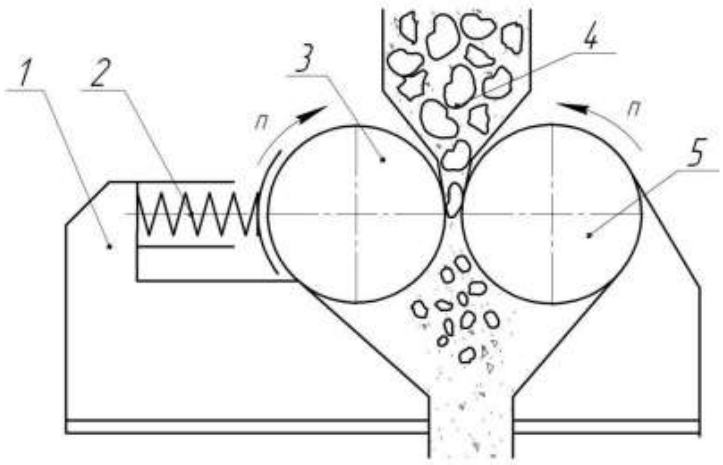
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ЧЕРНІГІВСЬКИЙ КОЛЕГІУМ»
імені Т.Г. ШЕВЧЕНКА

РОЗРАХУНОК ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
ДО ПРАКТИЧНИХ ЗАНЯТЬ І САМОСТІЙНОЇ РОБОТИ З ДИСЦИПЛІНИ
«ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ»



$$Q_m = 1{,}25 \cdot \pi \cdot D_p \cdot L_p \cdot b \cdot n \cdot \rho \cdot \psi,$$

Чернігів НУЧК 2025

УДК 664(075.8)
І73

Укладачі:

Бакалов Валерій Григорович, кандидат технічних наук, доцент кафедри хімії, технологій та фармації Національного університету «Чернігівський колегіум» імені Т.Г. Шевченка

Корольов Олександр Олександрович, кандидат технічних наук, доцент кафедри хімії, технологій та фармації Національного університету «Чернігівський колегіум» імені Т.Г. Шевченка

Бакалов В.Г., Корольов О.О.

І73 Розрахунок обладнання харчових виробництв. Методичні вказівки до практичних занять і самостійної роботи з дисципліни “Обладнання харчових виробництв” / укладачі: Бакалов В.Г., Корольов О.О. Чернігів: НУЧК, 2025, 159 с.

Затверджено на засіданні кафедри хімії, технології та фармації, протокол №1 від 29 серпня 2025р.

Рецензенти:

доктор технічних наук, професор кафедри хімії, технології та фармації, професор ***Сиза Ольга Іллівна***

кандидат технічних наук, доцент кафедри фізики та астрономії, доцент ***Бондар Олена Сергіївна***

кандидат технічних наук, старший викладач кафедри хімії, технології та фармації ***Шкляєв Олексій Миколайович***

Методичні рекомендації складено для здобувачів освіти, які навчаються за освітньо-професійною програмою Харчові технології та інженерія першого (бакалаврського) рівня вищої освіти. Розглянуто розрахунки машин та обладнання харчових виробництв. Надані відомості дозволяють студентам закріпити і поглибити одержані теоретичні знання і набути практичних навичок при виконанні розрахунків обладнання харчових виробництв. Практичні заняття запропоновані відповідно до змісту ОП Харчові технології та інженерія, що дозволить забезпечити організацію ефективної індивідуальної роботи студентів.

© В.Г. Бакалов, 2025
© О.О.Корольов, 2025

ЗМІСТ

Стор.

ВСТУП ……. 4

Розділ 1 Обладнання для підготовки сировини до виробництва …… 5

Практичне заняття 1 Розрахунок сепаратора зерноочисного ……. 5

Практичне заняття 2 Розрахунок циліндричного трієра ……. 10

Розділ 2 Обладнання для миття сировини ……... 15

Практичне заняття 3 Розрахунок машини для мийки плодів і овочів ... 15

Практичне заняття 4 Розрахунок барабанної мийної машини ……... 20

Розділ 3 Обладнання для перемішування харчових продуктів …….. 23

Практичне заняття 5 Розрахунок мішалок ……... 23

Практичне заняття 6 Розрахунок тістомісильних машин …….. 30

Практичне заняття 7 Розрахунок гомогенізатора …… 35

Розділ 4 Обладнання для подрібнення і різання продуктів …….. 40

Практичне заняття 8 Розрахунок вальцьової дробарки …….. 40

Практичне заняття 9 Розрахунок молоткової дробарки ……. 44

Практичне заняття 10 Розрахунок бурякорізки ……... 49

Практичне заняття 11 Розрахунок протиральної машини …….. 57

Розділ 5 Обладнання для розділення продуктів ……. 62

Практичне заняття 12 Розрахунок центрифуги ……... 62

Практичне заняття 13 Розрахунок циклонів …… 68

Практичне заняття 14 Розрахунок вакуум-фільтра ……. 73

Практичне заняття 15 Розрахунок сепаратора ……. 81

Розділ 6 Обладнання для проведення теплообмінних процесів …….. 87

Практичне заняття 16 Розрахунок багатоходового теплообмінника … 87

Практичне заняття 17 Розрахунок апаратів для приготування пивного сусла …….. 92

Розділ 7 Обладнання для формування харчових продуктів …… 97

Практичне заняття 18 Розрахунок преса для цукру-рафінаду ……... 97

Практичне заняття 19 Розрахунок преса для виготовлення макаронних виробів ……. 103

Розділ 8 Обладнання для проведення масообмінних процесів …… 115

Практичне заняття 20 Розрахунок екстракторів безперервної дії ……. 115

Практичне заняття 21 Розрахунок ректифікаційного апарата ……... 123

Практичне заняття 22 Розрахунок абсорбера …….. 133

Розділ 9 Обладнання для сушіння харчових продуктів ……... 141

Практичне заняття 23 Розрахунок барабанної сушарки ……. 141

Практичне заняття 24 Розрахунок сушарки з псевдорозріджувальним шаром …… 147

Практичне заняття 25 Розрахунок розпилювальної сушарки …… 153

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ ……..... 160

ВСТУП

Навчальна дисципліна «Обладнання харчових виробництв» одна із основних дисциплін підготовки фахівців в сфері харчових технологій. Навчальний курс спрямований на вивчення і розрахунків основного обладнання, яке використовується у харчовій промисловості.

Наведені в методичних вказівках відомості дозволяють розрахувати і підібрати відповідне обладнання для проведення технологічних процесів харчових виробництв, а саме хлібопекарському; бродильному; борошна; круп та інше.

Методичні вказівки розроблені на основі підручників, які вказані в списку використаних джерел.

Викладач самостійно обирає, які практичні заняття пропонуються здобувачам вищої освіти для самостійної роботи.

РОЗДІЛ 1 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПІДГОТОВКИ СИРОВИНИ ДО ВИРОБНИЦТВА

Практичне заняття 1

Розрахунок сепаратора зерноочисного

Сепарацією називається процес розподілу сипких матеріалів на фракції, що розрізняються фізичними і геометричними розмірами, за наступними ознаками: густиною часток, лінійним розміром часток, аеродинамічними і феромагнітними властивостями, станом поверхні та ін.

Основним робочим органом зерноочисних сепараторів і сортувальних машин є сита. Сита за способом виготовлення класифікуються на штамповані з металевих листів, ткані металеві і полімерні сітки.

Частина сипкого продукту, що має розміри менше розмірів чарунок сита і що проходить через ситову поверхню, називається проходом, а частки продукту, які не проходять по розмірах крізь отвори сита і зсипаються з нього через край, утворюють ***сход***. Для нормальної організації процесу розподілу сипкого продукту необхідно виконати основну умову просіювання – ковзання часток продукту по поверхні сита. Для цього існує привід, який переміщує сита в горизонтальній площені. Гранична частота обертання кривошипа приводу, при якій частка не відділяється від сита, визначається з рівняння

$$n_{\text{пр}} = \frac{30}{\sqrt{r \cdot tg\alpha}}, \tag{1.1}$$

де r – радіус кривошипа, м;

α – кут нахилу сита до горизонту, град.

Процес сепарації сипкого продукту, що рухається, складається з двох стадій, що одночасно відбуваються. На першій стадії - самосортирування - частки, що мають менші розміри, велику щільність, менше значення коефіцієнта внутрішнього тертя і зручно обтічну форму, переміщаються з верхніх шарів в нижні і досягають поверхні сита. Друга стадія - власне просіювання часток - відбувається при відносному русі їх по ситу. Проте для ефективного протікання процесу обидві стадії вимагають різного кінематичного режиму руху сита: при збільшенні прискорення покращується самосортирування, а для успішного здійснення просіювання необхідно обмежувати максимально допустимі межі прискорення.

Пневмосепарування засноване на відмінності опорів, що робляться окремими частками повітряному потоку, яке обумовлено їх різними аеродинамічними властивостями. У вертикальному висхідному потоці сила тяжіння G і сила опору R, діюча на частку, завжди протилежні. Таким чином, відношення G/R визначає напрям руху частки: при $G/R<1$ частка рухається вниз, при $G/R>1$ частка рухається вгору і при $G/R = 1$ частка знаходиться в рівновазі, тобто витає. Із співвідношення $R = G$ виходить вираження для визначення швидкості витання або критичної швидкості

$$v_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{2G}{\xi \cdot \rho \cdot F_{\text{м}}}}, \tag{1.2}$$

де ξ – коефіцієнт аеродинамічного опору;

ρ – густина повітря, кг/м^3;

$F_м$ – площа проекції частки на площину, нормальну до вектору відносної її швидкості (миделевий переріз), м^2.

Найбільший вплив на ефективність пневмосепарування чинять питоме навантаження продукту на канал, середня швидкість повітряного потоку, вирівняність повітряного потоку, фізико-механічні властивості домішок суміші, що сепарується, і міра засміченості, розміри і конструктивне рішення пневмосепаруючих каналів, початкова швидкість і умови введення суміші, що сепарується, в пневмосепаруючий канал та ін.

Машини, що просіюють, продукти, які використовуються в харчовій промисловості, класифікуються на наступні види:

1) по конструкції ситової поверхні: плоскі і барабанні сита;

2) за способом отримання руху продуктів: з нерухомими ситами; із зворотно-поступальною, круговою поступальною і вібраційною ходою сит; з горизонтальною і вертикальною віссю обертання сита;

3) по конфігурації ситової поверхні: на циліндричні; конічні; призматичні і пірамідальні.

Зерноочисні сепаратори призначені для очищення зерна від домішок, що відрізняються від нього товщиною, шириною, аеродинамічними і феромагнітними властивостями.

Очищення зерна здійснюється шляхом відділення домішок при послідовному просіюванні на похило розташованих гратах, що здійснюють зворотно-поступальний рух, і двократного продування зерна повітрям в каналах при потраплянні зерна в сепаратора і при виході з нього. У деяких сепараторах (СМ-5, ЗСМ-10) передбачений магнітний захист.

Сепаратори типу ЗСМ по конструкції багато в чому аналогічні один одному (рис. 1.1). Вони мають зварну станину, верхній 5 і нижній 4 решітні кузови, приймальну 9 і аспіраційну 11 камери, вентилятори з приводом, електродвигун 8, пневмосепаруючий канал 7 з магнітним захистом.

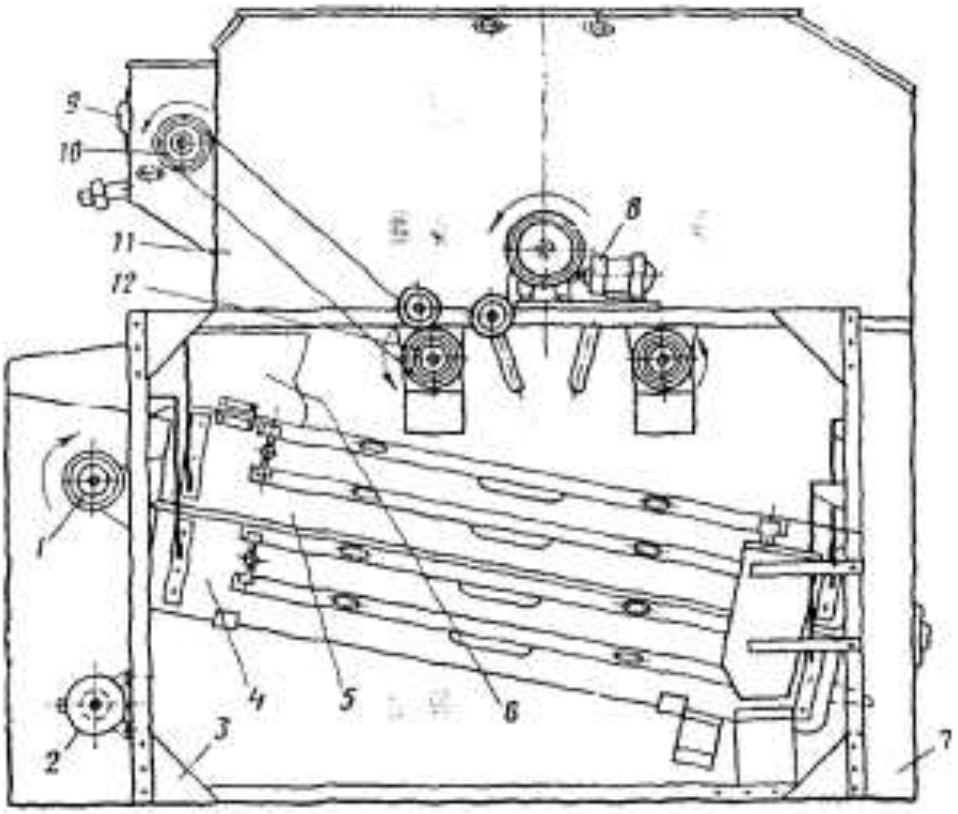
Вентилятори сепараторів ЗСМ-10 і ЗСМ-20 забезпечені індивідуальними електродвигунами, а вентилятори в ЗСМ-5 приводяться в рух від одного електродвигуна. Кожен решітний кузов підвішений до станини на чотирьох вертикальних пружинних підвісках. Решітні кузови сепараторів ЗСМ-5 і ЗСМ-10 мають три ряди решітних рамок, що висуваються, а сепаратора ЗСМ-20 – чотири ряди. Решета першого ряду – сортувальні, другого – розвантажувальні, третього і четвертого – підсівні.

Решітні кузови приводяться в рух ексцентриковим колебателем 1 від електродвигуна 2 через клинопасову передачу. Для урівноваження сил інерції мас, що коливаються, ексцентриковий колебатель забезпечений двома шківами з противагами.

Решета очищаються інерційними очисними механізмами. Міру притиснення очисника до решета регулюють підйомом плоскої пружини.

На верхньому кузові змонтована приймальна камера, що має рамку з приймальним решетом. На станині встановлена аспіраційна камера з двома вентиляторами, які вхідними отворами приєднані до всмоктуючих повітропроводів аспіраційної камери, а вихідними – до фільтру. Усередині аспіраційної камери є канал

першого продування і дві осадові камери. У задній частині станини знаходиться пневмосепаруючий канал 7**,** в якому здійснюється друге продування. Пневмосепаруючий канал, приймальна і аспіраційна камери мають люки для обслуговування.



1 - ексцентриковий колебатель; 2 - двигун приводу колебателя; 3 - станина; 4 - нижній решітний кузов; 5 - верхній решітний кузов; 6 - приймальна коробка; 7 – пневмосепаруючий канал; 8 - електродвигун приводу шнеків; 9 - приймальна камера; 10 - розподільний шнек; 11 - аспіраційна камера; 12 - шнек

Рисунок 1.1 - Зерноочисний сепаратор ЗСМ

Процес очищення зерна в сепараторові відбувається таким чином. Зерно, що поступає з бункера регульованим потоком, за допомогою похилих скатів розподіляється по усій ширині приймальної камери. Долаючи опір клапана, зерно рівномірним шаром поступає в аспіраційний канал першого продування, в нім відбувається виділення із зерна легких домішок, які відносяться повітряним потоком в першу осадову камеру, потім через пелюсткові клапани поступають в лоток і виводяться з сепаратора.

Звільнене від легких домішок повітря з першої осадової камери по повітропроводу поступає у вентилятор першого продування, а з нього - у фільтр. Режим в аспіраційній камері регулюється встановленим в нім клапаном. З каналу першого продування зерно поступає на приймальне решето, сходом з якого йде велике сміття, що видаляється з сепаратора лотком, а проходом зерно спрямовується на сортувальне решето.

Сходом з сортувального решета йдуть домішки більше за зерно, а проходом зерно поступає на розвантажувальне решето, яке по довжині складається з двох частин :

одна з отворами діаметром 5 мм, інша – з отворами діаметром 4 мм, що забезпечує ефективніше відділення дрібних домішок.

Сходом з розвантажувального решета йде зерно, що не містить дрібних домішок, яке потім поступає в аспіраційний канал другого продування, а проходом зерно і дрібні домішки поступають на підсівне решето.

Розподіл зерна по підсівних решетах здійснюється дільником щілинного типу. Підсівні решета відділяють від повноцінного зерна дрібне, бите зерно, бур'яни і мінеральні домішки, які збираються на піддонах кузова і по лотку виводяться з нього.

Звільнене від дрібних домішок зерно, що йде сходом з підсівного решета, також поступає в аспіраційний канал другого продування.

При цьому легкі домішки по каналу 7 відносяться в другу осадову камеру і через пелюсткові клапани по лотку виводяться з сепаратора, а повітря з камери по всмоктуючому повітропроводу поступає у вентилятор другого продування і далі в циклон. Потік зерна з каналу другого продування проходить через магнітний апарат, звільняється від металомагнітних домішок, і очищене зерно виводиться з сепаратора.

Розрахункова частина

Продуктивність Q машин, що просіюють, з ситами прямокутної форми, кг/с,

$$Q = B \cdot h_{\text{м}} \cdot v_{\text{ср}} \cdot \rho \cdot \mu, \tag{1.3}$$

де B - ширина сита, м;

$h_{\text{м}}$ - товщина шару матеріалу на початку сита, м;

$v_{\text{ср}}$ - середня швидкість переміщення матеріалу по поверхні сита, м/с;

ρ - об'ємна маса матеріалу, кг/м^3;

μ - коефіцієнт розпушування матеріалу (μ = 0,35 ... 0,8).

Розміри сита (ширину B, м) при відомої продуктивності сита визначають за формулою

$$B = \frac{F_{\text{м}}}{h_{\text{м}}}, \tag{1.4}$$

де $F_{\text{м}}$ - площа перерізу шару матеріалу на ситі, м^2;

$h_{\text{м}}$ - товщина шару матеріалу на початку сита, м ($h_{\text{м}} \leq 50$ мм)

$$F_{\text{м}} = \frac{Q}{v_{\text{ср}} \cdot \rho \cdot \mu}, \tag{1.5}$$

Середня швидкість переміщення матеріалу по поверхні сита (м/с) може бути визначена за формулою

$$v_{\text{ср}} = 0{,}23 \cdot n \cdot r \cdot f \cdot tg\beta \tag{1.6}$$

де n - частота обертання валу кривошипу, об / хв;

r - радіус кривошипа, м;

f - коефіцієнт тертя матеріалу об поверхню сита (f = 0,35 ... 0,7);

β - кут нахилу опорних пластин до вертикалі, град (β = 15 ... 20°).

Зазначимо, опорні пластини зазвичай закріплюються перпендикулярно до поверхні сита і в цьому випадку кут нахилу опорних пластин до вертикалі β дорівнює куту нахилу сита до горизонталі α.

Середня швидкість переміщення легкорухливих матеріалів поверхнею сита повинна перебувати в межах 0,1...0,3 м/с, але іноді може досягати 0,5 м/с.

Основний вплив на швидкість переміщення матеріалів по поверхні сита надає частота обертання валу кривошипа.

Мінімальна частота обертання валу кривошипа, при якому частинка починає рухатися вниз, об/хв.,

$$n'_{min} = 29{,}9\sqrt{\frac{tg(\varphi-\alpha)}{R}}, \quad (1.7)$$

де: φ - кут тертя насіння об поверхню сита;

α - кут нахилу сита, град.;

R - радіус кривошипа, м.

Мінімальна частота обертання валу кривошипу, при якому частка починає рухатися вгору, об/хв.,

$$n''_{min} = 29{,}9\sqrt{\frac{tg(\varphi+\alpha)}{R}}. \quad (1.8)$$

Частота обертання, при якій відбувається підкидання частинок на ситі (максимальна), об/хв.,

$$n_{max} = \frac{29{,}9}{\sqrt{R \cdot tg\alpha}}. \quad (1.9)$$

Робочу частоту обертання вала кривошипа, зазвичай, приймають

$$n = (1{,}5 \dots 2{,}0)n''_{min}. \quad (1.10)$$

Контрольне завдання

Розрахувати машину, що просіюють по даним наведеним в табл. 1.1. Інші дані обрати самостійно.

Таблиця 1.1 – Варіанти індивідуальних завдань

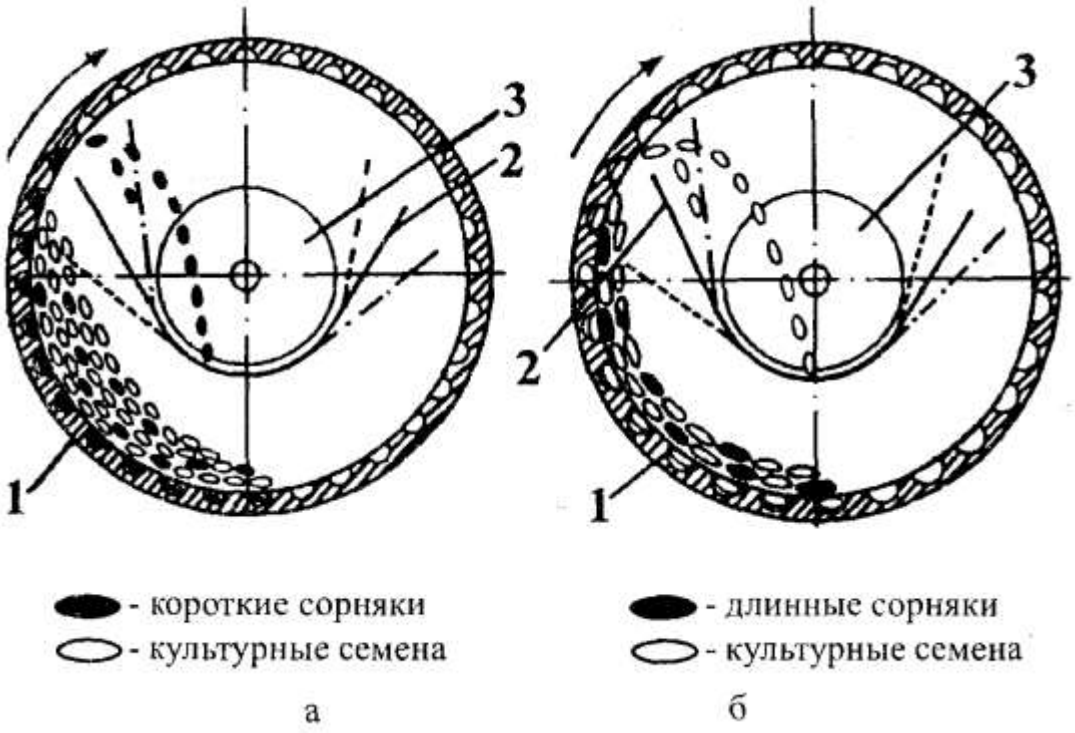
Номер варіанта	Продуктивність Q, кг/с	Питома продуктивність $q_в$, кг/(с·м)	Повнота розділення ε
1	2,84	0,55	0,73
2	2,90	0,75	0,74
3	2,95	0,95	0,75
4	3,00	1,15	0,76
5	3,05	1,35	0,77
6	3,10	1,55	0,78
7	3,15	1,75	0,79
8	2,80	1,95	0,80
9	2,75	2,15	0,81
10	2,70	2,35	0,82

Практичне заняття 2

Розрахунок циліндричного трієра

Трієри призначені для розділення зернового матеріалу по довжині. Відомі наступні види трієрів: циліндричні, дискові, лопатеві, стрічкові, причому тільки перші і другі знайшли широке застосування в промисловості.

Циліндричний трієр (рис. 2.1) складається з двох основних частин: циліндра з комірками на внутрішній поверхні і жолоба, що знаходиться усередині нього, з шнеком.



а – кукільний трієр; б – овсюжний трієр; 1 – циліндр; 2 – жолоб; 3 – шнек

Рисунок 2.1 – Схема роботи трієрів

При обертанні циліндра із зерном в комірки трієра потрапляють з суміші частки зернового матеріалу, довжина яких менше діаметру комірок, і піднімаються вгору; падають в жолоб, що знаходиться усередині циліндра та виводяться назовні шнеком. У циліндрі залишаються частки, довжина яких більше діаметру комірок і які не укладаються в них по довжині, та виходять сходом по циліндру з іншого боку.

Трієри, що виділяють із зернового матеріалу короткі домішки (наприклад, кукіль, бите зерно і т. п.), називаються кукільними. У них очищене зерно виходить з циліндра, а домішки – з жолоба.

Трієри, призначені для відділення довгих зернових домішок, називають овсюжними. У них зерно виходить з жолоба, а домішки - з циліндра. У вихідного кінця овсюжного циліндра встановлюють кільце – діафрагму, яка сприяє утворенню шару зернового матеріалу усередині циліндра.

Циліндричні трієри з внутрішньою комірчастою поверхнею виготовляються одинарної і подвійної дії. Трієри одинарної дії мають по усій довжині циліндра комірки одного типу і розміру і виділяють тільки короткі або тільки довгі домішки. Трієри подвійної дії на різних ділянках циліндра по довжині мають комірки двох розмірів для відділення довгих і коротких домішок.

Форми і розміри комірок трієрів. Форма трієрних комірок визначається способом виготовлення, і за цією ознакою вони можуть бути штамповані, такі, що фрезеруються, та литі.

Найбільше поширення отримали сталеві циліндри з штампованими комірками, як найміцніші і дешеві у виготовленні. Форма і розміри штампованих комірок обираються згідно з державним стандартом на трієрні циліндри. Штамповані комірки в плані круглі, а в розрізі по колу циліндра – ковшоподібні.

Штамповані комірки розташовуються в шаховому порядку з кроком *t*, мм

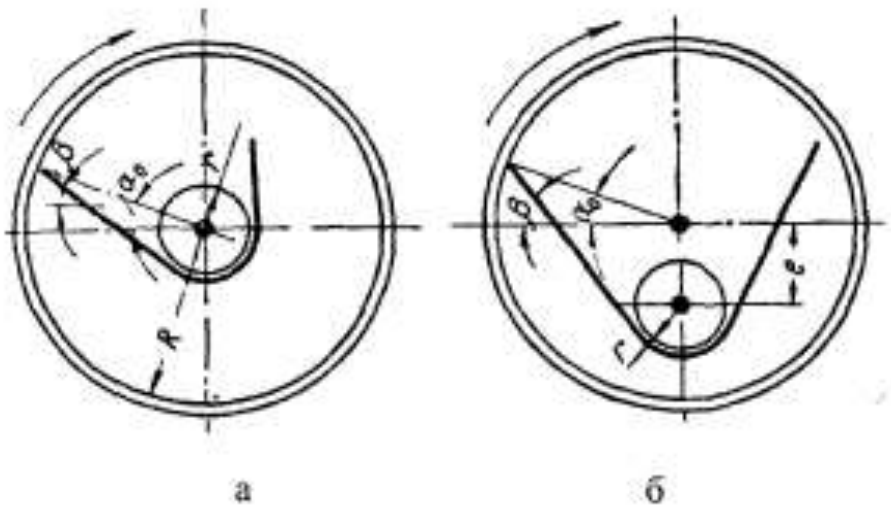
$$t = 0,6 + 1,2 \cdot d \qquad (2.1)$$

де *d* – робочий розмір комірки, мм.

Жолоб і шнек трієра. Для прийому і відведення зерна і домішок, вибраних комірками, служать жолоб і шнек. Відносно осі трієра шнеки розташовують концентрично і ексцентрично (рис. 2.2).

Шнеки трієрів однозахідні. Кутова частота обертання шнека однакова з кутовою частотою обертання трієрного циліндра.

Профіль жолоба має бути таким; щоб зерна, які випадають з комірок, при своєму падінні не перелітали через неробочий край жолоба. Траєкторія польоту зерен, що випали з комірок, – парабола.



а – концентрична; б – ексцентрична

Рисунок 2.2 – Схеми розташування шнеків в трієрах

Розрахункова частина

Визначення розмірів трієрного циліндра. Задаємося спочатку коловою швидкістю, яка приймається для тихохідних трієрів v_m= 0,25...0,50 м/с; для швидкохідних – $v_б$ = 0,90...1,40 м/с.

Для дрібного насіння беруть менші швидкості. Нахил осі тихохідних трієрів доходить до 5,5°; а швидкохідних – 1,0...2,5°.

Користуючись даними табл. 2.1, вибираємо розмір комірок трієра. Залежно від призначення трієра і виду культури, що очищається, трієрні циліндри виготовляються з наступними розмірами комірок: 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,5; 2,8; 3,1; 3,5; 4,0; 4,5; 5,0; 5,6; 6,3; 7,1; 8,0; 8,5; 9,0; 9,5; 10,5; 11,2; 11,8; 12,5 мм.

Таблиця 2.1 – Дані для вибору трієрних комірок

Назва культури	Маса 1000 шт. зерен, кг	Діаметр комірок. мм		Довжина насіння, мм	Насипна густина, кг/м^3	Кут природ-нього укосу, град.	Коеф. тертя по сталі
		коротких	довгих				
Пшениця	0,0022…0,42	4,5; 5,0	8,0;8,5;9,0	8,3…11,5	700…830	25	0,36
Жито	0,0012…0,0032	5,0;5,6;6,3	8,5;9,0;9,5	5,0….9,8	650…790	28…30	0,37
Ячмінь	0,031…0,051	5,6;6,3;7,1	11,2;11,8;12,5	8,4…10,8	550…750	30…34	0,40
Овес	0,020…0,042	8,0;8,5;9,0	–	8,0…18,6	400…510	37…39	0,37
Гречка	0,021…0,026	5,0	8,5	4,2…6,2	700…750	28	0,40
Просо	0,006	2,5; 3,15	–	18,…3,2	800…900	20…22	0,44
Рис	0,024…0,031	6,3; 7,1	–	5,0…7,0	500…550	28	0,40
Чечевиця	0,046…0,050	4,5	8,0	5,2…8,5	800…900	25…27	0,39
Льон	0,004…0,008	3,15;3,5;4,0	5,0	3,5…7,0	660…700	33…36	0,37
Кукурудза	0,245…0,345	8,5;9,0;9,5	11,2	5,5..13,5	750…950	16,3	0,36

Довжина L, м трієрного барабана в першому наближенні визначається по формулі Г. Т. Павловського

$$L = \frac{53 \cdot G \cdot a}{D \cdot k \cdot \delta \cdot \varepsilon \cdot n} = \frac{2{,}77 \cdot G \cdot a}{k \cdot \delta \cdot \varepsilon \cdot v_m}, \quad (2.2)$$

де G – продуктивність трієра, кг/год;

a – вміст домішок в початковому матеріалі, %;

D – діаметр трієрного циліндра, м ($D = 2R$, рис. 2.2);

k – кількість комірок на 1 м^2 трієрної поверхні

$$k = \frac{\delta \cdot 10^7}{d^2 + d + 0{,}25}, \quad (2.3)$$

де d – діаметр комірки, мм;

δ – місткість однієї комірки (кількість зерен в одній комірці $\delta = 1$);

ε – коефіцієнт використання комірчастої поверхні (у попередніх розрахунках можна прийняти $\varepsilon = 0{,}5$ – для трієрів, що відділяють довгі зернові домішки; $\varepsilon = 0{,}1$ – для трієрів, що відділяють короткі зернові домішки і бите зерно)

$$\varepsilon = \frac{G}{q_2}, \quad (2.4)$$

де q_2 – розрахункова продуктивність, тобто максимальна маса зерна, яка може бути вибрана комірками за умови їх заповнення

$$q_2 = L \cdot k \cdot v_m \cdot \Delta_2, \quad (2.5)$$

де L – довжина циліндра, м;

k – кількість комірок на 1м^2 трієрної поверхні;

v_m – окружна швидкість циліндра, м/с ($v_m = \omega \cdot R$);

Δ_2 – середня маса зерна, вибираного однією коміркою, кг (табл. 2.1).

Діаметр трієрного циліндра орієнтовно визначається із співвідношення – для тихохідних трієрів

$$D = \frac{L}{4}, \quad (2.6)$$

для швидкохідних трієрів

$$D = \frac{L}{(1{,}25 \div 3{,}75)}, \quad (2.7)$$

Розрахункова кутова частота обертання ω, с$^{-1}$
для тихохідних трієрів

$$\omega_{\text{т}} = \frac{K_m \cdot \pi}{\sqrt{R}}, \quad (2.8)$$

для швидкохідних трієрів

$$\omega_{\text{б}} = \frac{K_б \cdot \pi}{\sqrt{R}}, \quad (2.9)$$

де K – показник кінематичного режиму трієра (K_m = 0,15...0,30 – для тихохідних трієрів; $K_б$ = 0,50...0,75 – для швидкохідних трієрів).

Розрахункова робоча площа поверхні трієра F_p, м^2 визначається по формулі

$$F_p = \frac{G}{q}, \quad (2.10)$$

де q – питоме навантаження на 1 м^2 трієрної поверхні, кг/(м^2·год); (q_m = 125 ÷ 185 кг/(м^2·год) – для тихохідних трієрів;
$q_б$ = 400÷1100 кг/(м^2·год) – для швидкохідних трієрів).

Культура	Питоме навантаження трієрів, кг/(м^2·год)
Пшениця	630…1100
Жито	630…1100
Ячмінь	510…580
Овес	380…430
Рис	200..210
Гречка	170
Льон	110
Конюшина, люцерна	80
Тимофіївка	50

Зіставляємо розрахункову робочу площу поверхні F_p з отриманою по формулі теоретичною площею поверхні F_m

$$F_m = \pi \cdot D \cdot L. \quad (2.11)$$

При істотній розбіжності F_p і F_m підбираємо нове уточнене значення питомого навантаження на 1 м^2 трієрної поверхні q.

По отриманих значеннях робочої поверхні остаточно вибираємо діаметр і довжину трієрного циліндра (табл. 2.2).

Таблиця 2.2 – розміри трієрних циліндрів

Довжина циліндра, мм	Внутрішній діаметр циліндра, мм			
	400	500	600	800
	Площа трієрної поверхні циліндра, м^2			
700	0,942	1,177	–	–
1500	1,884	2,355	2,826	–
2250	–	3,532	4,240	5,652
536	–	–	5,652	7

Від довжини трієрного циліндра залежить тривалість перебування зерна в нім, а, отже, якість розділення. Після уточнення довжини і діаметру трієрного циліндра перевірте виконання співвідношення

$$\frac{L}{D} = (1{,}6 \ldots 4{,}5). \quad (2.12)$$

Для дрібного насіння вибирається більше співвідношення.

Потрібна потужність N, кВт, приводу трієра

$$N = \frac{2 \cdot 10^{-4} \cdot G}{\eta_{\text{тр}}}, \quad (2.13)$$

де G – продуктивність трієра, кг/год;

η_{Tp} – ККД приводу трієра (η_{Tp} = 0,8÷0,9).

Розрахунок шнека трієра. Діаметр шнека $d_ш$, м, жолоба визначається з формули

$$S = d_{\text{ш}} = 36 \cdot \sqrt[3]{\frac{G'}{n}}, \quad (2.14)$$

$$d_{\text{ш}} = \sqrt{\frac{4 \cdot G'}{60 \cdot \pi \cdot n \cdot S \cdot \rho \cdot \varphi \cdot \psi}}, \quad (2.15)$$

де $G' = G$ – для овсюжних трієрів; $G' = 0{,}15\ G$ – для кукільних трієрів;

S – крок витків шнека, м (зазвичай $S = d_ш$);

n – частота обертання шнека, об/хв;

ρ – насипна густина зерна, кг/м^3 (табл. 2.1);

φ – коефіцієнт наповнення (φ = 0,25);

ψ – коефіцієнт швидкості(ψ = 0,6).

Радіус $r_ж$, мм закруглення дна жолоба

$$r_{\text{ж}} = \frac{d_{\text{ш}}}{2} + (5 \dots 8), \quad (2.16)$$

Найбільша товщина γ, м шару зернового сегменту

$$\gamma = R - \left(R^2 - \frac{2 \cdot G}{\omega \cdot v_1 \cdot \rho}\right)^{0,5}, \quad (2.17)$$

де v_1 – швидкість осьового руху зерна, м/с (орієнтовно

v_1 = 0,044...0,065 м/с – для тихохідних трієрів з похилою віссю; v_1 = 0,027...0,038 м/с – для швидкохідних трієрів з горизонтальною віссю);

ρ – насипна густина зерна, кг/м^3 (табл. 2.1).

Контрольне завдання

Розрахувати трієр по даним наведеним в табл. 2.3.

Таблиця 2.3 – Варіанти індивідуальних завдань

Варіанту	Назва зернової культури	Вид домішок	Продуктивність G, кг/год	Вид трієра	Вміст домішок a, %
1	Пшениця	Короткі	400	Тихохідний	12,5
2	Жито	Короткі	320	Тихохідний	11,6
3	Ячмінь	Короткі	380	Тихохідний	9,8
4	Овес	Довгі	340	Тихохідний	13,6
5	Гречка	Короткі	160	Тихохідний	12,2
6	Просо	Короткі	70	Тихохідний	10,7
7	Рис	Короткі	160	Тихохідний	9,7
8	Чечевиця	Короткі	290	Тихохідний	12,8
9	Кукурудза	Короткі	310	Швидкохідний	11,4
10	Пшениця	Довгі	250	Швидкохідний	10,5

РОЗДІЛ 2 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ МИТТЯ СИРОВИНИ

Практичне заняття 3

Розрахунок машини для мийки плодів і овочів

Мийка визначає якість кінцевого продукту, причому її режими залежать від видів забруднень. Якщо харчова сировина зазвичай забруднена частками ґрунту, піску, залишками бадилля і т. п., то на поверхні тари містяться складні забруднення, що складаються з рідкої і твердої фаз (жири, частки консервованого продукту і так далі). Склад забруднень обумовлює різноманітність їх механічних властивостей, відмінність у величині сил зчеплення з поверхнею сировини або тари. Для пригнічення життєдіяльності мікроорганізмів, що входять, як правило, до складу забруднень, тара перед заповненням консервованим продуктом піддається дезінфекції. Дезінфекцію відмитих поверхонь проводять освітленим розчином з масовою долею хлорного вапна 5 % або розчином з масовою долею натрію гідроксиду (*NaOH)* – 0,5 % або хлораміном.

Для миття використовуються такі миючі засоби: аніоно- і катіоноактивні, амфолітні і неіоногенні. Миючий розчин повинен забезпечити змочування поверхонь, диспергування забруднень (набрякання, пептизація і дроблення білкових речовин, омилення жирів) і стабілізацію забруднень, що відокремилися від поверхні, в миючому розчині. Змочування поверхонь, що відмиваються, залежить від поверхневого натягу миючого і міжфазного розчину та міжфазного натягу на межі рідина-тверде тіло. Найбільш ефективне змочування і миття забезпечуються при мінімальному поверхневому натягу миючого розчину. Для цього використовують два методи зниження поверхневого натягу води або миючого розчину: тепловий і використання поверхнево-активних речовин (ПАР).

Залежно від виду відмивних поверхонь до складу миючого розчину входять різні речовини: жири, що емульгують, і жирні кислоти, що обмилюють, – їдкий луг; пептизуючі білки і речовини, що знижують жорсткість води, – тринатрійфосфат та ін.; що запобігають корозії металу – рідке скло і ПАР. Кількість кожного компонента визначається видом і властивістю відмивних поверхонь. Чистота відмивних поверхонь визначається по відсутності слідів забруднень, миючих засобів і по кількості мікроорганізмів на них.

Нині для миття харчової рослинної сировини, тари і санітарної обробки устаткування застосовуються мийні машина різних типів і конструкцій. Вони класифікуються таким чином: залежно від характеру процесу (безперервної і періодичної дії); від виду оброблюваних об'єктів (для миття сировини і миття тари); за типом пристроїв, що переміщають відмивні об'єкти (лінійні і барабанні); за способом дії миючого середовища (шприцеві, відмочні і відмочно-шприцеві).

Інтенсифікація процесу миття при оптимальній температурі миючого розчину можлива за рахунок використання ефективніших миючих розчинів або турбулізації миючого розчину у забруднених поверхонь. Рух миючого розчину у відмивних поверхонь робить механічний руйнівний ефект на забруднення і прискорює фізико-хімічну взаємодію. Він здійснюється різними способами: турбулізацією миючого розчину повітряним барботуванням; механічним перемішуванням миючого розчину лопатями, насадками і т. д.; приведенням миючого розчину в коливальний рух за

допомогою динамічних вібраторів або гідродинамічних випромінювачів; турбулізацією миючого розчину затопленими струменями і т. д.

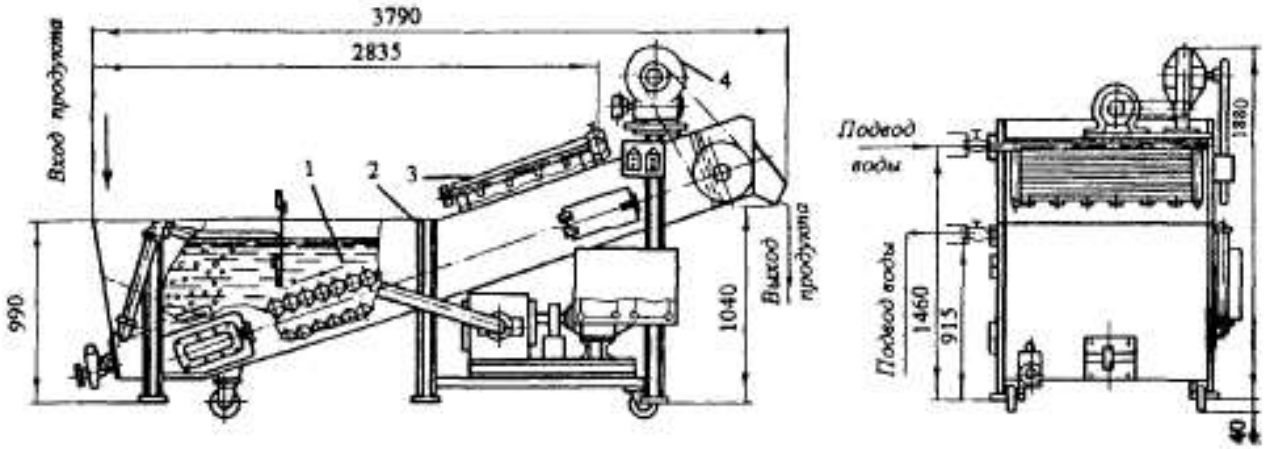
До мийних машина пред'являються наступні вимоги: висока міра чистоти відмивних об'єктів, виключення псування сировини або бою і деформації тари, мінімальна витрата води і енергії, простота виготовлення і обслуговування, висока експлуатаційна надійність, малі габаритні розміри і маса. Для миття сировини використовується зазвичай проточна або оборотна водопровідна вода. Потім відмочені забруднення з поверхні сировини віддаляються щітками або рідинними струменями.

З усього різноманіття мийних машина найбільше поширення отримали: лопатеві, стрічкові, барабанні, вібраційні, комбіновані, елеваторні, щіткові та ін. Вибір мийної машина визначається структурно-механічними властивостями і параметрами міцності рослинної сировини, а також характером і кількістю забруднень на поверхні сировини.

Мийку рослинної сировини роблять зануренням у воду (відмочка), обполіскуванням струменями води з насадок, використанням щіткових пристроїв, активним перемішуванням. У більшості мийних машина застосовують комбінацію перерахованих способів миття.

Мийка передбачає видалення з поверхні сировини залишків землі, піску, сторонніх важких і легких домішок (камені, листя, гілки, солома та ін.). Для кожного виду сировини потрібно обирати свій спосіб і режим миття.

Лінійна мийна машина (рис. 3.1) призначена для миття різних овочів і плодів, як з м'якою, так і з твердою структурою. Вона складається з ванни 1, транспортерного полотна 2, душового пристрою 3 і приводу 4. На каркасі ванни 1 змонтовані усі вузли мийної машина.



1 - ванна; 2 - транспортерне полотно; 3 - душовий пристрій; 4 - привід
Рисунок 3.1 - Лінійна мийна машина

При роботі машини плоди поступають в мийний простір ванни безперервно. Для інтенсивнішого миття забруднений продукт активно перемішується за рахунок стислого повітря, що підводиться від нагнітача. Вимитий продукт з мийного простору переміщається похилим транспортером, у верхній частині якого (перед вивантаженням) він обполіскується водою з душового пристрою.

Вивантаження продукту робиться через лоток, регульований по висоті. Величина шару продукту, що поступає на транспортерне полотно, регулюється заслінкою.

Вода, що поступає у ванну через ополіскуючий душ, віддаляється через зливну щілину. Чистка ванни робиться через грязьовий люк і бічні вікна.

Розрахункова частина

Продуктивність Q, кг/с, лінійних мийних машина визначається продуктивністю робочого транспортера

$$Q = b \cdot h_c \cdot \varphi_c \cdot \rho_c \cdot v_c \,, \tag{3.1}$$

де: b – ширина робочої частини транспортера, м (визначається шириною інспекційного транспортера, яка складає 0,6...0,9 м);

h_c – висота шару сировини, м (табл. 3.1);

φ_c – коефіцієнт використання транспортера φ_c = 0,6...07);

ρ_c – насипна густина сировини, кг/м^3 (табл. 3.1);

υ_c – швидкість транспортера, м/с.

Таблиця 3.1 - Насипна густина плодів і овочів

Сировина	Висота шару сировини, h_c, м	Насипна густина сировини ρ_c, кг/м^3
кабачки	0,14	450...500
перець	0,08	200...300
баклажани	0,16	330...430
томати	0,06	580...630
лук	0,05	490...520
яблука	0,07	430...580
груші	0,06	450...510
сливи	0,03	530...680
морква	0,05	560...590

Час відмочування сировини τ, с визначається корисним об'ємом ванни W_n , м^3

$$\tau = \frac{W_n \cdot \rho_c}{Q}, \tag{3.2}$$

Корисний об'єм ванни W_n визначається площею дзеркала води у ванні F_3, м^2. При звичайній призматичній формі ванни

$$W_n = \frac{F_3 \cdot H_m}{2}, \tag{3.3}$$

де H_m – глибина найбільш зануреної точки гілки транспортера (зазвичай H_m = 0,5...0,7 м).

Площа дзеркала води у ванні мийної машина F_3, м^2:

$$F_3 = \mathrm{A} \cdot \mathrm{B}, \tag{3.4}$$

де A – довжина дзеркала води у ванні, м;

B – відстань між бічними стінками ванни, м ($B = b + 0{,}1$).

Кількість повітря і необхідний тиск, під яким воно повинно подаватися у барботер, визначаються розмірами дзеркала води у ванні і глибиною занурення отвору для витікання повітря з барботерів. Практикою експлуатації мийних машин встановлена наступна норма: 1,5 м^3/с повітря на 1 м^2 площі дзеркала води, тобто:

$$W_{\text{в}} = \frac{1{,}5 \cdot F_3}{60} \tag{3.5}$$

Нагнітач повітря для мийної машина вибирається по витраті повітря $W_в$ і необхідному тиску $P_в$.. Оскільки довжина повітропроводу для підведення повітря до

барботерів і швидкість повітря малі, втратами по довжині повітропроводу можна нехтувати, тоді $P_в$, Па

$$P_{\text{в}} = \frac{\rho_{\text{в}} \cdot v_{\text{в}}^2}{2} \cdot (1 + \sum \xi) + \rho_{\text{ж}} \cdot h_{\text{ж}} \cdot g, \quad (3.6)$$

де $\rho_в$ – густина повітря, кг/м^3 ($\rho_в$ = 0,00129 кг/м^3);

$\upsilon_в$ – швидкість повітря в повітропроводі, м/с ($\upsilon_в$ рекомендують не більше 10 м/с);

ξ – коефіцієнт місцевого опору (у розрахунку приймати $\Sigma\xi$ = 0,30...0,45);

$\rho_ж$ – густина воды, кг/м^3 ($\rho_ж$ = 1000 кг/м^3);

$h_ж$ – глибина занурення у воду отворів барботера, м ($h_ж = H_m$+ 0,1, м);

g = 9,81 м/с^2 – прискорення сили тяжіння.

Потужність електродвигуна для приводу нагнітача повітря $N_в$, кВт

$$N_{\text{в}} = \frac{W_{\text{в}} \cdot P_{\text{в}}}{1000 \cdot \eta_{\text{в}}} \quad (3.7)$$

де $W_{\text{в}}$ – витрата повітря, що подається, м^3/с;

$P_{\text{в}}$ – необхідний тиск, Па ($P_в$ = 0,15...0,20 МПа);

$\eta_{\text{в}}$ – ККД нагнітача ($\eta_в$ = 0,6...0,8).

Потужність, необхідна для приводу відцентрового насоса, що подає рідину до душових або шприцевих пристроїв $N_ж$, кВт, визначається по формулі, аналогічній формулі (3.7)

$$N_{\text{ж}} = \frac{Q_{\text{ж}} \cdot P_{\text{ж}}}{1000 \cdot \eta_{\text{н}}} \quad (3.8)$$

де: $Q_ж$ – витрати води, м^3/с;

$P_ж$ – напор води після насосу, Па ($P_ж$ = 0,2...0,3 МПа);

$\eta_н$ – ККД насоса ($\eta_н$ = 0,70...0,85).

Витрати води $Q_ж$, м^3/с

$$Q_{\text{ж}} = \mu \frac{\pi \cdot d^2}{4} n \sqrt{\frac{2 \cdot P_u}{\rho_{\text{ж}}}}, \quad (3.9)$$

де: μ - коефіцієнт витрати (для циліндричного насадка μ= 0,82; для конічного, що сходиться μ = 0,95; для конічного, що розходиться μ=0,48; вид насадка вибирається самостійно);

d – діаметр отвору барботера, м (вибирається рівним 0,75; 1,25; 1,50, мм залежно від виду сировини, що переробляється, менші значення вибираються для дрібних плодів і овочів);

n – кількість однакових отворів барботера (у розрахунку приймається n = 50...60);

P_u – напор води біля отвору витікання, Па (в розрахунку приймати $P_u = P_ж$ = 0,2...0,3 МПа);

$\rho_ж$ – густина води, кг/м^3 ($\rho_ж$ = 1000 кг/м^3).

Тиск рідини у насоса

$$P_{\text{ж}} = P_{\text{и}} + P_n \ , \quad (3.10)$$

де P_n – втрата натиску від місцевих і шляхових опорів, Па.

Втрата натиску, Па

$$P_n = \frac{\rho_{\text{ж}} \cdot v_{\text{ж}}^2}{2} \left[1 + \sum \left(\xi + \lambda_{\text{ж}} \frac{l_m}{d_m}\right)\right] \quad (3.11)$$

де $\upsilon_ж$ – швидкість води в трубопроводі, м/с ($\upsilon_ж$ рекомендуеться не більше 2 м/с);

ξ – коефіцієнт місцевого опору (вибирається по довіднику, в розрахунку прийняти $\xi = 0{,}85$);

$\lambda_{ж}$ – коефіцієнт опору тертя по довжині трубопроводу;

l_m – довжина трубопроводу, м;

d_m – діаметр трубопроводу, м.

Коефіцієнт опору тертя по довжині трубопроводу визначається по наступних формулах при $Re \leq 100\,000$

$$\lambda_{ж} = \frac{0{,}3164}{Re^{0{,}25}} \tag{3.12}$$

при $Re > 100\,000$

$$\lambda_{ж} = \left(\frac{0{,}555}{lg\frac{Re}{7}}\right)^2 \tag{3.13}$$

де Re – число Рейнольдса $Re = (v_{ж} \cdot d_m \cdot \rho_{ж})/\mu_{ж}$;

$\mu_{ж}$ – кінематична в'язкість миючої рідини ($\mu_{ж} = 1{,}01 \cdot 10^{-6}$ м^2/с).

Потужність N_{mp}, кВт, для приводу основного транспортера:

$$N_{mp} = \frac{A_m \cdot v_c}{1000 \cdot \eta} \tag{3.14}$$

де A_m – тягове зусилля транспортера, Н;

v_c – швидкість транспортера, м/с;

η – ККД привідних механізмів ($\eta = 0{,}61...0{,}78$).

Тягове зусилля визначається методом обходу контуру з урахуванням максимального завантаження. Орієнтовно тягове зусилля A_m, Н можна визначити по формулі:

$$A_m = (0{,}215 \cdot q_0 \cdot L_г + 50 + 0{,}215 \cdot q \cdot L) \cdot g\ , \tag{3.15}$$

де q_0 – маса корисного навантаження на 1 м транспортера, кг ($q_0 = 8...12$ кг);

q –маса 1 м транспортера без навантаження, кг ($q = 4{,}4...5{,}1$ кг);

$L_Г$ – довжина навантаженої частини транспортера, м ($L_Г = 0{,}65\ L$);

L – довжина транспортера, м;

$g = 9{,}81$ м/с^2 – прискорення сили тяжіння.

Контрольне завдання

По даним табл. 3.2 розрахувати лінійну мийну машину

Таблиця 3.2 – Варіанти індивідуальних завдань

Варіант	Швидкість стрічки транспортера, v_c, м/с	Довжина дзеркала води, A, м	Діаметр трубопроводу, d_m, м	Вид сировини	Довжина тру-бопроводу, l_m, м	Довжина транспортера, L,м
1	0,137	1.94	0.40	Кабачки	8.0	3.6
2	0.141	1.92	0.38	Перець	8.5	3.8
3	0.145	1.90	0.36	Баклажани	9.0	3.4
4	0.149	1.78	0.34	Томати	9.6	4.0
5	0.153	1.86	0.32	Лук	10.0	3.2
6	0.157	1.64	0.30	Яблука	10.5	3.1
7	0.161	1.82	0.28	Груші	11.0	3.9
8	0.165	1.80	0.40	Сливи	113	3.3
9	0.169	1.81	0.38	Морква	12.0	3.7
10	0.173	1.83	0.36	Кабачки	8.3	3.5

Практичне заняття 4

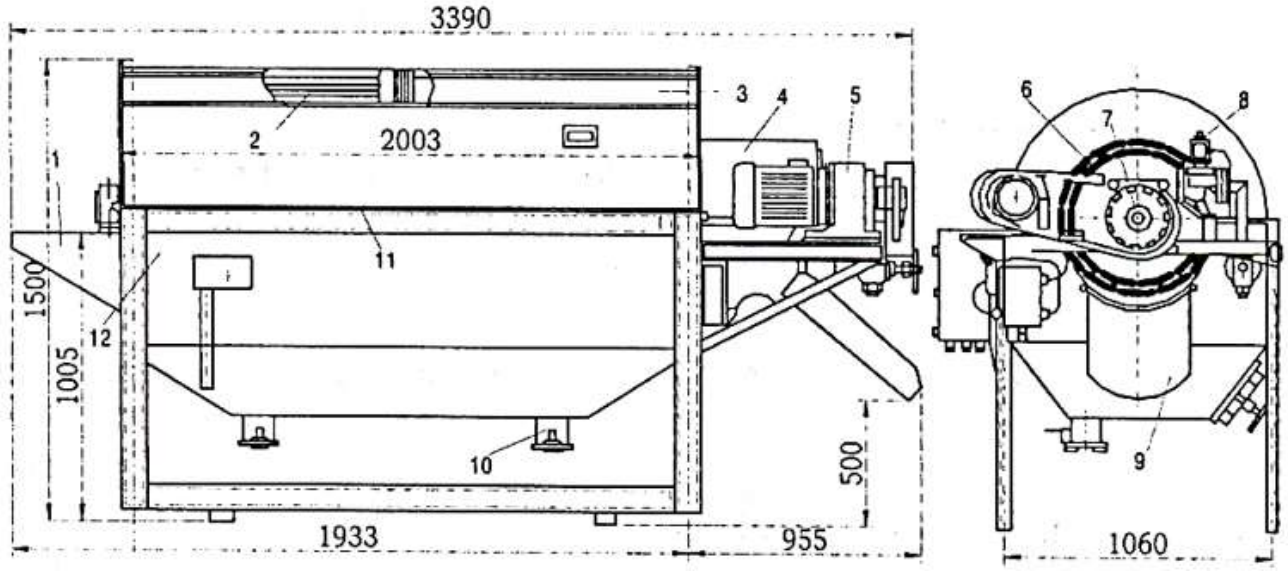
Розрахунок барабанної мийної машини

Миття в барабанних мийних машинах відбувається при обертанні барабана шляхом інтенсивного перемішування сировини і за рахунок ударів падаючої сировини об поверхню води. Ефективність процесу миття визначається відношенням сил, що діють на сировину, яка знаходиться в барабані.

При малих обертах барабана сировина розташовується в його нижній частині. При збільшенні обертів висота підйому сировини збільшується. Із збільшенням кута підйому ефективність процесу миття підвищується завдяки кращому перемішуванню і більшій висоті падіння сировини. Але при значному збільшенні обертів барабана може настати такий момент, коли відцентрована сила перебільшить силу тяжіння і сировина під час всього оберту буде придавлена до стінки барабана, тобто порушиться процес миття.

Барабан може бути циліндричним, конічним, горизонтальним або нахиленим. Безперервно діючі машини виготовляються з нахиленим або горизонтальним барабаном. Сировина в них переміщається або за рахунок нахилу барабана, або за допомогою шнеків і лопатей, приварених всередині барабана.

Барабанна мийна машина (рис. 4.1) призначена для миття плодів і овочів (коренеплодів, груш, яблук та ін.).



1 - прийомний лоток; 2-4 - барабан; 5 - двигун-редуктор; 6 - ланцюгова передача; 7 - вал;8 - запірний магнітний вентиль; 9 - вивантажувальний лоток; 10 - люк; 11 - каркас; 12 - ванна

Рисунок 4.1 - Барабанна мийна машина

Вона складається з каркаса 11 і закріпленої на ньому ванни 12, яка розділена перегородками на дві частини. В кожній частині ванни знаходяться барабани 2 і 3, однакові за діаметром і довжиною. За барабаном 3 розміщений барабан 4.

Всі три барабани закріплені на одному валі 7. Перші два призначені для відмочування і відокремлення забруднень. На поверхні цих барабанів є щілини, через які проходять забруднення і осідають на дні ванни. Забруднення видаляються з машини через люк 10. Третій барабан служить для чистового ополіскування водою,

яка подається через душовий пристрій, а його поверхня перфорована. Машина приводиться в рух від мотора-редуктора 5 через ланцюгову передачу 6.

Вода в душовий пристрій подається через запірний магнітний вентиль 8, зблокований з приводним електродвигуном. Сировина в машину подається через лоток 1 і з нього надходить в барабан 2, а потім лопатями перекидається в барабан 3, а з нього спеціальним ковшем у барабан 4. Вимита сировина вивантажується з машини через лоток.

Основні розрахункові залежності

Найменше число обертів, при якому сировина, що знаходиться в барабані, починає обертатись разом з барабаном не відриваючись від його стінок, називається критичною частотою обертання барабана мийної машини $n_{кр}$, об/хв. Для гладкого барабана:

$$n_{кр} = \frac{42,3}{\sqrt{D_б}}, \quad (4.1)$$

де $D_б$ - діаметр барабана, м.

Робоча частота обертання барабана мийної машини повинна бути меншою за критичну і визначається за формулою:

$$n_р = \varphi_б \cdot n_{кр}, \quad (4.2)$$

де $\varphi_б$ - експериментальний коефіцієнт ($\varphi_б$ =0,20... 0,26).

Продуктивність Q, кг/с, барабанної мийної машини можна визначити за формулою:

$$Q = f \cdot \gamma_n \cdot \varphi' \cdot \rho_c, \quad (4.3)$$

де f - площа поверхні барабана, м^2.

$$f = \pi \cdot D_б \cdot L_б, \quad (4.4)$$

де γ_n - швидкість руху сировини вздовж барабана, м/с.

$$\gamma_n = k' \cdot D_б \cdot tg\beta \cdot n_р/60, \quad (4.5)$$

де β - кут нахилу барабана *(β=2...3°);*

k' - коефіцієнт, що враховує переміщення сировини вздовж і підйом її на висоту (k'=1,5...2,0);

φ' - коефіцієнт наповнення барабана або використання його перерізу (φ'=0,02...0,07);

ρ_c - насипна маса сировини, кг/м^3 , табл. 4.1.

Таблиця 4.1 – Насипна густина плодів і овочів

Сировина	Висота шару сировини h_c, м	Насипна густина ρ_c, кг/м^3
Кабачки	0,14	450-500
Перець	0,08	200-300
Баклажани	0,16	330-430
Помідори	0,06	580-630
Цибуля	0,05	490-520
Яблука	0,07	430-579
Груші	0,06	450-610
Слива	0,03	530-680
Морква	0,05	560-590

Потужність двигуна барабанних мийних машин безперервної дії визначається за

формулою:

$$N = \frac{4 \cdot Q \cdot L_б \cdot g}{1000 \cdot tg\beta}, \quad (4.6)$$

де Q - продуктивність барабана, кг/с;

$L_б$ - довжина барабана, м;

g- прискорення сили тяжіння (g = 9,81 м/с^2)

Контрольне завдання

Розрахувати по даним табл. 4.2 барабанну мийну машину

Таблиця 4.2 – Варіанти завдань

Варіант	Діаметр барабана $D_б$, м	Довжина барабана $L_б$, м	Вид сировини
1	0,98	1,95	Кабачки
2	0,97	2,05	Перець
3	0,95	2,15	Баклажани
4	0,93	2,25	Помідори
5	0,95	2,35	Цибуля
6	0,97	2,45	Морква
7	0,99	2,55	Яблука
8	0,93	2,20	Груші
9	0,95	2,30	Слива
10	0,97	2,40	Кабачки

РОЗДІЛ 3 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЕРЕМІШУВАННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Практичне заняття 5

Розрахунок мішалок

Основним призначенням обладнання для перемішування харчових продуктів є забезпечення рівномірного розподілу твердої фази в рідині, змішування рідини з метою приготування емульсій, а також інтенсифікації процесів розчинення, тепломасообміну та хімічних реакцій.

Більшість процесів харчової технології відбувається в основному в апаратах з механічними перемішувальними пристроями. Найбільш важливе значення в роботі цих машин має тип і конструкція перемішувального органа, робота якого направлена на перетворення впорядкованої механічної енергії в невпорядковану теплову енергію за рахунок сил опору з боку корпусу апарата. В результаті перемішувальний пристрій розсіює в об'ємі апарату енергію, величина якої залежить від конструкції робочого органа, характеристики приводу і конструкції мішалки. Все це визначається потужністю, що затрачується на перемішування, яка залежить від режиму руху рідини в апараті.

