ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ
ТА СТИМУЛЮВАННЯ ВИКОРИСТАННЯ
ВІДНОВЛЮВАНОЇ ЕНЕРГІЇ В АГРО-ХАРЧОВИХ
ТА ІНШИХ МАЛИХ ТА СЕРЕДНІХ
ПІДПРИЄМСТВАХ (МСП) УКРАЇНИ

www.reee.org.ua

# ТЕПЛООБМІННЕ ОБЛАДНАННЯ (на прикладі бурякоцукрової галузі)

Модуль 20

СЕРІЯ НАВЧАЛЬНО - МЕТОДИЧНИХ МАТЕРІАЛІВ

Проект «Підвищення енергоефективності та стимулювання використання відновлюваної енергії в агро-харчових та інших малих та середніх підприємствах (МСП) України»

Серія навчально -методичних матеріалів

*Модуль 20*

# ТЕПЛООБМІННЕ ОБЛАДНАННЯ (на прикладі бурякоцукрової галузі)

Автор: **к.т.н. Штангеєв К.О.**

Редактор серії к.б.н. **Щербак С.Д**

Публікацію підготовлено та видано в рамках виконання проекту «Підвищення енергоефективності та стимулювання використання відновлюваної енергії в агро-харчових та інших малих та середніх підприємствах (МСП) України», що виконується Агенством ООН з питань промислового розвитку (ЮНІДО) за підтримки Глобального Екологічного Фонду (ГЕФ).

Зміст публікації не є відображенням офіційної позиції ЮНІДО або ГЕФ

**Не для комерційного використання**

Київ 2015

© ЮНІДО 2015

**УДК 664.1.048**

**Штангеєв Констянитин Остапович**

**Теплообмінне обладнання**
**(на прикладі бурякоцукрової галузі)**

В посібнику розглянуто конструкції принципи роботи та умови раціональної експлуатації основних видів теплообмінного обладнання, яке використовується в цукровій галузі України: випарних апаратів з природною циркуляцією та з стікаючою плівкою, різних типів підігрівачів (трубчатих та пластинчатих). Як особливий тип теплообмінного обладнання розглянуто вакуум-апарати. Описано умови роботи та тенденції розвитку обладнання вакуум-конденсаційних установок.

Kostiantyn Shtangeiev

Heat Exchange Equipment
(by the example of beet sugar industry)

This manual covers design, operational principles and conditions of efficient exploitation of the main types of heat exchangers used in sugar industry of Ukraine: evaporators with natural circulation and with falling film, various types of heaters (tube and plate-type exchangers). Vacuum-pans are reviewed as a special type of heat exchange equipment. Working conditions and progress trends of vacuum condensing units are described.

Рецензент: д.т.н., проф. С.М. Василенко

Рекомендовано до друку ……. Протокол № … від…..

## ЗМІСТ

**ВСТУП** ..... **6**
**1. Випарні апарати цукрового виробництва** ..... **7**
1.1. Випарні апарати з природною циркуляцією ..... 8
1.1.1. Випарні апарати типу ЦИНС та ВЦ ..... 8
1.1.2. Випарні апарати марки А2-ПВВ ..... 12
1.1.3. Робота випарних апаратів із природною циркуляцією ..... 15
1.2. Конструкції і робота плівкових випарних апаратів ..... 21
1.3. Температурні втрати у випарних установках цукрових заводів ..... 23
**2. Конструкції підігрівачів і теплообмінників** ..... **26**
2.1. Кожухотрубні підігрівачі цукрового виробництва ..... 26
Підігрівачі ПДС та ПСС ..... 27
2.2. Елементні (секційні) теплообмінники ..... 29
2.3. Пластинчаті підігрівачі ..... 32
Розбірні пластинчаті теплообмінники 33
2.4. Термічний опір відкладень у випарних апаратах та підігрівачах цукрового виробництва ..... 34
**3. Вакуум-апарати** ..... **38**
**4. Вакуум-конденсаційні установки** ..... **45**
**ЛІТЕРАТУРА** ..... **55**
**ПРОАВТОРА** ..... **56**

# ВСТУП

Технологія цукрового виробництва тісно пов'язана із різноманітними тепловими процесами. Вони реалізуються в теплообмінних апаратах: випарних апаратах, теплообмінниках типу «рідина-рідина» та парових підігрівачах, вакуум-апаратах, конденсаторах і ін.

