,}25 \times x$ – концентрация а. с. биомассы дрожжей.

$$Q = D \times V_р \times 0{,}25 \times x,$$

где D – скорость разбавления среды, ч$^{-1}$;

$V_р$ – рабочий объем ферментатора, м^3.

$$Q = P \times V_р,$$

где P – продуктивность культуры по а. с. биомассе, кг/м^3×ч.

$$P = \mu \times x \times 0{,}25,$$

где μ – удельная скорость роста продуцента белка, ч$^{-1}$.

Количество рабочих дрожжерастильных аппаратов (ферментаторов)

$$n = Q_п : Q,$$

где $Q_п$ – производительность завода по товарным дрожжам, кг/ч;

Q – расчетная или фактическая производительность ферментатора по товарным дрожжам, кг/ч.

Тепловой баланс процесса выращивания продуцентов белка

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 - Q_4 - Q_5,$$

где Q – тепло, которое необходимо отвести из аппарата;

Q_1 – тепло, выделяющееся при росте продуцентов белка;

Q_2 – тепло, приходящее с питательной средой;

Q_3 – тепло, приходящее с воздухом;

Q_4 – тепло, уходящее с отработанным воздухом;

Q_5 – тепло, отходящее с микробной суспензией.

Тепло, выделяющееся при росте биомассы

$$Q_1 = G_г \times q : 3600,$$

где $G_т$ – производительность ферментатора, кг/ч;

q – количество тепла, выделяющегося при выращивании дрожжей на углеводной среде;

q = 11 730 кДж/кг а. с. дрожжей.

Тепло, приходящее с воздухом

$$Q_2 = G_в \times Y_1,$$

где $G_в$ – массовый расход воздуха на выращивание, кг/ч;

Y_1 – теплосодержание воздуха, кДж/кг.

При температуре поступающего в ферментатор сжатого воздуха, равной 68°С, и начальной влажности воздуха φ = 50% теплосодержание воздуха Y = 94,7 кДж/кг.

Тепло, приходящее с питательной средой, определяют по формуле

$$Q_3 = G_1 \times \rho_1 \times c_1 \times t_1 : 3600,$$

где G_1 – расход среды, м^3/ч;

ρ_1 – плотность среды, кг/м^3 (ρ_1 = 1000 кг/м^3);

c_1 – удельная теплоемкость среды, кДж/кг×°С;

t_1 – температура поступающей среды, °С.

Тепло, уходящее с отработанным воздухом

$$Q_4 = G_в \times Y_2,$$

где Y_2 – теплосодержание воздуха, кДж/кг (при t = 38°С и φ_2 = 100% Y_2 = 163,4 кДж/кг).

Тепло, отходящее с микробной суспензией

$$Q_5 = G_2 \times \rho_2 \times c_2 \times t_2 : 3600,$$

где G_2 – расход суспензии, м^3/ч;

ρ_2 – плотность суспензии, кг/м^3;

c_2 – удельная теплоемкость суспензии, кДж/кг×°С;

t_2 – температура суспензии, °С.

Расход охлаждающей воды $G_{вод}$, м^3/ч

$$G_{вод} = Q : c_{вод} \times (t_к - t_н) \times \rho_{вод},$$

где $c_{вод}$ – удельная теплоемкость воды, кДж/кг×°С;

$t_к$, $t_н$ – соответственно конечная и начальная температура воды, °С;

$\rho_{вод}$ – плотность воды, кг/м^3.

3.3.2. Ферментаторы для глубинного культивирования микроорганизмов в асептических производствах

В производственных условиях чаще всего используют фермен-

таторы барботажного типа с механическим перемешиванием. Ферментация осуществляется в периодическом режиме.

Необходимое количество ферментаторов:

$$n = G \times \tau \times k : V \times \varphi \times 24,$$

где G – расход питательной среды, м^3/сут;

τ – оборот ферментатора, ч;

k – коэффициент запаса (k = 1,1÷1,2);

V – геометрический объем ферментатора, м^3;

φ – коэффициент заполнения ферментатора (φ = 0,65÷0,70).

Число сливов культуральной жидкости за сутки:

$$m = G : V \times \varphi.$$

Тогда

$$n = m \times \tau \times k : 24.$$

Необходимое количество посевных аппаратов

$$n_п = m \times \tau_п \times k : 24,$$

где $\tau_п$ – оборот посевного аппарата, ч.

