

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

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

ИНСТИТУТ ХОЛОДА И БИОТЕХНОЛОГИЙ



# РАЗРАБОТКА И ПРОЕКТИРОВАНИЕ ФЕРМЕНТАЦИОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ ДЛЯ АЭРОБНОГО КУЛЬТИВИРОВАНИЯ ОДНОКЛЕТОЧНЫХ МИКРООРГАНИЗМОВ

Учебно-методическое пособие



Санкт-Петербург

2014

УДК 621:664.3.001.24

**Разработка и проектирование ферментационного оборудования для аэробного культивирования одноклеточных микроорганизмов: Учеб.-метод. пособие. / А.Г. Новоселов, Ю.Н. Гуляева, А.Б. Дужий, А.В. Сивенков. – СПб.: НИУ ИТМО; ИХиБТ, 2014. – 91 с.**

Изложена методика гидродинамических, тепловых, массообменных и конструкционных расчетов барботажных и кожухотрубных струйно-инжекционных ферментаторов. Дана классификация конструкций ферментаторов, теплопередающих и газораспределительных устройств. Приведены рекомендации по структуре и оформлению расчетно-пояснительной записки и графической части курсового проекта в соответствии с ГОСТ 7.32–2001.

Предназначено для самостоятельной работы магистрантов направления 151000 Технологические машины и оборудование очной и заочной форм обучения.

**Рецензент: кандидат техн. наук, доц. С.Ф. Демидов**

**Рекомендовано к печати редакционно-издательским советом Института холода и биотехнологий**



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

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

© Новоселов А.Г., Гуляева Ю.Н., Дужий А.Б., Сивенков А.В., 2014

## ВВЕДЕНИЕ

Культивирование микроорганизмов осуществляют с целью получения большего их количества (биомассы), как в случае, дрожжевого производства, так и в случае получения продуктов их метаболизма (жизнедеятельности), например, пива, этилового спирта, органических кислот или ферментов.

Промышленное производство биомассы осуществляется путем проведения аэробного способа культивирования, т.е. в условиях аэрации культуральной жидкости воздухом.

Производство продуктов метаболизма обычно проводится в условиях отсутствия аэрации воздухом (анаэробное культивирование). Анаэробные процессы часто называют процессами брожения.

Аэробное культивирование микроорганизмов, в промышленном масштабе, получило широкое развитие при производстве хлебопекарных и кормовых дрожжей, а также при производстве чистой культуры пивных и винных дрожжей.

Процесс аэробного культивирования микроорганизмов осуществляется в специальных аппаратах – ферментаторах.

С точки зрения процессов, происходящих при культивировании микроорганизмов, ферментатор - это тепло- и массообменный аппарат, который должен обладать требуемыми теплообменными и массообменными характеристиками, которые количественно определяются коэффициентами теплопередачи  $K_T$  и массопередачи  $K_M$ .

## 1. КОНСТРУКЦИИ ФЕРМЕНТАТОРОВ

### 1.1. Классификация конструкций ферментаторов

Из научно-технической и патентной литературы известно большое число конструкций ферментаторов. Однако в промышленности нашло применение лишь ограниченное число конструкций ферментаторов. Некоторые из них будут приведены ниже.

До сих пор не существует общепринятой классификации ферментаторов, поэтому ниже представлены лишь некоторые, нашедшие отражение в отраслевой литературе.

Конструкции ферментаторов классифицируют:

**по принципу организации процесса:**

– периодического действия;

– непрерывного действия;

**по гидродинамическому режиму:**

– реакторы идеального (полного) перемешивания;

– реакторы идеального (полного) вытеснения;

– реакторы с промежуточным гидродинамическим режимом;

**по типу геометрии конструкции:**

– горизонтальные;

– вертикальные;

– шаровые;

**по способу ввода энергии в аппарат:**

– с газовой фазой;

– с жидкостной фазой;

– с газовой и жидкой фазами;

– с механическими перемешивающими устройствами;

– комбинированные.

В последнее время принято классифицировать все конструкции ферментаторов по способу ввода энергии в аппарат.

## **1.2. Краткий обзор конструкций ферментаторов**

Схема классификации известных конструкций ферментаторов по способу ввода энергии в аппарат представлена на рис. 1.

Все конструкции ферментаторов первой группы основаны на принципе подачи энергии с газовой фазой (рис. 2). Конструктивной особенностью этих аппаратов является расположение газораспределительного устройства в их нижней части. В свою очередь, входящие в эту группу, конструкции можно разделить на два вида: барботажные и эрлифтные (газлифтные). Принципиальным отличием их друг от друга является то, что в барботажных аппаратах движение жидкостной фазы в рабочем объеме неорганизованное и турбулизация ее, осуществляется за счет хаотического подъема газовых пузырьков.

Основным недостатком барботажных аппаратов, как и всех аппаратов этой группы, является необходимость применения газонагнетательных машин. Это неизбежно повышает капитальные затраты на создание производства (турбовоздуходувки, маслоотделители, воздухоохладители, воздухопроводы и т.п.) и эксплуатационные затраты, связанные с обслуживанием этих машин (зарплата рабочего персонала, затраты на содержание, текущий и капитальный ремонт оборудования и коммуникаций).

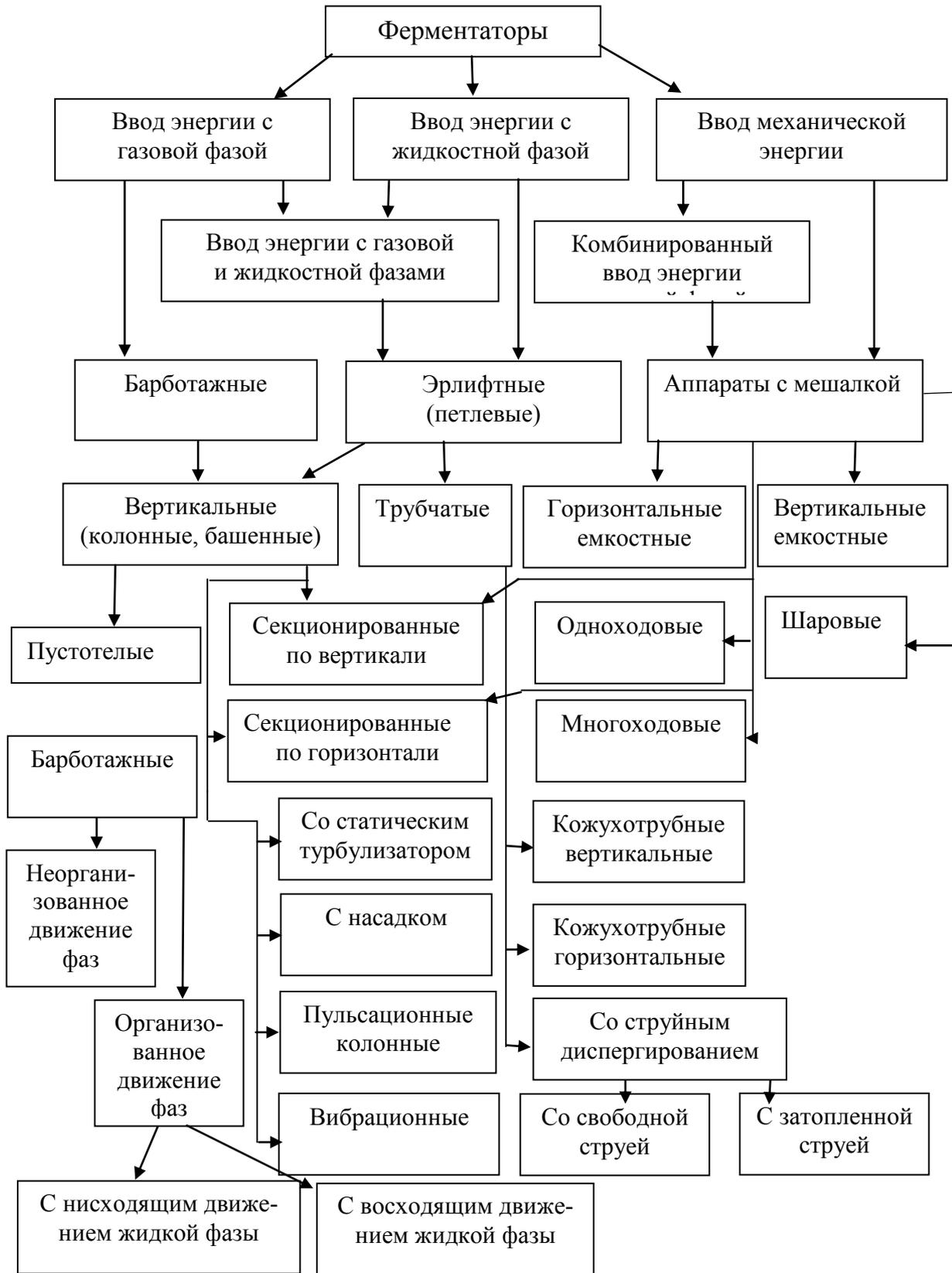


Рис. 1. Классификация конструкций ферментаторов по способу подвода энергии в рабочий объем

Другой причиной неэффективной работы этих аппаратов является то, что в результате коалесценции пузырьков газа, активная зона массообмена ограничена областью непосредственно прилегающей к газораспределительному устройству. В этой области газожидкостная смесь представляет собой мелкодисперсную среду с малым диаметром пузырей.

Основная же часть рабочего объема ферментатора заполнена более крупными пузырьками, т.к. энергии подводимой с газом не хватает для поддержания мелкомасштабной турбулентности жидкой фазы во всем рабочем объеме аппарата.

Более того, в случае нарушения равномерности подачи газа и его диспергирования возникает эффект “байпасирования”, т.е. основная часть подаваемой газовой фазы образует фактически локальный газовый поток внутри рабочей жидкости, что приводит к появлению застойных зон и неэффективному использованию подаваемого газа.

Для исключения негативных эффектов “байпасирования” и снижения последствий коалесценции пустотелые барботажные ферментаторы секционируют вертикальными или горизонтальными перегородками или, в некоторых случаях, размещают в рабочем объеме аппарата статические турбулизаторы сложной геометрической формы. Это в определенной степени позволяет интенсифицировать перемешивание жидкой фазы и увеличить время пребывания газовой фазы в аппарате, но резко снижает эффективность мойки и надежность стерилизации аппарата.

Увеличение времени пребывания газовой фазы в пустотелых барботажных ферментаторах можно достигнуть путем увеличения отношения высоты аппарата  $H_A$  к его диаметру  $D_A$ , однако, увеличение высоты рабочего объема в свою очередь ведет к дополнительно увеличению гидростатического давления в зоне расположения газораспределителей, которое будет необходимо преодолевать воздухомеханическому оборудованию. Обычно соотношение  $H_A/D_A$  принимают в пределах  $2 \div 10$ .

Среди ферментаторов этой группы следует выделить конструкции эрлифтных (газлифтных) петлевых аппаратов. Обычно это аппарат колонного типа с вертикально установленной одной циркуляционной (рис. 2, в) или несколькими трубами и под которыми размещается газораспределительное устройство (рис. 2, и).

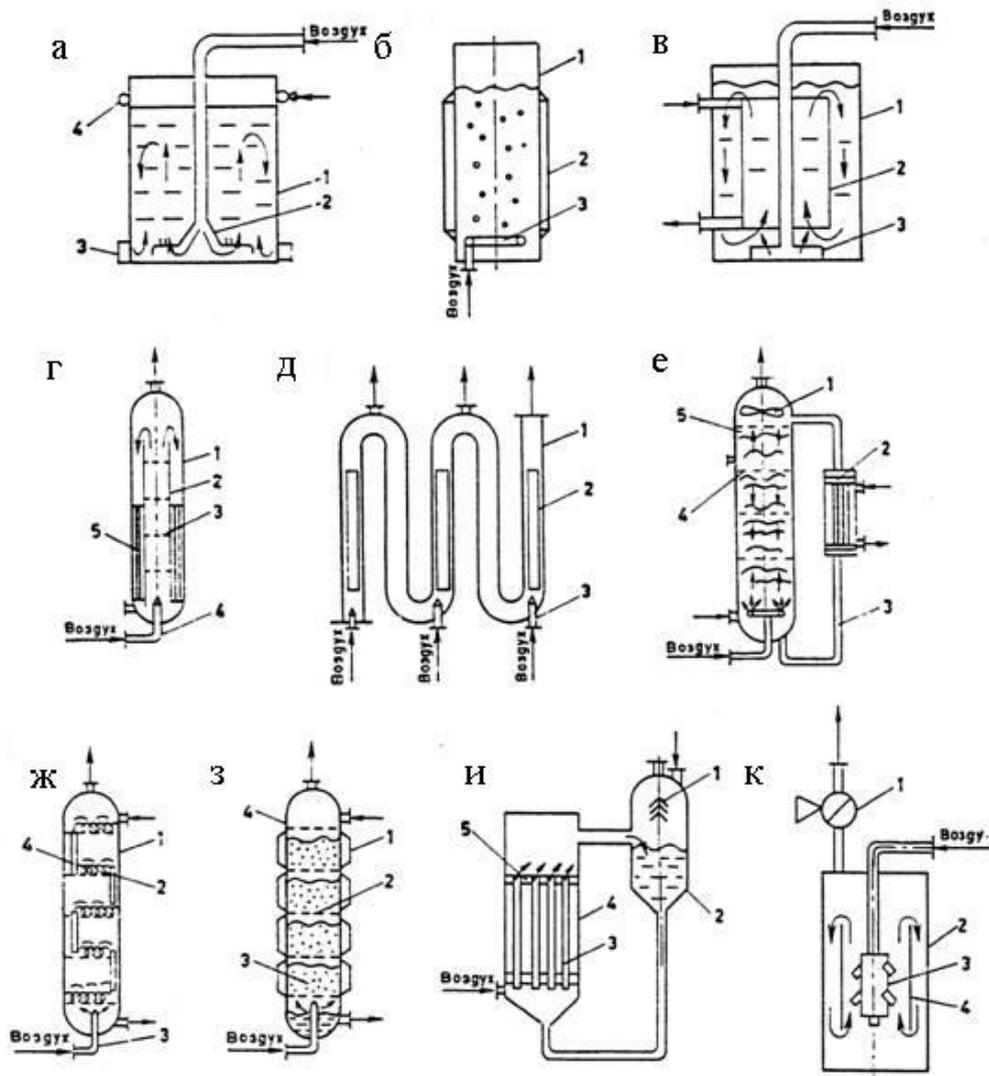


Рис. 2. Основные конструкции ферментаторов с подводом энергии газовой фазой [1]:

а - ферментатор барботажный: 1 – корпус, 2 – воздухораспределитель, 3 – карман, 4 – коллектор; б - ферментатор барботажный колонный: 1 – корпус, 2 – рубашка, 3 – воздухораспределитель; в - ферментатор барботажно-эрлифтный: 1 – корпус, 2 – диффузор-теплообменник, 3 – воздухораспределитель; г - ферментатор газлифтный: 1 – корпус, 2 – диффузор, 3 – диспергатор, 4 – воздухораспределитель, 5 – теплообменник; д - ферментатор газлифтный змеевиковый: 1 – корпус, 2 – диффузор, 3 – воздухоподводящий патрубок; е - ферментатор газлифтный рециркуляционный колонный: 1 – пеногаситель, 2 – теплообменник, 3 – циркуляционная труба, 4 – диспергатор, 5 – корпус; ж - ферментатор тарельчатый колонный: 1 – корпус, 2 – тарелка, 3 – воздухопроводящая труба, 4 – переливная труба; з - ферментатор с плавающей насадкой колонный: 1 – рубашка, 2 – тарелка, 3 – насадка, 4 – корпус; и - ферментатор трубчатый: 1 – пеногаситель, 2 – емкость, 3 – трубы, 4 – корпус, 5 – распределительная перегородка; к - ферментатор газлифтный пульсационный: 1 – клапан, 2 – корпус, 3 – аэратор, 4 – диффузор-теплообменник

Газовая фаза подается и диспергируется в циркуляционную трубу и, тем самым, искусственно создается циркуляция жидкостной фазы либо внутри рабочего объема (рис. 2, в) либо по внешнему циркуляционному контуру (рис. 2, и). Такая организация потоков в определенной степени препятствует активной коалесценции пузырей и уменьшает образование застойных зон.

Применение эрлифта позволяет интенсифицировать процессы массообмена за счет более высокой турбулизации жидкостной фазы и процессы теплообмена путем включения в циркуляционный контур кожухотрубных теплообменников (рис. 2, и), что очень важно при проведении культивирования микроорганизмов с большим выделением биологического тепла.

Для редиспергирования газовой фазы используют и физические способы турбулизации жидкости. К таким можно отнести пульсационные и вибрационные колонны (рис. 2, к). Однако, эти аппараты не нашли широкого промышленного применения из-за значительного усложнения их конструкции за счет установки устройств, вызывающих периодические перепады давления в отдельных зонах рабочего объема.

Аппараты второй группы (рис. 3) реализуют принцип подвода энергии с жидкостной фазой. Передача энергии к газожидкостной смеси находящейся в рабочем объеме осуществляется либо механическим способом с помощью мешалок, либо гидродинамическим – с потоком жидкости. В первом случае для подачи и диспергирования газа необходимы самовсасывающие мешалки. Во втором – насос и циркуляционный контур, в который может быть последовательно включен кожухотрубный или пластинчатый теплообменник.

Аппараты с самовсасывающими мешалками не требуют специальных газонагнетательных машин для подачи газовой фазы в аппарат. Поступление газа происходит за счет разряжения, возникающего в воздушной камере мешалки, которая с одной стороны соединяется с атмосферой, а с другой – с жидкостью, отбрасываемой лопастями мешалки. Однако наличие подвижных механических устройств значительно уменьшает надежность эксплуатации таких аппаратов и вынужденно снижает их рабочий объем.

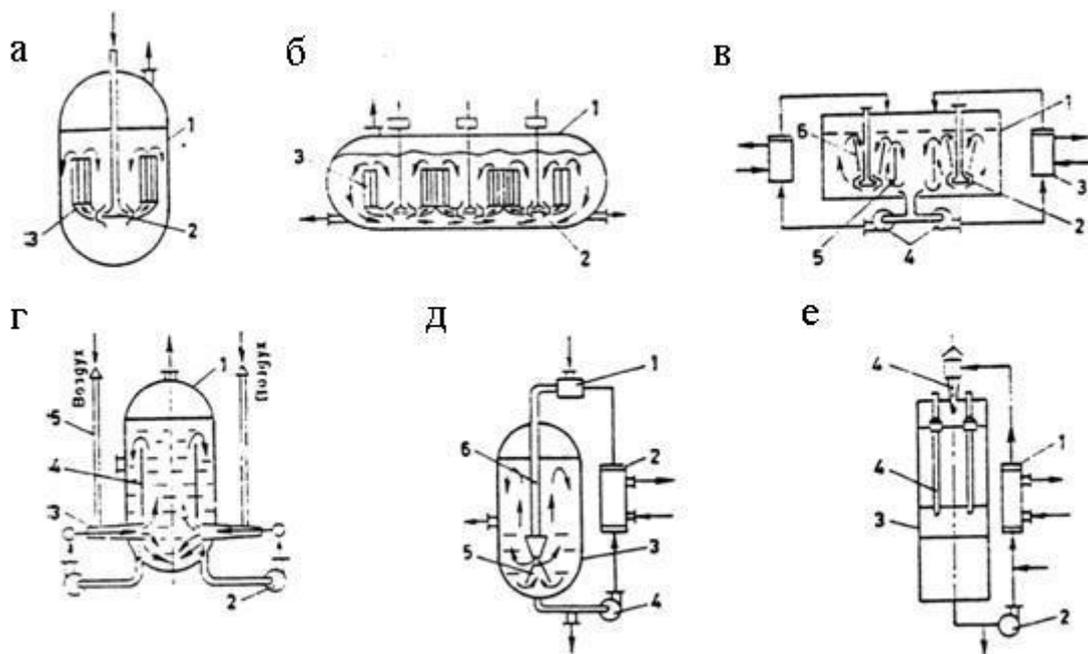


Рис. 3. Основные конструкции ферментаторов с подачей энергии жидкостной фазой [1]:

а - одновальный ферментатор с самовсасывающей мешалкой: 1 – корпус, 2 – самовсасывающая мешалка, 3 – циркуляционный контур-теплообменник; б - ферментатор с самовсасывающими мешалками многовальный: 1 – корпус, 2 – самовсасывающая мешалка, 3 – теплообменник; в - ферментатор с самовсасывающими мешалками многовальный с внешним циркуляционным контуром: 1 – корпус, 2 – самовсасывающая мешалка, 3 – теплообменник, 4 – насос, 5, 6 – диффузор; г - ферментатор эжекционный: 1 – корпус, 2 – насос, 3 – эжектор, 4 – диффузор-теплообменник, 5 – воздухозаборник; д - ферментатор струйный с затопленной струей: 1 – эжектор, 2 – теплообменник, 3 – корпус, 4 – насос, 5 – рассекаТЕЛЬ, 6 – труба с насадкой; е - ферментатор струйный с падающей струей: 1 – теплообменник, 2 – насос, 3 – корпус, 4 – эжектор

Избежать этой проблемы позволяют конструкции эжекционных аппаратов, во внешнем циркуляционном контуре которых устанавливается эжектор для подачи газовой фазы в поток жидкости. Диспергирование газовой фазы происходит в эжекторе и далее газожидкостная смесь поступает в определенные области рабочего объема аппарата. Недостатком этой конструкции является необходимость создания больших скоростей движения жидкости, чтобы обеспечить разрежение в эжекторе для поступления газовой фазы в аппарат. Другой проблемой становится необходимость в насосе способном перекачивать газожидкостную смесь. Более надежной и экономичной

конструкцией, по отношению к последним аппаратам, являются струйные – со свободной и затопленной струей. Принципиальное их отличие заключается в том, что в первом случае газ вносится струей через свободную поверхность жидкости и диспергируется в ней за счет кинетической энергии струи. Во втором случае – газ подводится непосредственно в поток жидкости. В зоне выхода затопленной струи, газ диспергируется и распределяется по рабочему объему. В последнем случае для подачи газа необходимо газонагнетательное оборудование.

Аппараты с подачей энергии газовой и жидкостной фазами (рис. 4) представляют собой совокупность технических решений, реализованных в первой и второй группах. Они обладают всеми недостатками характерными для каждой из этих групп в отдельности. Основными из них являются сложность конструкции и меньшая надежность в эксплуатации.

Выбор необходимой конструкции ферментатора для проведения конкретного процесса культивирования требует определенного опыта в осуществлении конструкторских разработок, большой информации о промышленном применении той или иной конструкции ферментатора в определенной технологической схеме производства и практических навыков по составлению расчетных алгоритмов и их реализации.

Одной из последних конструкторских разработок является конструкция кожухотрубного струйно-инжекционного аппарата (КСИА) (рис. 5). Аппарат создавался с целью проведения культивирования хлебопекарных дрожжей при высоких концентрациях биомассы (до  $450 \text{ кг/м}^3$ ).

Принцип его работы заключается в образовании и движении газожидкостной смеси в трубах аппарата за счет инжектирующей способности свободной струи жидкости, вытекающей из сопла определенной формы, ее динамического воздействия на смесь в нисходящем потоке и газлифтного эффекта в восходящем. Конструктивно КСИА состоит из двух аппаратов: теплообменника-аэратора 1 и емкости-накопителя 2 (рис. 5). Теплообменник-аэратор (Т-А) представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник с видоизмененной верхней частью. Он состоит из вертикальных опускных 4, подъемных 5 и сливных 6 труб, последовательно соединенных между собой и образующих циркуляционный канал.

