# **Введение**

При выпаривании обычно осуществляется частичное удаление растворителя из всего объема раствора при его температуре кипения. Поэтому выпаривание принципиально отличается от испарения, которое, как известно, происходит с поверхности раствора при любых температурах ниже температуры кипения. Получение высококонцентрированных растворов, практически сухих и кристаллических продуктов облегчает и удешевляет их перевозку и хранение.

Тепло для выпаривания можно подводить любыми теплоносителями, применяемыми при нагревании. Однако в подавляющем большинстве случаев в качестве греющего агента при выпаривании используют водяной пар, который называют греющим или первичным.

Первичным служит либо пар, получаемый из парогенератора, либо отработанный пар, или пар промежуточного отбора паровых турбин. Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется вторичным. Тёпло необходимое для выпаривания раствора, обычно подводится через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. В некоторых производствах концентрирование растворов осуществляют при непосредственном соприкосновении выпариваемого раствора с топочными газами или другими газообразными теплоносителями.

Процессы выпаривания проводят под вакуумом, при повышенном и атмосферном давлениях. Выбор давления, связан со свойствами выпариваемого раствора и возможностью использования тепла вторичного пара.

При выпаривании под вакуумом становится возможным проводить процесс при более низких температурах, что важно в случае концентрирования растворов веществ, склонных к разложению при повышенных температурах, а именно к таким продуктам относятся чаще всего продукты микробиологической промышленности. Кроме того, при разрежении увеличивается полезная разность температур между греющим агентом и раствором, что позволяет уменьшить поверхность нагрева аппарата (при прочих равных условиях). В случае одинаковой полезной разности температур при выпаривании под вакуумом можно использовать греющий агент более низких paбочих параметров (температура и давление).

Применение вакуума дает возможность использовать в качестве греющего агента, кроме первичного пара, вторичный пар самой выпарной установки, что снижает расход первичного греющего пара. Вместе с тем при применении вакуума удорожается выпарная установка, поскольку требуются дополнительные затраты на устройства для создания вакуума (конденсаторы, ловушки, вакуум-насосы), а также увеличиваются эксплуатационные расходы.

В данной работе рассматривается процесс выпаривания дрожжевой суспензии. Концентрирование дрожжевой суспензии методом упаривания имеет свои особенности, связанные со свойствами дрожжевой суспензии. Поскольку БВК являются кормовыми добавками, то с целью сохранения питательных свойств БВК упаривание должно производиться при температурах, не превышающих 90 – 95 оС. Следовательно, давление в корпусах многокорпусной выпарной установки должно быть ниже атмосферного. С другой стороны, дрожжевая суспензия склонна к пригоранию и пенообразованию при кипении, поэтому схема выпарки должна быть прямоточной и с числом корпусов не более трёх, а применяемые аппараты – с принудительной циркуляцией выпариваемого раствора, вынесенной зоной нагрева и испарения.

В данной курсовой работе рассчитывается двухкорпусной прямоточная вакуум-выпарная установка (ВВУ) с вынесенной зоной нагрева и испарения и принудительной циркуляцией раствора в выпарных аппаратах для концентрирования дрожжевой суспензии от 12,4 до 21% АСВ.

**1 Расчёт материального баланса выпарной установки**

Общее количество выпариваемой воды  определяется из материального баланса по общему расходу продуктов

 (1)

и материального баланса по сухому веществу

 (2)

 кг/с.

Решая совместно уравнения (1) и (2) получим

кг/с.

Из опытных данных [8] примем , тогда

 кг/с –

количество воды, выпаренной на 1-й ступени

 кг/с, –

количество воды, выпаренной на второй ступени.

# **2 Тепловой расчёт вакуум-выпарной установки**

**2.1 Уравнение теплового баланса ВВУ**

1-й корпус

2-й корпус























Рисунок 1 - Схема потоков тепла в ВВУ

Уравнение теплового баланса для первого корпуса:

, (3)

для второго корпуса:

, (4)

Суммируя уравнения (3) и (4) получаем уравнение теплового баланса двухкорпусной выпарной установки:

 (4\*)

где D – расход греющего пара, кг/с;

G – расход суспензии, кг/с;

W – количество выпаренной воды, кг/с;

Е – количество отбираемого экстра-пара, кг/с;

с – теплоёмкость дрожжевой суспензии, кДж/(кг\*с);

- теплосодержание первичного пара, кДж/кг;

i – теплосодержание вторичного пара, кДж/кг;

 - теплосодержание конденсата, кДж/кг.

**2.2 Расчёт температурных потерь и температур кипения по корпусам**

Различают следующие температурные потери: температурная депрессия , потери от гидравлических сопротивлений  и потери от гидростатического эффекта .

Величина повышения температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения чистого растворителя при том же давлении называется температурной депрессией. В нашем случае добавки солей в ферментёры производятся согласно балансовым количествам и затрачиваются, в основном, на обеспечение жизнедеятельности микроорганизмов. Поэтому в суспензии, поступающей на выпарку, концентрация солей крайне мала и  практически равна нулю.

Температурные потери от гидравлических сопротивлений возникают при движении вторичных паров на участке сепаратор первого корпуса – греющая камера второго корпуса и сепаратор второго корпуса – барометрический конденсатор. Они вызваны падением давления пара из-за гидравлического сопротивления паропровода. Чаще всего принимают без расчёта в интервале 0,5 – 1,5 оС (примем =0,5 оС).

Температурные потери от гидростатического эффекта объясняются изменением давления по высоте кипятильных труб.

Для расчёта  сначала принимаются температуры конденсации вторичных паров по корпусам. Для первого корпуса выбираем = 90 оС (исходя из особенностей выпаривания дрожжевой суспензии) и для второго корпуса  определяется по паровым таблицам [8, с. 548 – 550] в зависимости от рВ. Для рВ = 0,23 атм определяем  = 63,5 оС. Затем по этим температурам, с учётом гидравлических депрессий, рассчитываем температуры кипения суспензии в сепараторах:

 оС, (5)

 оС. (6)

По значениям t1 и t2 определяются давления в сепараторах р1 и р2 по паровым таблицам :

атм =Па,

атм =  Па.