Подробный расчет ферментатора с механической мешалкой и барботером приведен в [3].

3.4. Оборудование для выделения из культуральной жидкости и сушки продуктов микробного синтеза

3.4.1. Барабанный вакуум-фильтр

Применяют для отделения биомассы микроорганизмов (мицелиальных грибов, актиномицетов) от нативного раствора и разделения суспензий, содержащих твердые взвеси различной структуры (волокнистой, коллоидной или аморфной) в концентрации от 50 до 500 г/л.

Требуемое число фильтров

$$n = \frac{G}{F \times g},$$

где G – расход исходной суспензии, м^3/ч;

F – поверхность фильтрования типового фильтра, м^2;

g – удельная нагрузка по исходной суспензии на 1 м^2 фильтрующей поверхности, м^3/м^2×ч.

Принимают удельную нагрузку по суспензии при отделении биомассы мицелиальных грибов 1,0÷2,0 м^3/м^2×ч, актиномицетов – 0,5÷1,0 м^3/м^2×ч.

3.4.2. Сепаратор.

Предназначен для выделения клеток дрожжей или бактерий из

культуральной жидкости (КЖ) и сгущения их до концентрации 600 г/л по биомассе 75 %-ной влажности (15 % по сухой биомассе).

Производительность сепаратора зависит от его марки и концентрации клеток в КЖ. Например, производительность сепаратора СОС-501К3 при концентрации дрожжей в КЖ 25÷30 г/л равна 35 м^3/ч, при концентрации 150÷200 г/л – 25 м^3/ч, при концентрации 200÷400 г/л – 18 м^3/ч.

Число сепараторов рассчитывают исходя из их типа, производительности и расхода КЖ. Учитывая затраты времени на разборку и мойку сепараторов, рассчитывают число резервных машин:

$$n_р = n \times \tau : 24,$$

где τ – продолжительность мойки и чистки сепаратора в течение суток, ч.

В гидролизно-дрожжевом производстве каждый сепаратор подвергают чистке с частичной разборкой один раз в смену в течение 2 ч. Тогда продолжительность чистки сепаратора в течение суток $\tau = 6$ ч.

3.4.3. Ионообменная колонна

Применяют для выделения аминокислот из культуральной жидкости. Типовые ионообменные колонны имеют объем 25, 50, 100 м^3.

Объем ионообменной смолы в колонне

$$V = V_к \times k,$$

где k – коэффициент заполнения колонны смолой ($k = 0{,}85$).

Объем КЖ, проходящей через колонну в одном производственном цикле

$$G_{кж} = \frac{V_{см} \times g_{см}}{C_{ак}},$$

где $g_{см}$ – сорбционная емкость смолы по аминокислоте, кг/м^3;

$C_{ак}$ – содержание аминокислоты в КЖ, кг/м^3.

При сорбции аминокислоты из маточного раствора и КЖ

$$G_{кж} = \frac{V_{см} - \frac{G^{м}_{ак}}{g_{см}}}{C_{ак}} \times g_{см},$$

где $G^{м}_{ак}$ – количество аминокислоты в маточном раство ре, кг.

Время работы колонны в одном производственном цикле включает время сорбции аминокислоты, циркуляции КЖ через

колонну и промывки смолы:

$$\tau = \tau_{сорб} + \tau_{пром} + \tau_{цирк};$$

$$\tau_{сорб} = \frac{G_{кж}}{V_{см} \times \omega},$$

где ω – скорость подачи КЖ в колонну, м^3/м^3×ч.

$$\tau_{пром.} = \frac{G_{пром.воды}}{V_{см} \times \omega_{пром.воды}},$$

где $\omega_{пром.воды}$ – скорость подачи воды в колонну, м^3/м^3×ч.

$\tau_{цирк}$ принимают по регламенту, если циркуляция КЖ предусмотрена технологическим процессом.

Количество КЖ, образуемое за время τ:

$$G^{\tau}_{КЖ} = G_{КЖ\ сут} \times \tau : 24,$$

где $G_{КЖ\ сут.}$ – суточное количество КЖ, м^3.