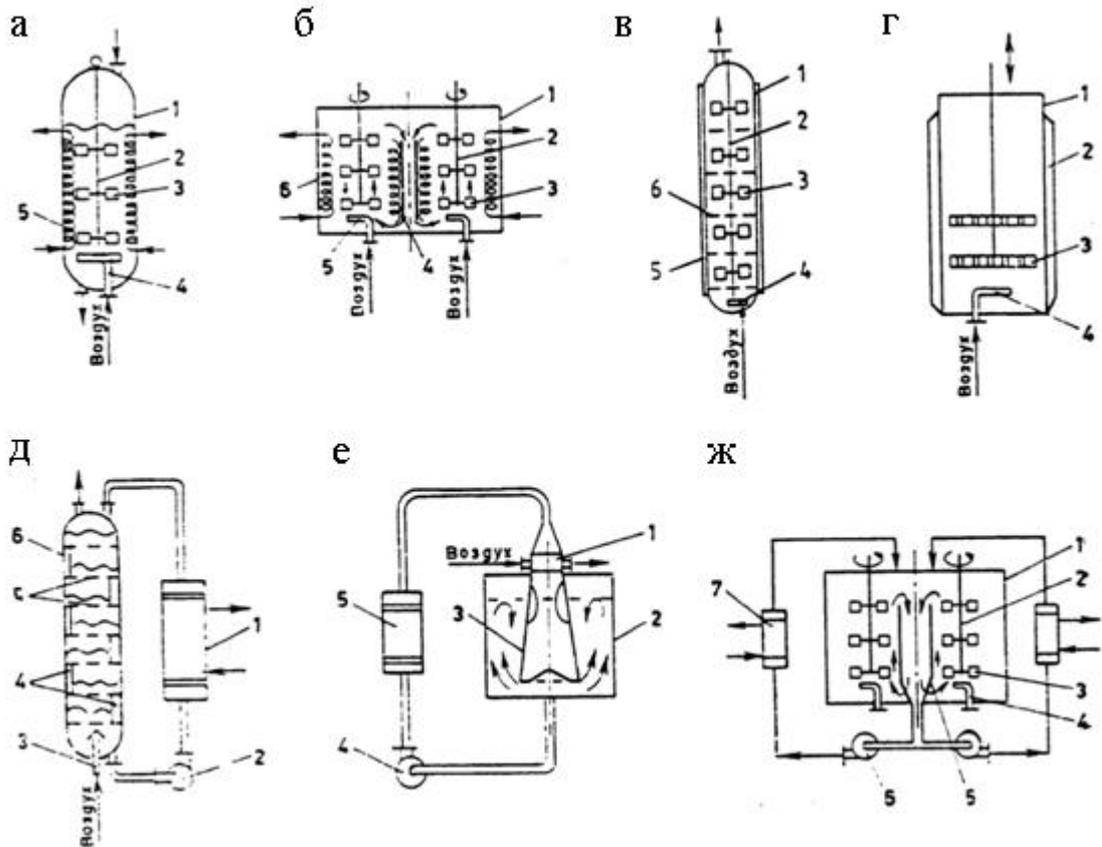


Рис. 4. Основные конструкции ферментаторов с подачей энергии газовой и жидкостной фазами [1]:

а – ферментатор с мешалками одновальный: 1 – корпус, 2 – вал, 3 – мешалка, 4 – воздухораспределитель, 5 – теплообменник; б – ферментатор с мешалками многовальный: 1 – корпус, 2 – вал, 3 – мешалка, 4 – диффузор, 5 – воздухораспределитель, 6 – теплообменник; в – ферментатор с мешалкой колонный: 1 – корпус, 2 – вал, 3 – мешалка, 4 – воздухораспределитель, 5 – рубашка, 6 – тарелки; г – ферментатор с вибромешалками: 1 – корпус, 2 – рубашка, 3 – вибромешалка, 4 – воздухораспределитель; д – ферментатор с комбинированным вводом энергии колонный: 1 – теплообменник; 2 – насос, 3 – воздухораспределитель, 4 – переливные устройства, 5 – тарелки, 6 – колонна; е – ферментатор с комбинированным вводом энергии: 1 – аэратор, 2 – корпус, 3 – диффузор, 4 – насос, 5 – теплообменник; ж – ферментатор с мешалками многовальный с циркуляционным контуром: 1 – корпус, 2 – вал, 3 – мешалка, 4 – барботер, 5 – диффузор, 6 – насос, 7 – теплообменник

Верхняя часть Т-А, присоединенная к его кожухотрубной части, разделена горизонтальной перегородкой с образованием жидкостной 10 и газовой 9 камер. В свою очередь газовая камера 9 разделена на две части вертикальной перегородкой 17 с образованием основ-

ной 16 и дополнительной камер. В горизонтальной перегородке верхней камеры установлены сопла: основные 7 и дополнительные 8. Основные сопла 7 размещаются в основной газовой камере 16 строго вертикально над опускными трубами 4 соосно с ними. Дополнительные сопла 8 размещены в дополнительной газовой камере 9 над сливными трубами 6 соосно с ними. Основная газовая камера 16 имеет патрубки для подачи воздуха (газа) 15.

Нижние концы опускных 4 и подъемных 5 труб соединены камерой 11. Нижние концы сливных труб 6 соединены с центральной трубой 13 емкости-накопителя 2. Для подачи и отвода хладоносителя в кожухотрубный теплообменник (межтрубное пространство) в кожухе размещены патрубки, в нижней части кожуха для входа и в верхней части – для выхода.

Емкость-накопитель (Е-Н) 2 представляет собой вертикальный цилиндроконический резервуар, состоящий из корпуса 2, центральной трубы 13 и циркуляционного стакана 12, размещенных внутри корпуса 2 соосно с ним. В коническом днище Е-Н размещен патрубок 18, соединенный с всасывающим трубопроводом циркуляционного насоса 3.

Центральная труба 13 в верхней части соединена с Т-А, а нижней частью входит внутрь циркуляционного стакана 12 не соединяясь с его днищем. Циркуляционный стакан 12 также размещен соосно корпусу 2 и имеет двухконусное днище. В самых нижних точках конусного ребра просверлены отверстия для слива культуральной жидкости из циркуляционного стакана при опорожнении КСИФа.

Для отвода отработанного воздуха в верхней части Е-Н размещен патрубок 14. Здесь же размещены все необходимые технологические патрубки 19 для подачи питательных и ростовых веществ, а также химического пеногасителя.

Кожухотрубный струйно-инжекционный ферментатор работает следующим образом. Включается циркуляционный насос 3 и культуральная жидкость подается через входной патрубок Т-А в верхнюю жидкостную камеру 10. Далее поток жидкости распределяется по соплам 7 и 8, из которых он вытекает в виде свободных жидкостных струй, проходящих через основную 16 и дополнительную 9 камеры, и поступающих, соответственно, в опускные 4 и сливные 6 трубы.

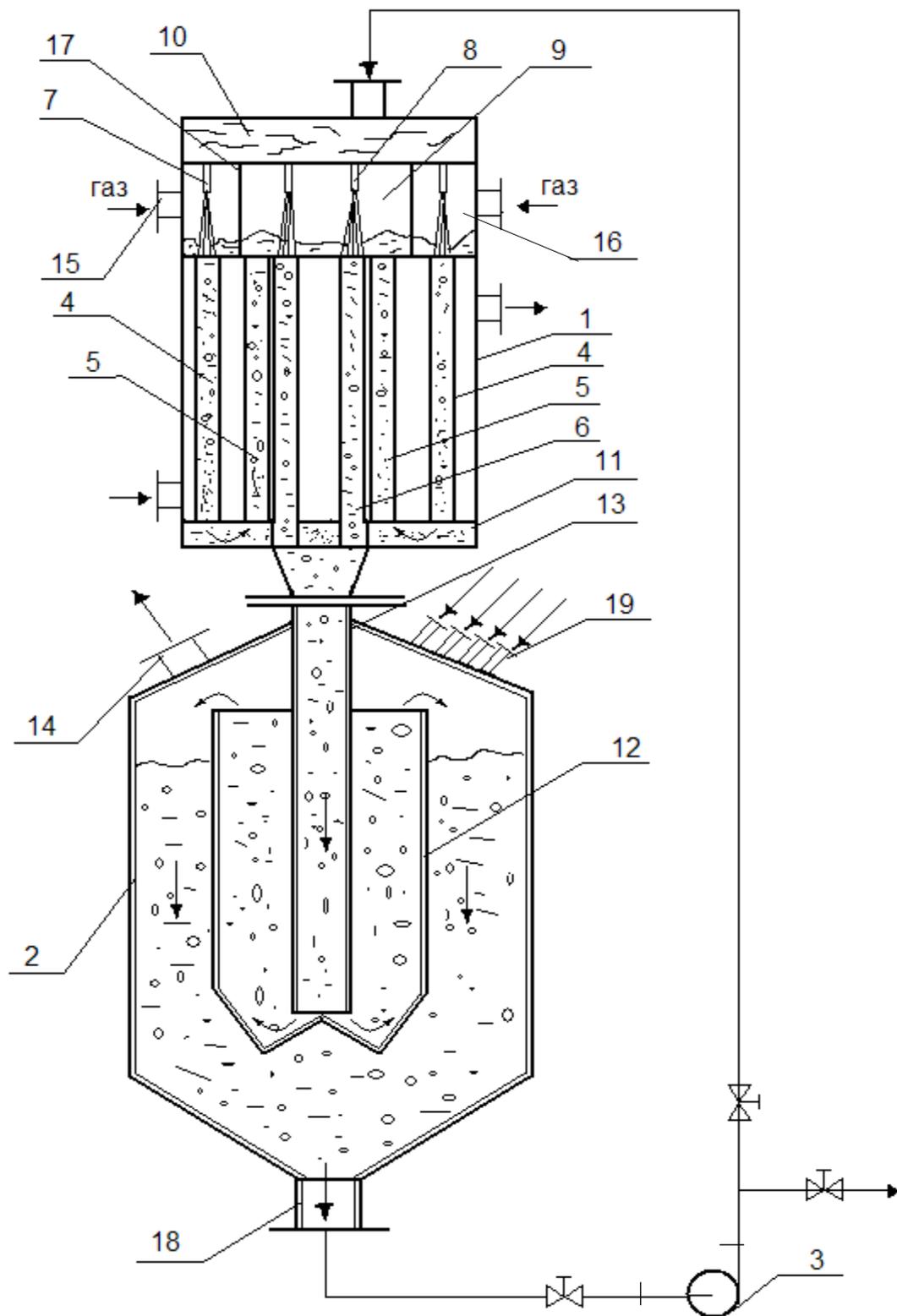


Рис. 5. Конструкция КСИА с накопительной емкостью

При движении струй через газовые камеры происходит захват (инжекция) ими окружающего газа и увлечение его в соответствующие трубы. При этом в опускающих трубах 4 образуется мелкодисперсная газожидкостная смесь, которая движется нисходящим потоком.

Достигнув нижнего конца опускающей трубы 4, газожидкостная смесь перетекает в подъемные трубы 5, двигаясь восходящим потоком к верхним концам труб 5, соединенных с верхней дополнительной камерой 9. В камере 9 поток разворачивается и поступает в сливные трубы 6, где смешивается со струями, вытекающими из дополнительных сопел 8 и движется нисходящим потоком к центральной трубе 13 Е-Н.

Затем газожидкостная смесь продолжает движение в виде нисходящего потока по центральной трубе 13 Е-Н. Достигнув нижнего ее конца, поток разворачивается и поступает в кольцевое пространство, образованное центральной трубой 13 и циркуляционным стаканом 12, двигаясь восходящим потоком. На выходе из циркуляционного стакана поток газожидкостной смеси вновь разворачивается и движется нисходящим потоком к днищу корпуса Е-Н и поступает в патрубок 18.

Культивирование хлебопекарных дрожжей в КСИФе проводится в следующей последовательности. В подготовленный к работе ферментатор через технологические патрубки 19 вводится вода, водные растворы мелассы, питательных солей и ростовых веществ в соответствии с технологическим режимом культивирования. Затем запускается циркуляционный насос 3 и субстрат циркулирует по объему КСИФ до достижения заданной температуры и рН. После этого вводится засевной материал (чистая культура дрожжей *Saccharomyces cerevisiae*) и начинается собственно процесс культивирования.

Температура культуральной жидкости регулируется путем подачи хладоносителя в межтрубное пространство Т-А.

В Т-А осуществляется два основных физических процесса: процесс массообмена между газом, жидкостью и дрожжевыми клетками, и процесс теплообмена между трехфазной смесью (воздух – водный раствор субстрата – дрожжевые клетки) и хладоносителем (обычно вода).

В Е-Н содержится основной объем культуральной жидкости, который предопределен технологическим режимом, кроме того, в ней

осуществляется отделение отработанного воздуха от жидкости и его удаление из аппарата, а также проводится гашение пены, неизбежно возникающей на свободной поверхности культуральной жидкости.

Поступление воздуха в Т-А происходит за счет разности давлений атмосферного воздуха и в газовых камерах, т.е. аппарат является самовсасывающим, и дорогостоящее воздухонагнетательное оборудование не требуется. Свободные жидкостные струи, вытекающие из сопел, выполняют функции трех отдельных устройств: нагнетателя воздуха, диспергатора и динамического насоса, обуславливающего напорное движение газожидкостной смеси по трубам Т-А.

Таким образом, культуральная жидкость совершает циркуляционное движение по трубам Т-А и каналам Е-Н, где за исключением последней стадии идет постоянный перенос кислорода от пузырьков воздуха к клеткам в сильно турбулизованном режиме. Подача субстрата ростовых веществ и питательных солей осуществляется в емкость-накопитель.

Каждая конструкция ферментатора обладает определенными массообменными характеристиками, которые количественно оцениваются значением объемного коэффициента массоотдачи  $\beta_V$ .

Сравнение значений  $\beta_V$  в зависимости от удельной подводимой энергии к газожидкостной смеси  $N/V_{см}$  для различных конструкций ферментаторов представлено на рис. 6.

### **1.3. Основные преимущества и недостатки барботажных ферментаторов**

Барботажные пустотелые колонные ферментаторы представляют собой аппараты, в которых массообменные процессы между газом и жидкостью протекают во время прохождения газа в виде газовых пузырей (дискретная фаза) через слой жидкости или суспензии (сплошная фаза). При этом целевым компонентом переноса является кислород, содержащийся в воздухе.

Широкое применение барботажных колонных реакторов обусловлено рядом преимуществ по сравнению с другими конструкциями аппаратов:

- простота конструкции;
- надежность в эксплуатации;
- высокая тепловая устойчивость;

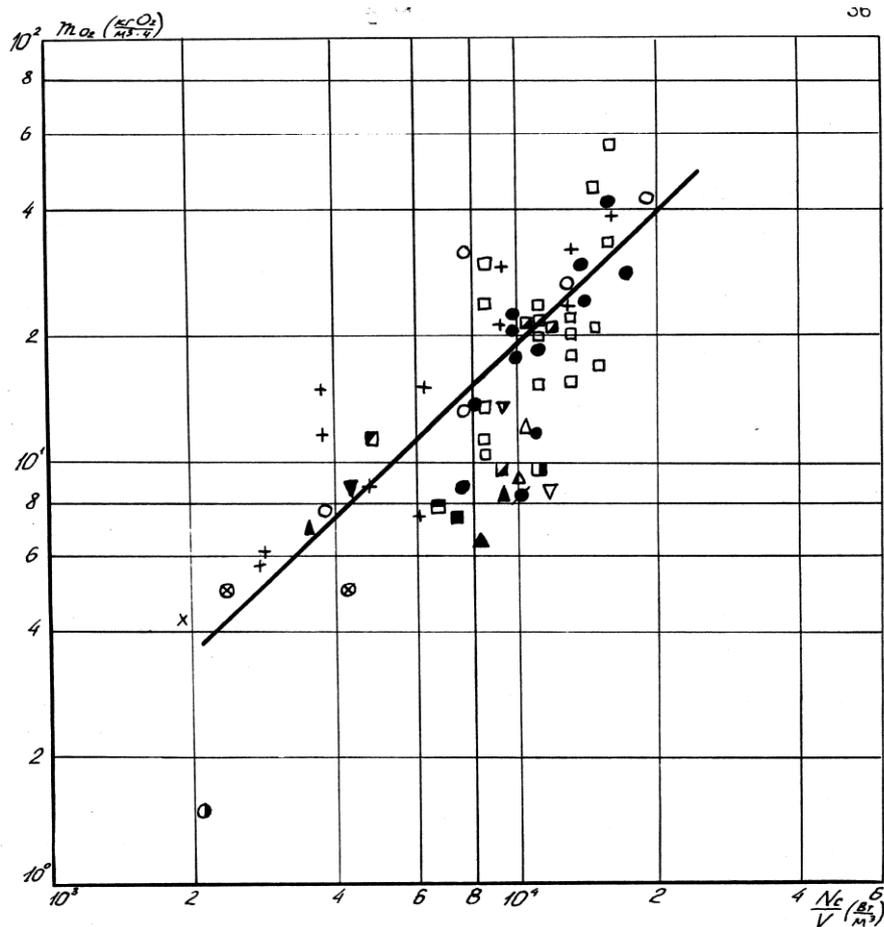


Рис. 6. Зависимость объемного коэффициента массотдачи  $\beta_{ж \cdot a}$  от подводимой энергии для различных конструкций ферментаторов

КСИА  $d_{TR} = 32 \cdot 10^{-3}$  м;  $\bullet$   $d_0 = 6 \cdot 10^{-3}$  м;  $+$   $d_0 = 9 \cdot 10^{-3}$  м;  $\square$  –  $d_0 = 5 \cdot 10^{-3}$  м;  
 $\circ$  –  $d_0 = 7,5 \cdot 10^{-3}$  м

$\blacktriangle$  – АДР-900-76;  $\odot$  – Горизонтальный с самовсасывающей мешалкой  
 $\square$  – Струйный ИЦ (ГДР);  $\square$  – Эжекционный ВСБ-2000;  $\triangle$  – Колонный «Ми-  
 цубиси»  
 $\chi$  – Система Фогельбуш;  $\oplus$  – Барботажный трубчатый;  $\otimes$  – «Хепос» (ЧССР)  
 $\square$  – Трубчатый ИТХ (ГДР);  $\blacktriangle$  – Колонный «Ликвихимик Биосинтез»  
 $\triangle$  – Концерн ИКИ (Англия);  $\blacksquare$  – шаровой «Хемап» (Швейцария)  
 $\square$  – БП (Англия);  $\square$  – АДР-200 (Англия);  $+$  – проектные данные

– высокая надежность проведения процессов;  
 – отсутствие в реакционном пространстве движущихся частей;  
 – возможность размещения встроенных элементов  
 (теплообменных, пеногасительных и др.).

К недостаткам относятся:

- существенное обратное перемешивание по обеим фазам;
- высокий перепад давления;
- высокий градиент температур;
- высокая степень коалесценции газовых пузырей;
- возможность пенообразования в зоне газосепарации;
- высокие затраты на компрессию газа.

Кожухотрубные струйно-инжекционные ферментаторы являются относительно новыми конструкциями, предназначенными для проведения аэробного процесса культивирования одноклеточных микроорганизмов при высоких концентрациях биомассы в культуральной жидкости.

К основным преимуществам ферментаторов данной конструкции следует отнести:

- высокие тепло-массообменные характеристики;
- отсутствие необходимости в воздухонагнетательном оборудовании;
- возможность проведения процесса при высоких концентрациях биомассы и кратности разбавления мелассы;
- малые габариты и металлоемкость.

К недостаткам КСИФ относятся:

- необходимость в циркуляционном насосе;
- ограничения в размерах рабочего объема емкости-накопителя (до 50 м<sup>3</sup>).

#### **1.4. Газораспределительные устройства барботажных аппаратов**

Большое влияние на характеристики барботажных аппаратов оказывают газораспределительные устройства, от которых во многом зависят размеры и распределение газовых пузырей по поперечному сечению аппаратов. Известно, что мелкие пузыри могут быть получены только в системах, препятствующих их коалесценции, и в диапазоне линейных скоростей по газу, соответствующих гомогенному режиму,  $U_G < 0.05$  м/с. Диспергирование газовой фазы может осуществляться с помощью перфорированных или пористых устройств. Различные типы газораспределителей представлены на рис. 7.

Применение в качестве газораспределительных устройств металлокерамических и синтерированных стеклянных материалов, диаметр

отверстий в которых составляет 25-300 микрон, позволяет получать очень мелкие пузыри ( $< 0,5\text{мм}$ ); причем размеры пузырей увеличиваются с возрастанием диаметра пор.

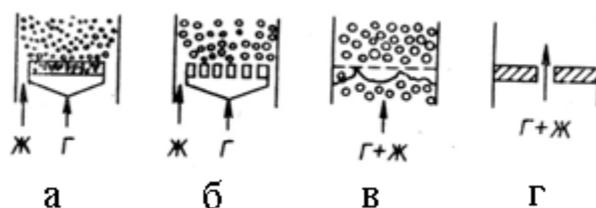


Рис.7. Газораспределительные устройства дырчатого типа:  
 а – металлокерамический; б – перфорированный;  
 в – ситчатый; г – с единичным отверстием  
 Ж – жидкость; Г – газ

При повышении скорости истечения распределение газовых пузырей по размерам становится шире. Поэтому нагрузки по газу, превышающие  $0,03\text{ м/с}$  (отнесено к площади пористой поверхности), крайне редки. Перфорированные газораспределители изготавливают с отверстиями, диаметры которых лежат в диапазоне  $0,5\div 5\text{ мм}$  (преимущественно  $0,5\div 3\text{ мм}$ ). При использовании этих газораспределителей возможно оценить средние диаметры газовых пузырей, которые зависят от диаметров отверстий и скорости газа на выходе из отверстий газораспределителя. Перфорированные распределители (тарелки, трубки, кольца) нашли более широкое практическое применение, чем металлокерамические фильтры. При работе с металлокерамическими газораспределителями удельная поверхность раздела фаз может достигать до  $800\text{ м}^2/\text{м}^3$ , а при работе с перфорированными газораспределителями – до  $500\text{ м}^2/\text{м}^3$ . Очевидно, что последние более надежно промываются, и меньше подвержены забиванию.

Газовая фаза может вводиться в барботажные колонны также с помощью сопел, среди которых чаще всего применяются такие, какие представлены на рис. 8 [1].

При использовании сопел в качестве диспергирующих устройств, газовые пузыри образуются в гидродинамическом поле турбулентных струй жидкости. Диапазон скоростей истечения жидкости составляет  $10\div 30\text{ м/с}$ . При уменьшении отношения расхода газа к расходу жидкости  $Q_{\text{г}}/Q_{\text{ж}}$  и увеличении скорости истечения жидкости получаются пузыри более мелких размеров, что связано с увеличением подводимой энергии в рабочий объем ферментатора.

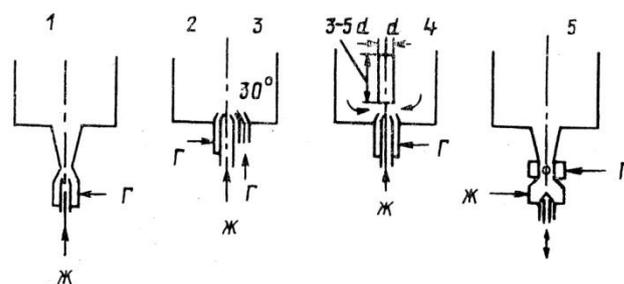


Рис. 8. Струйные диспергаторы

1 – сопло с камерой смешения; 2 – кольцевое сопло с отдельной подачей газа и жидкости; 3 – кольцевое сопло с наклонной трубкой; 4 – струйное сопло; 5 – сопло Вентури

Двойные сопла с камерой смешения (инжекторы) используют при соотношениях нагрузок  $Q_{\text{г}}/Q_{\text{ж}} < 20$ .

В некоторых конструкциях газораспределительных устройств жидкость и газ подаются в смесительную трубку с одинаковыми скоростями, а образование газовых пузырей происходит только при поступлении газожидкостной смеси в реактор. Такая организация подачи потоков обеспечивает уменьшение перепада давления в сопле.

Кольцевые сопла позволяют диспергировать большие количества газа. Они находят применение в качестве газораспределителей в струйных ферментаторах без и с циркуляционным контуром.

Очень мелкие пузыри могут быть получены с помощью газораспределителей типа сопел Вентури, которые применяются для небольших барботажных колонн при соотношении  $Q_{\text{г}}/Q_{\text{ж}} < 3$ . Сопловые газораспределители позволяют создавать удельные поверхности раздела фаз еще более высокие, чем металлокерамические фильтры (до  $2000 \text{ м}^2/\text{м}^3$  и выше). Поэтому их применение является предпочтительным в тех случаях, когда необходимо обеспечивать максимально возможную поверхность контакта фаз, например, при низком парциальном давлении конвертируемого газа, невысоких коэффициентах массопередачи или в случаях высокой скорости реакции. К преимуществам сопел, по сравнению с металлокерамическими и перфорированными газораспределителями, относится также их более высокая нечувствительность к загрязнениям. Этим объясняется увеличение их использования в установках биологической очистки сточных вод.

## 1.5. Требования, предъявляемые к ферментаторам при проектировании

При конструировании ферментатора необходимо учитывать следующие требования, которые в первую очередь определяются проводимым технологическим режимом.

1. Геометрический объем аппарата должен быть таким, чтобы вместить в себя весь объем культуральной жидкости, который запланирован технологическим режимом на последний час работы, включая содержащийся в культуральной жидкости воздух и пену над ней.

2. Аппарат должен быть снабжен устройствами для подачи воздуха в культуральную жидкость, его эффективного диспергирования и перемешивания с целью равномерного распределения газовой фазы по всему объему.

3. Аппарат должен быть оснащен теплообменными устройствами для поддержания требуемой температуры культуральной жидкости.

4. Внутренняя геометрия рабочего объема аппарата должна быть как можно более простой с целью надежной мойки и стерилизации рабочего объема аппарата.

Современные технологические режимы культивирования предусматривают сбалансированный приток питательных веществ, в строгом соответствии со скоростью размножения дрожжей, что обеспечивает получение продукции высокого качества с высоким выходом.

Для этого необходимо, чтобы ферментаторы были оснащены:

– всеми необходимыми технологическими патрубками для подачи субстрата, растворов солей и ростовых веществ, подвода и отвода воздуха и т.п;

– системой контрольно-измерительных приборов, поддерживающих основные параметры процесса культивирования (температура, рН питательной среды и количество спирта, образующегося при сбраживании сахаров субстрата) в заданных пределах;

– смотровыми окнами для визуального наблюдения за рабочим процессом;

– монтажным люком, для проведения монтажных и ремонтных работ внутри ферментатора (аппараты геометрическим объемом более 30м<sup>3</sup>).

## 2. РАЗРАБОТКА И ПРОЕКТИРОВАНИЕ ФЕРМЕНТАТОРОВ

### 2.1. Предварительные расчеты требуемых тепло- и массообменных характеристик ферментатора

Для проведения тепло-массообменных расчетов ферментатора необходимо знать технологический режим культивирования хлебопекарных дрожжей и конструкцию ферментатора, в котором предполагается его реализация.

Технологический режим и конструкция ферментатора являются обязательными пунктами задания на курсовое проектирование, которые выдает преподаватель, ведущий данную дисциплину.

Пример задания технологического режима приведен в табл. 1.

#### 2.1.1. Определение требуемой массообменной характеристики проектируемого ферментатора

Для определения требуемой массообменной характеристики, которой должен обладать проектируемый ферментатор, необходимо вычислить максимальное значение объемного коэффициента массоотдачи в жидкой фазе, т.е. значение  $\beta_{V \max}$ .