Поскольку температура кипения суспензии в выпарных аппаратах переменна по высоте труб, то среднюю температуру кипения обычно определяют на середине высоты греющих труб с учётом гидростатического давления. Для этого рассчитывают давление в среднем слое выпариваемой суспензии, например, для первого корпуса:

, Па (7)

где  - плотность суспензии при температуре t1 (определяется графически

при концентрации х1), кг/м3;

g – ускорение свободного падения, м/с2;

Н – высота от верхнего уровня жидкости в сепараторе до середины

греющих труб, м (по [1] определяем Н = 5,5 м).

.

По паровым таблицам определяем

tкип1=97оС.

Так как [8]

, (8) то

 оС.

.

tкип2=83 оС,

 оС.

Сумма всех температурных потерь для установки в целом

 оС. (9)

Полезная разность температур по корпусам

 оС, (10)

 оС. (11)

Суммарная полезная разность температур

 оС.

**2.3 Расчёт нагрузок корпусов выпарной установки по методу проф. И.А. Тищенко**

Теплоёмкость дрожжевой суспензии в зависимости от концентрации а.с.в. [1] в узком интервале концентраций изменяется практически линейно. С учётом этого из уравнения теплового баланса получаем

, где (12)

 - коэффициент испарения, показывающий количество воды,

выпаренной за счёт 1 кг первичного пара;

 - коэффициент самоиспарения, учитывающий количество

воды, выпаренной за счёт тепла самоиспарения раствора;

- коэффициент тепловых потерь, учитывающий потери тепла

в окружающую среду.

В общем методе расчёта, предложенном проф. А.И. Тищенко, принимается =1,0 и произведения двух и более коэффициентов самоиспарения равными нулю. При этом кроме того, для всех корпусов принимается , то есть не учитываются температурные потери.

В соответствии с приведённым выше уравнением (12) для первого корпуса получим:

 (13)

Для второго корпуса –

,

 (14)

Суммируя уравнения (13) и (14) получим

+ (15)

откуда находим расход греющего пара на первый корпус установки

. (16)

Теплосодержание потоков пара и жидкости определяем по паровым таблицам в зависимости от давления (таблица 1).

## Таблица 1- Теплосодержание паров и конденсата по корпусам, кДж/кг

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Поток | 1-й корпус (t1=90,5оС, p1=0,71 атм) | 2-й корпус (t2=64 оС, p2=0,23 атм) |
| Первичный пар | 2662 | 2608 |
| Вторичный пар | 2608 | 2662 |
| Конденсат  | 377,1 | 272,35 |





 кг/с

 кг/с

 кг/с

 кг/с

 кг/с.

Теплоёмкость дрожжевой суспензии определяем графически в зависимости от концентрации а.с.в.

**2.4 Тепловой баланс установки**

По левой части уравнения (4\*) определяем приход тепла

 кДж/(кг\*с)

По правой части того же уравнения определяем расход тепла

откуда

кДж/(кг\*с) = 3,2% от .

Так как , то нагрузки по корпусам рассчитаны с достаточной точностью и расчёт можно продолжать.

**2.5 Расчёт коэффициентов теплоотдачи и теплопередачи**

В выпарном аппарате тепло передаётся от теплоносителя через стенку к кипящей жидкости. Передача тепла подчиняется общеизвестному уравнению

, (17)

где Q – количество переданного тепла, Вт;

F – поверхность теплообмена, м2;

К – коэффициент теплопередачи, Вт/(м2\*оС);

 - полезная разность температур, оС;

Коэффициент теплопередачи К рассчитывается по следующей формуле:

, (18)

где  и  - коэффициенты теплоотдачи от теплоносителя (греющего пара) к стенке и от стенки к кипящей жидкости, Вт/(м2\* оС);

- толщина стенки, м;

- коэффициент теплопроводности стенки, Вт/(м2\* оС);

 - сумма термических сопротивлений загрязнений, (м2\* оС)/ Вт;

Коэффициенты теплоотдачи рассчитываются по критериальным уравнениям, в которые входят следующие критерии подобия:

 - критерий Нуссельта, характеризующий интенсивность

перехода тепла на границе поток – стенка;

 - критерий Прандтля, учитывающий физические свойства

теплоносителя;

 - критерий Рейнольдса, характеризующий соотношение сил

инерции и трения в потоке;

- критерий Галилея, характеризующий соотношение сил

тяжести и трения;

 - критерий Грасгофа, характеризующий режим движения

при свободной конвекции ;

 - критерий конденсации, характеризующий изменение

агрегатного состояния теплоносителя.

Критерии подобия включают величины, которые входят в условия однозначности и имеют следующие параметры:

 - коэффициент теплопроводности среды, Вт/(м2\* оС);

 - динамический коэффициент вязкости, Па\*с;

 - кинематический коэффициент вязкости, м2/с;

с - удельная теплоемкость, кДж/(кг\*оС);

g – ускорение свободного падения, м2/с;

w – скорость потока, м/с2;

l – определяющий геометрический размер, м;

 -разница между температурами конденсации и стенки, в

критерии конденсации и  в критерии ;

 - коэффициент объёмного расширения, оС-1;

 - плотность, кг/м3.

Теплоотдача от конденсирующегося пара осуществляется, как правило в условиях плёночной конденсации [3, 11]. Коэффициент теплоотдачи  рассчитывается по критерию , который в свою очередь определяется произведением . В качестве определяющей температуры при выборе физических параметра конденсата принимается средняя температура стекающей плёнки:

, где .

Скрытая теплота конденсации определяется при . Определяющим размером принимается высота труб Н = 6 м [1]. Физические параметры конденсата определяются по [8, с. 537] для каждого корпуса (таблица 2).

 оС

 оС

 оС

 оС

## Таблица 2 - Физические параметры конденсата

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр | 1-й корпус | 2-й корпус |
| tконд, оС | 109,5 | 109,5 |
| tпл, оС | 106,4 | 102,4 |
| Скрытая теплота конденсации r, кДж/кг | 2249,4 | 2248 |
| Динамическая вязкость, 106Па\*с | 265,4 | 275,8 |
| Кинематическая вязкость, 106\*м2/с | 0,278 | 0,288 |
| Теплоёмкость, кДж/(кг\*оС) | 4,23 | 4,23 |
| Плотность, кг/м3 | 953,5 | 956,3 |
| Коэффициент теплопроводности среды, 102\*Вт/(м\*оС) | 68,43 | 68,35 |

Рассчитываем критерии подобия и коэффициенты теплоотдачи от пара к стенке по корпусам:

- для первого корпуса







 ,

следовательно, критерий Нуссельта рассчитываем по уравнению



 (19)

- для второго корпуса













Уравнение для расчёта коэффициента теплоотдачи от стенки к суспензии выбирают в зависимости от режима движения суспензии. Для этого случая рекомендовано следующее расчётное уравнение [6, 11]:

 (20)

Скорость движения суспензии в трубах принимаем равной w=2,5м/с [8].