Количество маточного раствора за время τ

$$G^{\tau}_{мат.р\text{-}ра} = G_{мат.\ р\text{-}ра\ сут} \times \tau : 24.$$

Число ионообменных колонн

$$n = \frac{G^{\tau}_{КЖ} + G^{\tau}_{мат.р-ра}}{G_{КЖ} + G_{мат.р-ра}}.$$

Время, за которое происходит слив с колонны

$$\tau_{сл} = \tau : n.$$

Размеры колонны

$$d : h = 1 : (6 \div 7);$$

$$V = \frac{\pi \times d^2}{4} \times h.$$

Принимают $h = 6 \times d$.

Тогда

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{6 \times \pi}}.$$

Режим работы ионообменной колонны при выделении лизина из КЖ.

Сорбция лизина со скоростью подачи КЖ 1 об/об. см.×ч.

Количество КЖ с «проскоком» лизина – 0,5 об. смолы.

Промывка со скоростью подачи промывной воды 1,0÷2,0 об/об. см.

Количество промывной воды – 2 об. смолы.

Межгранулярный объем жидкости – 0,5 об. смолы.

Десорбция лизина со скоростью подачи элюента 0,4 об/об. см.×ч.

Количество элюента – 2 об. см.

Количество «богатой» фракции – 1 об. смолы.

3.4.4. Сушильная установка

Рекомендации по выбору типа установки для сушки продуктов микробиологического синтеза и расчет сушильных установок различных типов, включая определение размеров сушилок, расчет калориферов, вентиляторов и циклонов для очистки отходящих газов, подробно изложен в [3].

Ниже приведен укрупненный расчет теплового баланса распылительной сушилки.

Расход тепла на сушку

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4,$$

где Q – количество тепла, поступающего в сушилку, Вт;

Q_1 – количество полезно используемого тепла (на испарение влаги), Вт;

Q_2 – потери тепла с уходящим сушильным агентом, Вт;

Q_3 – потери тепла в окружающую среду от охлаждения сушильного агента, Вт;

Q_4 – потери с физическим теплом высушенного материала (продукта), Вт.

Полезно используемое тепло (на испарение влаги)

$$Q_1 = W\,(I_п - I_{дс}),$$

где W – производительность сушилки по испаряемой влаге, кг/ч;

$I_п$ – энтальпия пара при температуре отработанного сушильного агента (на выходе из сушилки), кДж/кг ($I_п$ находится по таблицам теплосодержаний водяного пара при температуре 80–90°С);

$I_{дс}$ – энтальпия суспензии на входе в сушильную камеру при температуре t_1, кДж/кг.

Потери тепла с сушильным агентом определяют по формуле

$$Q_2 = L_c \times (I_2 - I_0) \approx L_c\,(c_2 \times t_2 - c_0 \times t_0),$$

где L_c – количество сушильного агента при выходе из сушильной камеры, кг/ч;

I_2 – энтальпия сушильного агента при температуре t_2, кДж/кг;

I_0 – энтальпия наружного воздуха при t_0, кДж/кг;

c_2 – средняя массовая теплоемкость сушильного агента на выходе из сушилки при температуре t_2 и влагосодержании d_2, кДж/кг× °С;

c_0 – средняя массовая теплоемкость наружного воздуха при температуре t_0 и влагосодержании наружного воздуха d_0, кДж/кг×°С;

t_2 – температура сушильного агента на выходе из сушилки, °С;

t_0 – температура окружающего воздуха, °С.

Потери тепла в окружающую среду от охлаждения сушильного агента

$$Q_3 = F \times k \times \Delta t_{ср},$$

где F – наружная поверхность сушильной камеры, м^2;

k – коэффициент теплопередачи через изолированные стенки сушильной камеры, Вт/м^2×°С;

$\Delta t_{ср}$ – средняя разность между температурой в сушильной камере и температурой окружающего воздуха, °С.

Потери тепла с высушенным продуктом

$$Q_4 = G \times c_g \times (t_4 - t_3),$$

где c_g – теплоемкость высушенного продукта, кДж/кг×°С;

t_3, t_4 – температура суспензии на входе в сушилку и высушенного продукта на выходе из сушилки соответственно, °С.

Количество сушильного агента, необходимое для сушки продукта (L, кг/ч) определяют по формуле

$$L = (Q_1 + Q_3 + Q_4) : (c_1 \times t_1 - c_2 \times t_2),$$

где t_1 – температура сушильного агента на входе в сушилку, °С;

c_1 и c_2 – средние массовые теплоемкости сушильного агента соответственно при заданных температурах t_1 и t_2 и влагосодержании сушильного агента на входе в сушилку, кДж/кг×°С.