Оценка необходимой подачи растворенного кислорода к клеткам производится из условия равенства скоростей переноса кислорода из газовой фазы в жидкость (скорость растворения  $M_p$ ) и потребления кислорода клетками  $M_n$ , т.е.

$$M_p = M_n \quad (1)$$

Скорость растворения кислорода воздуха определяется из уравнения стационарной массоотдачи, для случая плохо растворимых в жидкости, газов, т.е.

$$M_p = \beta_{\text{ж}} F (C^* - C_p) \quad (2)$$

где  $M_p$  – скорость растворения кислорода воздуха в культуральной жидкости, кг/с;  $F$  – поверхность контакта газовой и жидкой фаз, м<sup>2</sup>;  $C^*$  – равновесная концентрация кислорода воздуха в культуральной жидкости, кг О<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>;  $C_p$  – требуемая концентрация растворенного кислорода в объеме жидкости, кг О<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>.

Учитывая, что параметр  $F$  (суммарная площадь поверхности всех газовых пузырьков) не поддается точному определению, то пользуются понятием удельной поверхности контакта фаз,  $a$  ( $\text{м}^2/\text{м}^3$ ). Тогда уравнение (2) преобразовывается к следующему виду

$$M_p = \beta_{\text{ж}} a V_{\text{см}} (C^* - C_p), \quad (3)$$

где  $V_{\text{см}}$  – объем газожидкостной смеси в рабочем объеме аппарата,  $\text{м}^3$ .

$$V_{\text{см}} = V_{\text{г}} + V_{\text{ж}},$$

$V_{\text{г}}$  и  $V_{\text{ж}}$  – объемы газовой и жидкостной фаз,  $\text{м}^3$ .

Соотношение объемов  $V_{\text{г}}$  и  $V_{\text{ж}}$  часто выражают через объемное газосодержание  $\varphi_{\text{г}}$ , под которым понимают

$$\varphi_{\text{г}} = \frac{V_{\tilde{\text{а}}}}{V_{\tilde{\text{и}}}} = \frac{V_{\tilde{\text{а}}}}{V_{\tilde{\text{а}}} + V_{\tilde{\text{э}}}}. \quad (4)$$

Ввиду того, что нас интересует перенос кислорода в жидкую фазу, то в уравнении (3) величину  $V_{\text{см}}$  целесообразно выразить через  $V_{\text{ж}}$ , тогда

$$V_{\text{см}} = \frac{V_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\text{г}}}. \quad (5)$$

Подставляя (5) в (2), получим

$$M_p = \frac{\beta_{\text{ж}} a V_{\text{ж}} (C^* - C_p)}{(1 - \varphi_{\text{г}})}. \quad (6)$$

Скорость потребления кислорода клетками  $M_{\text{п}}$  определяется по уравнению

$$M_{\text{п}} = A \cdot V_{\text{ж}} X_{\text{н}} + B \cdot V_{\text{ж}} \frac{dx}{d\tau}. \quad (7)$$

Интегрирование уравнения (7) в граничных условиях  $\tau_{\text{н}} = 0$ ;  $X = X_{\text{н}}$  и  $\tau_{\text{к}} = 1$  час,  $X = X_{\text{к}}$  дает следующее выражение

$$M_{\text{п}} = (AY + BZ)V_{\text{ж}}. \quad (8)$$

где

$$Y = \frac{X_i X_{\hat{e}}}{X_i + (X_{\hat{e}} - X_i) e^{-\mu\tau}} \quad (9)$$

где  $X_n$  и  $X_k$  – начальная и конечная концентрации дрожжей (биомассы) на начальный и конечный период рассчитываемого часа, соответственно;  $\mu$  – удельная скорость роста дрожжей,  $ч^{-1}$ ,

$$\mu = \ln \alpha = \ln \frac{D_{\hat{e}}}{D_i},$$

где  $D_k$  и  $D_n$  – количество дрожжей в аппарате на конечный и начальный расчетный час культивирования, соответственно;  $\tau$  – время изменения концентрации биомассы  $X_n$  до  $X_k$ , в технологических режимах, данных в задании, эти изменения контролируются каждый час, поэтому,  $\tau$ , в расчетах, принимают равной 1;  $\alpha$  – коэффициент часового прироста биомассы,  $\alpha = \frac{D_{\hat{e}}}{D_i}$

Значения параметра  $Z$  определяются по уравнению

$$Z = \frac{\mu \cdot X_i \cdot X_{\hat{e}} (X_{\hat{e}} - X_i)}{X_i^2 \cdot e^{\mu} + 2X_i \cdot (X_{\hat{e}} - X_i) + (X_{\hat{e}} - X_i)^2 \cdot e^{-\mu}} \quad (10)$$

Подставляя (6) и (8) в (1), получаем

$$\frac{\beta_{\text{ж}} a V_{\text{ж}} (C^* - C_p)}{(1 - \varphi_{\hat{a}})} = (AY + BZ) V_{\text{ж}}. \quad (11)$$

Откуда вычисляется значение  $\beta_{\text{ж}} \cdot a$

Произведение поверхностного коэффициента массоотдачи в жидкой фазе  $\beta_{\text{ж}}$  на удельную поверхность контакта фаз  $a$  называют объемным коэффициентом массоотдачи, т.е.

$$\beta_{\text{ж}} \cdot a = \beta_V. \quad (12)$$

$$\beta_V = \frac{(AY + BZ)(1 - \varphi_{\hat{a}})}{C^* - C_p} \cdot 3600 \quad (13)$$

где  $A$  – потребность в растворенном кислороде старых клеток, по данным из литературы значение  $A$  можно принять равным

$$A = 0,17 \text{ кг O}_2/\text{кгД};$$

$B$  – потребность в растворенном кислороде молодых клеток,

$$B = 0,28 \text{ кг O}_2/\text{кгД}\cdot\text{ч}.$$

В случае постоянного увеличения количества микроорганизмов в рабочем объеме жидкости в процессе культивирования  $\beta_V$ , очевидно, не может быть постоянной. Поэтому в массообменных расчетах ферментатора необходимо ориентироваться на максимальное значение  $\beta_{V \max}$ .

Если значения концентраций биомассы не даны в заданном технологическом режиме, то их можно рассчитать по уравнению

$$X = \frac{D}{V_x} \quad (14)$$

$D$  – количество биомассы в объеме жидкости на данный час культивирования, кг;  $V_x$  – объем жидкости в аппарате, м<sup>3</sup>.

Значения равновесной концентрации кислорода  $C^*$  и рабочей концентрации  $C_p$  в жидкостном объеме субстрата можно считать заданными, т.к. значение равновесной концентрации на входе воздуха в ферментатор можно условно принять равной 5,2 мгО<sub>2</sub>/л (это значение равновесной концентрации кислорода воздуха в культуральной жидкости при атмосферном давлении и температуре 30°C). Значение рабочей концентрации растворенного кислорода  $C_p$  принимаем из условия минимального значения, при котором кислород не лимитирует скорость роста дрожжей. Из литературы известно, что при  $C_p = 0,6$  мгО<sub>2</sub>/л лимитирование скорости роста по кислороду не происходит. Поэтому обычно принимают  $C_p \geq 0,6$  мгО<sub>2</sub>/л.

Рассчитав по формуле (12) значения  $\beta_V$  для каждого часа культивирования, результаты расчетов сводятся в табл. 2.2.

Таблица 2.1

**Пример заданного технологического режима культивирования**

Исходные данные	Ед.	P	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Меласса 46%-ная	%	15,7	-	-	1,7	2,0	2,5	4,5	7	7	7	7	7
	кг	1405	-	-	152	179	244	403	627	627	627	627	627
Раствор мелассы (СВ=41%), $V_m$	л	2262	-	-	245	288	360	648	1009	1009	1009	1009	1009
Диаммонийфос- фат	%	22,2	-	11,2	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4
	кг	17	-	8	6	6	6	6	6	6	6	6	6
Раствор (10%) ди- аммонийфосфата	л	166	-	85	55	55	55	55	55	55	55	55	55
Сульфат аммония	%	-	-	8,7	8,7	13,3	8,7	8,7	8,7	4,3	8,7	8,7	4,3
	кг	-	-	27	27	42	27	27	27	13	27	27	13
Раствор сульфата аммония, $V_{с.а}$	л	-	-	254	254	389	254	254	254	126	254	254	126
Набор жидкости в аппарате, $V_{ж}$	$м^3$	46,94	51,3	51,7	52,2	53	53,6	54,6	56,9	588,1	59,4	6037	61,9
Расход воздуха на $1 м^3$ , $Q_r$	$н.м^3/ч$	-	19	53	53	52	51	54	60	59	57	56	55
Всего	$н.м^3/ч$	-	1000	2740	2740	2740	2740	3550	3500	3500	3500	3500	3500
Температура	$^{\circ}C$	-	28	30	30	30	30	30	31	31	31	32	32
рН	-	-	-	5,5	4,2	4,2	4,2	4,4	4,4	4,6	4,6	4,6	4,6
Спирт	%	-	0,2	0,4	0,45	0,3	0,1	0	0	0	0	0	0
Содержание СВ	%	-	4,0	3,0	2,8	3	3,5	4	4,5	5	5,4	5,9	5,4
Фермольное число	мл	1,2	0,7	0,5	0,4	0,3	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Кэф-нт часового прироста, $\alpha$	-	-	1,05	1,07	1,15	1,15	1,145	1,14	1,13	1,115	1,11	1,09	1,085
Количество дрожжей, $D$	кг	-	1995	2135	2455	2823	3232	3683	4164	4643	5154	5617	6095
Засев 1900 кг (33%СВ), $X$	г/л	-	38,4	41,3	47,0	53,3	60,3	67,5	73,2	79,9	86,8	92,5	98,5

Окончание табл. 2.1

Исходные данные	Ед.	11	12	13	14	15	16	17	Итого
Меласса 46%-ная	%	7	7	7	7	7	3,6	-	100
	кг	627	627	627	627	627	317	-	8950
Раствор мелассы (СВ=41%)	л	1009	1009	1009	1009	1009	1009	1009	14410
Диаммонийфосфат	%	-	-	-	-	-	-	-	100
	кг	-	-	-	-	-	-	-	79
Раствор (10%) диаммонийфосфата	л	-	-	-	-	-	-	-	746
Сульфат аммония	%	4,3	4,3	4,3	4,3	-	-	-	100
	кг	13	13	13	13	-	-	-	309
Раствор сульфата аммония	л	126	126	126	126	-	-	-	2923
Набор жидкости в аппарате	м <sup>3</sup>	63,1	64,2	65,3	66,5	67,5	68	68	68
Расход воздуха на 1 м <sup>3</sup>	н.м <sup>3</sup> /ч	54	53	52	51	50	50	36	-
Всего	н.м <sup>3</sup> /ч	3500	3500	3500	3500	3500	3500	2450	-
Температура	°С	32	33	33	33	33	33	30	-
рН	-	4,6	4,6	4,6	4,6	4,8	5,2	5,5	-
Спирт	%	0	0	0	0	0	0	0	-
Содержание СВ	%	6,9	7,3	7,7	8	8,3	8,5	8,5	
Фермольное число	мл	0,1	-	-	-	-	-	-	
Коэффициент часового прироста	-	1,08	1,07	1,065	1,06	1,05	1,04	1,0	ср 1,09
Количество дрожжей, <i>D</i>	кг	6582	7043	7510	7951	8349	8700	8700	
Засев 1900 кг (33%СВ), <i>X</i>	г/л	104,3	109,7	114,9	119,6	123,7	127,9		

**Сводная таблица расчетных данных для определения максимальных значений требуемого объемного коэффициента массоотдачи**

Номер часа	$X$ , кг/ м <sup>3</sup>	$Y$ –	$Z$ –	$\mu$ , 1/ч	$\beta_V$ , 1/с
1					
2					
...					
...					
...					
17					

Дальнейшие расчеты ферментатора ведем по максимальному значению требуемого объемного коэффициента массоотдачи  $\beta_{V \max}$ .

### 2.1.2. Расчет значений биологического тепла $Q_6$

Зависимость тепловыделений при аэробном культивировании дрожжей от времени имеет экстремальный характер, так как интенсивность тепловыделений определяется количеством дрожжей в аппарате и их скоростью роста.

Для определения значения количества тепла выделяемого при жизнедеятельности клеток (биологическое тепло),  $Q_6$  можно воспользоваться следующим соотношением

$$Q_6 = \frac{3952 \Delta D}{3600}, \quad (15)$$

где 3952 кДж/кгД - это количество тепла выделяемого в субстрат при выращивании 1 килограмма дрожжей  $\Delta D$  с содержанием сухих веществ 25% в течение часа, где  $Q_6$  имеет размерность кВт.

Учитывая, что величина биомассы  $D$  дается в технологическом режиме (табл. 2.1) из расчета на каждый час, то

$$\Delta D = D_{\hat{e}} - D_{\hat{i}}$$

Оценить величину  $Q_6$  можно и другим путем. Экспериментально установлено, что скорость выделения теплоты  $Q_6$  прямо пропорционально зависит от скорости потребления кислорода клетками  $M_{\text{п}}$

$$Q_6 = H_{\text{фер}} M_{\text{п}}, \quad (16)$$

где  $H_{\text{фер}}$  – константа ферментации, МДж/моль $O_2$ ;  $M_{\text{п}}$  – скорость потребления кислорода клетками, кмоль $O_2$ /кгД·ч.

Численное значение  $H_{\text{фер}}$  зависит от рода микроорганизмов и состава питательной среды (субстрата). В табл. 2.3 приведены значения коэффициента  $H_{\text{фер}}$  для некоторых микроорганизмов в различных субстратах.

Таким образом, расчет значений  $Q_6$  может вестись либо по уравнению (15), либо по уравнению (16), в зависимости от наличия данных по культуральным средам.

Так как часовой прирост дрожжей постоянно меняется, то  $Q_6$  также имеет разную величину на каждый час культивирования. Поэтому для нахождения максимального значения  $Q_6$  необходимо определить это значение для каждого часа и выбрать для дальнейших расчетов наибольшее число. Это и будет максимальный теплоприток  $Q_6$  для заданного режима.

Таблица 2.3

Род микроорганизмов	Субстрат	Коэффициент $H_{\text{фер}}$ (МДж/моль $O_2$ )
A.niger	глюкоза	0,385
A.niger	глюкоза	0,343
C.intermedia	глюкоза	0,470
E.coli	глюкоза	0,565
E.coli	глюкоза+лактоза	0,510
C.lipolytica	глюкоза	0,435
C.lipolytica	н-додекан	0,470
C.lipolytica	гексадекан	0,565
C.utilis	глюкоза	0,397
C.utilis	сахароза	0,410
C.utilis	этанол	0,440
C.utilis	глюкоза+целлобиоз	0,600
C.cerevisiae	сахароза	0,519

## 2.2. Расчет гидродинамических характеристик барботажного аппарата

Определив максимальное значение объемного коэффициента массоотдачи необходимо рассчитать объемный расход воздуха подаваемого в аппарат  $Q_{\Gamma}$ , т.к. именно скорость движения газовой фазы определяет интенсивность перемешивания жидкостной фазы в пустотелых барботажных аппаратах, что, в свою очередь, определяет интенсивность переноса кислорода к клеткам.

Для конструкции пустотелого барботажного аппарата интенсивность процесса массопереноса может быть определена по критериальному уравнению<sup>1</sup>

$$Sh = 1,5 Re^{0,7} Sc^{0,33}, \quad (17)$$

где  $Sh$  – критерий Шервуда;  $Sh = \frac{\beta_V \cdot l_k^2}{D_{AB}}$ ;  $Re$  – критерий Рейнольдса;

$$Re = \frac{w_{\Gamma} \cdot l_k}{v_{ж}}; \quad Sc = \frac{v_{ж}}{D_{AB}}.$$

Рассмотрим параметры, входящие в вышеприведенные критерии и покажем, как их определить.

В критерий Шервуда входят:

$\beta_V$  – объемный коэффициент массоотдачи целевого компонента в жидкой фазе,  $c^{-1}$ . В нашем случае значение этого параметра уже известно – это максимальное значение объемного коэффициента массоотдачи взятое из таблицы 2.2;  $l_k$  – капиллярная постоянная, аналог среднего диаметра газового пузырька, определяется по уравнению (18)

$$l_k = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_{ж} \cdot g}}, \quad (18)$$

где  $\rho_{ж}$  – плотность жидкостной фазы, т.е. водного раствора субстрата,  $кг/м^3$ ;  $\sigma$  – коэффициент поверхностного натяжения жидкостной фазы,  $Н/м$ ;  $g$  – ускорение свободного падения,  $g = 9,81 м/с^2$ .

<sup>1</sup> Следует отметить, что в литературе приведено много эмпирических и полуэмпирических уравнений для расчета  $\beta_V$ , полученных для барботажных аппаратов. Все они носят ограниченный характер, в том числе и уравнение (17). Некоторые из них приведены в табл. 2.4.

Значения плотности и коэффициента поверхностного натяжения определяют в зависимости от концентрации биомассы  $X$  и температуры культуральной жидкости. Эти значения берутся из таблицы 2.2 на тот час, при котором  $\beta_V$  имеет максимальное значение.

Плотность культуральной жидкости определяется по уравнению

$$\frac{\rho_{ж}}{\rho_{в}} = 1 + 0,32 \cdot C, \quad (19)$$

где  $\rho_{ж}$ ;  $\rho_{в}$  – плотность культуральной жидкости и воды при температуре культивирования, соответственно,  $\text{кг/м}^3$ ;  $C$  – концентрация абсолютно сухой биомассы в культуральной жидкости, доли масс.% СВ.

Коэффициент поверхностного натяжения культуральной жидкости  $\sigma_{ж}$  определяется по уравнению

$$\frac{\sigma_{ж}}{\sigma_{в}} = \frac{1}{1 + 0,068 \cdot C}, \quad (20)$$

где  $\sigma_{в}$  – коэффициент поверхностного натяжения воды при температуре культивирования,  $\text{Н/м}$ .

Для того, чтобы перевести концентрацию биомассы в культуральной жидкости из массовых процентов в  $\text{кг/м}^3$  можно воспользоваться следующим уравнением

$$X = 40 \cdot C, \quad (21)$$

где  $X$  – концентрация дрожжей, выраженная в  $\text{кг/м}^3$ ;  $C$  – концентрация абсолютно сухой биомассы, выраженная в долях массовых процентов.

В качестве примера рассмотрим перевод концентрации биомассы выраженной в  $\text{кг/м}^3$  в концентрацию абсолютно сухой биомассы, выраженную в массовых долях на конец 5-го часа (см. табл. 2.2).

На конец 5-го часа в аппарате накоплено 3683 кг дрожжей. При этом набор жидкости в аппарате, на данный час, составил  $54,6 \text{ м}^3$ .

Тогда концентрация дрожжей в аппарате будет равна

$$X = \frac{D}{V_{ж}} = \frac{3683}{54,6} = 67,5 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Откуда

$$C = \frac{X}{40} = 1,686 \% = 0,01686.$$

Определим плотность культуральной жидкости при температуре культивирования 30°C при этой концентрации по формуле (19).

Плотность воды при температуре 30°C  $\rho_v = 995,76 \text{ кг/м}^3$

Тогда

$$\rho_{\text{ж}} = 995,7 \cdot (1 + 0,32 \cdot 0,01686) = 1001,13 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Для этих же исходных данных определим коэффициент поверхностного натяжения культуральной жидкости  $\sigma_{\text{ж}}$ , приняв  $\sigma_v = 0,0712 \text{ Н/м}$  при 30 °С.

Применяя уравнение (20) получим

$$\sigma_{\text{ж}} = \frac{\sigma_v}{1 + 0,068 \cdot C} = \frac{0,0712}{1 + 0,068 \cdot 0,01686} = 0,0711 \frac{\text{Н}}{\text{м}}$$

Коэффициент молекулярной диффузии кислорода в культуральной жидкости зависит от концентрации веществ составляющих субстрат в воде. Для инженерных расчетов значение этого коэффициента можно принять равным коэффициенту молекулярной диффузии кислорода в воде при температуре культивирования, т.е.  $D_{AB} = 2,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ .

В критерии Рейнольдса и Шмидта входит коэффициент кинематической вязкости  $\nu_{\text{ж}}$ , который можно определить как

$$\nu_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент динамической вязкости определяется по уравнению

$$\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_v} = e^{9,2C}, \quad (22)$$

где  $\mu_{\text{ж}}$  и  $\mu_v$  – коэффициенты динамической вязкости культуральной жидкости и воды при температуре культивирования, Па·с;  $C$  – концентрация абсолютно сухой биомассы, выраженная в долях массовых процентов.

После подстановки всех параметров в уравнение (17) вычисляют значение приведенной скорости газа  $w_r$  в аппарате.

Под приведенной скоростью  $w_r$  понимается отношение объемного расхода газа  $Q_r$  к площади поперечного сечения ферментатора

$S_A$ . Отсюда находим требуемый расход воздуха для подачи его в ферментатор

$$Q_r = w_r \cdot S_A, \quad (23)$$

где  $S_A$  - площадь поперечного сечения рабочего объема ферментатора,

$$S_A = \pi \cdot D_A^2 / 4 = 0,785 \cdot D_A^2, \quad (24)$$

где  $D_A$  – внутренний диаметр рабочего объема ферментатора, м.

Так как диаметр рабочего объема ферментатора неизвестен, то им необходимо задаться. Это можно сделать следующим образом.

Из заданного технологического режима (табл. 2.1), в строке "набор жидкости в аппарате", находим максимальное значение объема жидкости  $V_{ж_{\max}}$ . Геометрически, рабочий объем ферментатора барботажного типа конструктивно представляет собой вертикальный цилиндр. Его объем, как минимум, должен вместить всю накопившуюся, за время культивирования, жидкость, а это  $V_{ж_{\max}}$ . Определение диаметра аппарата и его высоты начинаем исходя из этого значения.

$$V_{\text{æ}_{\max}} = S_A H_{\text{æ}_{\max}} = \pi \frac{1}{4} D_A^2 H_{\text{æ}_{\max}} = 0,785 D_A^2 H_{\text{æ}_{\max}} \quad (25)$$

Задавшись, предварительно, диаметром  $D_A$ , по уравнению (24) находим  $S_A$  и далее из (23) определяем  $H_{ж_{\max}}$ .

Таким образом, предварительные размеры рабочего объема ферментатора известны, но при аэрации культуральной жидкости в нее будет подаваться воздух, который займет часть объема в виде пузырьков находящих в жидкости.

Объемное количество газа, находящегося в культуральной жидкости, косвенно оценивается из понятия объемного газосодержания  $\varphi_r$  (уравнение (4)).

Для барботажных ферментаторов, при проведении предварительных расчетов, значение  $\varphi_r$  можно принять равным 0,3. При проведении проверочных расчетов необходимо выбрать наиболее подходящее эмпирическое уравнение из таблицы (2.6).

Величина  $\varphi_r$  зависит от физических свойств жидкости и гидродинамической обстановки в рабочем объеме ферментатора и размеров ферментатора. Надежных теоретических уравнений для расчета

$\varphi_r$  до настоящего времени не получено, поэтому обычно пользуются эмпирическими зависимостями, полученными экспериментальным путем (табл. 2.6).

Выбрав из таблицы 2.6. уравнение для расчета  $\varphi_r$  определяем его значение и далее находим объем газожидкостной смеси в рабочем объеме ферментатора по уравнению (26)

$$V_{см} = \frac{V_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\text{ж}}} \quad (26)$$

или высоту  $H_{см}$

$$H_{см} = \frac{H_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\text{ж}}}. \quad (27)$$

Геометрический объем аппарата  $V_A$  определяется с учетом пенообразования на свободной поверхности газожидкостной смеси.

$$V_A = \frac{V_{см}}{K_{п}}, \quad (28)$$

а геометрическая высота рабочего объема ферментатора  $H_r$

$$H_r = \frac{H_{\text{ж}}}{K_{\text{п}}}, \quad (29)$$

где  $K_{п}$  – коэффициент, учитывающий увеличение рабочего объема за счет пенообразования;  $K_{п}$  лежит в пределах от 0,5÷0,8 и зависит от эффективности применяемого способа пеногашения, чем эффективнее способ, тем выше берется значение  $K_{п}$ .

Это необходимо сделать, т.к. культуральные жидкости при интенсивной аэрации склонны к обильному пенообразованию, что в свою очередь приводит к уносу воздухом частиц жидкости с находящимися в ней клетками и, как следствие, потерям биомассы.

Обычно при культивировании производят разрушение пены (пеногашение) физическими или химическими способами. Для крупнотоннажных ферментаторов используют в основном химическое пеногашение, изменяя поверхностное натяжение культуральной жидкости путем добавления поверхностно-активных веществ (ПАВ).

После определения геометрических размеров рабочего объема ферментатора делается проверка соотношения геометрической высоты  $H_r$  и выбранного диаметра  $D_A$ . Рекомендуемое соотношение этих параметров приведено ниже

Таблица 2.4.