Потужність електродвигуна для приводу робочого органа мішалки вираховується за формулою:

$$N_{\text{ед}} = \frac{k_1 \cdot k_2 \cdot N + N_c}{\eta}, \qquad (5.1)$$

де $k_1 = \frac{H_p}{D}$ - коефіцієнт, що враховує заповнення ємності перемішувальною рідиною;

H - висота рідини в ємності, м;

D – внутрішній діаметр ємності, м (рис. 5.1);

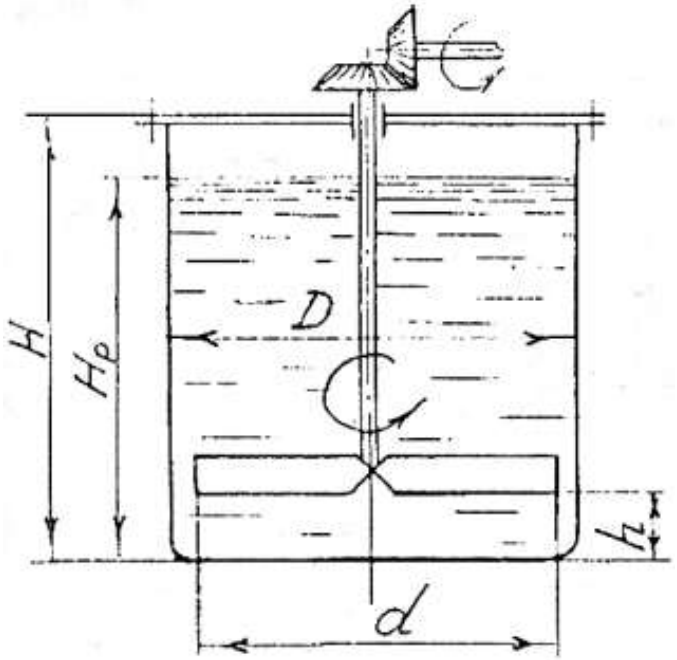


Рисунок 5.1 - Конструктивна схема мішалки

k_2 - коефіцієнт, що враховує збільшення потужності при пуску, або підвищенні опору середовища в процесі перемішування, здебільшого

приймається k_2= 1;

N - потужність, що витрачається на перемішування, Вт;

N_c - потужність, що втрачається в сальниках, Вт;

η =0,85÷0,9 - к.к.д. приводу.

При перемішуванні рідин з динамічною в'язкістю μ > 0,5 Па·с або при зміні опору середовища в процесі перемішування приймаються наступні значення k_2:

- для однолопатевих перемішувальних пристроїв $k_2 \leq 2$;
- для багатолопатевих, якірних, рамних і турбінних мішалок $k_2 \leq 2{,}5$;
- для пропелерних мішалок $k_2 \leq 1{,}3$.

Рівняння, що описує затрату потужності безпосередньо на перемішування компонентів у рідкому середовищі, має вигляд:

$$K_N = C \cdot Re_{\text{в}}^{a} \cdot F_{\text{в}}^{b} \Gamma_1^{\text{c}} \ldots . z_1 z_2, \qquad (5.2)$$

де $K_N = \frac{N}{\mu \cdot n^2 \cdot d^3}$ - критерій потужності;

N - потужність, що затрачується на перемішування, Вт;

μ – динамічна в'язкість перемішувального середовища, Па·с;

n - частота обертання робочого органа, с$^{-1}$;

d - діаметр кола, яке описує робочий орган, м.

$Re_{\text{в}} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$ - відцентровий критерій Рейнольдса;

ρ – густина середовища, кг/м^3;

$Fr_{\text{в}} = \frac{n^2 \cdot d}{g}$ - вщцентровии критерій Фруда - враховується в ємностях без перегородок у швидкісних мішалках при утворенні воронки; прискорення вільного падіння, м/с^2;

$\Gamma_1^{\text{c}} = \frac{D}{d}$ - симплекс геометричної подібності;

D – внутрішній діаметр ємності, м;

z_1 - кількість лопатей в мішалці;

z_2 - кількість перегородок в ємності;

C, a,b,c - коефіцієнти, що визначаються дослідним шляхом.

Розрахунок мішалок

Рівняння для визначення критерію потужності K_n в різних конструкціях мішалок, мають наступний вигляд (табл. 5.1).

Мішалка дволопатева при $Re_{\text{в}} = 10^4 \div 10^7$.

$$K_n = 2{,}21 \cdot Re_{\text{в}}^{0{,}86} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{1{,}1} \left(\frac{h}{d}\right)^{0{,}3} \left(\frac{H_p}{d}\right)^{0{,}6}, \qquad (5.3)$$

де d - діаметр робочого органа, м;

h - висота лопаті, м;

H_p - висота рідини в посудині, м;

D – внутрішній діаметр посудини, м.

Мішалка чотирьохлопатева з кутом нахилу лопатей 45 ° при

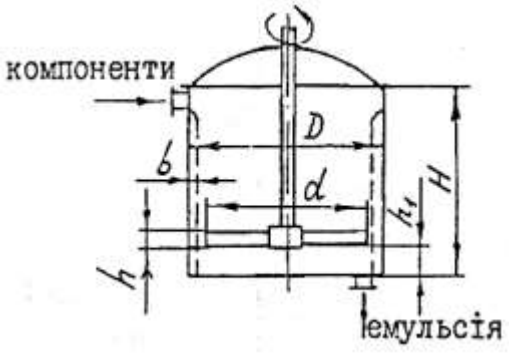
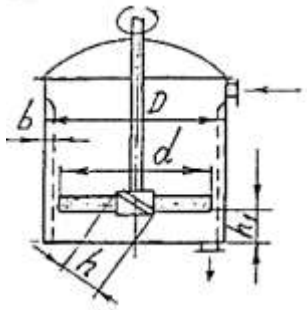
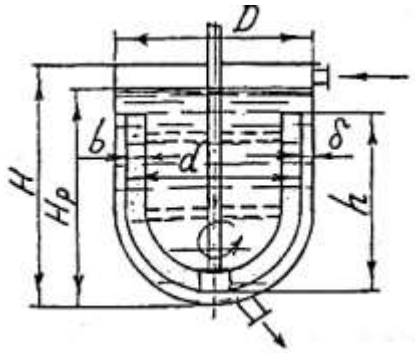
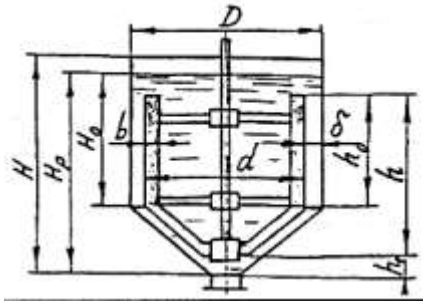
$$Re_{\text{в}} > 4 \cdot 10^4 \cdot Re$$

В посудині без перегородок:

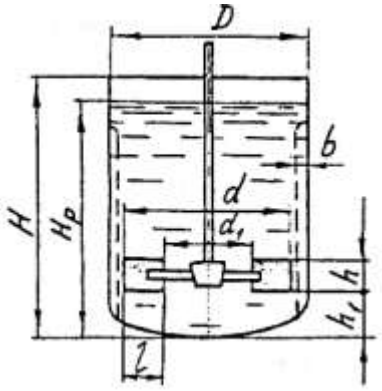
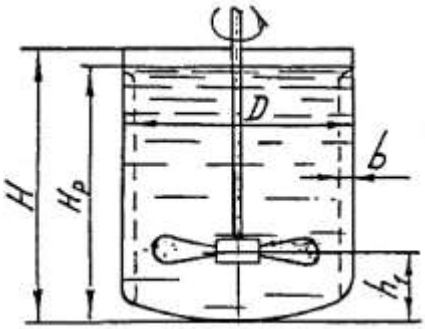
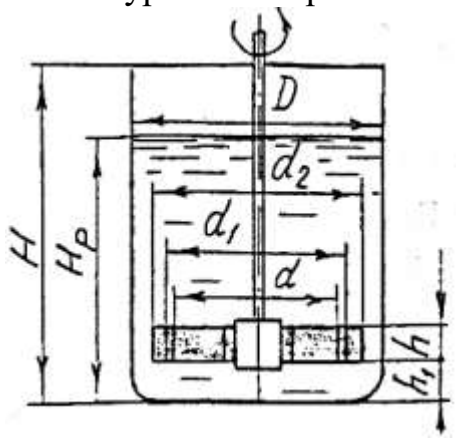
• при русі рідини вниз ємності:

$$K_n = 1{,}09 \cdot Re_{\text{в}}^{0{,}91} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0{,}31}, \qquad (5.4)$$

Таблиця 5.1 - Найбільш розповсюджені типи мішалок, співвідношення їх розмірів і галузь застосування

Тип мішалки	Співвідношення розмірів	Область застосування
1. Дволопатева 	$\frac{d}{D} = 0{,}5 - 0{,}7$ $\frac{h_1}{d} = 0{,}15 - 2{,}0$ $\frac{h}{d} = 0{,}1 - 0{,}3$ $\frac{b}{D} = 0{,}8$	Для перемішування рідин з динамічною в'язкістю до 15 Па·с і розчинення твердих частинок ω = (1.5…3) м/с
2. Чотирьохлопатева 	$\frac{d}{D} = 0{,}5 - 0{,}7$ $\frac{h_1}{d} = 0{,}15 - 2{,}0$ $\frac{h}{d} = 0{,}1 - 0{,}3$ $\frac{b}{D} = 0{,}8$	Для перемішування рідин середньої в'язкісті і розчинення твердих частинок ω = (1.5…3) м/с
3. Якорна 	$\frac{H_p}{H} = 0{,}75 - 0{,}85$ $\frac{h}{H} = 0{,}6$ $\frac{b}{d} = 0{,}07$ $\delta = 25 - 40$	Для перемішування рідин з динамічною в'язкістю до 20 Па·с в апаратах з теплообмінними сорочками ω = (1…3) м/с
 4. Рамна	$\frac{H_p}{H} = 0{,}75 - 0{,}85$ $\frac{h}{H} = 0{,}6$ $\frac{b}{d} = 0{,}07$ $\delta = 25 - 40$	Для перемішування рідин з динамічною в'язкістю до 20 Па·с в апаратах з теплообмінними сорочками ω = (1…3) м/с

Продовження таблиці 5.1

5. Турбінна відкрита 	$\frac{d}{D} = 0{,}3$ $\frac{H_p}{H} = 0{,}75 - 0{,}85$ $\frac{h}{d} = 0{,}2 - 0{,}3$ $\frac{l}{d} = 0{,}25$ $\frac{h_1}{d} = 0{,}5 - 1{,}5$ $\frac{d_1}{d} = 0{,}65$ $\frac{b}{D} = 0{,}08$	Для перемішування суспензій, розчинення і диспергування рідин і газів. Динамічна в'язкість середовища до 25 Па·с ω = (3…8) м/с
6. Пропелерна трьохлопатева 	$\frac{D}{d} = 2{,}4$ $\frac{H_p}{d} = 2 - 4$ $\frac{b}{D} = 0{,}08$ $\frac{h_1}{d} = 0{,}7 - 1{,}6$ $\frac{t}{d} = 1 - 2$ t – крок гвинта	Для перемішування рідин з динамічною в'язкістю до 4 Па·с, розчинення твердих частинок ω = (5…17) м/с
7. Турбінна закрита 	$\frac{D}{d} = 2{,}4$ $\frac{H_p}{d} = 1{,}75$ $\frac{h_1}{d} = 0{,}85$ $\frac{h}{d} = 0{,}25$ $\frac{d_1}{d} = 1{,}1;\ \frac{d_2}{d} = 1{,}6$	Для перемішування суспензій, розчинення і диспергування рідин і газів. Динамічна в'язкість середовища до 25 Па·с ω = (3…8) м/с

В ємності з перегородками:

- при русі вниз

$$K_n = 0{,}541 \cdot Re_{\text{в}} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0{,}55}. \quad (5.6)$$

- при русі рідини догори

$$K_n = 0{,}79 \cdot Re_{\text{в}} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0{,}5}. \quad (5.7)$$

Мішалка чотирьохлопатева з вертикальними лопатями при Re>$4 \cdot 10^4$:

- в посудині без перегородок K_n= 11,1 $Re_в^{0,77}$
- в посудині з перегородками K_n = 5,55 $Re_в^{0,9}$;

Мішалка якірна і рамна *при* $Re_в = 10^2 \div 3 \cdot 10^5$:

$$K_n = C \cdot Re_в^{0,77} \cdot \left(\frac{h}{d}\right), \quad (5.8)$$

де С = 7,9 - для мішалки без горизонтальних лопатей;

С= 10,3 – з однією горизонтальною лопаттю;

С = 12,0 – з двома лопатями.

Мішалка пропелерна трьохлопатева

В посудині без перегородок при $Re_в = 10^2 \div 10^4$

$$K_n = 0{,}56 \cdot Re_в^{0,81} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,98}; \quad (5.9)$$

при Re>4·10⁴ - $K_n = 0{,}146 \cdot Re_в^{0,96} \cdot Fr_в^b \left(\frac{t}{d}\right)^{1,22} \left(\frac{D}{d}\right)^{0,91}$. (5.10)

де t – крок гвинта, м;

$$b = \frac{x - lgRe_в}{18}. \quad (5.11)$$

Значення х в залежності від відношення D/d:

D/d	2	2,5	3	3,5	4
x	2,8	2,5	2,1	1,5	0,7

В посудині з перегородками при Re>4·10⁴:

$$K_n = 0{,}253 \cdot Re_в \cdot \left(\frac{t}{d}\right)^{1,7} \cdot \left(\frac{b}{d}\right)^{0,3} \cdot z_2^{0,43}, \quad (5.12)$$

де z_2 - кількість перегородок;

b - ширина перегородок, м.

Мішалка турбінна без направляючого пристрою при Re>4·10⁴.

В посудині без перегородок, мішалка з плоскими лопатями:

$$K_n = 3{,}58 \cdot Re_в^{0,96} \cdot Fr_в^b \cdot \left(\frac{b}{d}\right)^{1,5} \cdot z_1^{0,8}, \quad (5.13)$$

де $b = \frac{1 - lgRe_в}{40}$;

z_1 - кількість лопатей.

В посудині з перегородками:

$$K_n = C \cdot Re_в \cdot \left(\frac{l}{d}\right)^{1,5} \cdot \left(\frac{b}{d}\right)^{0,3} \cdot z_1^{0,8} z_2^{0,43}, \quad (5.14)$$

де l - довжина лопаті, м;

С = 9,4 - лопаті мішалки плоскі;

С = 7,27 - лопаті зігнуті.

Мішалка турбінна закрита з шістю зігнутими лопатями і направляючим пристроєм з 20 лопатками при Re>4·10⁴:

$$K_n = 1{,}95 \cdot Re_в. \quad (5.15)$$

Потужність, що втрачається на тертя в сальнику, визначається за формулою:

$$N_c = 9{,}84(p + 0{,}98 \cdot 10^5) f_m l_c \cdot n \cdot d_в^2 \text{ ,Вт} \quad (5.16)$$

де p - надмірний тиск в апараті, Па;

f_m- коефіцієнт тертя набивки сальника;

l_c - довжина набивки сальника, м;

$d_в$ - діаметр вала мішалки, м;

n - частота обертання робочого органа, об/с.

Розрахунок розмірів перерізу лопатей виконується з врахуванням згинаючих і крутних моментів, що виникають від сил опору середовища і діють на окремі елементи лопаті.

Сила опору середовища, що діє на окремий елемент лопаті визначається за формулою:

$$P_i = \frac{N \cdot B_i}{A \cdot z_i \cdot \omega} sin\alpha, \tag{5.17}$$

де N - потужність, Вт, що витрачається на перемішування, розраховується з рівняння;

ω — кутова швидкість обертання робочого органа, 1/с;

α - кут нахилу лопаті до горизонталі, град.;

z_i- кількість лопатей;

$$B_i = \frac{h_i}{3}(R_i^3 - r_i^3) \tag{5.18}$$

для прямокутного елемента лопаті рамної, турбінної і якірної мішалок;

$$B_i = \frac{\pi}{16}\left(R_б^3 \cdot R_м - r_б^3 \cdot r_м\right) \tag{5.19}$$

для еліпсного елемента якірної мішалки;

$$A = \frac{h_1}{4}(R_1^4 - r_1^4) + \frac{h_2}{4}(R_2^4 - r_2^4) + \cdots \frac{h_i}{4}(R_i^4 - r_i^4) + \frac{2}{5}(R_б^4 \cdot R_м - r_б^4 \cdot r_м) \tag{5.20}$$

для якірної мішалки, що має прямокутні елементи і один еліпсний. При розрахунку мішалок з прямокутними елементами робочих органів (лопатеві, рамні, турбінні), член рівняння $\frac{2}{5}(R_б^4 \cdot R_м - r_б^4 \cdot r_м)$ в коефіцієнті А не враховується. При спрощених розрахунках еліпсний елемент може бути замінений прямокутним рівнозначної площі.

Елементи мішалки розглядаються тільки для однієї половини лопаті, що в рівнянні для визначення P_i. враховано коефіцієнтом z_i При визначенні коефіцієнтів В і А приймається:

h_i - висота елемента лопаті, м;

R_i,r_i - зовнішній і внутрішній радіуси елемента, м;

$R_б$,$r_б$ - зовнішній і внутрішній радіуси еліпсного елемента лопаті у напрямку більшої півосі еліпса, м.

Відстань від осі обертання робочого органа до точки прикладання сили опору P_i: для прямокутного елемента лопаті мішалки:

$$x_i = \frac{3}{4}\frac{R_i^4 - r_i^4}{R_i^3 - r_i^3} \tag{5.21}$$

для еліпсного елемента лопаті якірної мішалки:

$$x_i = \frac{32}{15 \cdot \pi}\frac{R_б^4 \cdot R_м - r_б^4 \cdot r_м}{R_б^3 \cdot R_м - r_б^3 \cdot r_м} \tag{5.22}$$

Відстань від більшої півосі еліпса до точки прикладання сили P_i.:

$$y_i = \frac{16}{15 \cdot \pi}\frac{R_б^3 \cdot R_м^2 - r_б^3 \cdot r_м^2}{R_б^3 \cdot R_м - r_б^3 \cdot r_м}. \tag{5.23}$$

Приклади розрахунку

Розрахувати потужність пропелерної мішалки при n =900 об/хв., що витрачається на перемішування рідини густиною ρ =900 кг/м^3 і в'язкістю μ =0,005 Па·с. Діаметр ємності без перегородок D = 1200 мм, діаметр пропелера d = 300 мм, крок гвинта t =

600 мм.

Розв'язання. Значення критерію Рейнольдса при n=900/60=15 об/с

$$Re_{\text{в}} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} = \frac{15 \cdot 0{,}3^2 \cdot 900}{0{,}005} = 243000$$

Критерій потужності:

$$K_n = 0{,}146 \cdot Re_{\text{в}}^{0{,}96} \cdot Fr_{\text{в}}^{b} \left(\frac{t}{d}\right)^{1{,}22} \left(\frac{D}{d}\right)^{0{,}91},$$

де $Fr_{\text{в}} = \frac{n^2 \cdot d}{g} = \frac{15^2 \cdot 0{,}3}{9{,}81} = 6{,}88;$

$$b = \frac{x - lgRe_{\text{в}}}{18} = \frac{0{,}7 - lg243000}{18} = \frac{0{,}7 - 5.385}{18} = -0{,}26$$

Тоді

$$K_n = 0{,}146 \cdot 243000^{0{,}96} \cdot 6{,}88^{-0{,}26} \cdot \left(\frac{0{,}6}{0{,}3}\right)^{1{,}22} \left(\frac{1{,}2}{0{,}3}\right)^{0{,}91} = 107620$$

Потужність на перемішування:

$N = K_N \cdot \mu \cdot n^2 \cdot d^3 = 107620 \cdot 0{,}005 \cdot 15^2 \cdot 0{,}3^3 = 3269$ Вт=3,27 кВт.

Контрольне завдання

Розрахувати потужність на перемішування згідно даних табл.5.2.

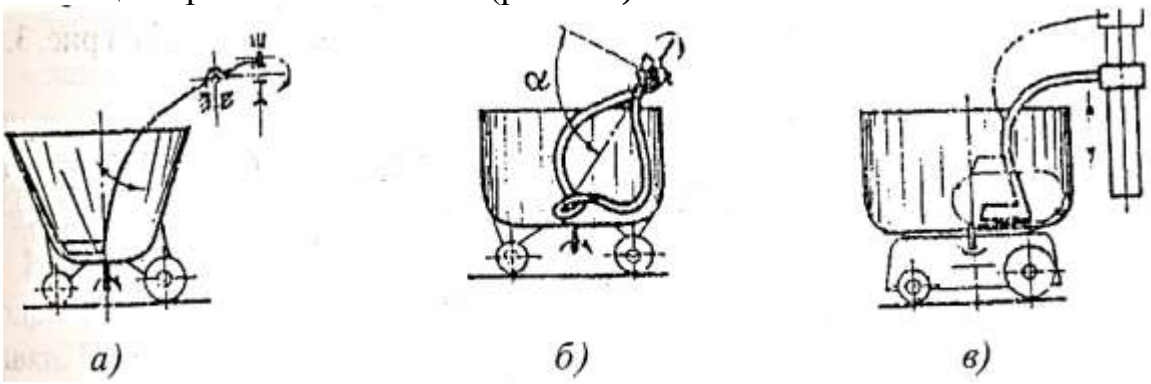
Таблиця 5.2 - Варанти завдань для розрахунку мішалок

Варі-анти	Тип мешал-ки з табл.	D, мм	H, мм	$H_р$, мм	ω, м/с	ρ, кг/м^3	μ, Н·с/м^2	$d_в$, мм	$P \cdot 10^{-5}$ Н/м^2	Умови з табл.
1	Дволопа-тева	600	900	700	3,1	970	0,025	30	8	*d/D*=0,6 *h/d*=0,25
2	- ” -	700	1100	900	2,8	1150	0,018	40	3	*d/D*=0,7 *h/d*=0,2
3	Чотирьох-лопатева	1000	1400	1200	2,8	890	0,048	45	3	*d/D*=0,35; α=45°С, з перегородками, рух догори
4	- ” -	1200	1400	1200	2,5	800	0,038	45	5	*d/D*=0,3; α=45°С, без перегородjr, рух догори
5	Якірна	1000	1500	1200	1,4	870	4,0	40	16	*h/d*=1,1 δ=25 мм; дві горизонтальні лопаті
6	- ” -	1200	1100	900	1,3	950	3,0	40	9	*h/d*=0,67 δ=40 мм; без горизонтальних лопатей
7	Турбінна відкрита	900	1300	1000	5,0	900	0,045	30	7	Зігнуті лопаті; з перегородками z_1= 6; z_2=6
8	- ” -	1000	1400	1100	6,5	950	0,047	30	5	- ” -
9	Пропелер-на	1000	1300	1000	7,5	950	1,7	30	2	*D/d*=3; без перегородок
10	- ” -	1200	1500	1200	8,0	970	1,5	30	3	- ” -

Практичне заняття 6

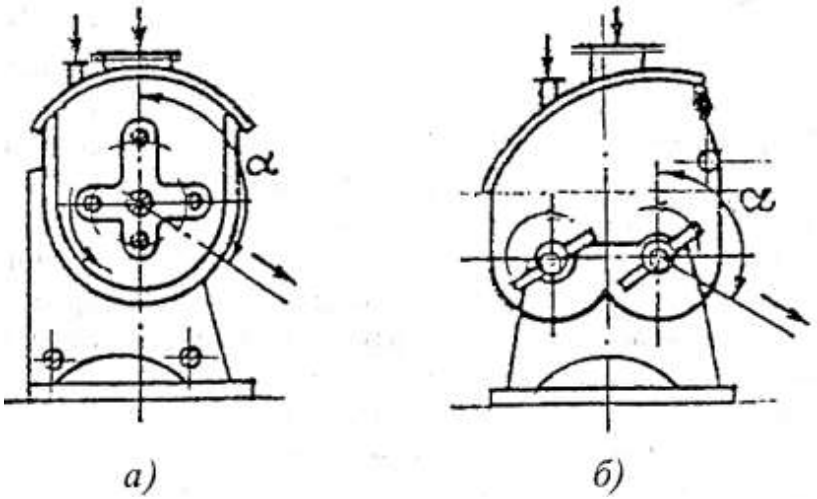
Розрахунок тістомісильних машин

Тістомісильні машини застосовуються для приготування тіста і, в залежності від борошна, рецептурного складу і особливостей асортименту, по-різному впливають на нього. За характером дії ці машини діляться на машини періодичної і безперервної дії. Машини періодичної дії виготовляються з підкатними місильними діжами (рис. 6.1) або стаціонарними ємностями (рис. 6.2)



а) з похилою віссю місильної лопаті; б) з похилою віссю місильної спіралеподібної лопаті; в) з місильною лопаттю, що робить криволінійний просторовий рух

Рисунок 6.1 - Тістомісильні машини періодичної дії з підкатними діжами



а) з місильними валами, що розміщені на різних відстанях від приводного вала; б) зі спареними Z-подібними лопатями

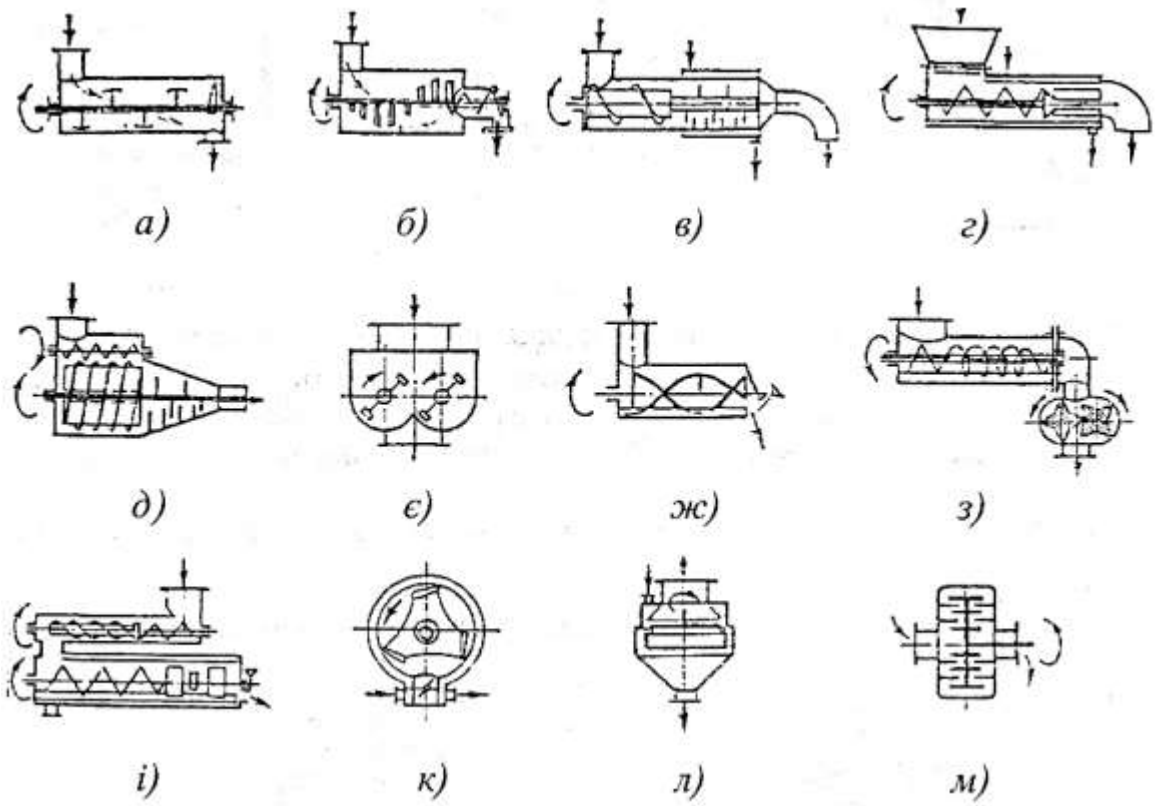
Рисунок 6.2 - Тістомісильні машини періодичної дії зі стаціонарними ємностями

По інтенсивності дії робочого органа на тісто тістомісильні машини діляться на три групи:

- тихохідні, в яких робочий процес не супроводжується нагріванням тіста;
- швидкісні, в яких тісто при замішуванні нагрівається на 5÷7 °С;
- надшвидкісні, де тісто нагрівається на 10÷20 °С і необхідне спеціальне охолодження місильної ємності.

По характеру руху місильного органа тістомісильні машини бувають: з круговим; обертовим; планетарним і складним плоским і просторовим рухом місильного органа.

Тістомісильні машини безперервної дії мають стаціонарну місильну ємність з рухомими місильними органами. За конструктивними особливостями вони діляться на декілька модифікацій, які показані на рис. 6.3.



а - одновальна з Т-подібними місильними лопатями; *б* - одновальна з трапецієподібними плоскими лопатями і гвинтовим шнеком; *в* - одновальна зі змішувальним шнеком і радіальними циліндричними лопатками; *г* - одновальна зі шнеком і дисковою діафрагмою з пластифікатором; *д* - одновальна з шнековим барабаном і прямокутними місильними лопатками; *є* - двовальна з Т-подібними місильними лопатями; *ж* - двовальна зі стрічковими робочими органами; *з* – двокамерна двовальна з гвинтоподібними лопатями; *і* - двокамерна двовальна з шнеками і місильними кулаками; *к* - тістомісильна машина з трьохлопатевим ротором; *л* - машина з вертикальним циліндричним ротором; *м* - машина з дисковим ротором і кільцевими виступами

Рисунок 6.3 - Конструктивні схеми тістомісильних машин безперервної дії

Режим замішування тіста залежить від властивостей борошна, рецептури, технологічних особливостей асортименту і конструкції тістомісильної машини, при цьому одночасно відбувається насичення тіста повітрям. При замішуванні тіста білки борошна інтенсивно поглинають вологу, і їхні нерозчинні у воді компоненти — глютенін і гліадин — утворюють клейковину, в якій виникають поперечні зв’язки між суміжними ланцюгами білків. Ці зв’язки зміцнюють структуру тіста і зменшують його липкість.

У техніці розрізняють три стадії замішування тіста:

I. - змішування сухих і рідких компонентів тіста;

II. - замішування тіста, що супроводжується дифузією вологи борошняних частинок і набуханням білків. При цьому частина компонентів борошна переходить у розчин, а білкові речовини — глютенін і гліадин — зв’язують частину вологи. Набухаючи, білки утворюють гель.

III. На швидкість замішування впливають: властивості борошна, ступінь

подрібнення крохмальних зерен, температура середовища і рецептурні добавки. При поглинанні вологи білки збільшуються в об'ємі і утворюють клейковинний скелет. Для замішування тіста витрачається велика кількість енергії на привід тістомісильної машини завдяки зростанню зусиль зсуву тіста і протіканню невеликих швидкостей перемішування.

III. - пластифікація, що супроводжується структурними змінами крохмальних зерен і утворенням клейковинної решітки, яка змащує крохмальні зерна, при цьому вони частково подрібнюються і обгортаються білковими плівками. Спіралеподібні молекули поліпептидів розпадаються і розпушують структуру білків, у результаті чого виникають клейковинні плівки. Ці сполуки утворюються у поліпептидів за рахунок водневих і гідрофобних зв'язків.

Пластифікація вимагає посиленої механічної дії тому, що відбувається руйнування молекул клейковини, а також вирівнювання структури тіста і її подрібнення.

Основні розрахункові залежності

Продуктивність тістомісильних машин періодичної дії визначається за формулою:

$$G = \frac{V \cdot \rho \cdot \varphi}{\tau_з + \tau_д}, \text{ кг/с}, \quad (6.1)$$

де V - об'єм місильної ємності, м^3;

ρ =1100 кг/м^3 - густина тіста;

φ = 0,45÷0,65 - коефіцієнт використання об'єму ємності;

$\tau_з$ - тривалість замішування тіста, с ($\tau_з$=3÷20 хв.);

$\tau_д$ = 120÷450 с - тривалість допоміжних операцій.

Продуктивність тістомісильних машин безперервної дії визначається за формулою:

$$G = \frac{\pi \cdot (D^2 - d^2)}{240} z \cdot t \cdot n \cdot k_1 \cdot k_2 \cdot k_3, \text{ кг/с} \quad (6.2)$$

де D = 0,25÷0,3 м - зовнішній діаметр лопатей;

d = 0,04 ÷ 0,05 м - діаметр вала;

z - кількість валів у машині;

t= (1,1÷1,2) ·D - крок лопатей, м;

n - частота обертання вала, об/хв;

ρ = 1100 кг/м^3 - густина тіста;

k_1 =*0,2÷0,5* - коефіцієнт подачі, що залежить від форми лопатей і розміщення їх на валу;

k_2 =0,15÷0,2 - відношення сумарної площі лопатей до гвинтової поверхні того ж діаметру і кроку;

k_3- коефіцієнт, що враховує площу перерізу, яка утворюється перетинами траєкторій руху лопатей (для одновальної машини k_3 = 1, а для двовальної k_3=0,55÷0,7).

Об'єм місильної ємності для машин безперервної дії визначається за формулою:

$$V = \frac{G \cdot \tau_з}{\rho \cdot \varphi'}, \text{м}^3, \quad (6.3)$$

де φ'=0,6÷0,7 - коефіцієнт заповнення місильної ємності.

Потужність електродвигуна для приводу тістомісильної машини періодичної дії визначається за формулою:

$$N_{\text{ед}} = \frac{N_1+N_2}{\eta} \text{ кВт,} \quad (6.4)$$

де N_1 - потужність, що затрачається на обертання місильного органа, кВт;

N_2 - потужність, що затрачається на обертання діжі, кВт;

η - ККД приводу.

$$N_1 = 4 \cdot 10^{-4} \cdot V \cdot R \cdot \omega \cdot g \cdot \rho \cdot \varphi \text{ , кВт,} \quad (6.5)$$

де R - радіус обертання центра лопаті, м;

ω - кутова швидкість місильного органа, рад/с;

g =9,81 м/с^2 - прискорення сили тяжіння.

$$N_2 = 10^{-3} \cdot (q_1 + q_2) \cdot g \cdot f \cdot r \cdot \omega_1 \text{ , кВт,} \quad (6.6)$$

де q_1- маса діжі, кг;

q_2 - маса тіста в діжі, кг;

f = 0,2÷0,3 - коефіцієнт тертя вала діжі в опорах;

r - радіус цапфи, м;

ω_1 - кутова швидкість діжі, рад/с.

Потужність, що затрачається для обертання місильного органу в тістомісильних машинах безперервної дії, визначається за рівнянням:

$$N = \frac{(P_1 \cdot \omega' + P_2 \cdot \omega'')}{1000 \cdot \eta} m \text{ , кВт,} \quad (6.7)$$

де P_1 і P_2 - відповідно осьова і радіальна складові рівнодіючих сил опору, що діють на лопать, Н;

ω' і ω'' - відповідно осьова і колова швидкість руху точки прикладання рівнодіючої сил опору, що діють на лопать, м/с;

m - кількість лопатей;

η =0,85÷0,9 - ККД привода.

$$P_1 = F\left[R \cdot \rho \cdot tg^2\left(45 + \frac{\gamma}{2}\right) + 2 \cdot c \cdot tg\left(45 + \frac{\gamma}{2}\right)\right] \cdot (cos\alpha - f_1 \cdot sin\alpha), H, \quad (6.8)$$

де F= $(b \cdot h)$ - площа лопаті, що занурена в тісто, м^2;

c = 500 Па - питомий опір тіста з матеріалом лопаті;

γ = 40° - кут внутрішнього тертя тіста;

f_1 =1 - коефіцієнт тертя тіста об лопаті;

b і h- відповідно ширина і висота лопаті, м;

α - кут нахилу лопаті до осі обертання, град.

$$P_2 = F\left[R \cdot \rho \cdot tg^2\left(45 + \frac{\gamma}{2}\right) + 2 \cdot c \cdot tg\left(45 + \frac{\gamma}{2}\right)\right] \cdot (cos\alpha - f_1 \cdot sin\alpha), \text{ Н} \quad (6.9)$$

$$\omega' = \omega'' \cdot cos\alpha \cdot sin\alpha \text{ м/с;}$$

$$\omega'' = \omega \cdot R \text{ м/с.}$$

Площа поперечного перерізу місильної ємності визначається за формулою:

$$F_c = \frac{\pi \cdot B}{2 + \frac{H-B}{2}} \text{ м}^2 \quad (6.10)$$

Довжина місильної ємності:

$$L = \frac{V}{F_c} \text{ м,} \quad (6.11)$$

де B - ширина ємності, м;

H - висота ємності, м.

Контрольне завдання

Розрахувати тістомісильну машину періодічної дії по даним табл.6.1.

Таблиця 6.1 - Варіанти завдань для розрахунку тістомісильних машин періодічної дії

Варіанти	$\tau_з$, хв	$\tau_д$, хв	V, м^3	q_1, кг	q_2, кг	r, м	R, м	n, об/хв	ω, с$^{-1}$	Марка тістомісильної машини
1	10	2,0	0,7	80	300	0,10	0,4	40	4,8	«Стандарт»
2	11	2,2	0,75	85	360	0,11	0,45	45	-	Р3-ХТ1-3
3	12	2,5	0,72	82	310	0,12	0,42	42	4,9	«Стандарт»
4	13	2,3	0,8	87	350	0,11	0,43	50	-	Р3-ХТ1-3
5	14	2,4	0,77	90	375	0,13	0,45	47	-	ТМ-63М
6	16	2,5	0,75	84	330	0,10	0,41	43	5,0	Т1-ХТ2А
7	18	2,0	0,76	86	365	0,12	0,40	46	5,5	«Момент – 100»
8	12	2,7	0,72	85	350	0,13	0,44	44	-	ДК-65
9	16	2,2	0,78	90	380	0,11	0,42	48	5,3	ТМ-63М
10	14	2,3	0,79	88	390	0,14	0,41	49	-	ТМ-63М

Розрахувати тістомісильну машину безперервної дії по даним табл.6.2.

Таблиця 6.2 - Варіанти завдань для розрахунку тістомісильних машин безперервної дії

Варіанти	$\tau_з$, хв	z, шт.	n, об/хв	m, шт.	b, м	h, м	R, м	B, м	H, м	Марка тістомісильної машини
1	10	1	55	14	0,10	0,20	0,25	1,0	0,65	Х12Д
2	11	1	45	16	0,12	0,22	0,27	0,9	0,6	Х-26А
3	12	1	48	14	0,14	0,25	0,30	1,2	0,6	Х-26А
4	13	2	44	16	0,10	0,20	0,26	1,1	0,5	Х-26А
5	14	1	46	14	0,12	0,24	0,32	1,2	0,45	ХТК-1000
6	15	2	45	14	0,12	0,25	0,33	1,4	0,55	Х-26А
7	16	2	46	16	0,14	0,26	0,34	1,0	0,75	Р3-ХТО
8	17	1	44	14	0,12	0,24	0,32	1,1	0,65	Р3-ХТО
9	18	2	46	14	0,14	0,22	0,35	1,0	0,8	Р3-ХТО
10	19	1	48	16	0,12	0,23	0,38	1,0	0,82	Х-26А

***Практичне заняття* 7**

Розрахунок гомогенізатора

Мета роботи : вивчення теоретичних основ процесу гомогенізації, знайомство з класифікацією гомогенізаторів, вивчення пристрою і принципу дії плунжерного гомогенізатора і придбання практичних навичок за розрахунком плунжерних гомогенізаторів.

Теоретична частина

Гомогенізацією називається процес подрібнення рідких і пюреподібних харчових продуктів за рахунок пропускання під великим тиском з високою швидкістю через вузькі кільцеві щілини. В результаті дії на продукт різних гідродинамічних чинників відбувається дроблення твердих часток продуктів і їх інтенсивна механічна обробка.

Гомогенізація не лише змінює дисперсність білкових компонентів продукту, але і впливає на фізико-хімічні властивості продукту (щільність, в'язкість та ін.).

Гомогенізатори підрозділяються на клапанні, дискові або відцентрові і ультразвукові. Основним чинником, що визначає конструкцію гомогенізаторів, є кількість плунжерів. За цією ознакою гомогенізатори, що випускаються, можна підрозділити на одно-, трьох- і п’ятиплунжерні.

Найбільше поширення отримали клапанні гомогенізатори, основними вузлами яких є насос високого тиску і гомогенізуюча голівка.

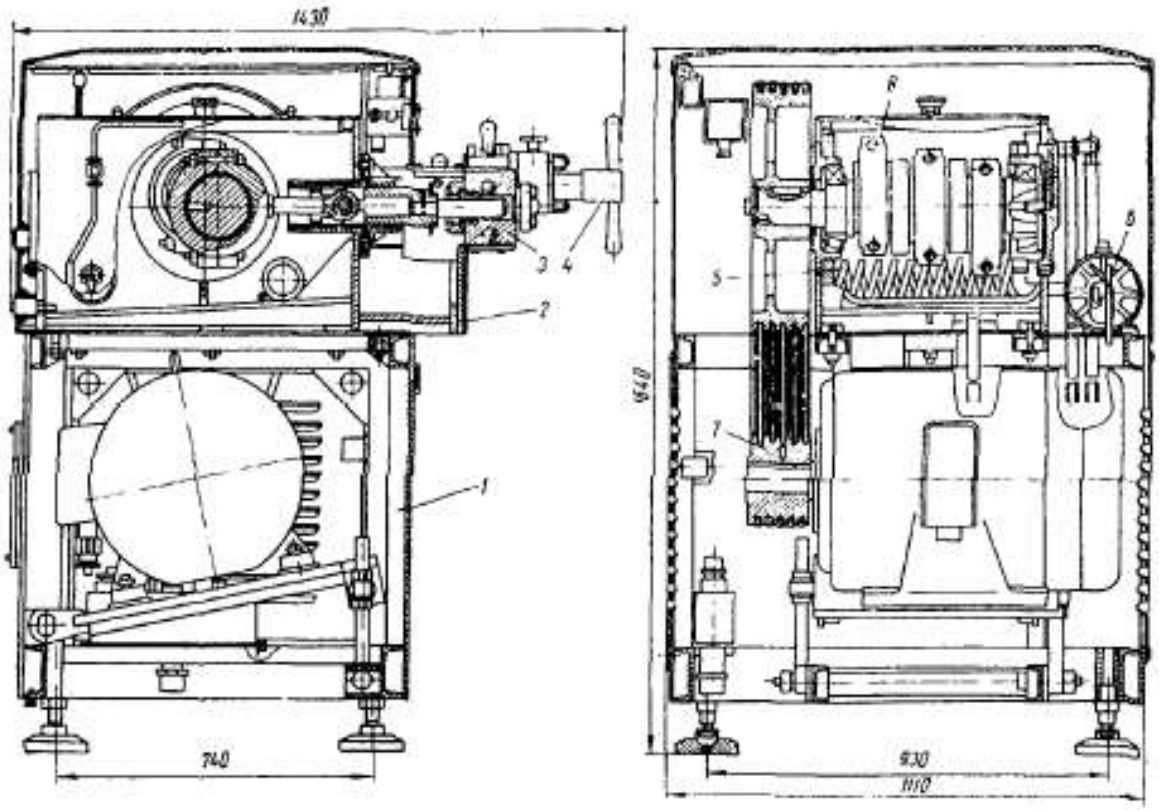
Гомогенізатор (рис. 7.1) включає станину, корпус, привід, кривошипно-шатуновий механізм, плунжерний блок, двохступінчасту гомогенізуючу голівку, манометричний пристрій, запопіжний клапан системи мащення і охолодження.

Усередині станини встановлений електродвигун на плиті, яка міняє своє положення за рахунок повороту відносно осі, закріпленої з одного боку плити. Станина має чотири регульовані ніжки з підкладками. Згори на ній укріплений корпус, в якому поміщаються кривошипно-шатуновий механізм, система охолодження, фільтр системи мащення.

Корпус виконаний у вигляді резервуару з похилим дном для стікання оливи. Рівень оливи в нім повинен знаходитися на такій висоті, щоб кривошипно-шатуновий механізм своєю великою голівкою міг діставати його при обертанні колінчастого валу і розбризкувати у напрямі ползунової групи.

Кривошипно-шатуновий механізм перетворить обертальний рух, переданий клиновою стрічковою передачею від електродвигуна, в зворотно-поступальний рух плунжерів. На колінчастому валу кривошипно-шатунового механізму встановлені ведений шків і шатуни. Вал обертається в конічних упорних підшипниках, зовнішні кільця яких підтискаються кришками.

Система охолодження складається з патрубків для підведення і відведення води, трубчастого змійовика, укладеного по дну корпусу, і трубки з отворами, встановленої над плунжерами. Воду підводять через вхідні патрубки і подають до плунжерів. Частина води проходить в змійовику, охолоджує оливу і потім відводиться з гомогенізатора.



1 – станина; 2 – корпус; 3 – плунжерний блок; 4 – гомогенізуюча голівка; 5 – система охолодження; 6 – система мащення; 7 – привід; 8 – кривошипно-шатуновий механізм

Рисунок 7.1 – Гомогенізатор

Продуктивність гомогенізатора регулюється частотою обертання електродвигуна і колінчастого валу та зміною ексцентриситету кривошипа.

Основними робочими органами гомогенізуючої голівки є сідло і клапан, від конструкції яких залежить міра дисперсності часток при гомогенізації. Клапанна щілина може бути гладкою і хвилеподібною з постійним або змінним перерізом. Для подолання опору при проходженні через вузьку щілину продукт подається під великим тиском (до 20 МПа). Сила, що прикладається при подачі продукту, піднімає клапан, і між ним і сідлом утворюється вузький канал, через який протікає рідина. Клапан залишається над сідлом в плаваючому стані, і внаслідок зміни гідродинамічних умов, висота каналу постійно міняється.

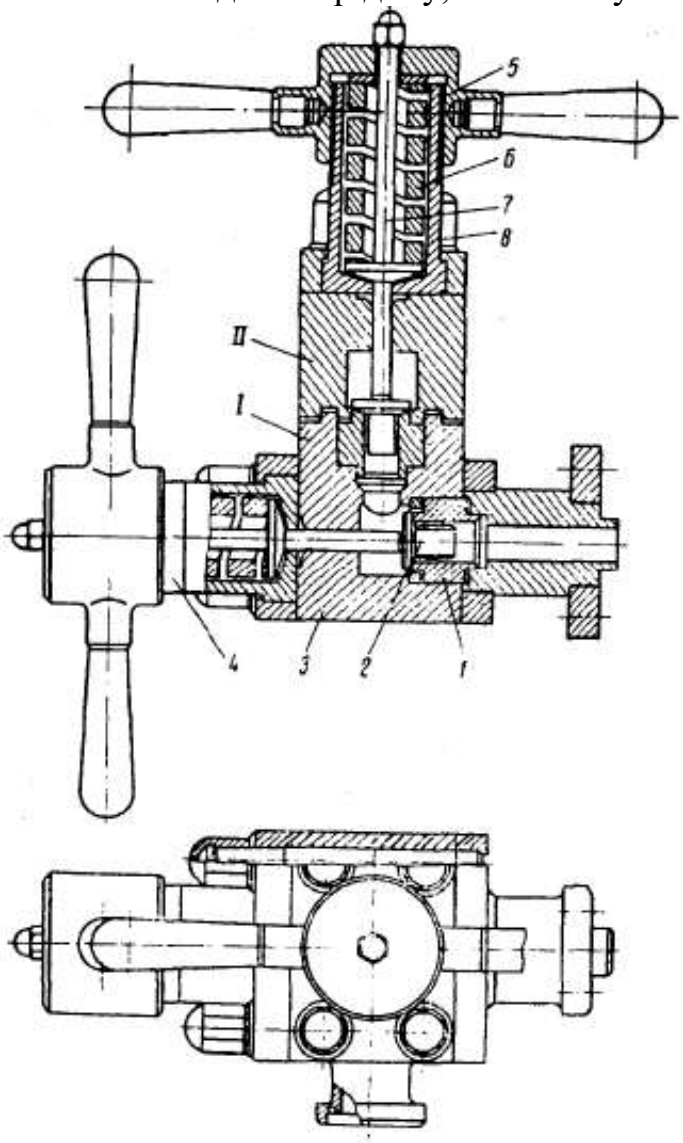
Сила, з якою клапан притискається до сідла, створюється найчастіше пружиною, в деяких конструкціях – оливою під тиском, і може регулюватися. Вона визначається тиском, з яким здійснюється подача продукту.

Рівень подрібнення залежить від тиску, конструкції гомогенізуючої голівки, рівномірності подачі, стану і попередньої обробки продукту.

За типом гомогенізуючої голівки гомогенізатори можна підрозділити на одно-, двох- і багатоступінчасті. Гомогенізуюча голівка є вузлом гомогенізатора, де безпосередньо відбувається диспергування оброблюваного середовища.

Двоступінчата голівка (рис. 7.2) складається з корпусу 3 і клапанного пристрою, основними частинами якого є сідло клапана 1 і клапан 2. Клапан пов'язаний з штоком, на виступ якого давить пружина 6. Сила стискування пружини регулюється шляхом

переміщення накидної гайки 5 з штурвалом, яка разом з пружиною, штоком 7 і втулкою 8 утворюють пристрій 4, що натискає. Рідина, що нагнітається насосом під тарілку клапана, давить на тарілку і відтискає клапан від сідла, долаючи опір пружини. У щілину, що утворюється між клапаном і сідлом, заввишки від 0,05 мм до 2,50 мм проходить з великою швидкістю рідину, гомогенізуючись при цьому.



I – перший ступінь; II – другий ступінь; 1 – сідло клапана; 2 – клапан; 3 – корпус; 4 – натискний пристрій; 5 – накидна гайка; 6 – пружина; 7 – шток; 8 – стакан.

Рисунок 7.2 – Гомогенізуюча голівка

Розрахункова частина

Продуктивність плунжерного гомогенізатора G, м^3/с

$$G = 0{,}25 \cdot D^2 \cdot S \cdot \omega \cdot z \cdot \eta_н \,, \qquad (7.1)$$

де D – діаметр плунжера, м;

S – хід плунжера, м;

ω – кутова швидкість обертання колінчастого валу, рад/с;

z – число плунжерів, шт.;

$\eta_н$ – ККД насоса ($\eta_н$ = 0,80÷0.90).

Потужність електродвигуна гомогенізатора N, кВт

$$\boldsymbol{N = \frac{G \cdot P}{3600 \cdot \eta}}\ , \tag{7.2}$$

де P – тиск гомогенізації, Па;

η – ККД гомогенізатора (η = 0,75÷0,85).

Товщина тарілки клапана $h_{кл}$, м

$$h_{\text{кл}} = 0{,}43 \cdot d_{\text{кл}} \cdot \sqrt{\frac{P}{[\sigma]}}\ , \tag{7.3}$$

де d – діаметр клапана, м

P – тиск гомогенізації, Па;

$[\sigma]$ – напруження, що дозволяється для матеріалу клапану ($24 \cdot 10^7$ Па).

$$d_{\text{кл}} = \sqrt{1{,}27 \cdot \left(\Delta F + \frac{G}{6 \cdot v_{\text{д}} \cdot z}\right)} \tag{7.4}$$

де ΔF – площа перерізу хвостовика, м^2;

$v_д$ – швидкість рідині в сідлі, що допускається, м/с (для всмоктуючого клапана – 2 м/с, а для нагнітального – 5÷8 м/с).

$$\Delta F = \pi \cdot r_k^2\ , \tag{7.5}$$

де r_k – радіус хвостовика, $r_k = (4 \div 5) \cdot 10^{-3}$, м.

Пружину нагнітального клапана розраховують, виходячи з необхідного зусилля $P_{пр}$ при закритому клапані

$$P_{\text{пр}} = \frac{G \cdot \omega \cdot M \cdot (1+\lambda)}{14 \cdot d_{\text{кл}}^2 \cdot z}\ , \tag{7.6}$$

де М – маса клапана, кг (М = 0,4 кг);

λ – відношення радіусу кривошипа до довжини шатуна (λ = 0,15...0,20);

$d_{кл}$ – діаметр клапана, м.

Сила стискування пружини при робочій деформації P_d, Н

$$P_d = 1{,}5 \cdot P_{\text{пр}}\ , \tag{7.7}$$

Жорсткість пружини $Ж$, Н/м

$$Ж = (P_d - P_{\text{пр}}) / h\ , \tag{7.8}$$

де h – висота пружини, м (h = 0,10÷0,14 м).

При гомогенізації частина механічної енергії перетворюється на теплоту, внаслідок чого відбувається підвищення температури продукта Δt, К

$$\Delta t = \frac{P}{c \cdot \rho}\ , \tag{7.9}$$

де P – тиск гомогенізації, Па;

c = 3880 Дж/(кг·К) – питома теплоємкість молока;

ρ = 1033 кг/м^3 – густина молока, кг/м^3.

Середній діаметр жирових кульок, м, в діапазоні зміни тиску від 2,0 до 20,0 МПа визначається по формулі Н.В. Барановского

$$\boldsymbol{d_{\text{ср}} = \frac{3{,}8 \cdot 10^{-6}}{\sqrt{P}}}\ , \tag{7.10}$$

де P – тиск гомогенізації, МПа.

Розрахунок запобіжних клапанів можна звести до визначення прохідного перерізу сідла клапана з урахуванням в'язкості оброблюваної рідини. Для малов'язких рідин (молоко, соки) діаметр, м, прохідного перерізу сідла визначається по формулі:

$$D_c = \frac{\sqrt{G}}{\sqrt[4]{\frac{(P-P_в)}{\delta_в}}}, \quad (7.11)$$

де $P_в$ – тиск всмоктування, МПа ($P_в$ = 0,2 МПа);

$\delta_в$ – відношення маси перекачуваної рідини до маси води (для молока $\delta_в$ = 1,03).

Контрольне завдання

Виконати розрахунок гомогенізатора по даним наведенім в табл.7.1.

Таблиця 7.1 – Варіанти індивідуальних завдань

Номер варіанта	D, мм	S, мм	ω, рад/с	z, шт.	P, МПа
1	25	10	36,1	5	25,5
2	35	60	38,1	3	20,3
3	20	10	36,2	5	25,6
4	30	60	38,2	3	19,8
5	22	10	36,3	5	25,7
6	32	60	38,3	3	19,9
7	24	10	36,4	5	25,1
8	34	60	38,4	3	20,1
9	21	10	36,5	5	25,4
10	31	60	38,5	3	20,3

РОЗДІЛ 4 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПОДРІБНЕННЯ І РІЗАННЯ ПРОДУКТІВ

***Практичне заняття* 8**

Розрахунок вальцьової дробарки

Вальцьові дробарки застосовуються для середнього і мілкого подрібнення твердих і в'язких матеріалів. Подрібнювальні вальці мають гладку, рифлену або зубчасту поверхню.

Дробарки з вальцями, які мають гладку поверхню застосовуються для подрібнення твердих матеріалів. Максимальний розмір шматків матеріалу для дробарок з вальцями з гладкою поверхнею d=D/20, де D - діаметр вальця, що відповідає кутові захвату a = 18÷20°. Ступінь подрібнення i = d/b= 3 ÷ 4, де b - відстань між вальцями (рис. 8.1).

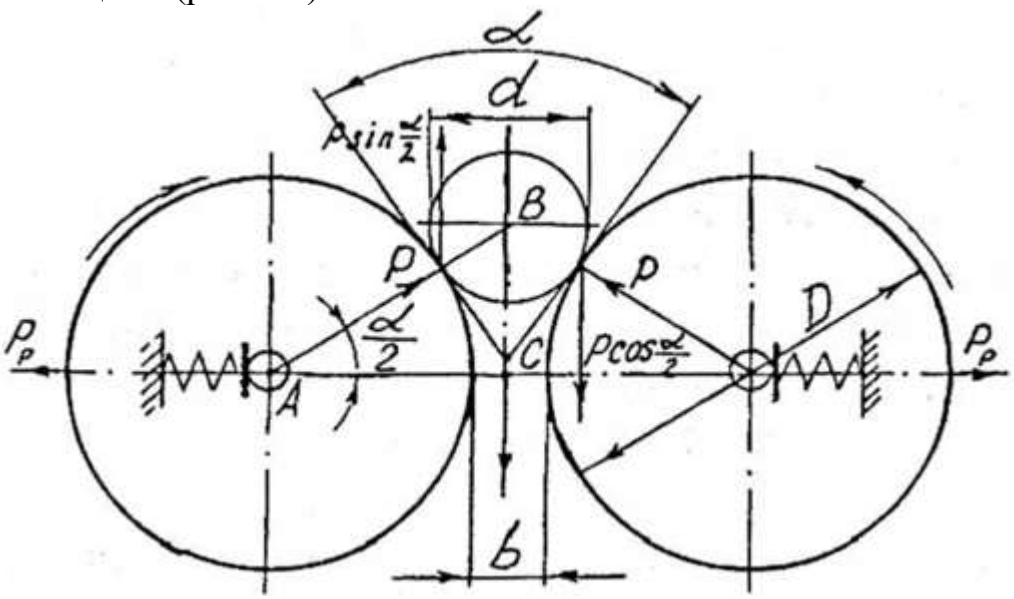


Рисунок 8.1 – Розрахункова схема вальцьової дробарки

Дробарки з зубчастими вальцями застосовуються в основному для крупного подрібнення крихких або в'язких матеріалів. Для цих дробарок приймається d=D/10; i=10 ÷ 12.

Частота обертання гладеньких вальців розраховується за формулою:

$$n \leq 100\sqrt{\frac{f}{D \cdot d \cdot \rho}}\ , \text{об/с}, \qquad (8.1)$$

де f=0,3÷0,35 - коефіцієнт тертя матеріалу;

D - діаметр вальця, м;

d - максимальний розмір шматка матеріалу, м;

ρ - густина матеріалу, кг/м^3.

Масова продуктивність вальцьових дробарок, враховуючи, що ширина вивантажувальної щілини b під дією пружин збільшується приблизно на 25 %, визначається за формулою:

$$G = 1{,}25 \cdot \pi \cdot D \cdot l \cdot b \cdot n \cdot \rho \cdot \psi\ , \text{кг/с}, \qquad (8.2)$$

де l = (0,55÷0,7)D -довжина вальців, м;

b - початкова ширина вивантажувальної щілини, м;

ψ - коефіцієнт, що враховує ступінь розпушення матеріалу і неповне

використання довжини вальців: ψ = 0,2 ÷ 0,3 - при подрібненні твердих порід; ψ - 0,4 ÷ 0,6 - при подрібненні в'язких матеріалів.

Потужність електродвигуна дробарки вираховується за формулою:

$$N = 720 \cdot D \cdot l \cdot n \cdot \left(d + \frac{D^2}{120}\right), \text{ кВт,} \quad (8.3)$$

де D - діаметр вальців, м;

l - довжина вальців, м; n - частота обертання вальців, об/с;

n - максимальний початковий розмір шматків матеріалу, м.

При подрібненні матеріалів середньої твердості потужність можна визначити за емпіричним рівнянням:

$$N = 150 \cdot D \cdot l \cdot n \cdot k \text{ , кВт,} \quad (8.4)$$

де k = 0,06·d/b + 0,15 - коефіцієнт, що враховує ступінь подрібнення.

При подрібненні дуже крихких матеріалів для розрахунку потужності рекомендується рівняння:

$$N = 0{,}43 \cdot G \cdot \frac{d}{b} \text{ , кВт,} \quad (8.5)$$

де G - продуктивність дробарки, кг/с.

Розпірні зусилля, що виникають при подрібненні матеріалу в дробарці з вальцями, які мають гладку поверхню, визначаються за формулою:

$$P_p = k_1 \cdot D \cdot l \cdot \sigma \text{ Н,} \quad (8.6)$$

де k_1 - коефіцієнт, що враховує площу контакту матеріалу з вальцями;

D мм -	500	500÷900	900
k_1	- 0,002	0,003	0,0056

σ - межа міцності матеріалу, Н/м^2:

σ - 16·10^7 - для твердих матеріалів; σ =4,5·10^7 - для в'язких матеріалів.

Приклади розрахунку

Приклад. Розрахувати основні параметри дробарки з вальцями, які мають гладку поверхню, якщо відомо: максимальний початковий розмір шматків матеріалу d=70 мм, ступінь подрібнення i = 4, густина матеріалу ρ = 2600 кг/м^3.

Розв'язання.

1. Приймаємо коефіцієнт тертя матеріалу f = 0,35; діаметр вальців D=20·d=20·70=1400 мм; довжина вальців l =0,5 D = 0,5·1400 = 700 мм.

2. Визначаємо частоту обертання вальців:

$$n = 100\sqrt{\frac{f}{D \cdot d \cdot \rho}} = 100\sqrt{\frac{0{,}35}{1{,}4 \cdot 0{,}07 \cdot 2600}} = 3{,}7 \text{ об/с.}$$

3. Масова продуктивність дробарки, при вибраному ψ = 0,2, визначається з рівняння:

$$G = 1{,}25 \cdot \pi \cdot D \cdot l \cdot b \cdot n \cdot \rho \cdot \psi = 1{,}25 \cdot 3{,}14 \cdot 1{,}4 \cdot 0{,}7 \cdot 0{,}0175 \cdot 3{,}7 \cdot 2600 \cdot 0{,}2 = = 130 \text{ кг/с}$$

де b=d/i=0,07/4=0,0175 м - ширина вивантажувальної щілини.

4. Потужність електродвигуна приводу дробарки визначається за формулою:

$$N = 720 \cdot D \cdot l \cdot n \cdot \left(d + \frac{D^2}{120}\right) = 720 \cdot 1{,}4 \cdot 0{,}7 \cdot 3{,}7 \cdot \left(0{,}07 + \frac{1{,}4^2}{120}\right) = 225 \text{ кВт,}$$

5. Визначаємо розпірні зусилля, що виникають у дробарці:

$$P_p = k_1 \cdot D \cdot l \cdot \sigma = 0{,}0056 \cdot 1{,}4 \cdot 0{,}7 \cdot 16 \cdot 10^7 = 880000 \text{ Н.}$$

Приклад. Розрахувати продуктивність і необхідну потужність чотиривальцьової дробарки для солоду з параметром вальців D = 250 мм і довжиною l = 500 мм, колова швидкість обертання яких V- 1,5 м/с. Крім того, відомо: насипна густина солоду ρ_c=530 кг/м^3, відстань між вальцями b = 2 мм, початковий розмір зерна d = 3 мм, коефіцієнт тертя f= 0,37, кут захвату α =10°, коефіцієнт подачі зерна ψ = 0,5, питома потужність на кожен кілограм годинної продуктивності N = 0,004 кВт.

Розв'язання.

1. Відстань між вальцями при умові нормального подрібнення зерна, тобто $f>tg(\alpha/2)$:

$$b = 2\left[cos\frac{\alpha}{2}\left(\frac{D}{2}+\frac{d}{2}\right)-\frac{D}{2}\right] = 2[0{,}0996(0{,}125+0{,}0015)-0{,}125] = 0{,}002 \text{ м}$$

У відповідності з умовою подрібнення отримана відстань повинна бути в межах $b_{тлх}> b>d$. Якщо ця умова не виконується, то необхідно змінити кут захвату α.

2. Визначаємо частоту обертання вальців:

$$n = \frac{V}{\pi \cdot D} = \frac{1{,}5}{3{,}14 \cdot 0{,}25} = 1{,}91 \text{ об/с.}$$

3. Визначаємо фактичну продуктивність дробарки:

$$G = 3600 \cdot \pi \cdot l \cdot b \cdot n \cdot \rho_c \cdot \psi = 3600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}25 \cdot 0{,}002 \cdot 1{,}91 \cdot 530 \cdot 0{,}5 =$$

1430 кг/год

4. Для орієнтовного порівняння визначимо продуктивність дробарки, виходячи з умови, що на кожні 0,1 м довжини вальців l приходиться питома продуктивність G_n = 280 кг/год.

$$G_{op} = \frac{l}{0{,}1}G_n = \frac{0{,}5}{0{,}1}280 = 1400 \text{ кг/год.}$$

Якщо фактично продуктивність G значно відрізняється від орієнтовної G_{op} і ця різниця складає ΔG = 100 кг/год і більше, то необхідно змінити частоту обертання вальців.

5. Визначаємо потужність, що витрачається на обертання вальців:

$$N=G\cdot N_n=1430\cdot 0{,}004 = 5{,}72 \text{ кВт.}$$

Контрольне завдання

За вихідними даними, наведеними в табл. 8.1, розрахувати масову продуктивність, потужність приводу та розпірні зусилля при подрібненні твердого матеріалу в дробарці з вальцями з гладкою поверхнею.