Це надає важливого значення ефективності роботи та раціональній експлуатації теплообмінного обладнання. від цього залежить як рівень енерговитрат на технологічні процеси, так і якісні показники готової продукції.

В кінцевому рахунку ефективність використання теплообмінного обладнання значною мірою визначає техніко-економічні показники всього технологічного процесу виробництва цукру.

Останнім часом в цукровій галузі відбувається інтенсивне нарощування продуктивності підприємств, зростає продуктивність окремих підприємств. Нарощування продуктивності цукрових заводів є об'єктивним процесом який забезпечує конкурентоздатність виробництва. Це вимагає оновлення парку теплообмінних апаратів та максимальної реалізації потенціалу наявного на підприємствах обладнання.

В посібнику розглянуто питання роботи та експлуатації теплообмінного обладнання цукрового виробництва. Питання підбору обладнання та його теплових розрахунків виходять за межі даного посібника.

# 1. ВИПАРНІ АПАРАТИ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Випарні апарати є найбільш вагомим видом теплообмінного обладнання на цукровому заводі. Від їх ефективної роботи значною мірою залежать як технологічні, так і теплотехнічні показники роботи заводу [1-3].

У цукровій промисловості України застосовуються випарні установки, оснащені переважно випарними апаратами із природною циркуляцією. Але в нинішній час почалося впровадження випарних апаратів плівкового типу із гравітаційно стікаючою плівкою соку, який згущується.

Випарні апарати із природною циркуляцією (за кордоном поширена назва «типу Роберта») застосовуються в цукровій галузі майже півтора сторіччя. Це свідчить про непогані теплотехнічні показники випарних апаратів такого типу та їх експлуатаційні переваги. Але з середини другої половини 20-го сторіччя почали набувати суттєвого значення деякі вади притаманні випарним апаратам такого типу. Випарні апарати з природною циркуляцією мають обмеження по висоті теплообмінних труб (до 4,5 м) і діаметру корпусу (до 4…4,5 м). Через це максимальна поверхня теплообміну в одному апараті не перевищує 3000…3200 м$^2$. Тому на цукрових заводах технічною потужністю понад 3,0 тис. тонн переробки буряків на добу прийшлося встановлювати по 2, а іноді 3 випарних апарати на одну ступінь багатокорпусної випарної установки[1]. Потреба в економії паливно-енергетичних ресурсів веде до необхідності підвищувати концентрацію сиропу, отримуваного із випарної установки до 70..75 % вмісту сухих речовин (СР). Теплотехнічні показники випарних апаратів погіршуються, особливо при висоті теплообмінних труб понад 3 м. Також значно підвищилися вимоги до якості готової продукції, в першу чергу до кольоровості та вмісту редукувальних речовин. Оскільки випарні апарати із природною циркуляцією містять відносно значний питомий об'єм соку, то тривалість його перебування у випарному апараті під дією високих температур також значна. Це є причиною погіршання якості сиропу, а в результаті і готової продукції.

В цьому сенсі мають перевагу плівкові випарні апарати. Вони виготовляються із теплообмінними трубками великої висоти ( від 6 до 16 м),

що дає можливість створювати випарні апарати із площею поверхні теплообміну до 8000 м$^2$. Тривалість перебування розчину в плівковому випарному апараті в 5…20 разів менша, аніж в випарних апаратах з природною циркуляцією. Відповідно покращуються технологічні показники.

Плівкові випарні апарати мають також кращі теплотехнічні показники, особливо при згущенні висококонцентрованих розчинів. За рахунок цього виникає можливість створювати більш ефективні випарні установки з підвищеною кількістю ступенів випаровування до 6…7 одиниць. В той же час ці апарати мають свої недоліки: необхідність застосування циркуляційних насосів та висока чутливість до виробничих нерівномірностей й в роботі. Але переваги плівкових випарних апаратів призвели до широкого їх впровадження в 70…90-і роки на

1 В нинішній час середня продуктивність цукрових заводів України 3900 т/д (максимальна до 9000 т/д); середня продуктивність заводів Білорусії – 8000 т/д, країн Західної Європи – близько 10000 т/д, в тому числі: в Франції – 14000 т/д, а у Нідерландів – 20000 т/д.