 Вт/(м2\* оС).

## Таблица 3 - Физические параметры суспензии по корпусам

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр | 1-й корпус | 2-й корпус |
| Температура, оС | 97 | 83 |
| Теплоёмкость, кДж/(кг\*оС) | 3,55 | 3,47 |
| Динамическая вязкость, Па\*с | 2,3\*10-3 | 2,2\*10-3 |
| Коэффициент теплопроводности среды, 102\*Вт/(м\*оС) | 64,3 | 62,0 |

Определяющим геометрическим размером при определении Re и Nu является внутренний диаметр кипятильных труб d = 0,034 м [1].

Рассчитываем критерии подобия и коэффициенты  по корпусам:

- для первого корпуса











- для второго корпуса











Значения  определяем по [8, с. 531]:





 (как для сырых нефтепродуктов).

Отсюда находим коэффициенты теплопередачи Кi по корпусам:





**2.6 Определение общей полезной разности температур и расчёт поверхности нагрева**

Для определения полезной разности температур необходимо сначала определить тепловые нагрузки корпусов. Для первого корпуса

 кВт

Для второго корпуса

 кВт

При условии минимальной суммарной поверхности нагрева

 оС

 оС

Рассчитанные  отличаются от таковых, рассчитанных ранее, не более, чем на 5%, следовательно, их можно использовать для расчёта поверхности теплообмена:

 м2

 м2

Исходя из рассчитанных поверхностей теплообмена выбираем по два выпарных аппарата типоразмера 126–2860–06 на каждую ступень выпаривания. В таблице 4 приведена характеристика выбранного аппарата [1].

Таблица 4 - Характеристика выбранного выпарного аппарата

|  |  |
| --- | --- |
| Nтруб | 780 |
| D1 | 1600 |
| D2 | 2000 |
| D3 | 1400 |
| D4 | 3600 |
| D5 | 3820 |
| D6 | 1000 |
| H | 18690 |
| H1 | 10300 |
| H2 | 9090 |
| H3 | 1850 |
| H4 | 1550 |
| L | 3900 |
| l | 3110 |
| Тип насоса | ОХГ6 - 87 |

**3 Конструктивный расчёт корпусов**

**3.1 Определение числа кипятильных труб**

Общее число труб определяют по уравнению

, где (21)

F – поверхность нагрева, м2;

dр – расчётный диаметр греющих труб, м;

Н – высота труб, м [1];

При  dp = dвн = 0,034 м [1].





Стандартное число труб в каждом аппарате выбранного типоразмера – 780 (по 2 аппарата на каждую ступень).

**3.2 Размещение труб в трубных плитах и расчёт диаметра греющей камеры**

Для шахматного пучка труб, который широко применяют в промышленной практике как самую компактную схему, связь между общим числом труб n, числом труб на диагонали b и на стороне a наибольшего шестиугольника выражается следующими соотношениями:

 (22)

. (23)

Решая данные уравнения для числа труб n=780, получим

а = 16,62 м,

b = 32,24 м.

Расстояние между осями труб или шаг t зависит от наружного диаметра dн. Принимаем  м.

Диаметр греющей камеры определяем по формуле

м. (24)

Полученный расчётный диаметр греющей камеры меньше конструктивного (2 м). Следовательно, выбранный типоразмер подходит для нашего случая.

**3.3 Определение размеров сепарационного пространства**

Объем парового пространства выпарного аппарата определяется исходя из условия обеспечения достаточно полного отделения вторичного пара от капелек упариваемого раствора. Основная причина увлажнения вторичного пара заключается в поверхностном натяжении жидкости и скорости движения пара. Необходимый объём сепарационного пространства можно найти по формуле [9]:

, где W – количество выпариваемой воды, кг/ч; (25)

d – допустимое напряжение парового пространства, т.е

количество выпариваемой воды на 1м3 парового

пространства, кг/(м3\*ч).

Приближённо d можно найти по формуле [5, 9]

, где dатм – значение d при 1 атм, составляющее для чистой воды 2600 кг/(м3\*ч), для растворов солей 1000 кг/(м3\*ч). При выпаривании пенящихся растворов dатм уменьшают примерно в 2 раза. Принимаем dатм=1300 кг/(м3\*ч).

Значение  и  выбираем в зависимости от давления в корпусах.

Значение  принимаем для нулевого уровня раствора над точкой ввода парожидкостной смеси в сепаратор.

 кг/(м3\*ч).

 кг/(м3\*ч).

 м3

 м3

Высоту сепарационного пространства определяем по известному диаметру D4 [1]:

м

м.

Конструктивная высота сепарационного пространства

 м

больше расчётной, следовательно условие достаточно полного отделения капелек жидкости от вторичного пара выполняется.

**3.4 Расчёт диаметров штуцеров и трубопроводов**

Диаметры штуцеров и трубопроводов рассчитывают по следующей формуле:

, где d – диаметр штуцера, м; (26)

w – допустимая линейная скорость (принимается по [1], м/с;

G – часовой расход, кг/ч.

Рассчитываем диаметры для следующих штуцеров:

А: м

м

Б: м

м

В: м

м

Г: 

м

Д: м

м

Рассчитанные диаметры штуцеров округляются до стандартных значений [1], которые приведены в таблице 5.