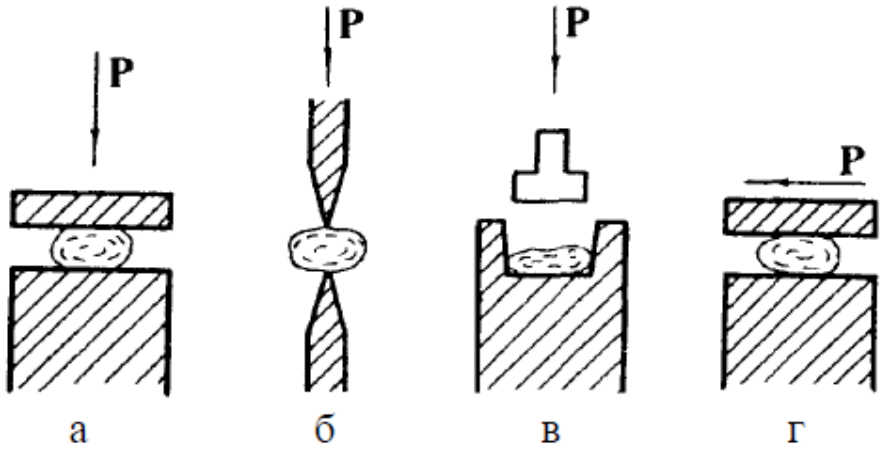
Таблиця 8.1 - Вихідні дані для розрахунку вальцьових дробарок

Варіант завдання	d	D	l	ρ	ψ
1	10	200	150	3100	0,25
2	18	400	200	2500	0,2
3	28	550	350	2100	0,35
4	32	600	400	2600	0,26
5	33	650	400	2500	0,2
6	35	750	500	2100	0,25
7	37	800	500	1950	0,28
8	40	900	500	2300	0,32
9	44	850	500	1600	0,25
10	45	900	450	1750	0,3

Практичне заняття 9

Розрахунок молоткової дробарки

Процеси подрібнення (рис. 9.1) умовно розділяють на дроблення (велике, середнє і дрібне) і подрібнення (тонке і надтонке).



а – розчавлювання; б – розколювання; в – удар; г – стирання

Рисунок 9.1 – Способи подрібнення матеріалів

У більшості випадків ці види дії на матеріал використовують у комбінованій формі; при цьому, зазвичай, основне значення має один з них, що обумовлено конструкцією машини для подрібнення. Так, дроблення твердих і крихких матеріалів роблять розчавлюванням, розколюванням і ударом, твердих і в'язких - розчавлюванням і стиранням.

Результат подрібнення характеризується мірою подрібнення, що дорівнює відношенню середнього характерного розміру *D* шматка матеріалу до подрібнення до середнього характерного розміру *d* шматка після подрібнення

$$i = \frac{D}{d}\ , \tag{9.1}$$

Подрібнення здійснюється під дією зовнішніх сил, що долають сили взаємного зчеплення часток матеріалу. При дробленні шматки твердого матеріалу спочатку піддаються об'ємній деформації, а потім руйнуються по ослаблених дефектами (макро- і мікротріщинами) перерізах з утворенням нових поверхонь. Робота, що корисно витрачається на дроблення, витрачається на об'ємну деформацію руйнованих шматків і на утворення нових поверхонь. Повна робота *A*, Дж, зовнішніх сил при дробленні описується рівнянням Ребиндера

$$A = K + \frac{\sigma_p^2 \cdot V}{2 \cdot E} \cdot m_y + k_R \cdot \Delta S \cdot \alpha, \tag{9.2}$$

де K – енергія, що витрачається на процеси деформації і утворення продуктів зносу робочих органів подрібнюючої машини, Дж;

σ_p – напруження руйнування подрібнюваного матеріалу, Н/м^2;

V – об'єм подрібнюваного матеріалу, м^3;

E – модуль пружності подрібнюваного матеріалу, Н/м^2;

m_y – число циклів деформацій часток подрібнюваного матеріалу;

k_R – енергія, що витрачається на утворення 1 м^2 нової поверхні для цього матеріалу, Дж;

$\Delta S = (S_K - S_H)$ – новостворена поверхня (S_K, S_H – відповідно загальна поверхня матеріалу до і після подрібнення), м^2;

α – безрозмірний коефіцієнт, що характеризує процес утворення нової поверхні

$$\alpha = \left(\frac{S_k}{S_н}\right)^n, \tag{9.3}$$

де n – показник ступеня, залежний від умов подрібнення.

За призначенням машини для подрібнення умовно діляться на дробарки великого, середнього і дрібного дроблення і млина тонкого і надтонкого подрібнення.

За основним способом механічної дії на матеріал машини для подрібнення можна розділити на такі що, розколюють, роздавлюють, розтирають-роздавлюють, ударні, ударно-розтираючі і колоїдні подрібнювачі.

Залежно від конструкції розрізняють щічні, конусні, валкові і молоткові дробарки, дезінтегратори і дисмембратори, барабанні, кільцеві (роліко-маятникові), кульові вібраційні струминні млини.

На харчових підприємствах велике поширення отримали молоткові дробарки – машини ударної дії, використовувані для отримання високодисперсної суміші подрібнених часток. Вони ефективні при руйнуванні крихких матеріалів (цукру-піску, солі, зерна та ін.) і менш ефективні при подрібненні вологих продуктів з високим вмістом жиру. У таких машинах руйнування продукту відбувається в результаті ударів по ньому сталевих молотків, ударів часток продукту об кожух дробарки і стирання їх об штамповане сито, що є основною частиною корпусу дробарки.

Молоткова дробарка (рис. 9.2) для отримання високодисперсної суміші подрібнених часток влаштована таким чином.

У корпусі 1 змонтовані ротор 10 з молотками і на одному валу з ним колесо вентилятора 4; змінне сито 11 і нерухома дека 5. Колесо вентилятора обертається в камері 3 корпуси дробарки. На корпусі розташований приймальний бункер 8, а у бункері – засувка для регулювання кількості продукту, що поступає. Для очищення початкового продукту від металодомішок в латунній коробці 6 встановлені постійні магніти 7. У передній стінці корпусу передбачені щілини 13 для додаткової подачі повітря в дробарку. Величина цих щілин регулюється спеціальною планкою 12. Ротор 10 дробарок приводиться в обертання від електродвигуна через клинопасову передачу і шків 2. Наявність кришки ***9*** в корпусі і консольне розташування ротора дозволяють легко замінювати молотки і сита при зношуванні робочих поверхонь.

Розрахункова частина

Щоб на вал і підшипники не передавалися імпульси від молотків, квадрат радіусу інерції молотка r_c відносно точки його підвісу до диска має дорівнювати відстані з від центру тяжіння молотка до осі підвісу, помноженому на відстань l від тієї ж осі підвісу до кінця молотка, тобто

$$r_c^2 = c \cdot l\,, \tag{9.4}$$

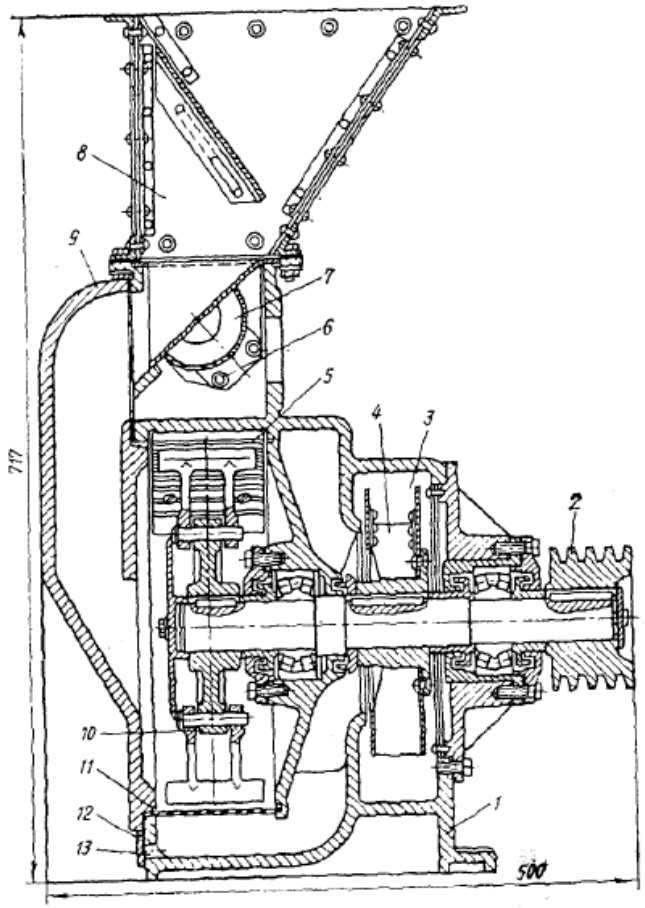
де c – відстань від центру тяжіння молотка до осі підвісу, м;

l – відстань від осі підвісу до кінця молотка, м.

Для дотримання цієї умови координати точки підвісу пластинчатого молотка прямокутної форми з одним отвором (рис. 9.3) визначаємо по рівнянню

$$c = \frac{(a^2+b^2)}{6 \cdot a}\ , \tag{9.5}$$

де a і b – відповідно довжина і ширина молотка, м (рис. 9.3).



1 – корпус; 2 – шків; 3 – камера для колеса вентилятора; 4 – колесо вентилятора; 5 – нерухома дека; 6 – коробка для магнітів; 7 – постійні магніти; 8 – приймальний бункер; 9 – кришка; 10 – ротор; 11 – сито; 12 – планка; 13 – щілина для подачі повітря

Рисунок 9.2 – Молоткова дробарка

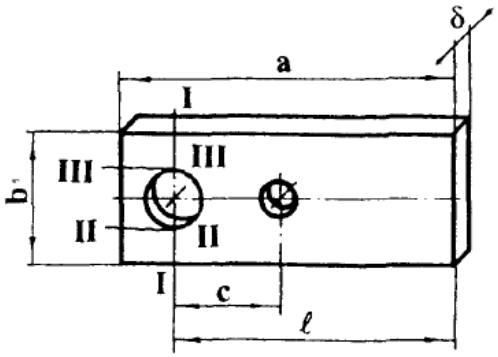


Рисунок 9.3 – Молоток прямокутної форми з одним отвором

Квадрат радіусу інерції молотка відносно його центру тяжіння, м^2

$$r_{\text{ц.т}}^2 = (a^2 + b^2)/12. \tag{9.6}$$

Квадрат радіусу інерції молотка відносно його осі підвісу, м^2

$$r_o^2 = r_{\text{ц.т}}^2 + c^2. \tag{9.7}$$

Відстань від кінця молотка до його осі підвісу, м

$$l = c + 0{,}5 \cdot a\ . \tag{9.8}$$

Перевірка забезпечення безударної роботи молотка

$$r_c^2 = c \cdot l\ , \tag{9.9}$$

Конструктивне призначення відстані від осі підвісу молотка до осі ротора (щоб уникнути порушення стійкої роботи молоткової дробарки ця відстань має бути більше відстані від кінця молотка до його осі підвісу), м

$$l_0 > l \quad \text{або} \quad l_0 = l + (3\ldots6)\cdot10^{-3}, \tag{9.10}$$

Радіус найбільш віддаленої від осі ротора точки молотка R_1, м

$$R_1 = l_0 + l\ , \tag{9.11}$$

Частота обертання ротора ω, с$^{-1}$

$$\omega \geq {}^{\mathcal{V}}/_{R_1}\ , \tag{9.12}$$

Відцентрова сила інерції молотків F, Н

$$F = G_{\text{м}} \cdot \omega^2 \cdot R_c \tag{9.13}$$

де $G_M = V_M \cdot \rho_M$ – маса молотка, кг;

V_M – об'єм молотка, м^3;

ρ_M = 7800 кг/м^3 – густина сталі;

$R_c = (l_0 + c)$ – радіус кола розташування центрів тяжіння молотків, м.

Діаметр осі підвісу молотка d, м

$$d = 1{,}36 \cdot \sqrt[3]{\frac{F\cdot\delta}{[\sigma]_u}}, \tag{9.14}$$

де $[\sigma]_u = 1\cdot10^8$ Па – максимальне напруження, що допускається, при вигині.

Товщина ротора H, м

$$H \geq \frac{F}{d\cdot[\sigma]_{\text{см}}}, \tag{9.15}$$

де $[\sigma]_{см} = 8\cdot10^7$ Па – допустиме напруження, що допускається на зминання.

Мінімальний розмір перемички між отворами під осі підвісу і зовнішньою кромкою диска h_{min}, м

$$h_{min} \geq \frac{0{,}5\cdot F}{\delta\cdot[\sigma]_{\text{сд}}}, \tag{9.16}$$

де $[\sigma]_{сд} = 175\cdot10^6$ Па – допустима межа напруження, що виникає при зрушенні (здвиг).

Зовнішній радіус диска $R_д$

$$R_д = l_o + 0.5 \cdot d + h_{min}. \tag{9.17}$$

Діаметр валу в небезпечному перерізі у шківа d_0, м

$$d_o = 0.052 \cdot \sqrt[3]{\frac{N}{\omega}}\ . \tag{9.18}$$

Продуктивність молоткової дробарки Q, кг/с

$$Q = K_1 \cdot \rho_n \cdot D^2 \cdot L \cdot \omega\ , \tag{9.19}$$

де K_1 – емпіричний коефіцієнт, який залежить від типу і розмірів отворів ситової поверхні, фізико-механічних властивостей сировини (вид, міцність, геометричні розміри та ін.);

$K_1 = (1{,}3...1{,}7)\cdot10^{-4}$ для сит з розміром отворів до 3 мм;

$K_1 = (2{,}2...5{,}2)\cdot10^{-4}$ для лускатих сит з розміром отворів від 3 до 10 мм (менші величини K_1 приймають для сит з меншими розмірами отворів);

ρ_n – густина продукту що, подрібнюється, кг/м^3;

L – довжина ротора дробарки, м; $L = (0{,}32...0{,}64)\cdot D$.

Потужність електродвигуна молоткової дробарки N, кВт

$$N = K_1 \cdot K_2 \cdot \rho_n \cdot D^2 \cdot L \cdot \omega \ , \quad (9.20)$$

де K_2 = (6,4...10,5) – емпіричний коефіцієнт, що враховує міру подрібнення продукту (меншого значення K_2 набувають при грубому подрібненні, а більше – при тонкому).

Визначимо напруження, що виникає в молотку від відцентрової сили. Напруження при одновісному розтягуванні, що виникає в перерізі I - I (рис. 9.3), Па

$$\sigma_{I-I} = \frac{F}{(b-d)\cdot\delta} \ , \quad (9.21)$$

Напруження, що допускається, при цьому визначається по формулі

$$[\sigma] = \frac{\sigma_T}{n} \ , \quad (9.22)$$

де n – запас міцності (n = 5 – для молотка)

σ_T – межа текучості, $\sigma_T = 950\cdot10^6$ Па.

Напруження руйнування τ, Па, в перерізах II - II і III - III (рис. 9.3)

$$\tau = \frac{F}{\delta\cdot(a-c-d)} \ , \quad (9.23)$$

Напруження зминання $\sigma_{см}$, Па, що виникає в молотку

$$\sigma_{см} = \frac{F}{\delta\cdot d} \ , \quad (9.24)$$

Розрахункові значення напружень на розтягування, зрушення і зминання порівнюють з гранично допустимими значеннями напружень для сталі 30ГХС.

Контрольне завдання

Виконати розрахунок молоткової дробарки по даним наведеним в табл. 9.1.

Таблиця 9.1 – Варіанти індивідуальних завдань

Номер варіанта	D,м	b, м	a, м	v, м/с	δ , м	Марка дробарки
1	0,031	0,035	0,080	78	0,008	А1-КДО
2	0,032	0,035	0,080	78	0,008	
3	0,033	0,035	0,080	79	0,008	
4	0,034	0,035	0,080	79	0,008	
5	0,035	0,035	0,081	80	0,008	
6	0,035	0,036	0,081	80	0,008	
7	0,034	0,036	0,081	81	0,008	ДДК
8	0,034	0,036	0,081	81	0,009	
9	0,033	0,036	0,081	82	0,009	
10	0,033	0,036	0,082	82	0,009	

Практичне заняття 10

Розрахунок бурякорізки

З метою інтенсифікації процесу вилучення сахарози дифузійним способом та зменшення її втрат у відходах буряки подрібнюють, одержуючи бурякову стружку різної форми: жолобкову, пластинчасту, ромбовидну, рифлену, пластовидну тощо. Форму стружки вибирають в залежності від якості сировини і типу дифузійної апаратури.

Найкращі гідродинамічні умови процесу забезпечує жолобкова форма поперечного перерізу стружки, але її одержання потребує точної наладки бурякорізок і високої кваліфікації операторів.

Якість бурякової стружки різної форми оцінюють довжиною 100 г стружки в метрах, або відношенням маси стружки довжиною більше 5 см до маси стружки довжиною менше 1 см (шведський фактор). Враховують також кількість бракованої стружки. Браком вважають нерозрізані гребінці, а також стружинки, товщина яких становить менше 0,5 мм і довжина менше 5 мм.

В дифузійні апарати подають стружку, довжина 100 г якої становить 10÷15 м. Кількість бракованої стружки не повинна перевищувати 3÷5 %.

Для одержання бурякової стружки застосовують відцентрові, дискові та барабанні бурякорізки. Принцип дії цих машин базується на створенні руху буряків відносно нерухомих ножів у відцентрових бурякорізках, або рухомих ножів відносно нерухомих буряків - у дискових бурякорізках та бурякорізках барабанного типу.

На цукрових заводах України найбільше поширення знайшли відцентрові бурякорізки з приводами, які дозволяють плавно змінювати швидкість різання в межах 5÷9 м/с.

Будова відцентрової бурякорізки показана на рис.10.1. Її головні конструктивні елементи - нерухомий корпус 1 (барабан), який чотирма опорними лапами опирається на балки. До нижньої частини корпуса прикріплено картер 8, до верхньої - обойму 9 з установленим в ній валом, на якому закріплено трьохлопатевий завиток 2. На ступиці завитка укріплено рухомий колектор 3, через який подають пару (чи стиснене повітря) для очистки ножів. Буряки в різку надходять через завантажувальний бункер з конічною вставкою 4.

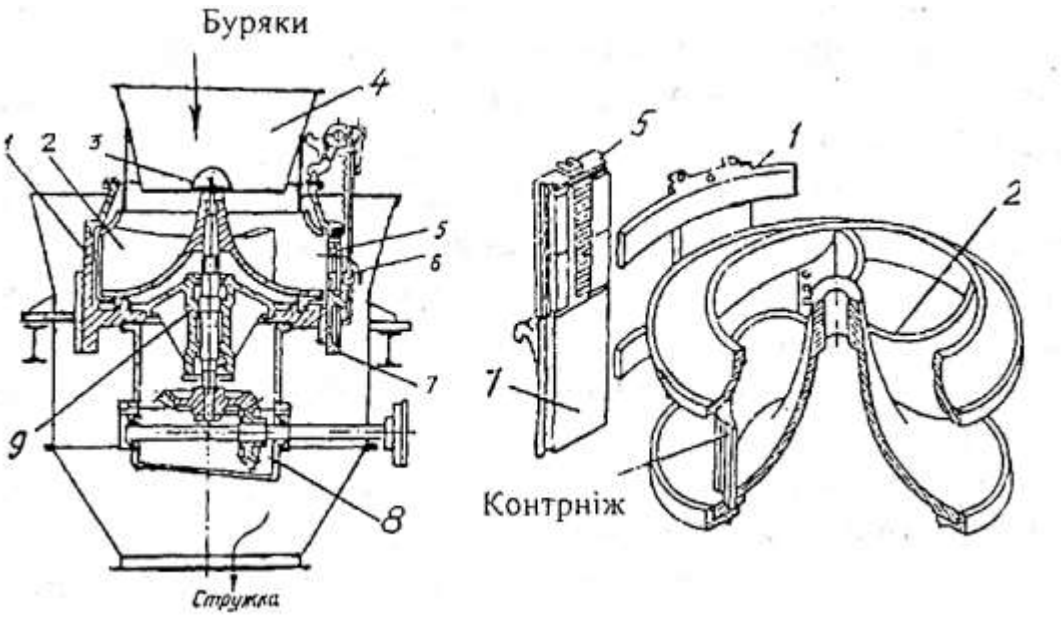


Рисунок 10.1 – Відцентрова бурякорізка

В стінках нерухомого барабана серійних різок є 12, 14 чи 24 вікна з вертикальними направляючими. Нижня частина вікон (неробоча) закривається заглушками 7, у верхній (робочій) встановлені двохножові рами 5. Для полегшеного виймання рам використовують підйомний механізм 6, за допомогою якого на місце рами 5 стає заглушка 7.

Привід бурякорізки складається з електродвигуна постійного струму та редуктора, які дозволяють змінювати швидкість різання.

Кількість ножових рам, швидкість різання і товщина стружки визначають продуктивність бурякорізок.

Для різання буряків використовують дифузійні ножі з різною формою леза.

На рис.10.2 показані форми ножів: а) п-подібні; б) Чижека; в) безреберні (кенігсфельдські); г, д) комбіновані. На цукрозаводах України використовуються ножі моделі 1011В, виготовлені по галузевому стандарту ОСТ 27-31-304-77 з кутом профілю 75°. Стандартом передбачено виготовлення ножів з кроком 6; 7; 8,25; 9; 10 та 12 мм. Найбільше поширення знайшли ножі кроком 8,25 мм, який дозволяє виготовляти їх симетричними при довжині 165 мм. Кількість ріжучих елементів (пер) у таких ножах становить 20.

При відповідній наладці ріжучого комплексу і використанні того чи іншого типу ножів можна одержати стружку будь-якого профілю.

Для одержання стружки жолобкової форми найчастіше використовують фрезеровані безреберні (кенігсфельдські) ножі (рис.4.9, в).

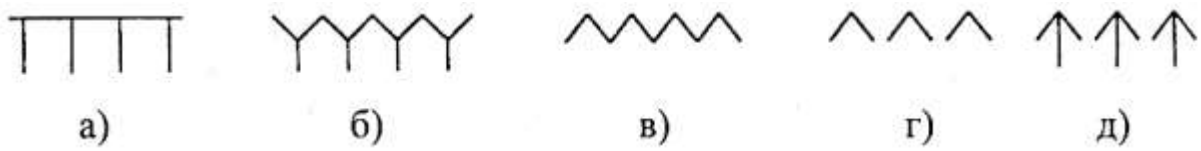


Рисунок 10.2 - Форми дифузійних ножів

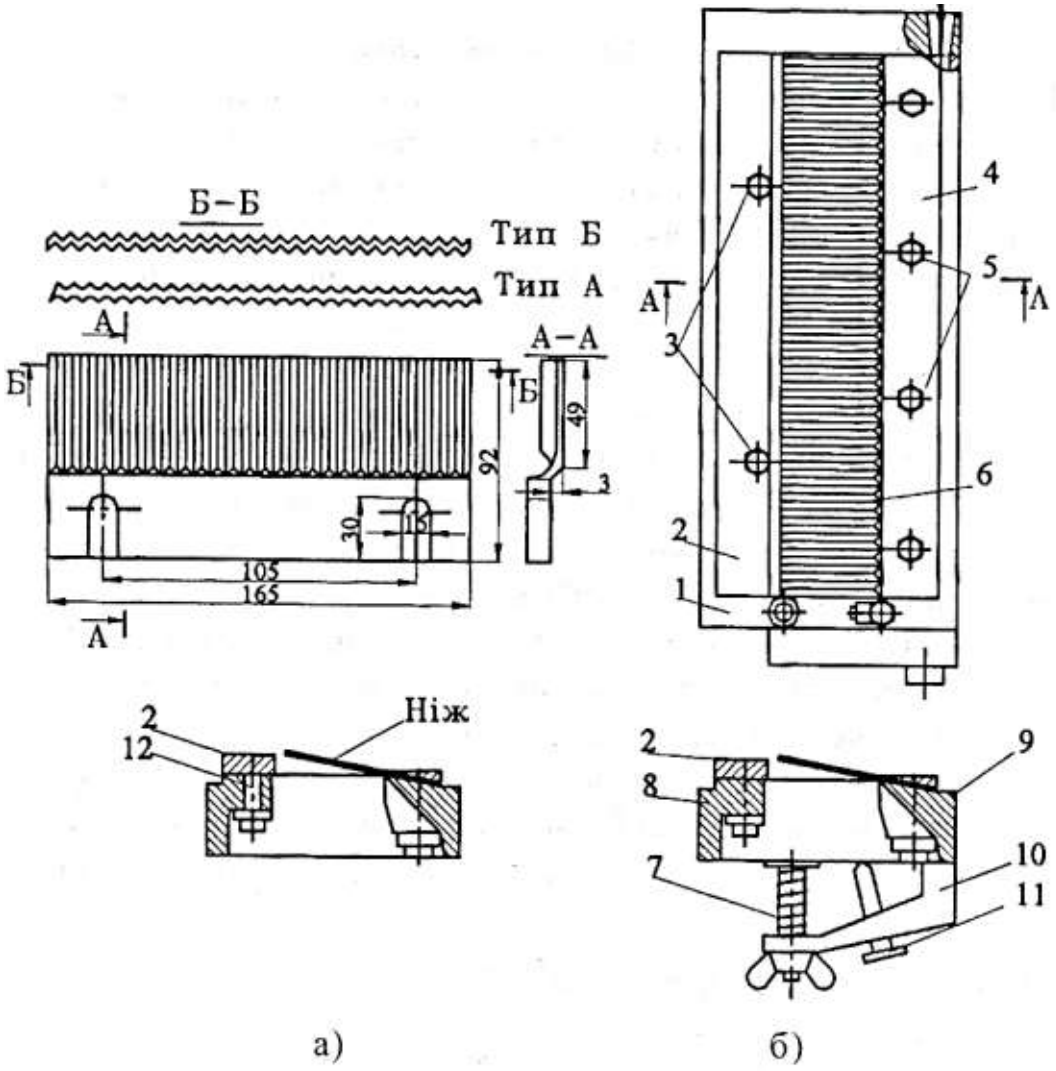
Вони виготовляються із інструментальної сталі У-8А двох типів - А і Б. Ножі типів А і Б відрізняються між собою зміщенням вершин на половину кроку. В рами встановлюють ножі одного типу, в бурякорізці рами розміщують почергово - А-Б-А-Б... . Точність розмірів виготовлених рам повинна забезпечувати їх взаємозамінність. Ножові рами виготовляються з нерухомим кріпленням ножів (рис. 10.3, а) і з рухомим (рис 10.3,б). В першому випадку товщина стружки регулюється зміщенням клиновидної поздовжньої вставки 12 в пазу під планкою 2, яка піднімає або опускає її відносно нерухомого закріплення ножів.

В інших конструкціях рам планка 2 нерухома, відносно неї рухаються два ножі, закріплені на поворотній траверсі 9, яка має кронштейн 10 з фіксуючим гвинтом 11. Поворотом гайки гвинта 7 регулюється підйом ножів над контрольною планкою. При досягненні необхідної товщини стружки положення траверси з ножами фіксується зажимом гвинта 11.

Якість стружки і кількість браку в ній залежить від величини зазору між планкою і ріжучими лезами ножів. Стружку потрібної якості одержують при виступі ножів над планкою в межах 0,4...1 мм і зазорі 2...3 мм. При переробці волокнистих буряків зазор збільшують до 3,5 мм.

Бурякорізки встановлюють під бункерами, в яких знаходиться запас перероблюваних буряків. В бурякорізці вони заповнюють об’єм трьох- лопатевого

завитка і при його обертанні відцентровою силою притискаються до ножів і зрізаються ними. Одержана стружка проходить крізь ножові рами і через вихідний отвір кожуха



бурякорізки направляється в дифузійну установку.

Рисунок 10.3 - Ножі і ножові рами

Робота бурякорізки тісно пов’язана з роботою дифузійної установки і продуктивність бурякорізки регулюється оператором дифузійної установки шляхом зміни швидкості різання (частоти обертання трьохлопатевого завитка).

Розрахункові залежності

В процесі створення та експлуатації бурякорізок виконують проектні та перевірочні розрахунки їх продуктивності, витрат енергії, ведуть вибір раціональних режимів роботи з метою одержання якісної бурякової стружки.

Продуктивність бурякорізок визначається кількістю зрізаних нею буряків за певний проміжок часу при дотриманні заданої якості бурякової стружки, яка залежить від загальної довжини ріжучих лез ножів, які беруть участь у роботі, швидкості різання, товщини стружки, об’ємної маси буряків в умовах їх знаходження в корпусі бурякорізки та характерних для даного типу бурякорізки значень конструктивного та експлуатаційного коефіцієнтів.

В загальному вигляді формула для визначення продуктивності бурякорізок має вигляд:

$$G = \frac{24 \cdot 60 \cdot 60 \cdot L \cdot h \cdot \vartheta \cdot \rho \cdot K_к K_е}{1000} \text{ т/добу,} \quad (10.1)$$

де L - загальна довжина ріжучих країв ножів, м;

h - товщина стружки, м;

ϑ - швидкість різання, м/с;

ρ маса стружки в одиниці об'єму, кг/м^3;

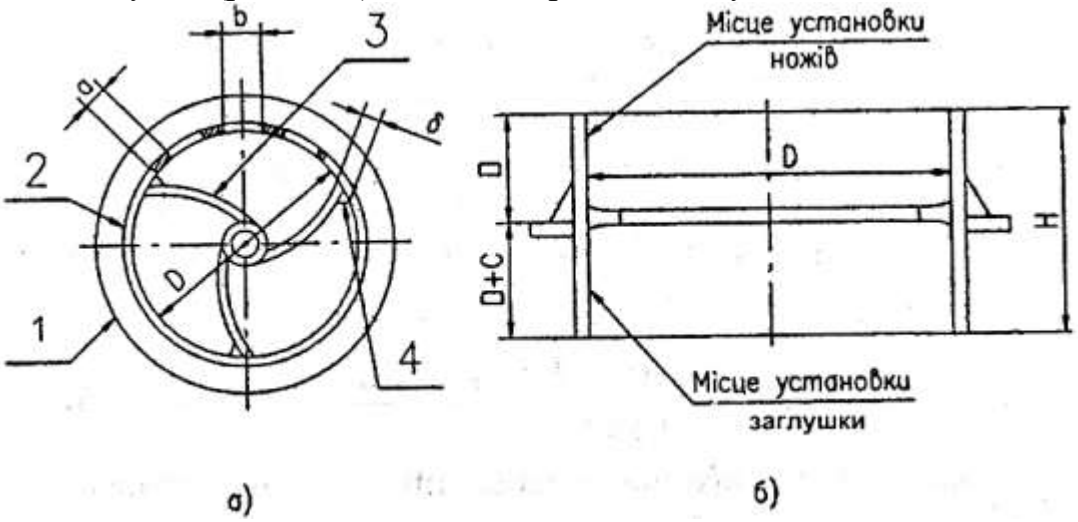
$K_к$ - конструктивний коефіцієнт;

$K_е$ - експлуатаційний коефіцієнт.

Швидкість різання впливає не тільки на продуктивність різки, а й на якість одержуваної стружки. Численними дослідженнями встановлено, що в залежності від стану бурякової тканини для одержання якісної стружки швидкість різання слід змінювати в межах 4...8 м/с.

В залежності від конструкції рухомих пристроїв, за допомогою яких буряки переміщуються відносно нерухомих ножів, маса буряків в об'ємі, який описують рухомі частини, буває різною, змінюючись в межах р = 550...600 кг/м^3.

У відцентрових бурякорізках різних конструкцій буряки рухаються по колу за допомогою спірально розміщених стінок трьохпелюсткового завитка, що обертається. Завдяки утвореному завитками простору клиновидної форми та дії відцентрової сили, буряки притискаються до нерухомих ножів, які зрізують з них шар бурякових стружинок. Для умов (рис. 10.4) швидкість різання ϑ буде:



1 - кожух; 2 - барабан з пазами для установки ножових рам і заглушок; 3 – трьох-лопатевий завиток; 4 - контрножі

Рисунок 10.4 - Елементи конструкції

$$\vartheta = \frac{\pi \cdot D \cdot n}{60} \text{ м/с,} \quad (10.2)$$

де D - діаметр барабана різки, м; (рис.4)

n - частота обертання, об/хв.

Конструктивний коефіцієнт:

$$K_к = \frac{\pi \cdot D - \sum \delta}{\pi \cdot D}, \quad (10.3)$$

де $\sum \delta$ - сумарна довжина дуг, які займають в даному випадку три ребра товщиною δ разом з контрножами, м.

Експлуатаційний коефіцієнт визначають так:

$$K_{\text{е}} = \frac{24-\sum T_{\text{зуп}}}{24}, \quad (10.4)$$

де $\sum T_{\text{зуп}}$- сумарна тривалість зупинок для можливого вивантаження сторонніх предметів, щозмінного огляду технічного стану, виконання незначних ремонтно-запобіжних операцій та змащування окремих деталей та вузлів. Як правило, для відцентрових бурякорізок $K_{\text{е}}$ = 0,9.

Важливим елементом бурякорізки є її привід. Він повинен мати достатню потужність, щоб забезпечити плавну зміну частоти обертання лопатевого завитка для досягнення потрібної продуктивності і якості стружки при тривалій надійній роботі.

Розрахунки на міцність і підбір окремих деталей приводу (муфт, валів, підшипників, зубчатих передач тощо) ведуть з урахуванням максимальних значень необхідної потужності електродвигуна.

В процесі одержання бурякової стружки потужність витрачається головним чином на:

а) розгін буряків рухомими елементами до швидкості різання;

б) різання буряків лезами ножів;

в) подолання сил тертя буряків по корпусу та ножових рамах;

г) подолання сил тертя між рухомими та нерухомими шарами буряків.

Потужність, потрібна для розгону буряків, кВт:

$$N_1 = \frac{(G+Q)\cdot\vartheta^2}{2\cdot g\cdot 102} \text{ кВт}, \quad (10.5)$$

де G - маса рухомих буряків, що знаходяться над завитком, кг;

Q- маса завитка, кг;

ϑ - максимальне значення швидкості різання, м/с.

Сумарну величину зусилля для різання в ньютонах визначають за формулою:

$$F = f \cdot 2 \cdot L_1 \cdot m \cdot \eta_{\text{відн}} \cdot K_{\text{к}}, \quad (10.6)$$

де f - питоме зусилля різання в Н/м;

L_1 - довжина ножа, м;

m - кількість ножових рам;

$K_{\text{к}}$ - конструктивний коефіцієнт (≈0,9);

$\eta_{\text{відн}}$ - коефіцієнт порозності, який враховує повітряні проміжки в шарі буряків; для умов знаходження буряків у бурякорізці $\eta_{\text{відн}}$ =0,55...0,6.

На величину питомого зусилля впливає якість буряків, форма і товщина стружки, гострота ріжучого леза. При переробці якісної сировини з одержанням жолобчастої стружки довжиною 9...15 м (ножі з t = 5мм) f = 160...135 Н/м.

Тоді момент різання в (Н·м) відносно осі обертання:

$$M_1 = F \cdot R = 100 \cdot f \cdot 2 \cdot L_1 \cdot m \cdot \eta_{\text{відн}} \cdot K_{\text{к}} \cdot R, \quad (10.7)$$

де R - радіус різання (дорівнює радіусу барабана, в якому встановлені ножі); у дискових бурякорізок він дорівнює радіусу кола, що проходить через середину ножів, м.

Потужність приводу для різання буряків:

$$N_2 = \frac{M_1 \cdot n}{974} \text{ кВт}, \quad (10.8)$$

де M_1 - момент при різанні буряків відносно осі обертання, Н·м;

n - число обертів завитка за хвилину.

Якщо частоту обертання n виразити через швидкість різання ϑ м/с, тоді

$$n = \frac{60 \cdot \vartheta}{2 \cdot \pi \cdot R} = 9{,}55 \frac{\vartheta}{R} \text{ об/хв.} \quad (10.9)$$

Підставивши M_1 і n в формулу (10.8), одержимо:

$$N_2 = 1{,}91 \cdot f \cdot L_1 \cdot m \cdot \eta_{\text{відн}} \cdot \vartheta \cdot K_{\text{к}} \text{ кВт.} \quad (10.10)$$

Потужність на подолання сил тертя буряків по корпусу та рамам:

$$N_3 = 9{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{g} \cdot \rho \cdot \vartheta^3 \cdot R \cdot L_1 K_{\text{к}} \text{ кВт,} \quad (10.11)$$

де g - прискорення сили тяжіння, м/с^2.

Потужність для подолання сил тертя між шарами буряків залежить від конструкції завантажувального бункера. Для відцентрових бурякорізок з конічним бункером, який має прохідний отвір 0,7÷0,8 м, потрібна потужність додатково залежить від продуктивності бурякорізки і для $G = 2 \div 3$ тис. тон/год. становить:

$$N_4 \cong 6 \text{ кВт.} \quad (10.12)$$

Таким чином, загальна потужність без врахування сил тертя в механізмах приводу:

$$N = N_1 + N_2 + N_3 + N_4 \text{ кВт.} \quad (10.13)$$

Приріст потужності на подолання сил від механічного тертя складає приблизно 3...3,2 % від сумарної потужності.

Приклад розрахунку

Приклад. Розрахувати базові розміри відцентрової бурякорізки продуктивністю 2000 тонн/доб, яка при змінній швидкості різання в межах 5÷9 м/с забезпечувала б одержання стружки товщиною h = 1 мм та визначити орієнтовні витрати потужності.

Роз'язання. З рівняння (10.1) при нормативних значеннях ρ=550 кг/м^3, $K_к$ = 0,9 і $K_е$ = 0,9 і середній швидкості різання ϑ м/с визначаємо робочу довжину ріжучого леза ножів:

$$L = \frac{G \cdot 1000}{24 \cdot 60 \cdot 60 \cdot h \cdot \vartheta \cdot \rho \cdot K_{\text{к}} K_{\text{е}}} \text{м.}$$

$$L = \frac{2000 \cdot 1000}{24 \cdot 60 \cdot 60 \cdot 0{,}001 \cdot 7 \cdot 0{,}9 \cdot 0{,}9 \cdot 550} = 7{,}5 \text{ м.}$$

Кількість ножів при їх стандартній довжині L_1 =0,165 м буде:

$$m = \frac{L}{L_1} = \frac{7{,}5}{0{,}165} = 46 \text{ штук.}$$

В ножові рами відцентрових бурякорізок встановлюють по два ножі.

Тоді число працюючих ножових рам K=46/2=23 штуки.

Враховуючи, що одна із рам завжди заглушена (через неї в аварійних випадках вивантажують буряки та домішки), загальна кількість рам в бурякорізці становитиме 23+1= 24 шт.

Прийнявши орієнтовну ширину рам a = 0,155 мм і ширину проміжків між ними $в$ = 0,1 мм (рис. 10.4, а), знаходимо необхідну довжину кола для розміщення всіх рам:

$$L_3 = (0{,}155 + 0{,}1)24 = 6{,}12 \text{ м.}$$

Звідси внутрішній діаметр барабана:

$$D = \frac{L_3}{\pi} = \frac{6{,}12}{3{,}14} = 1{,}95 \text{ м.}$$

З урахуванням зазорів приймаємо внутрішній діаметр барабана D = 2 м.

Висоту барабана H (рис.4.10, б) з 24 пазами для встановлення ножових рам і заглушок визначають, враховуючи особливості конструкції ножових рам і заглушок та способи регулювання їх положення і фіксації.

Наприклад, при габаритній довжині ножових рам N= 392 мм потрібні заглушки такої

ж довжини *N* та припуск на зміну їх положення С ≅ 10 мм.

Тобто:

$$H = 2 \cdot N + C = 2 \cdot 392 + 10 = 794 \text{ мм}.$$

Розміри і форма решти головних елементів, (кожуха, отворів для підводу буряків у різку і виходу стружки, конструкції пристроїв для механізованої заміни рам) вибираються із конструктивних міркувань з урахуванням вимог легкодоступності, простоти ремонту та обслуговування, надійної і тривалої експлуатації.

Конструкція приводу повинна забезпечувати зміну швидкості різання.

При завитку, розміщеному в барабані діаметром 2 м, і бажаній зміні швидкості в межах 5÷9 м/с:

$$n = \frac{60 \cdot \vartheta}{\pi \cdot D} = \frac{60 \cdot 5}{3{,}14 \cdot 2} \cong 48 \text{ об/хв}.$$

$$n = \frac{60 \cdot 9}{3{,}14 \cdot 2} \cong 86 \text{ об/хв}.$$

Конструктивний коефіцієнт для бурякорізки відцентрового типу, що має трьохлопатевий завиток з трьома контрножами (кожен з максимальною товщиною кінцевої частини δ = 40 мм), визначимо за рівнянням (10.3):

$$K_{\text{к}} = \frac{\pi \cdot D - \sum \delta}{\pi \cdot D} = \frac{3{,}14 \cdot 2 - 3 \cdot 0{,}04}{3{,}14 \cdot 2} = 0{,}98$$

Перевірочний розрахунок продуктивності бурякорізки за даними одержаної технічної характеристики при L = 23·165·2 = 7,59 м; h = 0,001 м; $\vartheta_{\text{сер}}$ = 7 м/с; ρ = 550 кг/м^3; K_e = 0,9; $K_к$ = 0,98.

За рівнянням (10.1):

$$G = \frac{24 \cdot 60 \cdot 60 \cdot 7{,}59 \cdot 0{,}001 \cdot 7 \cdot 550 \cdot 0{,}9 \cdot 0{,}98}{1000} = 2200 \text{ т/добу}.$$

За рівнянням (10.5) визначимо необхідну потужність приводу. Необхідна для розгону буряків потужність:

$$N_1 = \frac{(G+Q) \cdot \vartheta^2}{2 \cdot g \cdot 102} \text{ кВт}$$

При рухомому об'ємі буряків над завитком V - 1,4 м^3; об'ємній їх масі 550 кг/м^3 маса рухомих буряків $G = V\rho$ = 1,4·550 = 770 кг.

Маса рухомих складових завитка Q = 450 кг. Середня швидкість різання ϑ = 7 м/с.

Тоді:

$$N_1 = \frac{(770+450) \cdot 7^2}{2 \cdot 9{,}81 \cdot 102} \cong 30 \text{ кВт}.$$

Як бачимо, величина N_1, залежить не тільки від показників, які визначають процес різання (швидкість ϑ), а й від особливостей конструкції основних елементів (розмірів завитка, конфігурації та розмірів надзавит- кового простору).

Потужність приводу в кВт для виконання процесу різання при середній швидкості ϑ = 7 м/с знаходимо за рівнянням (10.10):

$$N_2 = 1{,}91 \cdot f \cdot L_1 \cdot m \cdot \eta_{\text{відн}} \cdot \vartheta \cdot K_{\text{к}}$$

$$N_2 = 1{,}91 \cdot 1{,}450{,}165 \cdot 2 \cdot 23 \cdot 0{,}550 \cdot 7 \cdot 0{,}98 \cong 79 \text{ кВт}.$$

Потужність в кВт на подолання сил тертя буряків по корпусу та рамах за рівнянням (10.11) при ϑ = 7 м/с:

$$N_3 = 9{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{g} \cdot \rho \cdot \vartheta^3 \cdot R \cdot L_1 K_{\text{к}} = 9{,}2 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{9{,}81} \cdot 550 \cdot 7^3 \cdot 0{,}165 \cdot 0{,}98 \cong 3 \text{ кВт},$$

Потужність для подолання сил тертя між рухомими та нерухомими шарами буряків за формулою (10.12):

N_4=6 кВт.

Загальна потужність приводу без врахування сил тертя в механізмах приводу за (10.13):

$$N' = 30 + 79 + 3 + 6 = 118 \text{ кВт}.$$

З урахуванням 3.. .3,2 % приросту одержаної потужності на подолання сил від механічного тертя загальна потужність приводу становить:

$$N = 1{,}03 \cdot N' = 1{,}03 \cdot 118 = 121{,}5 \text{ кВт}.$$

Зауважимо, що типові 24-рамні бурякорізки А2ПРБ-24 мають встановлену потужність приводу 125 кВт.

Контрольне завдання

Визначити базові розміри відцентрових бурякорізок різної продуктивності при зміні параметрів їх роботи у вказаних межах (табл. 10.1) та порівняти їх з розмірами деяких типів.

Таблиця 10.1 – Варіанти завдань

Варіант	Продуктівність G, т/добу	h, м	ϑ, м/с	ρ, кг/м^3	$K_к$	$K_е$
1	1000	0,004	5	550	0,98	0,9
2	1100	-“-	5,5	545	-“-	-“-
3	1200	-“-	6	540	-“-	-“-
4	1250	0,005	5	550	-“-	-“-
5	1300	-“-	7	540	-“-	-“-
6	1350	-“-	6	545	0,97	-“-
7	1400	0,006	5	560	-“-	-“-
8	1450	-“-	6	555	-“-	-“-
9	1500	-“-	7	560	-“-	-“-
10	1600	-“-	8	550	-“-	-“-

***Практичне заняття* 11**

Розрахунок протиральної машини

Протиральні машини використовуються у виробництві пюреподібних продуктів, соків, концентрованих томатопродуктів і інших рослинних напівфабрикатів. Вони служать для розподілу рослинної сировини на дві фракції: рідку з м'якушем, з якого виготовляються консервовані продукти, і тверду, таку, що є відходами (шкірка, насіння, кісточки, плодоніжки і тому подібне).

Протирання – це процес відділення маси плодоовочевої сировини від кісточок, насіння, шкірки шляхом продавлювання на ситах через отвори з діаметром 0,7...5,0 мм.

Фінішування – це додаткове, тонше подрібнення протертої маси шляхом пропускання через сито з діаметром отворів менше 0,4 мм. В процесі протирання або фінішування маса, що переробляється, потрапляє на поверхню бича, що рухається. Під дією відцентрової сили вона притискається до робочого сита. Напівфабрикат через отвори проходить у збірник, а відходи під дією сили, обумовленої кутом випередження бичів, просувається до виходу робочого сита.

Протиральні машини класифікуються за наступними ознаками: по числу барабанів - одинарні, здвоєні і потрійні; за принципом дії - бичеві і безбичеві; за формою барабанів - з циліндричним або конічним барабаном; за призначенням - для насінних плодів, для кісточкових плодів і універсальних; за способом регулювання продуктивності - з кутом випередження бичів, що змінюється, проміжком, що змінюється, між бичами і барабаном, частотою обертання ротора (рис. 11.1), що змінюється.

Основними робочими органами протиральних машин є сітчастий барабан, бичевий пристрій, пристрої завантаження сировини на бичі і видалення відходів з барабана.

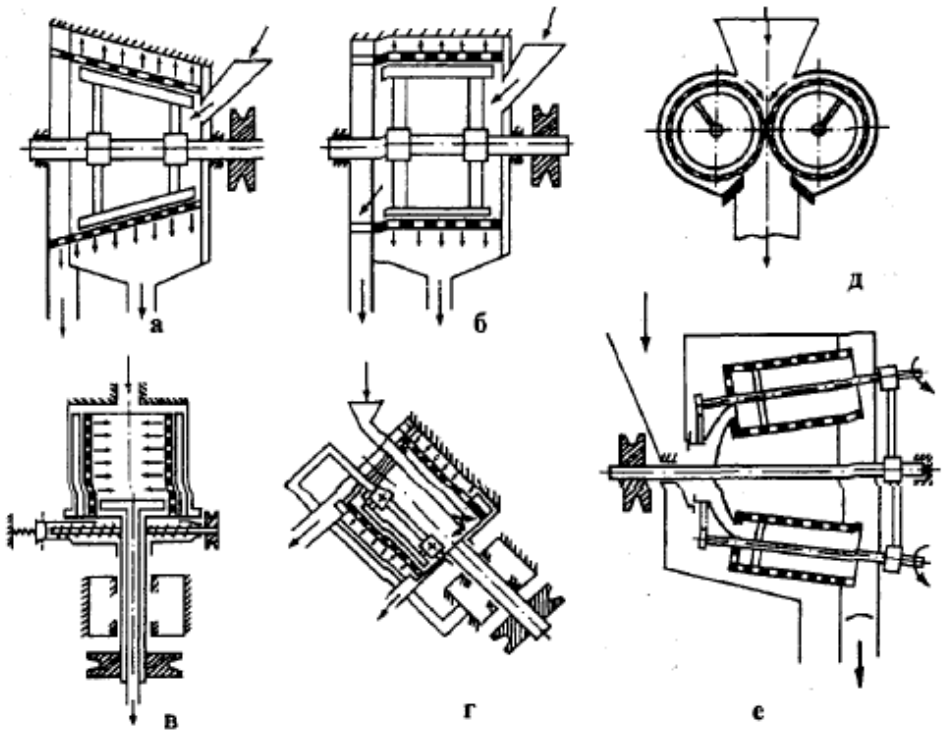
Протиральна машина (рис. 11.2), призначена для відділення кісточок плодів (яблук, слив і так далі) від м'якуша, складається з корпусу 2, станини 1, петельного валу 4, завантажувального бункера 5, збірника 7 і приводу. Усередині корпусу машини на двох підшипниках ковзання обертається петельний вал з чотирма рядами петель 6 і встановлена сітка 3 з отворами діаметром 5 мм, укріплена для жорсткості в каркасі. Вал приводиться в обертання від електродвигуна через редуктор.

Плоди поступають в машину через завантажувальний бункер. Потрапивши в порожнину, що утворюється ситом, плоди розбиваються петельним валом і відкидаються на сітку.

Рідка фаза плодів і м'якуш проходить крізь сито в порожнину між ситом і корпусом, звідки стікають у збірник. Кісточки просуваються до вихідного лотка і по ньому сходять в тару.

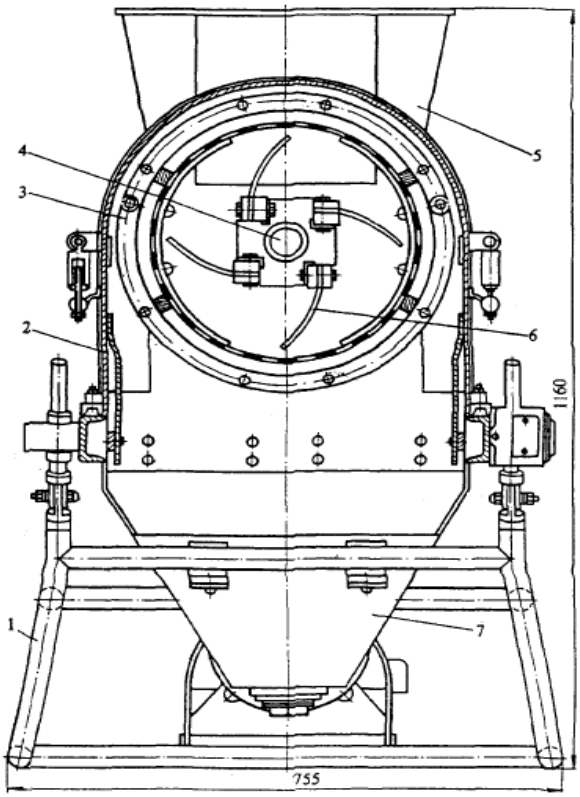
Протиральні машини повинні забезпечувати якісний розподіл маси на напівфабрикат і відходи, високу питому продуктивність, мінімальну кількість відходів, низьку питому витрату енергії, однорідний і досить тонкий дисперсний склад протертого напівфабрикату, максимальну міру подрібнення.

До недоліків протиральних машин слід віднести невисоку експлуатаційну надійність, обумовлену нерівномірним зносом і швидким виходом з ладу сіток;



а - з конічним сітчастим барабаном; б - з циліндричним сітчастим барабаном; в - з вертикальним сітчастим барабаном, що обертається, при зовнішній подачі сировини; г - з похилим сітчастим барабаном, що обертається, і внутрішньою подачею сировини; д - двохбарабанна безбичева протиральна машина; е - трьохбарабанна безбичева протиральна машина.

Рисунок 11.1 – Основні конструктивні схеми протиральних машин



1 – станина; 2 – корпус; 3 – сітка; 4 – петельний вал; 5 – завантажувальний бункер; 6 – петлі; 7 – збірник

Рисунок 11.2 – Протиральна машина

нерівномірні навантаження на ротор внаслідок неоднакового проміжку між бичем і сіткою циліндра; низьку питому протиральну здатність. Перспективними конструкціями протиральних машин є машини з сітчастим барабаном, що обертається, і нерухомими бичами.

Розрахункова частина

Діаметр трубопроводу для підведення оброблюваної маси в машину $d_з$, м

$$\boldsymbol{d}_{\text{з}} = \sqrt{\frac{\boldsymbol{4 \cdot Q}}{\boldsymbol{\pi \cdot \rho \cdot v}_{\text{пр}}}}\ , \tag{11.1}$$

де Q – продуктивність машини, кг/с;

ρ – густина маси, що перероблюється, кг/м^3 (табл. 11.1);

$v_{пр}$ – швидкість маси в завантажувальній трубі машини, м/с (рекомендується $v_{пр}$ = 0,5...1,0 м/с).

Кутова швидкість обертання бичевого валу $\boldsymbol{\omega}$, рад/с

$$\boldsymbol{\omega} = \sqrt{\frac{\boldsymbol{Fr \cdot g}}{\boldsymbol{R}}}, \tag{11.2}$$

де Fr – чинник розділення (Fr = 200...300);

g = 9,81 м/с^2 – прискорення сили тяжіння;

R – радіус бичів, м.

Таблиця 11.1 – Параметри сировини, що переробляється

Продукт	Густина продукту, що перероблюється ρ, кг/м^3	Масова доля м'якуша в продукті Θ, %	Енергія, що витрачається на утворення 1 м^2 поверхні, W, Дж/м^2
Яблука	1070	25...40	15,0...18,5
Томати	1090	20... 30	8,0...12,0
Морква	1130	27...46	19,8...22,4
Груші	1060	27...45	19,0...21,8
Сливи	1040	18…28	12,0...15,0
Виноград	1030	17...26	9,0...12,0

Живий переріз каркаса сітчастого барабана при круглих отворах в каркасі:

$$\varphi_{\text{б}} = \frac{d^2_{\text{отв}}}{a^2_{\text{отв}}}\ , \tag{11.3}$$

де $d_{отв}$ – діаметр отворів каркаса, м; $d_{отв}$ = (8…12)·10^{-3} м;

$a_{отв}$ – крок отворів каркаса, м.

Живий переріз сит $\boldsymbol{\varphi_c}$ орієнтовно визначається залежно від діаметру отворів в ситі

діаметр отворів в ситі, мм	0,4	0,8	1,2	2,8
живий переріз сит, φ_c	0,134	0,165	0,196	0,305

Безрозмірна продуктивність q визначається за формулою:

$$q = \frac{0{,}0905 \cdot Q}{(\varphi_б \cdot \varphi_с \cdot \rho \cdot R^2 \cdot \sqrt{R \cdot g})} \ , \quad (11.4)$$

Довжина зони активного відділення рідкої фази при протиранні томатів $\boldsymbol{l_1}$, м

$$l_1 = R \cdot 30{,}4 \cdot q^{0{,}29} \cdot Fr^{-0{,}53} \cdot z^{0{,}31} \ , \quad (11.5)$$

де z – число бичей, шт.

При протиранні яблучної або іншої маси, що переробляється, довжину зони активного відділення рідкої фази збільшують на 30%. Довжина зони відцентрового віджимання l_2, м

$$l_2 = 0{,}11 \cdot R \quad (11.6)$$

Довжина сітчастого барабана l, м

$$l = l_1 + l_2 \ , \quad (11.7)$$

Тривалість перебування продукту в протиральній машині $\boldsymbol{\tau}$, с

$$\tau = \frac{L}{\vartheta_1} \ , \quad (11.8)$$

де L – довжина бича, м (у розрахунку приймається L = 1);

v_1 – швидкість переміщення продукту уздовж бича, м/с

$$v_1 = 2 \cdot R \cdot \omega \cdot tg\alpha \ , \quad (11.9)$$

тут R – радіус бичів, м;

ω – кутова швидкість бичевого валу, рад/с;

α – кут випередження бича, град (α = 1,5°...6,0°).

Потужність приводу протиральної машини, Вт, складається із наступних величин: потужності, що витрачається на надання продукту швидкості

$$N_1 = 0{,}5 \cdot Q \cdot \omega^2 \cdot R^2 \ , \quad (11.10)$$

потужності, що витрачається на тертя маси об сито

$$N_2 = z \cdot m \cdot \omega^3 \cdot R^2 \cdot f \ , \quad (11.11)$$

де f - коефіцієнт тертя маси об сито (f = 0,2...0,9);

m - маса сировини, що обертається спільно з бичем, кг

$$m = \gamma \cdot \rho \cdot l \cdot R^2 \ , \quad (11.12)$$

де γ – емпіричний коефіцієнт (γ = 0,05);

l – довжина барабана, м;

потужності, що витрачається на подрібнення сировини

$$N_3 = Q \cdot W \cdot F_1 \ , \quad (11.13)$$

де W – енергія, що витрачається на утворення 1 м^2 нової поверхні, Дж/м^2 (табл. 11.1);

F_1 – площа знову утвореної поверхні при переробці 1 кг сировини, м^2 /кг

$$F_1 = \left(\frac{2}{\rho \cdot d_2} - \frac{2}{\rho \cdot d_1}\right) \cdot \Theta \cdot 10^{-2} \ , \quad (11.14)$$

де d_1 – середній розмір часток до обробки; d_1 = (1,0...1,5) 10^{-3} м;

d_2 – середній розмір часток після обробки (при обробці маси на ситі з отворами

діаметром d_c приймають $d_2 = 0{,}3 \cdot d_c$, м);

Θ – масова доля м'якуша в продукті % (табл. 11.1).

Загальна потужність приводу, Вт

$$N = k \cdot (N_1 + N_2 + N_3) / \eta_м \ , \qquad (11.15)$$

де k = 1,5 – коефіцієнт запасу потужності;

$\eta_м$ – механічний ККД приводу ($\eta_м$ = 0,85...0,90).

Контрольне завдання

Виконати розрахунок протиральної машини, якщо задані дані табл. 11.2.

Таблиця 11.2 – Варіанти індивідуальних завдань

Варіант	Продуктивність **Q**, кг/с	Вид сировини, що переробляється	Радіус бичей *R*, м	Діаметр отворів у ситі d_c, мм	Число бичей z, шт.	Крок отворів каркасу, $a_{отв}$, мм	Марка протиральної машини
1	0,30	Яблука	0,10	0,4	2	11	КПУ-М
2	0,31	Томати	0,1 1	0,4	2	11	
3	0,32	Морква	0,12	0,4	2	11	
4	0,33	Груші	0,17	0,4	2	11	
5	0,34	Сливи	0,15	0,4	2	11	
6	0,35	Виноград	0,20	0,4	2	1 1	1ПЗ1
7	0,40	Яблука	0,12	0,6	4	12	
8	0,41	Томати	0,13	0,6	4	12	
9	0,42	Морква	0,13	0,6	4	12	
10	0,43	Груші	0,16	0,6	4	12	

РОЗДІЛ 5 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ РОЗДІЛЕННЯ ПРОДУКТІВ

Практичне заняття **12**

Розрахунок центрифуги

Центрифугуванням називається розподіл неоднорідних суспензій на фракції в полі відцентрових сил. Розрізняють відстійне і фільтраційне центрифугування.

Відстійне центрифугування використовується для розподілу суспензій, що погано фільтруються, з малою концентрацією, а також для класифікації суспензій за великістю і питомою вагою часток.

Фільтраційне центрифугування застосовується для розподілу суспензій, що мають дисперсійну фазу кристалічної або зернистої структури, а також для обезводнення вологих матеріалів, пори яких цілком або частково заповнені рідиною.

Утфель є в'язкою двофазною масою, що містить 45...60 % за об'ємом кристалів цукру і міжкристальний розчин.

Процес фугування здійснюється за рахунок дії відцентрової сили на утфель, завантажений в циліндричний перфорований ротор центрифуги, що обертається з окружною швидкістю 50...90 м/с (рис. 12.1). Для кращого відділення міжкристального оттека і затримання кристалів цукру усередині ротора центрифуги встановлюють підкладкові і фільтруючі сита.

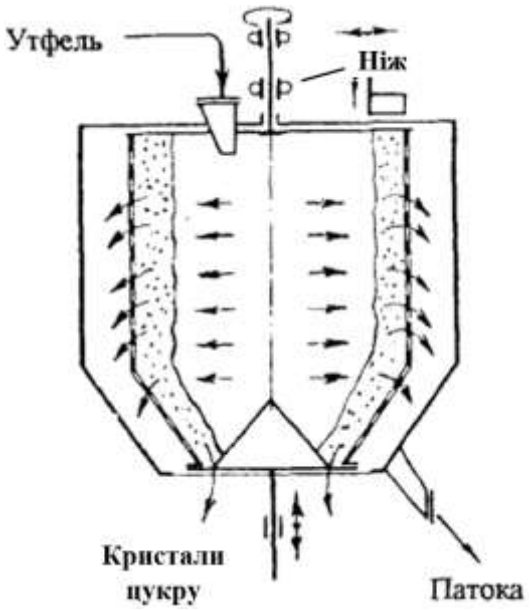


Рисунок 12.1 – Схема роботи центрифуги

Процес фугування утфеля ділиться на три періоди: утворення осаду, ущільнення і механічна сушка осаду. Перший період – звичайна фільтрація, причому тиск обумовлюється гідравлічним натиском під дією відцентрових сил.

Під час другого періоду маса, що центрифугується, є двофазною системою, при цьому спочатку тверді частки мають мінімум точок дотику.

Надалі відбувається зближення часток зі зменшенням об'єму пір маси і вичавлювання рідкої фази з цих пір. На міжкристальну рідину чинять тиск тверді частки і відцентрові сили. З течією процесу стискування осаду число точок дотику між частками збільшується. Одночасно тиск на рідину, викликаний дією поля відцентрових сил, падає внаслідок зменшення гідравлічного натиску у міру видалення міжкристального розчину. Коли рівень рідини опускається до дренуючого

шару, починається третій період. На початок третього періоду на поверхні кристалів і в місцях їх зіткнення залишається міжкристальна патока, що утримується капілярними і молекулярними силами. Цей період характеризується стіканням патоки по незаповнених порах з поверхні кристалів до тих пір, поки сили молекулярного зчеплення плівки патоки, що залишилася, на кристалах урівноважуються відцентровими силами. Щоб видалити розчин, що залишився на поверхні кристалів, їх промивають водою і сушать парою (пробілка).

Однією з характеристик центрифуг є прискорення відцентрового поля, що створюється ними. Відношення відцентрової сили до сили тяжіння є чинником розподілу

$$Fr = \frac{F_{цб}}{P} = \frac{\omega^2}{g}. \qquad (12.1)$$

Загальна класифікація центрифуг може бути дана залежно від основних характеристик машин. В першу чергу центрифуги класифікуються по чиннику розподілу. Залежно від цієї характеристики розрізняють:

нормальні, у яких $Fr < 3000$, і

надцентрифуги, у яких $Fr > 3000$.

По здійсненню робочого процесу центрифуги розділяються на безперервно і періодично діючі.

У цукровій промисловості застосовують нормальні і фільтруючі центрифуги.

За способом видалення осаду з ротора розрізняють центрифуги з ручним, гравітаційним, ножовим, пульсуючим, шнековим і інерційним вивантаженням.