цукрових заводах Західної Європи, а в нинішній час на цукрових заводах України та країн СНД.

З 90-х років на цукрових заводах Західної Європи почали впроваджуватися пластинчаті випарні апарати різних конструкцій. Такі випарні апарати мають дуже високу компактність, хороші технологічні показники, але дуже чутливі до відкладень на поверхні теплообміну. Тому пластинчаті випарні апарати можуть ефективно працювати лише на підприємствах, які застосовують декальцинацію очищеного соку перед випарною установкою. Оскільки на цукрових заводах України декальцинація соку в нинішній час не застосовується пластинчаті випарні апарати на цукрових заводах України поки не впроваджуються.

## *1.1. ВИПАРНІ АПАРАТИ З ПРИРОДНОЮ ЦИРКУЛЯЦІЄЮ*

На цукрових заводах встановлено випарні апарати із природною циркуляцію різних виробників – Смілянського та Сніжнянського машинобудівних заводів (Україна), Полімекс-Цекоп (Польща), БМА (Німеччина), Дункан-Стюарт (Великобританія) та ін.

Поверхня нагріву випарних апаратів складається з кип'ятильних трубок різної висоти діаметром 33 × 1,5 мм. Трубки виготовляють з нержавіючої сталі або іноді з вуглецевої сталі ст. 40. Гріюча пара, конденсуючись на зовнішній поверхні теплообмінних труб, підігріває сік всередині цих труб, випаровуючи з нього воду.

На вітчизняних заводах найбільшого поширення знайшли вертикальні з природною циркуляцією. Модифікації таких апаратів розрізняються деякими елементами (конструкцією вбудованих сепараторів, формою днища та ін).

### 1.1.1 Випарні апарати типу ЦИНС та ВЦ

Апарати цих типів випускалися в 50-60-хх роках минулого сторіччя, але експлуатуються на деяких цукрових заводах України.

На деяких заводах ще експлуатуються циркуляційні випарні апарати типу ЦИНС площею поверхні нагріву 1000 і 1180 м$^2$ з теплообмінними трубками збільшеної від 3500 мм висоти.

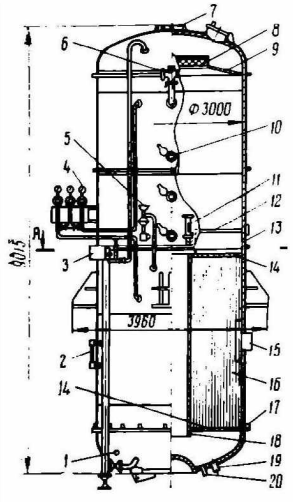



Рис. 1.1. Випарний апарат ЦИНС-1180 м$^2$

Апарат ЦИНС-1180 (рис. 1.1) має теплообмінні трубки 16 висотою 3500 мм і діаметром 33 × 1,5 мм із нержавіючої сталі. Трубки завальцовані у верхню і нижню трубні решітки 14, які встановлені в корпусі 13. У центрі трубних решіток розташована циркуляційна труба 18, нижня частина якої виходить за площину нижньої трубної решітки.

Сік входить в апарат через патрубок 1, заходить в кип'ятильні трубки та закипаючи піднімається в них вгору на верхню трубну решітку, де відбувається розділення рідини і пари. Сік з верхньої трубної решітки зливається в циркуляційну трубу. Частина цього соку разом зі свіжим соком знову надходить у кип'ятильні трубки, а частина виходить з апарату через патрубок 19.

Гріюча пара в апарат надходить по патрубкам 15, конденсат відводиться по патрубкам 17, неконденсуючі видаляються через патрубки 12. При очищенні поверхні нагріву від накипу по патрубку 20 в апарат вводиться розчин соди або кислоти. Для відділення пари від захоплених крапель соку служать парасолька 9 і сепаратор 8. Уловлені краплі соку по трубках з сепаратора стікають на верхню трубну решітку, а вторинна пара проходить через сепаратор і відводиться з апарата через патрубок 7.