Эмпирические уравнения для расчета  $\beta_V$ 

Система	Диапазон изменения переменных	Уравнение
Вода – воздух Гликоль – воздух Метанол – воздух Водный раствор гликоля – воздух Водный раствор метанола – воздух Вода – O <sub>2</sub> Вода – He Вода – CO <sub>2</sub>	$w_\Gamma = 0,003 - 0,4$ м/с $w_{ж} = 0,0 - 0,44$ м/с $D_A = 0,152 - 0,6$ м $H_i = 0,126 - 0,35$ м $\rho_{ж} = 800 - 1600$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{ж} = 0,00058 - 0,021$ Па·с $\sigma = 0,022 - 0,0742$ Н/м	$\frac{\beta_V D_A^2}{D_{AB}} = 0,6 \left( \frac{v_{ж}}{D_{AB}} \right)^{0,5} \left( \frac{g D_A^2 \rho_{ж}}{\sigma} \right)^{0,62} \times$ $\times \left( \frac{g D_A^3}{v_{ж}^2} \right)^{0,31} \varepsilon_\Gamma^{1,1}$
Газ – жидкость	Теоретическое уравнение	$\beta_V = 3,31 \frac{D_{AB} \varepsilon_\Gamma}{d_b^2} \left( \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{AB}} \right)^{1/3} \times$ $\times \left( \frac{d_b \rho_{ж} w_\Gamma}{\mu_{ж} \varepsilon_\Gamma} \right)^{1/2}$
Вода – воздух Водный раствор сахара – воздух Водный раствор КМЦ – воздух Водный раствор полиакрилата – воздух	$w_\Gamma < 0,1$ м/с $\mu_{ж} = 0,005 - 0,06$ Па·с $\rho_{ж} = 995 - 1230$ кг/м <sup>3</sup> $C = 0$ (для непластичных жидкостей); $C = 0,133$ (для пластичных жидкостей)	$\frac{\beta_V D_A^2}{D_{AB}} = 0,09 \left( \frac{v_{eff}}{D_{AB}} \right)^{0,5} \left( \frac{g D_A^2 \rho_{ж}}{\sigma} \right)^{0,75} \times$ $\times \left( \frac{g D_A^3}{v_{eff}^2} \right)^{0,39} \left( \frac{w_\Gamma}{g D_A} \right) \left( 1 + C \left( \frac{U_{b,\infty} \lambda}{d_{vs}} \right) \right)^{m-1},$ где $m = 0,55$ ; $\lambda$ – характеристическое время релаксации
Вода – воздух Вода – O <sub>2</sub> Вода – H <sub>2</sub> Вода – CH <sub>4</sub> Вода – CO <sub>2</sub> Растворы сахара – воздух н-бутанол– воздух Раствор метанола – воздух Растворы электролитов – воздух	$w_\Gamma = 0,042 - 0,38$ м/с $H_i = 0,13 - 0,22$ м $D_A = 0,10; 0,19$ м $\rho_{ж} = 998 - 1230$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{ж} = 0,0008 - 0,011$ Па·с $\sigma = 0,025 - 0,082$ Н/м $D_i = 4,6 - 26,0$ м <sup>2</sup> /с	$\beta_V = \frac{14,9 g f}{w_\Gamma} \left( \frac{w_\Gamma \mu_{ж}}{\sigma_{ж}} \right)^{1,76} \left( \frac{\mu_{ж}^4 g}{\rho_{ж} \sigma^3} \right)^{-0,248} \times$ $\times \left( \frac{\mu_\Gamma}{\mu_{ж}} \right)^{0,243} \left( \frac{\mu_{ж}}{\rho_{ж} D_{AB}} \right)^{-0,604},$ где $f = 1,0$ (для неэлектролитов); $f = 10^{0,0681 I}$ ; $I < 1,0$ кг·ион/м <sup>3</sup> ; $f = 1114 \cdot 10^{0,021 I}$ ; $I > 1,0$ кг·ион/м <sup>3</sup>
Водные растворы КМЦ (1,0 – 2,0 вес %)	$w_\Gamma = 0,08$ м $D_A = 0,14$ м $H_{ж} = 2,6$ м	$\beta_V = 0,00315 w_\Gamma^{0,59} \mu_{eff}^{-0,84}$

$$\frac{H_{\text{а}}}{D_A} \geq 3 \div 8 \quad (30)$$

Следует помнить о том, что малый уровень жидкости в ферментаторе предполагает меньшее время пребывания пузырьков газа в ней и количество перенесенного кислорода будет меньше при сопоставимых расходах воздуха. Это снижает экономичность работы ферментатора. С другой стороны большой уровень жидкости в рабочем объеме приводит к повышению гидростатического давления в зоне газораспределителя и, соответственно, к высокой степени сжатия воздуха в воздухонагнетателях (турбовоздуходувках, компрессорах) и повышению его температуры. В свою очередь, повышение температуры подаваемого на аэрацию воздуха приводит к необходимости установки воздухоохладителей, что увеличивает затраты на создание и эксплуатацию.

Для удобства проведения конструктивных расчетов барботажного ферментатора рекомендуется составить таблицу 2.5

Таблица 2.5.

$D_A$	$H_{\text{ж}}$	$H_{\text{см}}$	$H_{\text{г}}$	$H_{\text{г}} / D_A$

где  $D_A$  - задаваемые значения диаметра проектируемого ферментатора. Рекомендуется начать расчеты с  $D_A = 1$  м и далее, с шагом 0,5 м, изменять этот параметр.

Определив значение приведенной скорости газа в аппарате  $w_{\text{г}}$  переходят к тепловым расчетам ферментатора.

Таблица 2.6

Эмпирические уравнения для расчета  $\varphi_{\tilde{a}}$ 

Система	Диапазон изменения параметров	Уравнение
Воздух – вода Воздух – керосин Воздух – водные растворы $\text{Na}_2\text{SO}_3$ Воздух – глицерин Воздух – легкие масла Воздух – водные растворы $\text{ZnCl}_2$ $\rho_{\text{ж}} = 780-1700 \text{ кг/м}^3$ $\mu_{\text{ж}} = 0,0009-0,0152 \text{ Па}\cdot\text{с}$ $\sigma = 0,025-0,076 \text{ Н/м}$	$w_{\Gamma} = 0,004-0,45 \text{ м/с}$ $D_A > 0,1 \text{ м}$	$\varphi_{\Gamma} = \frac{1}{2 + (0,35/w_{\Gamma})(\rho_{\text{ж}}\sigma/72)^{1/3}}$
Воздух – вода	$w_{\Gamma} = 0-0,3 \text{ м/с}$ $w_{\text{ж}} = 0-0,015 \text{ м/с}$ $D_A = 0,066-0,214 \text{ м}$ $H_{\text{ж}} = 2,01-4,05 \text{ м}$	$\varphi_{\Gamma} = \frac{w_{\Gamma}}{31 + \beta w_{\Gamma}^{0,8} (1 - e^{\gamma})},$ где $\beta = 4,5 - 3,5^{-0,64 D_A^{1,8}}$ ; $\gamma = -0,18 w_{\Gamma}^{1,8} / \beta$
Воздух – вода	$w_{\Gamma} = 0-0,26 \text{ м/с}$ $w_{\text{ж}} = 0,014-0,102 \text{ м/с}$	$\varphi_{\Gamma} = 1,02 \left( \frac{w_{\text{ж}}^2 \rho_{\Gamma}}{g D_A \rho_{\text{ж}}} \right)^{-0,009} \left( \frac{w_{\Gamma}^2 \rho_{\text{ж}}}{g D_A \rho_{\Gamma}} \right)^{-0,036} \times$ $\times \left( \frac{D_A w_{\Gamma} \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \frac{D_A w_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{-0,015}$
Воздух – вода – твердое тело Воздух – водные растворы ацетона – твердое тело Воздух – водные раствора сахара – твердое тело $\rho_{\text{с}} = 2300-2950 \text{ кг/м}^3$ $\rho_{\text{ж}} = 960-1170 \text{ кг/м}^3$ $\mu_{\text{ж}} = 0,001-0,07 \text{ Па}\cdot\text{с}$ $\sigma = 0,0398-0,0738 \text{ Н/м}$	$d_{\text{п}} = (1,0-6,0) \cdot 10^{-3} \text{ м}$	$\varphi_{\Gamma} = 1,504 \left( \frac{w_{\text{ж}}^2}{g d_{\text{п}}} \right)^{0,234} \left( \frac{w_{\Gamma}^2}{g d_{\text{п}}} \right)^{-0,086} \times$ $\times \left( \frac{w_{\text{ж}}^{2-n} d_{\text{п}}^n \rho_{\text{ж}}}{\nu} \right)^{-0,082} \left( \frac{w_{\Gamma} \nu}{\sigma} \right)^{0,092},$ где $\nu = g_A K \cdot 8^{n-1}$ , $K$ – коэффициент консистенции жидкости, $n$ – индекс текучести жидкости

Продолжение таблицы 2.6

Система	Диапазон изменения параметров	Уравнение
Воздух – вода Воздух – водные растворы гликоля Воздух – метанол O <sub>2</sub> – вода He – вода	$w_{\Gamma} = 0,003$ м $w_{\text{ж}} = 0 - 0,044$ м/с $D_A = 0,152 - 0,6$ м $H_{\text{ж}} = 1,26 - 3,5$ м	$\frac{\varphi_{\Gamma}}{(1 - \varphi_{\Gamma})^4} = C \left( \frac{g D_A^2 \rho_{\text{ж}}}{\sigma} \right)^{1/8} \times \left( \frac{g D_A^3}{v_{\text{ж}}^2} \right)^{1/12} \left( \frac{w_{\Gamma}}{\sqrt{d D_A}} \right)$
CO <sub>2</sub> – вода $\rho_{\text{ж}} = 800 - 1600$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{\text{ж}} = 0,00058 - 0,021$ Па·с $\sigma = 0,022 - 0,0742$ Н/м		$C = 0,2$ (для чистых жидкостей и не электролитов) $C = 0,25$ (для электролитов)
Воздух – вода Воздух – водные растворы метанола $\rho_{\text{ж}} = 910 - 1200$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{\text{ж}} = 0,0007 - 0,0138$ Па·с $\sigma = 0,0375 - 0,0748$ Н/м	$w_{\Gamma} = 0,042 - 0,38$ м $D_A = 0,1 - 0,19$ м $H_{\text{ж}} = 0,6 - 1,35$ м	$\varphi_{\Gamma} = 0,505 w_{\Gamma}^{0,47} (0,072/\sigma)^{2/3} \times (0,001/\mu_{\text{ж}})^{0,05}$
Воздух – различные жидкости $\rho_{\text{ж}} = 800 - 1600$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{\text{ж}} = 0,00043 - 0,02$ Па·с $\sigma = 0,0214 - 0,0728$ Н/м	$w_{\Gamma} = 0,01 - 0,08$ м/с $D_A = 0,0756 - 0,61$ м $H_{\text{ж}} = 0,02 - 3,5$ м	$\varphi_{\Gamma} = 0,89 \left( \frac{H_{\text{ж}}}{D_A} \right)^{0,036(-15,7 + \lg K)} \left( \frac{d_b}{D_A} \right)^{0,3} \times \left( \frac{w_{\Gamma}}{d_b g} \right)^{20,025(2,6 + \lg K)} K^{0,047} - 0,05,$ где $K = \rho_{\text{ж}} \sigma^3 / \mu_{\text{ж}}^4 g, d_b = 0,003$ м
Воздух – вода Воздух – водные растворы глицерина Воздух – керосин $\rho_{\text{ж}} = 800 - 1100$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{\text{ж}} = 0,0009 - 0,0115$ Па·с $\sigma = 0,0612 - 0,072$ Н/м	$w_{\Gamma} = 0,0014 - 0,14$ м/с $D_A = 0,05$ и $0,1$ м	$\varphi_{\Gamma} = 0,728 v - 0,485 v^2 + 0,0975 v^3,$ где $v = w_{\Gamma} [\rho_{\text{ж}}^2 / \sigma (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) g]^{1/4}$ ;
Воздух – этанол – твердое Воздух – водные растворы глицерина – твердое Воздух – метанол – твердое Воздух – вода – твердое $\rho_{\text{ж}} = 790 - 1210$ кг/м <sup>3</sup> $\mu_{\text{ж}} = 0,001 - 0,062$ Па·с $\sigma = 0,0223 - 0,0728$ Н/м	$w_{\Gamma} = 0,05 - 4,0$ м/с $D_A = 0,05$ и $0,1$ м $d_{\Pi} = 0,011 - 0,0287$ м $H_{\text{ж}} = 0,05 - 0,2$ м	$\frac{\varphi_{\Gamma}}{[\varphi_{\Gamma} (1 - \varphi_{\Gamma})^2]^{0,44}} = 0,5 \left( \frac{D_A w_{\Gamma}^2 \rho_{\text{ж}}}{\sigma} \right)^{0,11} \times \left( \frac{w_{\Gamma}}{\sqrt{g D_A}} \right)^{0,22}$

окончание таблицы 2.6

Система	Диапазон изменения параметров	Уравнение
Воздух – вода – твердое	$w_{\Gamma} = 0 - 0,173 \text{ м/с}$ $w_{\text{ж}} = 0 - 0,12 \text{ м/с}$ $D_A = 0,076 \text{ и } 0,152 \text{ м}$ $H_{\text{ж}} = 0,22 - 0,45 \text{ м}$	$\varphi_{\Gamma} = (1,612 \pm 0,23) w_{\Gamma}^{0,720 \pm 0,028} \times$ $\times d_{\Pi}^{(0,168 \pm 0,061)} D_A^{-0,125 \pm 0,088}$
Воздух – спирты Воздух – галогенопроизводные углеводородов	$w_{\Gamma} = 0 - 0,1 \text{ м}$ $D_A > 0,1 \text{ м}$ $H_{\text{ж}} > 1,2 \text{ м}$	$\frac{\varphi_{\Gamma}}{1 - \varphi_{\Gamma}} = 0,115 \left( \frac{w_{\Gamma}^3}{v_{\text{ж}} g (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) / \rho_{\text{ж}}} \right)^{0,23}$
Газ – жидкость	Диапазон не приведен (полуэмпирическое уравнение)	$\frac{\varphi_{\Gamma}}{(1 - \varphi_{\Gamma})^4} = 0,14 \left( \frac{\rho_{\text{ж}}^2}{\sigma (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) g} \right)^{1/4} \times$ $\times \left( \frac{\rho_{\text{ж}}^2 \sigma^3}{\mu_{\text{ж}}^4 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}) g} \right)^{1/24} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{5/72} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}} \right)^{1/3}$
Различные газы (Воздух, $\text{H}_2$ , $\text{CO}_2$ , $\text{CH}_4$ , $\text{C}_3\text{H}_8$ , $\text{N}_2$ ) – вода Воздух – органические жидкости Воздух – растворы электролитов $\rho_{\text{ж}} = 790 - 1170 \text{ кг/м}^3$ $\mu_{\text{ж}} = 0,0009 - 0,0178 \text{ Па}\cdot\text{с}$ $\sigma = 0,0229 - 0,0796 \text{ Н/м}$ $\rho_{\Gamma} = 0,84 - 1,84 \text{ кг/м}^3$	$w_{\Gamma} = 0,042 - 0,38 \text{ м}$ $D_A = 0,1 \text{ м}$ $H_{\text{ж}} = 0,65 \text{ м}$	$\varphi_{\Gamma} = 0,672 f \left( \frac{w_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}}{\sigma} \right)^{0,578} \left( \frac{\mu_{\text{ж}}^4 g}{\rho_{\text{ж}} \sigma^3} \right)^{-0,131} \times$ $\left( \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,062} \left( \frac{\mu_{\Gamma}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,107},$ <p>где <math>f = 1,0</math> для растворов неэлектролитов; <math>f = 10^{0,04141 I} I &lt; 1,0 \text{ кг/ион/м}^3</math>;  <math>f = 1,1 I &gt; 1,0 \text{ кг/ион/м}^3</math>; <math>I</math> – ионная сила раствора</p>
Газ – жидкость	Техническое уравнение (стохастический подход)	$\frac{\varphi_{\Gamma}}{(1 - \varphi_{\Gamma})^{1/3}} = \left( \frac{w_{\Gamma}}{w_{b,\infty}} \right)$
Колонна с нисходящим потоком Воздух } Ar } H <sub>2</sub> } – { Вода CCl <sub>4</sub> Водные растворы глицерина KMnO <sub>4</sub> CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub> }	$148 \leq I \leq 336$ $0,003 \leq \varepsilon^* \leq 0,024$ $184 \leq \rho_{\text{ж}} / \rho_{\Gamma} \leq 5,340$ $37 \leq \mu_{\text{ж}} / \mu_{\Gamma} \leq 2,220$ $0,055 \leq \sigma \leq 0,07$	$\varphi_{\Gamma} = \left[ 1 + 0,0685 \frac{(1 - \varphi^*)^{3,112}}{\varphi^{*0,395}} \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\Gamma}} \right)^{0,0346} \times \right.$ $\left. \times \left( \frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,254} \text{Fr}^{0,36} \text{We}^{0,543} \right]^{-1},$ <p>где <math>\varphi^* = \frac{w_{\Gamma}}{w_{\Gamma} + w_{\text{ж}}}</math>;  <math>\text{Fr} = I^2 / (g D_A) / (\rho_{\text{ж}} \sigma)</math>;  <math>\text{We} = I^2 D_A / (\rho_{\text{ж}} \sigma)</math>;  <math>I</math> – общая массовая плотность потока, <math>\text{кг/м}^2\cdot\text{с}</math></p>

## 2.3. Тепловой расчет ферментатора

Тепловой расчет ферментатора состоит из нескольких этапов:

- а) составления теплового баланса;
- б) определения величины тепловой нагрузки на теплопередающие поверхности и выбор конструкции охлаждающих устройств;
- в) определения величины площади теплопередающей поверхности охлаждающих устройств;

После проведения тепловых расчетов осуществляется компоновка основных элементов теплообменного устройства, т.е. собственно его конструирование.

### 2.3.1. Составление теплового баланса

Назначение теплообменных устройств заключается в обеспечении поддержания оптимальной температуры культивирования в течение всего процесса. В производственных условиях ее обычно поддерживают с точностью  $\pm 1$  °С.

При рассмотрении теплового баланса ферментатора для условий установившегося процесса проектировщика интересует та ситуация при которой нагрузка на теплообменные устройства максимальна.

В общем случае схема тепловых потоков определяющих температуру культуральной жидкости будет следующей:

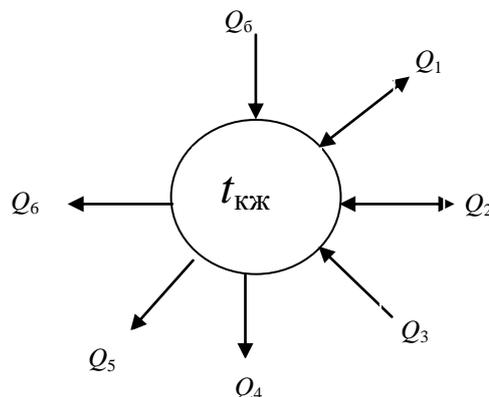


Рис. 9. Схема тепловых потоков, определяющих температуру культуральной жидкости

Из рассмотрения основных тепловых потоков, возникающих в ферментаторе, и которые необходимо учитывать при расчете теплообменных устройств и аппаратов, следует обратить внимание на следующие:

$Q_6$  – количество тепла выделяемое клетками (биологическое тепло), Вт;

$Q_1$  – количество теплоты поступающее с субстратом, солевыми и ростовыми растворами, Вт;

$Q_2$  – количество тепла поступающее с воздухом для аэрации культуральной жидкости, Вт;

$Q_3$  – количество тепла, выделяющееся в результате механического трения культуральной жидкости при перемешивании, диспергировании и движении жидкости через ферментатор, Вт;

$Q_4$  – количество тепла, отводимое с отработанным воздухом после аэрации, Вт;

$Q_5$  – количество тепла отводимое через стенки аппарата в окружающую среду, Вт;

$Q_6$  – тепло отводимое через теплопередающую поверхность, Вт;

Тепловой баланс, с учетом всех вычисленных притоков, будет выглядеть следующим образом

$$Q_6 \pm Q_1 \pm Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6. \quad (31)$$

Значение  $Q_1$  и  $Q_2$  могут быть как положительными, так и отрицательными величинами, т.е. тепло с этими потоками может либо подводиться к культуральной жидкости (знак +), если температура подводимых потоков больше  $t_{кж}$ , либо отводиться (знак -), если температура потоков ниже  $t_{кж}$ . Обычно это определяется наличием и способом стерилизации воздуха и субстрата и их последующего охлаждения.

Большинство заводов биотехнологических производств оборудовано ферментаторами барботажного типа и для преодоления гидростатического столба жидкости в аппарате и сопротивления воздухопроводов и газораспределителей воздух нагнетается под избыточным давлением. При сжатии воздуха происходит его нагрев до температуры  $80 \div 90$  °С. Если охлаждение воздуха недостаточно эффективно, то  $Q_2$  также будет положительной величиной. Поэтому перед оценкой тепловой нагрузки на теплопередающие поверхности ферментатора

необходимо осуществлять тщательный анализ технологической схемы производства с целью оценки значения температуры.

Рассмотрим основные теплопритоки, показанные на рис. 9.

**Биологическое тепло  $Q_6$ .** Количество биологического тепла, выделяемого в процессе культивирования, в настоящее время, определяют из экспериментальных данных, полученных для соответствующих видов микроорганизмов и субстратов, а также скоростей роста. Для одноклеточных микроорганизмов рода *Saccharomyces cerevisiae*, (хлебопекарные дрожжи), рекомендуется принимать следующее соотношение:

Для выращивания 1 кг прессованных дрожжей, с содержанием 25 % сухих веществ и выходом 96,8 % из мелассы с содержанием сахара 46 % (стандарт), тепловыделение составит 950,4 ккал/кг или 3952 кДж/кг.

*Пример расчета  $Q_6$ .* Найти количество тепла выделенного биомассой за 2-ой час культивирования (см. табл. 2.1).

Из данных таблицы 2.1 находим значения количество биомассы дрожжей выросшей за 2-ой час культивирования.

$$\Delta D = D_2 - D_1 = 2455 - 2135 = 220 \text{ кг},$$

где  $D_1$  и  $D_2$  – количество дрожжей в аппарате на 1-ом и 2-ом часе культивирования (табл. 2.1, строка 19).

Тогда по уравнению (15)

$$Q_6 = \frac{3952 \cdot 220}{3600} = 241 \text{ кВт}$$

**Количество тепла, поступающего в культуральную жидкость с субстратом, солевыми и ростовыми растворами  $Q_1$**  за расчетный час, в общем случае, определяется по уравнению

$$Q_1 = G_1 \cdot i_1, \quad (32)$$

где  $G_1$  – массовый расход подаваемых растворов в течение расчетного часа, кг/час;

$i_1$  – энтальпия (теплосодержание), подаваемых в аппарат, растворов, кДж/кг.

Значения массовых расходов всех подаваемых растворов берутся из таблицы 2.1. Значения энтальпий берутся из справочной ли-

температуры для данного раствора, в зависимости от его температуры. При отсутствии данных по значениям энтальпии их можно рассчитать по уравнению

$$i_1 = c_1 \cdot t_1, \quad (33)$$

где  $c_1$  – теплоемкость раствора при температуре  $t_1$ . Значения теплоемкости растворов берутся из приложений. (При отсутствии данных для заданных растворов, условно можно принять значение теплоемкости для воды при заданной температуре).

Если температура подаваемого в аппарат раствора равна температуре культивирования,  $t_1 = t_{к.ж}$ , то данный теплоприток исключается из баланса. Если  $t_1 < t_{к.ж}$ , то теплоприток  $Q_1$  подставляется в уравнение баланса со знаком минус ( - ) и, наоборот, если  $t_1 > t_{к.ж}$ , то теплоприток  $Q_1$  подставляется в уравнение баланса со знаком плюс (+).

В случае отсутствия в задании температур подаваемых в ферментатор растворов их необходимо задать самостоятельно, мотивировав принятые значения.

**Количество тепла  $Q_2$  поступающего с воздухом** можно определить по уравнению

$$Q_2 = G_2 \cdot i_2, \quad (34)$$

где  $G_2$  – массовый расход воздуха, кг/с;

$$G_2 = \rho_{г} \cdot Q_{г};$$

$i_2$  – теплосодержание (энтальпия) воздуха, подаваемого в аппарат, кДж/кг,

$$i_2 = c_2 \cdot t_2;$$

$c_2$  – теплоемкость сухого воздуха, при температуре  $t_2$ , кДж/(кг·К)

$$\rho_{г} = 1,205 \cdot \frac{293}{T} \cdot \frac{P_{с.в.}}{101325} \quad (35)$$

Значение давления подаваемого в ферментатор сухого воздуха  $P_{с.в.}$  в уравнении (35) берется в Па, а температура в °К. Значение температуры подаваемого воздуха студент выбирает самостоятельно, мотивируя принятое значение. Учитывая, что давление воздуха подаваемого в ферментатор зависит от избыточного давления в ферментаторе в плоскости размещения газораспределителя, то

$$P_{с.в.} = P_{изб} + \rho_{ж} g H_{ж}, \quad (36)$$

где  $P_{\text{изб}}$  - избыточное давление отработанного воздуха на поверхности культуральной жидкости, Па;  $\rho_{\text{ж}}gH_{\text{ж}}$  - избыточное гидростатическое давление культуральной жидкости в плоскости размещения газораспределителя, Па;  $\rho_{\text{г}}$  - плотность сухого воздуха при заданных температуре  $T$  и давлении  $P_{\text{с.в}}$ , кг/м<sup>3</sup>.

Величина  $P_{\text{изб}}$  зависит от гидравлического сопротивления воздуховода, предназначенного для удаления воздуха из аппарата. Ввиду того, что схема воздуховода не задана, то условно можно принять  $P_{\text{изб}} = 1,1P_{\text{атм}}$ .

**Количество тепла  $Q_3$** , выделяющегося в результате трения культуральной жидкости, в барботажных колоннах рассчитывают по уравнению

$$Q_3 = \Delta P \cdot Q_{\text{г}}, \quad (37)$$

где  $\Delta P$  - потеря давления воздуха при прохождении его через слой жидкости  $H_{\text{ж}}$ , Па;

$$\Delta P = \rho_{\text{г}}gH_{\text{ж}}, \quad (38)$$

где  $Q_{\text{г}}$  - расход воздуха через газораспределительное устройство, м<sup>3</sup>/с;

$\rho_{\text{г}}$  - плотность воздуха при данной температуре и давлении, кг/м<sup>3</sup>.