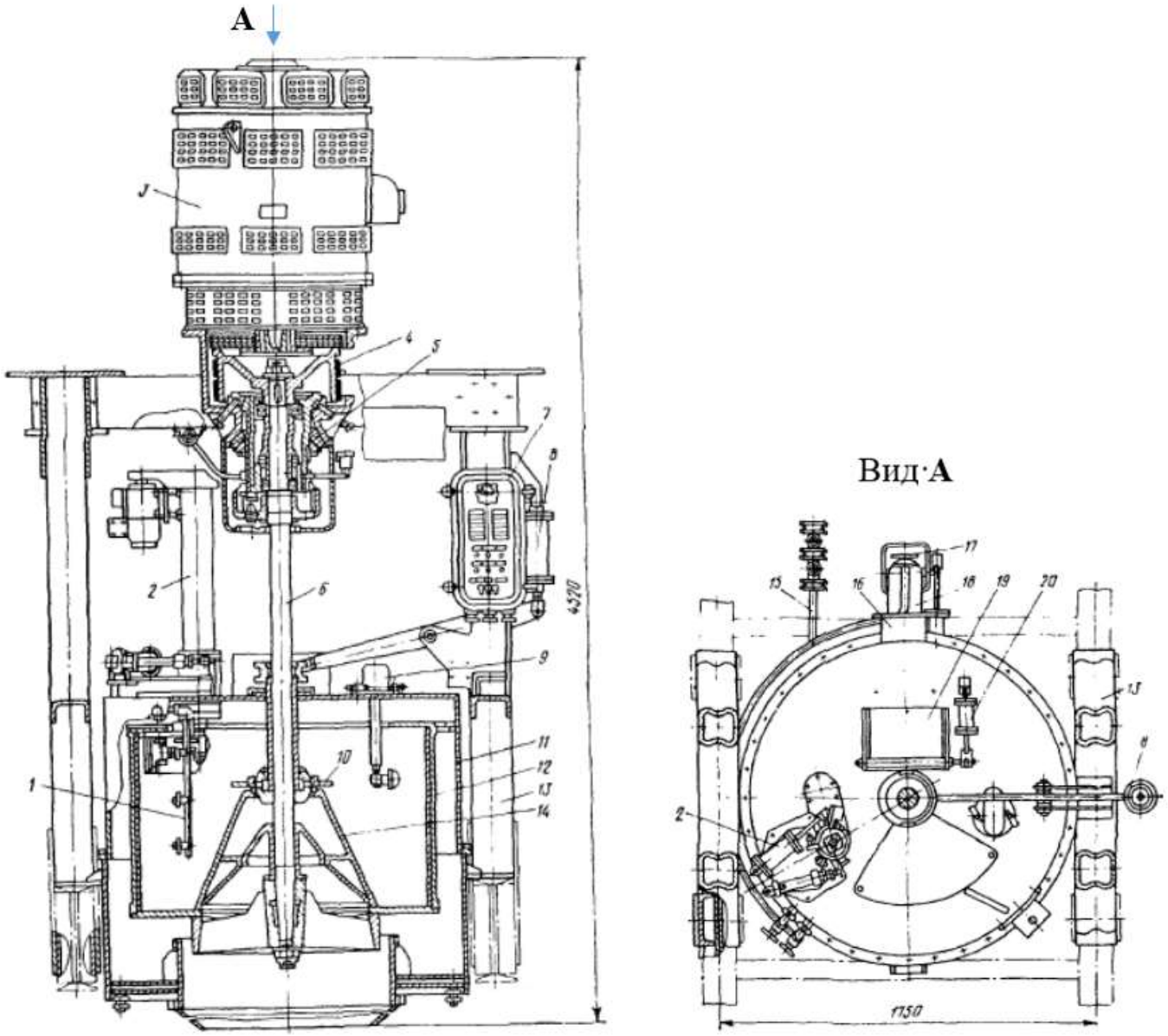
По характеру розташування валу, на якому закріплюється ротор, розрізняють центрифуги з вертикальним і горизонтальним розташуванням валу.

Центрифуги з вертикальним валом, залежно від розташування опори валу, можуть бути підвісні, коли опора розташована вище за центр тяжіння ротора, а ротор укріплений внизу валу, і центрифуги, ротор яких розташований на верхньому кінці валу.

Підвісна центрифуга циклічної дії (рис. 12.2) складається з ротора, підвішеного на валу у верхній опорі, п'ятишвидкісного асинхронного електродвигуна, механізму зрізу і допоміжних пристроїв.

Працює центрифуга таким чином. Досягши частоти обертання ротора 23 $с^{-1}$ відкривається шиберна заслінка утфелерозподільника, і утфель по лотку 19 поступає в ротор центрифуги. Після завантаження ротора до заданого об'єму датчик 9 завантажень утфеля дає команду на закриття шиберної засувки.

Потім електродвигун набирає максимальну частоту обертання 150 $с^{-1}$, при якій відбувається фугування утфеля, регульоване за допомогою реле часу. Після закінчення фугування включається електромагнітний клапан, і вода поступає в пристрій для промивання цукру. Одночасно сегрегатор перемикається на відведення білої патоки. Після промивання і пропарювання цукру відбувається перемикання електродвигуна на меншу швидкість, і центрифуга починає гальмуватися. При частоті обертання 5 $с^{-1}$ включається механічне гальмо, і електродвигун вимикається, а потім перемикається на зворотне обертання ротора. При досягненні ротором частоти обертання 7...10 $с^{-1}$ піднімається замочний конус, і до шару цукру за допомогою пневмоциліндра підводиться ніж. По вертикалі ніж переміщається за допомогою електродвигуна. Після закінчення вивантаження механізм зрізу займає первинне положення, замочний конус опускається, сита промиваються водою, і починається наступний цикл роботи.



1 - пристрій для промивання; 2 - механізм зрізу; 3 - електродвигун; 4 - гальмо; 5 - підвісна голівка; 6 - пульт управління; 7 - вал; 8 - пневмоцилиндр; 9 - датчик завантаження; 10 - розподільний диск; 11 - кожух; 12 - ротор; 13 - станина; 14 – замочний конус; 15 - труба для підведення води; 16 - патрубок для відведення пари, що утворилася; 17 - труба для підведення пари; 18 - сегрегатор; 19 - лоток; 20 – пневмоцилиндр заслінки лотка

Рисунок 12.2 - Підвісна центрифуга

Розрахункова частина

Початкова товщина шару утфеля в центрифузі S_0, м

$$S_o = R - \sqrt{R^2 - \frac{G_y}{\pi \cdot \rho_y \cdot H}}, \qquad (12.2)$$

де $R = D/2$ – радіус барабана центрифуги, м.

Об'ємна доля патоки в утфелі α, %

$$\alpha = \left\{(1 + c_1) \cdot \left(100 - Б_y\right) + Б_y \cdot \left(1 - 0.01 \cdot Дб_y\right)\right\} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_n}, \qquad (12.3)$$

де c_1 – коефіцієнт розчинності цукру в патоці при цій її доброякісності і температурі

$$c_1 = \frac{(325+0.04\cdot t^2)}{(Дб_y+63.5)}. \quad (12.4)$$

Кількість патоки, що витікає в період ущільнення утфеля в центрифузі *x*, %

$$x = \frac{(\alpha-25.6)}{0{,}744}. \quad (12.5)$$

Вміст цукру, що залишається в центрифузі, на одиницю об'єму патоки, яка витікає в період ущільнення *V*, %

$$V = \frac{(100-x)}{x}. \quad (12.6)$$

Маса ущільненого утфеля в центрифузі G_1, кг

$$G_1 = G_y \cdot \left(1 - \frac{x}{100}\right). \quad (12.7)$$

Товщина шару ущільненого утфеля S_1, м

$$S_1 = R - \sqrt{R^2 - \frac{G_1}{\pi\cdot\rho_y\cdot H}}. \quad (12.8)$$

Кінематична в'язкість патоки ν, м^2/с

$$\nu = \frac{\mu_n}{\rho_n}. \quad (12.9)$$

Коефіцієнт фільтрації патоки через цукор k_n, м·с

$$k_n = \frac{0.12\cdot d^2}{\nu}. \quad (12.10)$$

Тривалість відділення зеленої патоки τ_1, с

$$\tau_1 = \frac{S_1}{k_n\cdot\alpha_1\cdot\omega^2}\cdot\left\{\frac{S_1}{(S_o+S_1)\cdot V} + \frac{m\cdot(D-S_1)}{D}\right\}. \quad (12.11)$$

де α_1 – коефіцієнт, залежний від діаметру центрифуги (для D = 1,2 м рекомендують приймати α_1 = 0,054 і для D = 1,0 м рекомендують приймати α_1 = 0,046);

m – коефіцієнт пористості шару утфеля (m = 0,256);

$\omega = (\pi\cdot n)/30$ частота обертання ротора, с$^{-1}$.

Розрахункова кінематична в'язкість ν_p, м^2/с

$$\nu_p = \frac{(\nu_1+2\cdot\nu_2)}{3}, \quad (12.12)$$

де $\nu_1 = 4{,}4\cdot10^{-7}$ м^2/с – кінематична в'язкість води;

$\nu_2 = 1{,}47\cdot10^{-4}$ м^2/с – кінематична в'язкість білої патоки.

Коефіцієнт фільтрації білої патоки через цукор $k_б$, м·с

$$k_b = \frac{S_1\cdot d^2}{\nu_p}. \quad (12.13)$$

Коефіцієнт θ

$$\Theta = \frac{10^5}{(100-Б_б)\cdot\rho_{б.п}} - 1, \quad (12.14)$$

де $\rho_{б.п}$ – густина білої патоки ($\rho_{б.п}$ = 1392 кг/м^3).

Кінцева товщина шару утфеля S_2, м

$$S_2 = \frac{q}{\pi\cdot H\cdot(D-2\cdot S_1)\cdot m}, \quad (12.15)$$

де $q = G_B/\rho_B$ – об'єм води, що подається в центрифугу, м^3.

Оптимальна тривалість подачі води τ'_0, с

$$\tau'_o = \frac{m\cdot(D\cdot S_2 - S_2^2)\cdot(1+0{,}5\cdot\Theta)}{k_б\cdot D\cdot\alpha\cdot\omega^2}. \quad (12.16)$$

Час для відведення білої патоки після закінчення води τ'_2, с

$$\tau'_2 = \frac{m\cdot(D\cdot S_1 - S_1^2)\cdot(1+0{,}5\cdot\Theta)}{k_б\cdot D\cdot\alpha\cdot\omega^2}. \quad (12.17)$$

Тривалість пробілки τ_2, с

$$\tau_2 = \tau_o' + \tau_2' \,. \tag{12.18}$$

Мінімальна витрата пари на пропарювання цукру при нагріві його від t_1 = 60 °С до t_2 = 90° С, м^3 за один цикл

$$q_o = \pi \cdot (D - S_1) \cdot H \cdot S_1 \cdot \left\{ m + \frac{\rho_c \cdot c_c \cdot (t_2 - t_1)}{(i_1 - i_2)} \right\}, \tag{12.19}$$

де ρ_c = 1115 кг/м^3– густина цукру;

c_c = 1,48 кДж/(кг·К) – питома теплоємність цукру;

i_1 = 2760 кДж/кг – питома ентальпія пари, що подається в центрифугу;

i_2 = 2580 кДж/кг – питома ентальпія пари, що виходить з центрифуги.

Коефіцієнт фільтрації пари $k_{пар}$, м·с

$$k_{\text{пар}} = \frac{S_1 \cdot d^2}{\nu_{\text{пар}}}, \tag{12.20}$$

де $\nu_{пар}$ = 0,216·10^{-4} м^2/с – кінематична в'язкість пари.

Витрата пари через шар цукру в центрифузі $G_{пар}$, м^3/с

$$G_{\text{пар}} = \frac{k_{\text{пар}} \cdot \omega^2 \cdot D^2 \cdot (D - S_1) \cdot H \cdot \pi}{4 \cdot g \cdot S_1}. \tag{12.21}$$

Тривалість пропарювання τ_1, с

$$\tau_1 = \frac{q_o}{G_{\text{пар}}} \,. \tag{12.22}$$

Повний об'єм V, можливий до завантаження утфелем:

– для звичайної центрифуги (циліндричний барабан), м^3

$$V = \frac{\pi \cdot (D^2 - d_3^2) \cdot H}{4}, \tag{12.23}$$

де d_3 – діаметр завантажувального отвору, м (d_3 = 0,8 м);

– для саморозвантажної центрифуги (циліндроконічний барабан), м^3

$$V = \frac{\pi}{12} \cdot \{3(D^2 - d_3^2) \cdot H + (D^2 + D \cdot d_3 - 2 \cdot d_3^2) \cdot H_1'\}, \tag{12.24}$$

де H'_1 – висота конічної частини, м.

Розрахункова продуктивність центрифуги А, кг/с

$$A = \frac{1440 \cdot V \cdot \varphi \cdot \varepsilon \cdot \rho_y}{(1 - x) \cdot (\tau_1 + \tau_2)}, \tag{12.25}$$

де φ – коефіцієнт заповнення центрифуги

$$\varphi = V_0 / V \tag{12.26}$$

де V_O – загальний об'єм центрифуги, м^3 (для циліндричної центрифуги $V_O = \pi \cdot D^2 \cdot H/4$, для циліндроконічної центрифуги $V_O = \pi \cdot D^2 \cdot H/4 + \pi \cdot D^2 \cdot H_1/12$;

ε – відношення фактичної частоти обертів центрифуги до номінальної (ε= 0,89).

Потужність, що витрачається для розгону центрифуги $N_ц$, кВт

$$N_{\text{ц}} = \frac{G_{\text{ц}} \cdot R^2 \cdot \omega^2}{2000 \cdot \tau_0}, \tag{12.27}$$

де $G_ц$ – маса центрифуги, кг;

R – зовнішній радіус центрифуги, м;

ω – частота обертання центрифуги, с$^{-1}$;

τ_0 – тривалість розгону центрифуги, с (τ_0 = 50 с).

Потужність, що витрачається для розгону кільця утфеля в центрифузі N_y, кВт

$$N_y = \frac{G_y (R^2 + r^2) \cdot \omega^2}{4000 \cdot \tau_1 \cdot \eta}, \tag{12.28}$$

де $G_У = V \cdot \rho_У$ – маса утфеля в центрифузі, кг;

r – внутрішній радіус кільця утфеля, м

$$r = R - S_o, \tag{12.29}$$

τ'_1 – тривалість розгону утфеля, с (τ'_1=40 с);

η = 0,8 – коефіцієнт, що враховує гідравлічні і інші опори при переміщенні утфеля і патоки у барабані.

Потужність, що витрачається на тертя центрифуги об повітря N_f, кВт

$$N_f = 1{,}36 \cdot \beta \cdot H \cdot D^4 \cdot n^3 , \tag{12.30}$$

де β= 1,32·10^{-9} – емпіричний коефіцієнт.

Потужність, що витрачається на тертя в підшипниках N_T, кВт

$$N_{\text{т}} = \frac{f' \cdot (G_{\text{ц}} - G_y) \cdot g \cdot v}{1000}, \tag{12.31}$$

де f' = 0,03 – коефіцієнт тертя, залежний від конструкції підшипника;

$G_ц$ = 380 кг – маса центрифуги;

υ – окружна швидкість на поверхні шийки валу в підшипнику, м/с

$$v = \frac{\pi \cdot d' \cdot n}{60}, \tag{12.32}$$

d' – діаметр шийки валу, м (d' = 0,1 м).

В період розгону і завантаження центрифуги витрати енергії визначається як сума енергій N_{I}, кВт

$$N_{\text{I}} = N_{\text{ц}} + N_y + N_f + N_{\text{т}} . \tag{12.33}$$

Потужність в середній період роботи N_{II}, кВт

$$N_{\text{II}} = \frac{1}{4} \cdot N_y + N_f + \frac{2}{3} \cdot N_{\text{T}}. \tag{12.34}$$

Потужність в кінцевий період роботи N_{III}, кВт

$$N_{\text{III}} = N_f + \frac{3 \cdot N_T}{5} . \tag{12.35}$$

Середня величина потужності на центрифугу з урахуванням тривалості періодів, кВт

$$N = 0{,}23 \cdot N_{\text{I}} + 0{,}44 \cdot N_{\text{II}} + 0{,}33 \cdot N_{\text{III}} . \tag{12.36}$$

Контрольне завдання

Виконати розрахунок центрифуги, якщо задані дані табл. 12.1.

Таблиця 12.1 – Варіанти індивідуальних завдань

Номер	D, м	H, м	n, мин$^{-1}$	d, мм	$H_l^{'}$, м	$G_{\text{в}}$, кг	Характеристика утфеля			$Б_{\text{ф}}$, %	Марка центрифуги
							$Б_y$,%	$Дб_y$	G'_y,кг		
1	1,20	0,49	950	4,0	-	12,0	92,0	92,5	400	77,0	ФПН-1251Л-2
2	1,00	0,48	1000	4,1	-	11,8	91,2	92,4	380	77,1	
3	0,95	0,75	1100	4,0	-	11,6	91,8	92,4	370	77,2	
4	1,10	0,48	1050	4,0	-	11,4	91,7	92,3	390	77,3	
5	0,95	0,47	1000	4,0	-	11,4	91,6	92,2	360	77,4	"Буккау-Вольф"
6	1,00	0,48	950	4,1	-	11,6	92,0	92,1	370	77,5	
7	1,10	0,48	950	4,1	-	11,6	92,1	92,5	380	77,5	
8	1,20	0,49	950	4,1	-	11,8	92,2	92,5	390	77,6	
9	1,10	0,48	1000	4,0	-	11,8	92,4	92,6	390	77,4	
10	1,10	0,47	1000	3,9	-	12,0	92,4	92,7	380	77,4	ПС-1200

***Практичне заняття* 13**

Розрахунок циклонів

Циклони застосовуються для відносно грубого очищення запилених середовищ. В цих апаратах осадження зважених частинок в газовому потоці проходить в полі відцентрових сил. Звичайні конструкції циклонів розраховані на роботу середовища з температурою до 400 °С. Ці апарати призначені для вловлювання твердих частинок при їх концентрації в газі до 400 г/м^3.

Максимально допустима запиленість газу в залежності від діаметра циклона визначається за формулою:

$$x = \frac{D}{k} \text{ кг/м}^3, \tag{13.1}$$

де *D* - діаметр цйклона, м;

k *= 2*- для слабозлипального пилу;

k*= 4*- для середньозлипального пилу;

k*= 8*- для сильнозлипального пилу.

Ефективність очищення газів у циклонах визначається за формулою:

$$\eta = \frac{a_1}{a_2}100\%, \tag{13.2}$$

де a_1 - маса вловлених частинок, кг/с.

a_2- маса частинок, що потрапили в циклон, кг/с.

Циклони вибираються за трьома параметрами: розміром частинок пилу, максимальним коефіцієнтом очищення і мінімальним коефіцієнтом опору.

При осадженні частинок в полі відцентрових сил в умовах, що відповідають закону Стокса, коли опір середовища пропорційний першому ступеню швидкості осадження, тобто при Re<0,2, теоретична швидкість осадження визначається за формулою:

$$\vartheta_0 = \frac{d^2 \cdot \text{Фр} \cdot (\rho_1 - \rho_2)}{18 \cdot \mu} \text{ м/с}, \tag{13.3}$$

де *d* - розмір частинок, м;

ρ_1 - густина частинок, кг/м^3;

ρ_2 - густина газового середовища, кг/м^3;

μ - в'язкість середовища, Па·с;

Фр - фактор розділення.

При розрахунках діаметром цйклона завчасно задаються, а потім перевіряють його в наступній послідовності, при цьому рекомендується користуватися даними табл. 13.1 і рисунка 13.1, де приведені орієнтовні співвідношення основних розмірів цйклона, віднесених до ширини вхідного патрубка *b,* або до діаметра цйклона *D.*

Площа перерізу вихідного патрубка визначається за формулою:

$$f = b \cdot h = \frac{V}{\vartheta} \text{ м}^2,$$

де *V*- об'ємні витрати газу, що надходить у циклон при заданій температурі, м^3/с;

$\vartheta \approx 20$ м/с - швидкість газу у вхідному патрубку.

Так для циклонів ВТІ (табл. 13.1) $h = 4 \cdot b$, тоді

$$f = 4 \cdot b^2 = \frac{V}{\vartheta}, \text{ м}^2,$$

звідси $b = 0{,}5\sqrt{\frac{V}{\vartheta}}$.

Тоді попередньо значення діаметра циклона визначається по формулі:

$$D = 5{,}9 \cdot b = 2{,}95\sqrt{\frac{V}{\vartheta}} \text{ м.}$$

Таблиця 13.1 – Технічна характеристика циклонів

Параметри	Циклони ЦККБ		Циклони ВТІ		Циклони НДІОгаз	
Ширина вхідного патрубка, b	b	0,175 D	b	0,17 D	b	0,21 D
Висота вхідного патрубка, h	2 b	0,35 D	4 b	0,68 D	3,14 b	0,66 D
Діаметр циклона, D	5,7 b	D	5,9 b	D	4,75 b	D
Діаметр витяжної труби, D_1	3,7 b	0,65 D	3,9 b	0,66 D	2,75 b	0,58 D
Висота циліндричної частини, H_1	5,7 b	D	4,7 b	0,8 D	7,6 b	1,6 D
Висота конусної частини, H_2	4,3 b	0,755 D	5,05 b	0,86 D	9,5 b	2 D
Діаметр нижнього патрубка, d_n		0,35 D		0,35 D		0,35 D
Коефіцієнт опору циклона, ξ	2,5		6,0		7,0	

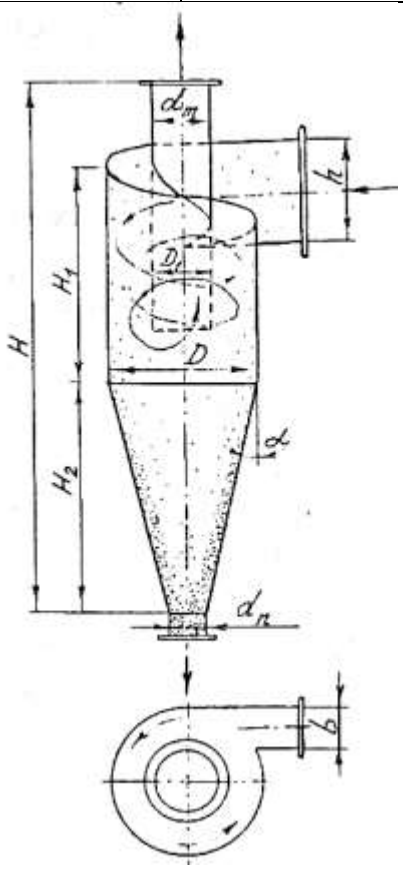


Рисунок 13.1 - Конструктивна схема циклона

Правильність застосування формули перевіряємо за рівнянням:

$$Re = \frac{\vartheta \cdot d}{\gamma} \leq 2,$$

де γ - кінематична в'язкість середовища, м/с^2.

При значеннях *Re* > 2 теоретичну швидкість осадження вираховуємо наступним чином:

Примітка: Діаметри циклонів у межах від 40 до 100 мм змінюються через кожні 20 мм, а наступних - через 50мм.

- визначаємо числове значення критерію Архімеда:

$$\mathrm{Ar} = \frac{\mathrm{g} \cdot \mathrm{d}^3}{\gamma^2} \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2}$$

- визначаємо величину фактора розділення:

$$\Phi\mathrm{p} = \frac{\vartheta_\mathrm{r}^2}{\mathrm{g} \cdot \mathrm{R}},$$

де ϑ_r - колова швидкість руху частинки в циклоні, м/с

R - радіус кола, по якому рухається частинка в циклоні, м;

g - гравітаційне прискорення, м/с^2;

$\frac{\vartheta_r^2}{g \cdot \mathrm{R}}$ - прискорення відцентрової сили, м/с^2.

Якщо добуток $Ar \cdot Фр < 84000$, то величину критерію Рейнольдса підраховуємо за рівнянням:

$$\mathrm{Re} = \left(\frac{\mathrm{Ar} \cdot \Phi\mathrm{p}}{13{,}9}\right)^{0{,}715}, \qquad (13.4)$$

а при значенні Ar·Фр > 84000 критерій Рейнольдса підраховуємо за рівнянням:

$$Re = 1{,}71\sqrt{\mathrm{Ar} \cdot \Phi\mathrm{p}}. \qquad (13.5)$$

По отриманому значенню критерію *Re* визначаємо теоретичну швидкість осадження частинок в циклоні.

Виходячи з заданої продуктивності циклону, визначаємо внутрішній діаметр витяжної труби за формулою:

$$d_m = 1{,}13\sqrt{\frac{V}{\vartheta_m}}\ \text{м}, \qquad (13.6)$$

де ϑ_m - швидкість газу в витяжній трубі, м/с.

У практичних розрахунках вона приймається в межах 4÷8 м/с.

Зовнішній діаметр витяжної труби вираховується за формулою:

$$D_1 = d_m + 2 \cdot \delta\ \text{м}, \qquad (13.7)$$

де δ - товщина стінки витяжної труби, м.

Правильність вибраного значення діаметра циклона перевіряється за рівнянням:

$$D = \frac{D_1}{1 - 10 \cdot \frac{\vartheta_0}{\vartheta}}\ \text{м}, \qquad (13.8)$$

де ϑ_0 - швидкість осадження частинок, м/с;

ϑ - 1214 м/с - колова швидкість газу в циклоні.

Висота циліндричної частини цйклона H_1 і висота конічної частини його H_2 вираховується співвідношеннями, приведеними в табл. 13.1

При цьому для видалення вловлених частинок з цйклона необхідно, щоб кут при вершині конуса дорівнював 30÷40°.

Діаметр цйклона можна визначити також з рівняння об'єму запиленого газу:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \vartheta_1\ \text{м}^3/\text{с}, \qquad (13.9)$$

де ϑ_1 - умовна швидкість газу в циклоні, м/с.

Ця швидкість розраховується за формулою:

$$\vartheta_1 = \sqrt{\frac{2\cdot\Delta p}{\xi\cdot\rho_2}}\text{м/с.} \qquad (13.10)$$

При попередньому розрахунку діаметра циклона задаються величиною $\Delta p/\rho_2$=740 м^2/с^2. Тоді дійсна швидкість газу визначається після вибору циклона нормалізованого діаметру.

Гідравлічний опір циклона визначається за формулою:

$$\Delta p = \xi \frac{\vartheta}{2}\frac{\rho_2}{g}\ \text{Па,} \qquad (13.11)$$

де ξ – коефіцієнт опору циклона (табл.13.1).

Приклади розрахунку

Приклад 1. Розрахувати циклон для вловлювання твердих частинок пилу розміром (d = 5 мк і густиною ρ_1 = 3000 кг/м^3. Об'єм запиленого повітря V = 3600 м^3/год з температурою t = 20 °С. Густина повітря при заданій температурі ρ_2 = 1,205 кг/м^3, динамічна в'язкість μ = 1,85·10^{-6} Па·с і кінематична в'язкість γ = 15,06·10^{-6} м^2/с.

Товщина стінки витяжної труби δ = 5 мм.

Розв'язання. 1. Вибираємо для розрахунку циклон типу НДІОгаз. При швидкості повітря у вхідному патрубку ϑ = 20 м/с площа перерізу його визначається за формулою:

$$f = 4\cdot b^2 = \frac{V}{\vartheta} = \frac{3600}{3600\cdot 20} = 0{,}05\ \text{м}^2,$$

2. Для циклонів НДІОгаз (табл. 13.1) h = 3,14·b, тоді $f = 3{,}14\cdot b^2 = \frac{V}{\vartheta}$ м^2, а відповідно

$$b = 0{,}565\sqrt{\frac{V}{\vartheta}} = 0{,}565\sqrt{f} = 0{,}565\sqrt{0{,}05} = 0{,}126\ \text{м.}$$

3. Орієнтовне значення діаметра циклона з табл. 13.1 складає:

$$D=4{,}75\cdot b=4{,}75\cdot 0{,}126=0{,}6\ \text{м.}$$

4. Приймаючи колову швидкість газу ϑ_1 = 12 м/с, визначаємо орієнтовне значення фактора розділення:

$$Фр = \frac{2\cdot\vartheta_1^2}{g\cdot D} = \frac{2\cdot 12^2}{9{,}81\cdot 0{,}6} = 49{,}0$$

5. Знаючи, що осадження частинок пилу заданих розмірів підлягає закону Стокса, розрахуємо швидкість осадження їх за формулою:

$$\vartheta_0 = \frac{d^2\cdot Фр\cdot(\rho_1-\rho_2)}{18\mu} = \frac{(5\cdot 10^{-6})^2 49(3000-1{,}205)}{18\cdot 1{,}85\cdot 10^{-6}} = 0{,}22\ \text{м/с}$$

6. Перевіряємо правильність застосування цієї формули за рівнянням:

$$Re = \frac{\vartheta\cdot d}{\gamma} = \frac{0{,}22\cdot 5\cdot 10^{-6}}{15{,}06\cdot 10^{-6}} = 0{,}073 < 2,$$

тобто, формулу можна застосувати.

7. Приймаючи швидкість газу у витяжній трубі ϑ_m = 5 м/с, визначаємо її внутрішній діаметр:

$$d_m = 1{,}13\sqrt{\frac{V}{\vartheta_m}} = 1{,}13\sqrt{\frac{3600}{3600\cdot 5}} = 0{,}5\ \text{м.}$$

8. Зовнішній діаметр витяжної труби розраховується за формулою:

$$D_1 = 0{,}5 + 2\cdot\delta = 0{,}5 + 2\cdot 0{,}005 = 0{,}51\ \text{м.}$$

9. Визначаємо діаметр циклона:

$$D = \frac{D_1}{1-10\cdot\frac{\vartheta_0}{\vartheta}} = \frac{0{,}51}{1-\frac{0{,}22}{12}} = 0{,}625 \text{ м.}$$

Отже, попередньо прийнятий нами діаметр циклона £> = 0,6 м можна залишити.

10. За співвідношеннями, приведеними в табл. 13.1 визначаємо висоту циліндричної частини циклону

$$H_1=7{,}6\cdot b=7{,}6\cdot 0{,}126=0{,}96 \text{ м.}$$

11. Висота конусної частини:

$$H_2=9{,}5\cdot b=9{,}5\cdot 0{,}126=1{,}2 \text{ м.}$$

12. Гідравлічний опір циклона вираховується за формулою:

$$\Delta p = \xi\rho_2\frac{\vartheta^2}{2\cdot g} = 7\cdot 1{,}205\frac{20^2}{2\cdot 9{,}81} = 172 \text{ Па·с.}$$

Контрольне завдання

По вихідних даних, приведених в табл. 13.2, розрахувати основні розміри циклону та гідравлічний опір апарата.

Таблиця 13.2 – Варіанти завдань

Варіанти завдання	Типи циклонів	Об'єм запиленого середовища, V м^3/год	Розмір частинок, d, мкм	Густина частинок, ρ_1, кг/м^3	Кінематична в'язкість середовища, γ 10^{-6} м^2/с
1	Циклон марки ЦККБ	3600	5	3000	15,1
2		3590	6	2950	15,0
3		3580	7	2900	14,9
4		3585	8	2850	14,9
5		3570	9	2800	14,7
		3560	10	2750	14,5
7		3550	12	2700	16,0
8	Циклон марки ВТІ	3420	10	3100	15,5
9		3350	7	2600	16,5
10		2800	5	3150	14,5

Середня температура середовища t =20 °С;

Густина повітря ρ_1 = 1,205 кг/м^3;

Динамічна в'язкість повітря μ = 1,85·10^{-6} Па·с;

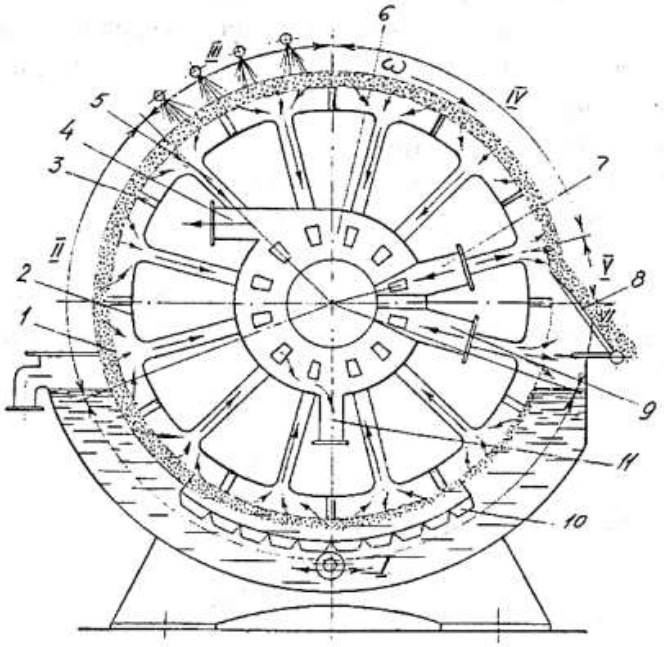
Товщина стінки витяжної труби δ = 5 мм.

Практичне заняття 14

Розрахунок вакуум-фільтра

Основні розрахункові залежності. Барабанні вакуум-фільтри безперервної дії широко застосовуються у багатьох галузях харчової промисловості. Основним робочим елементом конструкції фільтра є барабан із зовнішньою фільтрувальною поверхнею. Конструкція барабана та наявність розподільного пристрою дають можливість створити нескінченну низку періодичних процесів: фільтрування, попереднього просушування осаду, його промивання, повторного пресування та знімання з поверхні фільтрувальної перегородки.

Барабанні вакуум-фільтри (рис. 14.1) випускаються з поверхнею фільтрування 1, 3, 5, 10, 20, 40 м^2; діаметром барабана 1; 1,75; 2,6; 3,0; 3,4 м; довжиною барабана 0,35...4 м; частотою обертання його - 0,1...4,5 кВт та кутом занурення 130...200°.



I - зона фільтрації; II - зона видалення фільтрату; III - зона промивання осаду; IV - зона видалення нромиву; V - зона віддування осаду; VI - зона видалення осаду. 1 - фільтрувальна перегородка; 2 - барабан; 3 - поздовжні ребра; 4 - штуцер для відводу повітряно-водяної суміші; 5 - відвідні патрубки; 6 - розподільна головка; 7 - штуцер для підводу стисненого повітря; 8 - ніж; 9 - штуцер; 10 - штуцер для відводу фільтрату; 11 - мішалка

Рисунок 14.1. - Схема роботи вакуум-фільтра

Розрахункова робота виконується після ознайомлення з будовою та принципом дії вакуум-фільтрів. У такій послідовності визначаються:

1) час фільтрування:

$$\tau = \frac{B \cdot \delta_{\text{ос}} (\delta_{\text{ос}} + 2 \cdot И \cdot V_0)}{И^2}, \quad (14.1)$$

де B, V_0 – параметри розрахункового рівня;

$$B = \frac{\mu \cdot q_{\text{т}} \cdot r}{2 \cdot P} \text{ с/м}, \quad (14.2)$$

$$V_0 = \frac{R_{\text{фп}}}{r \cdot q_{\text{т}}} \text{ м}^3/\text{м}^2, \quad (14.3)$$

де $q_{\text{т}}$ - маса твердої фази, яка відкладається на фільтрі під час одержання одиниці

об’єму фільтрату, кг/м^3

$$q_{\text{т}} = \frac{C_m \cdot \rho_p (100 - W)}{100[100 - (W + C_m)]}. \quad (14.4)$$

И - відношення об’ємів відфільтрованого осаду та одержаного фільтрату:

$$\text{И} = \frac{C_m \rho_p}{\rho_{\text{ос}}[100 - (W + C_m)]}, \quad (14.5)$$

де C_m - концентрація твердої фази в суспензії, %; W - вміст рідкої фази у відфільтрованому осаді до просушування, W =80%; $\rho_{\text{ос}}$ - густина вологого осаду, кг/м^3.

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot \rho_{\text{т}} \rho_p}{100 \cdot \rho_p + (\rho_{\text{т}} - \rho_p) W}; \quad (14.6)$$

2) тривалість промивання осаду у процесі надходження рідини з форсунок:

$$\tau_{\text{пр}} = \alpha \cdot \tau'_{\text{пр}}, \quad (14.7)$$

де α - відношення площі поверхні зони промивання, яку зрошують форсунками, до теоретично необхідної площі поверхні зони промивання, α = 1,1;

$\tau'_{\text{пр}}$- тривалість промивання осаду, с

$$\tau'_{\text{пр}} = \frac{N_{\text{пр}} \delta_{\text{пр}} (\delta_{\text{ос}} + \text{И} \cdot V_0)}{\text{И}}, \quad (14.8)$$

де $N_{\text{пр}}$ - константа рівняння для часу промивання, с/м^2,

$$N_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}} \rho_{\text{ос}} \cdot r \cdot q_{\text{т}} \cdot \mu_{\text{пр}}}{P_{\text{пр}}}, \quad (14.9)$$

де $V_{\text{пр}}$ - потрібний об’єм промивної рідини на 1 кг вологого осаду, $V_{\text{пр}}$ = 1,5·10^{-3} м^3/кг;

$\mu_{\text{пр}}$ - середня в’язкість промивного фільтра, Па·с, $\mu_{\text{пр}}$= 0,7 μ;

3) кут сектора зони просушування:

$$\varphi_{\text{с}} = \frac{360 \cdot z_{\text{пр}}}{z}, \quad (14.10)$$

де z, $z_{\text{пр}}$ - кількість камер фільтра, відповідно, загальна і тих, що одночасно перебувають у зоні просушування, z = 24, $z_{\text{пр}}$ = 2...4;

4) кут сектора від рівня рідини в резервуарі фільтра до середньої лінії початку всмоктування:

$$\varphi'_2 = \varphi_{\text{м}} + \frac{180}{z}, \quad (14.11)$$

де $\varphi_{\text{м}}$ - кут сектора мертвої зони від рівня рідини в кориті фільтра до верхньої мережі початку зони всмоктування, град, $\varphi_{\text{м}}$ = 2...4°.

5) кут, який займають сектори знімання осаду та мертвих зон:

$$\varphi' = \varphi'_1 + \varphi'_2, \quad (14.12)$$

де φ'_1 - центральний кут, який займає сектор змішування осаду, φ'_1 = 50...45°;

6) кутова швидкість барабана, град/с,

$$\omega = \frac{510 - \varphi'_2 - 2(\varphi'_1 + \varphi_c)}{\tau + 2 \cdot \tau_{\text{пр}}}, \quad (14.13)$$

7) кути секторів зони: фільтрування $\varphi = \omega \cdot \tau$, промивання $\varphi_{\text{пр}} = \omega \cdot \tau_{\text{пр}}$; попереднього просушування $\varphi'_c = 180 - \alpha/2 + \gamma_{\text{пс}}$, де $\gamma_{\text{пс}}$ - кут від горизонтальної осі барабана до верхньої межі зони попереднього просушування, $\gamma_{\text{пс}}$ = 13... 16°.

Кут занурення барабана в суспензію $\propto = \varphi + 2 \cdot \varphi'$;

8) тривалість: просушування осаду $\tau_c = \frac{\varphi_c}{\omega}$; попереднього просушування осаду

$\tau' = \frac{\varphi_c'}{\omega}$; перебування ланки фільтра в зоні знімання осаду і в мертвих зонах ; повного циклу роботи фільтра або обертання барабана фільтра $\tau_j = \tau + \tau_c' + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с}} + \tau'$. Частота обертання барабана фільтра $b = 1/t_{\text{ф}}$;

9) об'єм фільтру, одержаного з одиниці площі поверхні фільтрування за час $\tau \cdot V' = \delta_{\text{ос}}/И$, м^3/м^2.

Середні швидкості фільтрування, віднесені до часу фільтрування V = V'/τ і повного циклу роботи фільтра $V_ф = \tau_ф$.

Загальна площа поверхні фільтрування:

$$F_{\text{заг}} = \frac{П \cdot \tau_{\text{Ф}}}{K_{\text{З}} \cdot V'}, \text{м}^2 \quad (14.14)$$

де $K_{\text{З}}$ - коефіцієнт, що враховує зниження продуктивності фільтра внаслідок поступового забруднення фільтрувальної перегородки, $K_{\text{З}}$ = 0,8.

Глибина занурення барабана в суспензію:

$$H = r_{\text{б}}(1 - cos\alpha/2), \text{ м} \quad (14.15)$$

де $r_{\text{б}}$ - радіус барабана, м.

Продуктивність за вологим осадом, який знімається з фільтра:

$$П_{\text{ос}} = \frac{П \cdot И \cdot \rho_{\text{ос}}(100 - W')}{100 - W}, \quad (14.16)$$

де W'- вміст рідкої фази у відфільтрованому осаді після просушування протягом часу t_c, $W' = 76\%$.

Потужність привода витрачається на подолання таких моментів опору:

а) створювання внаслідок незрівноваженості шару осаду під час обертання барабана за умови, що осад покриває 8 площі поверхні фільтрування барабана, Н·м:

$$M_1 = 0{,}278 \cdot l \cdot \delta_{\text{ос}} \cdot \rho_{\text{ос}} \cdot D^2, \quad (14.17)$$

де l - довжина барабана, м; D - діаметр барабана, м;

б) зрізання осаду, Н·м:

$$M_2 = 0{,}5 \cdot f_1 \cdot T_1 \cdot \delta_{\text{ос}} \cdot D, \quad (14.18)$$

де f_1 - коефіцієнт тертя під час зрізання осаду, f_1 = 0,2...0,3;

в) тертя барабана об суспензію, Н·м:

$$M_3 = 0{,}02 \cdot M_2, \quad (14.19)$$

г) тертя цапфи вала фільтра об розподільну головку, Н·м:

$$M_4 = m \cdot f_2 \cdot T_0 \cdot F_{\text{т}} \cdot r_{\text{т}}, \quad (14.20)$$

де m - кількість розподільних головок, m = 2;

f_2 - коефіцієнт тертя в шайбах (між шайбою і головкою), f_2 = 0,12;

T_0 - питомий тиск між и поверхнями тертя цапфи та головки, T_0 = 300 кПа, Па;

F_T - площа поверхні тертя, F_T/D = 0,023, м^2;

$r_{\text{т}}$- радіус кола тертя ($F_T/r_{\text{т}}$ = 0,3), м.

д) тертя в цапфах вала:

$$M_5 = 10^3 \cdot f_3 \cdot G_{\text{б}} \frac{d_j}{2}, \quad (14.21)$$

де $G_{\text{б}}$ - вага барабана, кН;

f_3 - коефіцієнт тертя в цапфах вала, f_3 = 0,1 ...0,12;

d_j - діаметр цапфи вала, м, D/d_j = 6;

Обертальний момент на валі барабана:

$$M = M_1 + M_2 + M_3 + M_4 + M_5, \quad (14.22)$$

Потрібна потужність на валі електродвигуна:

$$N = 1{,}15\frac{M\cdot\omega}{\eta}, \qquad (14.23)$$

де ω - кутова швидкість обертання вала фільтра, с$^{-1}$;

η - ККД привода фільтра, η = 0,6...0,7.

Контрольне завдання

Розрахувати барабанний вакуум-фільтр по наведеним в табл. 14.1 параметрам.

Таблиця 14.1 – Варіанти завдань

Варіант	$П\cdot10^{-3}$	$\rho_т 10^{-3}$	$\rho_р 10^{-3}$	$\mu 10^{3}$	$r10^{-9}$	$R_{фп}10^{-9}$	$\delta_{фп}10^{3}$	P	$1/D$	$T10^{-3}$	C_m
1	1,5	2,37	0,99	0,8	340	33,5	7	66	1,0	70	3,5
2	1,3	2,15	1,01	1,0	220	21,3	8	70	1,1	68	3,2
3	1,6	2,22	1,05	1,0	330	11,1	9	45	1,2	72	3,6
4	1,4	2,08	1,06	0,9	315	27,5	10	65	1,3	69	3,1
5	1,1	2,30	1,02	0,9	225	15,3	11	73	1,4	67	2,9
6	1,2	2,35	1,07	1,0	335	18,4	12	78	1,1	73	3,7
7	1,5	1,98	1,03	1,0	212	12,5	9	80	1,0	66	3,3
8	1,4	2,12	1,08	1,0	314	13,7	7	67	1,3	70	3,5
9	1,1	1,21	1,04	1,0	323	17,3	8	68	1,2	72	3,3
10	1,6	2,05	1,09	1,0	295	35,4	10	71	1,4	68	3,6

Потрібно визначити: тривалість фільтрування τ та промивання осаду $\tau_{пр}$; частоту обертання барабана фільтра n; середні швидкості фільтрування τ та повного циклу роботи фільтра τ_j; загальну площу поверхні фільтрувння $F_{заг}$; глибину занурення барабана в суспензію; продуктивність за вологим осадом $П_{ос}$, геометричні розміри барабана; потужність привода.

Спрощений розрахунок вакуум-фільтра

Основні залежності. Для виводу основних закономірностей розрахунку фільтрів використовуємо рівняння для визначення швидкості фільтрування:

$$\vartheta = \frac{p}{R} = \frac{p}{R_1+R_2} = \frac{p}{k\cdot\mu\cdot\delta+R_2} \quad м^3/(м^2\cdot с), \qquad (14.24)$$

де p - загальний тиск фільтрування, Па;

R - загальний опір фільтрувального середовища, Па·с/м^3;

R_1 - опір осаду, Па·с/м^3;

R_2 - опір фільтрувальної перегородки, Па·с/м^3;

$k = \frac{C_0}{2\cdot d_е^2}$ - питомий опір, 1/м^2;

C_o = 160 - коефіцієнт, характерний для ламінарного руху фільтрату в капілярах осаду;

μ - динамічна в'язкість, Па·с;

δ - товщина шару осаду на перегородці, м.

Замінивши в рівнянні (5.55) товщину осаду δ виразом:

$$\delta = \frac{c\cdot v}{\rho_1} \text{ м}, \qquad (14.25)$$

де $c = \frac{\rho_1}{\frac{1}{c_1}-\frac{1}{c_2}}$, кг/м^3- кількість сухого осаду на фільтрувальній перегородці при проходженні через неї одиниці об'єму фільтрату;

v - об'єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 площі фільтруваль ної перегородки за період τ, м^3/м^2;

c_1 і c_2 - концентрація сухих речовин в суспензії і в мокрому осаді, кг/кг;

ρ_1 - густина сухого осаду, кг/м^3;

ρ_2 - густина фільтрату, кг/м^3, отримаємо:

$$R_1 = \frac{k}{\rho_1} \cdot \mu \cdot c \cdot \vartheta \text{ Па/м}^3, \tag{14.26}$$

де $r_1 = \frac{k}{\rho_1}$ - ваговии питомий опір шару осаду, м· c/кг.

З рівнянь (14.25) і (14.26) видно, що при проходженні фільтрату через пористу перегородку товщина осаду збільшується і зростає його опір фільтруванню, а швидкість фільтрування зменшується і змінюється в часі. Тому рівняння (14.24) буде мати вигляд:

$$\vartheta = \frac{d\vartheta}{d\tau} = \frac{p}{r_1 \cdot \mu \cdot c \cdot \vartheta + R_2} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}). \tag{14.27}$$

В промислових установках процес фільтрування проходить у двох режимах:

- при постійному тиску;
- при постійній швидкості і змінному тиску.

Період фільтрування при постійному тиску визначається за рівнянням:

$$\tau = \frac{r_1 \cdot \mu \cdot c}{p} \frac{\vartheta^2}{2} + \frac{R^2}{p} \vartheta = b \cdot \vartheta^2 + \frac{R_2}{p} \vartheta \cdot c, \tag{14.28}$$

де $b = \frac{r_1 \cdot \mu \cdot c}{2p}$.

Об'єм фільтрату у, що пройшов через одиницю поверхні фільтрувальної перегородки за період τ, визначається за рівнянням:

$$\vartheta = -\frac{R_2}{r_1 \cdot \mu \cdot c} + \sqrt{\left(\frac{R_2}{r_1 \cdot \mu \cdot c}\right)^2 + \frac{2\tau \cdot p}{r_1 \cdot \mu \cdot c}} \text{ м}^3/\text{м}^2 . \tag{14.29}$$

При постійній швидкості фільтрування і змінному тиску:

$$\frac{d\vartheta}{d\tau} = \frac{\vartheta}{\tau} = \frac{p_1}{r_2 \cdot \mu \cdot c \cdot \vartheta + R_2} = const \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}), \tag{14.30}$$

де p_1 - тиск фільтрування при наборі певного об'єму фільтрату, кг/м^2;

r_2 - питомий опір фільтруванню в той же період, м/кг.

Звідси термін фільтрування визначається за формулою:

$$\tau = \frac{r_2 \cdot \mu \cdot c}{p_1} \vartheta^2 + \frac{R_2}{p_1} \vartheta \cdot c , \tag{14.31}$$

а об'єм фільтрату за період τ:

$$\vartheta = -\frac{R_2}{2r_2 \cdot \mu \cdot c} + \sqrt{\left(\frac{R_2}{2r_2 \cdot \mu \cdot c}\right)^2 + \frac{\tau \cdot p_1}{r_2 \cdot \mu \cdot c}} \text{ м}^3/\text{м}^2. \tag{14.32}$$

Для використання рівнянь (14.29 – 14.32) при розрахунках терміну фільтрування і кількості фільтрату необхідно завчасно визначити питомий опір фільтрування осаду r_1 і опір фільтрувальної перегородки R_2 або взяти їх з довідникових даних.

При розрахунку терміну промивання фільтра використовується рівняння (14.32) як і для періоду фільтрування при постійній швидкості.

Тоді, прийнявши на основі дослідних даних питомі витрати промивної рідини на одиницю маси вологого осаду, визначається кількість її на 1 м^2 площі фільтрувальної перегородки:

$$\vartheta_1 = a \cdot \delta \cdot \rho_0 \text{ м}^3/\text{м}^2, \tag{14.33}$$

де a - питомі витрати промивної рідини;

ρ_0 - густина вологого осаду, кг/м^3.

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{c_2}{\rho_2}+\frac{1-c_2}{\rho_1}} \text{ кг/м}^3. \quad (14.34)$$

Термін промивання осаду вираховується за формулою:

$$\tau_1 = \frac{\vartheta_1}{\frac{\vartheta_1}{\tau_1}} = \frac{a\cdot\delta\cdot\rho_0}{p_1}(r_2\cdot\mu_1\cdot c\cdot\vartheta + R_2)c\ , \quad (14.35)$$

де p_1=p - тиск промивної рідини, Па;

r_2 - питомий опір осаду в кінці фільтрування, м/кг;

μ_1 - в'язкість промивної рідини , Па·с.

Приклади розрахунку

Приклад 1. Розрахувати основні параметри барабанного вакуум- фільтра. Вихідні дані для визначення поверхні фільтрування: продуктивність вакуум-фільтра G = 2,2 м^3/год; концентрація сухих речовин в суспензії c_1 = 0,3 кг/кг; концентрація сухих речовин в мокрому осаді c_2 = 0,65 кг/кг; густина фільтрату ρ_1 = 1,3·10^3 кг/м^3; густина сухого осаду ρ_2 = 2,8·10^3 кг/м^3; динамічна в'язкість фільтрату і промивної рідини μ = 0,915·10^{-6} Па·с; ваговий питомий опір шару осаду r_1 =1,76·10^{11} м/кг; загальний тиск фільтрування і промивання фільтра р = 5,5·10^3 Па; опір фільтрувальної перегородки R_2 = 0; питомі витрати промивної рідини на одиницю маси вологого осаду a = 0,5 л/кг; товщина осаду на перегородці δ = 1 см; кількість фільтрувальних секцій n_1 = 20, кількість секцій допоміжних зон n_2 = 5.

Розв'язання. 1. Визначаємо допоміжні величини:

а) Кількість сухого осаду, що зібрався на фільтрувальній перегородці при проходженні через неї одиниці об'єму фільтрату:

$$c = \frac{\rho_1}{\frac{1}{c_1}-\frac{1}{c_2}} = \frac{1{,}3\cdot10^3}{\frac{1}{0{,}3}-\frac{1}{0{,}65}} = 0{,}726\cdot10^3 \text{ кг/м}^3.$$

б) Об'єм осаду в 1 м^3 фільтрату:

$$\vartheta = \frac{1-c_2\left(1-\frac{\rho_1}{\rho_2}\right)}{\frac{c_2}{c_1}-1} = \frac{1-0{,}65\left(1-\frac{1{,}3\cdot10^3}{2{,}8\cdot10^3}\right)}{\frac{0{,}65}{0{,}3}-1} = 0{,}557 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

в) Густина вологого осаду:

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{c_2}{\rho_2}+\frac{1-c_2}{\rho_1}} = \frac{1}{\frac{0{,}65}{2{,}8\cdot10^3}+\frac{1-0{,}65}{1{,}3\cdot10^3}} = 2\cdot10^3 \text{ кг/м}^3.$$

г) Коефіцієнт:

$$b = \frac{r_1\cdot\mu\cdot c}{2p} = \frac{1{,}76\cdot10^{11}\cdot0{,}915\cdot10^{-6}\cdot0{,}726\cdot10^3}{2\cdot5{,}5\cdot10^3} = 1{,}06\cdot10^4 \text{ хв/м}^2.$$

д) Об'єм промивної рідини:

$$\vartheta_1 = a\cdot\delta\cdot\rho_0 = 0{,}5\cdot10^{-3}\cdot10^{-2}\cdot2\cdot10^3 = 1\cdot10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2$$

2. Визначаємо об'єм суспензії, яку спроможний пропустити фільтр:

$$\vartheta_2 = \frac{\delta}{\vartheta} = \frac{0{,}01}{0{,}557} = 0{,}018 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

3. Визначаємо термін фільтрування суспензії при R_2 = 0:

$$\tau = b\cdot\vartheta_2^2 = 1{,}06\cdot10^4\cdot0{,}018^2 = 3{,}4 \text{ хв.}$$

4. Визначаємо тривалість промивання осаду:

$$\tau_1 = \vartheta_1\cdot2\cdot b\cdot\vartheta_2 = 1\cdot10^{-2}\cdot2\cdot1{,}06\cdot10^4\cdot1{,}8\cdot10^{-2} = 3{,}8 \text{ хв.}$$

5. Визначаємо повний цикл фільтрування суспензії:

$$T = \frac{(\tau+\tau_1)n_1}{n_1-n_2} = \frac{(3{,}4+3{,}8)20}{20-5} = 9{,}6 \text{ хв.}$$

6. Визначаємо частоту обертання барабана вакуум-фільтра:

$$n = \frac{1}{T} = \frac{1}{9{,}6} = 0{,}104 \text{ об/хв.}$$

7. Визначаємо поверхню фільтрування:

$$F = \frac{G \cdot T}{3600 \cdot \vartheta_2} = \frac{2{,}2}{3600 \cdot 0{,}018} = 19{,}6 \text{ м}^2.$$

До установки приймаємо стандартний вакуум-фільтр з поверхнею фільтрування $F = 20$ м^2.

Приклад 2. Вихідні дані для розрахунку потужності приводу фільтра з поверхнею фільтрування $F = 20$ м^2:

діаметр барабана $D = 2{,}6$ м; довжина барабана $L = 2{,}6$ м; діаметр цапф фільтра $d = 440$ мм; маса барабана $Q = 10$ т; площа тертя торця вала $f = 0{,}06$ м^2; кількість розподільних головок $z = 2$; питомий опір зрізання осаду $\rho_0 = 7000$ кг/м^2; тиск головки на торець вала $p_o = 36000$ кг/м^2; коефіцієнт тертя $f_1 = 0{,}2$; коефіцієнт тертя головки об торець вала $f_2 = 0{,}2$; радіус тертя торця вала $r = 0{,}2$ м; коефіцієнт тертя в підшипниках $f_3 = 0{,}1$; к.к.д. приводу $\eta = 0{,}6$.

Розв'язання. 1. Визначаємо момент опору від неврівноваженості шару осаду:

$$M_1 = 0{,}278 \cdot L \cdot \delta \cdot \rho_0 \cdot D^2 = 0{,}278 \cdot 2{,}6 \cdot 1 \cdot 10^{-2} \cdot 2{,}6 = 47{,}5 \text{ кг·м.}$$

2. Визначаємо момент опору зрізанню осаду:

$$M_2 = 0{,}5\, f_1\, p\, L\, \delta\, D = 0{,}5\ 0{,}2\ 7000\ 2{,}6\ 10^2\ 2{,}6 = 47{,}5 \text{ кг·м.}$$

3. Визначаємо момент опору від тертя торця вала об розподільну головку:

$$M_3 = z\, f_2\, p_0\, f\, r = 2\ 0{,}2\ 36000\ 0{,}06\ 0{,}2 = 173 \text{ кг·м.}$$

4. Визначаємо момент опору від тертя в підшипника :

$$M_4 = f_3\, M\, d/2 = 0{,}1\ 10000\ 0{,}44/2 = 220 \text{ кг м.}$$

5. Загальна сума моментів опору складає:

$$M = M_1 + M_2 + M_3 + M_4 = 97{,}4 + 47{,}5 + 173 + 220 = 537 \text{ кг м.}$$

6. Визначаємо потужність електродвигуна для приводу фільтра:

$$N = 1{,}15 \frac{M \cdot n}{974 \cdot \eta} = 1{,}15 \frac{537 \cdot 0{,}104}{974 \cdot 0{,}6} = 0{,}107 \text{ кВт.}$$

7. При максимальному навантаженні і найбільшій частоті обертання барабана $n_{max} = 2$ об/хв., потужність електродвигуна для приводу буде:

$$N = N \frac{n_{max}}{n} = 0{,}107 \frac{2}{0{,}104} = 2{,}2 \text{ кВт.}$$

Контрольнt завдання

За вихідними даними, приведеними в табл. 14.2, розрахувати повний цикл фільтрування суспензії, поверхню фільтрування та частоту обертання барабана вакуум-фільтра, визначити потужність для приводу барабана.

Таблиця 14.2 – Варіанти завдань

Варіант	G, м^3/год	c_1, кг/кг	c_2, кг/кг	$\rho_1 \cdot 10^3$, кг/м^3	$\rho_2 \cdot 10^3$, кг/м^3	$\mu_1 \cdot 10^3$ (кг·хв)/м^2	$r_1 \, 10^{11}$, м/кг	$p \cdot 10^3$, кг/м^2	R_2	a, л/кг	δ, см	n_1	n_2
1	2,3	0,25	0,58	1,15	2,0	0,85	1,2	4,5	0	0,2	0,8	15	2
2	2,5	0,27	0,6	1,17	2,2	0,87	1,3	4,7	0,01	0,3	0,9	17	3
3	2,7	0,3	0,62	1,19	2,3	0,9	1,4	4,5	0,03	0,35	0,97	18	1
4	3,0	0,32	0,65	2,0	2,5	0,92	1,5	4,9	0,04	0,4	1,0	18	2
5	3,2	0,35	0,7	2,0	2,7	0,95	1,6	5,0	0	0,5	0,95	20	3
6	3,5	0,35	0,6	2,2	3,0	0,93	1,25	4,7	0,05	0,6	1,2	20	3
7	3,8	0,3	0,75	1,25	2,0	1,0	1,35	4,2	0,07	0,25	1,1	18	2
8	4,0	0,25	0,6	1,3	2,2	0,9	1,3	4,8	0,02	0,3	1,3	22	2
9	4,5	0,33	0,62	1,18	2,25	0,87	1,45	5,0	0,03	0,3	1,0	18	1
10	5,0	0,35	0,6	1,9	2,5	0,95	1,35	4,75	0,05	0,2	1,1	20	2

Умовні позначення, приведені в таблиці 14.2.

G - продуктивність вакуум-фільтра, м^3/год;

c_1 - концентрація сухих речовин в суспензії, кг/кг;

c_2 - концентрація сухих речовин в мокрому осаді, кг/кг;

ρ_1 - густина фільтрату, кг/м^3;

ρ_2 - густина сухого осаду, кг/м^3;

μ-динамічна в'язкість фільтрату і промивної води, Па с;

r_1 - загальний ваговий питомий опір шару осаду, м/кг

p - загальний тиск фільтрування і промивання фільтра, кг/м^2;

R_2 - опір фільтрувальної перегородки, кг/м^2;

a - питомі витрати промивної рідини на одиницю маси вологого осаду, л/кг;

δ - товщина осаду на перегородці, см;

n_1-кількість фільтрувальних секцій;

n_2 - кількість секцій допоміжних зон.

***Практичне заняття* 15**

Розрахунок сепаратора

Сепаратори можуть бути класифіковані за наступними ознаками: технологічне призначення; конструкція барабана; спосіб вивантаження осаду (шламу); принцип і характер вивантаження осаду; конструкція пристрою для вивантаження осаду; спосіб підвода початкової гетерогенної системи і відведення продуктів сепарації; сфера застосування (галузь промисловості); вид приводу сепаратора.

По технологічному призначенню сепаратори поділяються на три основні класи:

1) сепаратори-роздільники для розділення суміші рідин, нерозчинних одна в іншій, і для концентрації суспензій і емульсій;

2) сепаратори-освітлювачі для виділення твердих часток з рідини;

3) комбіновані сепаратори для виконання двох або більше операції переробки рідкої суміші.

Комбіновані сепаратори називають універсальними, що підкреслює їх багатостороннє призначення. До них відносять сепараторів, в яких процес розподілу поєднується з яким-небудь іншим процесом. Так, відомі сепаратори-екстрактори, сепаратори-реактори.

До класу сепараторів-освітлювачів можна віднести сепаратори-класифікатори для подальшого диспергування (гомогенізації) дисперсної фази емульсій і їх очищення від домішок (їх відносять до комбінованих) і сепаратори для видалення з рідинної системи мікроорганізмів, що опиняються в шламовому просторі разом з іншими механічними домішками.

По конструкції сепаратори розділяють на тарілчасті і камерні. Ротор тарілчастих сепараторів укомплектований пакетом конічних тарілок, які ділять потік оброблюваної рідини на паралельно тонкі шари; ротор камерних сепараторів має реброву вставку (при одній камері) або комплект концентричних циліндричних вставок, що розділяють його об'єм на кільцеві камери, по яких оброблювана рідина протікає послідовно.

Тарілчасті сепаратори, незалежно від галузі їх застосування і призначення, можна підрозділити на два основні типи. Перший тип сепараторів має тарілки, що забезпечують подачу рідини в міжтарілкові простори через отвори, наявні в самих тарілках. Такі сепаратори часто називають сепараторами з центральною подачею рідини на тарілки. До цього типу відносяться і сепаратори, в яких рідина на вершину тарілок поступає з прорізів в тарілкотримачах.

Другий тип сепараторів характеризується тим, що рідина в міжтарілкові простори поступає з периферії і рухається до центру барабана. Тарілки в цих сепараторах отворів не мають.

За способом підведення початкової гетерогенної системи і відведення продуктів сепарації розрізняють сепараторів трьох типів: відкриті, напівзакриті і герметичні. У відкритих сепараторах подача в ротор рідкої суміші і від вод отриманих рідких фракцій здійснюються відкритим потоком. Процес сепарації не ізольований від доступу повітря.

У напівзакритих сепараторах рідина подається в ротор відкритим або закритим потоком, а відведення однієї або обох рідких фракцій відбувається під тиском по

закритих трубопроводах. Процес сепарації не ізольований від доступу повітря. Ротори напівзакритого типу відрізняються від роторів відкритого типу наявністю пристрою для виведення продуктів сепарації під тиском. У герметичних сепараторах подача в ротор початкової рідини і відведення рідких фракцій відбуваються під тиском по закритих трубопроводах, герметично сполучених з випускними патрубками, процес сепарації в них ізольований від доступу повітря. Ротори герметичних сепараторів відрізняються від роторів відкритих і напівзакритих сепараторів конструкцією пристроїв, що підводять і відводять рідину.

По виду приводу сепараторів підрозділяють на три групи: з ручним, комбінованим і електромеханічним приводом.

Основні елементи сепараторів: барабан, приводний механізм, станина, комунікації для підведення і відведення продуктів сепарації.

Робочим органом сепаратора, в якому відбувається процес розділення, є барабан.

Принцип дії сепаратора-роздільника (рис. 15.1,*а*) полягає в наступному. Початкова гетерогенна система по центральній трубі поступає в тарілкотримач, звідки по каналах, утворених отворами в тарілках, піднімається вгору і розтікається між тарілками. Під дією відцентрової сили легка фракція осідає на верхню поверхню тарілки, що пролягає нижче. По цій поверхні легка фракція рухається до центру барабана, далі по проміжку між кромкою тарілки і тарілкотримачем піднімається вверх барабана і відводиться з сепаратора.

Важка фракція в міжтарілковому просторі відтісняється до нижньої поверхні тарілки, фракція рухається по цій поверхні до периферії тарілки, і далі по проміжку між розділовою тарілкою і кришкою барабана піднімається вверх барабана і відводиться з сепаратора.

Суть процесу освітлення (рис. 15.1,*б*) полягає в наступному. Продукт, що піддається очищенню, по центральній трубці поступає в тарілкотримач, з якого спрямовується в шламовий простір між кромками пакету тарілок і кришкою. Рідка фаза поступає в міжтарілкові простори. По міжтарілкових проміжках вона піднімається вгору і через проріз виходить з барабана.

