1. 3адача.

Выполнить технико-экономический расчет концентрирования томат-пасты в однокорпусной и двухкорпусной выпарных установках.

Выполнить блок-схему однокорпусной установки.

Определить в обоих случаях капитальные затраты, расходы на амортизацию, обслуживание, стоимость греющего пара.

Рассчитываем однокорпусной выпарной аппарат (Приложение Неестест­венной циркуляцией.

Расход выпаренной воды

W=Gн (1 – хн/хк), кг/ч

W=1400(1 – 7/32)=1093,75 кг/ч

где хн -начальная концентрация, % масс;

хк - начальная концентрация, % масс.

Расход упаренного раствора

Gк= Gн – W, кг/ч

Gк= 1400– 1093,75= 306,25 кг/ч

Общая разность температур

Δt общ=t гр-t конд

Δt общ=142,9 – 49 = 93,9 ˚С

Температуры греющего пара при Ргр и вторичного пара при Рконд МПа находим по таблице насыщенного водяного пара.

Полезная разность температур:

Δt n=t общ- ΣΔ

Δt n=93,9 – 18,3 = 75,6˚С

Температурную депрессию Δt принимаем равной 4,5°С;

* гидростатическую Δгс = 10-12° С;
* Δг = 1,8° С.

Расход пара определяем по упрощенной формуле

Q=W\*r, к Дж/час;

Q=1093,75\*2382 = 2605312,5 к Дж/час

D=1,1 W \* r / (i" – i '), кг/час;

D=1,1 \*1093,75 \* 2382 / (2744000 – 601100)= 1,3374 кг/час

где r- теплота парообразования при Рконд

i" и i' - энтальпии греющего пара и конденсата при Ргр находим по таблице насыщенного водяного пара.

Определяем удельный расход греющего пара

d= кг пара / кг вып. воды

d= 0,917

Коэффициент теплопередачи принимаем

К= 800 – 1000 Вт/м2 град

Площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата

F=Q\*103/ (К\* Δt n \*3600), м2

F=2605312,5\*103/ (800\* 75,6\*3600)= 13 м2

Количество труб в аппарате

n= F/π\*d\*l

n= 13/3,14\*(0,0057+0,0035)\*3,5=60

d и l – диаметр и длина труб

Принимаем d= 5,7\*3,5 мм, l = 3,5 м

Диаметр греющей камеры

Dk=(1,3/1,5)\*(в-1)t+4dвп

Dk=(1,3/1,5)\*(5,3-1)0,048+4\*0,917 = 3,8

t-шаг разбивки труб, t=0,048 м

в=0,578 √ 4n – 1

в=0,578 √ 4\*21 – 1 = 5,3

Принять диаметр сепаратора выпарного аппарата

Dc=1,5Dk

Dc=1,5\*3,8= 5,7

Высота сепаратора

Hc =(1/1,25) Dc

Hc =(1/1,25) 5,7 = 4,6

S1=M\*Sc

S1=469,4\*20000=938800

Плотность стали ρ=7850 кг/м3.

Толщину стенки греющих труб - 3,5мм .

Амортизационные затраты S2 = 168984 руб.

Рассчитываем стоимость греющего пара S3 =D\*Sп

S3 =1,3374 \*8000=10699,2 руб.

Общая стоимость Sобщ = S1**+** S2**+** S3

Sобщ = 938800**+** 168984**+** 10699,2=1.118.483,2 руб.

Общая поверхность теплопередачи в двухкорпусной выпарной установке

F2=2\*F1

F2 =26 м2

Удельный расход греющего пара в 2-х корпусной выпарной установке

d= 0,55 (кг пара/кг воды)

d= 0,55 \*0,917 = 0,504

Расход греющего пара D=1,1 W1 \* r / (i" – i ')

D= 0,6687 кг/час

где W1 - количество выпаренной воды водном корпусе.

 S1 = 938,9\*20000=18777200 руб

S2 = 337968 руб

S3 =0,6687 \*8000=5349,6 руб.

Sобщ = 18777200 **+**337968 **+**5349,6 =1912051 руб.

Подсчитываем капитальные затраты, амортизационные расходы, стоимость греющего пара. Определяем общую стоимость Sобщ .

2. Задача.