**Количество тепла, отводимое с отработанным воздухом,  $Q_4$**  определяется из допущения, что из ферментатора удаляется воздух насыщенный влагой. В этом случае расчет  $Q_5$  ведется по уравнению

$$Q_4 = G_4 \cdot i_4,$$

где  $G_4$  - массовый расход воздуха, кг/с;

$i_4$  - теплосодержание (энтальпия) насыщенного влагой воздуха,

удаляемого из аппарата, кДж/кг. Энтальпия  $i_4$  определяется по диаграмме Рамзина при  $\phi=100\%$  (приложение 1)

Массовый расход воздуха находится по уравнению

$$G_4 = \rho_{\text{г}} \cdot Q_{\text{г}}$$

При этом необходимо уточнить плотность, насыщенного влагой, воздуха,

т.к. отвод воздуха из аппарата происходит из верхней его части и гидростатический столб жидкости отсутствует, т.е. в уравнении (36)

$$P_{\text{с.в}} = P_{\text{изб}} = 1,1P_{\text{атм}}.$$

**Количество тепла  $Q_5$** , отводимое через стенки аппарата в окружающую среду, обычно принимают равным

$$Q_5 = (0,1 \div 0,15)Q_6 \quad (40)$$

в зависимости от наличия наружной изоляции стенок корпуса аппарата.

Определив все тепловые потоки, из уравнения (31) находят **тепловую нагрузку  $Q_6$**  на теплопередающие устройства ферментатора (если конструкция предполагает встроенные теплообменные устройства) или подбирают стандартный выносной теплообменник.

Для того, чтобы определиться с конструкцией теплообменного устройства необходимо выполнить предварительный расчет теплопередающей поверхности  $F$  встроенных теплообменников. Это требуется для того, чтобы убедиться в возможности размещения их в рабочем объеме ферментатора.

### 2.3.2. Выбор конструкции теплообменных устройств

Для поддержания температуры культивирования в пределах заданных значений и отведения излишнего тепла от культуральной жидкости используются следующие теплообменные устройства (рис. 10), которые могут быть включены непосредственно в конструкцию ферментатора, а могут быть вынесены отдельно, как отдельный теплообменный аппарат.

К встроенным теплообменным устройствам относятся:

- а) тепловые рубашки (рис. 10, б);
- б) трубчатые устройства (рис. 10, d);
- с) змеевиковые устройства; (рис. 10, с).

К выносным теплообменным устройствам относятся:

- а) пластинчатые теплообменники (рис. 10, а);
- б) вертикальные и горизонтальные кожухотрубные теплообменники;
- с) спиральные теплообменники;
- д) спирально-кожухотрубные теплообменники.

### 2.3.3. Определение площади теплопередающей поверхности

**Тепловая рубашка** размещается с наружной стороны корпуса ферментатора, как правило, на вертикальной поверхности цилиндри-

ческой части корпуса (рис. 10, б). Зона ее действия должна быть такой, чтобы охлаждать культуральную жидкость от максимального уровня газожидкостной смеси  $H_{см}$  (уравн. 27) до нижнего конца цилиндрической части корпуса. Отсюда следует, что максимально возможная поверхность теплопередачи  $F_{г}$  у проектируемого ферментатора с рубашкой, при выбранном  $D_a$  и рассчитанной  $H_{см}$  будет

$$F_{г} = \pi D_a H_{см} \quad (41)$$

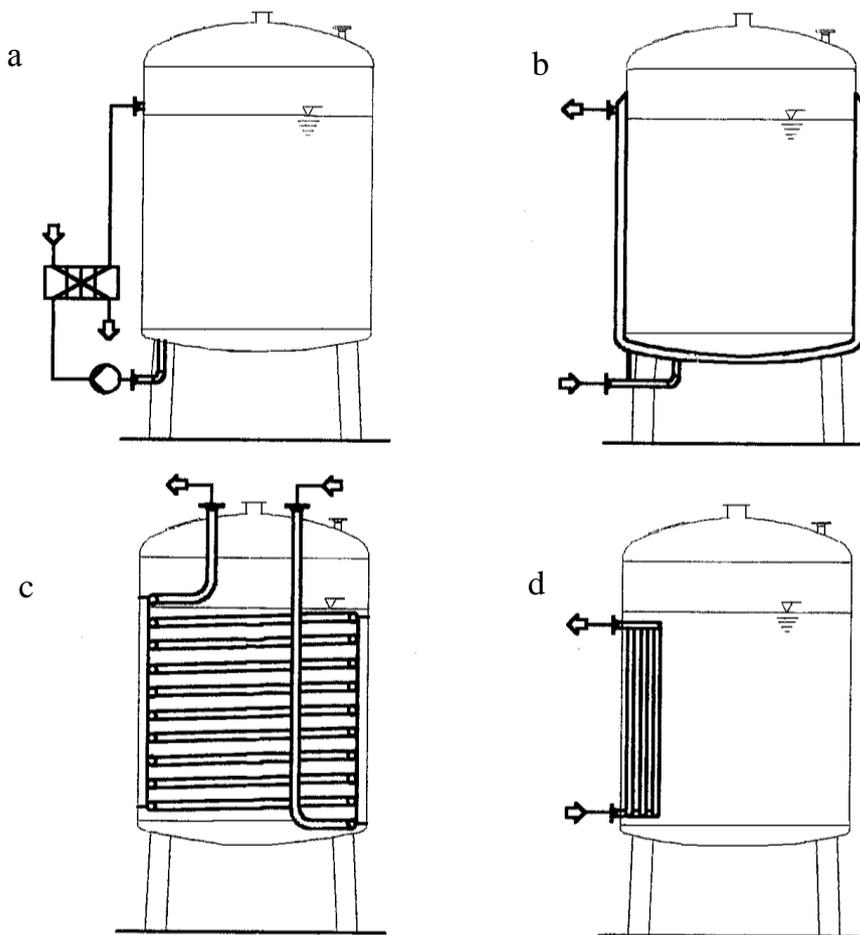


Рис. 10. Конструкции теплообменных устройств в ферментаторах барботажного типа

Требуемое значение  $F$  необходимо определить из основного уравнения теплопередачи

$$Q_6 = k_0 F \Delta t_{\text{cp} \text{ лог}} \quad (42)$$

где  $Q_6$  – значение теплового потока, получаемое из теплового баланса;  $k_T$  – коэффициент теплопередачи, Вт/м<sup>2</sup>·К;  $\Delta t_{\text{cp} \text{ лог}}$  – логарифмическая разность температур, °К.

Значения коэффициента теплопередачи выбираются ориентировочно из таблицы 2.7 в зависимости от гидродинамических условий с обеих сторон теплопередающей поверхности и физических свойств контактирующих через стенку сред

Таблица 2.7

Конструкция теплообменного устройства	Ориентировочные значения $k$ , Вт/м <sup>2</sup> ·К
1. Тепловая рубашка	300
2. Змеевик	400÷500
3. Трубчатый встроенный	400÷500
4. Кожухотрубный теплообменник	500÷1000
5. Пластинчатый теплообменник	1000÷10000

Средняя логарифмическая разность температур рассчитывается по уравнению

$$\Delta t_{\text{cp} \text{ лог}} = \frac{\Delta t_a - \Delta t_1}{2,3 \lg \frac{\Delta t_a}{\Delta t_1}} \quad (43)$$

Для расчета  $\Delta t_6$  и  $\Delta t_M$  необходимо построить температурный график (рис. 11)

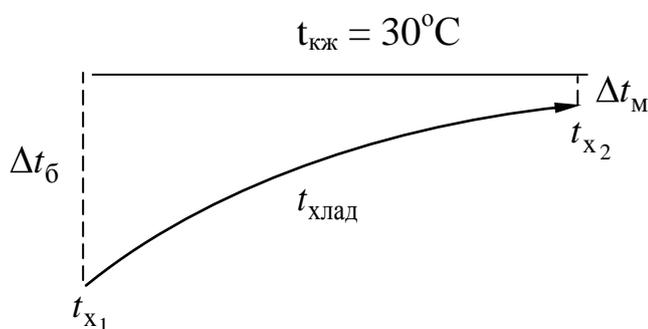


Рис. 11. Температурный график для определения  $\Delta t_6$  и  $\Delta t_M$

Чтобы построить температурный график надо знать начальную  $t_{x_1}$  и конечную  $t_{x_2}$  температуры хладоносителя (воды).

Начальная температура хладоносителя обычно известна, если определен источник ее забора и подачи в теплообменник.

Конечную температуру  $t_{x_2}$  можно определить из уравнения тепловой нагрузки на поток хладоносителя

$$Q_6 = G_x C_x (t_{x_2} - t_{x_1}). \quad (44)$$

Откуда

$$t_{x_2} = t_{x_1} + \frac{Q_6}{G_x C_x}. \quad (45)$$

Массовый расход хладоносителя  $G_x$  определяют по уравнению

$$G_x = \rho_x Q_x = \rho_x v_x S_T, \quad (46)$$

где  $\rho_x$  – плотность хладоносителя,  $\text{кг/м}^3$  при  $\frac{t_{x_1} + t_{x_2}}{2}$ ;  $v_x$  – оптимальная средняя скорость потока хладоносителя,  $\text{м/с}$ ;  $S_T$  – площадь проходного сечения канала теплообменного устройства,  $\text{м}^2$ .

Для трубчатых теплопередающих устройств (кожухотрубные теплообменники, змеевики и т.п.)  $v_x$  можно принять равной  $0,5 \div 1$   $\text{м/с}$ ,  $S_T$  определяют, исходя из конструктивных соображений, задаваясь значениями диаметров труб или величиной зазоров (в случае прямоугольного сечения канала). Для ориентировочного расчета тепловых рубашек значение  $v_x$  можно принять также равным  $0,5 \div 1$   $\text{м/с}$ . Определив  $k$  и  $\Delta t_{\text{ср.лог}}$ , рассчитывают из уравнения (42) требуемое значение  $F$  и сравнивают его с возможным, для проектируемой конструкции ферментатора, значением  $F_r$  (уравнение 41).

Если  $F_r \geq F$ , то выполняют проверочный расчет теплообменного устройства. В случае, если превышение  $F_r$  над  $F$  составляет более  $10 \div 15$  %, то необходимо подкорректировать либо размеры тепловой рубашки уменьшив высоту рубашки  $H$ , либо уменьшить значение  $v_x$ .

Если  $F_T < F$ , в пределах 10÷20 %, то можно увеличить  $v_x$ , при невозможности увеличения  $F_T$ , или понизить  $t_{x_1}$ .

В случае больших расхождений между значениями  $F_T$  и  $F$  необходимо выбрать другую конструкцию теплопередающего устройства, имеющую более высокие теплопередающие характеристики, т.е.  $k_T$ .

**Змеевиковые теплообменные устройства** полностью размещаются в рабочем объеме ферментатора. Выполняются они в виде трубы свернутой в спираль, которая размещается вертикально, соосно корпусу (рис. 10, с). Основными конструктивными размерами, определяющими змеевиковый теплообменник, являются:

$D_3$  – осевой диаметр окружности змеевика, м;  $d_{тр}$  – внутренний диаметр трубки змеевика, м;  $h_3$  – высота змеевика, м;  $n$  – количество колец змеевика;  $t$  – шаг размещения колец, м;  $\delta_{ст}$  – толщина стенок трубки змеевика, м.

Теплопередающая поверхность змеевика  $F_T$  определяется как площадь наружной поверхности круглой трубки, из которой свит змеевик, имеющей диаметр  $d_{тр}$  и длину  $L_{тр}$ , т.е.

$$F_{\bar{a}} = \pi(d_{\delta\delta} + 2\delta_{\bar{n}\delta})L_{\delta\delta}. \quad (47)$$

где  $L_{тр} = \pi D_3 n$

$$n = \frac{H_{c\bar{i}}}{d_{\delta\delta} + 2\delta_{c\delta} + t}$$

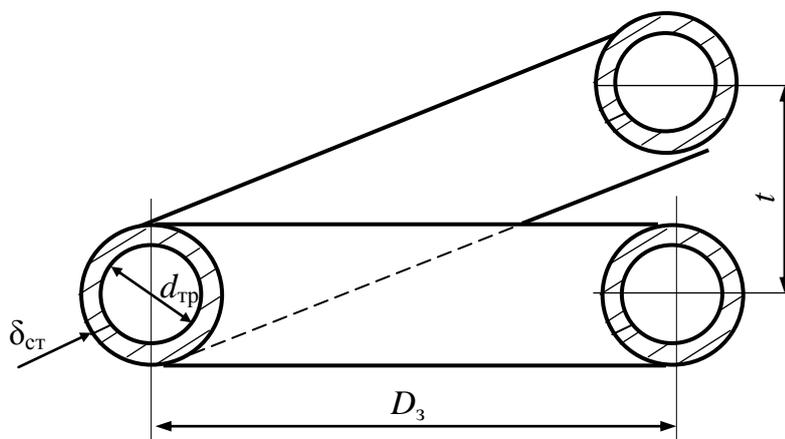


Рис. 12. Элемент змеевикового теплообменного устройства

Требуемое значение  $F$  определяют из уравнения (42) по алгоритму изложенному выше. Затем проводится сравнение  $F$  и  $F_{\Gamma}$ , после которого определяются окончательные размеры змеевика.

**Трубчатые встроенные теплообменные устройства** представляют собой два коллектора: для входа хладоносителя и его выхода из теплообменных трубок. Как правило, теплообменные трубки имеют меньший наружный диаметр, чем диаметр коллекторов. Основными конструктивными размерами трубчатого теплообменного устройства являются:  $d_{\text{нар}}$  – наружный диаметр теплообменных трубок, м;  $n$  – количество теплообменных трубок;  $d_{\text{кол}}$  – наружный диаметр коллекторов, м;  $t$  – межосевой шаг теплообменных трубок.

Теплопередающая поверхность трубчатого теплообменника определяется по уравнению

$$F_{\Gamma} = L_{\text{тр}} \pi d_{\text{нар тр}} n + 2(L_{\text{кол}} \pi d_{\text{кол}}). \quad (48)$$

Требуемое значение  $F$  определяют из уравнения (42) и проводят сравнение  $F$  и  $F_{\Gamma}$ , после которого определяются окончательные размеры трубчатого теплообменного устройства. Выбор размеров теплообменных трубок, межосевого шага и длины коллекторов необходимо осуществлять с учетом удобства монтажа устройств.

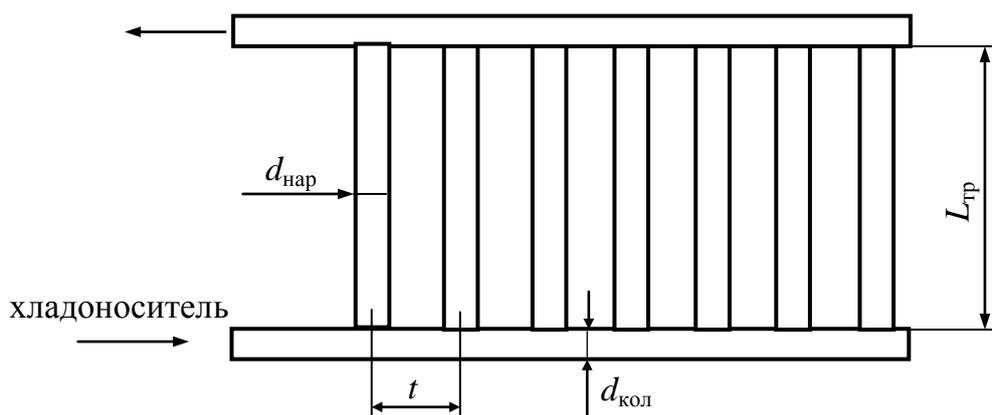


Рис. 12. Трубчатое теплообменное устройство

Подбор стандартных теплообменных аппаратов, кожухотрубных и пластинчатых, осуществляется по значениям  $F$ , которые при-

ведены в каталогах теплообменного оборудования. Для предварительного расчета  $F$  используется уравнение (42), таблица 2.6, а также уравнения (44)÷(46). После выбора конструкции и марки теплообменника из каталога выписывается справочная таблица основных технических характеристик выбранного теплообменника.

## 2.4. Разработка и расчет трубчатого газораспределителя для пустотелых барботажных аппаратов

Для подачи воздуха в ферментатор, диспергирования и распределения его равномерно по всему поперечному сечению ферментатора применяются трубчатые перфорированные газораспределители (ТПГ). Трубчатый газораспределитель состоит из центрального коллектора 1 и симметрично расположенных перфорированных аэрационных трубок 2 (рис. 13,а).

Аэрационные трубки 2 имеют отверстия для выхода газа. Диаметр отверстий  $d_0$  обычно выполняется в диапазоне  $0,5 \div 1$  мм. Отверстия по сечению трубок 2 могут размещаться с угловым шагом в диапазоне  $15 \div 22,5^\circ$  (рис. 14).

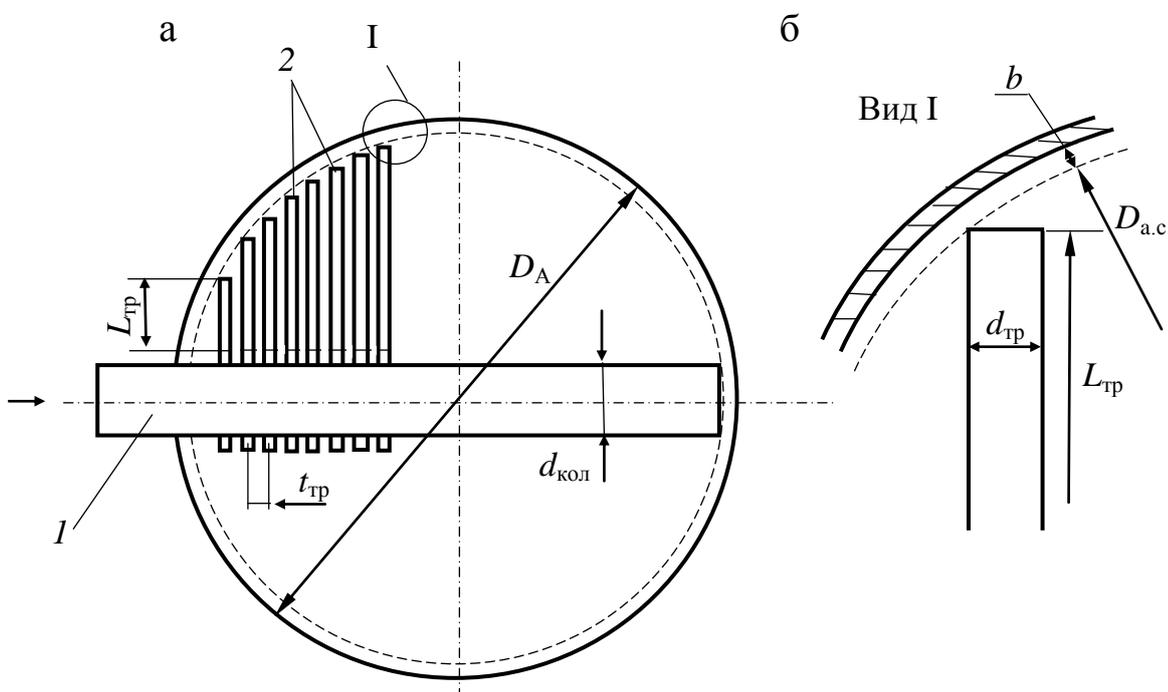


Рис. 13. Трубчатое газораспределительное устройство

По длине трубок сечения с отверстиями размещаются с шагом  $t_0$ , который зависит от принятого диаметра отверстий.

Аэрационные трубки размещаются вдоль коллектора с шагом  $t_{тр}$ , при этом трубки расположенные с одной стороны коллектора имеют различную длину  $L_{тр}$ , так как сечение ферментатора в плане (рис. 13, а) представляет собой окружность. Длина аэрационные трубок должна учитывать удобство монтажа и недопущения касания трубками стенок корпуса ферментатора. Поэтому диаметр описываемой окружности трубчатой аэрационной системы  $D_{а.с}$  принимается равным не более

$$D_{а.с} = D_A - 2b, \quad (49)$$

где величина  $b$  задается в зависимости от диаметра аэрационных трубок.

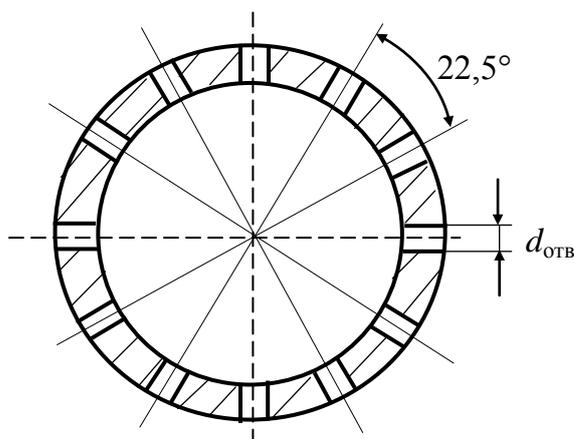


Рис. 14. Вариант размещения отверстий по сечению боковых трубок трубчатого газораспределителя

Расчет газораспределителя начинают с определения диаметров коллектора  $d_k$  и аэрационных трубок  $d_{тр}$ .

Основным заданным гидродинамическим параметром будет являться объемный расход воздуха  $Q_{г}$ , значение которого находится из уравнения (24). Давление и температура воздуха на выходе известны:  $t_{г} = 30^{\circ}C$ ,  $P_{г} = \rho_{к.ж} gH_{ж} + 1,1 P_{атм}$ , где коэффициент 1,1 ха-

рактически характеризует степень увеличения давления над свободной поверхностью культуральной жидкости.

Другим условием, принятым во внимание, является равенство значений объемных расходов воздуха через проходные сечения: коллектора  $S_k$ , всех аэрационных трубок  $\sum S_{тр}$  и всех отверстий  $\sum S_{отв}$ .

Площадь поперечного сечения коллектора определяют, задаваясь скоростью движения воздуха в коллекторе. Рекомендуемые значения выбирают из диапазона  $v_k = 10 \div 50$  м/с

$$S_{\hat{e}} = \frac{Q_{\hat{a}}}{v_{\hat{e}}}. \quad (50)$$

Диаметр коллектора трубчатого газораспределителя

$$d_{\hat{e}} = \sqrt{\frac{4S_{\hat{e}}}{\pi}} \quad (51)$$

Суммарная площадь проходного сечения аэрационных трубок равна

$$\sum S_{тр} = S_k, \quad (52)$$

а суммарная площадь всех отверстий, размещенных в аэрационных трубках

$$\sum S_{отв} = S_k \quad (53)$$

Число отверстий, размещенных на всех аэрационных трубках газораспределительной системы, находят, задавшись диаметром отверстия  $d_{отв}$ . Рекомендуемый диапазон  $d_{отв} = 0,8 \div 3$  мм. Выбрав из указанного диапазона значение  $d_{отв}$ , рассчитывают число отверстий

$$\sum n_{отв} = \frac{\sum S_{отв}}{S_{отв}}, \quad (54)$$

где  $S_{отв}$  – площадь поперечного сечения одного отверстия, м<sup>2</sup>

$$S_{отв} = 0,785d_{отв}^2 \quad (55)$$

Суммарное количество аэрационных трубок, размещенных по обе стороны коллектора, находят, задавшись значением  $d_{тр}$ . Реко-

мендуемое значение  $d_{\text{тр}}$  следует выбирать из диапазона .

$$d_{\text{др}} = \frac{d_{\text{е}}}{(4 \div 8)}.$$

Суммарная площадь проходного сечения всех трубок равна площади проходного сечения коллектора, уравнение (52).

Тогда количество аэрационных трубок газораспределителя будет равно

$$\Sigma n_{\text{тр}} = \frac{\Sigma S_{\text{тр}}}{S_{\text{тр}}}. \quad (56)$$

где 
$$S_{\text{тр}} = 0,785d_{\text{тр}}^2 \quad (57)$$

площадь поперечного сечения одной аэрационной трубки,  $\text{м}^2$ .

По каждой стороне коллектора будут размещены  $0,5\Sigma n_{\text{тр}}$  симметрично друг другу. Размещение аэрационных трубок по длине коллектора осуществляется от центральной аэрационной трубки равномерно, с межосевым шагом  $t$  к концам коллектора.

Длина отдельно взятой боковой трубки зависит от ее расположения на коллекторе. Для центральной (самой большой) трубки ее длина будет равна

$$L_{\text{т}} = 0,5D_{\text{а.с}} - 0,5d_{\text{кол}} - l_{\text{м.п}}, \quad (58)$$

где  $d_{\text{кол}}$  – наружный диаметр коллектора, м;

$l_{\text{м.п}}$  – длина монтажного патрубков, установленного неразъемно с коллектором, м,  $l_{\text{м.п}} = 0,1$  м.

Длина других трубок будет уменьшаться в обе стороны по длине коллектора в зависимости от принятых значений  $t_{\text{тр}}$  и  $d_{\text{тр}}$ .

Межосевой шаг  $t$  определяется по уравнению

$$t = \frac{D_{\text{а.с}}}{\Sigma 0,5n_{\text{тр}}}.$$

Смещение трубок от центра коллектора к корпусу аппарата вызывает уменьшение длины аэрационных трубок.

Длина каждой трубки с одной стороны коллектора определяется графически из эскиза газораспределителя.

Число отверстий, размещенных на 1 погонном метре длины аэрационной трубки, определяется по уравнению

$$n_1 = zm,$$

где  $z$  – число отверстий в одном сечении (рис. 14);  $m$  – число сечений на 1 п.м аэрационной трубки,  $m^{-1}$ .

Суммарная длина всех аэрационных трубок газораспределителя

$$\Sigma L_{\text{тр}} = \frac{\Sigma n_{\text{отв}}}{n_1}.$$

Расчетное значение  $\Sigma L_{\text{тр}}$  должно совпадать со значением  $\Sigma L_{\text{тр}}$ , полученным из эскиза газораспределителя. Для упрощения процедуры измерения достаточно измерить длины трубок, расположенных в одной четверти окружности  $D_A$ , учитывая симметричность размещения по осям окружности, и полученный результат умножить на 4. При несовпадении результатов необходимо уточнить количество отверстий в сечении или изменить шаг размещения сечений с отверстиями.

### **3. РАСЧЕТ И КОНСТРУИРОВАНИЕ КОЖУХОТРУБНОГО СТРУЙНО-ИНЖЕКЦИОННОГО ФЕРМЕНТАТОРА (КСИФ)**

Исходными данными к расчету КСИФ, также как и к расчету барботажного ферментатора, является предполагаемый технологический режим культивирования хлебопекарных дрожжей, выданный индивидуально студенту преподавателем (табл. 2.1).