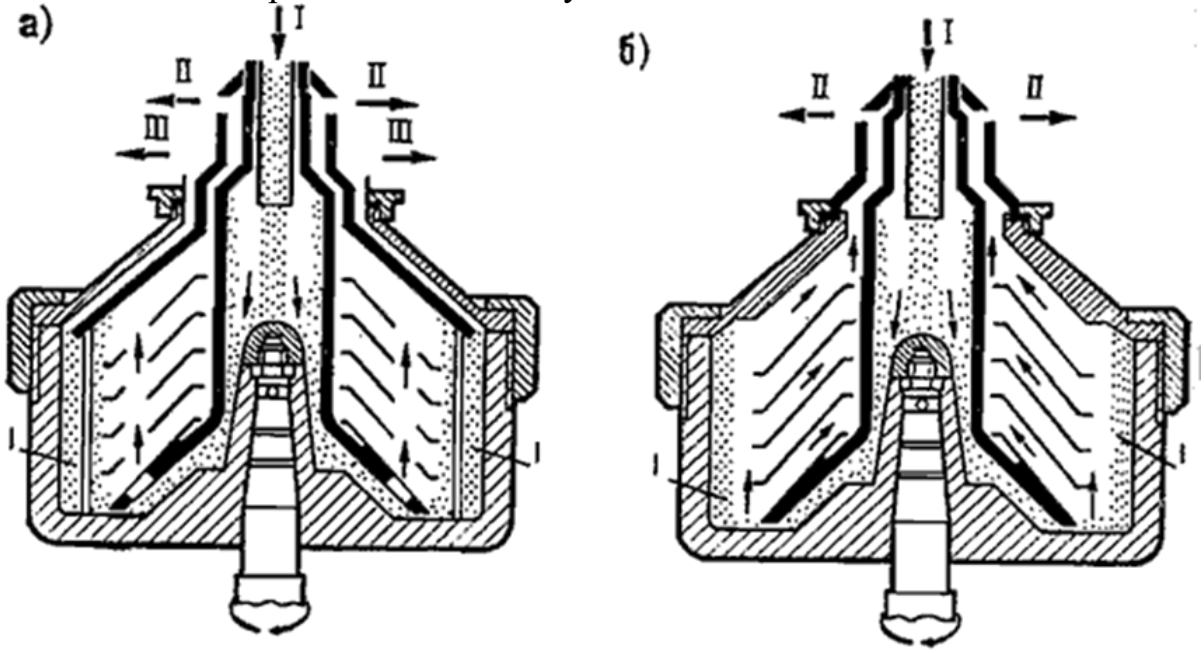
Саморозвантажні сепаратори розділяються на дві основні групи: з безперервним і пульсуючим відведенням осаду. У сепараторах з безперервним відведенням осаду останній віддаляється разом з частиною рідкої фази через сопла у вигляді концентрованої важкої фракції. У сепараторах з пульсуючим відведенням осаду останній викидається з барабана при переміщенні рухливого елементу, що відкриває розвантажувальні щілини на периферії барабана. При повному розвантаженні періодично припиняється вступ продукту на сепарацію, розвантажувальні щілини барабана відкриваються, і увесь його вміст, тобто виділений осад і рідка фаза, викидається в приймач.

Основні конструктивні чинники, які чинять істотний вплив на ефективність процесу сепарації: частота обертання барабана, розміри барабана і тарілок, відстані між тарілками.

Сепаратор-вершкороздільник (рис. 15.2) складається із станини 17 з приводним механізмом, пристрою, що приймальний-відводить, 12, гідровузла, чаші станини з приймачем осаду 7 і глушника, а також з пульта управління.

Молоко подається по трубопроводу і центральній трубі приймально-вивантажу-

вального пристрою, в сепаруючий пристрій, що обертається. В цей час поршень сепаруючого пристрою закритий. У порожнині під поршнем знаходиться вода. При роботі сепаратора відбувається незначне її витікання з сепаруючого пристрою і патрубка станини при підживленні. Для герметизації системи поршень підтискається до прокладки силою гідростатичного тиску.



1 - шар осаду; I - подача в барабан вихідного продукту; II - відвід із барабана легкої фракції; III - відвід із барабана важкої фракції.

Рисунок 15.1 – Схема процесу розділення (а) і освітлення (б) в барабанах тарілчастих сепараторів

Молоко подається в сепаруючий пристрій, проходить через отвори в тарілкотримечі і вертикальні канали пакету, розподіляється в міжтарілкових щілинах, розділяючись на вершки, що відтісняються до осі обертання, і знежирене молоко, що відтісняється до периферії сепаруючого пристрою. Вершки і знежирене молоко виводяться через камери напірних дисків.

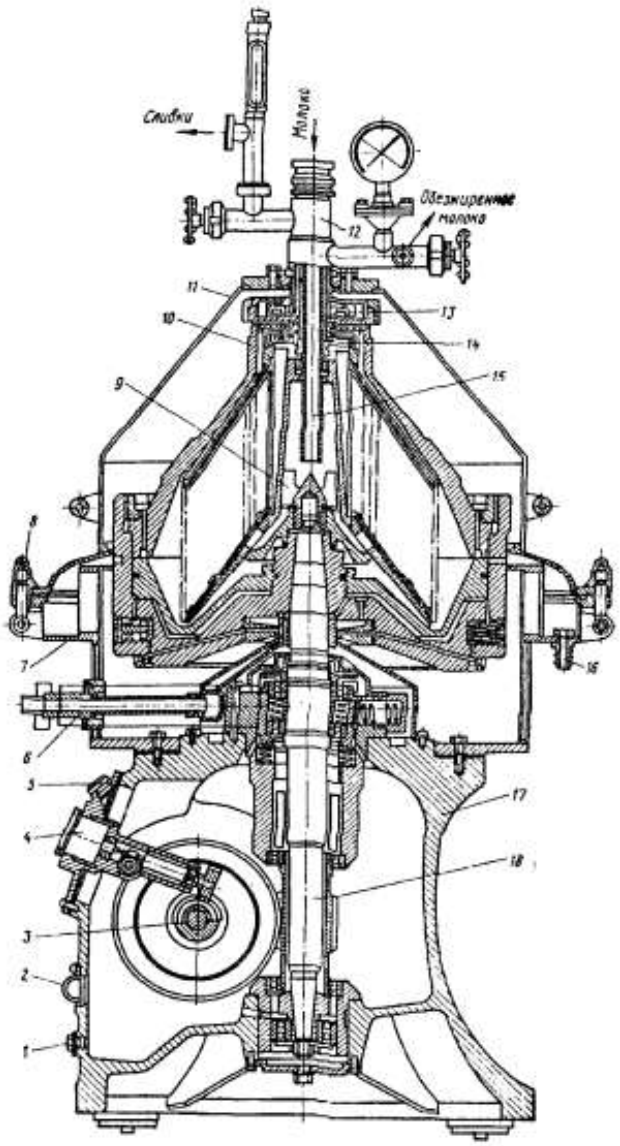
Тверді частки і важкі домішки, що виділяються з молока, поступають в периферійний об'єм сепаруючого пристрою, де відбувається їх накопичення і ущільнення. Щоб уникнути втрат молока застосовують тільки часткове вивантаження осаду при відкритті каналів.

Розвантаження сепараторів здійснюють в один або два етапи. При одноетапному розвантаженні осад вивантажується без перекриття пристрою для подачі початкового продукту. Проте щоб уникнути втрат продукту в період розкриття сепаруючого пристрою вивантажується не увесь осад, а лише його частина. При двохетапному розвантаженні спочатку перекривається пристрій для подачі початкового продукту і віддаляється рідина з міжтарілкового простору, а потім вже відкриваються щілини для вивантаження, внаслідок чого осад викидається з сепаруючого пристрою в приймач під дією відцентрової сили.

Розрахункова частина

Продуктивність сепаратора *П*, м^3/год

$$= 10^{-6} \cdot \beta \cdot \pi \cdot \omega^2 \cdot z \cdot tg\alpha \cdot \left(R_б^3 - R_м^3\right) \cdot d^2 \cdot \frac{(\rho - \rho_o)}{4 \cdot \mu_{мол}}, \qquad (15.1)$$



1 - пробка вивантаження оливи; 2 - покажчик рівня оливи; 3 - горизонтальний вал; 4 – тахометр; 5 - пробка заправки оливи; 6 -трубка підвода води в сепаруючий пристрій; 7 - приймач осаду; 8 - затискач; 9 - гайка; 10 - сепаруючий пристрій; 11 - кришка; 12 – приймально-вивантажувальний пристрій, 13, 14 - напірні диски; 15 - центральна трубка; 16 - штуцер підведення води; 17 - станина; 18 - вертикальний вал

Рисунок 15.2 – Сепаратор-вершкороздільник з пульсуючим вивантаженням осаду

де β – поправочний коефіцієнт, що враховує різницю між теоретичним і реальним процесом (β = 0,2...0,5);

z = (130...350) шт., число тарілок;

α – кут нахилу що утворює конуса тарілки(α = 45...60°);

d – еквівалентний діаметр частки легкої фракції (розмір жирових кульок), м;

ρ_0 і ρ – густина вершків і молока, кг/м^3 (ρ_0 = 960...1000 кг/м^3; ρ = 1000...1030 кг/м^3);

μ – динамічна в'язкість продукту, Па·с; $\mu_{злив} = (1{,}5\ldots5{,}6)\cdot10^{-3}$ Па·с; $\mu_{пах} = 1{,}7\cdot10^{-3}$ Па·с; $\mu_{мол} = (0{,}6\ldots1{,}3)\cdot10^{-3}$ Па·с.

Розмір жирових кульок d, мм

$$d = \frac{m}{0.04} + 0{,}5 \ , \tag{15.2}$$

де m – масова доля жиру в знежиреному молоці(m = 0,01%).

Тиск рідини, що виходить з сепаратора p, Па

$$p = \left(\frac{\rho_{\text{пах}}}{50000}\right) \cdot \left(R_{\text{б}}^2 - r_k^2\right), \tag{15.3}$$

де $\rho_{пах}$ – густина знежиреного молока (пахти), кг/м^3 ($\rho_{пах}$ = 1030 кг/м^3);

$r_к$ – внутрішній радіус кільця рідини, м ($r_к$ = 0,015 м).

Час безперервної роботи сепаратора між розвантаженням τ, годин

$$\tau = \frac{0{,}1 \cdot V}{\text{П} \cdot a}, \tag{15.4}$$

де a – об'ємна концентрація часток в продукті (суспензії), що сепарується % (a = 0,3 %).

Критична частота обертання валу $\omega_{кр}$, тобто швидкість, при якій відбувається руйнування валу, с$^{-1}$

$$\omega_{\text{кр}} = \frac{l}{l-c} \cdot \sqrt{\frac{K}{m_{\text{б}}}}, \tag{15.5}$$

де K – сила, що викликає прогин валу на 1 м, Н/м, для сепаратора з жорстко зачепленим (без амортизатора) верхнім радіальним підшипником

$$K = \frac{3 \cdot E \cdot I}{c^2 \cdot (c+l)} \ , \tag{15.6}$$

де E – модуль пружності матеріалу валу, Н/м^2 ($E = 2 \cdot 10^{11}$ Н/м^2 для сталей);

I – момент інерції перерізу вертикального валу, м^4

$$I = 0{,}05 \cdot d_{\text{в}}^4 \ , \tag{15.7}$$

де $d_в$ – діаметр валу, м ($d_в$ = 0,040...0,045 м).

Потужність електродвигуна сепаратора N, що працює в сталому режимі, кВт

$$N = 1{,}2 \cdot \frac{(N_1 + N_2 + N_3)}{\eta_{\text{пр}}}, \tag{15.8}$$

де $\eta_{пр}$ – ККД приводу ($\eta_{пр}$ = 0,92...0,95);

N_1 – потужність, що витрачається для створення надлишкового тиску в рідині, що викидається з сепаратора, кВт

$$N_1 = \frac{\text{П} \cdot p}{\eta_{\text{н.д}} \cdot 1000}, \tag{5.4.9}$$

де p – тиск рідини на виході, Па (р = 2,0…2,5 10^5 Па);

$\eta_{\text{н.д}}$ – ККД напірного диска ($\eta_{н.д}$ = 0,3);

N_2 – потужність, необхідна для подолання сил тертя барабана об повітря, кВт

$$N_2 = 1{,}8 \cdot 10^{-6} \cdot \rho_{\text{в}} \cdot F \cdot v_{\text{б}}^3 \ , \tag{15.10}$$

де $\rho_в$ – густина повітря, кг/м^3 ($\rho_в$ = 1,23 кг/м^3);

F – загальна площа поверхні тертя барабана, м^2

$$F = \frac{\pi \cdot \left(R_{\text{б}}^2 - R_{\text{м}}^2\right)}{cos\alpha} + 0{,}4 \cdot 10^{-3} R_{\text{б}} \cdot z \ , \tag{15.11}$$

де $v_б$ – окружна швидкість барабана, м/с

$$v_{\text{б}} = \frac{\pi \cdot n \cdot R_{\text{б}}}{30}, \tag{15.12}$$

N_3 – потужність, що витрачається на подолання сил тертя в підшипниках, кВт

$$N_3 = \ 10^{-3} \cdot f \cdot G \cdot g \cdot v_{\text{ц}} \ , \tag{15.13}$$

де f – коефіцієнт тертя (f = 0,03 для кулькових підшипників);

$v_ц$ – лінійна швидкість обертання валу, м/с

$$v_{\text{ц}} = \frac{\pi \cdot n \cdot d_{\text{в}}}{60}, \qquad (15.14)$$

де $d_в$ – діаметр валу, м.

Контрольне завдання

Виконати розрахунок сепаратора по даним наведених в табл. 15.1.

Таблиця 15.1 – Варіанти індивідуальних завдань

Номер 1	ω, c^{-1}	$R_б$, м	$R_м$, м	$R_о$, м	V 10^{-3}, $м^3$	$m_б$, м	с, м	l, м	G, кг
1	500	0,18	0,060	0,075	4,8	81	0,30	0,57	109
2	510	0,18	0,060	0,075	4,9	82	0,30	0,58	108
3	520	0,16	0,060	0,075	5,0	83	0,31	0,59	109
4	530	0,16	0,070	0,075	5,0	84	0,34	0,60	110
5	540	0,17	0,070	0,075	4,9	85	032	0,61	111
6	550	0,17	0,070	0,075	4,8	86	0,33	0,61	112
7	560	0,18	0,070	0,075	4,7	87	0,34	0,60	113
8	570	0,17	0,060	0,075	4,8	86	0,31	0,59	114
9	580	0,16	0,065	0,080	4,9	85	0,30	0,58	115
10	590	0,18	0,063	0,080	5,0	84	0,30	0,58	114

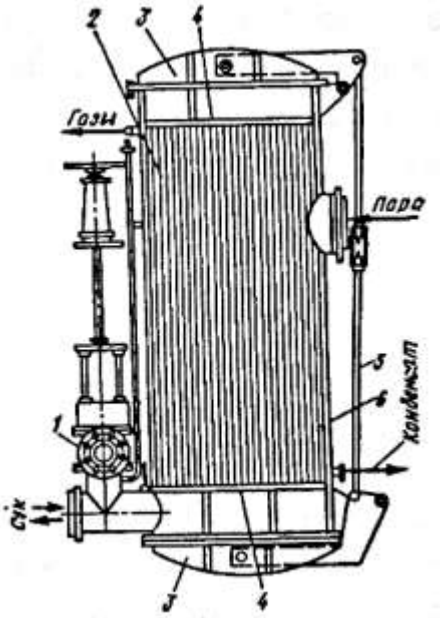
РОЗДІЛ 6 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРОВЕДЕННЯ ТЕПЛООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

Практичне заняття **16**

Розрахунок багатоходового теплообмінника

Головним завданням розрахунку багатоходових теплообмінників є визначення площі поверхні теплообміну. Вихідними даними для розрахунку мають бути параметри теплоносіїв на вході і виході, а також їх витратні характеристики.

Загальна площа нагрівної поверхні теплообмінника визначається на основі теплового розрахунку та прийнятої його конструкції (рис. 16.1).



1 - розподільна коробка; 2 - трубчаста поверхня теплообміну; 3 - верхня та нижня кришки; 4 - верхня та нижня трубні решітки, 5 - штанга устрою для відкривання (закривання) кришок; 6 - корпус.

Рисунок 16.1 - Схема 10-ходового підігрівана соку

Розрахунок виконується в такий послідовності: визначення температурного режиму; знаходження середнього градієнта температур та середньої температури робочих середовищ; визначення теплового навантаження теплообмінника або витратних характеристик гріючого агента і рідини, що нагрівається; визначення коефіцієнтів теплопередачі; розрахунок необхідної площі поверхні теплообміну.

Необхідну площу поверхні теплообміну знаходять, використовуючи основні рівняння теплопередачі:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t_{\text{ср}} \text{ Вт} \qquad (16.1)$$

де Q - кількість тепла, яку споживає теплообмінник, Вт;

k - коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2·К);

F- площа поверхні теплообміну, м^2;

$\Delta t_{\text{ср}}$ - середньологарифмічна різниця температур (градієнт температур), °С.

Із рівняння (16.1), площа поверхні теплообміну:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{ср}} \text{ м}^2, \qquad (16.2)$$

Коефіцієнт теплопередачі і градієнт температур у найбільшій мірі визначають

інтенсивність теплообміну.

Наприклад, для умов цукрового виробництва, де режим руху цукрових розчинів у багатоходових теплообмінниках турбулентний, для визначення коефіцієнта теплопередачі від стінки кип'ятильної трубки до розчину використовують критеріальне рівняння В. Н. Тимофєєва:

$$Nu = 0{,}0209 \cdot Re^{0{,}8} Pr^{0{,}45}, \tag{16.3}$$

де Re – критерій Рейнольдса;

Pr – критерій Прандтля.

$$Re = \frac{\omega \cdot l \cdot \rho}{\mu}; \quad Pr = \frac{c \cdot \mu}{\lambda},$$

де ω – швидкість;

l - лінійний розмір;

ρ - густина;

μ - динамічна в'язкість;

c - теплоємність;

λ - теплопровідність потоку.

Середньологарифмічна різниця температур визначається за формулою Грасгофа:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(T - t_1)(T - t_2)}{ln\frac{T - t_1}{T - t_2}} =$$

В практиці, наприклад, цукрового виробництва, де відомі добова потужність заводу за сировиною А (т/добу), кількості рідин для нагрівання a (% до маси перероблених буряків), питомі теплоємності c [Дж/(кг·К)] визначити кількість тепла, необхідного для нагрівання рідкого продукту від температури t_1 до t_2, можна за залежністю:

$$Q = \frac{1000 \cdot A \cdot a \cdot c}{24 \cdot 100 \cdot 3600}(t_1 - t_2), \tag{16.5}$$

де 24 - кількість годин у добі; 3600 - кількість секунд у годині; 100 - відсотки.

Відповідно таку ж кількість тепла потрібно передати через теплообмінну поверхню теплообмінника:

$$Q = k \cdot F\Delta t_{\text{ср}} = \frac{k \cdot F \cdot (t_2 - t_1)}{2{,}3lg\frac{T - t_1}{T - t_2}}. \tag{16.6}$$

Порівнюючи вирази (16.5) і (16.6) та виконавши відповідні скорочення, отримаємо рівняння:

$$\frac{k \cdot F}{2{,}3lg\frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{1000 \cdot A \cdot a \cdot c}{24 \cdot 100 \cdot 3600}. \tag{16.7}$$

Звідси площа поверхні теплообміну підігрівача із врахуванням теплових витрат у зовнішнє середовище для заводу певної виробничої потужності буде:

$$F = \frac{1000 \cdot A \cdot a \cdot c \cdot 2{,}3lg\frac{T - t_1}{T - t_2}}{24 \cdot 100 \cdot 3600} 1{,}03 \text{ м}^2, \tag{16.8}$$

де 1,03 - коефіцієнт витрат тепла у зовнішнє середовище.

Величину коефіцєнта теплопередачі визначають за табл. 16.1 та 16.2

Швидкість руху соку у підігрівачах цукрового виробництва 1,5÷9 м/с; сиропу - 0,3÷0,5 м/с.

Таблиця 16.1 – Визначення коефіцієнта теплопередачі

Швидкість руху соку, м/с	Коефіцієнт теплопередачі *к* [в Вт/(м·К)] при середній різниці температур, °С					
	10	20	30	40	50	60
Дифузійний сік						
1,0	568,4	539,4	522	498,8	481,4	475,6
1,1	603,2	568,3	556,8	533,6	510,4	498,8
1,2	638	597,4	591,6	568,4	539,4	522
1,3	678,6	632,2	620,6	597,4	558,4	545,2
1,4	713,4	661,2	655,4	620,6	591,6	568,4
1,5	754	696	684,4	649,6	614,8	585,8
1,6	788,8	730,8	713,4	6780,6	632,2	609
1,7	823,6	759,8	742,4	701,8	655,4	632,2
1,8	864,2	800,4	771,4	725	684,4	649,6
1,9	893,2	835,2	800,4	748,2	707,6	672,8
2,0	928	864,2	823,6	771,4	723,84	684,4
2,5	1044	974,4	928	852,6	806,2	777,2
Соки I, II сатурації і сульфітований						
1,0	1647,2	1542,8	1473,2	1392	1328,2	1276
1,1	1682	1566	1496,4	1421	1357,2	1299,2
1,2	1705,2	1600,8	1531,2	1450	1380,4	1316,6
1,3	1728,4	1624	1566	1473,2	1415,2	1334
1,4	1751,6	1653	1589,2	1502,2	1438,4	1345,6
1,5	1774,8	1693,6	1612,4	1531,6	1467,4	1374,6
1,6	1815,4	1716,8	1641,4	1554,4	1484,8	1392
1,7	1844,4	1740	1670,4	1577,6	1502,2	1409,4
1,8	1879,2	1763,2	1705,2	1595	1519,6	1426,8
1,9	1914	1786,4	1728,4	1612,4	1542,8	1450
2,0	1948,8	1821,2	1751,6	1635,6	1560,2	1467,4
2,5	2059	1914	1832,8	1699,4	1612,4	1502,2

Таблиця 16.2 - Визначення коефіцієнта теплопередачі для густого сиропу

Швидкість руху сиропу, м/с	Коефіцієнт теплопередачі *к* для густого сиропу з клеровкою [у Вт/(м^2·К)] при концентрації сухих речовин, %					
	60	61	62	63	64	65
1	2	3	4	5	6	7
0,30	324,8	307,4	290	266,8	255,2	243,6
0,35	371,2	353,8	336,4	313,2	295,8	278,4
0,40	411,8	388,6	365,4	348,0	330,6	313,2
0,45	452,4	429,2	406	382,8	359,6	342,2

Продовження талиці 16.2

1	2	3	4	5	6	7
0,50	493	464	440,8	417,6	394,4	371,2
0,55	522	493	464	535	411,8	378,6
0,60	551	516,2	487,2	458,1	429,2	406
0,65	574,2	545,2	510,2	475,6	446,6	417,6
0,70	603,2	568,4	533,6	498,8	469,8	435
0,75	638	597,4	562,6	527,8	493	458,2
0,80	667	632,2	591,6	556,8	522	481,4
0,85	707,6	661,2	620,6	585,8	545,2	510,4
0,90	742,4	701,8	661,2	614,8	574,2	539,4

Більш точно швидкість руху рідких продуктів в трубках підігрівачів можна визначити за формулою:

$$\vartheta = \frac{10 \cdot A \cdot a}{68 \cdot 10^3 \cdot \gamma \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot m} \text{ м/с,} \qquad (16.9)$$

де γ - густина продукту, кг/м^3;

$d_{вн}$ - внутрішній діаметр трубки, м;

m - кількість трубок в пучку одного ходу підігрівана, шт.

Якщо на підприємстві одночасно працює декілька паралельно підключених підігрівачів, тоді швидкість руху рідкого продукту буде:

$$\vartheta = \frac{10 \cdot A \cdot a}{68 \cdot 10^3 \cdot \gamma \cdot (d_{1\text{вн}}^2 \cdot m_1 + d_{2\text{вн}}^2 \cdot m_2 + \cdots + d_{n\text{вн}}^2 \cdot m_n)} \text{ м/с,} \qquad (16.10)$$

де $d\ c_{1вн}$; $d_{2вн}$; $d_{nвн}$ - внутрішній діаметр трубок кожного підігрівача, м;

m_1, m_2, m_n - кількість трубок в пучку одного ходу кожного підігрівача, шт.

Приклад розрахунку

Приклад. Розрахувати площу поверхні теплообміну теплообмінника для нагрівання соку, густина якого γ = 1070 кг/м^3 в кількості a =120 % для цукрового заводу продуктивністю 6000 т/добу. Як теплоагент використовується водяна пара з температурою T= 115 °С. Сік нагрівається від температури t_1 = 82 °С до t_2 = 101 °С. Питома теплоємність соку c =3780 Дж/(кг·К).

Розрахунок. Середньологарифмічна різниця температур за (16.4):

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(115-82)(115-101)}{2{,}3lg\frac{115-82}{115-101}} = 22{,}2°\text{C}$$

На основі практичного досвіду до установлення за довідником (табл.16.3) попередньо приймаємо два типових 10-ходових підігрівані ПСС- 10-100 з числом трубок діаметром 33х1,5 мм в одному ході 29 шт.

Тоді фактична швидкість ходу буде:

$$\vartheta = \frac{10 \cdot 6000 \cdot 120}{68 \cdot 10^3 \cdot 1070 \cdot (0{,}03^2 \cdot 29 + 0{,}03^2 \cdot 29)} = 1{,}88 \text{ м/с}$$

Швидкість соку 1,88 м/с знаходиться в межах норм (1,5÷ 1,9 м/с). За табл.16.1 для $\Delta t_{\text{ср}}$ = 22,2 °С та ϑ = 1,88 м/с соку II сатурації коефіцієнт теплопередачі k =1740 Вт/(м^2·К).

Площа поверхні теплообміну підігрівачів буде:

$$F = \frac{1000 \cdot 6000 \cdot 3780 \cdot 2{,}3lg\frac{115-82}{115-101}}{24 \cdot 100 \cdot 3600 \cdot 1740} = 184 \text{ м}^2.$$

До установки приймаємо два підігрівані соку II сатурації ПСС-10-100 з площею

теплообміну 100 м^2 кожний. Виходячи з практичних міркувань, можливе установлення третього (резервного) підігрівача соку II сатурації з такими ж характеристиками, як і два основні.

Таблиця 16.3 – Характеристика підігрівачів

Тип підігрівача	Поверхня теплообміну, м^2	Кількість ходів, шт.	Кількість теплообмінних трубок, шт.	Максимальна температура гріючої пари,°С	Максимальний робочий тиск в камері, МПа		Внутрішній діаметр корпуса, мм	Висота, мм	Маса без засобів автоматизації, кг не більше
					паровій	соковій			
ПДС -10-30	30		90				650	4230	2070
ПДС-10-60	60		180				1040	4360	3690
ПДС-10-80	80		230				1040	4360	4000
ПДС-10-100	100	10	290				1040	4360	4280
ПДС-10-120	120		340				1040	4360	4600
ПДС-10-160	160		460				1280	4490	5640
ПДС-10-200	200		580	143	0,6	0,6	1410	4670	6290
ПДС-10-300	300		880				1600	5360	10490
ПДС-4-200	200	4	580				1280	4670	6650
ПДС-4-250	250	4	720				1410	4760	8250
ПСС-10-60	60		180				1040	4360	3370
ПСС-10-80	80		230				1040	4360	3690
ПСС-10-100	100		290				1040	4360	3930
ПСС-10-120	120	10	340				1040	4360	4220
ПСС-10-160	160		460				1280	4490	5300
ПСС-10-200	200		580				1410	4670	6400
ПСС-10-300	300		880				1600	5360	9985

Контрольне завдання

Розрахувати поверхню теплообміну підігрівача за вихідними даними, наведеними в табл. 16.4.

Таблиця 16.4 – Варіанти завдань

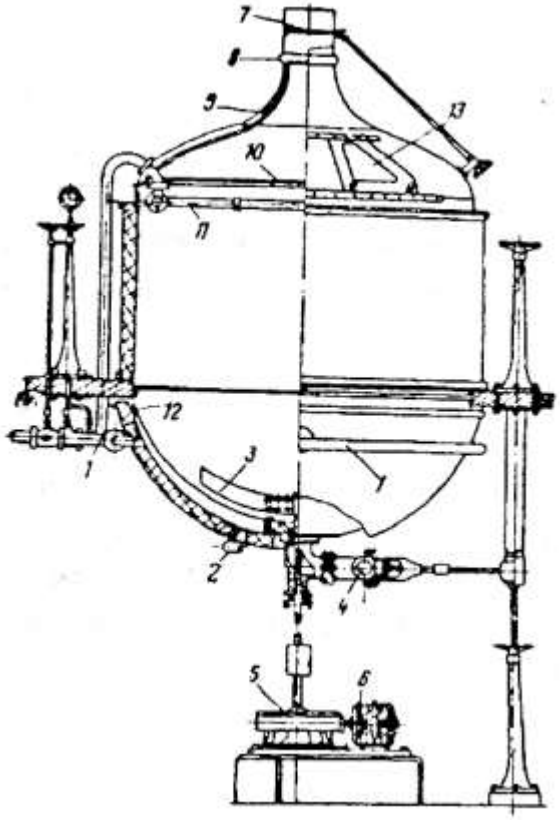
Варіанта	Продуктивність заводу, т/добу	Кількість продукту, %	Густина продукту, кг/м^3	Температура пари, °С	Температура продукту		Питома теплоємність продукту, Дж/кг·К	Діаметр трубок, мм
					початкова, °С	кінцева, °С		
1	1500	120	1064	102	70	90	3750	33х1,5
2	1500	133	1090	103	84	90	3780	33х1,5
3	1500	130	1054	116	93	105	3750	33х1,5
4	1500	40	1320	101	57	85	2500	33х1,5
5	2000	120	1064	105	70	90	3750	33х1,5
6	2000	133	1090	104	85	90	3750	33х1,5
7	2000	130	1054	126	105	115	3750	33х1,5
8	2000	40	1321	102	56	85	2500	33х1,5
9	3000	120	1064	104	70	90	3750	33х1,5
10	3000	133	1090	105	83	90	3750	33х1,5

Практичне заняття 17

Розрахунок апаратів для приготування пивного сусла

Обладнання для приготування пивного сусла (варильний агрегат) складається із заторних апаратів, фільтрів, сусловарильних апаратів та допоміжного обладнання.

В залежності від виробничої потужності, на пивоваренних заводах знаходяться у експлуатації дво-, чотири- і шестиапаратні агрегати, в основному періодичної дії з одноразовою переробкою зернопродуктів від 0,5 до 5,5 тонн. За конструкцією заторні і сусловарильні апарати класичної форми мають ідентичний устрій (відрізняються лише у деталях і являють собою циліндричну ємність із куполоподібною кришкою та подвійним сферичним дном, що утворює парову камеру. Ці апарати мають пропелерні мішалки з нижнім приводом (рис. 17.1).



1 - паропровід; 2 - відвід конденсату; 3 - мішалка; 4 - вентиль для вивантаження сусла; 5 - редуктор; 6 - електродвигун; 7 - засувка; 8,9,10 - жолоб, труба, жолоб для відведення конденсата; 11 - труба для сполоскування апарата; 12- ізоляція; 13-люк

Рисунок 17.1 - Сусловарильний апарат

Продуктивність варочного цеху по готовому пиву (*дал/місяць)* визначається за формулою:

$$G_B = \frac{M \cdot n \cdot \tau}{m} \text{ дал/місяць}, \qquad (17.1)$$

де M - одноразове завантаження зернопродукту в агрегат, кг;

n - кількість варів одного варочного агрегата за добу;

τ - кількість днів роботи варового апарата в місяць; τ = 28,5 діб. (1,5 доби витрачається на профілактику варочного обладнання);

m - витрати зернопродукту на 1 дал готового пива, кг.

Кількість варів одного варочного агрегата за добу приймається у залежності від

кількості несолоджених матеріалів (табл.17.1).

Таблиця 17.1 – Визначення кількості варів

Кількість апаратів	Кількість варів	
	100% солода	до 15% несолоджених матеріалів
6	6,0	5,4
4	4,0	3,6
2	2,0	-
4 із фільтр-пресом	5,0	5,1

Розміри апаратів варильного агрегата розраховують за нормами місткості на 1 тонну затирних матеріалів (табл. 17.2).

Таблиця 17.2 – Характеристика апаратів варильного агрегату

	Апарат			
Показники	Затирний	Фільтраційний	Сусловарочний	Фільтр прес
Повна місткість апарата, м^3	6,0	7,0	8,0	
Поверхня:		-		-
нагріву, м^2	5,0		7,2	-
фільтрування, м^2	-	5,2	-	
Кількість фільтраційних кранів, шт	-	5	-	-
Об'єм рам фільтр преса, м^3	-	-	-	1,2÷ 8,4 (залежно від кількості рам)

Розрахунок варочних агрегатів з точки зору теплообміну зводиться до розрахунку витрат пари на нагрівання води для затирання, нагрівання води для промивання дробини, нагрівання і кип'ятіння заторної маси і сусла, нагрівання води для мийки апаратів. Розрахунок витрат пари у варильному відділенні базується на складанні рівнянь матеріального та теплового балансів процесу.

В першу чергу необхідно визначити кількість води W, що випарюється при варінні сусла. Вона розраховується із матеріального баланса складеного на основі рівності концентрації сухих речовин до і після випаровування:

$$W = S\left(1 - \frac{B_n}{B_к}\right) \text{ кг}, \qquad (17.2)$$

де S - кількість сусла до випарювання, кг;

B_n, $B_к$ - початкова та кінцева концентрації сусла у % сухих речовин.

Витрати нагрівної пари на роботу як заторного, так і сусловарильного апаратів визначають із теплового баланса:

$$S \cdot c \cdot t_0 + G_i = (S \cdot c - W \cdot c_B)t_1 + W \cdot i_B + D \cdot i + Q_n, \qquad (17.3)$$

де c, c_B - питомі теплоємності сусла і води, кДж/кг·К;

G - витрати нагрівної пари, кг;

t_0, t_1 - початкова і кінцева температура заторної маси і сусла, °С;

i, i_B - тепловміст пари, яка нагріває та вторинної пари, кДж/кг;

i - питомий тепловміст конденсату, кДж/кг;

Q_n - втрати тепла в зовнішнє середовище, 5% від загальних витрат тепла.

Звідси витрати нагрівної пари будуть:

$$G = \frac{S \cdot c(t_1 - t_0) + W(i_в - c_в \cdot t_1) + Q_n}{i - i_к} \text{ кг.} \quad (17.4)$$

При розрахунку поверхні теплопередачі заторного і сусловарильного котлів орієнтовно можливо приймати наступні значення коефіцієнтів теплопередачі (табл.17.3).

Таблиця 17.3 – Коефіцієнти теплопередачі сусловарильних котлів

Призначення	Тип днища апарата	Коефіцієнт теплопередачі, Вт/м^2 ·К
Нагрівання	Стальне	930-1280
	Мідне	1160-1630
Кипіння	Стальне	1280-1630
	Мідне	1630-2100

Поверхня теплопередачі заторного чи сусловарильного котлів визначається за формулою:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t} \text{ м}^2, \quad (17.5)$$

де Q- кількість тепла, що передається через поверхню теплообміну, Вт;

k - коефіцієнт теплопередачі, Вт/м^2·К;

Δt - середня різниця температури між гріючою парою і киплячим суслом,°С.

Споживну потужність на перемішування рідини в апараті визначають за формулою:

$$N = K \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \text{ Вт,} \quad (17.6)$$

де K - крітерій потужності;

ρ - густина перемішувальної речовини, кг/м^3;

n - частота обертання мішалки, об./с;

d - діаметр мішалки, м.

Для лопатевих і пропелерних мішалок в залежності відзначення крітерія Рейнольдса Re крітерій потужності мас значення:

- для ламінарного режиму (Re < 50) K = 230 Re$^{-1.67}$
- для турбулентного режиму (Re > 50) K = 0,845 Re$^{-0,05}$

Наведені значення коефіцієнта потужності K справедливі при значенні співвідношення діаметра апарата до діаметра або висоти шару перемішувальної рідини до діаметра мішалки близько 3;

$$\frac{D}{d} \sim \frac{H}{d} \sim 3, \quad (17.7)$$

де D - діаметр апарата, м;

H - висота шару перемішувальної рідини, м.

Враховуючи вплив опору, знайдену потужність збільшують на відповідні поправочні коефіцієнти:

f = 1,1- гільза для термометра; $f_{тр}$ = *1,2* - труба для стягування затвору;

$f_ж$ = *7,1* – жорсткість стінок апарата.

Приклад розрахунку

Приклад. Розрахувати годинну витрату пари на уварювання пивного сусла, в сусловарильному апараті та площу його поверхні теплообміну.

Дані для розрахунку: Корисний об'єм сусловарильного апарата V = 6,50 м^3; початкова кількість сусла в сусловарильному апараті S = 6,50·1039,9 кг/м^3 = 6720 кг (де 1039,9 кг/м^3 - початкова густина сусла). Початкова температура сусла t_0 = 61 °*C,* кінцева температура сусла t_1 = *100* °*C.* За 100 хвилин роботи апарата початкова концентрація сухих речовин B_n = 11% збільшиться до кінцевої концентрації сухих речовин $B_к$ = 13%. Тиск нагрівної пари p = 343,2 кПа. Коефіцієнт корисної дії - 0,95. Ентальпія конденсата 4,1864 кДж/кг·К. Матеріал нагрівної камери - сталь.

Розв 'язання. Кількість випареної води (за 17.2) буде:

$$W = 6720\left(1 - \frac{11,0}{13,0}\right) = 1008 \text{ кг.}$$

За годину випаровується води 1008·60/100=604,8 кг/год.

Із рівняння теплового балансу знаходимо витрати нагрівної пари за формулою (17.4). При цьому питома теплоємність сусла c визначається як середня величина питомих теплоємностей сухих речовин (c_0 = 1,423 кДж/кг·К) та води (c_B = 4,1864 кДж/кг·К):

$$c = \frac{c_0[100-(100-B_n)]}{100} + \frac{c_B(100-B_n)}{100} = \frac{1,423[100-(100-11)]}{100} + \frac{4,1864(100-11)}{100} = 3,88 \text{ кДж/кг.}$$

Тепловміст (ентальпія) нагрівної і використаної пари визначається за табл.17.4.

$i_н$ = 2731,5 кДж/кг; i_B = 2674,5 кДж/кг.

Таблиця 17.4 – Тепловміст пари

Тиск,		Ентальпія пари, кДж/кг	Температура пари,°С	Тиск,		Ентальпія пари, кДж/кг	Температура пари,°С
кПа	кг/см^2			кПа	кг/см^2		
0,98	0,01	2512,9	6,7	176,5	1,80	2700,9	116,3
4,90	0,05	2560,2	32,5	186,3	1,90	2703,4	118,0
9,81	0,10	2583,3	25,4	196,1	2,00	2705,9	119,6
19,61	0,20	2608,8	59,7	245,2	2,50	2716,0	126,8
49,03	0,50	2644,4	80,9	294,2	3,00	2724,3	132,9
98,07	1,00	2674,5	99,1	343,2	3,50	2731,5	138,2
107,87	1,10	2678,7	101,8	392,3	4,00	2737,7	142,9
117,68	1,20	2682,5	104,2	490,3	5,00	2747,8	151,1
127,49	1,30	2686,2	106,6	588,4	6,00	2756,2	159,3
131,29	1,40	2689,2	108,7	686,5	7,00	2762,9	165,7
147,1	1,50	2692,5	110,8	784,6	8,00	2768,3	171,4
156,9	1,60	2695,5	112,7	882,6	9,00	2772,9	176,5
166,7	1,70	2698,4	114,6	980,7	10,00	2777,1	181,3

Витрати нагрівної пари із урахуванням ККД апарата 0,95, тобто Q_n= 5% від загальної витрати пари, буде:

$$G = \frac{6720 \cdot 3,88(100-61)+604,8(2674,5-4,1867 \cdot 100)}{(2731,5-4,1868 \cdot 100)0,95} = 1083,7 \text{ кг/год.}$$

Кількість тепла, що передається через поверхню теплообміну апарата:

$$Q = G(i - i_к) = 1083,7(2731,5 - 418,68) = 2506403 \text{ кДж/год} =$$

$$= \frac{2506403}{3,6} = 696223 \text{ Вт.}$$

Температура нагрівної пари та киплячого сусла протягом кипіння залишається

незмінною t = I00°*C.* За умов тиску нагрівної пари p = 343,2 кПа його температура буде t_n = 138,2 °С. Тоді різниця температур $\Delta t = t_n - t_1$ = =138,6-100 = 38,6 °С.

Коефіцієнт теплопередачі відповідно до табл.17.3 приймаємо орієнтовано k = 1630 Вт/м^2·К

Тоді розрахункова поверхня теплообміну апарата:

$$F = \frac{696223}{1630 \cdot 38{,}2} = 11{,}18 \text{ м}^2.$$

Контрольне завдання

Розрахувати годинну витрату нагрівної пари в сусловарильному апараті та визначити його поверхню теплообміну за вихідними даними наведеними в табл.17.5 та ентальпії конденсату 4,1868 кДж/кг·К

Таблиця 17.5 – Варіанти завдань

Варі-ант	Корис-ний об'єм апарата, м^3	Температура сусла, °С		Концентрація сухих речовин,%		Тиск нагрів-ної пари, кПа	Час роботи апарата, хв.	Мате-ріал нагрів-ної камери	Почат-кова густина сусла,кг/м^3
		Почат-кова	Кін-цева	Почат-кова	Кінцева				
1	5,0	60	100	10	13	245,2	100	мідь	1039,0
2	5,2	60	100	10,2	13	294,2	98	мідь	1039,1
3	5,4	60	100	10,3	13	343,2	94	мідь	1039,2
4	5,6	61	100	10,4	13	392,3	92	мідь	1039,3
5	5,8	61	100	10,5	13	343,2	90	мідь	1039,4
6	6,0	61	100	10,6	13	294,2	81	мідь	1039,5
7	6,2	62	100	10,7	13	245,2	93	мідь	1039,6
8	6,4	62	100	10,8	13	294,2	95	мідь	1039,7
9	6,6	62	100	10,9	13	343,2	97	сталь	1039,8
10	6,8	63	100	11,0	13	392,3	99	сталь	1039,9

РОЗДІЛ 7 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ФОРМУВАННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Практичне заняття 18

Розрахунок преса для цукру-рафінаду

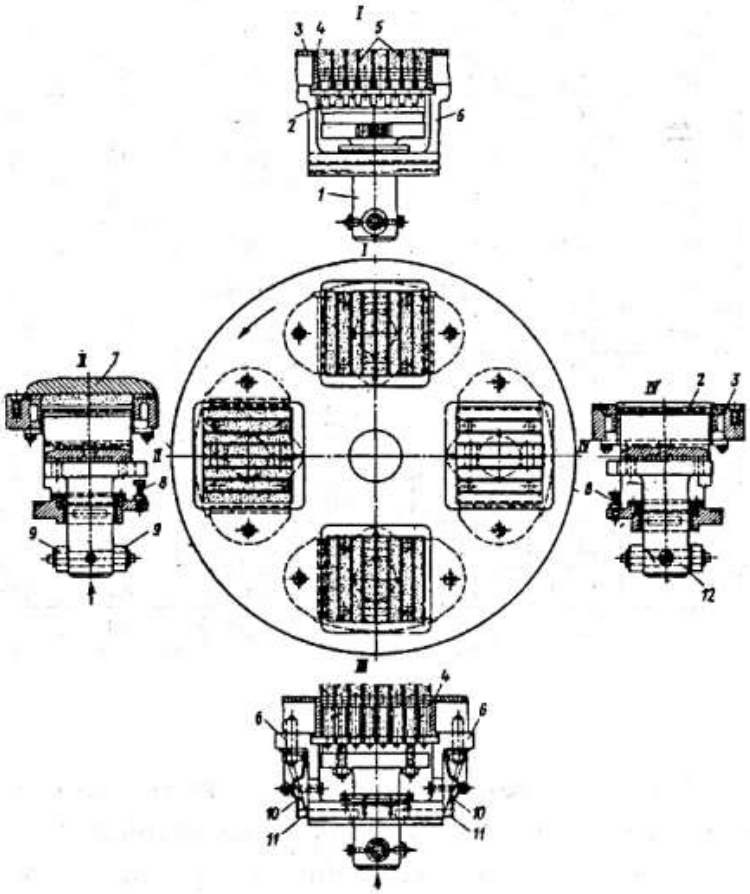
Брикетування рафінадної кашки здійснюють на рафінадних пресах, в яких рафінадна кашка ущільнюється до отримання рафінадного брикету. Крім того, в цих пресах здійснюються допоміжні операції: наповнення матриць кашкою; видалення отриманих брикетів з преса; очищення робочих поверхонь від цукру.

Згідно з загальною класифікацією виробничих машин-автоматів рафінадні преси відносяться до багатопозиційних машин штучних виробів і можуть бути розділені на класи:

I - преси з періодичним переміщенням продукту в процесі його обробки (Преси періодичної дії);

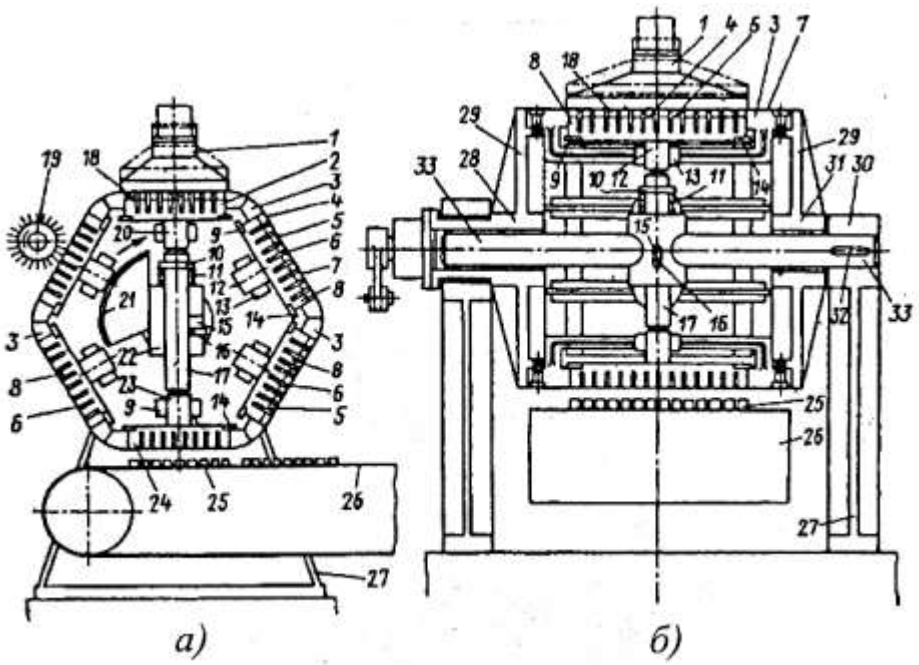
II - преси безперервного переміщення продукту в процесі його обробки (Преси безперервної дії).

До I класу відносяться чотирьохпозиційні дискові (рис.18.1) та карусельні преси, головним елементом яких є диск матриці, який виконує періодичний обертальний рух навколо вертикальної осі. До цього класу можна також віднести преси з горизонтальним барабаном (рис. 18.2), який обертається і несе матриці.



I - позиція наповнення матриці кашкою; II - позиція пресування; III - позиція виштовхування брикетів з матриці; IV - позиція очистки торців пуансона;
1 - штовхач; 2 - пуансон; 3 - набивна коробка; 4 - корпус; 5 - перегородка; 6 - напрямна скоба; 7 - упорний клин; 8 - контрольні болти; 9 – ролик; 10 – пластинчасті пружини; 11 - дерев'яні колодки; 12 - осі.

Рисунок 18.1 - Схема обладнання стола і принцип дії дискового преса



а - поперечному; б - поздовжньому:

1 - формуюча головка; 2 - пуансон; 3 - матриця; 4 - торцьова площина; 5 - цукор рафінад; 6 - перегородки; 7 - зовнішня площина; 8 - пуансони; 9 - обмежувач; 10 - опірний бурт; 11 - пружина стиснення; 12 - штовхач; 13 – напрямна втулка; 14 – обмежувач; 15 – паз; 16 - опірний палець; 17 – шток; 18 - горизонтальна площина матриці; 19 – щітка; 20 – штовхач; 21 – напрямна; 22 - напрямний стакан; 23 – штовхач; 24 – пуансон; 25 - спресовані шматочки; 26 – транспортер; 27 – стойка; 28 – цапфа; 29 - бокова стінка; 30 – опора; 31 – цапфа; 32 - клинова шпонка; 33 - вісь.

Рисунок 18.2 - Барабанний прес періодичної дії з використанням “вибухового" методу пресування у розрізі

До II класу відносяться преси з безперервним рухом матриць, транспортуючий орган яких виконаний у вигляді ротора (рис. 18.3), який безперервно обертається біля вертикальної чи горизонтальної осі. Існують також преси конвеєрного типу (рис. 18.4).

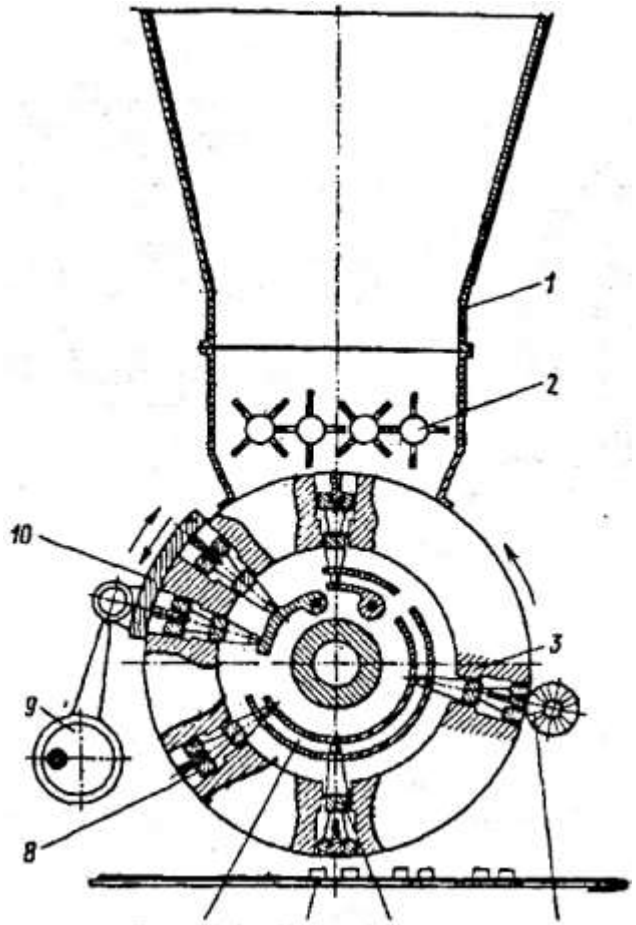
В пресах обох класів продукт ущільнюється механічним стиском; вібрацією; стисненим повітрям (вибуховим методом); комбінованим методом.

За кількістю поверхонь, які одночасно знаходяться під дією пуансонів, преси поділяють на два типи: одностороннього і двостороннього стиску. В цих пресах можна здійснювати стиск до певного кінцевого тиску, чи до певного кінцевого об’єму (висоти) брикета.

За видом випущеної продукції преси можуть бути розділені на такі, що виробляють рафінад у вигляді брусків, які після висушування піддаються розколу на окремі кусочки, і такі, що безпосередньо виготовлюють рафінад окремими брусочками.

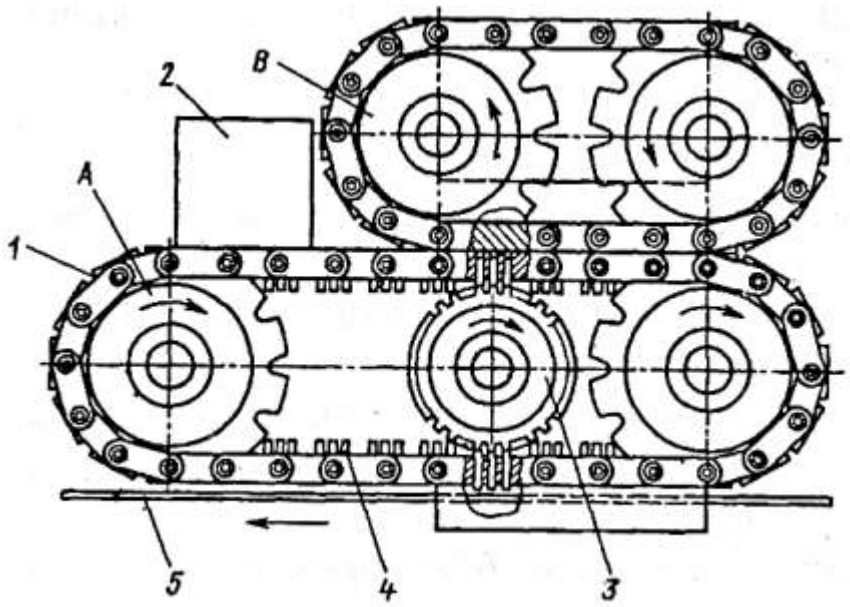
Основні розрахункові залежності

Головними параметрами процесу брикетування цукру-рафінаду є навантаження на головні органи рафінадних пресів: тиск на пуансон p_b і $p_н$ - тиск, який передається зі сторони брикета на опорну плиту; сила тертя брикета об стінки матриці і переміщення пуансона при пресуванні.



1 – бункер; 2 - набивна коробка; 3 – барабан; 4 - протиральний механізм; 5 – траверса; 6 - нижній транспортер сушарки; 7 - нерухомий копір; 8 – пуансони; 9 – ексцентриковий механізм; 10 - плита протитиснення

Рисунок 18.3 - Барабанний прес



А - матричним; В – протитиснення; 1 - матриці; 2 – бункери; 3 – кулачок; 4 – пуансон; 5 - нижній стрічковий транспортер.

Рисунок 18.4 - Схема конвеєрного преса з транспортерами

Вихідними даними для розрахунку цих параметрів є маса *m* і геометричні розміри

готового рафінадного брикета, а також вологість ω і температура *t,* °С кашки яка надходить на стиснення.

Рафінадна кашка являє собою трифазну систему, яка складається з твердої, рідкої і газоподібної фази. При ущільненні кашки в матриці преса повітря, яке заповнює міжкристальний простір, вільно виходить в атмосферу крізь зазори між матрицею і пуансоном і матрицею та плитою противотиску. Виходячи з того, що об'єм рідкої фази не перевищує 5 % загального об'єму брикета, можна припустити, що вирішальний вплив на процес стиснення робить кількість стисненої твердої фази. Маса твердої фази, яка бере участь у стисненні, менша від маси повністю висушеного рафінадного брикета на кількість сахарози, яка перейшла з розчину в тверду фазу при висушуванні.

Маса твердої фази:

$$m_{m.ф.} = m\left(1 - H_0 \frac{\omega}{100}\right), \tag{18.1}$$

де $m_{m.ф.}$ - маса твердої фази в кашці чи у вологому стисненому брикеті;

m – маса повністю висушеного брикета, г;

H_0 - коефіцієнт розчинення цукрози, г на 1 г води (його знаходять з табл.18.1);

ω – вологість кашки чи тільки-що стисненого брикета, %.

Таблиця 18.1 - Вплив температури на розчинність цукрози

t, °С	Цукроза		t, °С	Цукроза		t, °С	Цукроза		t, °С	Цукроза	
	г на 1г води	% до маси розчину		г на 1г води	% до маси розчину		г на 1г води	% до маси розчину		г на 1г води	% до маси розчину
5	1,87	65,16	30	2,17	68,50	55	2,75	73,37	80	3,70	78,74
10	1,91	65,65	35	2,27	69,39	60	2,91	74,43	85	3,95	79,80
15	1,96	66,24	40	2,37	70,33	65	3,08	75,51	90	4,22	80,85
20	2,02	66,92	45	2,49	71,31	70	3,27	75,59	95	4,51	81,87
25	2,09	67,68	50	2,61	72,33	75	3,48	77,66	100	4,84	82,87

Знаючи масу твердої фази, визначаємо середньоінтегральне по висоті значення коефіцієнта стиснення ($\beta_{\text{ср}}$) для кінцевого моменту процесу стиснення:

$$\beta_{\text{ср}} = \frac{\gamma_{\text{пр}} S}{m_{\text{т.ф.}}} H, \tag{18.2}$$

де $\gamma_{\text{пр}}$ - щільність безпористого матеріалу, який пресується (щільність кристала сахарози $\gamma_{\text{пр}}$ =1588 кг/м^3);

S - площа поперечного перерізу брикету;

H - висота брикету.

Коефіцієнт стиснення в крайніх шарах брикета для кінцевого моменту пресування:

$$\beta_b = \sqrt{\beta_{\text{ср}}^2 - \frac{k}{2} M}; \tag{18.3}$$

$$\beta_{\text{н}} = \sqrt{\beta_{\text{ср}}^2 + \frac{k}{2} M},$$

де k- постійний коефіцієнт, який визначається випробуваннями, k = 0,15;

M-коефіцієнт форми, визначається за формулою:

$$M=H\cdot L/S, \quad (18.4)$$

де L - периметр поперечного перерізу брикету.

Тиск на пуансон та опорну плиту визначається за наступними формулами:

$$lgp_b = lgp_{\text{пр}} - \psi(\beta_b - 1), \text{ МПа}; \quad (18.5)$$

$$lgp_{\text{н}} = lgp_{\text{пр}} - \psi(\beta_{\text{н}} - 1), \text{ МПа}; \quad (18.6)$$

де $lgp_{\text{пр}}$ - граничний тиск, який необхідний для отримання безпористого брикету;

ψ - модуль пресування.

Значення коефіцієнтів $lgp_{\text{пр}}$ і ψ можна рахувати постійними і рівними:

$$lgp_{\text{пр}} = 1{,}5;\ \psi=1{,}22.$$

Сила тиску на пуансон:

$$P_b = p_b S \quad (18.8)$$

Сила тиску на опорну плиту:

$$\mathrm{P_н} = \mathrm{p_н S} \quad (18.9)$$

Сила тертя брикета об стінки матриці:

$$\mathrm{F_{mp}} = \mathrm{P_b}\text{-}\mathrm{P_н} \quad (18.10)$$

Технологічні навантаження є вихідними даними для наступного розрахунку на міцність преса.

Вихідна висота стовпа кашки, необхідна для отримання брикета заданої маси (глибина наповнення матриці), може бути визначена за формулою:

$$h_0 = \frac{m_{m.ф.}}{\gamma_{\text{ок}} S}, \quad (18.11)$$

де $\gamma_{\text{ок}}$ - вихідна щільність твердої фази кашки, залежить від великого числа непідвладних точному обліку факторів (висота стовпа кашки у бункері преса, конструкції наповнюючого механізму преса і т.п.); при практичних розрахунках можна приймати $\gamma_{\text{ок}} \approx 0{,}8$ г/см^3.

Переміщення пуансона при стисненні, яке необхідно враховувати при проектуванні механізму привода пуансонів, визначаємо як різність початкової і кінцевої висоти брикету:

$$l = h_0 - H. \quad (18.12)$$

Приклад. Визначити тиск на пуансон, силу тертя, вихідну висоту стовпа кашки, переміщення пуансона при пресуванні цукру-рафінаду, а також визначити продуктивність преса.

Вихідні дані для розрахунку: маса брикету m =7,0 г; геометричні розміри брикету: довжина l = 23,0 мм, ширина b = 12,0 мм, висота H = 23; вологість брикету ω = 3%; температура кашки t =50 °С, кількість брикетів на годину n=375000 шт./год.

Розв'язання. Знаючи температуру кашки t=50 °С, по табл. 18.1 знаходимо коефіцієнт розчинення цукрози H_0 = 2,61 г на 1 г води.

Знаходимо масу твердої фази:

$$m_{m.ф.} = m\left(1 - H_0\frac{\omega}{100}\right) = 0{,}007\left(1 - 2{,}61\frac{3}{100}\right) = 0{,}00645 \text{ кг}.$$

Знаючи масу твердої фази, визначаємо:

$$\beta_{\text{ср}} = \frac{\gamma_{\text{пр}} S}{m_{\text{т.ф.}}} H = \frac{1588\cdot 0{,}000276}{0{,}00645}\,0{,}023 = 1{,}562;$$

$$\beta_b = \sqrt{\beta_{\text{ср}}^2 - \frac{k}{2}M} = \sqrt{1{,}562^2 - \frac{0{,}15}{2} \cdot \frac{0{,}023 \cdot 0{,}7}{0{,}000276}} = 1{,}416;$$

$$\beta_{\text{н}} = \sqrt{\beta_{\text{ср}}^2 + \frac{k}{2}M} = \sqrt{1{,}562^2 + \frac{0{,}15}{2} \cdot \frac{0{,}023 \cdot 0{,}7}{0{,}000276}} = 1{,}697.$$

Визначаємо тиск на пуансон та опорну плиту:

$$p_b = e^{1{,}5-1{,}22(\beta_b-1)} = e^{1{,}5-1{,}22(1{,}416-1)} = 9{,}84 \text{ МПа}$$

$$p_{\text{н}} = e^{1{,}5-1{,}22(\beta_{\text{н}}-1)} = e^{1{,}5-1{,}22(1{,}697-1)} = 4{,}468 \text{ МПа}$$

Сила тиску на пуансон:

$$P_b = p_b S = 9{,}84 \cdot 276 = 2716{,}33 \text{ Н}.$$

Сила тиску на опорну плиту:

$$P_{\text{н}} = p_{\text{н}} S = 4{,}468 \cdot 276 = 1233{,}035 \text{ Н}.$$

Сила тертя брикета об стінки матриці:

$$F_{тр} = P_b - P_{\text{н}} = 2716{,}33 - 1233{,}035 = 1483{,}295 \text{ Н}.$$

Глибина наповнення матриці:

$$h_0 = \frac{m_{т.ф.}}{\gamma_{\text{ок}} S} = \frac{0{,}0064519}{800 \cdot 0{,}000276} = 0{,}0292 \text{ м}.$$

Переміщення пуансона:

$$l = h_0 - H = 0{,}0292 - 0{,}023 = 0{,}0062 \text{ м}.$$

Знаючи масу брикету і кількість брикетів, які виробляються за годину, можна визначити продуктивність преса Q (т/год):

$$Q = m \cdot n \cdot 10^{-6} = 7{,}0 \cdot 375000 \cdot 10^{-6} = 2{,}625 \text{ т/год}.$$

Контрольне завдання

По вихідних даних, які наведені в табл. 18.2, визначити тиск на пуансон, силу тертя, вихідну висоту стовпа кашки, переміщення пуансона при пресуванні цукру-рафінаду, а також знайти продуктивність преса.

Таблиця 18.2 – Варіанти завдань

Варіант завдання	*l*, мм	*B*, мм	*H*, мм	*t*, мм	*M*, г	*ω*, %	*n*, шт./год.
1	23,00	12,00	23,00	50,00	7,00	3,00	375000
2	27,30	17,40	11,10	50,00	5,50	3,00	375000
3	27,30	17,40	12,00	50,00	6,20	3,00	375000
4	24,00	23,00	11,30	50,00	7,20	3,00	375000
5	23,00	184,00	23,00	50,00	100,00	3,00	10080
6	19,00	184,00	23,00	50,00	100,00	3,00	10080
7	23,00	187,00	23,00	50,00	100,00	3,00	10080
8	19,00	187,00	23,00	50,00	100,00	3,00	10080
9	23,00	12,00	23,00	55,00	7,00	2,50	375000
10	27,30	17,40	11,10	55,00	5,50	2,50	375000

Умовні позначення в таблиці 18.2

m - маса брикета, г;

l, *b*, *H*- геометричні розміри брикета, відповідно: довжина, ширина, висота, мм;

ω - вологість брикету, 3 % ;

t - температура кашки, °С;

n - кількість брикетів, яка пресується за годину, шт./год.