Выполнить расчет производственных рецептур и оборудования для выпечки формового ржано-пшеничного хлеба массой Мх=1,7. Суточная производительность Рс кг/сутки. Выход хлеба составляет 150кг из 100кг муки. Выполнить схему боксовой печи по своим расчетам.

Рецептура на 100кг: мука ржаная 60кг

соль 1,4

дрожжи 0,5 кг

лактобактерии 4г

Суточная производительность Рс = 2000кг

1. Часовая производительность, кг/ч

Рч= Рс/24

Рч= 2000/24=83

2. Расход муки, кг/ч: Мч=(100· Рч)/Вхл

Мч=(100· 83)/150=55

3. Потребность в ржаной муке, если выпекают с валкой муки 60%, кг/ч

Мржч =(Мч·Р)/100, где Р – количество муки по рецептуре, кг

Мржч =(55·60)/100=33

4. Потребность в муке 1-го сорта, кг/ч

М1х=Рч-Мржх

М1х=83-33=50

5.Количество муки на закваску, кг/ч. Принимаем количество закваски 30%

Мз=(Мч·30)/100

Мз=(55·30)/100=16,5

6. Выход закваски, кг/ч

Gз= Мз·(100-ωм)/(100- ωз)

Gз= 16,5·56,8/85,5=11

где ωм – влажность муки; ωз – влажность закваски

ωм=43,2% ; ωз=14,5%

7. Объем емкости для брожения закваски, необходимой для замеса теста на часовую выработку, л

Vоб=(Gз·τб.з·К·103)/ρз

Vоб=(11·1,1·2,5·103)/800=37,8

где К-коэффициент объема, К=2,5

τб.з- продолжительность брожения, τб.з=1,1ч;

ρз- плотность закваски после брожения, ρз=800 кг/м3

8. Объем емкости для приготовления закваски с учетом ее возобновления, л

Vоб.о= Vоб·2

Vоб.о= 37,8·2=75,6

9. Объем емкости для брожения теста, л

Vт=(Мч·103·τб·К)/ρф

Vт=(55·103·1·1)/400=137,5

где ρф- плотность полуфабрикатов, ρф=400кг/м;

К- коэффициент, учитывающий изменение объема, примем К=1;

τб- продолжительность брожение, τб-1ч.

10. Геометрическая емкость тестомесильной машины, л

Vт.м.=(Мзам·1000)/ρф

Мзам=(Мч· τв)/60, кг

Vт.м.=(64·1000)/400=160

Мзам=(55· 70)/60=64

где τв- продолжительность выпечки, τв=70 мин.

11. Расчет емкости и размеров пекарной камеры. Размеры формы для выпечки хлеба: высота – 120мм, ширина – 250 мм, длина 278 мм. Зазор между формами примем 30мм.

Расчетное количество заготовок, загружаемых одновременно в печь

nз= (Рс· τв)/(24·60·Мх), шт.

nз= (2000· 70)/(24·60·1,7)=57

В пекарную камеру укладываются в глубину 3 заготовки, а по длине n3 ΄ . Итого 3n΄3 заготовки в одной секции пекарной камеры. Примем три пекарных камеры в печи. Тогда в печь одновременно загружается:

nз= 9n΄з ; n΄з = nз/9, шт.

n΄з = 57/9=6

Масса хлеба составит

М=Мх·nз, кг

М=1,7·57=97

Глубина пекарной камеры с учетом зазоров между формами и стенками составит b=278·3+4·30=954 мм, где 30 мм – это зазор между формами.

Принимаем глубину пекарной камеры b=1000мм.

Длина пекарной камеры L=250n΄з+30(n΄з+1), мм.

L=250·6+30(6+1)=1710

Рабочий объем пекарной камеры печи в данном случае

Vp=0,28·3·L·1, м3

Vp=0,28·3·1,7·1=1,4

Высота пекарной камеры 0,28м.

Пересчитываем производительность печи:

Рс=М·24·60/70, кг/сут

Рс=97·24·60/70=1995

H

b

L

3. Дать описание и выполнить блок-схему производства по следующим видам продукции.

Технология сахара.