На первом этапе проведения расчетов необходимо определить требуемый объемный коэффициент массоотдачи  $\beta_V$ , которому должна соответствовать интенсивность, проводимого в проектируемом аппарате процесса, массопереноса (см. разд. 2.1).

После выполнения предварительных расчетов у проектировщика имеются два основных показателя, а именно, максимально требуемое значение  $\beta_V$  и максимальная тепловая нагрузка на теплообменные устройства  $Q_6$ , на которые необходимо ориентироваться в дальнейшем.

### 3.1. Массообменные расчеты. Определение геометрических размеров Т-А

Объемный коэффициент массоотдачи для КСИФ определяется по эмпирическому уравнению

$$\beta_{V_{ж}} = 6,7 \cdot 10^{-3} E d_0^{0,8}, \quad (59)$$

где  $E$  – удельная энергия  $N_c$ , подводимая к объему газожидкостной смеси  $V_{см}$ , содержащейся в опускных, подъемных и сливных трубах (см. рис. 5), т.е.

$$E = \frac{N_c}{V_{см}}. \quad (60)$$

Энергия  $N_c$  вносится струей жидкости, вытекающей из сопла. Величина этой энергии определяет скорость движения газожидкостной смеси по трубам, величину удельной поверхности контакта фаз  $a$ , объемное газосодержание  $\varphi_r$  и скорость переноса кислорода в жидкой фазе  $M_p$ .

Значение энергии  $N_c$  одной струи, поступающей в опускную трубу, рассчитывается по уравнению

$$N_c = \frac{\rho_{ж} v_0^2}{2} Q_{ж} = \frac{\rho_{ж} v_0^2}{2} v_0 S_0 = \frac{\rho_{ж} v_0^2}{2} v_0 \frac{\pi d_0^2}{4} = \frac{\pi \rho_{ж} v_0^3 d_0^2}{8}, \quad (61)$$

где  $\rho_{ж}$  – плотность культуральной жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $v_0$  – скорость истечения жидкости из сопла, м/с;  $d_0$  – диаметр проходного сечения сопла, м.

Диаметр проходного сечения сопла рекомендуется выбирать из диапазона  $d_0 = (5 \div 10) \cdot 10^{-3}$  м.

Скорость истечения культуральной жидкости из сопла следует выбирать из диапазона  $v_0 = 10 \div 20$  м/с.

Затем из уравнения (60) находится требуемое значение  $V_{см}$ . В свою очередь величина  $V_{см}$  складывается из объемов труб: опускной, подъемной и сливной, образующих, учитывая их последовательное соединение, рабочий канал аппарата (трубчатый элемент)

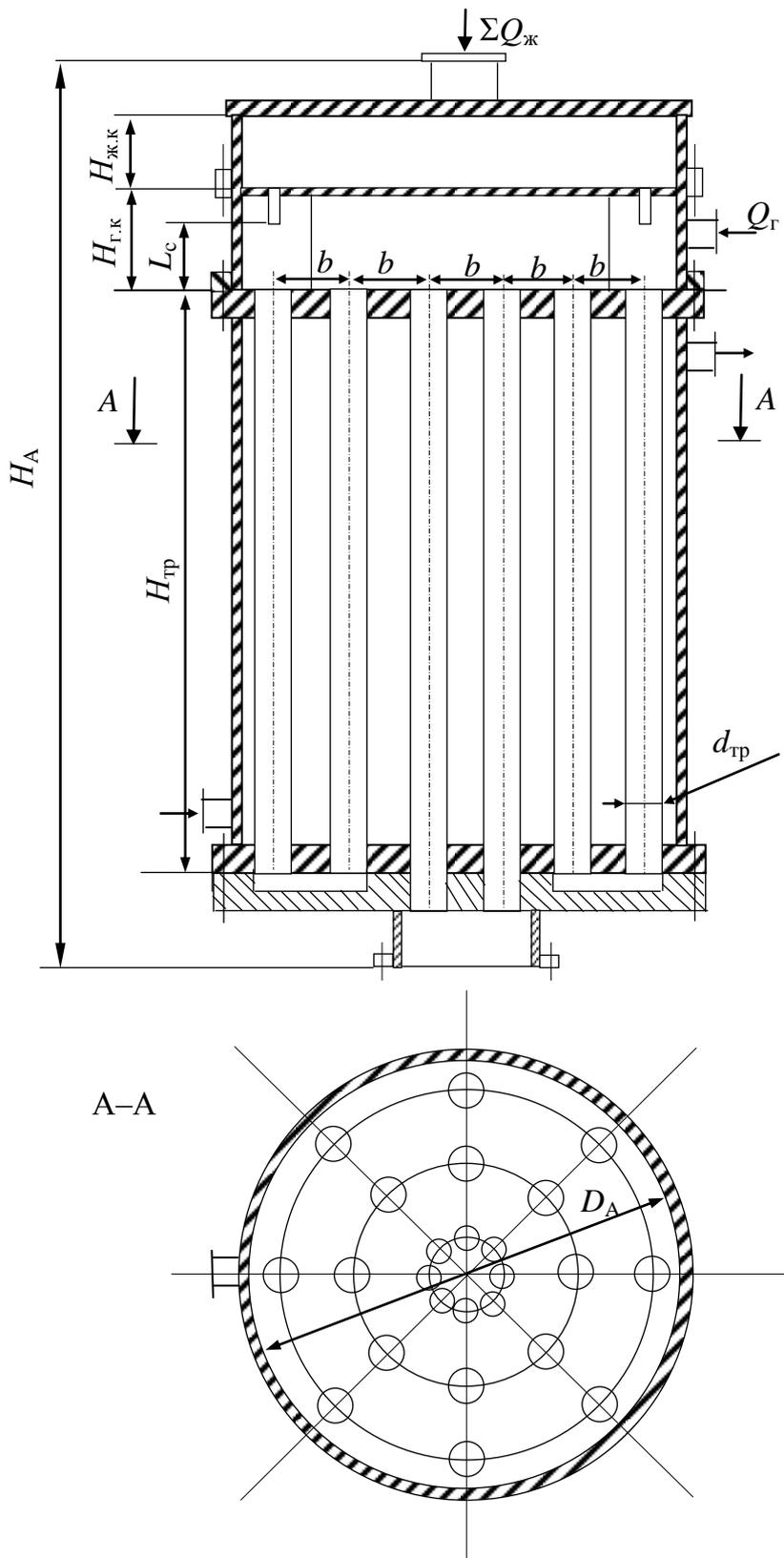


Рис. 15. Схема компоновки КСИА трехтрубными элементами (вариант 8 трехтрубных элементов)

$$V_{\text{см}} = V_{\text{оп}} + V_{\text{п}} + V_{\text{сл}}, \quad (62)$$

где  $V_{\text{см}}$  – объем газожидкостной смеси, движущейся по трубам,  $\text{м}^3$ ;  $V_{\text{оп}}$  – объем опускной трубы,  $\text{м}^3$ ;  $V_{\text{п}}$  – объем подъемной трубы,  $\text{м}^3$ ;  $V_{\text{сл}}$  – объем сливной трубы,  $\text{м}^3$ .

Объем любой трубы рассчитывается из уравнения (индексы не приводятся)

$$V_{\text{тр}} = \frac{\pi d_{\text{тр}}^2}{4} H_{\text{тр}}. \quad (63)$$

Для расчета  $V_{\text{тр}}$  необходимо задаться диаметром труб, которые будут образовывать рабочий канал. Рекомендуется задаться диаметром труб из диапазона  $d_{\text{тр}} = (18 \div 36) \cdot 10^{-3}$  м.

Определив  $V_{\text{см}}$ , из уравнения (63) находят общую длину труб

$$V_{\text{см}} = \sum V_{\text{тр}} = \frac{\pi d_{\text{тр}}^2}{4} \sum H_{\text{тр}},$$

и далее длину каждой

$$H_{\text{оп}} = H_{\text{п}} = H_{\text{сл}} = \frac{\sum H_{\text{тр}}}{3}.$$

Длина всех труб должна быть одинаковой, так как они являются деталями кожухотрубного теплообменника.

Количество трехтрубных элементов определяется из условия времени пребывания культуральной жидкости в Е-Н без аэрации не более 1200 секунд.

Тогда

$$\sum Q_{\text{ж}} = \frac{V_{\text{ж}}}{\tau_{\text{пр}}}, \quad (64)$$

где  $V_{\text{ж}}$  – максимальный набор (объем) культуральной жидкости в Е-Н,  $\text{м}^3$ . Значение  $V_{\text{ж}}$  берется из технологического режима культивирования (табл. 2.1, строка 7).

$\sum Q_{\text{ж}}$  – требуемый объемный расход жидкости через все сопла,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

Объемный расход  $Q_{\text{ж}}$  через одно сопло можно определить из уравнения

$$Q_{\text{ж}} = v_0 S_0.$$

где  $v_0$  – принятое значение скорости истечения жидкости в уравнении (61);  $S_0$  – площадь проходного сечения сопла в уравнении (61).

Тогда количество трехтрубных элементов находится из соотношения

$$n = \frac{\sum Q_{\text{ж}}}{Q_{\text{ж}}} \quad (65)$$

где  $Q_{\text{ж}}$  – объемный расход жидкости через один трехтрубный элемент.

Если число  $n$  получится дробным, то необходимо округлить его до целого числа в большую сторону.

После определения геометрических размеров труб кожухотрубной части Т-А необходимо уточнить начало устойчивой работы аппарата при условии полного заполнения опускной трубы газожидкостной смесью.

Начало устойчивой работы КСИФ определяется минимальной приведенной скоростью движения жидкости в опускной трубе  $W_{\text{жmin}}$ , которая определяется по уравнению

$$W_{\text{жmin}} = K \left( \frac{H_{\text{см1}}}{d_{\text{од1}}} \right)^{0,15} \left( \frac{d_0}{d_{\text{од}}} \right)^{0,4} (gd_{\text{од}})^{0,5}, \quad (66)$$

где  $H_{\text{см1}} = H_{\text{оп}}$  – уровень газожидкостной смеси в опускной трубе принимается равным длине опускной трубы  $H_{\text{оп}}$ ;  $d_{\text{тр}}$  – заданный диаметр труб, м;  $d_0$  – заданное значение диаметра сопла, м.

Коэффициент  $K$  определяется по уравнению

$$K = 1,35 - 1,87d_{\text{тр1}}$$

Приведенная скорость жидкости  $W_{\text{ж}}$  в опускной трубе определяется по уравнению

$$W_{\text{ж}} = \frac{Q_{\text{ж}}}{S_{\text{тр}}} = \frac{4Q_{\text{ж}}}{\pi d_{\text{тр}}^2}$$

Если  $W_{\text{ж}} > W_{\text{ж}_{\text{min}}}$ , то КСИФ будет работать в устойчивом режиме, если нет, то расход жидкости через сопло необходимо уточнить, варьируя вышеупомянутые параметры сопел и труб.

### 3.2. Определение геометрических размеров емкости-накопителя (Е-Н)

Рабочий объем Е-Н должен вмещать всю культуральную жидкость, которая накопится в течение всего процесса культивирования. Это значение находится из таблицы 2.1 заданного технологического режима. Таким образом, значение  $V_{\text{ж}}$  известно.

Геометрически Е-Н представляет собой вертикальный цилиндро-конический резервуар, корпусом которого является цилиндр 1 с коническим днищем 2 и крышкой 3. Днище в виде конуса выполняется с целью обеспечения полного опорожнения ферментатора через патрубков при окончании культивирования и повышения прочности конструкции.

Расчет основных размеров Е-Н заключается в определении  $D_{\text{А}}$  и  $H_{\text{А}}$ , а также габаритных размеров  $H_{\text{Е-Н}}$ .

Определение  $H_{\text{А}}$  ведется по алгоритму геометрических расчетов пустотелого барботажного аппарата, т.е. сначала задаются диаметром аппарата  $D_{\text{А}}$ . Тогда высота цилиндрической части Е-Н будет равна

$$H_{\text{ж}} = \frac{4V_{\text{ж}}}{\pi D_{\text{А}}^2} = \frac{1,274V_{\text{ж}}}{D_{\text{А}}^2}, \quad (67)$$

где  $V_{\text{ж}}$  – максимальный объем культуральной жидкости, м<sup>3</sup>.

Из Т-А в Е-Н поступает газожидкостная смесь с газосодержанием  $\varphi_{\text{Г}_3}$ , поэтому высоту  $H_{\text{ж}}$  необходимо увеличить до размера

$$H_{\text{см}} = \frac{H_{\text{ж}}}{1 - \varphi_{\text{Г}_3}}, \quad (68)$$

где  $\varphi_{\text{Г}_3}$  – объемное газосодержание культуральной жидкости, поступающей в Е-Н из сливных труб Т-А.

Объемное газосодержание смеси  $\varphi_{\text{Г}_3}$  можно рассчитать по уравнению

$$\varphi_{Г3} = \frac{Q_{Г3}}{Q_{Г3} + Q_{Ж3}}, \quad (69)$$

где  $Q_{Г3}$  – суммарный объемный расход газа, поступающий в сливные трубы, м<sup>3</sup>/с;  $Q_{Ж3}$  – объемный расход жидкости, поступающий в сливные трубы, м<sup>3</sup>/с.

Расход газа, инжектируемого струей жидкости вытекающей из сопла, можно рассчитать по уравнению

$$Q_{\tilde{a}} = v_0 S_c, \quad (70)$$

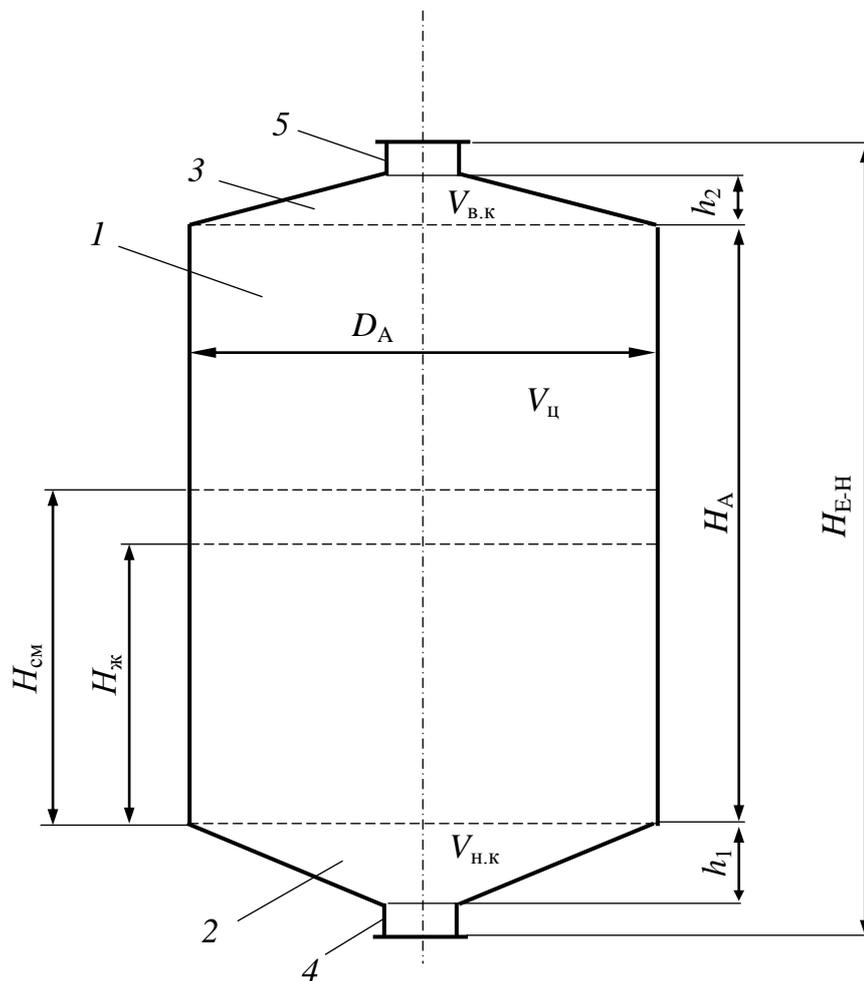


Рис. 16. Расчетная схема и эскизная проработка конструкции корпуса емкости-накопителя КСИФ (I этап)

где  $v_0$  – принятое значение скорости струи, м/с;  $S_c$  – площадь поперечного сечения струи, м<sup>2</sup>.

$$S_c = \frac{\pi(d_c^2 - d_0^2)}{4}, \quad (71)$$

$d_c$  – видимый диаметр газожидкостной струи, м;

$$d_c = d_0(1 + B \text{Re}_L^{0,2}), \quad (72)$$

$\text{Re}_L$  – модифицированный критерий Рейнольдса,  $\text{Re}_L = \frac{v_0 L_c}{\nu_{\text{ж}}}$ ;  $B$  – эмпирический коэффициент,  $B = 4d_0 - 0,0092$ .

Длина свободной струи  $L_c$  равна расстоянию от среза сопла до свободной поверхности газожидкостной смеси в опускной трубе. При проведении расчетов Т-А рекомендуется устанавливать сопла на расстоянии  $L_c = 100 \div 150$  мм от верхнего среза опускных труб, так как уровень газожидкостной смеси в опускной трубе, в оптимальном варианте, должен полностью заполнять ее.

Рассчитав количество инжектируемого газа одной струей, определяют суммарное количество газа  $Q_{Г3}$ , поступающего в аппарат

$$Q_{Г3} = Q_{Г} n, \quad (73)$$

где  $n$  – количество трехходовых элементов и, следовательно, количество сопел.

Высоту цилиндрической части корпуса Е-Н определяют с учетом образования пены Е-Н

$$H_A = \frac{H_{\text{см}}}{k_{\text{п}}}, \quad (74)$$

где  $k_{\text{п}}$  – коэффициент, учитывающий объем пены в аппарате.

В зависимости от эффективности принятого способа пеногашения, значение  $k_{\text{п}}$  выбирается из диапазона  $k_{\text{п}} = 0,5 \div 0,8$ . Чем выше эффективность способа пеногашения, тем выше значение  $k_{\text{п}}$ .

Величины  $h_1$  и  $h_2$  (рис. 15) выбираются исходя из конструктивных соображений, основными из которых являются минимизация габаритных размеров Е-Н, гарантия полного ее опорожнения и равномерность отвода газовой фазы из Е-Н.

Для интенсификации процесса переноса кислорода из воздуха в питательную среду с дрожжевыми клетками и уменьшения времени пребывания клеток в зоне пониженного содержания  $O_2$ , Е-Н секционирована вертикальными, центральными трубами 2 и циркуляционным стаканом 3, которые образуют организованное движение газожидкостной смеси внутри рабочего объема по каналам.

Диаметры центральной трубы  $d_{ц.т}$  и циркуляционного стакана  $d_{ц.с}$  определяются из следующих условий.

Площадь поперечного сечения центральной трубы  $S_{ц.т}$  выбирается из конструкторских соображений такой, чтобы объединить все потоки газожидкостной смеси из сливных труб Т-А, т.е.

$$S_{ц.т} = \frac{\sum Q_{см}}{W_{см}} = \frac{\sum Q_{г} + \sum Q_{ж}}{W_{см}} \quad (75)$$

где  $W_{см}$  – приведенная скорость газожидкостной смеси, м/с, принимается равной  $0,5 \div 1$  м/с.

Откуда

$$d_{ц.т} = \sqrt{\frac{4S_{ц.т}}{\pi}} \quad (76)$$

Площадь поперечного сечения циркуляционного стакана  $S_{ц.с}$  определяется из условия уменьшения приведенной скорости движения смеси ниже скорости всплывания пузырей. Это делается для более полного выделения отработанного воздуха из газожидкостной смеси на выходе из циркуляционного стакана. Тогда приведенная скорость газожидкостной смеси в циркуляционном стакане должна быть задана. Исходя из того, что скорость всплывания пузырей воздуха в слабокоалесцирующих средах лежит в диапазоне  $v_{п} = 0,1 \div 0,2$  м/с, целесообразно принять приведенную скорость газожидкостной смеси ниже этого значения, т.е. в пределах  $W_{ц.с} = 0,03 \div 0,06$  м/с. Тогда площадь поперечного сечения  $S_{ц.с}$  определяется из уравнения

$$S_{ц.с} = \frac{\sum Q_{г} + \sum Q_{ж}}{W_{ц.с}} \quad (77)$$

Откуда

$$d_{ц.с} = \sqrt{\frac{4S_{ц.с}}{\pi} + d_{ц.т}^2}. \quad (78)$$

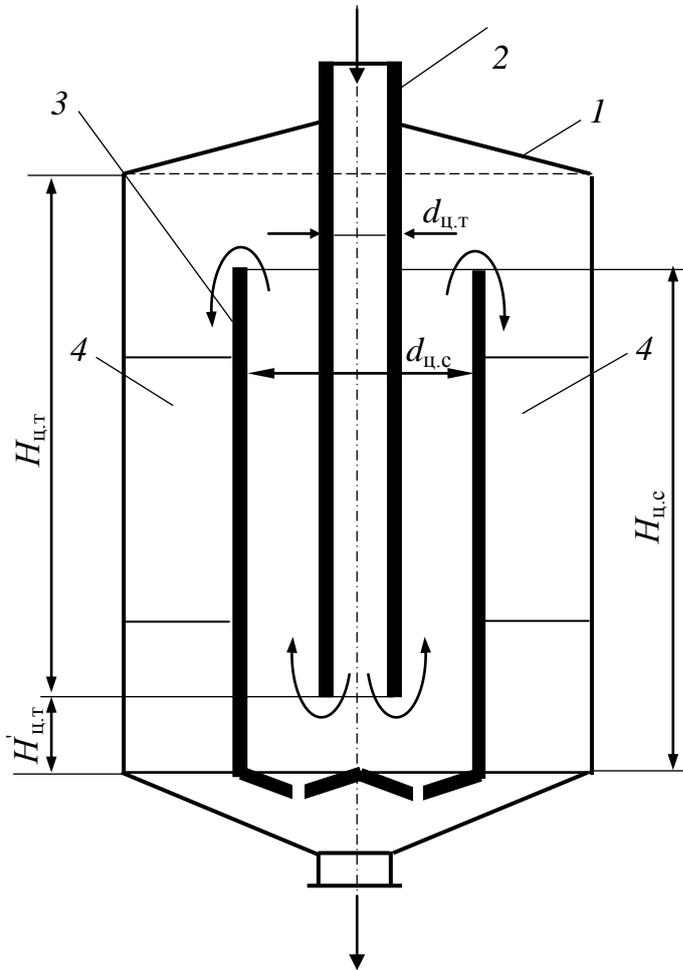


Рис. 17. Расчетная схема и эскизная проработка конструкции циркуляционного стакана и центральной трубы Е-Н (II этап)

Длина погружения центральной трубы  $H_{ц.т}$  определяется по уравнению

$$H_{ц.т} = H_A - H'_{ц.т}, \quad (79)$$

где  $H'_{ц.т}$  – расстояние от нижнего среза цилиндрической части корпуса Е-Н до среза центральной трубы (рис. 17).

Длина цилиндрической части циркуляционного стакана  $H_{ц.с}$  принимается равной

$$H_{ц.с} = 2H_{ж}, \quad (80)$$

а нижний срез цилиндрической части стакана 3 располагается на одном уровне с нижним срезом цилиндрической части Е-Н (см. рис. 17).

Циркуляционный стакан крепится к корпусу Е-Н несущими пластинами 4 прямоугольной формы с четырех сторон, которые привариваются к корпусу и стакану, тем самым выдерживается соосность стакана с корпусом и повышается прочность конструкции.

Аналогично центруется и центральная труба (на рис. 17 не показано).

### 3.3. Проверочный расчет КСИФа

После определения основных размеров рабочего объема Т-А и Е-Н осуществляется проверочный расчет.

Для Т-А он заключается в определении разности давлений  $P_1$  и  $P_2$  в газовых емкостях в верхней части.

В основу расчетного уравнения положен баланс давлений на нижних срезах опускной и подъемной труб Т-А

$$\begin{aligned} P_1 - P_2 &= \left( \frac{\rho_{\text{ж}} V_0^2}{2} - \frac{\rho_{\text{ж}} W_{\text{ж}1}^2}{2} \right) + \rho_{\text{ж}} g H_{\text{м}1} (1 - \varphi_{\text{а}1}) - \rho_{\text{ж}} g H_{\text{м}2} (1 - \varphi_{\text{а}2}) \\ &- \rho_{\text{ж}} g H_{\text{м}1} \varphi_{\text{а}1} + \rho_{\text{ж}} g H_{\text{м}2} \varphi_{\text{а}2} = \\ &= \frac{\rho_{\text{ж}} W_{\text{ж}}^2}{2} \left[ \lambda_{\text{н}} \frac{H_{\text{см}1}}{d_{\text{тр}}} \frac{1}{(1 - \varphi_{\text{г}1})^{1,75}} + \lambda_{\text{в}} \frac{H_{\text{см}2}}{d_{\text{тр}}} \frac{1}{(1 - \varphi_{\text{г}2})^{1,75}} + \right. \\ &\left. + \frac{\xi_{\text{д}}}{(1 - \beta_{\text{а}})^2} + \frac{\xi_{\text{а} \text{у} \text{д}}}{(1 - \varphi_{\text{а} \cdot \text{а}})^2} + \frac{\xi_{\text{АВ}}}{(1 - \varphi_{\text{ср}})^2} \right], \quad (81) \end{aligned}$$

где  $P_1, P_2$  – абсолютные давления газовой фазы на поверхность газожидкостной смеси в опускной и подъемных трубах, Па;

$V_0$  – принятая скорость истечения жидкости из сопел, м/с;

$H_{см1}, H_{см2}$  – принятые значения уровней газожидкостной смеси в опускных и подъемных трубах, м;

$\varphi_{Г1}, \varphi_{Г2}$  – объемные газосодержания в опускных и подъемных трубах определяем по уравнениям (82) и (83);

$\rho_{ж}$  – плотность культуральной жидкости при  $t = 30^\circ\text{C}$ , кг/м<sup>3</sup>;

$W_{ж}$  – приведенная скорость движения жидкости по трубам (по уравн. 84), м/с;

$d_{тр}$  – принятый диаметр проходного сечения труб, м;

$\lambda_{н}, \lambda_{в}$  – коэффициенты трения по длине труб,  $\lambda = \frac{0,316}{\text{Re}_{\text{ж}}^{0,25}}$

$\text{Re}_{ж}$  – критерий Рейнольдса,  $\text{Re} = \frac{W_{ж}d_{тр}}{v_{ж}}$ ;  $\beta_{г}$  – расходное газосодержание газожидкостной смеси (по уравн. 88);

$\xi_{вых}$  – коэффициент сопротивления на выходе газожидкостного потока из подъемной трубы,  $\xi_{вых} = 1$ ;

$\xi_{AB}$  – коэффициент сопротивления при повороте газожидкостного потока на  $180^\circ$ ,  $\xi_{AB} = 3,76$ ;

$\xi_0$  – коэффициент расширения потока при входе струи в жидкость

$$\xi_p = \left( \frac{S_{\delta\delta}}{S_c} - 1 \right)^2 \quad (82)$$

В уравнении (82)  $S_c$  – площадь поперечного сечения свободной струи в точке входа ее в газожидкостную смесь и, допуская форму поперечного сечения струи в виде круга,  $S_c = 0,785 d_c^2$ .