***Практичне заняття* 19**

Розрахунок преса для виготовлення макаронних виробів

Процес виготовлення макаронних виробів складається з таких етапів:

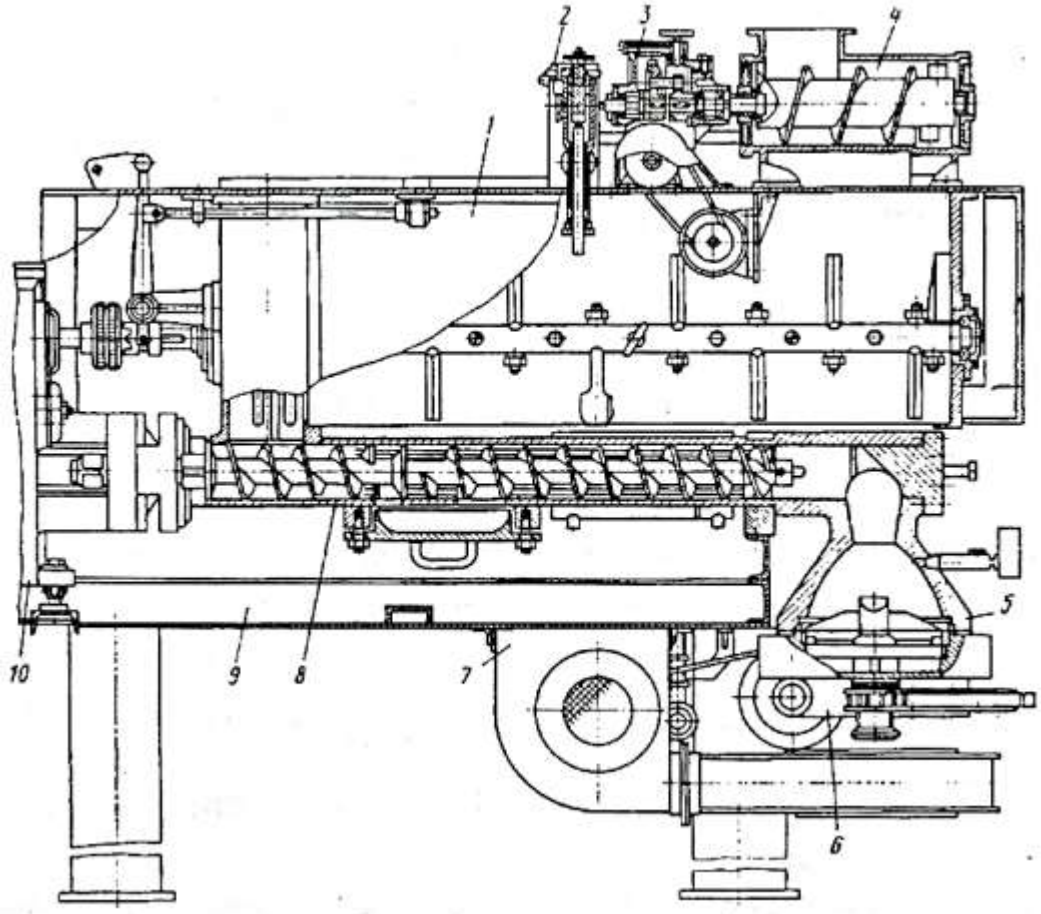
1. Змішування необхідних рецептурних компонентів. Для цього в конструкцію преса входить тістовимішувач та дозатори борошна і води.

2. Ущільнення та пластифікація крихтоподібної тістової маси в каналі шнекової камери, куди вона надходить з тістовимішувача.

3. Видавлювання сирих макаронних виробів через матрицю.

4. Обдувка, розкладка та сушка макаронних виробів. Операції цього етапу проводяться за допомогою спеціального обладнання.

На рис. 19.1 зображено загальний вигляд макаронного преса.



1- тістовимішувач; 2 - дозатор води; 3 - редуктор з електродвигуном приводу дозаторів; 4 - дозатор борошна; 5 - пресуюча головка з матрицетримачем; 6 - ріжучий механізм з приводом; 7 - пристрій для обдувки; 8 - пресуючий корпус із шнеком та перепускним каналом; 9 - рама преса; 10 - редуктор привода преса

Рисунок 19.1 - Схема шнекового макаронного преса ЛПЛ - 2М

Розрахунок преса можна поділити на такі етапи:

1. Розрахунок дозаторів борошна і води, в результаті якого визначаються їх продуктивність та споживана потужність.

2. Розрахунок тістовимішувача - визначення розмірів та сумарного об’єму місильних корит, продуктивності тістовимішувача та споживаної потужності.

3. Розрахунок пресуючої частини - визначення геометричних розмірів шнека та

споживаної потужності.

4. Розрахунок матриці - визначення її продуктивності та відповідного діаметра.

Розглянемо вказані етапи розрахунку, починаючи з розрахунку тістовимішувача.

Розрахунок тістовимішувача

Сумарна місткість місильних корит для заданої продуктивності преса V, м^3:

$$V = \frac{Q_n \cdot \tau}{\rho_{m1} \cdot k}, \quad (19.1)$$

де Q_n - продуктивність преса по сирих виробах, кг/год;

τ - тривалість замішування, год;

ρ_{m1} - густина непресованого тіста, кг/м^3 (табл. 19.1);

k - коефіцієнт заповнення корита тістом (k = 0,5÷0,75)

$$Q_n = \frac{Q_n'(100 - W_{\text{вир}})}{(100 - W_m)}, \quad (19.2)$$

де Q_n' - продуктивність преса по сухих виробах, кг/год;

$W_{\text{вир}}$ - вологість сухих виробів, % ($W_{\text{вир}}$ = 13 %);

W_m - вологість тіста, %.

Таблиця 19.1 - Деякі фізичні характеристики тіста, напівфабрикатів та готових макаронних виробів

Продукт	Вологість продукту W, %	Густина ρ, кг/м^3	Насипна густина $\rho_н$, кг/м^3	
			без утрясання	з утрясанням
Тісто в тістовимішувачі	29,0÷31,0	1250	719	789
Тісто спресоване	28,0÷33,0	1329-1447		
Напівфабрикати:				
макарони ("Особливі" та звичайні)	27,0÷30,8	1320	637	727
макарони-соломка	28,8÷29,5	1280	612	771
вермішель	28,8÷29,2	1280	516	616
ріжки	29,4	1250	581	671
Готові вироби:				
макарони ("Особливі" та звичайні)	12,8÷13,6	1330	411	452
макарони-соломка	12,0÷13,7	1320	305	368
вермішель	10,4÷13,3	1300	346	408
локшина	12,8÷13,7	1300	352	433
ракушки	10,8	1250	389	422

Загальна довжина місильних корит L, м:

$$L = V/S_к, \quad (19.3)$$

де $S_к$ – площа поперечного перерізу корита, м^2,

$$s_к = \frac{\pi \cdot b^2}{8} - \frac{b^2}{2} + h \cdot b, \quad (19.4)$$

де b - ширина корита, м (b = 0,38÷0,42 м);

h - висота корита, м (h = 0,40÷0,54 м).

Споживана потужність на вимішування тіста N_m, кВт,

$$N_m = 0{,}36 \cdot V \cdot \rho_{mi} \cdot R_0 \cdot \omega \cdot g/1000, \quad (19.5)$$

де R_o - максимальний радіус місильного органа, м (R_o = $b/2$ - 0,004 м);

ω - кутова швидкість обертання місильного органа, рад/с (ω =$(2pn_m)/60$, n_m=62÷88 об/хв. – частота обертання місильного органу);

g = 9,81 м/с^2 - прискорення сили тяжіння.

Розрахунок пресуючої частини

Фактична продуктивність макаронного преса по сирих виробах повинна дорівнювати продуктивності тістовимішувача.

Фактична продуктивність нагнітаючого шнека $Q_ш$, кг/год.

$$Q_{\text{ш}} = 188{,}5m\rho_{m2}(R_2^2 - R_1^2)\left(S - \frac{b_2+b_1}{2cos\alpha}\right)n_{\text{ш}}K_{\text{н}}K_nK_c, \quad (19.6)$$

де m - число заходів шнека (m = 1 для вермішелі, m = 3 для макарон та локшини);

ρ_{m2} - густина пресованого тіста (сирих виробів) після виходу з матриці, (ρ_{m2} =1280÷1320 кг/м^3 - табл. 18.1);

R_2 та R_1 - відповідно зовнішній та внутрішній радіуси шнека, м (рекомендується співвідношення радіусів R_2/R_1 = 1,8÷3);

S - крок гвинтової лінії шнека, м, $S=m\cdot S_0$, S_0 - відстань між сусідніми витками, м (рекомендується співвідношення кроку і зовнішнього радіуса $S/2R_2$ = =0,7÷1,0);

b_2 та b_1 - ширина гвинтової лопаті шнека в нормальному перерізі відповідно по зовнішньому та внутрішньому радіусах, м (b_2 =0,025 м, b_1 =0,005 м);

α - кут підйому гвинтової лопаті по середньому діаметру шнека, рад, tgα = =$S/(2\pi R_{cp})$, R_{cp} - середній радіус шнека, м, R_{cp} = (R_1+R_2)/2;

$n_ш$ - частота обертання шнека, об/хв., ($n_ш$ =30÷60 об./хв.);

$K_{\text{н}}$ - коефіцієнт наповнення порожнини шнека тістом в діапазоні значень S/D_2= =0,6÷1,0 та $n_ш$=30÷60 об./хв., величину коефіцієнта $K_{\text{н}}$ можна орієнтовно знайти за формулою:

$$K_{\text{н}} = -0{,}314\frac{S}{D_2} + 0{,}689, \quad (19.7)$$

де D_2 - зовнішній діаметр шнека, м.

K_n - коефіцієнт пресування тіста, що враховує ступінь зменшення його об’єму в шнековому каналі. Коефіцієнт пресування тіста визначається за формулою:

$$K_n = \frac{\rho_{\text{н}}}{\rho_{m3}}, \quad (19.8)$$

де $\rho_{\text{н}}$ = 719 кг/м^3 - насипна густина тіста (табл. 19.1);

ρ_{m3} - густина пресованого тіста до виходу з матриці, кг/м^3:

$$\rho_{m3} = \left(13{,}16 - \frac{180{,}23}{W_m}\right)\cdot P + 1373 \text{ кг/м}^3. \quad (19.9)$$

де P - тиск пресування, МПа.

K_c - коефіцієнт, що показує наявність зворотного потоку тіста в шнеку, тобто характеризує роботу шнека як транспортуючого елемента (для правильно спроектованого шнека ця величина становить K_c = 0,9÷0,95).

Потужність приводу пресуючого шнека $N_ш$, кВт:

$$N_{\text{ш}} = \frac{G_0\cdot n_{\text{ш}}}{6\cdot 10^4\cdot \eta}, \quad (19.10)$$

де η - ККД передачі від вала двигуна до вала приводу шнека (η ≈0,92÷0,96);

G_0 - робота рушійної сили процесу за один оберт шнека, Дж, що витрачається на роботу G_1 (Дж) подачі сировини, роботу G_2 (Дж) тертя по внутрішній поверхні пресової камери і на роботу G_3 (Дж) тертя на витках шнека.

Дана формула застосовна для шнеків без кільцевої шайби на шнеку, яка застосовується у шнеках з обробкою тіста під вакуумом.

$$G_0 = G_1 + G_2, + G_3,$$

де $G_1 = p \cdot S_1$,

$p = \frac{\pi \cdot D_2^2}{4} P \cdot 10^6$ – сумарне навантаження від тиску на поперечний переріз шнека, (Н);

$S_1 = \frac{Q_\text{ф}}{15 \rho_{2m} n_\text{ш} \pi (D_2^2 - D_1^2)}$ м; величина дійсного переміщення тіста за один оберт шнека;

$Q_\text{ф}$ - фактична продуктивність шнека, кг/год., $Q_\text{ф} = Q_\text{ш}$;

D_1 - діаметр вала шнека, м.

$$G_2 = p_3 \cdot f \cdot S_1, \quad (19.11)$$

де $p_3 = \frac{\pi D_2 \cdot P \cdot 10^6 \cdot L_\text{ш}}{2} \cdot f \cdot S_1$ - сумарне навантаження від тиску на внутрішню поверхню шнекової камери, (Н);

f - приведений коефіцієнт загального опору просуванню тіста.

Він враховує зовнішнє і внутрішнє тертя, а також інші фактори, що впливають на величину потужності. Цю величину в залежності від тиску пресування P (МПа) орієнтовно можна знайти за формулою:

$$f = 0{,}029 \cdot P + 0{,}071. \quad (19.12)$$

де $L_ш$ - робоча довжина шнека, $L_ш = 6 \cdot S$.

$$G_3 = f(p_1 + q \cdot tg\alpha)\pi D_c, \quad (19.13)$$

де $D_c = (D_1 + D_2)/2$, м – середній діаметр витка шнека;

$p_1 = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} P \cdot 10^6$ - сумарне навантаження від тиску на поперечний переріз потоку тіста, Н;

q - рушійна (обертаюча) сила, що діє на шнек, Н

$$q = \frac{1}{(1 - f \cdot tg\alpha)} \left(\frac{G_1 + G_2}{\pi D_c} + p_1 \cdot f \right). \quad (19.14)$$

Розрахунок матриці

Технологічний розрахунок матриці полягає у визначенні її продуктивності та потрібного діаметра. Продуктивність матриці по сухих виробах $Q_\text{м} = Q_n'$ кг/год.:

$$Q_\text{м} = 3600 \cdot \vartheta_n \cdot \rho_{m3} \cdot F_\text{м} \frac{100 - W_m}{100 - W_\text{вир}}, \quad (19.15)$$

де ϑ_n- швидкість руху тіста по формуючих каналах, м/с;

Площа живого перерізу матриці $F_\text{м}$, м^2, в залежності від виду виробів:

а) для трубчастих виробів (макарон), $F_м$:

$$F_\text{м} = \frac{\pi}{4} n_0 (d_3^2 - d_\text{в}^2), \quad (19.16)$$

де n_o - число формуючих отворів у матриці, шт.;

d_3 - зовнішній діаметр формуючого отвору, м;

d_B - діаметр вкладиша, м;

б) для вермішелі, F_B:

$$F_{\text{В}} = \frac{\pi}{4} n_0 (d_{\text{В}}^2), \quad (19.17)$$

де d_B - діаметр формуючого отвору, м;

в) для локшини, $F_З$

$$F_{\text{З}} = n_0 \cdot l_{\text{л}} \cdot a, \quad (19.18)$$

де $l_{\text{л}}$ - довжина формуючої щілини, м ($l_{\text{л}}$ = 4,0·10^{-3} м);

a - ширина формуючої щілини, м (a= 1,0·10^{-3} *м).*

Площа матриці Z, м^2:

$$Z = F/k_f,$$

де k_f - коефіцієнт живого перерізу матриці (табл. 19.2).

Таблиця 19.2 - Коефіцієнти живого перерізу макаронних матриць деяких типів

Асортимент	Число отворів у матриці	k_f
Макарони діаметром, мм:		
7,0	520	0,203
7,0	520	0,216
5,5	464	0,187
5,5	600	0,137
Ріжки діаметром, мм:		
5,0	462	0,156
5,5	454	0,149
Вермішель діаметром 1,5 мм	1938	0,15
Вермішель діаметром 2,5 мм	1122	0,062
Локшина розміром, мм:		
5,0 х 1,0	436	0,02
4,0 х 1,0	1140	0,079

Діаметр матриці $D_{\text{м}\ y}$ м:

а) для круглих матриць:

$$D_{\text{м}} = \sqrt{4Z/\pi}, \quad (19.19)$$

б) для прямокутних матриць L, м:

$$L = Z/B.$$

де B - ширина прямокутної матриці, м (B =0,1 м).

Швидкість випресовування тіста по формуючих каналах ϑ_n м/с, залежно від форми перерізу каналу:

а) для трубчастих виробів (макаронів):

$$\vartheta_n = \vartheta_0 + \frac{1}{4\mu}(\Delta P + \rho_{m\text{З}} \cdot g)\left(ln\frac{R_{\text{З}}}{R_{\text{В}}}\right)^{-1}\left[(R_{\text{З}}^2 - R_{\text{В}}^2) ln\frac{r}{R_{\text{В}}} - (r^2 - R_{\text{В}}^2)\left(ln\frac{R_{\text{З}}}{R_{\text{В}}}\right)\right], \quad (19.20)$$

де ϑ_0 - швидкість ковзання (приймається ϑ_0 = 0);

μ - динамічна в'язкість, що залежить від вологості макаронного тіста, Па·с, (μ =0,4·10^4÷0,3·10^6 Па·с);

ΔP - перепад тисків по довжині формуючого каналу, Па/м;

ΔP = (2÷6) ·10^8 Па/м;

g - прискорення сили тяжіння, м^2/с;

$R_З$ та $R_В$ - відповідно зовнішній та внутрішній радіуси отвору трубки макаронів, м (рис. 19.2);

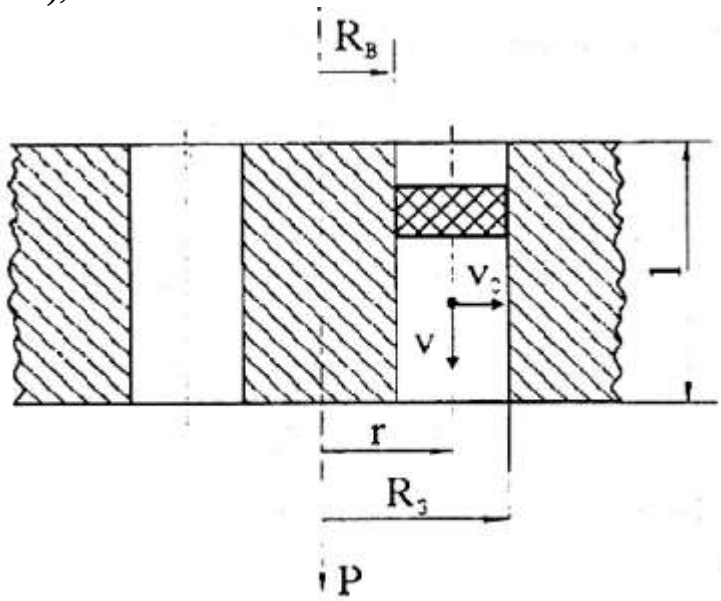


Рисунок 19.2 - Схема проходження тіста в кільцевому каналі матриці

r - радіус від осі кільцевого каналу, м:

$$r = \frac{R_З - R_В}{2} + R_В, \quad (19.21)$$

Орієнтовні швидкості випресовування для виробів різних типів представлено в табл.19.3.

Таблиця 19.3 - Середні швидкості пресування

Вироби: їх діаметр, мм	Швидкість пресування, мм/с
Макарони 7 х 4,8	15...25
Макарони "Особливі" 5,5 х 4,0	10...15
Соломка 4 х 3,5	5...7
Вермішель 0,5...1,5	25...35
Пресова локшина	20...25

б)для вермішелі:

$$\vartheta_n = \vartheta_0 + \frac{R^2}{4 \cdot \mu}(\Delta P + P \cdot g)\left(l - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right), \quad (19.22)$$

де R - радіус перерізу формуючого отвору, м,

$$r=R/2; \quad (19.23)$$

в) для локшини:

$$\vartheta_n = \vartheta_0 + \frac{R^2}{4 \cdot \mu}(\Delta P + P \cdot g)\left(\frac{l^2 - a^2}{2}\right),$$

де l та a - відповідно довжина та ширина формуючого отвору, мм (ці розміри для розрахунку вважаються рівними розмірам локшини, табл.19.4, 19.5).

Підставивши отримані дані в формулу для продуктивності, отримаємо продуктивність матриці по готових виробах, що повинна відповідати продуктивності преса.

Таблиця 19.4 - Деякі характеристики матриць, що використовуються на підприємствах макаронної промисловості

Виготовлювані вироби	Діаметр виробів, мм, зовнішній/ внутрішній	Діаметр матриць, мм	Товщина матриць, мм	Кількість отворів у матриці	Живий переріз	
					Відношення до всієї площі матриці	Площа, $см^2$
Макарони звичайні	7/4,8	298	22	621	0,203	126,56
- ″ -	7/4,8	298	23	655		
- ″ -	7/4,8	319	22	749	0,216	152,65
- ″ -	7/4,8	298	22	217		
- ″ -	7/4,8	500	22	672		
Макарони "Особливі”	5,5/4,0	298	22	827	0,187	116,6
- ″ -	5,5/4,0	298	23	840		
- ″ -	5,5/4,0	319	22	959	0,192	136,14
- ″ -	5,5/4,0	298	22	259		
Макарони-соломка	3	298	22	1025	0,075	49,2
- ″ -	3	319	22	1169	0,125	89,0
- ″ -	3	298	22	385		
Ріжки гофровані особливі	5,5	298	28	480	0,156	101,02
- ″ -	5,5	319	28	536		
Ріжки з гребінцем	5,5	298	28	326	0,0849	53,03
- ″ -	5,5	319	28	378	0 0869	61,49
- ″ -	5,5	298	22	222	0,12	6,4
Вермішель	1,5	298	28	5656	0,15	111,32
- ″ -	1,5	319	28	6300		
- ″ -	1,5	298	22	5 096		
- ″ -	1,5	500	12	6205		
- ″ -	1,2	298	10÷12	11935		
- ″ -	1 2	298	28	9436	0,170	106,72
- ″ -	1,2	298	22	6273		
- ″ -	0,8	298	28	11534		
Лапша рифлена	Переріз 3,8х1,2	298	28	3252	0,182	113,98
- ″ -	3,8х1,2	319	28	3 588	0 181	128,25
Фігурні ракушки		298	22	84	0,024	15,12
Фігурні ракушки		298	22/60	54		

Дана методика розрахунку частіше використовується для визначення продуктивності вже існуючих типів матриць, що серійно випускаються промисловістю, але вона може бути застосована і для проектного розрахунку, тобто визначення необхідних розмірів матриці для досягнення заданої продуктивності.

Таблиця 19.5 - Характеристика макаронних матриць із дисковими вставками для формування локшини і вермішелі

Виріб, розмір перетину	Число дискових вставок, шт.	Кількість формуючих отворів у кожній вставці, шт.	Загальна кількість формуючих отворів у матриці, шт.
Вермішель			
ø 1,5 мм	102	19	1938
ø 1,2 мм	102	55	5610
ø 2,5 мм	114	10	1140
Локшина			
3,0 х 1,0 мм	102	11	1122
3,0 х 1,6 мм	120	5	600
5,0 х 1,0 мм	102	11	1122
7,0 х 1,2 мм	120	3	360
7,2 х 1,2 мм	120	2	240

Характеристики матриць, необхідні для розрахунків, містяться в таблицях (19.3-19.6).

Таблиця 19.6 - Основні габаритні розміри макаронних матриць

Габаритні розміри, мм	Кругла матриця	Прямокутна матриця
діаметр	298, 350, 400, 450	
довжина		955
ширина		100
висота	22, 28, 60	31-50

Приклади розрахунку

Приклад 1. Розрахувати продуктивність, габаритні розміри корит та споживану потужність для тістовимішувача макаронного преса продуктивністю по сухих макаронних виробах Q_n' = 400 кг/год. Вид виробів - макарони ”особливі”, *Ш* 5,5 мм. Вологість сирих виробів $W_{вир}$ = 13 %, вологість тіста W_m= 29 %. Тривалість вимішування тіста t = 0,32 год. Частота обертання місильного органа n_m = 70 об./хв.

Розв’язання: 1. Відповідно до умов завдання знаходимо густину тіста у тістовимішувачі ρ_{m1}=1250 кг/м^3. Приймаємо коефіцієнт заповнення корит тістом k = 0,65. Тоді визначимо продуктивність преса по сирих виробах:

$$Q_n = \frac{Q_n'(100-W_{вир})}{(100-W_m)} = \frac{400\cdot(100-13)}{(100-29)} = 490{,}14 \text{ кг/год.}$$

1. Сумарну місткість місильних корит знайдемо за формулою:

$$V = \frac{Q_n\cdot\tau}{\rho_{m1}\cdot k} = \frac{490{,}14\cdot 0{,}32}{1250\cdot 0{,}65} = 0{,}193 \text{ м}^3.$$

2. Приймаємо ширину та висоту корита: b = 0,4 м; h = 0,5 м. Тоді площа поперечного перерізу корита:

$$S_к = \frac{\pi\cdot b^2}{8} - \frac{b^2}{2} + h\cdot b = \frac{3{,}14\cdot 0{,}4^2}{8} - \frac{0{,}4^2}{2} + 0{,}4\cdot 0{,}5 = 0{,}183 \text{ м}^2.$$

3. Загальна довжина місильних корит:

$$L = V/S_к = 0{,}193/0{,}183=1{,}5 \text{ м}.$$

4. Знаходимо частоту обертання місильного органа в радіанах:

$$\omega = (2\cdot\pi\cdot n_m)/60 = 7{,}33 \text{ рад/с}.$$

5. Знаходимо максимальний радіус тістомісильного органа:

$$R_0 = b/2 - 0{,}004 = 0{,}4/2-0{,}004=0{,}196 \text{ м}.$$

6. Тоді споживана потужність на привід тістовимішувача дорівнює:

$N_m = 0{,}36 \cdot V \cdot \rho_{m1} R_0 \cdot \omega \cdot g/1000 = 0{,}36 \cdot 0{,}193 \cdot 1250 \cdot 0{,}196 \cdot 7{,}33 \cdot 9{,}81/1000 = 1{,}22$ кВт.

Приклад 2. Для умов попереднього прикладу розрахувати геометричні параметри пресуючого шнека та потрібну потужність на його привід. Прес одношнековий, шнек без кільцевої шайби. Тиск пресування становить: P=5,0 МПа, кількість обертів шнека $n_ш$ = 40 об./хв.

Розв'язання:

1. Приймаємо згідно з викладеними раніше умовами та рекомендаціями:

- кількість заходів шнека для макарон m=3;
- відношення кроку шнека до його зовнішнього діаметра S/D_2 = 0,8;
- відношення зовнішнього діаметра шнека до внутрішнього діаметра D_2/D_1 = 2,5;
- ширина гвинтової лопаті шнека в нормальному перерізі відповідно по зовнішньому та внутрішньому радіусах, b_2 = 0,025 м, b_1=0,005 м;

2. Знаходимо коефіцієнти $K_н$, K_n, K_c:

$$K_н = -0{,}314\frac{S}{D_2} + 0{,}689 = -0{,}314 \cdot 0{,}8 + 0{,}689 = 0{,}438;$$

$$\rho_{mз} = \left(13{,}16 - \frac{180{,}23}{W_m}\right) \cdot P + 1373 = \left(13{,}16 - \frac{180{,}23}{29}\right) \cdot 5 + 1373 = 1407{,}7 \text{ кг/м}^3.$$

Тоді: $K_n = \frac{\rho_н}{\rho_{mз}} = \frac{719}{1407{,}7} = 0{,}51;$

K_c = 0,92 (приймаємо).

3. Виходячи з прийнятих співвідношень, виразимо величини R_1, $R_{ср}$, $tg\alpha$, S, що входять в формулу для продуктивності шнека, через зовнішній радіус шнека R_2:

$$R_1 = R_2/2{,}5;$$

$$S = 0{,}8\cdot D_2 = 0{,}8\cdot 2R_2 = 1{,}6R_2;$$

$$R_{ср} = (R_1+R_2)/2 = (R_2/2{,}5+R_2)/2 = 0{,}7R_2;$$

$$tg\alpha = S/(2\pi R_{ср}) = 1{,}6R_2/(2\pi\cdot 0{,}7R_2) = 0{,}364.$$

4. Підставимо знайдені величини у формулу продуктивності:

$$Q_ш = 188{,}5 m\rho_{m2}(R_2^2 - R_1^2)\left(S - \frac{b_2 + b_1}{2cos\alpha}\right) n_ш K_н K_n K_c =$$

$$= 188{,}5 \cdot 3 \cdot 1320\left(R_2^2 - \left(\frac{R_2}{2{,}5}\right)^2\right)\left(1{,}6R_2 - \frac{0{,}025 + 0{,}005}{2\cos\left(arctg(0{,}364)\right)}\right) 40 \cdot 0{,}438 \cdot 0{,}51 \cdot 0{,}92 =$$

$$= 8255439R_2^2(R_2 - 0{,}01).$$

За знайденою формулою будуємо залежність $Q_ш$ від R_2 для можливих значень R_2 (від 0,02 до 0,08 м):

R_2, м	$Q_ш$, кг/год.	R_2, м	$Q_ш$, кг/год.
0,02	33	0,055	1124
0,025	78	0,06	1487
0,03	149	0,065	1919
0,035	253	0,07	2428
0,04	397	0,075	3020
0,045	586	0,08	3700
0,05	826		

5. За знайденими значеннями будуємо графік залежності $Q_ш$ від R_2 в межах, що містять дійсне значення $Q_ш = Q_n$ = 490,14 кг/год. (приклад 1). За графіком (рис. 19.3) знаходимо потрібне значення R_2, м.

6. Для умов нашого прикладу $R_2 \approx 0{,}0425$ м, звідси $D_2 \approx 0{,}085$ м. Приймаємо D_2 = 0,09 м. Відповідно:

$$D_1 = D_2/2{,}5 = 0{,}036 \text{ м};$$
$$S = 0{,}8 \cdot D_2 = 0{,}8 \cdot 0{,}09 = 0{,}072 \text{м};$$
$$L_ш = 6 \cdot 0{,}072 = 0{,}0432 \text{ м};$$
$$Dc = (D_1 + D_2)/2 = (0{,}09+0{,}036)/2 = 0{,}063 \text{ м}.$$

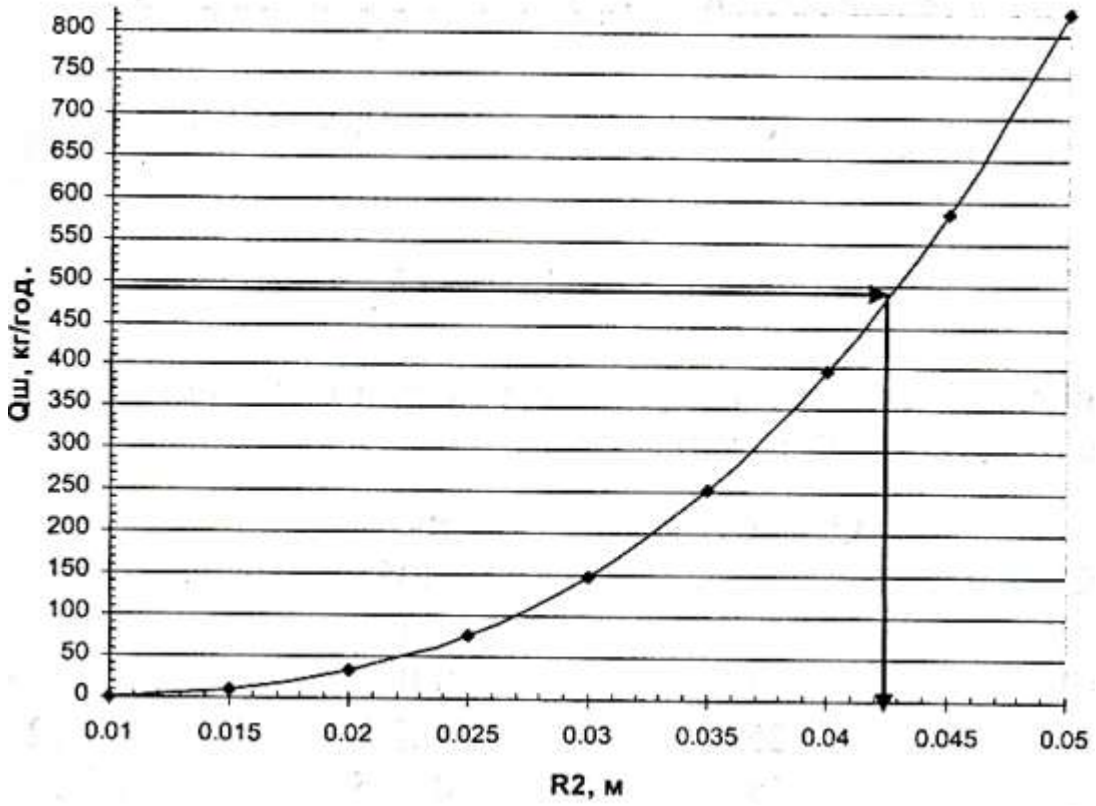


Рисунок 19.3 - Залежність $Q_ш$ від R_2

7. Для розрахунку споживаної потужності знайдемо роботу G_1 подачі сировини, роботу G_2 тертя об внутрішню поверхню циліндра та G_3, тертя на витках шнека. Розрахуємо необхідні величини:

$$p_1 = \frac{\pi\left(D_2^2 - D_1^2\right)}{4} P \cdot 10^6 = \frac{3.14(0{,}09^2 - 0{,}036^2)}{4} 5 \cdot 10^6 = 26719{,}2 \text{ Н};$$
$$p = \frac{3{,}14 D_2^2}{4} P \cdot 10^6 = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}09^2}{4} 5 \cdot 10^6 = 31808{,}6 \text{ Н};$$

$$S_1 = \frac{Q_\text{ф}}{15\rho_{2m} n_\text{ш} \pi\left(D_2^2 - D_1^2\right)} = \frac{490{,}14}{15 \cdot 1320 \cdot 40 \cdot 3{,}14 \cdot (0{,}09^2 - 0{,}036^2} = 0{,}029 \text{ м};$$

$$p_3 = \frac{\pi D_2 \cdot P \cdot 10^6 L_\text{ш}}{2} f \cdot S_1 = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}09 \cdot 5 \cdot 10^6 \cdot 0{,}0432}{2} 0{,}216 \cdot 0{,}029 = 305362{,}8 \text{ Н}.$$

Тоді

$$G_1 = p \cdot S_1 = 31808{,}6 \cdot 0{,}029 = 920{,}93 \text{ Дж};$$

$$G_2 = p_3 \cdot f \cdot S_1 = 305362{,}8 \cdot 0{,}216 \cdot 0{,}029 = 1909{,}64 \text{ Дж};$$

$$q = \frac{1}{(1 - f \cdot tg\alpha)} \left(\frac{G_1 + G_2}{\pi D_c} + p_1 \cdot f \right) = \frac{1}{(1 - 0{,}216 \cdot 0{,}364)} \left(\frac{920{,}93 + 1909{,}64}{\pi D_c} + 31808{,}6 \cdot 0{,}216 \right) = 21784{,}7 \text{ Н}$$

$$G_3 = f(p_1 + q \cdot tg\alpha)\pi D_c = 0{,}216(26719{,}2 + 21784{,}7 \cdot 0{,}364) \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}063 = 1481{,}06 \text{ Дж}.$$

8. Потужність приводу пресуючого шнека кВт :

$$G_0 = G_1 + G_2 + G_3 = 920{,}93 + 1909{,}64 + 1481{,}06 = 4311{,}63 \text{ Дж};$$

$$N_\text{ш} = \frac{G_0 n_\text{ш}}{6 \cdot 10^4 \eta} = \frac{4311{,}63 \cdot 40}{60000 \cdot 0{,}93} = 3{,}1 \text{ кВт}.$$

Приклад 3. Для умов прикладу 1 підібрати необхідні параметри матриці.

Розв'язання:

1. За табл. 19.4 знаходимо, що зовнішній та внутрішній діаметри макаронів "Особливих" складають відповідно 5,5 та 4 мм. Отже: $R_З$=0,00275 м, $R_В$ =0,002 м, r=(0,00275-0,002)/2+0,002=0,00238 м.

2. Приймаємо інші необхідні величини згідно з викладеними раніше положеннями: швидкість ковзання ϑ_0= 0; динамічна в'язкість μ= 0,5·10^4 Па·с; перепад тисків по довжині формуючого каналу ΔP = 5·10^8 Па/м.

3. Швидкість випресовування тіста по формуючих каналах ϑ_n для трубчастих виробів (макаронів), м/с

$$\vartheta_n = \vartheta_0 + \frac{l}{4\mu}(\Delta P + \rho_{m3} \cdot g)\left(ln\frac{R_З}{R_В}\right)^{-1}\left[(R_З^2 - R_В^2)ln\frac{r}{R_В} - (r^2 - R_В^2)\left(ln\frac{R_З}{R_В}\right)\right],$$

$$= \frac{1}{4 \cdot 0{,}5 \cdot 10^4}(5 \cdot 10^8 + 1407{,}7 \cdot 9{,}81)\left(ln\frac{0{,}00275}{0{,}002}\right)^{-1}\left[(0{,}00275^2 - 0{,}002^2)ln\frac{0{,}00238}{0{,}002} - (0{,}00275^2 - 0{,}002^2)\left(ln\frac{0{,}00238}{0{,}002}\right)\right] = 0{,}007 \text{ м/с}.$$

4. Продуктивність матриці по сирих виробах $Q_\text{м}$, кг/год.:

$$Q_\text{м} = 3600 \cdot \vartheta_n \cdot \rho_{m3} \cdot F \frac{100 - W_m}{100 - W_\text{вир}}$$

але за умовою повинна виконуватись рівність: $Q_\text{м} = Q'_n$ = 400 кг/год., отже:

$$F_\text{м} = \frac{Q_\text{м}(100 - W_\text{вир})}{3600\gamma_n\rho_{m3}(100 - W_m)} = \frac{400(100 - 13)}{3600 \cdot 0{,}007 \cdot 1407{,}7 \cdot (100 - 29)} = 0{,}0137 \text{ м}^2.$$

5. Площа живого перерізу матриці $F_\text{м}$, м^2 для трубчастих виробів (макаронів, $F_\text{м}$):

$$F_\text{м} = \frac{\pi}{4} n_0 (d_З^2 - d_\text{в}^2) = \pi n_0 (R_З^2 - R_\text{в}^2).$$

Тоді необхідна кількість отворів становитиме:

$$n_0 = \frac{F_\text{м}}{\pi\left(R_З^2 - R_\text{в}^2\right)} = \frac{0{,}0137}{3{,}14(0{,}00275^2 - 0{,}002^2)} = 1227{,}5 \approx 1228 \text{ шт}.$$

6. З табл. 19.4 знаходимо, що коефіцієнт живого перерізу k_f для матриць, що використовуються при виготовленні даних макаронних виробів, складає 0,187÷0,192. Приймаємо k_f = 0,192. Тоді площа матриці Z, м^2:

$$Z = F_м / k_f = 0{,}0137 / 0{,}192 = 0{,}0716 \text{ м}^2.$$

7. Діаметр матриці:

$$D_{\text{м}} = \sqrt{4Z/\pi} = \sqrt{4 \cdot 0{,}0716/3{,}14} = 0{,}302 \text{ м.}$$

Контрольне завдання

Розрахувати продуктивність, габаритні розміри корит та споживану потужність для тістовимішувача макаронного преса, геометричні параметри пресуючого шнека та потрібну потужність на його привід, підібрати необхідні параметри матриці.

Таблиця 19.7 – Варіанти завдань

Варіант	Вихідні дані							
	Вид виробів	Продуктивність по сухих виробах	Вологість		Тривалість вимішування тіста	Тиск у пресі	Частота обертання	
			тіста	сухих виробів			місильного органа	шнека
		Q'_n, кг/год.	W_m, %	$W_{\text{вир}}$, %	τ, год.	P, МПа	n_m об./хв.	$n_ш$ об./хв.
1	макарони "Особливі"	250	28,1	12,8	0,28	6	62	35
2	макарони звичайні	320	29,2	13,1	0,16	8	80	42
3	макарони - соломка	450	31,5	12,2	0,32	5	74	38
4	вермішель Ø1,5	380	28	11	0,20	7,5	66	56
5	вермішель Ø1,2	260	29,8	12,5	0,28	8	82	42
6	локшина 3,8х1,2	180	30,7	13,3	0,18	7	70	38
7	вермішель Ø1,5	270	28,5	11,7	0,30	6,5	68	48
8	макарони звичайні	200	32,4	13,3	0,26	9	78	42
9	макарони - соломка	380	33	12,6	0,30	7	76	34
10	локшина 5х1	500	31	13,7	0,18	8,5	84	32

РОЗДІЛ 8 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРОВЕДЕННЯ МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

***Практичне заняття* 20**

Розрахунок екстракторів безперервної дії

Екстракційні апарати та установки безперервної дії повинні відповідати ряду специфічних вимог:

- протитечійність процесу;
- забезпечення однакових гідродинамічних умов по всьому об'єму апарата;
- мінімальні витрати теплової та електричної енергії;
- можливість повної автоматизації процесу;
- мінімальна кількість рухомих деталей і вузлів простої конструкції.

За спільністю багатьох елементів - положенням корпусу та типом транспортних систем - їх можна класифікувати таким чином:

Вертикальні (одно-, двоколонні з шнековими та лопатевими транспортуючими органами та багатоколонні з ланцюгово-решітчастими транспортними системами);

- ротаційні (одно- та двоходові);
- нахилені (одно- та двошнекові з стрічковими та перфорованими сектороподібними робочими поверхнями);
- горизонтальні зі шнековими або стрічковими транспортуючими механізмами та зрошуючими пристроями);
- ківшові (горизонтальні та вертикальні зі зрошувальними системами).

Продуктивність одиничних екстракційних апаратів та установок харчової промисловості різна - від 100 кг чайного листу до 12 тис. тонн буряків за добу.

На рис. 20.1 схематично зображені найбільш поширені типи екстракційної апаратури.

Колонні та ротаційні установки (рис. 20.1 *а* і *б*) складаються з кількох апаратів - передошпарювачів, ошпарювачів, збірників та насосів. Процес екстрагування в таких установках ведеться по змішаному типу. Час перебування сировини в окремих апаратах таких установок неоднаковий.

В екстракційних апаратах нахиленого типу (рис. 20.1 *в*) підготовка сировини до процесу екстрагування і сам процес ведеться протитечійно в одній ємності. Це зменшує металоємність таких апаратів, витрати теплової та електричної енергії.

При проектуванні екстракційної апаратури слід пам'ятати, що збільшення одиничної продуктивності знижує питомі капітальні витрати на створення і виробництво обладнання, а також поточні витрати на його експлуатацію. Капітальні витрати зменшуються за рахунок зменшення маси, енергомісткості та трудомісткості при виготовленні обладнання.

Загальна формула для визначення продуктивності екстракційної апаратури має вигляд:

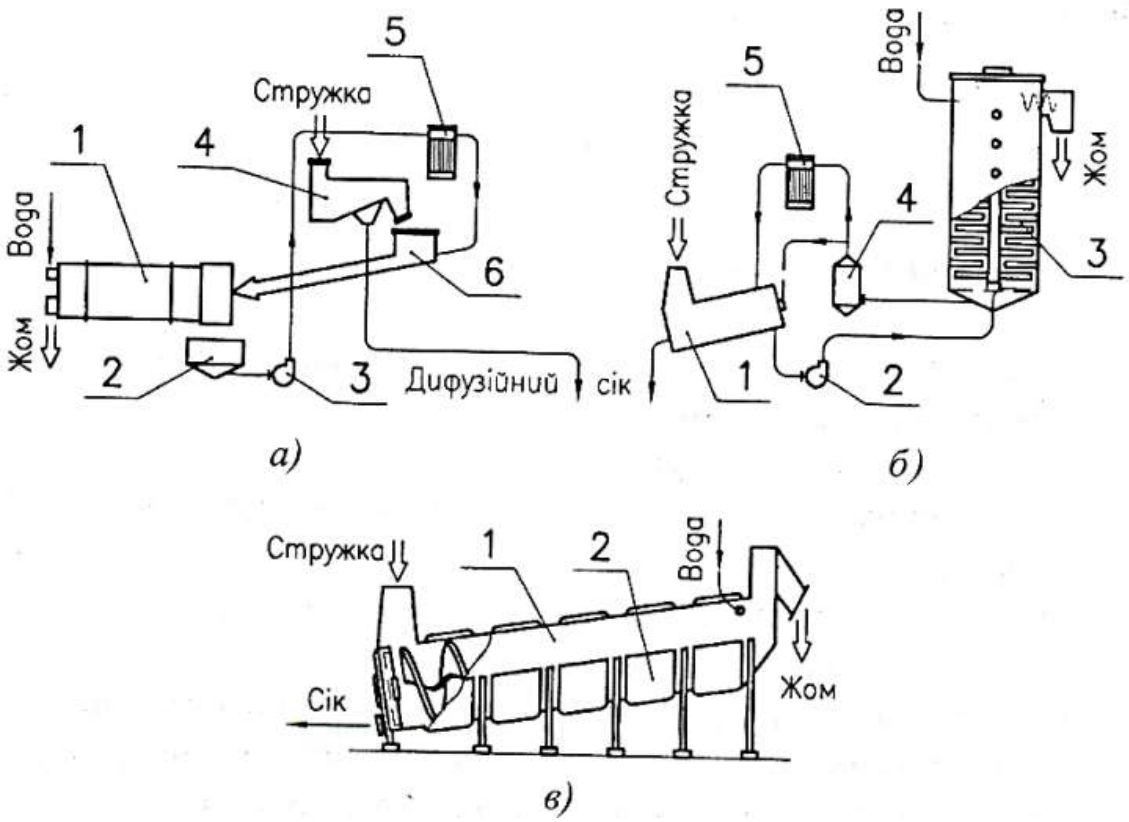
$$G = \frac{V_n \cdot \varphi \cdot \rho}{\tau} \text{ кг/с.} \qquad (20.1)$$

де V_n - повний об'єм екстрактора, м^3;

φ - коефіцієнт використання повного об'єму;

ρ - питоме навантаження сировиною корисного об'єму екстрактора, кг/м^3;

τ - тривалість активного екстрагування, с.



а) - ротаційна установка: 1- барабан; 2 – збірник циркуляційного соку; 3 - насос; 4 – передошпарювач; 5 - підігрівам; 6 – ошпарювач *б)* - колонна установка: 1 – ошпарювач; 2 - насос сокостружкової суміші; 3 - колона; 4 - піскоуловлювач; 5 – підігрівач *в)* - екстрактор нахиленого типу: 1 - корпус; 2 - парові камери.

Рисунок 20.1 - Типи екстракторів безперервної дії

За формулою (20.1) можна виконувати перевірочні розрахунки (коли відомі розміри апаратів) та проектні розробки по вибору оптимальних розмірів апаратів, які б забезпечували задану продуктивність.

Для великотоннажних виробництв, враховуючи інерційність процесу, його тривалість оцінюють у хвилинах і визначають, як правило, добову продуктивність установок. Наприклад, в бурякоцукровому виробництві вона дорівнюватиме:

$$G = \frac{24 \cdot 60 \cdot V_n \cdot \varphi \cdot \rho}{1000\tau} \text{ т/добу,} \qquad (20.2)$$

Нормативні значення цих факторів для деяких типів екстракційних апаратів цукрового виробництва наведені в табл. 20.1.

Продуктивність екстракційних установок, до складу яких входить кілька апаратів різного призначення (ошпарювачів, передошпарювачів, збірників, підігрівачів, насосів тощо), визначають, як правило, по основному апарату. Наприклад, для ротаційних установок - по розмірах ротаційного барабана з урахуванням особливостей його конструкції (можливого ступеня наповнення) та інших технологічних показників - часу перебування стружки в ньому, питомого навантаження об'єму стружкою, величини відкачки.

У колонних установок продуктивність визначають за розмірами колони, враховуючи тільки її корисний об'єм, обчислений по висоті від рівня ситового пояса до рівня вводу барометричної води.

Таблиця 20.1 – Нормативни показникі апаратів для екстракції

Показники	Ротаційні	Колонні	Двошнекові нахиленого типу
Коефіцієнт використання повного об'єму φ	0,35	1,0	0,7
Питоме навантаження корисного об'єму ρ, кг/м^3	300÷400	700÷750	600
Тривалість активного екстрагування, с	70÷75	70	65÷70
Відбір дифузійного соку в % до маси стружки - g	125	122÷125	115÷120

В обох випадках продуктивність комплектуючого обладнання установок (насосів, збірників, підігрівачів) повинна співпадати з продуктивністю основного апарата за умов забезпечення вимог технологічного процесу.

У схемах екстракційних апаратів та установок кількість рідкої фази змінюється залежно від її концентрації і оптимальної температури процесу.

При конструюванні екстракційних установок і окремих апаратів ведуть технологічний, тепловий і конструктивний розрахунки.

Як приклад, вихідні дані для розрахунків екстракційних установок і окремих апаратів наведені в табл.20.2.

Таблиця 20.2 – Вихідні дані для розрахунку екстраційних установок

Параметри	Од. виміру	Позначення	Величина
Вміст цукру в буряку	%		14,0
Втрати цукру в жомі	%		0,3
Довжина 100 г стружки	м		12
Відкачка дифузійного соку	%	$Wд.с.$	120
Температура соку, t_c	°С	t_c	75
Вміст сухих речовин у віджатому жомі	%		16
Кількість жому на виході з апарату	кг	$G_{ж}$	80
Температура жому на виході з апарату, $t_ж$	°С	$t_{ж}$	65
Температура жомопресової води, $t_{ж.в}$	°С	$t_{ж.в.}$	74
Температура аміачної води	°С	$t_{а.в}$	65

Технологічний розрахунок кількості твердої і рідкої фаз ведуть на 100 кг перероблюваної бурякової стружки.

Наприклад, маса жому, що виходить з апарату при вмісті в жомі 16 % сухих речовин, серед яких 5 кг м'якоті та 0,5 кг цукру, буде:

$$m_{ж} = (5{,}5 \cdot 100/16) = 34 \text{ кг}.$$

Маса соку в жомі:

$$m_c = 34 - 5 = 29 \text{ кг}.$$

При виході жому 80 % маса віджатої жомопресової води ($W_{ж.в}$):

$$W_{ж.в} = G_{ж} - m_{ж} = 80 - 34 = 46 \text{ кг.}$$

Кількість води, яку необхідно подавати в апарат (рис. 20.1), знаходять із матеріального балансу за рівнянням:

$$G_c + W_в = W_{д.с.} + G_{ж}, \quad (20.3)$$

де G_c - маса стружки, кг;

$W_в$ - маса води (може бути жомопресової+барометричної), кг;

$W_{д.с}$ - маса відкачуваного соку, кг;

$G_{ж}$ - маса жому, що вивантажується з апарату.

В нашому випадку з (20.1).

$$W_в = W_{д.с.} + G_{ж} - G_c = 120 + 80 - 100 = 100 \text{ кг.}$$

Маса барометричної води ($W_{б.в}$) при поверненні жомопресової води ($G_{ж.в}$) буде:

$$W_{б.в} = W_в - W_{ж.в.} = 100 - 46 = 54 \text{ кг.}$$

Одержані дані використовують при визначенні діаметрів трубопроводів для підводу і відводу води і дифузійного соку, розрахунках та підбору пристроїв для відведення жому тощо.

Тривалість екстрагування визначають або аналітично на основі результатів пошукових експериментів, або вибирають на основі узагальнення результатів практичного використання апаратів подібного класу. Тривалість екстрагування залежить від багатьох факторів (якості сировини, її стану, вмісту корисних речовин, температури тощо).

Для забезпечення нормативних показників відкачки соку та втрат корисних речовин у відходах тривалість процесу змінюють у певних межах. В зв'язку з цим конструкція транспортних систем екстракторів безперервної дії та їх привід повинні забезпечувати змінну тривалість перебування сировини в апаратах. В бурякоцукровому виробництві вона коливається в межах 65÷80 хвилин.

Тепловий розрахунок екстракційних апаратів і установок ведуть на основі складання теплового балансу. Його також складають з розрахунку на 100 кг стружки.

Для апаратів (рис. 20.1 *в*) в спрощеному вигляді він матиме вигляд: прихід тепла з буряковою стружкою - Q_c та водою - $Q_в$ (може бути жомопресовою $Q_{жв}$ та барометричною $Q_{бв}$); втрати тепла - з дифузійним соком $Q_{д.с.}$ та жомом - $Q_{ж}$. Загальні витрати тепла обчислюють з урахуванням втрат тепла в навколишнє середовище (приблизно 10÷15 %). Тоді:

Прихід тепла в кДж/год.:

$$Q_c = G_c \cdot c_c \cdot t_c; \quad (20.4)$$

$$Q_{ж.в.} = G_{ж.в.} \cdot c_{ж.в.} \cdot t_{ж.в.}; \quad (20.5)$$

$$Q_{б.в.} = G_{б.в.} \cdot c_{б.в.} \cdot t_{б.в.}; \quad (20.6)$$

Витрати в кДж/год.:

$$Q_{д.с.} = G_{д.с.} \cdot c_{д.с.} \cdot t_{д.с.}; \quad (20.7)$$

$$Q_{ж} = G_{ж} \cdot c_{ж} \cdot t_{ж}; \quad (20.8)$$

В рівняннях (20.4 – 20.8)

де G - маса відповідних фаз, кг;

c - питома теплоємність, Дж/(кг·К);

t - їх температура, °С.

Вибір кількості рідкої фази, яка циркулює в схемах складних екстракційних установок в % до маси перероблюваної стружки (рис. 20.1 *а* і *б*), пов'язаний у першу чергу з поступовим нагріванням стружки до необхідної температури і можливістю її транспортування в суміші сік - стружка.

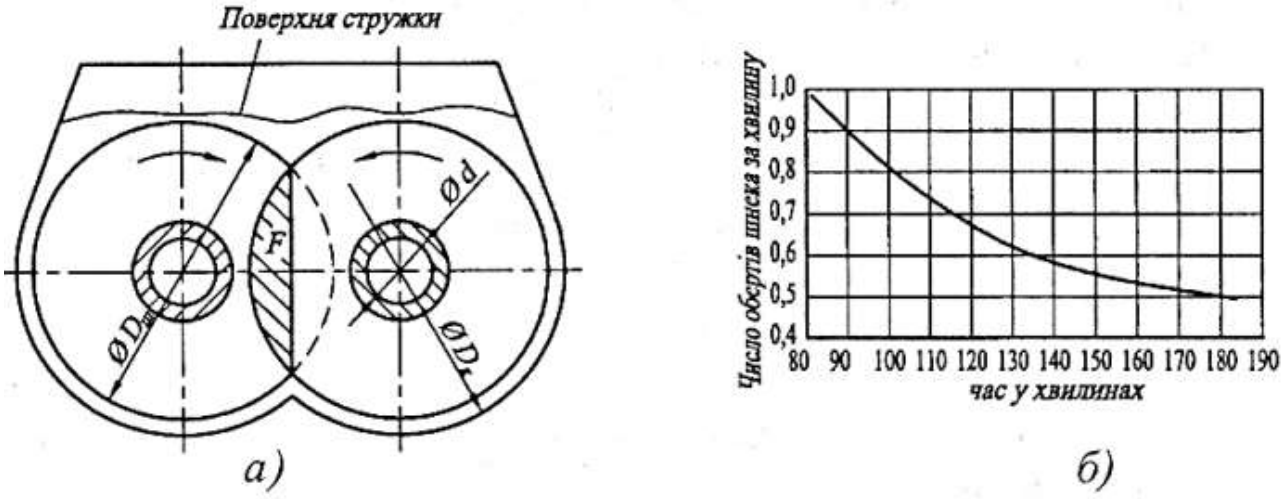
Нормальний тепловий режим при одержанні дифузійного соку на цукрових заводах визначається перш за все нормативною величиною відкачки, характерною для різних типів дифузійних апаратів та установок. Як правило, вона не повинна перевищувати 120 % до маси перероблюваної стружки, бо її збільшення тільки на 5 % викликає перевитрати умовного палива на 0,15÷0,2 %.

Слід також пам'ятати, що збільшення відкачки, наприклад, на 10 % від 110 до 120 %, в дифузійних установках колонного типу і апаратах нахиленого типу знижує втрати цукру в жомі на 0,22 %, а при збільшенні від 120 до 130 % - лише на 0,08 %.

Зменшуються витрати тепла і при збільшенні температури барометричної і жомопресової води до 65...70° С.

Приклад розрахунку

Приклад. Розрахувати продуктивність двошнекового *(m* = 2) дифузійного апарата нахиленого типу, довжина корпусу якого становить *L* = 21м, діаметр шнеків $D_ш$=3,58 м, діаметр трубовала *d*=0,426 м (рис. 20.2). Середня величина питомого навантаження об'єму буряковою стружкою g = 580 кг/м^3, максимальна частота обертів валів *n*=1 об./хв., крок витків *S* = 0,93 м, тривалість перебування стружки в апараті - 85 хвилин.



а - поперечний переріз; *б* - тривалість перебування стружки в апараті в залежності від частоти обертання шнеків

Рис. 20.2 - До визначення продуктивності апаратів

Розв'язання: Продуктивність такого апарата визначають за формулою (20.1), яка враховуючи особливості конструкції корпусу, має вигляд:

$$G = \frac{24 \cdot 60 \cdot \pi (D_ш^2 - d^2) \cdot L \cdot \psi \cdot \eta \cdot S \cdot \rho \cdot \varphi \cdot n \cdot m \cdot \varepsilon \cdot K}{1000 \cdot 4 \cdot \tau} \text{ тон/добу,} \qquad (20.9)$$

де $D_ш$ - зовнішній діаметр шнеків, м;

d - діаметр трубовала, м;

ψ - коефіцієнт перекриття витків шнеків;

η - коефіцієнт, який враховує збільшення площі перерізу потоку стружки за рахунок існуючого зазору між витками шнеків і корпусом;

S - крок витків шнеків, м;

ρ - маса стружки в одиниці об'єму апарата, кг/м^3;

φ - коефіцієнт заповнення апарата; n - частота обертання шнеків, 1/хв.;

m - кількість шнеків;

ε - експлуатаційний коефіцієнт;

K - конструктивний коефіцієнт.

У спрощеному вигляді (20.9) буде:

$$G = \frac{1{,}13(D_{\text{ш}}^2 - d^2)\cdot L\cdot\psi\cdot\eta\cdot S\cdot\rho\cdot\varphi\cdot n\cdot m\cdot\varepsilon\cdot K}{\tau} \text{ тон/добу,} \qquad (20.10)$$

де ρ - маса стружки в одиниці об'єму, т/м^3.

Величини коефіцієнтів визначають за рівняннями:

коефіцієнт перекриття для одного шнека:

$$\psi = 1 - \frac{F}{6{,}785(D_{\text{ш}}^2 - d^2)}, \qquad (20.11)$$

де F – площа сегменту, м^2;

$$F = \frac{D_{\text{ш}}^2}{8}\left(\pi\cdot\frac{\alpha}{180} - sin\alpha\right), \qquad (20.12)$$

де α = 90° - центральний кут сегменту.

коефіцієнт збільшення перерізу

$$\eta = 0{,}5\left(1 + \frac{D_{\text{к}}^2}{D_{\text{ш}}^2}\right), \qquad (20.12)$$

де $D_к$ - діаметр корпуса, м.

Конструктивний коефіцієнт K, який враховує заповнення об'єму апарата конструктивними елементами (витками шнеків, підшипниками, опорними балками тощо), визначають за рівнянням:

$$K = \frac{V - V_1}{V}, \qquad (20.13)$$

де V- загальний об'єм апарата, м^3;

V_1 - об'єм внутрішніх конструктивних елементів, V_1 = 7,4 м^3.

Загальний об'єм апарата, м^3

$$V = S_0\cdot L, \qquad (20.14)$$

де S_0 - площа поперечного перерізу апарата, м^2;

L - довжина шляху активного дифундування, м

$$S_0 = 0{,}785(D_{\text{к}}^2 - d^2)\cdot\varphi\cdot\eta\cdot m. \qquad (20.15)$$

Обчисливши для умов завдання по (20.10 – 20.15) знайдемо величини: F= 0,8 м^2; ψ = 0,9; η = 1,025. Величину коефіцієнта, який враховує ступінь заповнення об'єму апарата сокостружковою сумішшю, приймаємо φ = 0,96. Особливості конструкції апаратів нахиленого типу дозволяють прийняти експлуатаційний коефіцієнт ε = 1.

Підставивши одержані дані в (20.15), знайдемо S_0 = 20,4 м^2. Тоді згідно (20.14) і (20.13) V = 20,4·21 = 428,4 м^3 і K = 0,99.

Підставивши в (20.10) знайдені дані, одержимо G = 3280 т/добу.

При проектуванні таких апаратів приймають округлену продуктивність, наприклад 3000 т/добу, і розраховують параметри ситового пояса (площу і живий переріз), вибирають тип вивантажувального пристрою та визначають усі показники його технічної характеристики, знаходять потрібну величину площі нагріву. Вихідні дані для цих розрахунків беруться з матеріального та теплового балансів.

Контрольне завдання

За вихідними даними, приведеними в таблицях 20.3 – 20.5:

I. Обчислити продуктивність ротаційної дифузійної установки:

Таблиця 20.3 – Варіанти завдань для ротаційної дифузійної установки

Варіанти	Діаметр барабана, м	Довжина барабана, м	Коефіцієнт використання об'єму	Питоме навантаження об'єму, р, кг/м^3	Тривалість перебування стружки в апараті, τ, хв.
1	5	28	0,25	350	72
2	5,2	29	0,27	360	74
3	5,4	30	0,28	360	75
4	5,6	31	0,30	365	80
5	5,8	32	0,31	365	75
6	6,0	33	0,32	370	80
7	6,2	34	0,34	370	78
8	6,4	35	0,34	375	75
9	6,6	38	0,35	380	75
10	7,0	40	0,35	380	80

II. Обчислити продуктивність колонної дифузійної установки:

Таблиця 20.4 – Варіанти завданя для колонної дифузійної установки

Варіанти	Діаметр колони, м	Діаметр трубовала, м	Висота колони, м	Коефіцієнт використання об'єму	Питоме навантаження, ρ, кг/м^3	Тривалість перебування, τ, хв
1	4,8	2,0	13,4	0,9	720	72
2	5,0	2,1	13,6	0,9	720	72
3	5,2	2,2	13,8	0,88	730	73
4	5,4	2,3	14,2	0,87	730	73
5	5,6	2,4	14,6	0,85	735	73
6	5,8	2,5	14,8	0,85	735	73
7	6,0	2,6	15,0	0,85	740	74
8	6,2	2,8	15,2	0,83	740	74
9	6,4	3,0	15,4	0,83	750	75
10	6,8	3,1	15,6	0,84	750	75

III. Обчислити продуктивність дифузійного двошнекового апарата нахиленого типу:

Таблиця 20.5 – Варіанти завдань для дифузійного двошнекового апарата нахиленого типу

Варіанти	Діаметр шнеків, м	Діаметр корпуса, м	Діаметр грубовалів, м	Довжина корпуса, м	Частота обертання валів, об/хв	Питоме навантаження об'єму, ρ, кг/м^3	Тривалість процесу, τ, хв.
1	2,0	2,08	180	20,0	1,0	600	75
2	2,1	2,18	190	20,5	1,0	600	75
3	2,2	2,28	200	21,0	1,0	605	80
4	2,4	2,48	220	21,5	0,9	610	80
5	2,5	2,58	240	22,5	0,9	610	85
6	2,6	2,68	260	23,0	0,9	615	85
7	2,7	2,79	280	23,5	0,9	615	85
8	2,8	2,88	300	24,0	0,8	620	90
9	2,9	2,98	320	25,0	0,8	620	90
10	3,0	3,08	350	26,0	0,8	620	90

***Практичне заняття* 21**

Розрахунок ректифікаційного апарата

Ректифікація - масообмінний процес, який у більшості випадків здійснюється в протитечійних колонних апаратах з контактними елементами (насадки, тарілки). Призначення контактних елементів полягає у створенні умов, що сприяють максимальному зближенню контактуючих парового та рідинного потоків. В результаті багатократного проти- течійного контакту рідини та пари, що відбувається на послідовних тарілках (ступенях), склад взаємодіючих фаз суттєво змінюється по висоті колони: парова фаза, рухаючись вгору, збагачується легкокиплячим компонентом (л.к.к.). а рідка фаза, стікаючи вниз, збіднюється відносно цього компонента, тобто збагачується важкокиплячим компонентом (в.к.к.). Якщо шлях контакту достатньо великий, то в кінці можна отримати пару з верхньої частини колони, що представляє собою більш-менш чистий л.к.к.-компонент, а з нижньої частини колони - порівняно чистий в.к.к., або так званий кубовий залишок.

Рідинний потік в колоні (флегма) утворюється за рахунок часткової конденсації пари, що виходить з верхньої частини колони, в спеціальних теплообмінних апаратах - дефлегматорах. Для створення парового потоку в колоні в її нижню частину вводять певну кількість теплоти за рахунок подачі пари (через поверхню теплопередачі або безпосередньо в колону).

В харчовій промисловості цей процес використовується переважно при виробництві етилового спирту.

Принципова схема ректифікаційного апарата безперервної дії зображена на рис. 21.1. Будемо вважати, що в даному апараті контактними елементами є тарілки.