Апарат забезпечений ілюмінаторами 10, термометрами 11, мановакуумметрами 4, покажчиком 2 і регулятором 3 рівня, запобіжним клапаном 6 і масельничкою 5 для подачі в апарат масла при піненні.

Була зроблена спроба збільшення продуктивності (поверхні теплообміну) випарних апаратів за рахунок впровадження апаратів типу ВЦ з виносною циркуляційною системою (рис. 1.2), який відрізняється від апарата типу ЦИНС тим, що його трубні решітки виконані двоскатними з нахилом у пропорції 1 : 20 до зовнішніх стінок корпусу апарату. Нахил нижньої трубної решітки мав забезпечити повний відвід конденсату з гріючої камери, а нахил верхньої трубної решітки має поліпшити стік циркулюючого соку з надсокового простору в циркуляційні труби, які винесені з апарату. Така побудова мала покращити теплотехнічні показники та забезпечити збільшення поверхні нагріву в апараті.

Але на практиці цього досягнуто не було. Теплотехнічні показники не поліпшилися, циркуляція соку в цих апаратах погіршилася через зменшення відношення площі перетину циркуляційних труб до площі перетину теплообмінних труб та більш складного руху циркуляції. Крім того, конструкція випарного апарату із виносними циркуляційними трубами не по всім параметрам відповідає вимогам Держнагляду («котлонадзору») до конструкцій апаратів, що працюють під тиском.

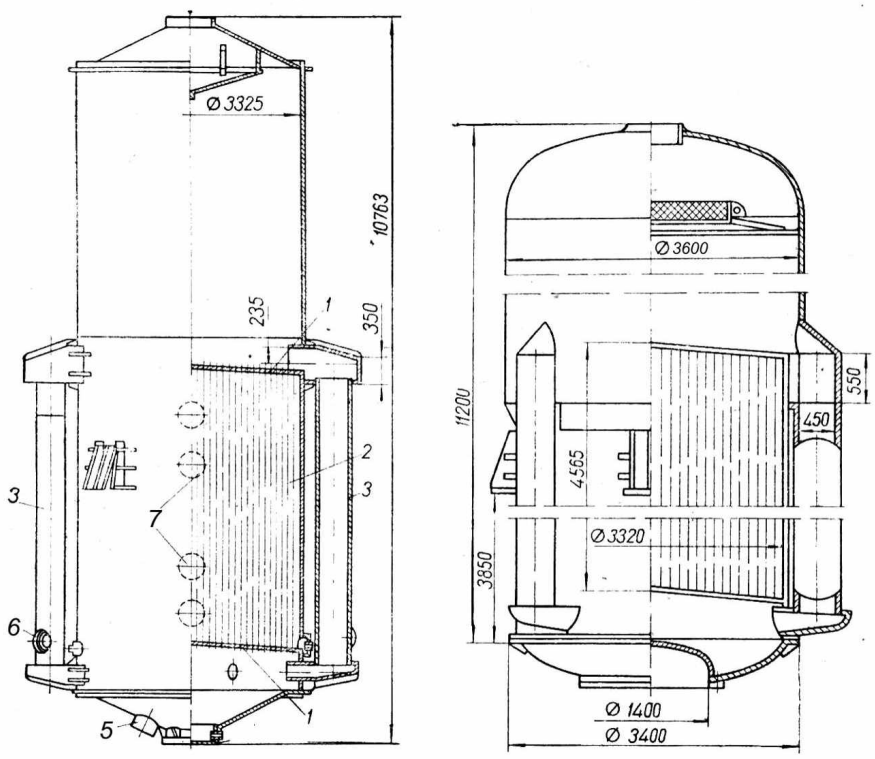



Рис. 1.2. Випарні апарати з виносними циркуляційними трубами типу ВЦ

1 – трубні решітки; 2 – теплообмінні трубки; 3 – циркуляційні труби; 4 – корпус; 5 – патрубок подачі соку; 6 – патрубок виходу згущеного соку; 7 – патрубки подачі гріючої пари (8 шт.)