Производство сахара-песка на свеклосахарных заводах осуществляется по типовым технологическим схемам. Типовые технологические схемы разрабатываются на основе современных достижений науки и техники при условии получения вырабатываемого продукта высокого качества. Для выполнения отдельных операций в технологической схеме применяется типовое технологическое оборудование.

Основное сырье для сахара – сахарная свекла. Состав ее сложен и зависит от климатических условий, от сорта.

Производство сахара состоит из следующих технологических стадий:

1. Очистка корнеплодов от примесей
2. Измельчение сахарной свеклы в стружку
3. Получение диффузионного сока методом экстракции сахарозы горячей водой
4. Очистка диффузионного сока известью и углекислым газом
5. Сгущение сока путем выпаривания
6. Кристаллизация сахарозы из полученного путем выпаривания сиропа
7. Отделение кристаллов сахарозы от межкристальной жидкости
8. Сушка кристаллов
9. Брикетирование
10. Отправка на склад готовой продукции

Корнеплоды кондиционной сахарной свеклы должны соответствовать следующим требованиям:

 цветушные корнеплоды: не более 1%

 подвяленные корнеплоды: не более 5%

 корнеплоды с сильными механическими повреждениями: не более 12%

 зеленая масса, не более 3%

 содержание мумифицированных, подмороженных, загнивших корнеплодов не допускается.

 Партии свеклы осматриваются, делятся по категориям, взвешиваются вместе с транспортом. Проводится определение общей загрязненности, а затем - сахаристости.

Первая стадия переработки сахарной свеклы включает в себя мойку свеклы. Количество прилипших к свекле загрязнений составляет при ручной уборке 1-3% от массы свеклы и при поточной механизированной уборке комбайном 10-12%. Микроорганизмы заносятся с почвой, оставшейся на корнях свеклы. Следовательно, свеклу необходимо отмыть от прилипшей к ней почвы, во-первых, для предохранения ножей в резке от их притупления и, во-вторых, для предупреждения загрязнения диффузионного сока.

Свекла частично отмывается от приставших к ней примесей в гидравлическом транспортере и свеклоподъемных устройствах. Для окончательной очистки свеклы от загрязнений и дополнительного отделения тяжелых и легких примесей применяются свекломойки.

Очищенную свеклу подают на резку.

Для учета количества свеклы, поступающей на переработку в свеклосахарный завод, она взвешивается. Взвешивание свеклы производится на автоматических порционных весах.

Для извлечения сахара из свеклы диффузионным способом свекле

необходимо придать вид стружки. Процесс получения стружки из

свекловичного корня осуществляется на свеклорезках при помощи диффузионных ножей, установленных в специальных рамках.

Производительность диффузионной установки и содержание сахара в обессахаренной стружке в очень большой степени зависит от

качества стружки. Толщина нормальной стружки составляет 0,5-1 мм. Поверхность ее должна быть гладкой без трещин. Слишком тонкая стружка нежелательна, так как она деформируется, сбивается в комки и ухудшает циркуляцию сока в диффузионных установках. Качество свекловичной стружки принято определять длиной ее в метрах в навеске массой 100 г. Хорошим показателем качества стружки может являться температура и давление на слой.

Для получения качественной свекловичной стружки на центробежных свеклорезках необходимо, чтобы свекла в процессе изрезывания с достаточным усилием прижималась к поверхности ножей и внутренней поверхности барабана. Для центробежных свеклорезок с диаметром барабана 1200 мм при скорости резания 8,2 м/с давление на

внутреннюю поверхность барабана около 40 кПа.

На центробежных свеклорезках при нормальных условиях эксплуатации получают стружку наилучшего качества, при этом расходуется

наименьшее количество ножей на изрезывание 100 т свеклы по сравнению с другими конструкциями свеклорезок. Производительность свеклорезок можно регулировать изменением частоты вращения ротора или количеством работающих ножей. При переработке волокнистой свеклы диффузионные ножи часто забиваются волокнами и получить стружку хорошего качества невозможно. Для очистки ножей применяется продувка их паром или сжатым воздухом с избыточным давлением 0,7 МПа. После того, как свекла была изрезана в стружку, стружка по ленточному транспортеру направляется к диффузионному аппарату, предварительно производят взвешивание стружки ленточными весами.