Количество отработанного сушильного агента на выходе из сушильной камеры с учетом неорганизованных присосов воздуха в сушильную камеру в размере 5 % принимают

$$L_c = 1{,}05 \times L.$$

По I–x-диаграмме можно определить количества воздуха и тепла, расходуемые на 1 кг испаренной в сушилке влаги:

$$G_{сух.возд} = 1 : (d_2 - d_1),$$

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

Расход тепла на 1 кг испаренной влаги

$$g = G_{\text{сух.возд}} (I_2 - I_0) = (I_2 - I_0) : (d_2 - d_1).$$

Влагосодержание d_2 и d_1 определяют по I–x-диаграмме.

Основные размеры сушильной камеры определяют следующим расчетом.

Рабочий объем сушильной камеры

$$V_к = w : A,$$

где A – влагосъем с 1 м^3 объема камеры, кг/м^3×ч (для распылительной сушилки A = 12–14 кг/м^3×ч).

Отношение высоты (H) сушильной камеры ко внутреннему диаметру ($D_{\text{внутр}}$) принимают 1,1÷1,25.

Рабочая высота сушильной камеры (м)

$$H_к = 4 \times V_к : \pi \times D_к^2.$$

Диаметр сушильной камеры (м)

$$D_к = (2{,}2 \div 2{,}4) \times R_ф,$$

где $R_ф$ – радиус факела распыления суспензии

$$R_ф = 0{,}33 \times \beta_{ср} \times \rho : \rho_г \times Re^{0{,}35} \times Gu^{-0{,}4} \times Ko^{-0{,}2},$$

где $\beta_{ср}$ – средний диаметр капель, м;

ρ и $\rho_г$ – плотность суспензии и газа, кг/м^3;

Re – критерий Рейнольдса;

Gu – критерий Гухмана;

Ko – критерий Коссовича.

$$\beta_{ср} = 1{,}345 \times (1 : n)^{0{,}6} \times (1 : \rho)^{0{,}3} \times (G \times \nu : d_g)^{0{,}2} \times (\sigma : x)^{0{,}1},$$

где n – частота вращения распыливающего диска, с$^{-1}$;

ρ – плотность суспензии, кг/м^3;

G – расход суспензии, кг/с;

ν – кинематическая вязкость суспензии, м^2/с (для дрожжевой суспензии $\nu = (0{,}3 \div 0{,}4) \times 10^{-6}$ м^2/с);

d_g – диаметр распыливающего диска, м (0,12÷0,35 м);

σ – поверхностное натяжение суспензии, Н/м^2 (для дрожжевой суспензии $\sigma = (6 \div 8) \times 10^{-2}$ Н/м^2);

x – смоченный периметр распыливающего диска, м (0,04÷0,9 м).

$$Re = v_0 \times \beta_{ср} : \nu_г,$$

где v_0 – окружная скорость распыливающего диска, м/с (70÷170 м/с);

$\nu_г$ кинематическая вязкость газа, м^2/с ((20÷80) × 10^{-6} м^2/с).

$$Gu = (0{,}5 \times (t_1 + t_2) - t_м) : (273 + t_1),$$

где t_1, t_2 и $t_м$ – температура сушильного агента на входе, на выходе из сушилки и мокрого термометра, °С ($t_м$ = 40÷60 °С).

$$Ko = (273 + 0{,}5 \times (t_1 + t_2)) \times c_г : r_1 (w_1 - w_2),$$

где $c_г$ – удельная теплоемкость сушильного агента, Дж/кг×К (1,1÷1,9 Дж/кг×К);

r_1 – скрытая теплота парообразования при температуре мокрого термометра, Дж/кг;

w_1 и w_2 – влажность суспензии и конечного продукта.

3.5. Расчет перемешивающего устройства

Мощность, потребляемая мешалкой, определяется по формуле

$$N = k_N \times \rho \times n^3 \times d^5, \text{ кВт},$$

где k_N – критерий мощности (зависит от типа перемешивающего устройства и характера движения среды);

ρ – плотность жидкости, кг/м^3;

n – частота вращения мешалки, с$^{-1}$;

d – диаметр мешалки, м.