Видимый диаметр свободной газожидкостной струи  $d_{c,}$  зависит от геометрических размеров сопла, скорости истечения жидкости из него и длины струи. Расчет видимого диаметра струи выполнялся по уравнению

$$d_c = d_1 \left( + B \text{Re}_c^{0,2} \right) \quad (83)$$

где  $Re_c$  – модифицированный критерий Рейнольдса, рассчитываемый по длине свободной струи  $L_c$ ,

$$Re_c = \frac{v_1 L_c}{\nu_{\text{ж}}} \quad (84)$$

Коэффициент  $B$  определяется по эмпирическому уравнению

$$B = 4d_0 - 0,0092$$

$L_c$  можно принять равной 0,1 м.

$\varphi_{\text{ср}}$  – среднее значение объемного газосодержания при переходе газожидкостного потока из опускной трубы в подъемную трубу.

Из уравнения (81) определяется разность давлений  $P_1 - P_2$ , которая будет определять заданные уровни  $H_{\text{см}}$  в трубах Т-А. Истинные значения абсолютных давлений в камерах будут зависеть от гидравлических сопротивлений подводящих воздухопроводов.

Коэффициент сопротивления подводящих воздухопроводов  $\xi_{\text{в}}$  определяют по уравнению

$$\xi_{\text{в}} = \frac{12,1 \Delta h d_{\text{в}}^4}{Q_{\text{г}}^2} = \frac{12,1 \frac{P_0 - P_1}{\rho_{\text{г}} g} d_{\text{в}}^4}{Q_{\text{г}}^2}, \quad (85)$$

где  $P_0, P_1$  – атмосферное давление и абсолютное давление воздуха в соответствующей камере, соответственно, Па;

$\rho_{\text{г}}$  – плотность газа при давлении  $P_1$  и температуре  $t$ ;

$d_{\text{в}}$  – диаметр входного патрубка, м;

$Q_{\text{г}}$  – объемный расход воздуха поступающего в Т-А в данную камеру, м<sup>3</sup>/с.

Объемное газосодержание  $\varphi_{\text{г1}}$  в опускных трубах находится по уравнению

$$\varphi_{\text{г1}} = \frac{W_{\text{г}}}{W_{\text{см}}} = \frac{W_{\text{г}}}{W_{\text{г}} + W_{\text{ж}}} \quad (86)$$

в подъемных трубах

$$\varphi_{\Gamma_2} = \frac{W_{\Gamma_1}}{W_{\Gamma_1} + W_{\text{ж}} + 0,4}. \quad (87)$$

Расходное газосодержание

$$\beta_{\tilde{a}} = \frac{Q_{\tilde{a}}}{Q_{\text{æ}} + Q_{\tilde{a}}}. \quad (88)$$

#### **4. МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА**

Курсовой проект по дисциплине "Процессы и аппараты биотехнологических производств" выполняется студентами самостоятельно во время изучения курса.

Задача курсового проекта заключается в том, чтобы научить студентов методам проектирования аппаратуры, применяемой в технологических схемах биотехнологических производств и привить навыки самостоятельного пользования специальной литературой, справочниками и каталогами, а также грамотного оформления научно-технической документации.

Темами курсовых проектов являются установки для проведения основного технологического процесса биотехнологических производств – культивирования микроорганизмов с целью получения биомассы (ферментации) или продуктов микробиологического синтеза. В курсовом проекте на заданную тему предусматривается выполнение расчетов по нескольким разделам курса, в частности, в большинстве проектов необходимо выполнить технологические, гидравлические, тепловые расчеты, расчеты по массопередаче и экономические расчеты.

В целом курсовой проект должен представлять собой законченную проектную разработку аппарата заданной производительности с учетом достижений современной науки в данной области, выполненную студентом самостоятельно, который несет ответственность за результаты всех расчетов.

Курсовой проект состоит из двух разделов:

1) расчетно-пояснительной записки (РПЗ) с машинно-аппаратной схемой производства продукта, определенного заданием;

2) графической части (представляющей общий вид и сборочные единицы спроектированного аппарата).

Преподаватель – руководитель проекта в каждом индивидуальном задании студенту указывает, какие и в каком объеме должны быть сделаны расчеты, а также обеспечивает систематические консультации, на которых студент получает ответы, на возникающие у него вопросы, и рекомендации по основным разделам разрабатываемого проекта.

Полностью оформленный проект студент сдает руководителю проекта для проверки и затем в назначенное время защищает проект.

По указанию преподавателя студент рассчитывает аппарат в двух вариантах (например, теплообменник для двух гидродинамических режимов движения каждого из теплоносителей) и выбирает наиболее экономичную конструкцию.

## **4.1. Общая часть.**

### **4.1.1. Рекомендуемая последовательность выполнения курсового проекта**

Получив задание на выполнение курсового проекта, студент изучает рекомендованную литературу и затем:

а) составляет принципиальную технологическую схему производства заданного продукта (предварительный эскиз), на которую наносит следующие данные:

– начальные и конечные расходы фаз и составляющих их компонентов;

– исходные и конечные температуры фаз и конечного продукта;

– исходные, рабочие и конечные давления.

б) Выполняет подробное описание технологической схемы производства заданного продукта и описание заданного технологического режима, который предполагается проводить в проектируемом аппарате. В описании выделяется та часть технологической цепочки, которая будет являться предметом проектирования, как правило, это ферментатор, и делается подробный обзор их известных конструкций, применяемых в данной отрасли промышленности, дается анализ их преимуществ и недостатков, а также обоснование (аргументация)

выбранной конструкции аппарата, которая будет рассчитываться далее.

в) Выполняет предварительные технологические расчеты, необходимые для последующей оценки: тепловой нагрузки, требуемых массообменных характеристик, рабочего объема аппарата и его предварительных габаритов, расходных параметров вспомогательного оборудования (насосов, трубовоздуховок). Результаты расчетов сводятся в таблицу.

г) Выполняет расчеты по массообмену между газом и жидкостью с определением значения объемного коэффициента массоотдачи и последующим сравнением этого значения с требуемым.

д) Выполняет расчеты по теплообмену между рабочим продуктом и хладоносителем. Определяет окончательно типоразмер рабочих теплопередающих поверхностей ферментатора или отдельного теплообменного аппарата.

е) Выполняет гидравлические расчеты вспомогательных коммуникаций и окончательный подбор питательных и циркуляционных насосов и трубовоздуховок.

ж) Закончив основные расчеты, оформляет готовую часть расчетно-пояснительной записки.

з) Выполняет графическую часть проекта – чертеж общего вида аппарата и составляет ведомость курсового проекта (приложение В).

Все расчеты необходимо выполнять в Международной системе единиц (СИ), пользуясь только основными (не дольными и не кратными) единицами. Точность счета не должна превышать точности исходных данных, т.е. для аппаратурных расчетов не может быть выше 5 %.

Для проведения расчетов рекомендуется использовать цифровую электронно-вычислительную технику с использованием прикладных программ «Mathcad».

Для своевременного выполнения курсового проекта студентам рекомендуется следующий ориентировочный календарный план

Этап	Содержание этапа	Объем работы, %		Окончание этапа
		Этап	Всего	
1	Изучение литературы. Введение, описание машинно-аппаратурной схемы технологического процесса производства заданного продукта	10	10	2 неделя
2	Составление и описание структурной схемы разрабатываемой установки с указанием всех потоков материала и теплоты	5	15	3 неделя
3	Составление исходной таблицы технологического режима и определение требуемых значений объемного коэффициента массоотдачи и тепловой нагрузки на поверхности теплообмена	5	20	4 неделя
4	Гидравлические и тепло-массообменные расчеты	50	70	10 неделя
5	Конструкционные расчеты	10	80	12 неделя
6	Эскиз общего вида аппарата	5	85	13 неделя
7	Оформление РПЗ и графической части проекта	10	95	14 неделя
8	Защита проекта	5	100	15 неделя

## 4.2. Оформление расчетно-пояснительной записки (РПЗ)

### 4.2.1. Структура построения РПЗ

Расчетно-пояснительная записка должна содержать:

1. Титульный лист (приложение 3).
2. Задание на проектирование.

3. Оглавление (содержание).
4. Введение.
5. Описание машинно-аппаратурной схемы производства целевого продукта, с раскрытием назначения каждого технологического аппарата и описанием проводимых в нем процессов.
6. Определение требуемого коэффициента массоотдачи по кислороду.
7. Тепловые расчеты.
  - 7.1. Составление теплового баланса и определение нагрузки на теплопередающие поверхности ферментатора.
  - 7.2. Выбор конструкции теплопередающих устройств.
  - 7.3. Конструкционные расчеты теплообменных аппаратов или теплообменных устройств ферментатора.
  - 7.4. Расчет расхода хладоносителя.
8. Массообменные расчеты.
  - 8.1. Расчет расхода воздуха на аэрацию.
  - 8.2. Расчет удельной поверхности контакта фаз.
  - 8.3. Расчет поверхностного коэффициента массоотдачи кислорода в жидкой фазе.
  - 8.4. Расчет подводимой мощности на перемешивание культуральной жидкости.
  - 8.5. Выбор конструкции диспергирующих устройств.
  - 8.6. Выбор конструкции перемешивающих устройств.
9. Конструкционные расчеты.
  - 9.1. Расчет геометрического объема аппарата.
  - 9.2. Гидравлические расчеты и подбор насосов.
  - 9.3. Расчет газораспределительного оборудования и его конструирование.
  - 9.4. Разработка и подбор воздухометательного оборудования.
10. Контроль за работой установки. Выбор точек контроля режима работы, с указанием принципа регулирования.
11. Техническая характеристика установки (сводная таблица основных показателей установки).
12. Список использованной литературы.

#### 4.2.2. Оформление РПЗ

В основу оформления курсового проекта положен ГОСТ 7.32–2001. Система стандартов по информации, библиотечному делу и издательскому делу. Отчет о научно-исследовательской работе. Структура и правила оформления.

Расчетно-пояснительная записка должна быть выполнена на стандартных листах писчей бумаги формата А4, согласно ГОСТ 9327, с применением базы широко распространенной программной платформы Microsoft Office (включающей в себя Excel, Word, Access и другие известные компьютерные приложения). Цвет шрифта – черный, высота букв, цифр и других знаков не менее 1,8 мм (кегель не менее 12). Количество строк на странице должно быть не менее 25. По сторонам листа оставляются поля: слева – 20 мм (подшивочное поле), справа – 10 мм, сверху и внизу – не менее 20 мм.

Разрешается использовать компьютерные возможности акцентирования внимания на определенных терминах, формулах и т.п. путем применения шрифтов разной гарнитуры.

Нумерация страниц – сквозная, начиная с титульного листа. На титульном листе номер не проставляется. Номера страниц проставляются арабскими цифрами без точки в верхнем поле листа, посередине. Рисунки, таблицы и другие пояснительные материалы, расположенные на отдельных листах, а также список литературы и приложения, включаются в общую нумерацию страниц.

Основную (текстовую) часть РПЗ следует делить на разделы, подразделы и пункты. Пункты, при необходимости, могут делиться на подпункты. Разделы, подразделы, пункты и подпункты следует нумеровать арабскими цифрами и записывать с абзационного отступа.

Разделы должны иметь порядковую нумерацию в пределах всего текста, за исключением приложений.

*Пример* – 1, 2, 3 и т.д.

Номер подраздела или пункта включает номер раздела и порядковый номер подраздела или пункта, отделенные точкой.

*Пример* – 1.1, 1.2, 1.3 и т.д.

Таблицы, формулы и рисунки, на которые есть ссылки в тексте, должны быть пронумерованы последовательно в пределах каждого раздела или приложения.

*Пример* – таблица 3.2 – вторая таблица третьего раздела; рис. 1.3 – третий рисунок первого раздела; формула (2.6) – шестая формула второго раздела.

Номер формулы ставят с правой стороны листа в круглых скобках на уровне формулы. Непосредственно под формулой приводится расшифровка буквенных обозначений и числовых коэффициентов, входящих в формулу, в той последовательности, в какой они указаны в формуле. Каждое буквенное обозначение или коэффициент следует указывать с новой строки. Первая строка расшифровки формул должна начинаться со слова «где» без двоеточия после него. При ссылке на формулу в тексте РПЗ следует писать, например, «в формуле (2.5) ...». Единицы физических величин в конце формул не ставятся.

Все разделы, подразделы, пункты и подпункты, таблицы и приложения должны иметь тематические заголовки, а рисунки сопровождаться подрисуночными подписями.

Порядок изложения расчетов и их содержание в общем случае определены ГОСТ 2.106–96. Расчеты должны содержать: эскиз или схему рассматриваемого оборудования или его части, задачу расчета (с указанием того, что требуется определить при работе) данные для расчета, условия расчета, расчет, заключение по расчету.

Расчеты должны выполняться с использованием единиц физических величин СИ. Допускается, в отдельных случаях, производить расчеты в технической системе единиц, но с переводом конечных результатов в СИ.

Список использованных источников информации следует располагать в порядке появления на них ссылок в тексте РПЗ. Ссылка на источник информации в тексте обозначается арабской цифрой в квадратных скобках. Номер цифры соответствует сквозной нумерации по мере появления ссылки, если она не приводилась выше по тексту.

Список оформляется по ГОСТ 7.1–84:

– для книг: указывается фамилия и инициалы автора (авторов), название книги, место издания, издательство, год издания, количество страниц.

*Пример.*

Гапонов К.П. Процессы и аппараты микробиологических производств. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. – 240 с.

– для журнальных статей (или статей в других периодических изданиях) – фамилия и инициалы автора (авторов), название статьи, название журнала, год издания, номер журнала (том, выпуск), номера страниц на которых размещена статья (перед названием журнала или сборника ставятся две косые черты).

*Пример.*

1. Новоселов А.Г., Тишин В.Б., Меледина Т.В. Пути повышения клеточной массы при выращивании *Saccharomyces cerevisiae* Hansen 1883 в ферментаторе струйно-инжекционного типа // Микология и фитопатология. – 1994, т.28, вып. 3, с. 45–50.

2. Новоселов А.Г., Тишин В.Б., Анисимов С.А. Культивирование хлебопекарных дрожжей в высококонцентрированных средах // Машины, агрегаты, процессы и аппараты пищевой технологии: сб. науч. трудов – Л., ЛТИХП, 1991, с. 22–27.

Литература, на которую нет ссылки в РПЗ, в список использованной литературы не включается.

### **4.3. Оформление графической части проекта**

Графическая часть проекта состоит:

- технологической схемы производства;
- общего вида ферментатора (габаритный чертеж);
- сборочного чертежа отдельно взятого устройства ферментатора (газораспределителя, перемешивающего устройства, пеногасителя и т.п.), входящего в состав конструкции.

Устройство ферментатора, подлежащее детальной проработке, определяется заданием на курсовой проект.

Графическая часть проекта выполняется на листах формата А1 на ПК с последующей распечаткой на плоттере. Допускается выполнение графической части карандашом.

Чертежи на листах формата меньшего чем А1 выполняются совместно с другими на листе формата А1 без разрезания. Наименьший допустимый размер листа – формат А4.

На чертежах и схемах выполняются основные надписи в соответствии с ГОСТ 2.104–68 по формам, приведенным в приложении Б и В.

Расположение основных видов на чертеже должно соответствовать ГОСТ 2.305–68.

Главный вид аппарата (в рабочем положении) располагают вдоль большой стороны листа и на остальной части листа размещают другие виды или разрезы, обеспечивающие более полное представление об аппарате.

Аппарат и узлы вычерчивают в масштабах: 1:1; 1:2; 1:2,5; 1:4; 1:5; 1:10; 1:15; 1:20; 1:25; 1:40 и т.д. по ГОСТ 2.302–68.

Сборочные единицы вычерчивают в масштабе большем, чем основные узлы.

Общий вид рекомендуется вычерчивать в наибольшем из возможных масштабов при необходимости с разрывом аппарата. В этом случае на чертеже должен быть вычерчен дополнительно этот же аппарат без разрыва в малом масштабе с обозначением габаритных размеров. Давать на чертеже аппарата обозначения чистоты поверхности, допусков, термической обработки, сварки не требуется.

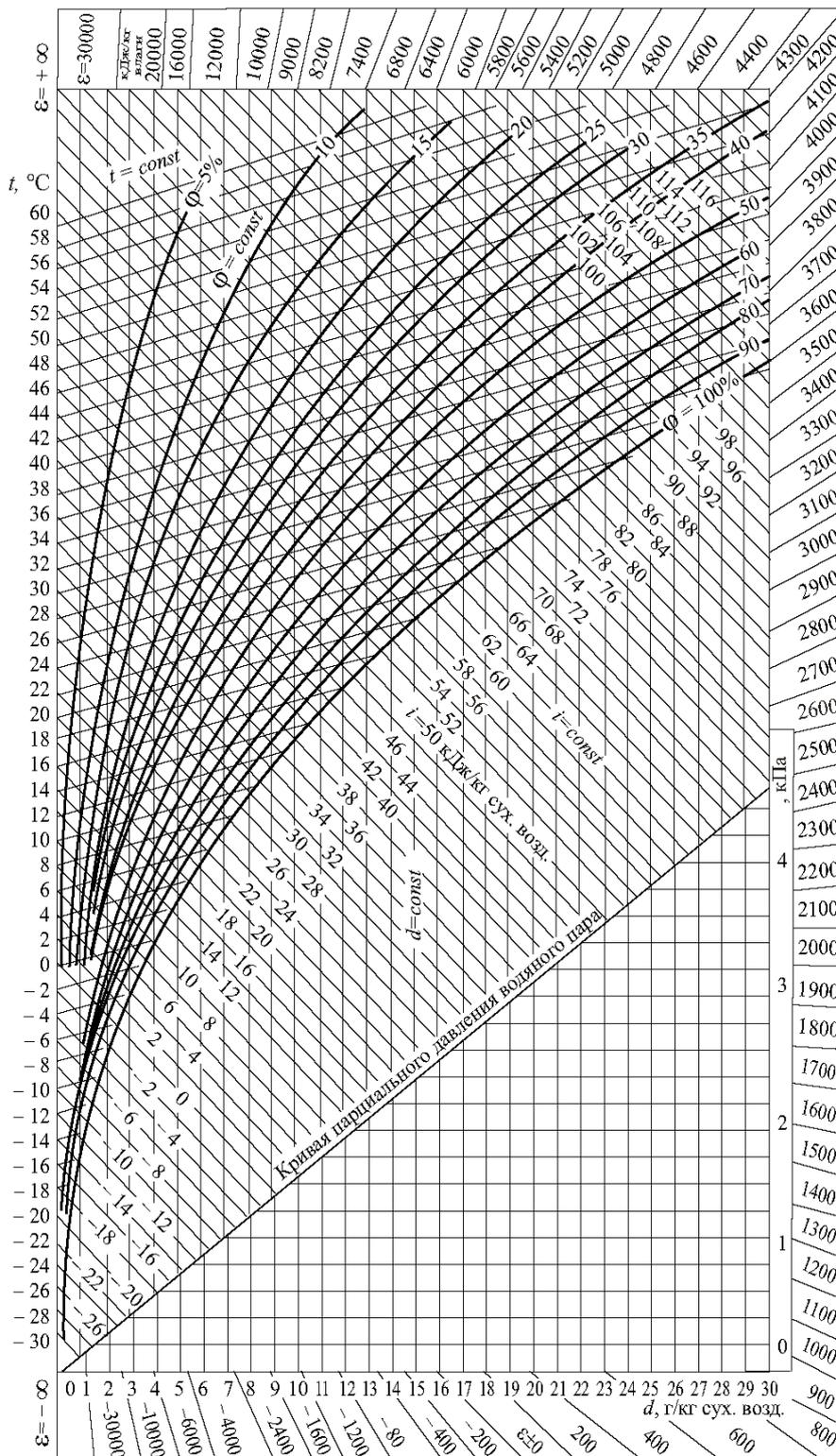
По окончании составляется ведомость курсового проекта, которая оформляется согласно ГОСТ 2.106–96 (форма 4 приложение 4).

Пример заполнения граф основной формы, к ведомости курсового проекта дан в приложении 4.

# ПРИЛОЖЕНИЯ

## Приложение 1

Диаграмма  $i - d$  тепловлажностного состояния воздуха



Теплофизические свойства воды и насыщенного пара

$t$ , °C	$p_{\text{абс}}$ , атм	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$c_p$ , Дж/(кг·К)	$\lambda \cdot 10^2$ , Вт/(м·К)	$\mu \cdot 10^6$ , Па·с	$p_{\text{абс}}$ , атм	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$r_{\text{кон}}$ , кДж/кг	$\mu \cdot 10^6$ , Па·с	$c_p$ , Дж/(кг·К)	$\lambda \cdot 10^2$ , Вт/(м·К)
Вода						Пар					
0	1	1000	4230	55,1	1790	0,0062	0,0048	2493	—	—	—
10	1	999	4190	57,5	1310	0,0125	0,0094	2512	—	—	—
20	1	998	4190	59,9	1000	0,0238	0,0173	2448	—	—	—
30	1	996	4180	61,8	804	0,0433	0,0304	2425	—	—	—
40	1	992	4180	63,4	657	0,0752	0,0511	2403	—	—	—
50	1	988	4180	64,8	549	0,1258	0,088	2380	—	—	—
60	1	983	4180	65,9	470	0,2031	0,1301	2357	—	—	—
70	1	978	4190	66,8	406	0,3177	0,198	2333	—	—	—
80	1	972	4190	67,6	355	0,483	0,293	2310	—	—	—
90	1	965	4190	68,0	315	0,715	0,423	2285	—	—	—
100	1,03	958	4230	68,2	282	0,033	0,597	2260	11,7	2011	2,41
120	2,02	943	4270	68,5	231	2,025	1,12	2207	13,1	2095	2,75
140	3,68	926	4270	68,5	196	3,685	1,96	2150	14,1	2221	3,07

Таблица 2

**Плотность растворов мелассы при различных температурах, кг/м<sup>3</sup>**

Содержание сухого вещества, %	Температура, К						
	293	313	333	353	365	373	393
5,5	1021,0	1012,1	1002,0	994,2	998,0	983,1	976,0
7,3	1027,2	1020,7	1012,1	1001,5	995,5	992,1	983,1
9,4	1033,6	1027,7	1018,8	1009,5	1002,4	1000,7	991,7
11,1	1040,5	1033,7	1025,0	1014,7	1008,0	1007,7	998,7
22,5	1087,4	1080,2	1071,2	1060,8	1054,7	1054,6	1045,5
23,6	1095,9	1088,4	1079,4	1069,1	1061,7	1059,1	1050,0
26,3	1107,8	1100,3	1090,5	1079,2	1071,5	1070,2	1061,2
38,4	1152,0	1147,5	1142,0	1130,0	1120,2	1118,1	1108,3
50,4	1205,5	1197,5	1186,2	1178,3	1172,0	1169,3	1159,2
82,0	1382,2	1379,7	1374,6	1359,9	1358,7	1299,1	1290,1

Плотность мелассных растворов (кг/м<sup>3</sup>) рассчитывают по формуле

$$\rho = 1007,30 + 4,11(30,03 + x - 0,11T),$$

которая справедлива в диапазонах температуры  $T$  от 293 до 373 К и содержания сухого вещества  $x$  от 5 до 50,4 %.

Плотность кормовой патоки (мелассы)  $\rho = 1451,5$  кг/м<sup>3</sup> при  $x = 85,9$  % и  $T = 310$  К.