Таблица 5 - Обозначения, назначение и диаметры штуцеров выпарного аппарата

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Обозначение штуцера | Назначение | Диаметр, мм |
| А1, 2 | Вход греющего пара | 400, 250 |
| Б | Выход вторичног пара | 500 |
| В, В1, В2 | Выход суспензии | 65, 50 |
| Г, Г1, Г2 | Вход суспензии | 50 |
| Д | Выход конденсата | 40 |
| Ж | Вход воды для промывки и опрессовки | 80 |
| И | Резервный | 100 |
| К  | Отбор проб | 40 |
| Л | Слив | 100 |
| М | Сдувка несконденсированных газов | 65 |
| П, П1, П2 | Воздушники | 50 |

**4 Расчёт барометрического конденсатора**

**4.1 Расход охлаждающей воды**

Расход охлаждающей воды определяется из уравнения теплового баланса конденсатора:

,

где z – расход охлаждающей воды, кг/ч; (27)

W2 – расход конденсируемого пара, кг/ч;

i – энтальпия пара, кДж/кг;

 и  - начальная и конечная температуры

охлаждающей воды, оС.

По практическим данным начальная температура охлаждающей воды равна 20 – 30 оС, а температура воды на выходе из барометрического конденсатора ниже температуры пара на 2 – 3 оС.

Принимаем  = 20 оС,  = 62 оС.

Из (27) получаем

 (28)

**4.2 Расчёт диаметра конденсатора**

Диаметр конденсатора определяется по формуле (26) при скорости пара 10 – 15 м в сечении, не занятом тарелками, и 20 – 25 м в самом узком месте.

м.

**4.3 Расчёт числа тарелок в барометрическом конденсаторе**

Расчётным является следующее критериальное уравнение

 , (29)

где  - эквивалентный диаметр потока;

b – ширина тарелки, м;

 - толщина струи, м;

w0 – начальная скорость истечения струи, м/с;

 - температура насыщения, оС;

 и  - температура входа и выхода воды с тарелки, оС;

Н – высота струи (расстояние между тарелками).

Принимаем Н = 0,5 м.

Уравнение (29) даёт возможность рассчитать нагрев воды при перетекании с тарелки на тарелку и количество сконденсировавшегося при этом пара.

Последовательно проводя расчёт от тарелки к тарелке, начиная с верхней, устанавливаем количество тарелок, необходимое для нагрева охлаждающей воды в конденсаторе до температуры 62 оС.

Покажем последовательность расчёта одной тарелки.

При известном диаметре конденсатора найдём расстояние от образующей до среза тарелки [11] l и ширину тарелки b:

 мм = 0,406 м.

 м.

По формуле водослива найдём высоту слоя воды на первой тарелке:

 м. (30)

Начальная скорость истечения струи равна

 м/с. (31)

Средняя скорость струи

 м/с (32)

и толщина струи

 м. (33)

 м

, откуда при  оС и  оС получаем

 оС.

После этого рассчитывается количество тепла, воспринимаемого водой на первой тарелке:

, (34)

количество сконденсировавшегося пара

 кг/с (35)

и количество воды, стекающей на вторую тарелку

 кг/с.

Аналогичным образом рассчитываются остальные тарелки. Результаты расчёта приведены в таблице 6.

Приближённо число тарелок можно подсчитать (при условии одинакового расстояния между тарелками) по формуле [11, с. 251]:

, (36)

что соответствует результатам расчёта методом от тарелки к тарелке.

**4.4 Расчёт размеров барометрической трубы**

Диаметр барометрической трубы рассчитывается по уравнению расхода (26) при скорости воды 1 м/с, и расходе жидкости W2+z:

 м

Расчетный диаметр округляем до dТР=500 мм.

Высота трубы складывается из высоты водяного столба Нвак, соответствующей разрежению в конденсаторе и необходимого для уравновешивания атмосферного давления; высоты Нгидр, отвечающей напору, затрачиваемому на преодоление гидравлического сопротивления в трубе и созданию скоростного напора w2/2g воды в барометрической трубе.

Таблица 6 - Результаты расчёта тарелок барометрического конденсатора

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Nтарелки | Количество стекающей воды z, кг/с | Высота слоя воды на тарелке, м | w0, м/с | w, м/с | delta, м | dэкв, м | log | t, oC | Q, кДж/с |
| 1 | 152,1 | 0,243 | 0,925 | 2,095 | 0,107 | 0,185 | 0,068 | 26,10 | 927,81 |
| 2 | 152,4 | 0,244 | 0,925 | 2,095 | 0,107 | 0,185 | 0,068 | 27,67 | 906,42 |
| 3 | 152,7 | 0,245 | 0,925 | 2,095 | 0,107 | 0,185 | 0,068 | 29,24 | 885,03 |
| 4 | 153,1 | 0,245 | 0,926 | 2,096 | 0,108 | 0,186 | 0,067 | 30,81 | 863,64 |
| 5 | 153,4 | 0,245 | 0,926 | 2,096 | 0,108 | 0,186 | 0,067 | 32,37 | 842,24 |
| 6 | 153,7 | 0,246 | 0,926 | 2,096 | 0,108 | 0,186 | 0,067 | 33,93 | 820,87 |
| 7 | 154,0 | 0,246 | 0,927 | 2,096 | 0,108 | 0,186 | 0,067 | 35,55 | 799,48 |
| 8 | 154,4 | 0,246 | 0,927 | 2,096 | 0,109 | 0,187 | 0,066 | 37,11 | 778,09 |
| 9 | 154,7 | 0,247 | 0,928 | 2,097 | 0,109 | 0,187 | 0,066 | 38,62 | 756,69 |
| 10 | 155,1 | 0,247 | 0,928 | 2,097 | 0,109 | 0,187 | 0,066 | 40,23 | 735,30 |
| 11 | 155,6 | 0,247 | 0,928 | 2,097 | 0,110 | 0,187 | 0,066 | 41,80 | 713,92 |
| 12 | 156,0 | 0,248 | 0,928 | 2,097 | 0,110 | 0,187 | 0,065 | 43,37 | 692,53 |
| 13 | 156,3 | 0,248 | 0,929 | 2,097 | 0,110 | 0,187 | 0,065 | 44,93 | 671,14 |
| 14 | 156,7 | 0,248 | 0,929 | 2,097 | 0,111 | 0,187 | 0,065 | 46,51 | 649,75 |
| 15 | 157,2 | 0,248 | 0,929 | 2,097 | 0,111 | 0,187 | 0,065 | 48,08 | 628,35 |
| 16 | 157,6 | 0,249 | 0,929 | 2,097 | 0,112 | 0,188 | 0,065 | 49,65 | 606,97 |
| 17 | 158,0 | 0,249 | 0,929 | 2,097 | 0,112 | 0,188 | 0,064 | 51,22 | 585,57 |
| 18 | 158,4 | 0,249 | 0,930 | 2,097 | 0,112 | 0,188 | 0,064 | 52,79 | 564,19 |
| 19 | 158,8 | 0,250 | 0,930 | 2,097 | 0,112 | 0,188 | 0,064 | 54,36 | 542,80 |
| 20 | 159,2 | 0,250 | 0,930 | 2,097 | 0,113 | 0,189 | 0,064 | 55,91 | 521,42 |
| 21 | 159,6 | 0,250 | 0,931 | 2,097 | 0,113 | 0,189 | 0,064 | 57,50 | 500,03 |
| 22 | 160,1 | 0,251 | 0,931 | 2,097 | 0,113 | 0,189 | 0,064 | 59,07 | 478,64 |
| 23 | 160,6 | 0,251 | 0,932 | 2,097 | 0,113 | 0,189 | 0,064 | 60,68 | 457,25 |
| 24 | 160,9 | 0,252 | 0,932 | 2,097 | 0,114 | 0,190 | 0,064 | 62,41 | 435,86 |