Згідно малюнка, водно-спиртова суміш M (кг/с), що містить л.л.к. концентрацією $a_м$, (мас. %), при температурі кипіння подається в колону на тарілку живлення. Обігрів колони закритий, P (кг/с) - кількість пари, що подається на обігрів. В результаті суміш розподіляється на два продукти - дистилят D (кг/с) з вмістом л.к.к. a_D (мас. %) , та кубовий залишок R (кг/с), з вмістом л.к.к. a_R , (мас. %).

Основними етапами розрахунку ректифікаційного апарата є визначення необхідного числа тарілок для забезпечення заданого розділення продукту, визначення величини парового потоку та потоку флегми. Останні дають можливість визначити енергетичні затрати на проведення процесу розділення та встановити геометричні розміри апарата, що забезпечують задану продуктивність. Розглянемо в загальному вигляді ці етапи.

На основі закону збереження речовини складають рівняння матеріального балансу по всій кількості речовин, що беруть участь в процесі, та по л.к.к.:

$$\mathrm{M} = \mathrm{D} + \mathrm{R}; \qquad (21.1)$$

$$\mathrm{M}_{\mathrm{a_м}} = \mathrm{D}_{\mathrm{a_D}} + \mathrm{R}_{\mathrm{a_R}}. \qquad (21.2)$$

Дані матеріального балансу, отримані при спільному розв’язанні цих рівнянь, можна звести до табл. 21.1:

Для практичних розрахунків процесу ректифікації користуються складом рідини та пари, вираженим в молярних частках і в молярних процентах. Масові проценти $a_м$, a_R та a_D перераховують в молярні $x_м$, x_R та x_D за формулою:

$$x = \frac{(a/M_{cn})\cdot 100}{(a/M_{cn})+(100-a)/M_в}, \qquad (21.3)$$

де $M_{сп}$ = 46, $M_в$ = 18 - молекулярні маси відповідно етилового спирту і води.

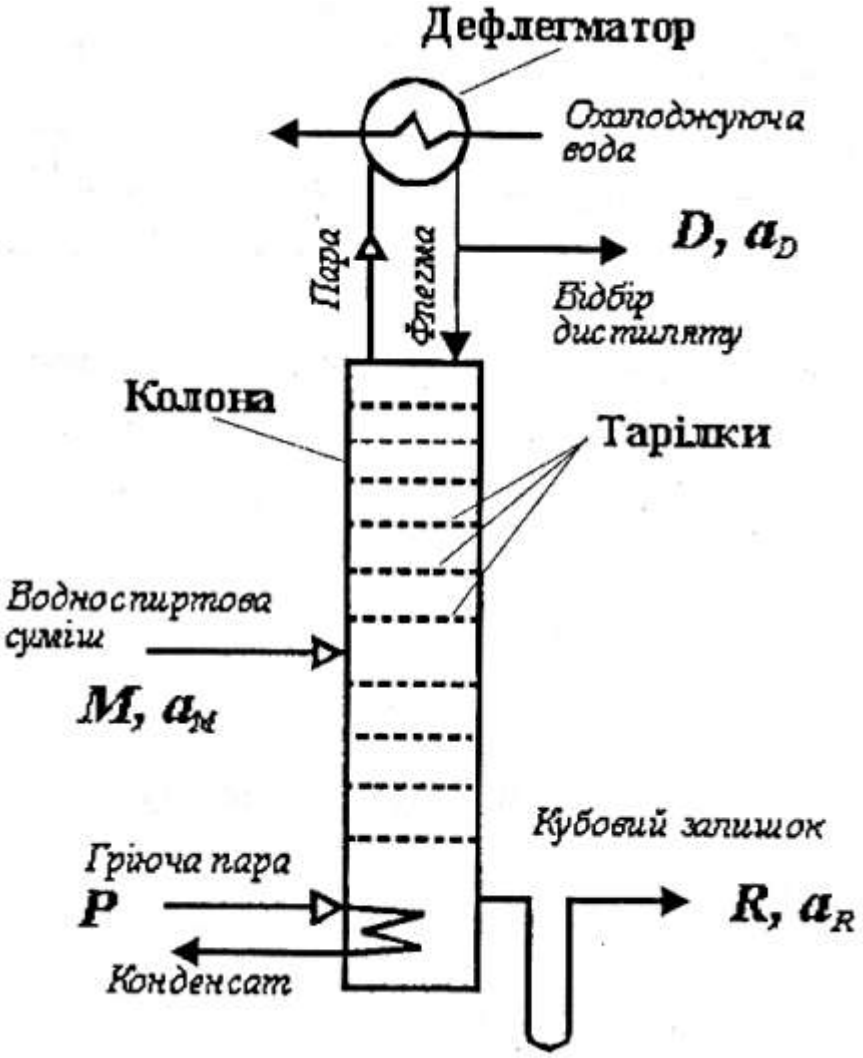


Рисунок 21.1 - Принципова схема ректифікаційного апарата безперервної дії

Таблиця 21.1 – Матеріальні баланси речовин

Компонент	Кількість речовин та їх склад								
	Суміш			Дистилят			Залишок		
	кг	мас. %	мол. %	кг	мас. %	мол. %	кг	мас. %	мол. %
Спирт									
Вода									
Всього	*M*=			*D*=			*R*=		

Мінімальне флегмове число знаходять з рівняння:

$$\vartheta_{min} = \frac{x_D - y_M^*}{y_M^* - x_M}, \quad (21.4)$$

де y_M^* - вміст л.к.к. в парі, рівноважний з рідиною (наприклад, при x_M =40,0 мол. %, y_M^* = 61,44 мол. % (табл. 21.2).

Дійсне флегмове число:

$$\vartheta = \beta \cdot \vartheta_{min}, \quad (21.5)$$

де β - коефіцієнт надлишку флегми.

Таблиця 21.2 – Дані рівноваги для суміші етиловий спирт - вода в молярних процентах

Склад і температура киплячої водно-спиртової суміші та пару, що утворюється, при атмосферному тиску									
Склад рідини		Температура кипіння, °С	Склад пари		Склад рідини		Температура кипіння, °С	Склад пари	
мас % спирту	мол % спирт		мас % спирту	мол % спирту	мас % спирту	мол % спирту		мас % спирту	мол % спирт
a, %	*x, %*		*a,* %	*x,* %	а, %	*x,* %		*a,* %	*x,* %
1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
0,10	0,04	99,80	1,30	0,51	44,00	23,51	82,50	75,60	54,80
0,15	0,06	99,70	1,95	0,77	45,00	24,25	82,50	75,90	55,22
0,20	0,08	99,60	2,60	1,03	46,00	25,00	82,40	76,10	55,48
0,30	0,12	99,50	3,80	1,57	47,00	25,75	82,40	76,30	55,74
0,40	0,16	99,40	4,90	1,98	48,00	26,53	82,20	76,50	56,03
0,50	0,19	99,30	6,10	2,48	49,00	27,32	82,00	76,80	56,44
0,60	0,23	99,20	7,10	2,90	50,00	28,12	81,90	77,00	56,71
0,70	0,27	99,10	8,10	3,33	51,00	28,93	81,80	77,30	57,12
0,80	0,31	99,00	9,00	3,72	52,00	29,80	81,70	77,50	57,41
0,90	0,35	98,90	9,90	4,12	53,00	30,61	81,60	77,70	57,70
1,00	0,39	98,80	10,80	4,51	54,00	31,47	81,50	78,00	58,11
2,00	0,79	97,70	19,70	8,76	55,00	32,34	81,40	78,20	58,39
3,00	1,19	96,70	27,20	12,75	56,00	33,24	81,30	78,50	58,78
4,00	1,61	95,80	33,30	16,34	57,00	34,16	81,30	78,70	59,10
5,00	2,01	94,90	37,00	18,68	58,00	35,09	81,20	79,00	59,55
6,00	2,43	94,20	41,10	21,45	59,00	36,02	81,10	79,20	59,84
7,00	2,86	93,40	44,60	23,96	60,00	36,98	81,00	79,50	60,29
8,00	3,29	92,60	47,60	26,21	61,00	37,97	81,00	79,70	60,58
9,00	3,73	91,90	50,00	28,12	62,00	38,95	80,90	80,00	61,02
10,00	4,16	91,30	52,20	29,92	63,00	40,00	80,80	80,30	61,44
11,00	4,61	90,80	54,10	31,56	64,00	41,02	80,70	80,50	61,76
12,00	5,07	90,50	55,80	33,06	65,00	42,09	80,60	80,80	62,22
13,00	5,51	89,70	57,40	34,51	66,00	43,17	80,50	81,00	62,52
14,00	5,98	89,20	58,80	35,83	67,00	44,27	80,50	81,30	62,99
15,00	6,46	89,00	60,00	36,98	68,00	45,41	80,40	81,60	63,43
16,00	6,86	88,30	61,10	38,06	69,00	46,55	80,30	81,90	63,91
17,00	7,41	87,90	62,20	39,16	70,00	47,72	80,20	82,10	64,21
18,00	7,95	87,70	63,20	40,18	71,00	48,92	80,10	82,40	64,70
19,00	8,41	87,40	64,30	41,27	72,00	50,16	80,00	82,80	65,35
20,00	8,92	87,00	65,00	42,09	73,00	51,39	80,00	83,10	65,81
21,00	9,42	86,70	65,80	42,94	74,00	52,68	79,90	83,40	66,28

Продовження табл. 21.2.

1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
22,00	9,93	86,40	66,60	43,82	75,00	54,00	79,80	83,80	66,93
23,00	10,48	86,20	67,30	44,61	76,00	55,34	79,70	84,10	67,42
24,00	11,00	85,90	68,00	45,41	77,00	56,71	79,70	84,50	68,07
25,00	11,53	85,70	68,60	46,08	78,00	58,11	79,70	84,90	68,76
26,00	12,08	85,40	69,30	46,90	79,00	59,55	79,60	85,40	69,59
27,00	12,64	85,20	69,80	47,49	80,00	61,02	79,50	85,80	70,29
28,00	13,19	85,00	70,30	48,08	81,00	62,52	79,40	86,30	71,15
29,00	13,77	84,80	70,80	48,68	82,00	64,05	79,30	86,70	71,86
30,00	14,35	84,70	71,30	49,30	83,00	65,64	79,20	87,20	72,71
31,00	14,95	84,50	71,70	49,77	84,00	67,27	79,10	87,70	73,61
32,00	15,55	84,30	72,10	50,27	85,00	68,92	79,00	88,30	74,70
33,00	16,16	84,20	72,50	50,78	86,00	70,62	78,90	88,90	75,81
34,00	16,77	83,90	72,90	51,27	87,00	72,36	78,80	89,50	76,93
35,00	17,41	83,80	73,20	51,67	88,00	74,15	78,70	90,10	78,00
36,00	18,03	83,70	73,50	52,04	89,00	75,99	78,60	90,70	79,26
37,00	18,68	83,50	73,60	52,43	90,00	77,88	78,50	91,30	80,42
38,00	19,34	83,40	74,00	52,68	91,00	79,82	78,40	92,00	81,80
39,00	20,00	83,30	74,30	53,09	92,00	81,82	78,30	92,70	83,15
40,00	20,68	83,10	74,60	53,46	93,00	83,87	78,30	93,40	84,70
41,00	21,38	83,00	74,80	53,76	94,00	85,97	78,20	94,20	86,40
42,00	22,07	82,80	75,10	54,12	95,00	88,15	78,20	95,05	88,25
43,00	22,79	82,70	75,40	54,58	95,57	89,41	78,15	95,57	89,41

При деяких значеннях x_D та x_M($x_M \approx 35...80$ мол. %) формула для визначення мінімального флегмового числа може бути незастосовною, оскільки робоча лінія *KL* верхньої частини колони може перетнути криву рівноваги в двох точках на ділянці, що має сідлоподібну форму (рис. 21.2). В цьому випадку ϑ_{min} визначають графічно, для чого з точки *L* проводять пряму *LN*', дотичну до лінії рівноваги, та визначають відрізок B_0 в молярних процентах.

Тоді мінімальне флегмове число знаходять з рівняння:

$$\vartheta_{min} = \frac{x_D}{B_0} - 1. \qquad (21.6)$$

Звичайно число теоретичних тарілок ректифікаційної колони визначають графічно (рис. 21.2). Для цього за даними табл. 21.2 на міліметровому папері будують криву рівноваги для суміші етиловий спирт - вода в молярних процентах. Для визначення числа теоретичних тарілок на графік наносять робочі лінії процесу для верхньої та нижньої частин колони, що відповідають рівнянням:

$$y = \frac{\vartheta}{\vartheta+1}x + \frac{x_D}{\vartheta+1}; \qquad (21.7)$$

$$x = \frac{\vartheta+1}{Z+\vartheta}y + \frac{Z-1}{Z+\vartheta}x_R; \qquad (21.8)$$

де Z=M/D - відношення маси початкової суміші і дистиляту.

Робочі лінії будуються так: з точки x_D на горизонтальній осі проводять перпендикуляр до перетину з діагоналлю графіка (що відповідає рівності *y=x* (% мол.). Отримують точку *L,* що лежить на робочій лінії верхньої частини колони. Другу точку *N* цієї лінії знаходять, відкладаючи на вертикальній осі відрізок *B,* що дорівнює:

$$B = \frac{x_D}{\vartheta + 1}$$

Відрізок *LNЯ* буде робочою лінією верхньої частини колони.

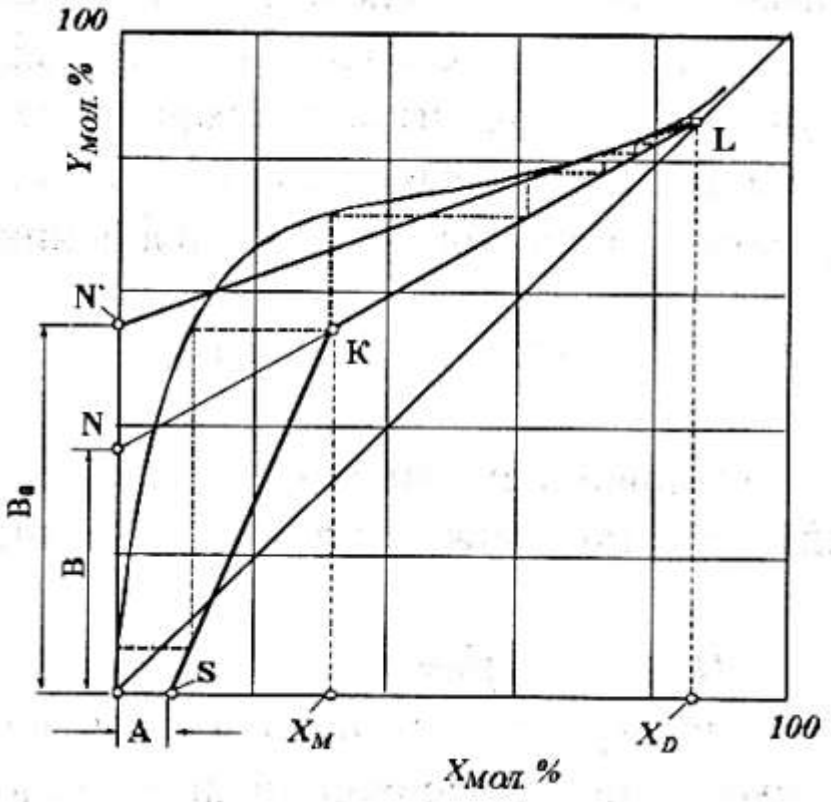


Рисунок 21.2 – Визначення кількості теоретичних тарілок.

Для побудови робочої лінії нижньої частини колони з точки x_M проводять перпендикуляр до перетину з робочою лінією верхньої частини колони. Знаходять точку перетину *K.* На горизонтальній осі відкладають відрізок *A:*

$$A = \frac{Z-1}{Z+\vartheta} x_R. \qquad (21.9)$$

З'єднавши отриману точку *S* з точкою *K*, отримують робочу лінію нижньої частини колони. Для визначення необхідної кількості теоретичних тарілок будують ступені зміни концентрації між рівноважною та робочою лініями, починаючи від точки *K.* Отримана кількість ступенів концентрацій $n_т$ -число теоретичних тарілок. Тоді число дійсних тарілок:

$$n_д = \frac{n_T}{\eta}, \qquad (21.10)$$

де η -коефіцієнт корисної дії тарілки (η = 0,35...0,65).

Знаючи необхідну відстань між тарілками *h,* можна знайти висоту колони:

$$H = (n_д - 1)h + h_1 + h_2, \qquad (21.11)$$

де h_1, та h_2 - відповідно, відстань від нижньої тарілки до основи колони та відстань від верхньої тарілки до верхнього днища колони, м (h_1 = 0,7 м; h_2=0,3 м)

Внутрішный діаметр колони можна визначити з рівняння:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\omega}}, \qquad (21.12)$$

де V - об'єм пари, що піднімається в колоні, м^3/с;

d - діаметр колони, м;

ω - припустима швидкість пари у вільному перерізі колони, м/с.

Запропоновано багато формул для визначення припустимої швидкості пари у вільному перерізі колони. Для багатоковпачкових тарілок, що працюють в умовах спиртової промисловості, найбільш застосовна формула Кіршбаума:

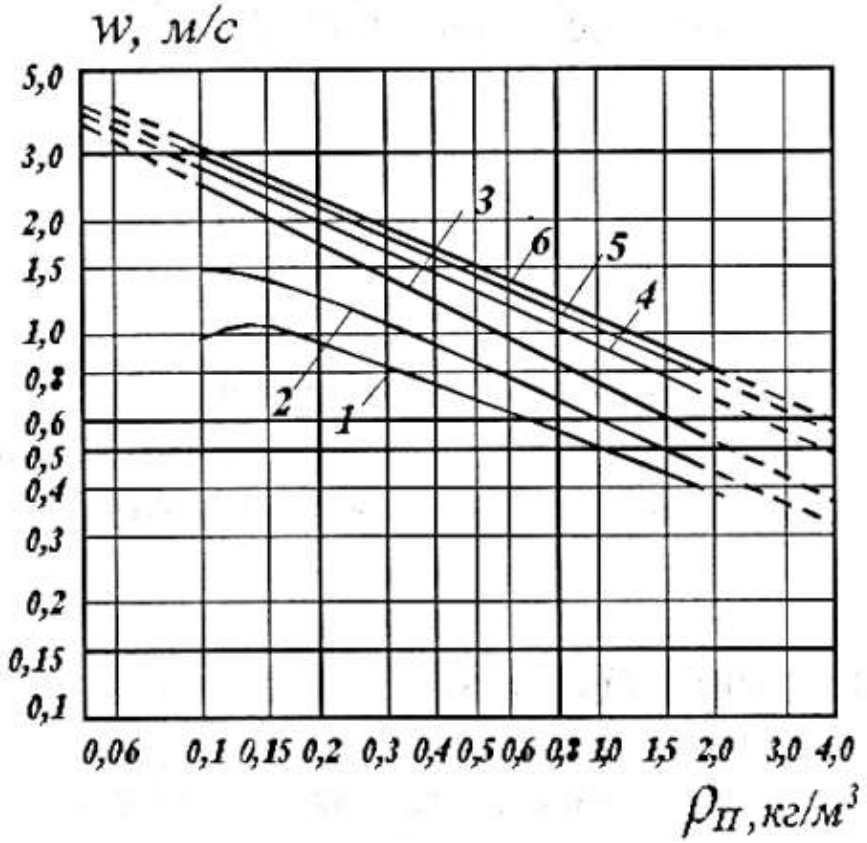
$$\omega = \mathrm{C}/\rho_n^m, \qquad (21.13)$$

де C та m - коефіцієнти, що залежать від відстані між тарілками,

ρ_n - густина пари, кг/м^3.

На рис. 21.3 наведено графік для визначення швидкості пари по Кіршбауму.

Густину пари відповідно до масового вмісту спирту в парах водно-спиртової суміші знаходимо за табл. 21.3.



1 – h=135; 2 – h=150; 3 – h=200; 4 – h=300; 5 – h=400; 6 – h=500

Рисунок 21.3 - Залежність припустимої швидкості пари **(**ω**,** м/с) від її густини (ρ_n, кг/м^3) та відстані між тарілками (h, мм)

Оскільки густина пари по висоті колони досить суттєво змінюється, знайдемо її наближено як середнє арифметичне густини у верхній та в нижній частинах колони:

$$\rho_n = \frac{\rho_{n1}+\rho_{n2}}{2}, \qquad (21.14)$$

де ρ_{n1} та ρ_{n2} - густини пари, знайдені при вмістах спирту в парах, що відповідають рівноважному вмісту спирту в суміші, що подається, в дистиляті, кг/м^3.

Об’ємну витрату пари, що проходить через вільний переріз колони, можна з деяким наближенням розрахувати за формулою:

$$V = \frac{D(\vartheta+1)}{\rho_n}. \quad (21.15)$$

Таблиця 21.3 - Густина насиченої пари ρ_n, кг/м^3 водно-спиртових сумішей при різному тиску

Вміст спирту в парах, % мас.	Тиск, МПа				Вміст спирту в парах, % мас.	Тиск, МПа			
	0,100	0,105	0,110	0,120		0,100	0,105	0,110	0,120
1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
0	0,589	0,618	0,638	0,7	55	0,933	0,965	0,999	1,073
5	0,62	0,644	0,67	0,725	60	0,976	1,015	1,05	1,12
10	0,643	0,668	0,693	0,755	65	1,025	1,067	1,109	1,19
15	0,667	0,691	0,715	0,78	70	1,085	1,125	1,176	1,258
20	0,694	0,716	0,742	0,805	75	1,145	1,196	1,247	1,34
25	0,722	0,745	0,768	0,837	80	1,214	1,269	1,326	1,43
зо	0,75	0,777	0,799	0,87	85	1,295	1,354	1,418	1,535
35	0,785	0,808	0,833	0,904	90	1,38	1,448	1,52	1,65
40	0,817	0,844	0,87	0,941	95	1,48	1,557	1,632	1,775
45	0,854	0,881	0,909	0,984	100	1,598	1,675	1,75	1,91
50	0,887	0,92	0,95	1,025					

Питому витрату гріючої пари р (кг/кг дистиляту) можна знайти за формулою Циганкова:

$$p = (1{,}285 - 0{,}009a_д)\vartheta - 0{,}012a_д + 1{,}707. \quad (21.16)$$

Тоді загальна витрата гріючої пари *P* (кг/с):

$$P = p \cdot D. \quad (21.17)$$

Приклад розрахунку

Приклад. В ректифікаційному апараті безперервної дії з ковпачковими тарілками відбувається розділення водно-спиртової суміші. Підведення пари - через поверхню теплообміну. Абсолютний тиск в колоні - 100 кПа.

Вихідні дані:

- витрата водно-спиртової суміші M = 1500 кг/год.;
- масова концентрація спирту в суміші $a_м$ = 24 *%;*
- масова концентрація спирту в дистиляті a_D = 92 %;
- масова концентрація спирту в кубовому залишку a_R = 3.2 %;
- коефіцієнт надлишку флегми β = 2;
- відстань між тарілками h = 300 мм.

Необхідно розрахувати:

- внутрішній діаметр апарата, м;
- висоту робочої частини (кількість тарілок), од.;
- витрату гріючої пари, кг/с.

Розв’язання

1. З матеріального балансу складаємо систему рівнянь для визначення масових витрат дистиляту *D* (кг/с) та кубового залишку *R* (кг/с), звідси визначаємо:

$$R = \frac{M(a_D - a_M)}{3600(a_D - a_R)} = \frac{1500(92-24)}{3600(92-3{,}2)} = 0{,}319 \text{ кг/с};$$

$$D = M/3600 - R = 1500/36900\text{-}0{,}319 = 9{,}76\ 10^{-2} \text{ кг/с}.$$

2. Масова витрата спирту ($R_{сп}$, кг/с) та води ($R_в$, кг/с) в кубовому залишку визначиться:

$$R_{сп} = R\frac{a_R}{100} = 0{,}319\frac{3{,}2}{100} = 1{,}02 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с};$$

$$R_в = К - R_{сп} = 0{,}319 - 1{,}02 \cdot 10^{-2} = 0{,}309 \text{ кг/с}.$$

Аналогічно розраховуються масові витрати води і спирту в суміші і дистиляті.

3. Масові проценти $a_м$, a_R та a_D перераховуємо в молярні $x_м$, x_R та x_D:

$$x_M = \frac{(a_M/M_{сп})\cdot 100}{(a_M/M_{сп})+(100-a_M)/M_В} = \frac{(24/46)\cdot 100}{(24/46)+(100-24)/18} = 11{,}0 \text{ \% мол},$$

$$x_R = \frac{(a_R/M_{сп})\cdot 100}{(a_R/M_{сп})+(100-a_R)/M_В} = \frac{(3{,}2/46)\cdot 100}{(3{,}2/46)+(100-3{,}2)/18} = 1{,}28 \text{ \% мол},$$

$$x_D = \frac{(a_D/M_{сп})\cdot 100}{(a_D/M_{сп})+(100-a_D)/M_В} = \frac{(92/46)\cdot 100}{(24/46)+(100-92)/18} = 81{,}82 \text{ \% мол},$$

Можна для цього також скористатись табл. 21.2.

Отримані дані заносяться в таблицю (табл. 21.4):

Таблиця 21.4 – Дані розрахунків

Ком-понент	Кількість речовин та їх склад								
	Суміш			Дистилят			Залишок		
	кг/с	мас. %	мол. %	кг/с	мас. %	мол. %	кг/с	мас. %	мол. %
Спирт	0,1	24	11	$8{,}98\cdot10^{-2}$	92	81,82	$1{,}02\cdot10^{-2}$	3,2	1,28
Вода	0,317	76	89	$0{,}78\cdot10^{-2}$	8	18,18	0,309	96,8	98,72
Всього	M=0,417	-	-	D=$9{,}76\cdot10^{-2}$	-	-	R=0,319		-

4. Знаходимо мольну концентрацію спирту в паровій фазі, рівноважну з концентрацією спирту в рідкій фазі (в суміші) за табл. 21.2: для $x_м$=11 % мол., $y^*_м$=45,41 % мол.

5. Розраховуємо мінімальне флегмове число:

$$\vartheta_{min} = \frac{x_D - y^*_М}{y^*_М - x_м} = \frac{81{,}82 - 45{,}41}{45{,}41 - 11} = 1{,}06$$

6. Знаходимо дійсне флегмове число:

$$\vartheta = \beta \cdot \vartheta_{min} = 2 \cdot 1{,}06 = 2{,}12,$$

7. Знаходимо параметр Z: $Z = M/D = 0{,}417/(9{,}76\cdot10^{-2})=4{,}27$.

8. Будуємо робочі лінії верхньої та нижньої частин колони. Для цього знаходимо в координатах (x, %мол. y, %мол.) знаходимо координати точок *L, N, S, K:*

- $x(L) = y(L)=x_D$=81,82;
- $x(N)$ =0; $y(N) = x_D/(U+1)$=81,82/(2,12+1)=26,21;
- $x(S) = (Z\text{-}1)\cdot x_R/(Z+U)$=(4,27-1) ·1,28/(4,27+2,12)=0,65; $y(S)$=0;
- $x(K)=y(K)=x_м$ = 11.

Дані для побудови лінії рівноваги вмісту спирту в рідині та парі беремо з табл.21.2. Можна також скористатись готовим графіком (рис. 21.4).

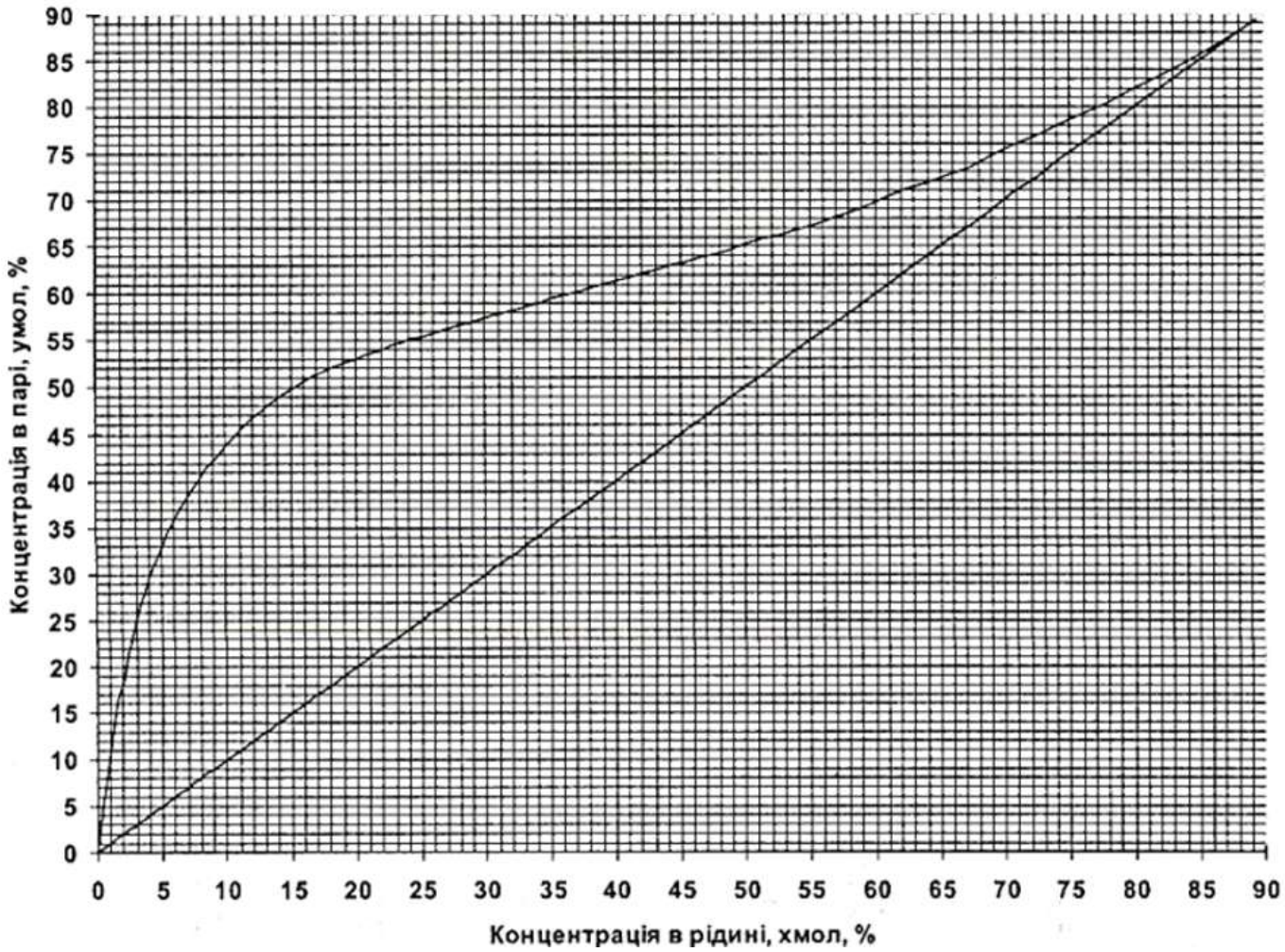


Рисунок 21.4 - Лінія рівноваги вмісту спирту в рідині та парі, що утворюється при кипінні, при атмосферному тиску (дані табл. 21.2).

9. Побудовою знаходимо кількість ступенів концентрацій - число теоретичних тарілок. В даному випадку $n_m=16$.

10. Коефіцієнт корисної дії тарілки приймемо: η = 0,5.

Тоді число дійсних тарілок:

$$n_д = \frac{n_т}{\eta} = \frac{16}{0,5} = 32.$$

11. Висота колони:

$$H = (n_д - 1)h + h_1 + h_1 = (32-1) \cdot 0,3 + 0,7 + 0,3 = 10,3 \text{ м}.$$

12. По табл. 21.2 за числовим значенням та x_R, (% мол.), визначаємо рівноважний вміст спирту в парах для суміші (45,41 % мол. або 68,0 % мас.). Для дистиляту вона дорівнює: x_D = 81,82 % мол. або a_D = 92,0 % мас.

13. Для вказаних значень (в масових процентах) вмістів спирту в парах і тиску 100 кПа за табл. 21.3 знаходимо густини пари $\rho_{п1}$ та $\rho_{п2}$: $\rho_{п1}$ = 1,104 кг/м^3; $\rho_{п2}$= 1,488 кг/м^3.

Тоді середня густина пари:

$$\rho_п = \frac{\rho_{п1} + \rho_{п2}}{2} = \frac{1,104 + 1,488}{2} = 1,296 \text{ кг/м}^3.$$

14. Об’ємну витрату пари, що проходить через вільний переріз колони, знаходимо за формулою:

$$V = \frac{D(\vartheta+1)}{\rho_n} = \frac{9{,}76\cdot10^{-2}\cdot(2{,}12+1)}{1{,}296} = 0{,}234 \text{ м}^3/\text{с}.$$

15. За графіком на рис.21.3 відповідно до умов нашого прикладу знаходимо знаходимо швидкість пари у вільному перерізі колони: ω = 0,85 м/с.

16. Знаходимо внутрішній діаметр колони:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\cdot\omega}} = \sqrt{\frac{0{,}234}{0{,}785\cdot0{,}85}} = 0{,}593 \text{ м}.$$

Приймаємо d = 0,60 м.

17. Питома витрата пари на кілограм дистиляту, кг/кг:

$$p = (1{,}285 - 0{,}009\cdot a_D)\cdot\vartheta - 0{,}012\cdot a_D + 1{,}707 =$$
$$(1{,}285 - 0{,}009\cdot 92)\cdot 2{,}12 - 0{,}012\cdot 92 + 1{,}707 = 1{,}57.$$

Тоді загальна витрата гріючої пари *P:*

$$P = p\cdot D = 1{,}57\cdot 9{,}76\cdot 10^{-2} = 0{,}153 \text{ кг/с}.$$

Контрольне завдання

Розрахувати ректифікаційний апарат безперервної дії з ковпачковими тарілками по даним табл. 21.5.

Таблиця 21.5 – Варіанти завдань

Варіант	Вихідні дані					
	Масова витрата водно-спиртової суміші	Масова концентрація спирту			Коефіцієнт надлишку флегми	Відстань між тарілками в колоні
		в суміші, що подається	в дистиляті	в кубовому залишку		
	M, кг/год	$a_м$, %	$a_м$,%	a_R, %	β, од.	h, мм
1	2000	20	91,5	2	1,5	135
2	2200	18	93	4	1,7	150
3	2500	22	91	2,5	2,5	400
4	2700	25	92,5	1,5	1,9	300
5	2900	19	91,8	1,9	2,3	500
6	3100	23	92,2	2,2	1,6	135
7	3300	19,5	92,8	1	2,4	150
8	3500	24	90	2	1,5	200
9	1500	19,4	92,3	1,2	2,8	300
10	1700	23	89,5	1	1,7	400

***Практичне заняття* 22**

Розрахунок абсорбера

Абсорбцією називається поглинання деякого компонента з газової або парової фази всім об'ємом рідкого поглинача - сорбента. Підбираючи поглинач, що добре поглинає лише окремі компоненти, абсорбцією можна розділяти газові суміші.

Кількість речовини, що поглинається, залежить від термодинамічних властивостей сорбента та речовини, складу фаз, температури та тиску, при яких відбувається процес. Швидкість процесу абсорбції визначається рушійною силою — відхиленням системи «рідина–газ» від стану рівноваги, а також ступенем інтенсивності контакту між фазами.

В залежності від елементів, що забезпечують контактування фаз, розрізняють тарілкові, насадкові, розпилювальні, механічні, поверхневі та каскадні абсорбери. Найбільш поширені тарілкові та насадкові апарати.

Тарілкові абсорбери бувають з ковпачковими, сітчастими та решітчастими тарілками. Абсорбери з ковпачковими тарілками виконані у вигляді циліндричних колон. Газ подається в нижню частину колони і відводиться зверху, рідина подається зверху, стікаючи вниз послідовно на кожну тарілку, і відводиться знизу. Газ, що проходить через прорізи ковпачків, барботує через невисокий шар рідини, що знаходиться на тарілці. В результаті робочий компонент переноситься в ту фазу, де його концентрація нижча за рівноважну.

Насадкові абсорбери являють собою циліндричні башти, заповнені насадкою, тобто робочими тілами, що забезпечують контакт фаз. Як насадки можуть застосовуватись кільця різних розмірів, фасонні та сідлоподібні елементи, кулі та ін. Насадковими, звичайно, називають апарати з нерегулярною насадкою, тобто такою, яка засипана навалом. Її розміщують на решітці, яка не перешкоджає проходженню газу і рідини. Принципову схему абсорбера зображено на рис. 22.1 (*а*).

Методики розрахунку тарілкових та насадкових абсорберів багато в чому подібні.

Витрата сорбенту визначається з рівняння матеріального балансу процесу абсорбції, приймаючи постійною кількість компонента, що переходить з однієї фази в іншу:

$$G(y_n - y_к) = L(x_к - x_n), \qquad (22.1)$$

де G, L - витрата відповідно газу та рідини, кг/с або кмоль/с;

y_n, $y_к$ -початковий та кінцевий вміст компонента, що поглинається, в газовій суміші, % мас. або кмоль/кмоль;

$x_к$, x_n - кінцевий та початковий вміст компонента в рідині, % мас. або кмоль/кмоль.

З цього рівняння можна визначити витрату L рідкого сорбенту:

Лінія АВ робоча лінія абсорбції - зображена на рис. 22.1 *б*.

$$L = \frac{G(y_n - y_к)}{(x_к - x_n)}. \qquad (22.2)$$

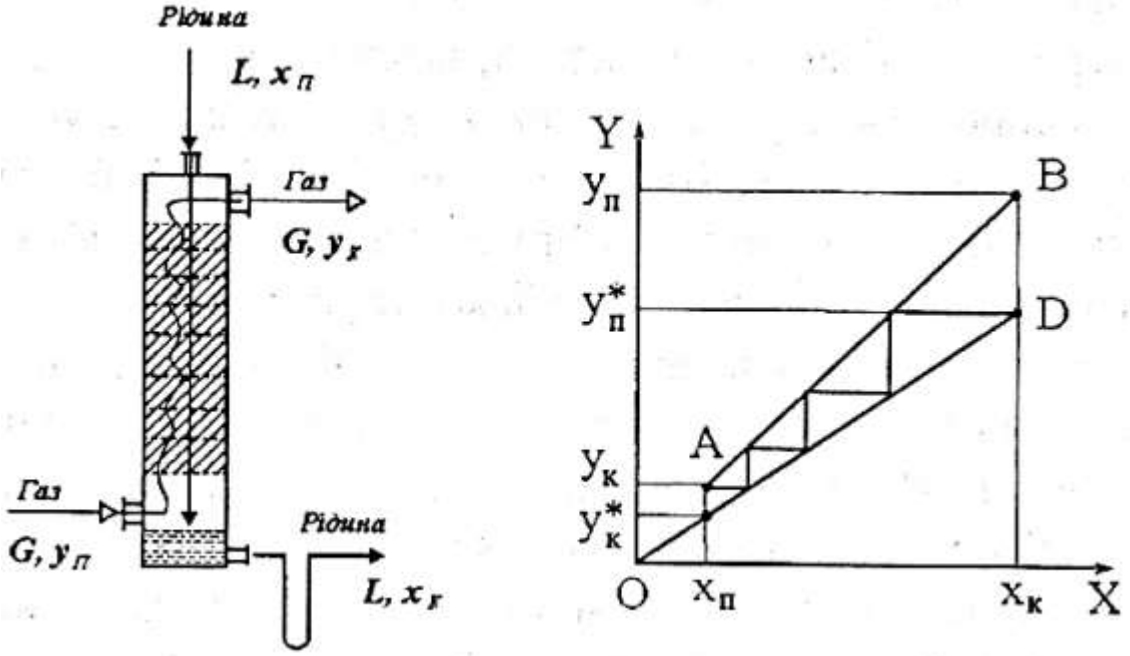
Питома витрата сорбенту:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{(y_n - y_к)}{(x_к - x_n)}. \qquad (22.3)$$

Висоту робочої частини абсорбера, в якій безпосередньо відбувається контакт між газом та рідиною, можна розрахувати, виходячи з числа ступенів зміни концентрації

n та висоти насадки *h*, або контактних елементів, необхідних для здійснення одного ступеня зміни концентрації:

$$H = h \cdot n.$$



а) принципова схема руху потоків в абсорбері *б*) розрахунок кількості ступенів

Рисунок 22.1 - Принципова схема абсорберна і розрахунок кількості ступенів

Кількість ступенів зміни концентрації знаходять графічно побудовою трикутників між робочою та рівноважною лініями абсорбції.

Лінія *AB* (рис. 22.1, *б*) - робоча лінія абсорбції, що в координатах *x*-*y* показує зміну вмісту цільового компонента в рідкій та газовій фазах для даних умов проведення процесу. Лінія фазової рівноваги *OD* для ідеальних розчинів, до яких застосовний закон Генрі (розчинність газу прямо пропорційна парціальному тиску газу над рідиною) представляє собою пряму, що описується рівнянням $y = k \cdot x$, де k -константа фазової рівноваги. В реальних умовах лінія фазової рівноваги наближається до прямої при невеликих концентраціях цільового компонента, а в загальному випадку ця лінія є кривою, що будується на основі експериментальних даних. Вертикальні лінії, опущені вниз від точок А і В, перетинають лінію рівноваги в точках, де координати y^*_n та $y^*_к$ показують рівноважний вміст компонента в газовій фазі, який відповідає концентрації цього компонента в рідкій фазі — x_n і $x_к$ відповідно. Побудова починається з проведення горизонтальної лінії з точки *A* до перетину з лінією рівноваги. З точки перетину проводиться вертикаль до перетину з робочою лінією, і так далі, поки не буде досягнута точка *D*. Кількість побудованих трикутників дорівнює кількості ступенів зміни концентрації в даному процесі.

Для випадків, коли лінії АВ та OD можна вважати прямими, кількість ступенів зміни концентрації можна знайти по рівнянню:

$$n = \frac{1}{1-\frac{m}{l}} ln \frac{(y_n - y_n^*)}{y_к - y_к^*}, \qquad (22.4)$$

де m - коефіцієнт розподілу, що є тангенсом кута нахилу лінії рівноваги до горизонталі:

$$m = \frac{(y_n - y_n^*)}{x_к - x_n} = \frac{y_n^*}{x_к}, \quad (22.5)$$

Висоту насадки, що еквівалентна одному ступеню зміни концентрації, визначають за формулою:

$$h_{0y} = h_y + \frac{m \cdot G}{L} h_x, \quad \text{або} \quad h_{0x} = h_x + \frac{L}{m \cdot G} h_y, \quad (22.6)$$

де h_y, h_x - ступені концентрації відповідно в газовій та рідкій фазі, м.

Значення h_y, h_x розраховуються за емпіричними формулами, встановленими для апаратів з певним типом насадок. Наприклад, для нерегулярних насадок використовуються рівняння:

$$h_y = 0{,}615 \cdot d_e \cdot Re_г^{0{,}345} (Pr_г')^{0{,}67}, \quad (22.7)$$

де d_e - еквівалентний діаметр зрошуваної насадки:

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{\sigma},$$

де ε - вільний об'єм насадки, м^3/м^3, що дорівнює відношенню об'єму вільного простору в шарі насадки до всього об'єму шару насадки;

σ - площа одиниці об'єму насадки, м^2/м^3.

$Re_г$ - критерій Рейнольдса для газу:

$$Re_г = \frac{4\omega_ф \cdot \rho_г}{\sigma \cdot \mu_г}, \quad (22.8)$$

де $\omega_ф$ - швидкість газу, віднесена до всього перерізу колони (фіктивна), м/с;

$\rho_г$ - густина газу, кг/м^3;

$\mu_г$ - коефіцієнт динамічної в'язкості для газу, Па·с.

Фіктивна швидкість:

$$\omega_ф = \omega \cdot \varepsilon, \quad (22.9)$$

де ω - дійсна швидкість газу у вільному перерізі насадки, м/с, яка розраховується за спеціальними методиками.

Ця швидкість повинна забезпечувати найбільш ефективний з точки зору контакту фаз гідродинамічний режим в апараті, але в той же час не повинна перевищувати швидкість "захлинання", при якій газ змушує рідину рухатись у зворотному напрямку, перешкоджаючи її стіканню.

Критерій Прандтля $Pr_г'$ (масообмінний) для газу:

$$Pr_г' = \frac{\mu_г}{\rho_г \cdot D_г}, \quad (22.10)$$

де $D_г$ – коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, в газі, м^2/с.

$$h_x = 119\delta_{пр} Re_р^{0.25} \left(Pr_р'\right)^{0{,}5}, \quad (22.11)$$

$\delta_{пр}$ - приведена товщина плівки стікаючої рідини, м:

$$\delta_{пр} = \left(\frac{\mu_р^2}{\rho_р^2 \cdot g}\right)^{\frac{1}{3}}, \quad (22.12)$$

де $\mu_р$ - коефіцієнт динамічноїв'язкості для рідини, Па·с;

$\rho_р$ - густина рідини, кг/м^3;

g - прискорення сили тяжіння, g = 9,81 м/с^2.

$Re_р$ - критерій Рейнольдса для рідини:

$$Re_р = \frac{4L_m}{S \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_р},$$

де L_m - масова витрата рідини, кг/с;

S - площа поперечного перерізу колони, м^2;

ψ - коефіцієнт змоченості насадки, знаходиться в межах від 0 до 1 і визначається для різних типів насадок за окремою методикою (в даній роботі для спрощення приймемо ψ = 1);

d - внутрішній діаметр колони абсорбера, м.

$Pr'_{\text{р}}$ – Критерій Прандтля (масообмінний) для рідини:

$$Pr'_{\text{р}} = \frac{\mu_{\text{р}}}{\rho_{\text{р}} \cdot D_{\text{р}}}, \qquad (22.13)$$

де $D_{\text{р}}$ - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, в рідині, м^2/с.

Величини ε, σ, $\rho_{\text{г}}$, $\mu_{\text{г}}$, $\rho_{\text{р}}$, $\mu_{\text{р}}$ знаходяться з довідкової літератури, величини $D_{\text{г}}$ та $D_{\text{р}}$ - знаходяться з довідкової літератури, де вони задаються таблично або визначаються за формулами в залежності від теплофізичних характеристик газу або рідини. Так, для випадку поглинання газу *S0₂* водою з повітря, коефіцієнти дифузії *S0₂* в повітрі і воді, в залежності від температури процесу, можуть бути знайдені за формулами:

$$D_{\text{г}}(t) = \left(\frac{273+t}{273}\right)^{\frac{3}{2}} D_{\text{г}}(O), \qquad (22.14)$$

де $D_{\text{г}}(t)$, м^2/с - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається (*S0₂*), в газі (повітрі), при температурі *t*, °С;

$D_{\text{г}}(O)$ - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, в газі, при температурі 0 °С.($D_{\text{г}}(O)$ = 1,03-10'^{5}, м^2/с.)

$$D_{\text{р}}(t) = \big(1 + 0{,}02(t-20)\big) D_{\text{р}}(20), \qquad (22.15)$$

де $D_{\text{р}}(t)$, м^2/с – коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається ($S0_2$), в рідині (воді), при температурі *t*, °С;

$D_{\text{р}}(20)$ - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, в газі, при температурі 20 °С.($D_{\text{р}}(20)$ = 1,47·10^{-9}, м^2/с.)

Приклад розрахунку

Приклад. В насадковому абсорбері з насадкою з керамічних кілець (розміром елемента 50х6 мм) відбувається поглинання газу *S0₂* водою з повітря при температурі процесу 30 °С. Масова витрата повітря становить 0,5 кг/с, початкова концентрація *S0₂* в повітрі - 14 %, кінцева - 0,3 %. Початкова концентрація *S0₂* у воді становить 0,02 %, кінцева - 0,71 %. Процес відбувається в протитоці при атмосферному тиску.

Розрахувати внутрішній діаметр абсорбера та необхідну висоту шару насадки.

Розв'язання.

Фізичні властивості рідини і газу умовно будемо вважати такими ж, як для води і повітря (табл. 22.1).

I. Визначаємо внутрішній діаметр абсорбера.

1. За табл.22.1 знаходимо густину газу (повітря) при температурі 30 °С:

$\rho_{\text{г}}$ =1,127 кг/м^3. Тоді об'ємна витрата повітря *$G_{об}$:*

$$G_{\text{об}} = \frac{G_{\text{м}}}{\rho_{\text{г}}} = \frac{0{,}5}{1{,}127} = 0{,}44 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. За табл.22.2 знаходимо швидкість газу ω, оптимальну для даної насадки: приймаємо ω = 0,85 м/с. Там же знаходимо величину вільного об'єму ε для даної

насадки: ε = 0,74. Тоді фіктивна (віднесена до всього перерізу колони) швидкість повітря буде дорівнювати:

$$\omega_{ф} = \omega \cdot \varepsilon = 0{,}85 \cdot 0{,}74 = 0{,}629 \text{ м/с.}$$

Таблиця 22.1 - Фізичні властивості рідини і газу

Темпе-ратура	Фізичні характеристики сухого повітря при тиску 735,6 мм рт. ст.		Фізичні характеристики води (на лінії насичення)	
t, °C	ρ, кг/м^3	$\mu \cdot 10^6$, (Па·с)	ρ, кг/м^3	$\mu \cdot 10^6$, Па·с
0	1,252	17,161	1000	1790
10	1,206	17,75	1000	1310
20	1,164	18,24	998	1000
ЗО	1,127	18,73	996	804
40	1,092	19,221	992	657
50	1,056	19,613	988	549
60	1,025	20,103	983	470
70	0,996	20,397	978	406
80	0,968	20,986	972	355
90	0,942	21,574	965	315
100	0,916	21,77	958	282

3. Внутрішній діаметр абсорбера:

$$d = 1{,}128\sqrt{\frac{G_{об}}{\omega_{ф}}} = 1{,}128\sqrt{\frac{0{,}44}{0{,}629}} = 0{,}947 \text{ м.}$$

4. Приймаємо d = 0,95 м.

II.Визначаємо кількість ступенів зміни концентрації.

1. Визначаємо параметри процесу, що відповідають координатам точок робочої лінії та лінії рівноваги (рис. 22.1, б). З вихідних даних випливає:

- початкова концентрація *S0₂* у воді $x_{п}$=0,02 %;
- кінцева концентрація *S0₂* у воді $x_{к}$ =0,71 %;
- початкова концентрація *S0₂* в повітрі: y_n= 14 %;
- кінцева концентрація *S0₂* в повітрі: $y_{к}$=0,3 %.

За табл. 22.3 знаходимо значення рівноважних концентрацій *S0₂* в повітрі для значень концентрацій у воді $x_{п}$ = 0,02 % та $x_{к}$=0,71 %:y_n^* = 8 %; $y_{к}^*$ = 0,2 %.

2. Знаходимо витрату сорбенту (води) в процесі:

$$L = \frac{G_{м}(y_n - y_{к})}{x_{к} - x_n} = \frac{0{,}5(14 - 0{,}3)}{(0{,}71 - 0{,}02)} = 9{,}93 \text{ кг/с.}$$

3. Знаходимо питому витрату сорбенту (води) на одиницю маси повітря:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{9{,}93}{0{,}5} = 19{,}86.$$

4. Знаходимо коефіцієнт розподілу, що є тангенсом кута нахилу лінії рівноваги до горизонталі:

$$m = \frac{y_n^* - y_{к}^*}{x_{к} - x_n} = \frac{8 - 0{,}2}{0{,}71 - 0{,}02} = 11{,}3.$$

5. Вважаючи робочу лінію та лінію рівноваги прямими, знаходимо кількість ступенів зміни концентрації:

$$n = \frac{1}{1-\frac{m}{l}} ln \frac{(y_n - y_n^*)}{y_к - y_к^*} = \frac{1}{1-\frac{11,3}{19,86}} ln \frac{14-8}{0,3-0,2} = 9,51.$$

Таблиця 22.2 - Характеристики деяких нерегулярних насадок

Насадка	Матеріал насадки	Діаметр елемента, мм	Товщина елемента, мм	Доля вільного об'єму, ε	Поверхня на одиницю об'єму, σ, м^2/м^3	Оптимальна швидкість газу (діапазон від... до), ω, м/с	
Кускові матеріали	Кокс	75		0,5	49	0,55	0,93
		45		0,4	115	0,27	
		25		0,45	131	0,15	0,27
	Кварц	50		0,46	62,5	0,52	0,61
		20		0,4	144	0,13	
Невпорядковано завантажені кільця	Метал	50	1,5	0,92	98,5	0,73	0,91
		25	1,5	0,86	194	0,58	0,7
		12	0,8	0,87	377	0,3	
	Кераміка	75	10	0,72	65,5	0,67	1,25
		50	5	0,79	95	0,73	0,92
		38	5	0,73	125	0,52	0,79
		25	2,5	0,8	184	0,37	0,6
		18	2,5	0,74	236	0,37	0,6
		12	1,5	0,73	377	0,2	
		50	6	0,74	92	0,85	
	Графіт	25	5	0,66	170	0,46	
		12	1,5	0,73	377	0,2	

Таблиця 22.3 - Насичуваність води газом *S0₂*

Масовий вміст *S0₂* в газі, у, %	*Насичуваність води газом S0₂, х, % при температурі води, °С*			
	20	30	40	50
0,1	0,02	0,01	0,004	0,004
0,2	0,03	0,02	0,010	0,008
0,4	0,05	0,04	0,023	0,017
0,6	0,08	0,06	0,035	0,026
0,8	0,10	0,07	0,048	0,035
1	0,13	0,09	0,070	0,050
2	0,25	0,19	0,14	0,09
4	0,52	0,35	0,25	0,18
6	0,78	0,54	0,33	0,26
8	1,03	0,71	0,5	0,35
10	1,28	0,89	0,63	0,45
12	1,53	1,08	0,77	0,54
14	1,8	1,24	0,88	0,63

III. Визначаємо кількість ступенів зміни концентрації.

6. Визначаємо параметри процесу, що відповідають координатам точок робочої лінії та лінії рівноваги (рис. 22.1, б). З вихідних даних випливає:

- початкова концентрація $S0_2$ у воді $x_{\text{п}}$=0,02 %;
- кінцева концентрація $S0_2$ у воді $x_{\text{к}}$ =0,71 %;
- початкова концентрація $S0_2$ в повітрі: y_n= 14 %;
- кінцева концентрація $S0_2$ в повітрі: $y_{\text{к}}$=0,3 %.

За табл.22.3 знаходимо значення рівноважних концентрацій $S0_2$ в повітрі для значень концентрацій у воді $x_{\text{п}}$ = 0,02 % та $x_к$=0,71 %: y_n^* = 8 %; $y_{\text{к}}^*$ = 0,2 %.

7. Знаходимо витрату сорбенту (води) в процесі:

$$L = \frac{G_{\text{м}}(y_n - y_{\text{к}})}{x_{\text{к}} - x_n} = \frac{0{,}5(14-0{,}3)}{(0{,}71-0{,}02)} = 9{,}93 \text{ кг/с}.$$

IV. Визначаємо висоту насадки, еквівалентну одиниці зміни концентрації для газової фази.

1. За табл.22.2 знаходимо величину питомої площі поверхні на одиницю об'єму для даної насадки: σ = 92 м^2/м^3.

2. Знаходимо еквівалентний діаметр для даної насадки:

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}74}{92} = 0{,}032 \text{ м}.$$

3. З табл.22.1 знаходимо коефіцієнт динамічної в'язкості для повітря: $\mu_{\text{г}}$=1,873·10^{-5} Па·с.

4. Заходимо критерій Рейнольдса для повітря:

$$Re_{\text{г}} = \frac{4\omega_{\text{ф}} \cdot \rho_{\text{г}}}{\sigma \cdot \mu_{\text{г}}} = \frac{4 \cdot 0{,}629 \cdot 1{,}127}{92 \cdot 1{,}873 \cdot 10^{-5}} = 16445{,}54.$$

5. Заходимо коефіцієнт дифузії $S0_2$ в повітрі при температурі процесу 30 °С:

$$D_{\text{г}}(t) = \left(\frac{273+t}{273}\right)^{\frac{3}{2}} D_{\text{г}}(O) = \left(\frac{273+30}{273}\right)^{\frac{3}{2}} 1{,}03 \cdot 10^{-5} = 1{,}204 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}.$$

6. Знаходимо критерій Прандтля (масообмінний) для повітря:

$$Pr'_{\text{г}} = \frac{\mu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}} \cdot D_{\text{г}}} = \frac{1{,}873 \cdot 10^{-5}}{1{,}127 \cdot 1{,}204 \cdot 10^{-5}} = 1{,}38.$$

7. Висота одиниці зміни концентрації для газової фази:

$$h_y = 0{,}615 \cdot d_e \cdot Re_{\text{г}}^{0{,}345} (Pr'_{\text{г}})^{0{,}67} = 0{,}615 \cdot 0{,}032 \cdot 1645{,}54^{0{,}345} 1{,}38^{0{,}67} = 0{,}32 \text{ м}.$$

V. Визначаємо висоту насадки, еквівалентну одиниці зміни концентрації для рідкої фази.

1. За табл.22.1 знаходимо густину та коефіцієнт динамічної в'язкості для рідини (води): $\rho_{\text{р}}$=996 кг/м^3; $\mu_{\text{р}}$ =0,804·10^3 Па·с.

2. Знаходимо приведену товщину плівки рідини, що стікає:

$$\delta_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_{\text{р}}^2}{\rho_{\text{р}}^2 \cdot g}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{(0{,}804 \cdot 10^{-2})^2}{996^2 \cdot 9{,}81}\right)^{\frac{1}{3}} = 4{,}05 \cdot 10^{-5} \text{ м}.$$

3. Коефіцієнт змоченої поверхні приймаємо: ψ = 0,5.

4. Знаходимо критерій Рейнольдса для рідини:

$$Re_{\text{р}} = \frac{4L_m}{S \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_{\text{р}}} = \frac{16L_m}{\pi \cdot d^2 \cdot \sigma \cdot \psi \cdot \mu_{\text{р}}} = \frac{16 \cdot 9{,}93}{3{,}14 \cdot 0{,}95^2 \cdot 92 \cdot 0{,}5 \cdot 0{,}804 \cdot 10^{-3}} = 1514{,}8.$$

5. Знаходимо коефіцієнт дифузії $S0_2$ в рідині при температурі процесу 30 °С:

$$D_{\text{р}}(t) = \big(1 + 0{,}02(t-20)\big) D_{\text{р}}(20) = \big(1 + 0{,}02(30-20)\big) 1{,}47 \cdot 10^{-9} = 1{,}764 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}.$$

6. Знаходимо критерій Прандтля (масообмінний) для рідини:

$$Pr'_{\text{р}} = \frac{\mu_{\text{р}}}{\rho_{\text{р}} \cdot D_{\text{р}}} = \frac{0{,}804 \cdot 10^{-3}}{996 \cdot 1{,}764 \cdot 10^{-9}} = 457{,}61.$$

7. Висота одиниці зміни концентрації для рідкої фази:

$$h_x = 119\delta_{\text{пр}} Re_{\text{р}}^{0.25} \left(Pr'_{\text{р}}\right)^{0{,}5} = 119 \cdot 4{,}05 \cdot 10^{-5} \cdot 1514{,}8^{0{,}25} \cdot 457{,}61^{0{,}5} = 0{,}64 \text{ м}.$$

VI. Знаходимо висоту шару насадки.

1. Висота насадки, що еквівалентна одному ступеню зміни концентрації:

$$h_{0y} = h_y + \frac{m \cdot G}{L} h_x = 0{,}32 + \frac{11{,}3 \cdot 0{,}5}{9{,}93} 0{,}64 = 0{,}68 \text{ м}.$$

2. Загальна висота насадки:

$$H = h_{0y} \cdot n = 0{,}68 \cdot 9{,}51 = 6{,}5 \text{ м}.$$

Контрольні завдання

Розрахувати внутрішній діаметр абсорбера та необхідну висоту шару насадки по даним табл. 22.4.

Таблиця 22.4 – Варіанти завдань

Варіант	Вихідні дані							
	Масова витрата газу	Температура процесу	Масова концентрація $S0_2$ в повітрі		Масова концентрація $S0_2$ у воді		Характеристики насадки	
			початкова	кінцева	початкова	кінцева	матеріал	діаметр елемента
	G, кг/с	t, °С	y_n, %	$y_к$, %	x_n, %	$x_к$, %		мм
1	0,29	40	12	0,2	0	0,5	Кільця (метал)	25
2	0,34	50	13	0,8	0,017	0,3	кільця (кераміка)	50
3	0,39	30	8	0,25	0,02	0,62	кварц	від 12 до 30
4	0,44	40	9	0,12	0	0,33	кільця (кераміка)	18
5	0,49	50	10	0,35	0	0,3	кільця (керам.)	50
6	0,54	20	11	0,2	0,02	0,52	кільця (кераміка)	38
7	0,59	30	12	0,18	0	0,89	кільця (метал)	12
8	0,64	40	13	0,2	0	0,7	кокс	від 25 до 50
9	0,69	50	14	0,6	0,008	0,54	кільця (графіт)	25
10	0,74	20	8	0,35	0	0,52	кільця (кераміка)	75

РОЗДІЛ 9 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ СУШІННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Практичне заняття 23

Розрахунок барабанної сушарки

Сушіння - це процес термічної обробки матеріалу з метою зниження його вологості, в результаті чого покращується якість продукції, запобігається її псування і злежування, знижується вага та покращуються умови транспортування і зберігання.

Конструкції сушильних апаратів залежать від масштабів виробництва і властивостей матеріалу, сушіння в яких проводиться під атмосферним тиском або під вакуумом, при цьому матеріал може знаходитись у стані спокою, переміщатися або перемішуватися.

Процес сушіння проводиться періодично або безперервно при різних способах передачі теплоти: контактуванням, конвекцією або радіацією, струмами високої частоти, інфрачервоним випромінюванням, а також сушіння сублімацією.

Найбільш розповсюдженими в харчовій промисловості є кондуктивний та конвективний способи сушіння.

В кондуктивних сушарках теплота для висушування матеріалу передається шляхом контакту його з нагрітою поверхнею, а в конвективних - теплота передається безпосередньо від теплоносія до матеріалу. При цьому видаляється волога, зв'язана з матеріалом за рахунок механічних і фізико-хімічних сил. Хімічно зв'язана волога не видаляється в зв'язку з руйнуванням матеріалу.

Процес сушіння з одного боку є дифузійним, тому що переміщення вологи з внутрішніх шарів до поверхні матеріалу проходить за рахунок дифузії, а з другого - тепловим, в зв'язку з тим, що випаровування вологи з поверхні матеріалу проходить при підводі теплоти.

Як теплоносій для сушіння харчових продуктів у більшості випадків використовуються нагріте повітря або гази, що утворюються в процесі згорання палива. З застосовуваних у харчовій промисловості найширше розповсюдження отримали сушарки: барабанні, камерні, шахтні, стрічкові, з киплячим та віброкиплячим шаром і розпилювальні.

Розрахунок сушарок цього типу (рис. 23.1) починається з визначення кількості вологи $G_в$, що підлягає випарюванню, і кількості висушеного матеріалу G_2 при заданій кількості вологого матеріалу G_1 в кг/год:

$$G_в = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2}; \quad (23.1)$$

$$G_2 = G_1 \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2}, \quad (23.2)$$

де ω_1 і ω_2 - початкова і кінцева вологість матеріалу, %.