Полученную стружку направляют на барабанный шнековый экстрактор. С одной стороны барабанного шнекового экстрактора подают стружку, с другой – горячую воду. Стружка движется навстречу экстрагенту. Вся сахароза переходит в горячую воду. С одной стороны выходит стружка, с другой – диффузионный сок. Диффузией называется извлечение из сложного по своему составу вещества, с помощью растворителя.

В результате экстракции экстрагируется до 2,5% несахаров, которые препятствуют дальнейшему получению сахара из диффузионного сока. Диффузионный сок тёмного цвета подвергается очистке - дефекации, сатурации, сульфитации. Сначала к соку, нагретому до 88 ˚С, добавляется известковое молоко*.* Под действием извести происходит коагуляция белков и окрашенных веществ, а также осаждение образовавшихся нерастворимых солей кальция щавелевой, фосфорной и других кислот. При последующей обработке этого сока углекислым газом CO2 (1-я сатурация) избыточная известь, не вступившая в реакцию с несахарами сока, превращается в нерастворимый мелкий кристаллический осадок СаСО3, на поверхности которого адсорбируются некоторые, особенно окрашенные, несахара. После подогрева до 90˚С сока 1-й сатурации осадок отфильтровывают, фильтрат для удаления из него остатков кальциевых солей подогревают до 102˚ С, повторно обрабатывают небольшим количеством извести (0,25% CaO) и углекислым газом (2-я сатурация). Выпавший осадок CaCO3 отфильтровывают, после чего сок обесцвечивают сернистым газом SO2 (сульфитация). Осадок, содержащий углекислый кальций и осажденные несахара, используется в качестве удобрения. В результате очистки удаляется 35-40% несахаров, находившихся в соке. Очищенный сок имеет светло-жёлтый цвет и содержит около 14% сухих веществ, в том числе 13% сахаров.

По значению выполняемых функций, сложности и стоимости в тепловой схеме центральное место занимает выпарная установка, которая состоит из отдельных аппаратов. Сок 2-ой сатурации должен быть сгущен до сиропа с содержанием сухих веществ до 65-70% при первоначальном значении этой величины 14-16%. Выпарная установка позволяет расходовать на сгущение сока 40-50% пара к массе всего сока за счет многократного использования парового тепла. Сок поступает в I корпус, а затем проходит все корпуса установки последовательно и из концентратора удаляется сироп.

Число ступеней выпарной установки выбирается на основании технико-экономического расчета, в котором учитывается: капитальные затраты, эксплуатационные расходы. Увеличение числа ступеней выпарной установки приводит, с одной стороны, к уменьшению расхода греющего пара, что влечет за собой уменьшение эксплуатационных расходов, с другой стороны, к увеличению суммарной поверхности нагрева выпарных аппаратов, что приводит к увеличению капитальных затрат.

Кристаллизация сахара - завершающий этап в его производстве. Здесь выделяют практически чистую сахарозу из многокомпонентной смеси, которой является сироп. После выпаривания часть сахароза переходит в кристаллическую форму. Получается смесь сахарозы, кристаллов и межкристальной жидкости. В сокоочистительном отделении из диффузионного сока удаляется около 1/3 несахаров, остальные несахара вместе с сахарозой поступают в продуктовое отделение, где большая часть сахарозы выкристаллизовывается в виде сахара-песка, а несахара остаются в

межкристальном растворе. Для ускорения процесса кристаллизации делают затравку: добавляют сахарную пудру в вакуумный аппарат. Получаются кристаллы одинаковой формы.

Отделение межкристальной жидкости происходит на центрифугах. После центрифугирования сахар имеет порядка 3-4% влажности. Его подают на барабанные сушилки. Целью сушки является удаление поверхностной влаги и обеспечение длительного хранения кристаллического сахара. На выходе из сушилки сахар имеет влажность не более 0,1%.

Существуют два способа хранения: тарный (в мешках 50 кг, влажность до 0.14% и температура до 25,5˚С) и бестарный (в силосах

емкостью 10000-20000 т, влажностью не более 0,04% и температурой до 22,5˚С).

Список используемой литературы.

1. Общая пищевая технология (под ред. Ковальской) – М.: Колосс, 1999

2. Кавецкий Г.Д., Васильев Б. В. Процессы и аппараты пищевой технологии.- М.: Колосс, 1997-1999