Кроме того, высоту трубы обычно принимают с запасом, равным 0,5 – 1 м, чтобы обеспечить бесперебойную подачу паров в конденсатор при увеличении атмосферного давления. Таким образом

 м. (37)

 м, (38)

где В – разрежение в конденсаторе, мм. рт. ст.

Потерю напора определяют, задаваясь предварительно высотой трубы НТР. Тогда

, м, (40)

где  - коэффициент трения, определяемый в зависимости от критерия Рейнольдса [8, с. 22]:



При шероховатости трубы е=0,2 мм

.

Задаём НТР=10 м

 м.

 м

После второго приближения

 м, то есть отличается незначительно.

Принимаем НТР = 9 м.

**4.5 Расчёт количества отсасываемого воздуха и мощности, потребляемой вакуум-насосом**

Эмпирическая формула для расчёта количества отсасываемого из конденсатора воздуха [3]:

кг/с. (41)

Температура отсасываемого воздуха

 оС. (42)

Объём отсасываемого воздуха

 м3/с, (43)

а ,

где ра и рп – парциальные давления пара и воздуха в конденсаторе, кг/м2.

Парциальное давление пара определяется по паровым таблицам при температуре tвозд.

 кгс/см2 = 44,14 кг/м2.

 кгс/см2 = 755,37 кг/м2.

кг/м2.

 м3/с.

Мощность поршневого вакуум-насоса может быть рассчитана по формуле [5]:



где  - к. п. д. вакуум-насоса;

m = 1,25 – показатель политропы.

##### **5 Расчёт мощности циркуляционных насосов**

Мощность привода циркуляционного насоса может быть рассчитана по следующему уравнению [5]:

, кВт,

где G – количество раствора, циркулирующего в контуре выпарного аппарата, кг/ч;

Н – напор, развиваемый насосом, кг/м2;

- плотность раствора, кг/м3;

 - к. п. д. насоса.

Количество раствора, проходящего через поперечное сечение контура, определяется из соотношения

, кг/ч,

где dвн – внутренний диаметр греющих труб, м

n – число трубок;

w = 2,5 м/с – скорость циркуляции раствора.

Принимаем Н = 5000 кг/м2

Для первого корпуса

 кг/с.

кВт.

Для второго корпуса

 кг/с.

 кВт.

**Заключение**

# В курсовом проекте рассчитана двухкорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка с выносной зоной нагрева и принудительной циркуляцией для выпаривания 42 м3/ч дрожжевой суспензии от 12,4 до 21% АСВ.

Рассчитаны материальный и тепловой балансы корпусов по методу Тищенко, подобраны стандартные установки – по две ВВУ-126-2860-06 на каждую ступень выпаривания. Произведен конструктивный расчет корпусов: определено необходимое количество кипятильных труб, диаметр греющей камеры, размеры сепарационного пространства, рассчитаны диаметры штуцеров и трубопроводов. Также произведен расчет барометрического конденсатора и мощности циркуляционных насосов для данной установки.

**Список использованных источников**

1. Выпарные трубчатые стальные аппараты общего назначения. Каталог. – М: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1979. – 24 с.
2. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М: Химия, 1981. – 812 с.
3. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – Изд. 9-е испр. – М.; Химяи, 1973. – 750 с.
4. Кичигин М. А., Костенко Г. Н. Теплообменные аппараты и выпарные установки. М. – Л.: Госэнергоиздат, 1955. – 392 с.
5. Колач Т. А., Радун Д. В. Выпарные станции. – М.: Машгиз, 1963. – 400 с.
6. Михеев М. А., Михеев И. М. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1977. – 342 с.
7. Новаковская С. С. Справочник технолога дрожжевого производства. – М.: Пищевая промышленность, 1973.
8. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 9-е перераб. и доп. – Л.:Химия, 1981. – 560 с.
9. Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. Э. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Госхимиздат, 1962.
10. Таубман Е. И. Расчёт и моделирование выпарных установок. – М.: Химия, 1970. – 215 с.
11. Чернобыльский И. И. и др. Машины и аппараты химических производств. Изд. 3-е перераб. и доп.– М.: Машиностроение,1975– 454 с.