Визначення витрат повітря на одиницю випареної вологи ведеться за формулою:

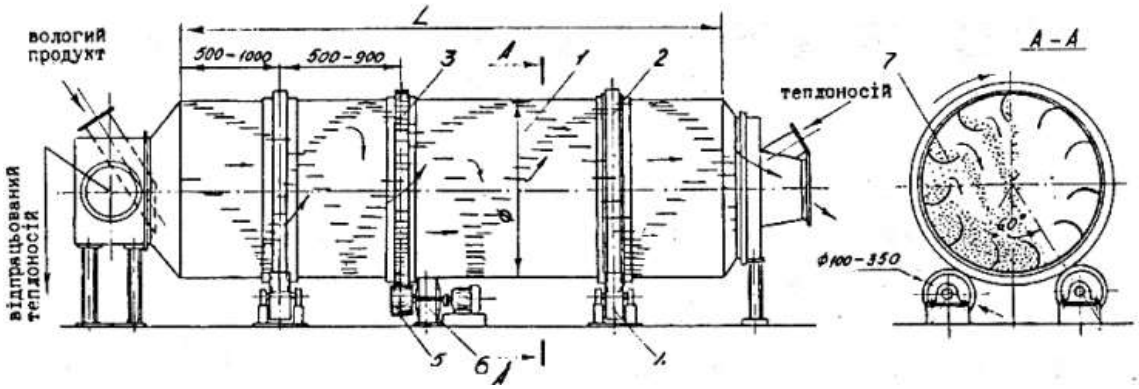
$$G_n' = \frac{1}{x_2 - x_1}, \text{ кг/г}, \quad (23.3)$$

а загальні витрати повітря:

$$G_n = \frac{G_в}{x_2 - x_1}, \text{ кг/г}, \quad (23.4)$$

де x_1 – вологовміст повітря на вході в сушарку, кг/кг повітря;

x_2 – вологовміст повітря на виході з сушарки, кг/кг повітря.



1 - барабан; 2 - бандаж; 3 - зубчастий вінець; 4 - ролик; 5 - шестерня; 6 - привід; 7 - насадка

Рисунок 23.1 - Барабанна сушарка

$$x_1 = 0{,}662\frac{\varphi \cdot P_n}{P-\varphi \cdot P_n}; \quad (23.5)$$

$$x_2 = \frac{\eta \cdot Q_м \cdot x_1 + G_в(I_1 - c \cdot t_0)}{\eta \cdot Q_м + G_в(i - c_1 \cdot t_0)}, \quad (23.6)$$

де φ - відносна вологість повітря, %;

P_n - пружність парів вологи в повітрі до нагрівання, Н/м^2;

P - загальний тиск, Н /м^2;

η = 1,05 - коефіцієнт, що враховує втрати теплоти в навколишнє середовище;

$Q_м$ - кількість теплоти для нагрівання сухого матеріалу від початкової його температури до кінцевої:

$$Q_м = c_м G_2(T_к - T_n) \text{ Дж/год.}, \quad (23.7)$$

де $c_м$ - теплоємність сухого матеріалу, Дж/кг·град.);

G_2 - годинна продуктивність сушарки по сухому матеріалу, кг/год.;

$T_к$ і T_n - кінцева і початкова температури матеріалу, °*К;*

I_1 - тепловміст повітря на вході в сушарку, нагрітого до заданої температури сушіння:

$$I_1 = c \cdot t_1 + (c_1 \cdot t_1 + i)x_1 \text{ Дж/кг}, \quad (23.8)$$

Тепловміст повітря на виході з сушарки:

$$I_2 = c \cdot t_2 + (c_1 \cdot t_2 + i)x_2 \text{ Дж/кг}, \quad (23.9)$$

де c і c_1, - теплоємність повітря і парів води при температурі виходу їх з сушарки, Дж/(кг·град.);

t_1 – температура повітря на вході в сушарку, °С;

t_2 - температура повітря на виході з сушарки, °С;

i - прихована теплота пароутворення, Дж/кг;

Слід відмітити, формула при перерахунку градусів в градуси Кельвіна наступна

$$T = t + 273. \quad (23.10)$$

Тепловміст повітря i_1 знаходиться з *i-d* - діаграми або за формулою (23.8). Постільки *i-d* діаграма розроблена виходячи з умови i = 0 при 0 °С, то в даному випадку температури в формулі 23.8 і t_0 у формулі (23.6) необхідно підставляти в °С.

Визначення витрат повітря ведеться за формулою:

$$G_n = \frac{Q_м \cdot \eta}{I_1 - I_2} \text{ кг/год}, \quad (23.11)$$

Ця кількість повітря повинна відповідати кількості повітря, визначеній з рівняння

(23.4).

Об’єм сушильного барабана:

$$V = \frac{G_в}{A} \text{ м}^3, \quad (23.12)$$

де A - напруження сушарки по волозі, $\frac{\text{кг/м}^3}{\text{год}}$, що підбирається з практичних даних в межах від 5 до 15.

Коефіцієнт заповнення барабана матеріалом:

$$\varphi' = \frac{G_1 \cdot \tau}{60 \cdot V \cdot \rho}, \quad (23.13)$$

де τ - термін сушіння матеріалу, що визначається експериментально, або приймається по даним роботи аналогічних сушарок, хв.;

ρ - насипна густина матеріалу, кг/м^3.

Діаметр барабана:

$$D = 1{,}13\sqrt{\frac{V_n}{\vartheta}} \cdot \frac{1}{1-\varphi'} \text{ м}, \quad (23.14)$$

де ϑ - швидкість повітря на виході з барабана, приймається в меах 1,5÷3 *м/с;*

V_n - об’єм повітря, що виходить з сушарки при температурі T, м^3.

Довжина барабана:

$$L = \frac{V}{0{,}785D^2} \text{ м}, \quad (23.15)$$

Визначаємо потужність, що затрачається на обертання барабана:

$$N = \frac{M_{кр} \cdot n}{9551 \cdot \eta} \psi \cdot e \text{ кВт}, \quad (23.16)$$

де $n = \frac{m \cdot k \cdot L}{\tau \cdot D \cdot tg\alpha}$ об./хв.;

$$M_{кр} = L \cdot f(G_б + 0{,}785D^2 \cdot \varphi' \cdot \rho \cdot g) \text{ Н·м}, \quad (23.17)$$

$\alpha = (0{,}5 \div 5)$ град. – кут нахилу вісі барабана;

m - коефіцієнт, що залежить від конструкції барабана (при підйомно-лопатевій насадці m =0,5, при секторній або без насадок m = 1,0);

k - коефіцієнт, що визначається з табл. 23.1;

Таблиця 23.1 – Значення коефіцієнту k

Напрямок руху	прямотечійне		протитечійне	
Вага матеріалу	легкий	важкий	легкий	важкий
k	0,2	0,7	2	5

f - приведений коефіцієнт тертя;

$G_б$ - вага сушильного барабана, Н/пог. м, визначається за наступними даними: (табл. 23.2);

Таблиця 23.2 – Параметри барабану

Діаметр барабана, мм	1100	1200	1400	1600	1800	2000	2200
Вага погонного метра , Н	10790	12750	15200	18630	20600	24520	26980
Коефіцієнт, f	$4 \cdot 10^{-3}$	$4{,}3 \cdot 10^{-3}$	$4{,}1 \cdot 10^{-3}$	$4{,}6 \cdot 10^{-3}$	$4{,}7 \cdot 10^{-3}$	$4{,}9 \cdot 10^{-3}$	$5{,}1 \cdot 10^{-3}$

η = 0,8 - ККД привода;

ψ - коефіцієнт, що залежить від типу ущільнення (при сальніковому - ψ = 1,1, при лабіринтному - ψ = 1,0);

e = 1,2 - коефіцієнт, що враховує ексцентриситет (неспіввісність).

Для сушарок з насадками крутний момент визначається за формулою:

$$M_{кр} = L\, G_6\, f + 0{,}785\, k\, D^2\, \rho\, g\, \varphi'\, (l_1 + l_2 + L\, f) \text{ Н/м}, \qquad (23.18)$$

де k - коефіцієнт, що враховує вплив насадок на крутний момент;

l_1 і l_2 - довжина насадки і приймальної камери, м.

Приклад. Розрахувати барабанну сушарку за наступними даними:

Продуктивність сушарки з початковою вологістю матеріалу $\omega_1 = 8$ % і кінцевою $\omega_1 = 0{,}1$ %, G	1600 кг/год.
Тривалість сушіння матеріалу, τ	90 хв.
Насипна маса матеріалу, γ	15790 Н/м^3
Насипна густина матеріалу, ρ	1600 кг/м^3
Теплоємність матеріалу, c	1257 Дж/(кг·град.)
Початкова температура сушіння матеріалу, t_n	293 °К
Кінцева температура сушіння матеріалу, $t_к$	343 °К
Теплоносій – повітря , що має наступні параметри:	
температура повітря на вході в калорифер, t	293 °К
початкова вологість повітря, φ	60 %
температура повітря на вході в сушарку, t_1	393 °К
температура повітря на виході з сушарки, t_2	333 °К
напруження сушильного барабана по волозі, A	10 кг/м^3

Розрахунок. Визначаємо кількість вологи, яку необхідно випарити і кількість висушеного матеріалу:

$$G_в = G\frac{\omega_1-\omega_2}{100-\omega_2} = 1600\frac{8-0{,}1}{100-0{,}1} = 126{,}5 \text{ кг/год.},$$

$$G_2 = G\frac{100-\omega_1}{100-\omega_2} = 1600\frac{100-8}{100-0{,}1} = 1474 \text{ кг/год.}$$

Кількість повітря, необхідна для випарювання вологи:

$$G_n = \frac{G_в}{x_2-x_1}.$$

Визначаємо вологовміст повітря на виході з сушарки:

$$x_2 = \frac{\eta\cdot Q_м\cdot x_1 + G_в(I_1 - c\cdot t_0)}{\eta\cdot Q_м + G_в(i - c\cdot t_0)} \text{ кг/кг.}$$

Для цього необхідно визначити наступні параметри:

- тепловміст повітря на вході в сушарку:

$$I_1 = c\cdot t_1 + (c_1\cdot t_1 + i)x_1 =$$
$$=1005\cdot 120+(1969\cdot 120+2493\cdot 10^3)0{,}02708=131009 \text{ Дж/кг;}$$

- тепловміст повітря на виході з сушарки:

$$I_2 = c\cdot t_2 + (c_1\cdot t_2 + i)x_2 =$$
$$=1005\cdot 60+(1969\cdot 60+2493\cdot 10^3)893\cdot 10^{-5}=144972 \text{ Дж/кг;}$$

Кількість теплоти для нагрівання матеріалу:

$$Q_м = c_м\cdot G_2(t_к - t_n) = 1257\cdot 1474(343-293) = 9264\cdot 10^4 \text{ Дж/кг.}$$

Тоді вологовміст повітря на виході з сушарки:

$$x_2 = \frac{1{,}05\cdot 9264\cdot 10^4\cdot 893\cdot 10^{-5} + 126{,}5(144972 - 1005\cdot 60)}{1{,}05\cdot 9264\cdot 10^4 + 126{,}5(2493\cdot 10^3 - 1969\cdot 60)} = 0{,}02708 \text{ кг/кг.}$$

Витрати повітря на сушіння визначаються за балансом вологи:

$$G_n = \frac{G_в}{x_2-x_1} = \frac{126{,}5}{0{,}02708-0{,}00893} = 6970 \text{ кг/год.}$$

Витрати повітря на сушіння визначаються за рівнянням теплового балансу:

$$G_n = Q\frac{Q_м \cdot \eta}{I_1 - I_2} = \frac{926409 \cdot 10^2 \cdot 1{,}05}{144972 - 131009} = 6966 \text{ кг/год.}$$

Отже, отримали повне співпадіння витрат повітря за балансом вологи і за тепловим балансом.

Об'єм барабана сушарки:

$$V = \frac{G_в}{A} = \frac{126{,}5}{10} = 12{,}65 \text{ м}^3.$$

Коефіцієнт заповнення барабана

$$\varphi = \frac{G \cdot \tau}{60V \cdot \rho} = \frac{1600 \cdot 90}{60 \cdot 12{,}65 \cdot 1600} = 0{,}12.$$

Діаметр барабана:

$$D = 1{,}13\sqrt{\frac{V_n}{\vartheta}} \cdot \frac{1}{1-\varphi'} = 1{,}13\sqrt{\frac{6966}{2}} \cdot \frac{1}{1-0{,}12} = 1{,}27 \text{ м.}$$

Об'єм вологого повітря $V_n = G_n \rho_n = 6966$ м^3/год.,

де ρ_n = 1 кг/м^3 - густина повітря;

ϑ = *2* м/с - швидкість повітря на виході з сушарки (приймається).

За стандартними розмірами приймаємо найближчий діаметр барабана *D* = 1200 мм (табл. 23.2) Тоді довжина його буде:

$$L = \frac{V}{0{,}785 \cdot D^2} = \frac{12{,}65}{0{,}785 \cdot 1{,}27^2} = 11{,}2 \text{ м.}$$

Потужність, що витрачається для приводу барабана:

$$N = \frac{M_{кр} \cdot n}{9551 \cdot}\psi \cdot e = \frac{700 \cdot 6}{9551 \cdot 0{,}7}1{,}1 \cdot 1{,}2 = 0{,}9 \text{ кВт,}$$

де $n = \frac{m \cdot k \cdot L}{\tau \cdot D \cdot tg\alpha} = \frac{1 \cdot 2 \cdot 11}{90 \cdot 1{,}27 \cdot tg2^\circ} = 6$ об/хв.;

m = 1,0 - приймається як для барабана без насадок;

k = *2*- при протитечійному русі для легкого матеріалу;

η = 0,7 — ККД приводу барабана;

ψ = 1,1 - ущільнення сальнікове;

e = 1,2 - приймається.

Контрольне завдання

За вихідними даними, приведеними в табл. 23.3 для барабанних сушарок, розрахувати: діаметр, довжину, частоту обертання та потужність двигуна приводу барабана.

Теплоносій - гаряче повітря.

Таблиця 23.3 - Вихідні дані до розрахунку барабанної сушарки

Варі-ант	Продук-тивність G, т/год	Початкова гемпе-ра сушіння $T_п$, °К	Кінцева температура сушіння $T_к$, °К	Насипна густина матеріалу ρ, кг/м^3	Теплоємність матеріалу c, Дж/(кг-град.)	Температура теплоносія на вході T_1, °К	Температура на виході T_2, °К °к	Початкова вологість теплоносія , φ, %	Напруження барабана по волозі A, кг·м^3/год.	Початкова вологість матеріалу W_1, %	Кінцева вологість матеріалу W_2, %	Термін сушіння τ, год.
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	1,0	293	343	$1{,}1\cdot10^3$	1150	350	290	50	5	1,5	0,1	1,0
2	1,2	295	335	$1{,}2\cdot10^3$	1170	370	300	55	7,5	2,0	0,15	1,2
3	1,5	300	345	$1{,}3\cdot10^3$	1200	385	315	58	8,0	2,3	0,17	1,5
4	1,7	307	343	$1{,}45\cdot10^3$	1210	393	323	62	10,5	2,7	0,2	1,5
5	1,75	300	353	$1{,}5\cdot10^3$	1250	423	375	65	12	3,5	0,25	1,7
6	1,9	303	360	$1{,}55\cdot10^3$	1275	400	340	68	14	4,2	0,3	1,76
7	2,0	293	375	$1{,}62\cdot10^3$	1315	387	320	72	12,5	4,5	0,35	2,2
8	2,2	293	340	$1{,}35\cdot10^3$	1220	397	327	60	9,5	7,0	0,15	2,5
9	2,32	283	333	$1{,}25\cdot10^3$	1300	413	353	70	8,0	6,5	0,55	1,25
10	2,5	303	357	$1{,}6\cdot10^3$	1320	423	373	67	5,5	9,5	0,7	2,0

***Практичне заняття* 24**

Розрахунок сушарки з псевдорозріджувальним шаром продукту

Для визначення кількості теплоти, що витрачається на сушіння продукту, складається тепловий баланс сушарки, ліва частина якого позначає прихід теплоти в сушарку, а права - витрати її на сушіння продукту.

$$G \cdot I_0 + Q_k + M \cdot c_в \cdot t_1 + W \cdot c_в \cdot t_1 = G \cdot I_2 + M \cdot c_n \cdot t_2 + Q_в, \quad (24.1)$$

де G - витрати повітря на сушіння продукту, кг;

I_0, I_2 - ентальпії відповідно свіжого і відпрацьованого повітря, Дж/кг;

Q_k - теплота, отримана повітрям у калорифері, кДж;

M - маса продукту, кг;

c_n, $c_в$ - питомі теплоємності продукту і води, кДж/(кг·К);

t_1, t_2 – початкова і кінцева температури продукту, °С;

W - маса випареної води з продукту, кг;

$Q_в$ - втрати теплоти в навколишнє середовище, кДж.

З рівняння теплового балансу визначається ентальпія вологого продукту, що являє собою суму ентальпій висушеного продукту M, c_n, t_1, і випареної вологи M, $c_в$, t_1.

Витрати теплоти, отримані повітрям в калорифері, визначаються за рівнянням:

$$Q_к = G(I_2 - I_1) + M \cdot c_n \cdot (t_2 - t_1) - W \cdot c_n \cdot t_1 + Q_в; \quad (24.2)$$

або

$$Q_к = G(I_1 - I_0),$$

де I_1 - ентальпія повітря після калорифера, кДж/кг.

Зробивши перетворення, з рівняння теплового балансу визначається ентальпія 1 кг повітря при проходженні його через сушарку.

$$I_2 - I_1 = \frac{W \cdot c_в \cdot t_1 - M \cdot c_n \cdot (t_2 - t_1) - Q_в}{G}. \quad (24.3)$$

Витрати теплоти на 1 кг вологи, випареної з продукту, визначаються за рівнянням:

$$q = G(I_1 - I_0) \text{ кДж/кг}. \quad (24.4)$$

Приклад. Розрахувати кількість повітря і теплоти, що витрачаються на випарювання 1 кг води з продукту при сушінні, якщо відомо: температура повітря, що поступає в калорифер, t_o = 15 °С; відносна вологість повітря φ_o = 65 %; температура, до якої нагрівається повітря в калорифері, t_1 = 135 °С; температура відпрацьованого повітря t_2 = 40 °С; відносна вологість відпрацьованого повітря φ_2 = 92 %.

Схема сушильної установки з псевдорозріджувальним шаром показана на рис. 24.1.

Розв'язання.

1. Визначаємо волого вміст свіжого повітря перед калорифером:

$$x_0 = \frac{0{,}622 \varphi_0 \cdot p_н}{p - \varphi_0 \cdot p_н} = \frac{0{,}622 \cdot 0{,}65 \cdot 1704}{98066{,}5 - 0{,}65 \cdot 1704} = 0{,}0071 \text{ кг/кг сух.пов.},$$

де 0,622 - це співвідношення молекулярної маси водяної пари до молекулярної маси сухого повітря;

$p_н$=1704 Па - тиск насиченої пари (пружність) при i_o = 15 °С;

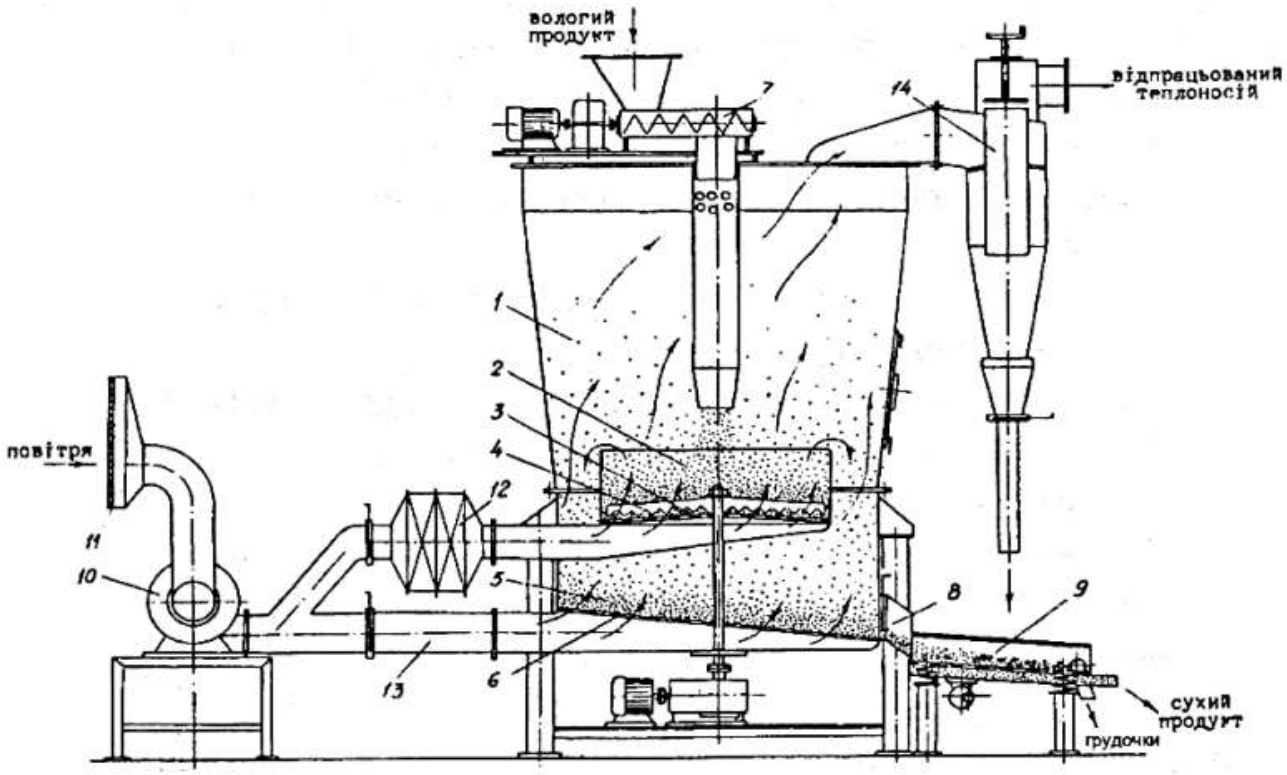
p = 98066,5 Па - атмосферний тиск вологого повітря.

Вологовміст повітря після калорифера лишається незмінним, тобто:

$$x_1 = x_0 = 0{,}0071 \text{ кг/кг сух.пов.}$$

2. Визначаємо вологовміст відпрацьованого повітря:

$$x_2 = \frac{0{,}622 \varphi_2 \cdot p_н}{p - \varphi_2 \cdot p_н} = \frac{0{,}622 \cdot 0{,}92 \cdot 7374{,}6}{98066{,}5 - 0{,}92 \cdot 7374{,}6} = 0{,}046 \text{ кг/кг сух.пов.}$$



1 - корпус; 2 - сушильна посудина; 3 - газорозподільна решітка; 4 - перемішуючий пристрій; 5 - охолоджувальна камера; 6 - підтримуюча решітка; 7 - живильник; 8 - розвантажувальний лоток; 9 - вібросито; 10 - вентилятор; 11 - фільтр; 12 – калорифер; 13 - повітровід; 14 - циклон

Рисунок 24.1 - Конструктивна схема сушильно-охолоджувальної установки з псевдорозріджувальним шаром і перемішувальним пристроєм

3. Визначаємо витрати повітря в сушарці на 1 кг вологи, випареної з продукту:

$$G = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{0{,}046 - 0{,}0071} = 2571 \text{ кг.}$$

4. Визначаємо ентальпію свіжого повітря:

$$I_0 = 1{,}005t_0 + 1{,}88t_0 \cdot x_0 + 2500 \cdot x_0 = 1{,}005 \cdot 15 + 1{,}88 \cdot 15 \cdot 0{,}0071 + +2500 \cdot 0{,}0071 = 33{,}025 \text{ кДж/кг сух.пов.},$$

де 1,005 кДж/(кг·К)- питома теплоємність абсолютно сухого повітря;

1,88 кДж/(кг·К) - питома теплоємність водяної пари;

2500 кДж/кг - теплота випаровування води при 0 °С.

5. Визначаємо ентальпію повітря, нагрітого в калорифері:

$$I_1 = 1{,}005t_0 + 1{,}88t_0 \cdot x_1 + 2500 \cdot x_1 = 1{,}005 \cdot 135 + 1{,}88 \cdot 135 \cdot 0{,}0071 + +2500 \cdot 0{,}0071 = 155{,}23 \text{ кДж/кг сух.пов.}$$

6. Визначаємо витрати теплоти на випарювання 1 кг вологи з продукту:

$$q = G(I_1 - I_2) = 25{,}71(155{,}23 - 33{,}025) = 3141{,}8 \text{ кДж/кг.}$$

Гідродинаміка процесів в апаратах з псевдорозріджувальним шаром

Однією з характеристик псевдорозріджувального шару сипкого матеріалу є порозність, яка характеризує відношення об'єму порожнистості V_n до об'єму шару $V_ш$:

$$\varepsilon = \frac{V_n}{V_ш} = 1 - \frac{V_м}{V_ш}, \qquad (24.5)$$

де $V_м = G/\rho$ - об'єм матеріалу, що знаходиться в шарі, м^3;

G - маса матеріалу в об'ємі шару, кг;

ρ - густина матеріалу, кг/м^3.

Нерухомий шар зернистого матеріалу має постійну порозність, яка для більшості сипких матеріалів становить ε_0= 0,4, а порозність псевдорозрідженого шару залежно від швидкості повітря чи газу може змінюватися від ε_0 = 0,4 до ε_0 = 1,0.

Швидкість теплоносія у вільному перерізі апарата визначається з графічної залежності, яка представлена на діаграмі *Ly =f(*Аг) (рис. 24.2),

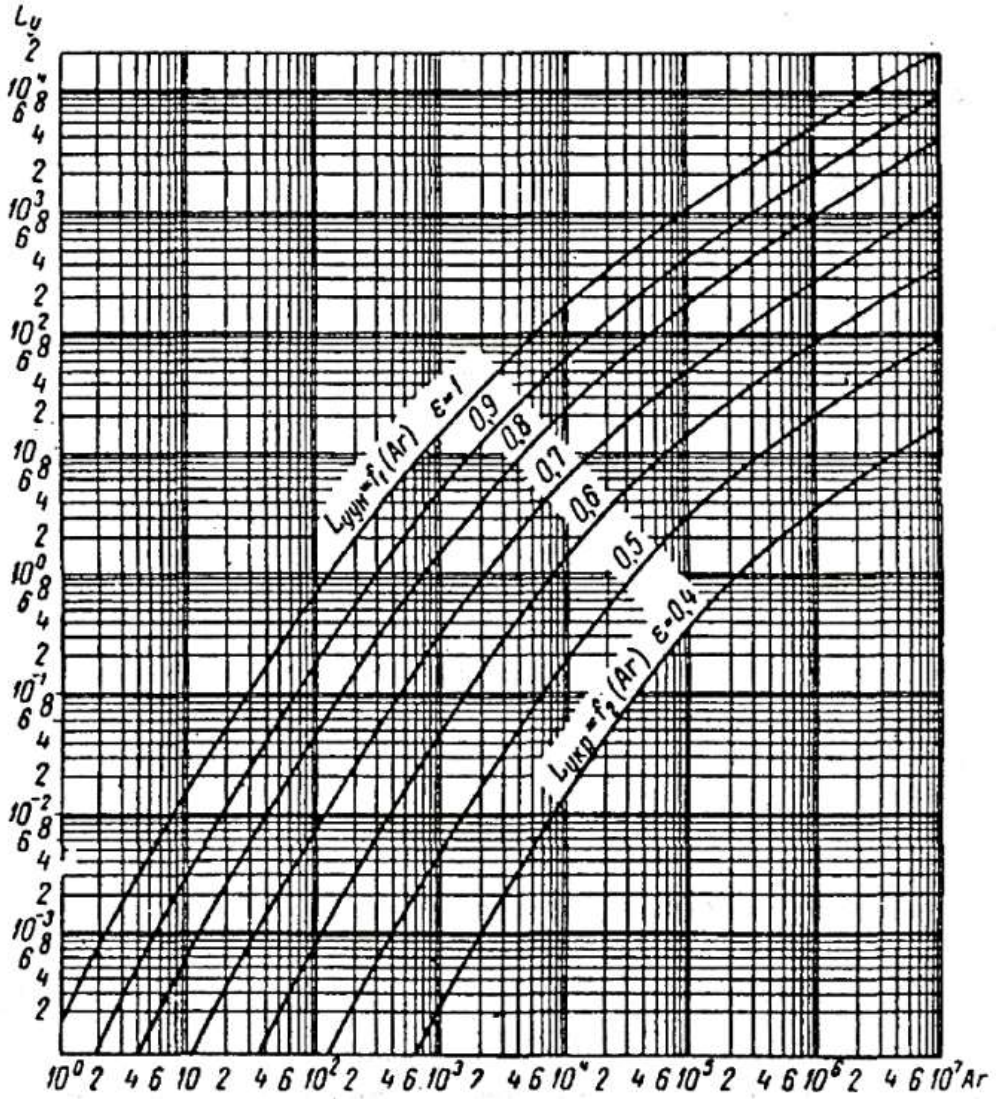


Рисунок 24.2 - Діаграма для вибору швидкості теплоносія в залежності *Ly=f*(*Ar*, ε)

де $Ar = \frac{d_e^3(\rho_м - \rho_с)g \cdot \rho_с}{\mu^2}$ - критерій Архімеда; (24.6)

$Ly = \frac{\vartheta^3 \cdot \rho_с}{\mu(\rho_м - \rho_с)g}$ - критерій Лященка, (24.7)

d - еквівалентний діаметр зерна продукту, м;

$\rho_м$, $\rho_с$ - густина матеріалу і середовища, кг/м^3;

μ - в'язкість середовища, Па·с;

ϑ - швидкість теплоносія в вільному перерізі апарата, м/с;

g - прискорення сили тяжіння, м/с^2.

Для монодисперсного матеріалу d_e приймається рівним середньому розміру частинок, а для полідисперсного матеріалу d_e необхідно приймати близьким до максимального. Тоді розрахунок швидкості теплоносія проводиться за мінімальною

порозністю в межах ε = 0,45÷0,55.

Висота псевдорозрідженого шару пов'язана з його порозністю наступним співвідношенням:

$$h = h_0 \frac{1-\varepsilon_0}{1-\varepsilon}, \quad (24.8)$$

де h_0 - висота нерухомого шару продукту.

Для підтримання нормального гідродинамічного стану псевдорозрідженого шару в апараті необхідно дотримуватись наступної умови:

$$h \geq k \cdot h_{cm},$$

де k = 3 - при незначному розширенні шару продукту до ε =0,55;

k = *4*- при значному розширенні шару.

h_{cm} - висота гідродинамічної стабілізації газових струмин, що виходять з отворів розподільної решітки, приймається:

$$h_{cm} \approx 20 \cdot d_0,$$

де d_0 - діаметр отворів в розподільній решітці, мм.

Кінетика процесу обробки матеріалу а апаратах з псевдорозріджувальним шаром буде підтримуватись при умові, якщо:

$$h = \frac{G \cdot \tau}{\rho_м (1-\varepsilon) \cdot F}, \quad (24.9)$$

де G - маса матеріалу в апараті, кг/год.;

τ - середній час знаходження матеріалу в апараті, год.;

F - площа перерізу апарату, м^3.

Висоту сепараційного простору апарата рекомендується приймати в межах:

$$h_{cm} = (3{,}5 \div 4{,}5) \cdot h.$$

Опір апарата з псевдорозріджувальним шаром вираховується за формулою:

$$\Delta p = \Delta p_p + \Delta p_c + \Delta p_м, \quad (24.10)$$

де $\Delta p_p = \xi \frac{\rho_c \cdot \vartheta_0^2}{2}$ - опір розподільної решітки, Па;

ξ = 1,5 - коефіцієнт опору отворів розподільної решітки;

ϑ_0 - швидкість газу в отворах решітки, м/с;

Δp_c - опір псевдорозріджувального шару матеріалу:

$$\Delta p_c = h(1 - \varepsilon)(\rho_м - \rho_c) g \quad (24.11)$$

$\Delta p_м$ - втрати тиску від місцевих опорів, Н/м^2.

Газорозподільні решітки в апаратах з псевдорозріджувальним шаром виконуються з перфорованих листів або набору колосників товщиною δ = (0,8÷1,5)d_0, де d_0 - 1÷3 мм, діаметр отворів. Доля вільного перерізу отворів решітки складає 0,03÷0,1 мм і розраховується за формулою:

$$f = \frac{K \cdot f_p \left(\frac{d_0}{t}\right)^2}{f_p}, \quad (24.12)$$

де K=0,9 - при розміщенні отворів по вершинах рівносторонніх трикутників;

K= 0,785 - при розміщенні отворів по вершинах квадратів;

f_p - загальна площа решітки, м^2;

t – крок розміщення отворів, м.

Приклад. Розрахувати основні розміри і опір апарата з псевдорозрід- жувальним шаром при наступних вихідних даних: кількість продукту, що поступає в апарат $G_м$ =

150 кг/год.; відношення витрат газу до витрат матеріалу $G_г/G_м$ = 73; середній розмір частинок d = 2 мм; густина матеріалу $\rho_м$ = 2600 кг/м^3; густина газу $\rho_г$ = 1,5 кг/м^3; в'язкість газу $\mu = 2 \cdot 10^{-5}$ Па·с; середній час знаходження матеріалу в апараті τ = 1,0 год.

Розв'язання.

1. Враховуючи монодисперсність матеріалу, приймаємо порозність псевдорозрідженого шару ε = 0,7.

2. Визначаємо значення критерію Архімеда:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho_м \cdot \rho_г \cdot g}{\mu^2} = \frac{2^3 \cdot 2600 \cdot 1{,}5 \cdot 9{,}81}{10^9 \cdot 2^2 \cdot 10^{-10}} = 76500.$$

3. Значення критерію Лященка визначаємо з графіка (рис. 24.2) Ly = 50.

4. Визначаємо швидкість газу у вільному перерізі апарата:

$$\vartheta = \sqrt[3]{\frac{Ly \cdot \mu \cdot \rho_м \cdot g}{\rho_г}} = \sqrt[3]{\frac{50 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 2600 \cdot 9{,}81}{1{,}5^2}} = 2{,}25 \text{ м/с}.$$

5. Розраховуємо площу поперечного перерізу апарата:

$$F = \frac{V_г}{\vartheta} = \frac{73 \cdot G_м}{\rho_г \cdot \vartheta} = \frac{73 \cdot 150}{1{,}5 \cdot 2{,}25 \cdot 3600} = 0{,}9 \text{ м}^2.$$

6. Для апарата циліндричної форми діаметр вираховується за формулою:

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}9}{3{,}14}} = 1{,}07 \text{ м},$$

приймаємо D = 1100 мм.

7. З умови кінетики процесу визначаємо висоту псевдорозрідженого шару:

$$h = \frac{G_м \cdot \tau}{\rho(1-\varepsilon)F} = \frac{150 \cdot 1{,}0}{2600(1-0{,}7)0{,}9} = 0{,}21 \text{ м}.$$

8. Приймаємо розподільну решітку з отворами d_0 = 2 мм і вільним перерізом f = 0,1, тоді висота шару складає:

$$h_1 = k \cdot h_{cm} = 4 \cdot 20 d_0 = 4 \cdot 20 \cdot 2 = 160 \text{ мм},$$

де k = 4 - для порозності ε = 0,7.

9. Визначаємо висоту сепараційного простору апарата:

$$h_{cn} = 4h = 4 \cdot 0{,}21 = 0{,}84 \text{ м}.$$

10. Приймаючи висоту підрешіткового простору $h_{пр}$ = 300 мм, визначаємо загальну висоту апарата:

$$H = h + h_{cn} + h_{\text{пр}} = 0{,}21 + 0{,}84 + 0{,}3 = 1{,}35 \text{ м}.$$

11. Визначаємо опір псевдорозрідженого шару:

$$\Delta p_ш = h(1-\varepsilon)\rho_м \cdot g = 0{,}21\ (1\ -0{,}7)\ 2600\text{-}9{,}81 = 1606{,}9 \text{ Н/м}^2$$

12. Визначаємо опір розподільної решітки:

$$\Delta p_p = \xi \frac{\rho_2 \cdot \vartheta_0^2}{2} = 1{,}5 \frac{1{,}5 \cdot 22{,}5^2}{2} = 570 \text{ Н/м}^2,$$

де $\vartheta_0 = \frac{\vartheta}{f} = \frac{2{,}25}{0{,}1} = 22{,}5$ м/с - швидкість газу в отворах решітки.

13. Визначаємо опір апарата без урахування втрат тиску на місцеві опори:

$$\Delta p_a = \Delta p_p + \Delta p_ш = 570 + 1606{,}9 = 2176{,}9 \text{ Н/м}^2.$$

Контрольне завдання

За вихідними даними наведеними в табл. 24.1 визначити розміри та опір апарата з псевдорозрідженим шаром.

Таблиця 24.1 - Вихідні дані для апарата з псевдорозрідженим шаром

Варіанти завдання	$G_г$	$\mu \cdot 10^{-5}$	$\rho_м$	$\rho_г$	d
1	1500	5	1300	0,75	2,5
2	2700	2,5	2500	0,65	1,5
3	3500	3,5	1450	0,85	3,5
4	4500	6,5	2000	0,87	4,5
5	3700	5,5	1350	0,65	3,0
6	5100	2,5	1400	0,55	2,7
7	2800	5,8	1600	0,35	2,5
8	2000	6,0	1200	1,20	4,3
9	4200	3,2	1150	0,345	3,5
10	3500	5,0	1430	0,78	2,8

$G_г$ - витрати газу, кг/год.;

μ - в'язкість газу, Н·с/м^2;

$\rho_м$ - густина матеріалу, кг/м^3;

$\rho_г$ - густина газу, кг/м^3;

d - розмір частинок, мм.

***Практичне заняття* 25**

Розрахунок розпилювальної сушарки

Розпилювальні сушарки для молока, сироватки, крові, пектину та інших рідких продуктів розраховуються по об'єму, виходячи з допустимого напруження сушильної камери, тобто з кількості випареної вологи за одну годину в 1м^3 об'єму башні. Отже об'єм сушильної камери вираховується за рівнянням:

$$V = \frac{G}{A} \text{ м}^3, \qquad (25.1)$$

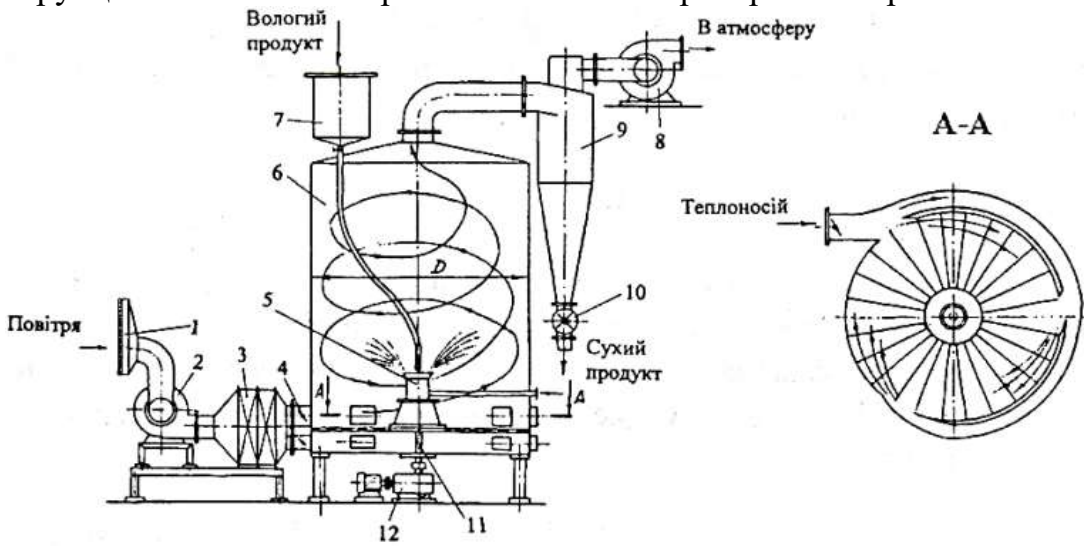
де G - продуктивність сушильної камери по випареній волозі, кг/год.;

A - напруження камери по волозі, кг/м^3/год.

Величина напруження змінна і залежить від властивостей матеріалу, температурного режиму сушіння, конструктивних особливостей сушарки та ін. Здебільшого для розпилювальних сушарок воно знаходиться в межах $A=3\div3{,}5$ кг/м^3. Відношення висоти камери до її діаметра приймається в межах

$$K = H/D=1.1\div1.25.$$

Загальний вигляд розпилювальної сушильної установки показаний на рис. 25.1, а конструкція комбінованого розпилювального пристрою - на рис 25.2.



1 - фільтр; 2, 8 - вентилятори; 3 - калорифер; 4 - регулятор; 5 - розпилюючий пристрій; 6 -корпус; 7 - напірна ємність; 9 - циклон; 10 - турнікет; 11 - вал; 12 – привід

Рисунок 25.1 - Конструктивна схема розпилювальної сушарки

Приклад. Розрахувати процес в розпилювальній сушарці при продуктивності її по випареній волозі G = 700 кг/год., якщо відомо: початкова температура продукту на вході в сушильну камеру t_1 = 20 °С і відносна вологість ω_1 = 88 %; кінцева температура продукту на виході з камери t_2 = 60 °С і відносна вологість ω_2 = 10 %; параметри навколишнього повітря при барометричному тиску P = 750 мм рт. ст. – температура t_0 = 18 °С, відносна вологість φ_0 = 70 %; температурний режим в сушильній камері - температура гарячого повітря на вході t_1' = 130 °С, на виході t_2' 1_2 = 65 °С; теплоємність абсолютно сухого продукту С = 0,3 ккал/(кг·град.).

Геометричний розрахунок сушильної камери

1. Визначаємо внутрішній об'єм камери при напруженні її A =3,33 кг/м^3

$$V = \frac{G}{A} = \frac{700}{3{,}33} = 210 \text{ м}^3.$$

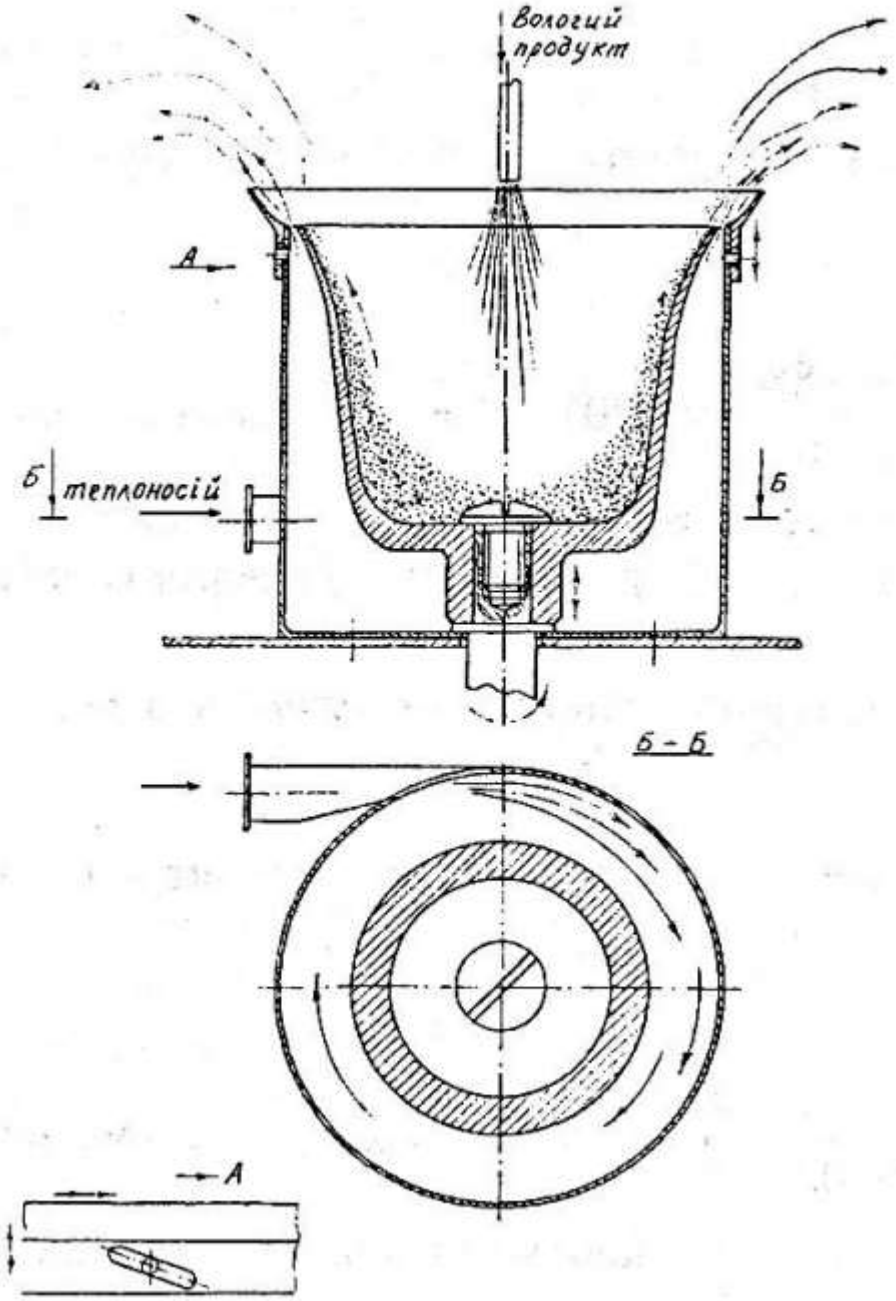


Рисунок 25.2 - Комбінований розпилювальний пристрій

2. Прийнявши відношення висоти камери до її діаметра K= 1,15, визначаємо діаметр камери за формулою:

$$D = \sqrt[3]{\frac{V}{\frac{\pi}{4}K}} = \sqrt[3]{\frac{210}{0{,}785 \cdot 1{,}15}} = 6{,}15 \text{ м}.$$

3. Визначаємо висоту камери:

$$H = K \cdot D = 1{,}15 \cdot 6{,}15 = 7{,}07 \text{ м}.$$

Матеріальний розрахунок

1. Визначаємо кількість вологого продукту, що подається в сушильну камеру:

$$G_1 = G\frac{100-\omega_2}{\omega_1-\omega_2} = 700\frac{100-10}{88-10} = 807{,}7 \text{ кг/год}.$$

2. Визначаємо кількість висушеного продукту:

$$G_2 = G_2 - G\ O = 807{,}7\text{-}700 = 107{,}7 \text{ кг/год.}$$

Визначення втрат теплоти при випареній 1 кг вологи

1. Приймаючи втрати теплоти з 1 м^2 площі рівними 100 ккал/год., визначаємо втрати теплоти в навколишнє середовище за рівнянням:

$$q_c = 3{,}7\frac{K+0{,}5}{K^{2/3}} \cdot \frac{100}{A^{2/3} \cdot G^{1/3}} = 3{,}7\frac{1{,}15+0{,}5}{1{,}15^{2/3}} \cdot \frac{100}{3{,}33^{2/3} \cdot 700^{1/3}} = 28{,}1 \text{ ккал/кг вологи.}$$

2. Визначаємо теплоємність вологого матеріалу за формулою:

$$C_{\text{в.м.}} = \text{С} + (1 - \text{С})\frac{\omega_1}{100} = 0{,}3 + (1 - 0{,}3)\frac{88}{100} = 0{,}91 \text{ ккал/(кг·град.).}$$

3. Визначаємо теплоємність висушеного матеріалу:

$$C_{\text{с.м.}} = \text{С} + (1 - \text{С})\frac{\omega_2}{100} = 0{,}3 + (1 - 0{,}3)\frac{10}{100} = 0{,}37 \text{ ккал/(кг·град.).}$$

4. Визначаємо втрати теплоти на нагрівання продукту за формулою:

$$q_{\text{в}} = C_{\text{с.м.}}\frac{100-\omega_1}{\omega_1-\omega_2}(t_2 - t_1) - t_1 = 0{,}37\frac{100-88}{88-10}(60 - 20) - 20 = -17{,}7 \text{ ккал/кг}$$

вологи.

5. Загальні втрати теплоти визначаємо за рівнянням:

$$\sum q = q_c + q_{\text{в}} = 28{,}1 - 17{,}7 = 10{,}37$$

Аналітичний розрахунок сушильного процесу в розпилювальній камері

1. Визначаємо вологовміст навколишнього повітря за рівнянням:

$$d_0 = 622\frac{\varphi_0 \cdot p_{\text{н}}}{P - \varphi_0 \cdot p_{\text{н}}} = 622\frac{0{,}7 \cdot 15{,}48}{750 - 0{,}7 \cdot 15{,}48} = 9{,}12 \text{ г вод.пари/кг сух.повітря,}$$

де $p_{\text{н}}$ = 15,48 мм рт. ст.; p =750 мм рт. ст.– відповідно тиск насиченої пари і барометричний тиск при t_0= 18 °С.

2. Визначаємо вологовміст повітря на виході з сушильної камери:

$$d_2 = d_0 + \frac{1000 \cdot c(t_1' - t_2')}{i + \sum q} =$$

$$9{,}12 + \frac{1000 \cdot 0{,}244(130-65)}{625{,}6+10{,}37} = 34{,}06 \text{ г вод.пари/кг сух.повітря,}$$

$c = c_{\text{пов.}} + c_{\text{пар.}} \cdot \frac{d_0}{1000} = 0{,}24 + 0{,}44\frac{9{,}12}{1000} = 0{,}244 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{град.)}$ - теплоємність вологого повітря на 1 кг сухого повітря.

де $c_{пов}$ і $c_{\text{пар.}}$ - відповідно, теплоємність повітря і водяної пари при заданій температурі приймається з таблиць М. П. Вукаловича.

3. Теплоємність водяної пари на виході з сушильної камери визначається з рівняння:

$$i = i_0 + c_{\text{пар.}} \cdot t_2' = 597 + 0{,}44 \cdot 65 = 625{,}6 \text{ ккал/кг,}$$

де i_0=597 ккал/кг - повна теплота водяної пари при 0 °С.

4. Визначаємо відносну вологість повітря на виході з сушильної камери за формулою:

$$\varphi_2 = \frac{P}{p_{\text{н}}} \cdot \frac{d_2}{622 + d_2} = \frac{750}{187{,}5} \cdot \frac{34{,}06}{622+34{,}06} = 0{,}208,$$

де $p_{\text{н}}$ = 187,5 мм рт. ст. - тиск водяної пари при t_2' = 65 °С.

5. Визначаємо витрати абсолютного сухого повітря на сушіння продукту:

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{34{,}06-9{,}12} = 40{,}1 \text{ кг сух. пов./кг вологи.}$$

6. Витрати теплоти на сушіння продукту визначаються за формулою:

$$q = c \cdot l(t_1' - t_0') = 0{,}244 \cdot 40{,}1(130 - 18) = 1095{,}85 \text{ ккал/кг вологи.}$$

7. Визначаємо загальні витрати теплоти і повітря в сушильній камері за 1 годину роботи сушарки:

$$Q = q \cdot G = 1095{,}85 \cdot 700 = 767095 \text{ ккал/год.};$$

$$L = l \cdot G = 40{,}1 \cdot 700 = 28070 \text{ кг пов./год.}$$

Розрахунок циклона

Для видалення готового продукту з апарату застосовується пристрій для уловлювання пилоподібних частинок типу "Циклон", який працює під дією гравітаційних сил.

1. Радіус центральної вихлопної труби:

$$r_1 = \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{\pi \cdot \gamma_m}} = \sqrt{\frac{2{,}4}{3{,}14 \cdot 2{,}5}} = 0{,}55 \text{ м},$$

де γ_m - швидкість газового потоку в трубі; приймається γ_m =*2÷5* м/с;

$V_{сек}$ - об'ємна продуктивність апарата за секунду, м^3/с;

$$V_{\text{сек}} = \frac{G_c}{3600\rho} \cdot \frac{100-y}{100} = \frac{10659(100-0{,}2)}{3600 \cdot 1{,}205 \cdot 100} = 2{,}4 \text{ м}^3/\text{с},$$

G_c = 10659 кг/год. - кількість газової суміші, що надходить на очищення за 1 год.

ρ - густина газу - повітря, ρ = 1,205 кг/м^3;

y - концентрація дисперсної фази (у % по масі) у суміші, що розділяється, y_c=0,2 і в очищеному повітрі -y_n = 0,02.

2. Розміри патрубка, що подає суміш у циклон. Патрубок розташовується по дотичній до корпуса циклона і виготовляється прямокутного перерізу - $b \cdot h$, де b - ширина патрубка, h - його висота, м.

Рекомендується *b/h = 2÷4 = a, a=3;* прийнявши $h = a \cdot b$, визначаємо:

$$b = \sqrt{\frac{V_{\text{сек}}}{a \cdot \vartheta}} = \sqrt{\frac{2{,}4}{3 \cdot 18}} = 0{,}211 \text{ м, тоді } h = 3 \cdot b = 0{,}633 \text{ м},$$

де ϑ = 18 м/с - швидкість газового потоку у патрубку, (приймається в межах 15÷25 м/с).

3. Радіус циліндричної частини циклона r_2*:*

$$r_2 = r_1 + \delta + \Delta r = 0{,}55 + 0{,}0015 + 0{,}5 = 1{,}05 \text{ м},$$

де δ - товщина стінки вихлопної труби, м δ = 1,5 мм = 0,0015 м.

Δr - відстань по радіусу між вихлопною трубою і корпусом циклона; буває в межах 0,1÷ 0,5 м, але щоб $\Delta r > b$; Δr = 0,5 м.

4. Кутова швидкість обертання газової суміші в циклоні:

$$\omega = \frac{\vartheta_c}{r_c} = \frac{12{,}9}{0{,}8} = 16 \text{ с}^{-1},$$

де $\vartheta_c = \frac{\vartheta_n}{1{,}4} = \frac{18}{1{,}4} = 12{,}9$ м/с - середня швидкість газового потоку в циклоні;

r_c - середній радіус обертання потоку в циклоні, м

логарифмічний:

$$r_c = \frac{r_2 - (r_1 + \delta)}{2{,}31 lg \frac{r_2}{r_1 + \delta}} = \frac{1{,}05 - (0{,}55 + 0{,}0015)}{2{,}31 lg \frac{1{,}05}{0{,}55 + 0{,}0015}} = 0{,}78 \text{ м}.$$

арифметичний:

$$r_c = \frac{1}{2}(r_2 + r_1 + \delta) = \frac{1}{2}(1{,}05 + 0{,}55 + 0{,}0015) = 0{,}8 \text{ м}.$$

5. Тривалість перебування суміші в циклоні:

$$\tau = \frac{\Delta r}{\vartheta} = \frac{0{,}5}{0{,}72} = 0{,}7 \text{ с};$$

де ϑ - швидкість руху частинки в циклоні, приймається в межах 0,7÷1,0 м/с.

6. Робочий об'єм камери $\gamma_p = \gamma_{\text{сек}} \cdot t = 2{,}4 \cdot 0{,}7 = 1{,}67$ м^3.

7. Висота циліндричної частини циклона:

$$H = \frac{V_p \cdot K}{\pi[r_2^2 - (r+\delta)^2]} = \frac{1{,}67 \cdot 1{,}25}{3{,}14[1{,}05^2 + (0{,}55+0{,}0015)]} = 0{,}83 \text{ м},$$

K=1,25 - коефіцієнт запасу висоти.

Розрахунок калорифера. Для висушування продукту в апарат потрібно подати гаряче повітря, для нагрівання якого необхідно застосувати калорифер. Визначаємо поверхню теплопередачі калорифера:

$$F = \frac{Q}{k \cdot t_{\text{ср}}} \text{ м}^2,$$

де $k = b(\rho \cdot \vartheta)^n$ - коефіцієнт теплопередачі - $\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{год.} \cdot \text{град.}}$;

$\rho \cdot \vartheta$ - масова швидкість повітря, кг/(м^2·с).

Визначаємо секундні витрати повітря на сушіння:

$$\rho \cdot \vartheta = \frac{L_{\text{сек}}}{f_k \cdot m},\ L_{\text{сек}} = \frac{G_c}{3600} = \frac{10659{,}2}{3600} = 2{,}96 \text{ кг/с};$$

$$f_k = 0{,}63 \text{ м}^2 \quad \rho \cdot \vartheta = \frac{2{,}96}{0б638} = 4{,}64 \text{ м}^2$$

f_k - вільний переріз калорифера, м^2

m - кількість калориферів, встановлених паралельно m = 1,

b,n - дослідні коефіцієнти,

$t_{\text{ср}}$ - середня різниця температур пари і повітря при нормальному процесі:

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_1' - t_2'}{2{,}3 lg \frac{t_1' - t_0'}{t_2' - t_0'}} = \frac{130-65}{2{,}3 lg \frac{130-18}{65-18}} = 74{,}9 \text{ °C},$$

$$t_1' = 130\,°C,\ t_2' = 65\,°C,\ t_0' = 18\,°C.$$

Необхідно розрахувати калориферну батарею при мінімальній вартості її експлуатації, взявши оптимальну масову швидкість повітря, яку можна розрахувати як:

$$\rho \cdot \vartheta_0 = \left(102 \frac{M \cdot F_2}{A}\right)^{\frac{1}{k_1+1}} \ \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}},$$

де M - коефіцієнт дослідних величин калорифера $M = \frac{n}{e(k_1 - n + 1)}$.

Для установки вибираємо калорифер моделі КФБ, для якого дослідні і розрахункові дані приведені в табл. 25.1.

Таблиця 25.1 – Порівняння розрахункових і дослідних даних калорифер моделі КФБ

Модель калорифера	Дослідні дані				Розрахункові коефіцієнти		
	b	n	e	k_1	M	F_2	$\frac{1}{k_1+1}$
КФС	12,1	0,366	0,122	1,76	1,25	85	0,362
КВБ	15,3	0,351	0,153	1,69	0,98	85	0,372
КФБ	10,0	0,42	0,175	1,72	1,04	110	0,368

коефіцієнт економічних характеристик А:

$$A = \frac{p_c}{p_a \cdot a} \cdot \frac{\tau_1 \cdot z_0}{\rho \cdot \eta_{\text{е.д.}} \cdot \eta_{\text{в}}},$$

де p_c=13,4 коп.=0,134 грн. – вартість 1 кВт·год.

p_a = 14,3 грн. - вартість 1 м^2 поверхні теплопередачі калорифера;

z= 300 діб - кількість робочих діб на рік;

a = 0,1 - річна вартість амортизації і ремонту калорифера;

τ_1 = 8 год. - кількість годин роботи на добу;

ρ = 1,205 кг/м^3 - густина повітря;

$\eta_{\text{е.д.}}$ = 0,95 - ККД двигуна;

$\eta_{\text{в}}$ = 0,5 - ККД вентилятора.

Тоді:

$$\rho\vartheta_0 = \left(102\frac{1{,}04 \cdot 110}{380}\right)^{0{,}368} = 3{,}53\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}},$$

$$k = 10{,}0(4{,}64)^{0{,}42} = 19{,}05\frac{\text{ккал}}{\text{м}^2 \cdot \text{год.} \cdot \text{с}},$$

$$A = \frac{0{,}134}{14{,}3 \cdot 0{,}1} \cdot \frac{8 \cdot 300}{1{,}205 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}5} = 380,$$

$$F = \frac{304298{,}84}{19{,}05} = 213{,}3 \text{ м}^2.$$

Оберемо калорифер *КФБ*-11 $F_к$ = 69,6 м^2.

Тоді кількість калориферів, встановлених послідовно:

$$m_1 = \frac{F}{F_k} \cdot m = \frac{213{,}3}{69{,}6} \cdot 1 = 3{,}1.$$

для установки приймаємо 4 калорифери.

Установча поверхня $F_{уст}$= 69,4·4 = 279,6 м^2, запас 22 %.

Опір калорифера $p_к$ = 0,175(4,64)^{1,72}=2,45 мм. вод. ст.

Опір калориферної батареї p=2,45·4 = 9,8 мм. вод. ст.

Вартість експлуатації:

$$p_0 = 0{,}2F_{\text{уст}} + 1{,}1 \cdot p = 0{,}2 \cdot 279{,}6 + 1{,}1 \cdot 9{,}8 = 66{,}7 \text{ грн./рік.}$$

Для вибору калорифера необхідно знати початкову температуру (температура навколишнього середовища) t_0= 18°С, температура теплоносія t_1' = 130 °С, потужність (тепловоду) Q, яка розраховується як:

$$L_{\text{пов}} = 10659\frac{\text{кг·пов.}}{\text{год.}} = 2{,}96\frac{\text{кг·пов.}}{\text{год.}};$$

$$G = L_{\text{пов}} \cdot \rho = 2{,}96 \cdot 1{,}05 = 3 \text{ кг/с};$$

$$Q = G \cdot C_p(t_1' - t_1) = 3 \cdot 1{,}01(130 - 20) = 333{,}3 \text{ кВт};$$

$$C_p = 1{,}01\frac{\text{кДж}}{\text{кг·К}}.$$

Тобто калорифер треба вибрати з параметрами рівними або більшими:

$L_{пов}$ = 10659,2 кг/год. і Q = 333,3 кВт.

Розрахунок вентилятора

Повітря за допомогою вентилятора подається тангенційно у сушильну камеру, де воно за допомогою розподільної решітки розповсюджується по всьому об'єму сушильної башні.

Годинну продуктивність вентилятора, розрахованого на відсмоктування суміші:

$$V = \frac{L}{\rho} = \frac{10659{,}2}{1{,}02} = 10450 \text{ м}^3\text{/год.};$$

де ρ - густина теплоносія, кг/м^3.

$$\rho = \frac{10000 \cdot P}{\left(29{,}27 + 47{,}06\frac{d_0}{1000}\right) \cdot (273 + t_2)} =$$

$$\frac{10000 \cdot \frac{735}{736{,}7}}{\left(29{,}27+47{,}06\frac{9{,}976}{1000}\right) \cdot (273+60)} = 1{,}02 \text{ кг/м}^3.$$

Потужність $N = \frac{V \cdot H}{3600 \cdot 102 \cdot \eta_в} = \frac{10450 \cdot 50}{3600 \cdot 1021 \cdot 065} = 2{,}84$ кВт,

де H = 50 мм. вод. ст. - напір вентилятора.

При коефіцієнті запасу потужності 1,18 необхідний електродвигун потужністю 4 кВт.

Діаметр ротора вентилятора:

$$D = A\frac{V^{0,5}}{H^{0,25}} = 0{,}015\frac{10450^{0,5}}{50^{0,25}} = 0{,}577 \text{ м} \approx 650 \text{ мм}.$$

Частота обертання $n = Б\frac{H^{0,5}}{D} = 55\frac{50^{0,5}}{0{,}65} = 598$ об./хв.

Номер вентилятора CO = 10·0,65 = 6,5.

Величини коефіцієнтів, використаних у формулах, приведені у табл. 25.2.

Таблиця 25.2 – Величини коефіцієнтів для розрахунків

Вентилятор	А	Б	С
Низького тиску	0,015	55	10
Середнього тиску	0,0175	55	11

Контрольне завдання

Розрахувати процес в розпилювальній сушарці по даним табл.25.3.

Таблиця 25.3 – Варіанти завдань

Варі-ант	G, кг/год	t_1, °С	ω_1, %	t_2, °С	ω_2, %	Р, мм.рт.ст.	t_0, °С	φ_0, %	t_1', °С	t_2', °С	С, ккал/ (кг·град)
1	680	18	82	60	8	750	16	66	125	64	0,28
2	690	19	83	61	9	760	17	67	126	65	0,29
3	700	20	84	62	10	770	18	68	127	66	0,3
4	710	21	85	63	11	760	19	69	128	67	0,32
5	720	22	86	64	10	750	20	70	129	64	0,34
6	730	23	87	65	10	760	18	72	130	65	0,36
7	740	24	88	67	9	770	16	66	132	66	0,28
8	750	23	87	68	8	740	17	67	125	67	0,29
9	760	22	86	69	8	750	18	68	126	64	0,3
10	770	21	85	70	9	760	19	69	127	65	0,32

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Теличкун Ю.С., Литовченко І.М., Ковальов О.В. Технологічне обладнання галузі (хлібопекарське виробництво) [Електронний ресурс]: К.: НУХТ, 2014. 110 с.
2. Технологічне обладнання галузі [Електронний ресурс]: методичні рекомендації до практичних занять для студентів спеціальності 7.05050313, 8.05050313 «Обладнання переробних і харчових виробництв» (спеціалізації «Обладнання бродильних і спиртових виробництв») денної та заочної форм навчання / уклад. С.О. Удодов, Л.В.Марцинкевич, К.: НУХТ, 2014, 72 с.
3. Горбенко О.А. та інші. Машини, обладнання та їх використання при переробці сільськогосподарської продукці. Мет. реком. Миколаїв, МНАУ, 2021, 57 с.