Таблица 3

**Коэффициент динамической вязкости ( $\mu \cdot 10^3$ ) растворов мелассы при различных температурах, Па·с**

Содержание сухого вещества, %	Температура, К						
	293	313	333	353	365	373	393
11,1	1,385	1,030	0,811	0,720	0,690	0,689	0,638
22,5	1,725	1,197	0,982	0,850	0,790	0,785	0,729
23,6	1,796	1,260	1,020	0,881	0,840	0,819	0,751
26,3	1,908	1,363	1,077	0,948	0,905	0,878	0,805
45,0	11,863	5,584	3,916	2,875	1,634	1,586	1,522
55,0	38,436	16,186	7,669	4,960	4,080	3,781	2,888
65,0	176,047	51,800	21,553	9,650	5,820	6,061	4,117
75,0	951,170	157,193	56,542	18,270	9,360	7,981	5,913
79,0	10563,927	1207,350	312,635	126,670	53,710	55,720	30,670

Коэффициент динамической вязкости мелассных растворов (Па · с) можно рассчитать по следующим формулам, которые применимы при значениях  $T$  от 293 до 393 К:

$$\mu \cdot 10^3 = (2,7 + 0,192x)(T - 273)^{-m},$$

где  $m = 0,426$  при  $x = 7...15\%$  и  $m = 0,473$  при  $x = 15...27\%$ ;

$$\mu = 0,425(T - 273)^{-1,1764} \quad \text{при } x = 45\%;$$

$$\mu = 3,416(T - 273)^{-1,487} \quad \text{при } x = 55\%;$$

$$\mu = 105,6(T - 273)^{-2,1206} \quad \text{при } x = 65\%;$$

$$\mu = 5,41 \cdot 10^2 (T - 273)^{-2,8668} \quad \text{при } x = 75\%;$$

$$\mu = 198,4 \cdot 10^3 (T - 273)^{-3,2757} \quad \text{при } x = 79\%.$$

Таблица 4

**Удельная теплоемкость растворов мелассы при различных температурах, кДж/(кг·К)**

Содержание сухого вещества, %	Температура, К				
	293	313	333	353	368
5,5	3,994	4,019	4,044	4,074	4,094
7,3	3,956	3,986	4,011	4,036	4,057
9,2	3,919	3,948	3,973	4,002	4,019
10,9	3,889	3,915	3,944	3,977	3,990
22,7	3,659	3,688	3,714	3,743	3,759
27,1	3,575	3,600	3,630	3,655	3,676
38,4	3,358	3,383	3,412	3,437	3,458
50,4	3,127	3,152	3,182	3,207	3,228
60,0	2,943	2,968	2,997	3,023	3,044
70,0	2,751	2,776	2,805	2,830	2,851

Коэффициент поверхностного натяжения мелассных растворов (Н/м)

$$\sigma \cdot 10^3 = 125 - 0,183(1,46x + T).$$

Формула справедлива при значениях  $T$  от 293 до 365 К и значениях  $x$  от 7,4 до 45,3 %.

Удельная теплоемкость мелассных растворов [кДж/(кг·К)]

$$c_p = 3,707 - 0,00134(14,4x - T).$$

Формула справедлива при значениях  $T$  от 293 до 368 К и значениях  $x$  от 5,5 до 70 %. Доброкачественность (Дб) мелассы 50–56 %.

Удельную теплоемкость мелассы рассчитывают по формуле

$$c_p = 0,0046\text{Дб} + 4,186 \frac{100-x}{x} + 0,0075T - 0,834.$$

Таблица 5

**Теплофизические характеристики культуральной среды на различных стадиях выращивания дрожжей при различных температурах**

Температура, К	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$\mu \cdot 10^3$ , Па·с	$\sigma \cdot 10^3$ , Н/м	$c_p$ , кДж/(кг·К)	$\lambda$ , Вт/(м·К)	$a \cdot 10^6$ , м <sup>2</sup> /с
<i>Стадия А</i>						
293	1011,8	1,0735	49,5433	4,038	0,5735	0,140
298	1010,0	1,0226	–	–	0,5818	–
303	1007,1	0,9744	50,5142	4,050	0,5914	0,145
308	1006,0	0,9225	–	–	0,6021	–
313	1004,0	0,8394	46,8738	4,059	0,6116	0,150
<i>Стадия Б</i>						
293	1009,4	1,0571	49,6358	3,990	0,5700	0,141
298	1007,2	1,0143	–	–	0,5771	–
303	1005,2	0,9714	46,9778	4,002	0,5837	0,144
308	1003,3	0,9004	–	–	0,5908	–
313	1001,3	0,8344	46,1688	4,015	0,5965	0,147
<i>Стадия В</i>						
293	1010,7	1,0702	38,7726	4,045	0,5694	0,139
298	1009,5	1,0236	–	–	0,5773	–
303	1008,2	0,9748	37,3280	4,058	0,5829	0,142
308	1006,2	0,9081	–	–	0,5900	–
313	1006,0	0,8474	37,6168	4,070	0,5943	0,145

Плотность дрожжевых концентратов (кг/м<sup>3</sup>)

$$\rho = 1024,4 + 0,088(40x - T).$$

Формула справедлива при значениях  $T$  от 275 до 295 К и значениях  $x$  от 1,25 до 16,25 %.

Таблица 6

**Плотность и коэффициент динамической вязкости культуральной среды на разных стадиях при выращивании дрожжей на концентрированных средах при различных температурах**

Температура, К	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$\mu \cdot 10^3$ , Па·с	Температура, К	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$\mu \cdot 10^3$ , Па·с
<i>Стадия Б</i>			<i>Стадия В</i>		
293	1014,2	1,5088	293	1013,8	1,4934
298	1013,3	1,3632	298	1012,8	1,3509
303	1012,2	1,2172	303	1011,6	1,2082
308	1011,1	1,0857	308	1010,6	1,0720
313	1009,8	0,9541	313	1009,2	0,9347

Коэффициент динамической вязкости дрожжевых концентратов (Па·с)

$$\mu \cdot 10^3 = 9 + 0,02x - 0,026T - 0,0024Te^{0,36x} + 0,78e^{0,36x},$$

где  $x$  – содержание сухого вещества в концентрате, %.

Формула справедлива при значениях  $T$  от 275 до 295 К и значениях  $x$  от 1,25 до 16,25 %.

Коэффициент поверхностного натяжения дрожжевых концентратов (Н/м)

$$\sigma \cdot 10^3 = 119,92 - 0,2(8,42x + T).$$

Формула справедлива при значениях  $T$  от 275 до 295 °К и значениях  $x$  от 1,25 до 7,5 %.

Таблица 7

**Коэффициент динамической вязкости  $\mu \cdot 10^3$  дрожжевых концентратов при различных температурах, Па·с**

Кол-во дрожжей 75 %-й влажности, кг/м <sup>3</sup>	Содержание сухого вещества, %	Температура, К				
		275	280	285	290	295
50	1,25	2,00	1,85	1,66	1,50	1,39
150	3,75	2,45	2,15	1,97	1,82	1,60
250	6,25	3,30	2,99	2,52	2,18	1,85
350	8,75	5,10	4,59	4,10	3,45	3,00
450	11,25	9,40	8,01	6,64	5,69	4,52
550	13,75	21,00	18,37	14,69	12,42	9,10
650	16,25	47,00	40,34	32,18	26,80	17,46

Таблица 8

**Плотность дрожжевых концентратов при различных температурах, кг/м<sup>3</sup>**

Количество дрожжей 75 %-й влажности, кг/м <sup>3</sup>	Содержание сухого вещества, %	Температура, К				
		275	280	285	290	295
50	1,25	1004,6	1004,2	1003,7	1003,3	1002,9
100	2,50	1009,8	1009,1	1008,3	1007,8	1007,0
150	3,75	1013,4	1013,0	1012,9	1012,3	1011,0
200	5,00	1017,7	1017,4	1017,2	1016,4	1016,0
250	6,25	1022,2	1021,8	1021,2	1020,9	1019,9
300	7,50	1026,6	1026,1	1025,7	1025,2	1024,9
350	8,75	1031,0	1030,6	1030,1	1029,7	1029,3
400	10,00	1035,5	1035,0	1034,5	1034,1	1033,2
450	11,25	1039,8	1039,4	1038,9	1038,5	1038,1
500	12,50	1044,1	1043,9	1043,5	1042,8	1042,5
550	13,75	1048,6	1048,2	1047,7	1047,3	1046,9
600	15,00	1053,0	1052,4	1052,2	1052,0	1051,6
650	16,25	1057,4	1057,0	1056,5	1056,1	1055,7

Таблица 9

**Удельная теплоемкость дрожжевых концентратов при различных температурах, кДж/(кг·К)**

Количество дрожжей 75 %-й влажности, кг/м <sup>3</sup>	Содержание сухого вещества, %	Температура, К				
		275	280	285	290	295
50	1,25	4,045	4,074	4,103	4,133	4,162
150	3,75	3,986	4,015	4,045	4,074	4,103
250	6,25	3,927	3,957	3,986	4,015	4,045
350	8,75	3,869	3,898	3,927	3,957	3,986
450	11,25	3,810	3,839	3,869	3,898	3,927
550	13,75	3,752	3,781	3,810	3,839	3,888
650	16,25	3,693	3,722	3,752	3,781	3,810

Удельная теплоемкость дрожжевых концентратов [кДж/(кг·К)]

$$c_p = 2,45 - 0,0059(4x - T).$$

Формула справедлива при значениях  $T$  от 275 до 295 К и значениях  $x$  от 1,25 до 16,25 %.

Коэффициент теплопроводности дрожжевых концентратов [Вт/(м·К)]

$$\lambda = 0,1 - 0,0017(2,7x - T).$$

Формула справедлива при значениях  $T$  от 275 до 295 К и значениях  $x$  от 1,25 до 16,25 %.

Для определения характеристик последрожжевой культуральной среды (бражка после операции) можно пользоваться формулами

$$\rho = 1099,3 + 0,33(2,42x - T);$$

$$\mu \cdot 10^3 = (2,64 + 0,2x)(T - 273)^{-0,36};$$

$$\sigma \cdot 10^3 = 130,81 - 0,23(1,48x + T);$$

$$c_p = 3,72 - 0,0013(15,6x - T);$$

$$\lambda = (0,4576 - 0,0017x)(T - 273)^{0,885}.$$

Формулы справедливы для концентрации сухого вещества от 2 до 6 % и при значениях  $T$  от 293 до 368 К.

Санкт-Петербургский национальный университет  
информационных технологий, механики и оптики

Институт холода и биотехнологии

Кафедра процессов и аппаратов пищевых производств

# Курсовой проект

---

---

---

Проектировал:  
студент \_\_\_\_\_ группы

Руководитель проекта:  
\_\_\_\_\_

Допущен к защите  
\_\_\_\_\_

Защищён с оценкой  
\_\_\_\_\_

Подпись: \_\_\_\_\_

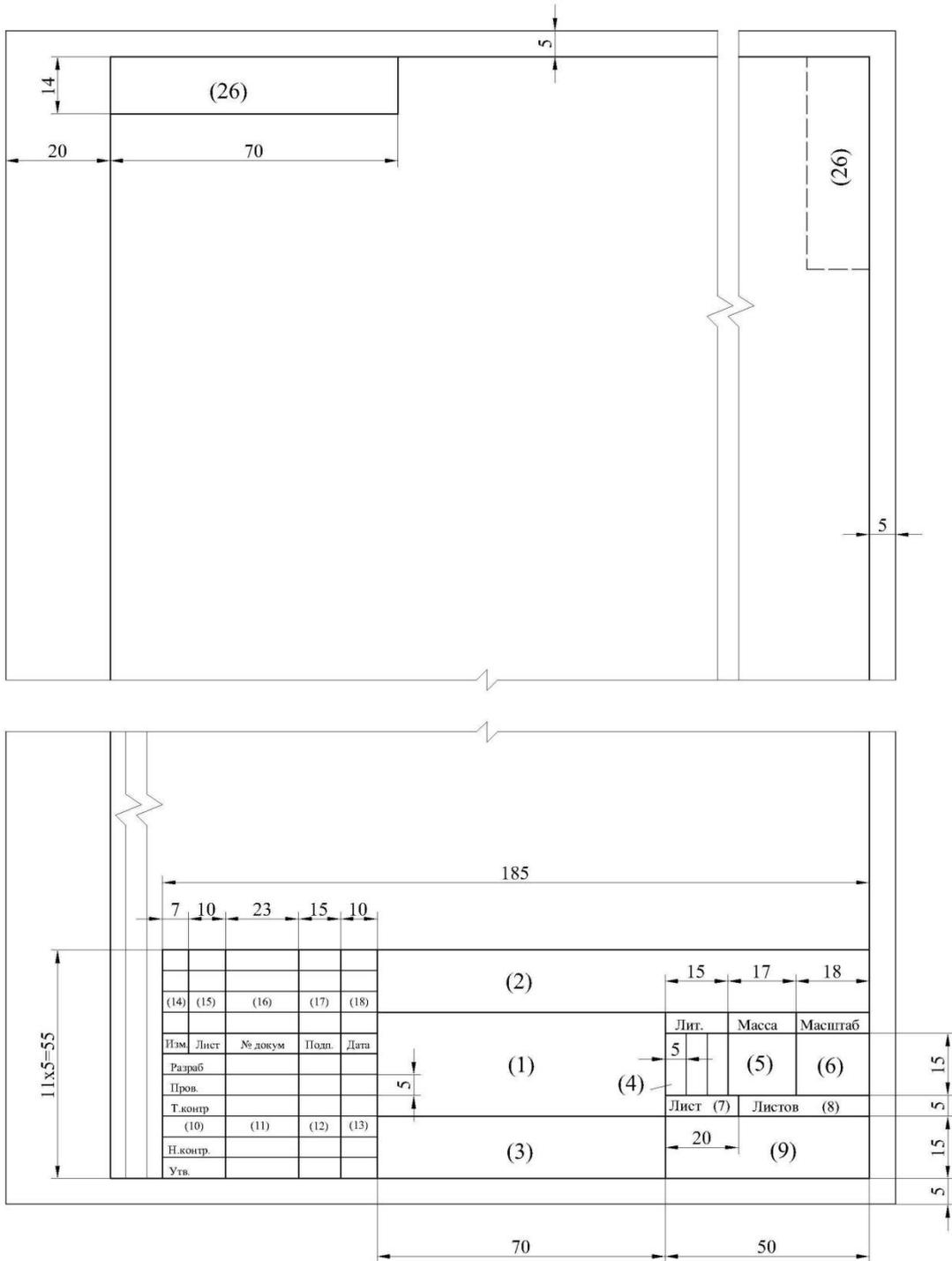
Дата: \_\_\_\_\_

Санкт-Петербург  
2014

Приложение 4

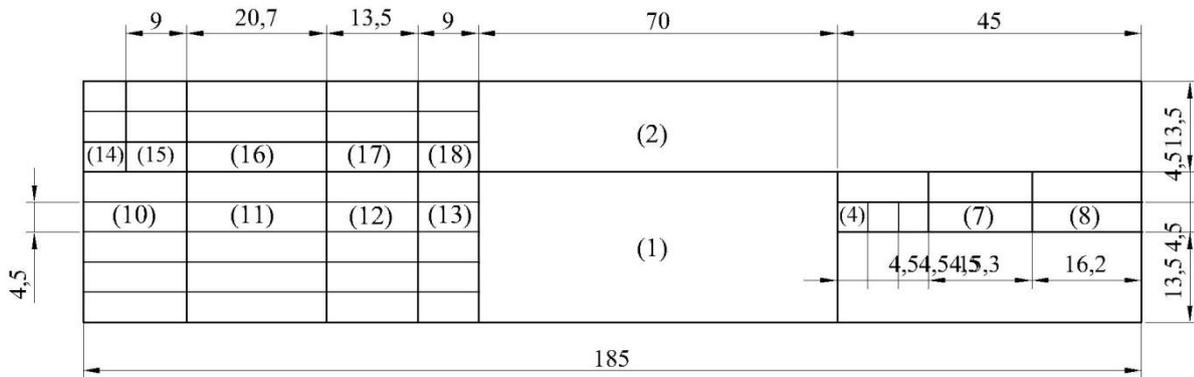
Форма 1

Оформление формата чертежа и размеры граф основной надписи по ГОСТ 2.104-68



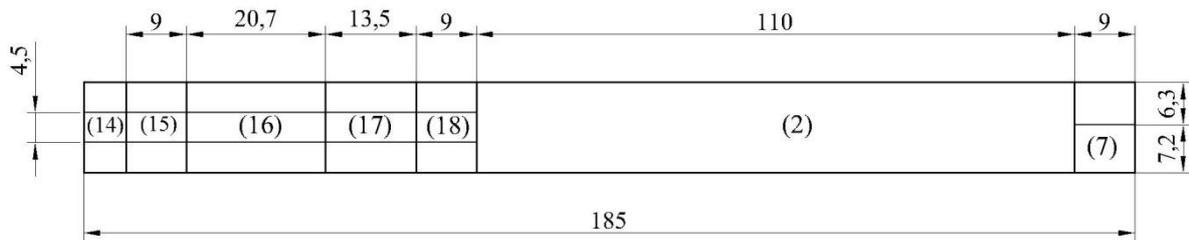
Форма 2

Основная надпись для текстовых конструкторских документов по ГОСТ 2.104-68, первый или заглавный лист и размеры граф



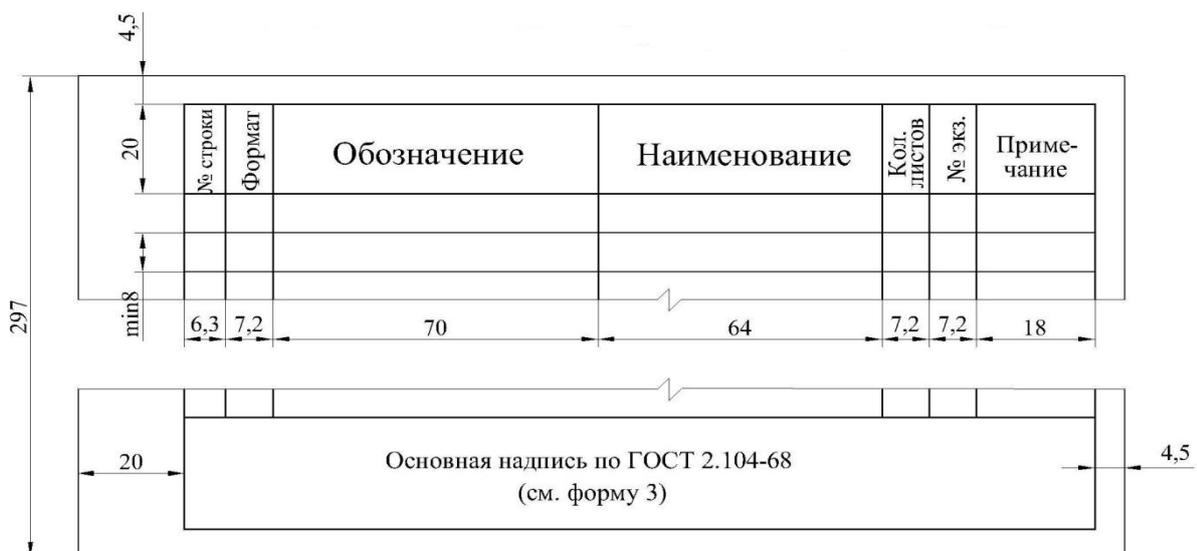
Форма 3

Основная надпись для текстовых конструкторских документов по ГОСТ 2.104-68, последующие листы и размеры граф



Форма 4

Форма ведомости дипломного проекта и размеры граф



Пример заполнения ведомости курсового проекта (первый лист)

№ строки	Формат	Обозначение	Наименование	Кол. листов	№ экз	Примеч.	
1							
2			<u>Документация общая</u>				
3							
4	A4	РПЗ	Расчётно-пояснитель-				
5			ная записка	80	1		
6	A1	ВАГ.00.000.МЧ	Ферментатор				
7			барботажный				
8			Монтажный чертёж	2			
9	A1	ВАГ.00.000.ДЗ	Ферментатор барбо-				
10			тажный. Схема де-				
11			ления принципиальная	1			
12	A1	ВАГ.00.000.БЗ	Ферментатор барбо-				
13			тажный. Схема сборки				
14			принципиальная	1			
15	A1	ВАГ.00.000.КЗ	Ферментатор барбо-				
16			тажный. Схема				
17			кинематическая				
18			принципиальная	1			
19							
20			<u>Документация по сбо-</u>				
21			<u>рочным единицам</u>				
22							
23	A1	ВАГ.02.000.СБ	Ферментатор. Сборочный				
				ПАПП-05-12 ...		ВДП	
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата			
Разраб.		Орлов					
Пров.		Гуляева					
Т. контр.		Новосёлов					
Н. контр.		Дужий					
Утв.		Алексеев					
Модернизация барботажного ферментатора Ведомость дипломного проекта					Лит.	Лист	Листов
					к	п	
НИУ ИТМО ИХиБТ							

Пример заполнения основной надписи сборочного чертежа  
(форма 1)

					ПАПП-05-12-ВАГ.00.000.СБ				
					Ферментатор Сборочный чертёж	Литер		Масса	Масшт.
Изм	Лист	№ докум	Подп	Дата		к	п		
Разраб		Орлов							
Пров.		Гуляева							
Т.контр		Новосёлов							
					Лист		Листов 1		
Н.контр		Дужий			НИУ ИТМО ИХиБТ				
Утв.		Алексеев							

Пример заполнения основной надписи чертежа  
с изображением электрической схемы  
(форма 1)

					ПАПП-05-12-ВАГ.00.000.ЭЗ				
					Ферментатор Схема электрическая принципиальная	Литер		Масса	Масшт.
Изм	Лист	№ докум	Подп	Дата		к	п		
Разраб		Орлов							
Пров.		Гуляева							
Т.контр		Новосёлов							
					Лист		Листов 1		
Н.контр		Дужий			НИУ ИТМО ИХиБТ				
Утв.		Алексеев							

Пример заполнения основной надписи чертежа детали  
(форма 1)

					ПАПП-05-12-ВАГ.02.015				
					Вал	Литер		Масса	Масшт.
Изм	Лист	№ докум	Подп	Дата		к	п		1:1
Разраб		Орлов							
Пров.		Гуляева							
Т.контр		Новосёлов							
					Лист		Листов 1		
Н.контр		Дужий			Сталь 45 ГОСТ 1050-74				
Утв.		Алексеев			НИУ ИТМО ИХиБТ				

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Виестур У.Э., Кузнецов А.М., Савенков В.В.** Системы ферментации. – Рига: Зинатне, 1986. – 174 с.
2. **Соколов В.Н., Яблокова М.А.** Аппаратура микробиологической промышленности. – Л.: Машиностроение, 1988. – 278 с.
3. **Кретов Н.Т., Антипов С.Т., Шахов С.В.** Инженерные расчеты технологического оборудования предприятий бродильной промышленности. – М.: Колосс, 2004. – 391 с.
4. **Сивенков А.В., Новоселов А.Г.** Гидродинамический расчет движения двухфазных потоков в вертикальных трубах кожухотрубного струйно-инжекционного аппарата (КСИА) проточного типа с дополнительным соплом над сливной трубой (ч. 1). – Известия СПбГУНиПТ, 2008, № 2, с.6–10.
5. **Новаковская С.С., Шишацкий Ю.И.** Производство хлебопекарных дрожжей. Справочник. – М.: Агропромиздат, 1990. – 330 с.
6. **Тишин В.Б.** Гидравлика. – СПб: СПбГУНиПТ, 2006. – 332 с.
7. **Тишин В.Б.** Культивирование микроорганизмов: кинетика, гидродинамика, тепломассообмен. – СПб.: Издательство РАПП, 2012, - 180 с.
8. **Елинов Н.П.** Основы биотехнологии. – СПб.: Издательская фирма «Наука», 1995.- 600с.

## СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ .....	3
1. КОНСТРУКЦИИ ФЕРМЕНТАТОРОВ .....	3
1.1. Классификация конструкций ферментаторов .....	3
1.2. Краткий обзор конструкции ферментаторов .....	4
1.3. Основные преимущества и недостатки барботажных ферментаторов .....	15
1.4. Газораспределительные устройства барботажных аппаратов	17
1.5. Требования, предъявляемые к ферментаторам при проектировании .....	20
2. РАЗРАБОТКА И ПРОЕКТИРОВАНИЕ ФЕРМЕНТАТОРОВ ....	21
2.1. Предварительные расчеты требуемых тепло-массообменных характеристик ферментатора .....	21
2.1.1. Определение требуемой массообменной характеристики проектируемого ферментатора .....	21
2.1.2. Расчет значений биологического тепла $Q_6$ .....	27
2.2. Расчет гидродинамических характеристик барботажного аппарата .....	29
2.3. Тепловой расчет ферментатора .....	39
2.3.1. Составление теплового баланса .....	39
2.3.2. Выбор конструкции теплообменных устройств.....	44
2.3.3. Определение площади теплопередающей поверхности.....	48
2.4. Разработка и расчет трубчатого газораспределителя для пустотелых барботажных аппаратов .....	50
3. РАСЧЕТ И КОНСТРУИРОВАНИЕ КОЖУХОТРУБНОГО СТРУЙНО-ИНЖЕКЦИОННОГО ФЕРМЕНТАТОРА (КСИФ) .....	54
3.1. Массообменные расчеты. Определение геометрических размеров Т-А .....	55
3.2. Определение геометрических размеров емкости-накопителя (Е-Н) .....	59
3.3. Проверочный расчет КСИФ .....	64
4. МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА.....	67
4.1. Общая часть .....	68
4.1.1 Рекомендуемая последовательность выполнения курсового проекта.....	68

4.2. Оформление расчетно-пояснительной записки (РПЗ).....	70
4.3. Оформление графической части проекта.....	74
ПРИЛОЖЕНИЯ .....	76
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ .....	89

Александр Геннадьевич Новоселов  
Юлия Николаевна Гуляева  
Алексей Борисович Дужий  
Александр Владимирович Сивенков

**РАЗРАБОТКА И ПРОЕКТИРОВАНИЕ  
ФЕРМЕНТАЦИОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ  
ДЛЯ АЭРОБНОГО КУЛЬТИВИРОВАНИЯ  
ОДНОКЛЕТОЧНЫХ МИКРООРГАНИЗМОВ**

Учебно-методическое пособие

*Редактор*  
Е.О. Трусова

*Корректор*  
Н.И. Михайлова

*Компьютерная верстка*  
Н.В. Гуральник

---

Подписано в печать . Формат 60×84 1/16

Усл. печ. л. Печ. л. Уч.-изд. л.

Тираж 50 экз. Заказ № С 38

---

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