**ПРИЛОЖЕНИЕ А**

Предварительный расчёт вакуум-выпарной установки на ЭВМ

Программа на языке Turbo Pascal

PROGRAM TEPRAS;

TYPE MATR=ARRAY[1..5,1..54] OF REAL;

 MATRIX=ARRAY[1..6,1..19] OF REAL;

CONST

A:MATR=((0,5,10,15,20,25,30,35,40,45,50,55,60,65,70,75,80,85,90,95,100,105,110,115,120,125,130,135,140,145,150,160,170,180,190,200,210,220,230,240,250,260,270,280,290,300,310,320,330,340,350,360,370,374),(0.0062,0.0089,0.0125,0.0174,0.0238,0.0323,0.0433,0.0573,0.0752,0.0977,0.1258,0.1605,0.2031,0.2550,0.3177,0.393,0.483,0.590,0.715,0.862,1.033,1.232,1.461,1.724,2.025,2.367,2.755,3.192,3.685,4.238,4.855,6.303,8.080,10.23,12.80,15.85,19.55,23.66,28.53,34.13,40.55,47.85,56.11,65.42,75.88,87.6,100.7,115.2,131.3,149.0,168.6,190.3,214.5,225),(0,20.95,41.90,62.85,83.80,104.75,125.70,146.65,167.60,188.55,209.50,230.45,251.40,272.35,293.3,314.3,335.2,356.2,337.1,398.1,419.0,440.4,461.3,482.7,504.1,525.4,546.8,568.2,589.5,611.3,632.7,654.1,719.8,763.8,808.3,852.7,8979,943.2,989.3,1035,1082,1130,1178,1226,1275,1327,1380,1437,1498,1564,1638,1730,1890,2100),(2493.1,2502.7,2512.3,2522.4,2532.0,2541.7,2551.3,2561.0,2570.6,2579.8,2589.5,2598.7,2608.3,2617.5,2626.3,2636,2644,2653,2662,2671,2679,2687,2696,2704,2711,2718,2726,2733,2740,2747,2753,2765,2776,2785,2792,2798,2801,2803,2802,2799,2783,2770,2754,2764,2710,2682,2650,2613,2571,2519,2444,2304,2100,2100),(2493.1,2481.7,2470.4,2459.5,2448.2,2436.9,2425.6,2414.3,2403.0,2391.3,2380.0,2368.2,2356.9,2345.2,2333.0,2321,2310,2297,2285,2273,2260,2248,2234,2221,2207,2194,2179,2165,2150,2125,2120,2089,2056,2021,1984,1945,1904,1860,1813,1763,1710,1653,1593,1528,1459,1384,1302,1213,1117,1009,881.2,713.6,411.5,0));

 TVP1=87;DTGS1=1;DTGS2=1;G=9.81;H=5.95;M=100000;DELTA1=0.95;

 DELTA2=0.95;A1=0.95;

VAR W,W1,W2,D1,D2,X1,X2,T1,T2,TVP2,RO,RO1,RO2,PK,P1,P2,PSR1,PSR2,DTGEF1,DTGEF2,DTPOT,TKIP1,TKIP2,P,TGP,DTPOL2,DTPOL1,V,I1,I2,D1T,D2T,W1T,W2T,WT,BETA1,BETA2,CN,CK,B1,B2,W1K,W2K,D1K,D2K,WK,A2,GN,EN,PN,PV,RO0,SDTPOL1,SDTPOL2,LAMBDA1,TAU1,TAU2,C1,C2,C3,QPOT1,QPOT2,QPOT3,GK,TN,XN,XK:REAL;

 J,F:INTEGER;

BEGIN

 WRITELN('ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ:');

 WRITE('РАСХОД ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ, ПОСТУПАЮЩЕЙ НА ВЫПАРКУ GN, М3/Ч=');

 READLN(GN);

 WRITE('НАЧАЛЬНАЯ КОНЦЕНТРАЦИЯ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ XN, % МАСС=');

 READLN(XN);

 WRITE('КОНЕЧНАЯ КОНЦЕНТРАЦИЯ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ XК, % МАСС=');

 READLN(XK);

 WRITE('ТЕМПЕРАТУРА ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ТН, ГРАД=');

 READLN(TN);

 WRITE('КОЛИЧЕСТВО ОТВОДИМОГО ЭКСТРАПАРА ЕН, Т/Ч=');

 READLN(EN);

 WRITE('ДАВЛЕНИЕ ГРЕЮЩЕГО ПАРА РН, АТМ=');

 READLN(PN);

 WRITE('ДАВЛЕНИЕ В БАРОМКОНДЕНСАТОРЕ РВ, АТМ=');

 READLN(PV);

 WRITELN('ВВЕДИТЕ ПЛОТНОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ=',TN:6:2);

 WRITE('И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ=',XN:6:2);

 WRITE(' RO=');

 READLN(RO);

 GN:=GN\*RO/3600;

 EN:=EN\*1000/3600;

 W:=GN\*(1-XN/XK);

 D1:=0.5\*(W+EN);

 W1:=D1;

 D2:=D1-EN;

 W2:=D2;

 X1:=GN\*XN/(GN-W1);

 X2:=XK;

 T1:=TVP1+DTGS1;

 WRITELN('ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ СУСПЕНЗИИ В ПЕРВОМ СЕПАРАТОРЕ, ГРАД=',T1:6:3);

 PK:=1-PV;

 V:=PK;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[2,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 TVP2:=A[1,F]-((A[1,F]-A[1,F-1])\*(A[2,F]-PK)/(A[2,F]-A[2,F-1]));

 T2:=TVP2+DTGS2;

 WRITELN('ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ ВО ВТОРОМ СЕПАРАТОРЕ, ГРАД=',T2:6:3);

 V:=T1;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[1,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 P1:=A[2,F]-((A[2,F]-A[2,F-1])\*(A[1,F]-T1)/(A[1,F]-A[1,F-1]));

 V:=T2;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[1,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 P2:=A[2,F]-((A[2,F]-A[2,F-1])\*(A[1,F]-T2)/(A[1,F]-A[1,F-1]));

 WRITELN('ВВЕДИТЕ ПЛОТНОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ=',T1:6:2);

 WRITE('И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ=',X1:6:2);

 WRITE(' RO1=');

 READLN(RO1);

 PSR1:=P1+(RO1\*G\*H)/196200;

 WRITELN('ВВЕДИТЕ ПЛОТНОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ=',T2:6:2);

 WRITE('И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ=',X2:6:2);

 WRITE(' RO2=');

 READLN(RO2);

 PSR2:=P2+(RO2\*G\*H)/196200;

 V:=PSR1;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[2,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 TKIP1:=A[1,F]-((A[1,F]-A[1,F-1])\*(A[2,F]-PSR1)/(A[2,F]-A[2,F-1]));

 V:=PSR2;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[2,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 TKIP2:=A[1,F]-((A[1,F]-A[1,F-1])\*(A[2,F]-PSR2)/(A[2,F]-A[2,F-1]));

 DTGEF1:=TKIP1-T1;

 DTGEF2:=TKIP2-T2;

 DTPOT:=DTGS1+DTGS2+DTGEF1+DTGEF2;