Критерий мощности k_N определяют по графику [2] в зависимости от значения критерия Re и конструкции мешалки:

$$Re = n \times \rho \times d^2 / \mu,$$

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

Мощность электропривода

$$N_э = (k_п \times k_н \times k_i \times N + N_{упл}) : \eta,$$

где $k_п$ – коэффициент, учитывающий наличие перегородок (для аппаратов с перегородками $k_п$ = 1; без перегородок $k_п$ = 1,25);

k_i – коэффициент, учитывающий наличие в сосуде внутренних устройств (при наличии трубы передавливания или уровнемера k_i = = 1,1÷1,2; при наличии змеевика k_i = 2);

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

η – к. п. д. привода (0,85÷0,95);

$k_н$ – коэффициент наполнения аппарата

$$k_н = (H_ж : D)^{0{,}5},$$

где $H_ж$ – высота столба жидкости, м;

D – диаметр аппарата, м.

При манжетном уплотнении

$$N_{упл.} = 0{,}95 \times P \times f_{тр} \times d^2 \times n,$$

где P – избыточное давление в аппарате, Па;

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

d – диаметр вала, м;

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

При торцовых уплотнениях

$$N_{упл} = 6020 \times d^{1,3},$$

где d – диаметр вала.

Ориентировочно

$$d = c \times d_{мещ},$$

где c – коэффициент, зависящий от типа мешалки: для турбинной $c = 0{,}117$; для трехлопастной $c = 0{,}166$; для якорной $c = 0{,}05$.

3.6. Расчет насосов

При проектировании необходимо определить напор жидкости, создаваемый насосом, и мощность электродвигателя при заданном расходе жидкости. По этим характеристикам выбирают насос конкретной марки.

Полезная мощность на перекачивание жидкости

$$N_п = \rho \times g \times G \times H,$$

где G – расход жидкости, $м^3/с$;

ρ – плотность жидкости, $кг/м^3$;

g – ускорение свободного падения, $м/с^2$;

H – напор, м.

$$H = (P_2 - P_1) : (\rho \times g) + H_г + h_п,$$

где P_1 – давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость, кПа;

P_2 – давление в аппарате, в который перекачивается жидкость, кПа;

$H_г$ – геометрическая высота подъема жидкости, м;

$h_п$ – суммарные потери напора во всасывающей и нагнетательной линиях, м.

Номинальная мощность двигателя

$$N = N_п : (\eta_н \times \eta_{пер}),$$

где $\eta_н$ – к. п. д. насоса (для центробежного насоса $\eta_н = 0{,}7÷0{,}9$, при малой и средней производительности $\eta_н = 0{,}4 ÷ 0{,}7$; для осевого насоса $\eta_н = 0{,}7÷0{,}9$; для поршневого насоса $\eta_н = 0{,}65÷0{,}85$);

$\eta_{пер}$ – к. п. д. передачи от электродвигателя к насосу ($\eta_{пер} = 0{,}93÷0{,}98$ при зубчатой передаче).

$$N_{дв} = N : \eta_{дв}.$$

Величина к. п. д. двигателя ($\eta_{дв}$) в зависимости от его номинальной мощности приведена в табл. 9.

Таблица 9

Зависимость к. п. д. двигателя от его номинальной мощности

N, кВт	1– 3	10– 30	30– 100	100– 200
$\eta_{дв}$	0,78– 0,83	0,87– 0,90	0,90– 0,92	0,92– 0,94

ЛИТЕРАТУРА

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.: Химия, 1976. – 552 с.

2. Основные процессы и аппараты химической технологии / Под ред. Ю.И. Дытперского. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1983. – 493 с.

3. Калунянц К.А., Голгер Л.И., Балашов В.Е. Оборудование микробиологических производств. – М.: Агропромиздат, 1987. – 398 с.

4. ГОСТ 9931-79. Корпуса цилиндрические стальных сварных сосудов и аппаратов. Типы, основные параметры и разделы. – Взамен ГОСТ 9931-69. Введ. 01.01.86. – М.:Издательство стандартов, 1986. – 18 с.

5. Бортников М.М., Босенко А.М. Машины и аппараты микробиологических производств. – Мн.: Вышэйшая школа, 1985. – 288 с.

6. Кантере В.М., Мосичев М.С., Дорошенко М.И. и др. Основы проектирования предприятий микробиологических производств. – М.: Агропромиздат, 1990. – 302 с.

7. Стандарт предприятия СТП 001-2002. Проекты (работы) дипломные. – Мн.: БГТУ, 2002. – 159 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица

Характеристика основного технологического оборудования

Наименование, тип, марка	Основные технические характеристики	Потребляемая мощность, кВт	Габаритные размеры, мм			Примечание
			Длина (L) или диаметр (D)	Ширина	Высота	
2	3	4	5	6	7	8
Гидролизаппарат периодического действия футерованный	Объем, м³ 50 80	– –	D=3000 D=3600	– –	12 030 12 840	Рабочий объем 40 м³ Рабочий объем 64 м³
Гидролизаппарат непрерывного действия титановый	Объем, м³ 80	–	D=2800	–	17 580	Производительность 12 т/ч по а. с. сырью
Испаритель гидролизата	Объем, м³ 20 49	– –	D=2800 D=3200	– –	5950 7100	
Испаритель-инвертор	Объем, м³ 80 125	– –	D=3200 D=3600	– –	13 000 17 000	

Продолжение табл.

2	3	4	5	6	7	8
Нейтрализатор	Объем, $м^3$ 60 100	– –	D=3700 D=5000	– –	5230 9965	
Циклон для выгрузки лигнина (сцежа)	Объем, $м^3$ 125 200 300	– – –	D=5000 D=5000 D=6000	– – –	11 000 13 700 16 315	
Отстойник радиальный	Поверхность, $м^2$ 285 745	– –	D=12 000 D=18 000	– –	4520 5660	
Фильтр-пресс ФПАКМ:	Поверхность фильтрования, $м^2$					
ФПАКМ-2,5Н	2,5	21,5	L=2660	1760	2780	
ФПАКМ-5Н	5,0	25,5	L=3375	2000	2780	
ФПАКМ-10Н	10,0	25,5	L=3375	2000	3520	
ФПАКМ-25Н	25,0	35,0	L=3780	2150	4240	
ФПАКМ-50Н	50,0	37,5	L=5000	2930	5550	
Фильтр-пресс рамный	Поверхность фильтрования, $м^2$					
Ф1М80-820/45К	80	–	L=4990	1495	1430	
Ф1М100-1000/45К	100	–	L=5240	1700	1605	

Продолжение табл.

2	3	4	5	6	7	8
Барабанный вакуум-фильтр:						
БОК-3-1,75	3	1,1	L=2420	2550	2200	
БОК-10-2,6	10	2,2	L=3230	3370	3000	
БОК-20-2,6	20	3,0	L=3230	3370	4750	
Вакуум-охладительная установка (ВОУ)	Производительность по суслу, $м^3/ч$					
	100	–	D=2600	–	17 550	
	150	–	D=2600	–	18 270	
	250	–	D=3600	–	19 300	
Установка непрерывной стерилизации (УНС):	Производительность, $м^3/ч$					
–УНС-5	5		Емкость нагревателя 25 л, выдерживателя –170 л			
–УНС-20	20		Емкость нагревателя 100 л, выдерживателя –1,7 $м^3$ (диаметр 600 мм, высота 600 мм) Рекуператор тепла – пластинчатый теплообменник поверхностью 100 $м^2$			

Продолжение табл.

1	2	3	4	5	6	7
–УНС-50	50		Емкость нагревателя 0,25 м^3, выдерживателя (3 шт.) –5,1 м^3 Пластинчатый рекуператор тепла поверхностью 125 м^2, пластинчатый теплообменник поверхностью 80 м^2			
Фильтры тонкой очистки: ФТОС-500 ФТОС-750 ФТОС-1000 ФТОС-4000	Производительность по воздуху, м^3/ч 500 750 1000 4000					
Автоматический комплекс для очистки отработанного воздуха	Производительность м^3/ч 5000	–	L=4300	5500	4700	
Дрожжерастильные аппараты: –с эрлифтной системой воздухораспределения,4-диффузорный	Объем, м^3 1300	–	D=11.000	–	14 500	Расход воздуха 14 000–18 000 м^3/ч, производительность по товарным дрожжам 18÷22 т/сут

Продолжение табл.