 P:=PN;

 V:=PN;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[2,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 TGP:=A[1,F]-((A[1,F]-A[1,F-1])\*(A[2,F]-PN)/(A[2,F]-A[2,F-1]));

 DTPOL1:=TGP-TKIP1;

 DTPOL2:=TVP1-TKIP1;

 SDTPOL1:=DTPOL1+DTPOL2;

 SDTPOL2:=TGP-TVP2-DTPOT;

 WRITELN('РЕЗУЛЬТАТЫ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГ РАСЧЕТА');

 WRITELN('ОБЩЕЕ КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ W, КГ/С=',W:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ W1, КГ/С',W1:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ W2, КГ/С',W2:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА В ПЕРВОМ КОРПУСЕ D1, КГ/С',D1:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ D2, КГ/С',D2:6:3);

 WRITELN('СРЕДНЯЯ ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ СУСПЕНЗИИ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ ТКИП1, ГРАД=',TKIP1:6:3);

 WRITELN('СРЕДНЯЯ ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ СУСПЕНЗИИ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ ТКИП2, ГРАД=',TKIP2:6:3);

 WRITELN('ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР В ПЕРВОМ КОРПУСЕ ТПОЛ1, ГРАД=',DTPOL1:6:3);

 WRITELN('ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР В ПЕРВОМ КОРПУСЕ ТПОЛ2, ГРАД=',DTPOL2:6:3);

 WRITE('СУММАРНАЯ ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР, ГРАД=',SDTPOL1:6:3);

 WRITELN('ИЛИ',SDTPOL2:6:3);

{МЕТОД ТИЩЕНКО}

 V:=TKIP1;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[1,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 I1:=A[4,F]-((A[4,F]-A[4,F-1])\*(A[1,F]-TKIP1)/(A[1,F]-A[1,F-1]))/4.19;

 V:=TKIP2;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[1,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 I2:=A[4,F]-((A[4,F]-A[4,F-1])\*(A[1,F]-TKIP2)/(A[1,F]-A[1,F-1]))/4.19;

 BETA1:=(TN-TKIP1)/(I1-TKIP1);

 BETA2:=(TKIP1-TKIP2)/(I2-TKIP2);

 WRITELN('ВВЕДИТЕ ТЕПЛОЕМКОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ=',TN:6:2);

 WRITE('И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ=',XN:6:2);

 WRITE(' CN=');

 READLN(CN);

 D1T:=(W-GN\*CN\*(2\*BETA1+BETA2)+EN)/(2-BETA2);

 W1T:=D1T+GN\*CN\*BETA1;

 D2T:=W1T-EN;

 W2T:=D2T+(GN\*CN-W1T)\*BETA2;

 WT:=W1T+W2T;

 WRITELN('РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТА ПО МЕТОДУ ТИЩЕНКО');

 WRITELN('ОБЩЕЕ КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ W, КГ/С=',WT:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ W1, КГ/С',W1T:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ W2, КГ/С',W2T:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА В ПЕРВОМ КОРПУСЕ D1, КГ/С',D1T:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ D2, КГ/С',D2T:6:3);

{МЕТОД КОСТЕНКО}

 B1:=GN\*CN\*BETA1\*DELTA1;

 B2:=GN\*CN\*(BETA1\*DELTA1\*DELTA2+BETA2\*DELTA2-DELTA1\*DELTA2\*BETA1\*BETA2)-EN\*DELTA2;

 A2:=(A1-A1\*BETA2)\*DELTA2;

 D1K:=(W-(B1+B2))/(A1+A2);

 W1K:=D1K\*A1+B1;

 D2K:=W1K-EN;

 W2K:=D1K\*A2+B2;

 WK:=D1K\*(A1+A2)+(B1+B2);

 WRITELN('РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТА ПО МЕТОДУ КОСТЕНКО');

 WRITELN('ОБЩЕЕ КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ W, КГ/С=',WK:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ W1, КГ/С',W1K:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ W2, КГ/С',W2K:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА В ПЕРВОМ КОРПУСЕ D1, КГ/С',D1K:6:3);

 WRITELN('КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ D2, КГ/С',D2K:6:3);

{ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС}

 V:=TGP;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[1,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 LAMBDA1:=A[4,F]-((A[4,F]-A[4,F-1])\*(A[1,F]-TGP)/(A[1,F]-A[1,F-1]))/4.19;

 TAU1:=A[3,F]-((A[3,F]-A[3,F-1])\*(A[1,F]-TGP)/(A[1,F]-A[1,F-1]))/4.19;

 V:=TKIP1;

 FOR J:=1 TO 54 DO

 IF A[1,J]>=V THEN

 BEGIN

 V:=M;

 F:=J;

 END;

 TAU2:=A[3,F]-((A[3,F]-A[3,F-1])\*(A[1,F]-TKIP1)/(A[1,F]-A[1,F-1]))/4.19;

 C1:=GN\*CN\*TN;

 C2:=EN\*I1;

 WRITELN('ВВЕДИТЕ ТЕПЛОЕМКОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ=',T2:6:2);

 WRITE('И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ=',XK:6:2);

 WRITE(' CK=');

 READLN(CK);

 GK:=GN-W;

 C3:=GK\*CK\*T2;

 QPOT1:=((D1\*LAMBDA1+C1)-(C2+W2\*I2+D1\*TAU1+D2\*TAU2+C3))\*100/(D1\*LAMBDA1+C1);

 QPOT2:=((D1T\*LAMBDA1+C1)-(C2+W2\*I2+D1T\*TAU1+D2\*TAU2+C3))\*100/(D1T\*LAMBDA1+C1);

 QPOT3:=((D1K\*LAMBDA1+C1)-(C2+W2\*I2+D1K\*TAU1+D2\*TAU2+C3))\*100/(D1K\*LAMBDA1+C1);

 WRITELN('ТЕМПЕРАТУРА ГРЕЮЩЕГО ПАРА TGP=',TGP:8:3);

 WRITELN('ДАВЛЕНИЕ P1=',P1:6:3);

 WRITELN('ДАВЛЕНИЕ P2=',P2:6:3);

 WRITELN('ТЕМПЕРАТУРА TVP2=',TVP2:8:3);

 WRITELN('ТЕПЛОВЫЕ ПОТЕРИ');

 WRITELN('ПО ПРЕДВАРИТЕЛЬНОМУ РАСЧЕТУ QPOT=',QPOT1:6:3);

 WRITELN('ПО МЕТОДУ ТИЩЕНКО QPOT=',QPOT2:6:3);

 WRITELN('ПО МЕТОДУ КОСТЕНКО QPOT=',QPOT3:6:3);

 READLN;

END.

Результаты работы программы

ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ:

РАСХОД ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ, ПОСТУПАЮЩЕЙ НА ВЫПАРКУ GN, М3/Ч=42

НАЧАЛЬНАЯ КОНЦЕНТРАЦИЯ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ XN, % МАСС=12.4

КОНЕЧНАЯ КОНЦЕНТРАЦИЯ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ XК, % МАСС=21

ТЕМПЕРАТУРА ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ТН, ГРАД=90

КОЛИЧЕСТВО ОТВОДИМОГО ЭКСТРАПАРА ЕН, Т/Ч=1.32

ДАВЛЕНИЕ ГРЕЮЩЕГО ПАРА РН, АТМ=1.47

ДАВЛЕНИЕ В БАРОМКОНДЕНСАТОРЕ РВ, АТМ=0.77

ВВЕДИТЕ ПЛОТНОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ= 90.00

И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ= 12.40 RO=1008

ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ СУСПЕНЗИИ В ПЕРВОМ СЕПАРАТОРЕ, ГРАД=90.500

ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ ВО ВТОРОМ СЕПАРАТОРЕ, ГРАД=62.000

ВВЕДИТЕ ПЛОТНОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ= 90.50

И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ= 15.80 RO1=1025

ВВЕДИТЕ ПЛОТНОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ= 62.00

И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ= 21.00 RO2=1040

РЕЗУЛЬТАТЫ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГ РАСЧЕТА

ОБЩЕЕ КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ W, КГ/С= 4.827

КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ W1, КГ/С 2.354

КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ W2, КГ/С 2.479

КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА В ПЕРВОМ КОРПУСЕ D1, КГ/С 2.060

КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ D2, КГ/С 2.232

СРЕДНЯЯ ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ СУСПЕНЗИИ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ ТКИП1, ГРАД=106.369

СРЕДНЯЯ ТЕМПЕРАТУРА КИПЕНИЯ СУСПЕНЗИИ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ ТКИП2, ГРАД=102.415

ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР В ПЕРВОМ КОРПУСЕ ТПОЛ1, ГРАД=13.562

ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР В ПЕРВОМ КОРПУСЕ ТПОЛ2, ГРАД=12.929

СУММАРНАЯ ПОЛЕЗНАЯ РАЗНОСТЬ ТЕМПЕРАТУР, ГРАД= 26.558

ВВЕДИТЕ ТЕПЛОЕМКОСТЬ ДРОЖЖЕВОЙ СУСПЕНЗИИ ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ= 97.00

И КОНЦЕНТРАЦИИ АСВ= 12.40 CN=3.55

РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТА ПО МЕТОДУ ТИЩЕНКО

ОБЩЕЕ КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ W, КГ/С= 4.844

КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ В ПЕРВОМ КОРПУСЕ W1, КГ/С 2.383

КОЛИЧЕСТВО ВЫПАРИВАЕМОЙ ВОДЫ ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ W2, КГ/С 2.463

КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА В ПЕРВОМ КОРПУСЕ D1, КГ/С 2.397

КОЛИЧЕСТВО ГРЕЮЩЕГО ПАРА ВО ВТОРОМ КОРПУСЕ D2, КГ/С 2.067

ТЕМПЕРАТУРА ГРЕЮЩЕГО ПАРА TGP= 109.541

ДАВЛЕНИЕ P1= 0.71

ДАВЛЕНИЕ P2= 0.23

ТЕМПЕРАТУРА TVP2= 64.199

ТЕПЛОВЫЕ ПОТЕРИ

ПО МЕТОДУ ТИЩЕНКО QPOT= 344,35

|  |  |
| --- | --- |
| Обозначение | Расшифровка |
| А | матрица табличных данных |
| tvp1, tvp2 | Температуры конденсации вторичных паров в 1 и 2 корпусе |
| Dtgs1, dtgs2 | Температурные потери от гидравлических сопротивлений |
| Tgp | Полезные разности температур в 1 и 2 корпусе |
| H | Высота от верхнего уровня жидкости в сепараторе до середины греющих труб |
| ρ0, ρ02 | Плотности суспензии при температурах Т1 и Т2 |
| Gn | Начальный расход выпариваемого раствора |
| Xn, xk | Начальная и конечная концентрации суспензии |
| tn | Начальная температура |
| En | Количество отводимого экстра-пара в сепараторе |
| T1, t2 | Температуры кипения суспензии в 1 и 2 сепараторе |
| Pn | Давление греющего пара |
| Pв | Давление в баромконденсаторе |
| P1,P2 | Давление в 1 и 2 сепараторах |
| Psr1, Psr2 | Давление в среднем слое выпариваемой суспензии в 1 и 2корпусе |
| W | Общее количество выпариваемой воды |
| W1, W2 | Количество выпариваемой воды в1 и 2 корпусе |
| Tkip1, Tkip2 | Средние температуры кипения в 1 и 2 корпусе |
| Tpol1, Tpol2 | Полезные разности температур в 1 и 2 корпусе  |
| D1, D2 | Количество греющего пара в 1 и 2 корпусе |
| Dtgf1, Dtgf2 | Температурные потери от гидростатического эффекта |
| Dtpot | Сумма всех температурных потерь для установки |
| Tgp | Температура греющего пара |
| a1,a2,b1,b2 | Числовые коэффициенты |
| i1, i2 | Удельная энтальпия пара |
| Qpot1,Qpot2, Qpot3 | Тепловые потери |
| Beta1, Beta2 | Коэффициенты самоиспарения |
| Cn, Ck | Теплоемкости дрожжевой суспензии |
| Tau1, Tau2 | Удельные энтальпии жидкости |
| Lamda1,lamda2 | Теплопроводность дрожжевой суспензии |
| J | Количество выбранных табличных значений |
| F | Номер выбранных табличных значений |
| G | Ускорение свободного падения |

Список идентификаторов к программе