2	3	4	5	6	7	8
–с эрлифтной системой воздухораспределения, 8-диффузорный	1300	–	D=11 000	–	14 500	Расход воздуха 22 000÷26 000 м^3/ч
–с децентрализованной системой воздухораспределения (системы УКРНИИСП)	600 (рабочий объем 180÷200)	–	D=7400	–	14 175	Расход воздуха 12 000÷14 000 м^3/ч, производительность по товарным дрожжам 9÷10 т/сут
–трубчатый	1300	–	D=11 000	–	14 500	Расход воздуха 56 000 м^3/ч, производительность по товарным дрожжам до 50 т/сут
–АДР 900-76	900	315×13	D=18 000		4500	Расход воздуха 60 000 м^3/ч, производительность 35÷40 т/сут
Ферментаторы для асептических производств	Объем, м^3 2 10 50 63 100	 7,5 22,5 70 90 160	 2000 1900 3000 3300 3600	 – – – – –	 3260 6350 11 355 12 015 14 270	

Продолжение табл.

1	2	3	4	5	6	7
Турбовоздуходувки:	Производительность, $м^3$/мин					Конечное давление воздуха 0,18 МПа
ТВ-60-1,8	60	125				
ТВ-80-1,8	100	200				
ТВ-175-1,6	165	320				
Нагнетатели воздуха:						
360-22-2	270	400				
1200-25-3	790	1150				
900-31-3	880	2340				
900-31-4	970	3000				
Водокольцевые вакуум-насосы:						
ВВН-25	25	43	L=2600	1710	1400	
ВВН-50	50	100	L=3360	1890	1530	
Флотаторы:	Объем, $м^3$					Производительность по исходной суспензии 160 $м^3$/ч
–одноступенчатый	160	–	D=7230	–	6200	
–двухступенчатый	80	–	D=5000	–	6000	

Продолжение табл.

2	3	4	5	6	7	8
Сепараторы:	Производительность по исходной суспензии, $м^3$/ч					Диаметр барабана, мм
СОС-501К-3	18÷35	30	L=1730	900	1680	516 мм
СДС-901 Т-01	70÷80	132	–	–	–	900 мм
СДС-531	20÷35	30	–	–	–	530 мм
Теплообменники:	Поверхность,$м^2$					
–кожухотрубчатый	150	–	D=1400	–	5510	
	200	–	D=1400	–	6570	
	244	–	D=1600	–	5500	
–пластинчатый	100	–	L=2258	803	1770	
	140	–	L=2723	803	1770	
Центрифуги:	Максимальная загрузка, кг					
–фильтрующие с ножевой выгрузкой осадка:						
ФГН-633К-2	40	20	3130	1980	1570	
ФГН-903К-3	140	32	3050	1900	2200	
ФГН-1254К-7	400	40	4560	3650	3090	

Продолжение табл.

1	2	3	4	5	6	7
–трубчатые (суперцентрифуги)						
РТР-101К-1		2,2	850	730	1720	
РТР-151К-1		7,5	1070	740	2050	
–осадительные со шнековой выгрузкой осадка	Производительность по осадку, кг/ч					
ОГШ-202К-5	100	5,5	1460	1115	780	
ОГШ-502К-4	2000	32	2585	2200	1080	
ОГШ-802К-5	4000	75	3950	2665	1935	
ОГШ-1203К-1	14 000	90	5020	4040	1725	
Вакуум-выпарные установки:	Поверхность теплообмена, $м^2$		Диаметр сепаратора			Производительность по испаряемой влаге, т/ч
–циркуляционного типа с естественной или принудительной циркуляцией	192	–	2600	–	14 680	10
	500	–	3400	–	17 200	15

Продолжение табл.

1	2	3	4	5	6	7
–трубчатые пленочные с ниспадающей пленкой	Производительность по испаряемой влаге, т/ч					
	10		Испаритель:			
			D=800	–	5000	$F=120\ м^2$
			Сепаратор:			
			D=900	–	1500	$V=1,2\ м^3$
			Конденсатор:			
			D=700	–	3000	$F=68\ м^2$
	20		Испаритель:			
			D=1500	–	9800	$F=660\ м^2$
			Сепаратор:			
			D=1600	–	3600	$V=7\ м^3$
			Конденсатор:			
			D=1000	–	3600	$F=160\ м^2$

Окончание табл.

2	3	4	5	6	7	8
–роторные пленочные аппараты	Поверхность теплообмена, $м^2$					
РП-160-0,8	0,8	3	D=160	–	3790	Удельная производительность по испаряемой влаге до 540 $кг/м^2 \times ч$
РП-600-4	4	7,5	D=300	–	7355	
РП-600-8	8	7,5	D=600	–	9980	
РП-1000-16	16	18,5	D=1000	–	10 876	
Сушилки:	Производительность по испаряемой влаге, кг/ч					Площадь калорифера, $м^2$
–паровые конвейерные						
СПК-4Г-45 (Г4-КСК-45)	335	–	L=9020	2930	4500	700
СПК-4Г-90 (Г4-КСК-90)	680	–	L=13 700	2930	4500	1400
–распылительные						
СРЦ-6,5/200 НК	2000	22	D=6500	–	6500	
СРЦ-8/300 НК	3000	40	D=8500	–	15 490	
СРЦ-10/550 НК	5500	75	D=10 600	–	18 165	
СРЦ-12,5/1100 НК	10 000	100	D=13 035	–	21 900	
СРЦ-12,5/1500 НК	15 000	100	D=13 035	–	24 620	

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ 3

1. СОДЕРЖАНИЕ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ 4

1.1. Введение 4

1.2. Выбор и обоснование места строительства 4

1.3. Теоретические основы процесса 5

1.4. Научно-исследовательская часть проекта 5

1.5. Технологическая часть 5

1.5.1. Выбор и обоснование технологической схемы 5

1.5.2. Описание технологической схемы 6

1.5.3. Расчет материально-тепловых балансов 6

1.5.4. Расчет и подбор оборудования 6

1.5.5. Контроль производства 7

1.6. Выводы 7

2. МАТЕРИАЛЬНО-ТЕПЛОВЫЕ БАЛАНСЫ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ 8

2.1. Производство аминокислот 8

2.1.1. Материальный баланс 8

2.1.2. Тепловой баланс 15

2.2. Производство этанола из крахмалосодержащего сырья 19

2.3. Производство белково-витаминной кормовой добавки на зерновой послеспиртовой барде 23

2.4. Гидролизное производство 26

2.4.1. Гидролизное отделение 26

2.4.2. Отделение подготовки гидролизата к биохимической переработке 33

2.4.3. Бродильное отделение 37

2.4.4. Дрожжевое отделение 39

3. РАСЧЕТ ОБОРУДОВАНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ 44

3.1. Оборудование для получения и подготовки питательных сред 44

3.1.1. Получение и подготовка к ферментации гидролизных сред 44

3.1.2. Установка непрерывной стерилизации жидких питательных сред 47

3.2. Оборудование для получения стерильного воздуха 52

3.3. Оборудование для ферментации 52
3.3.1. Ферментаторы для культивирования продуцентов белка на гидролизных средах 52
3.3.2. Ферментаторы для глубинного культивирования микроорганизмов в асептических производствах 54
3.4. Оборудование для выделения из культуральной жидкости и сушки продуктов микробного синтеза 55
3.4.1. Барабанный вакуум-фильтр 55
3.4.2. Сепаратор 55
3.4.3. Ионообменная колонна 56
3.4.4. Сушильная установка 58
3.5. Расчет перемешивающего устройства 61
3.6. Расчет насосов 62
ЛИТЕРАТУРА 64
ПРИЛОЖЕНИЕ 65

РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНЫХ И ТЕПЛОВЫХ БАЛАНСОВ. РАСЧЕТ И ПОДБОР ОБОРУДОВАНИЯ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Составители: **Ручай** Николай Степанович
Маркевич Раиса Михайловна

Редактор Е.И. Гоман

Подписано в печать 16.02.2004. Формат 60×84 1/46.
Бумага офсетная. Гарнитура Таймс. Печать офсетная.
Уч.-изд. л. 4,6. Усл. печ. л. 5,4.
Тираж 140 экз. Заказ 118.

Учреждение образования «Белорусский государственный технологический университет».
220050. Минск, Свердлова, 13а. Лицензия ЛВ № 276 от 15.04.03.

Отпечатано в лаборатории полиграфии учреждения образования «Белорусский государственный технологический университет». 220050. Минск, Свердлова, 13.