Вбудований сепаратор (рис.1.3) випарних апаратів типу ЦИНС і ВЦ складається з двох перфорованих циліндрів 5 і 6, встановлених на диску 3 з центральним отвором. Кільцевий простір між перфорованими циліндрами заповнюється керамічними кільцями Рашига 4 діаметром і висотою 15 мм (так звана насадка) і закривається кришкою 1, яка прикріплена до зовнішнього циліндра при допомозі куточків 2.

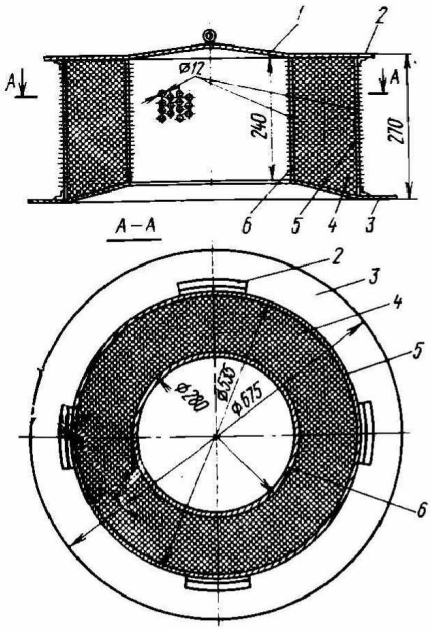



Рис. 1.3. Вбудований сепаратор випарних апаратів типу ЦИНС

Принцип дії сепаратора полягає в наступному. Вторинна пара з надсокового простору апарата надходить в центральний простір сепаратора і потім через насадку, розташовану по кільцю, йде з апарату. Під час проходження через насадку краплі прилипають до поверхні насадки і стікають з неї по трубках (на малюнку не показані).

Для відділення крапель соку або сиропу від вторинних парів крім сепараторів, встановлюються всередині цих апаратів, що застосовуються виносні сепаратори типу СЦ, розташовані в розрив паропроводу. Принцип дії цих сепараторів заснований на різкій зміні швидкості пари і напряму його потоку; при цьому краплини рідини, під дією відцентрового прискорення, відокремлюються від потоку пари.

Виносний сепаратор циклонного типу СЦ показаний на рис. 1.4.

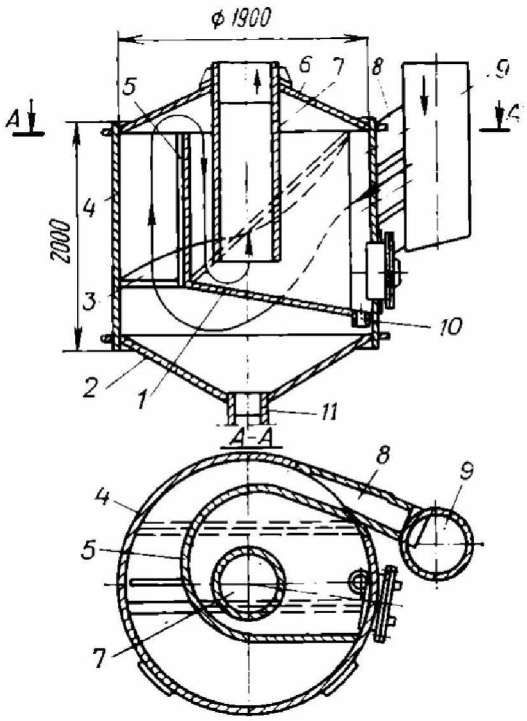



Рис. 1.4. Виносний циклонний сепаратор пари типу СЦ-4

Вторинна пара з випарного апарату через колектор 9 і труби 8 надходить в корпус 4 сепаратора під похило-гвинтову площину 3. Відцентрова сила, яка виникає завдяки тому, що труби 8 розташовані по дотичній до корпусу сепаратору, відкидає більш важкі краплі соку (сиропу) до стінки корпусу, Стікаючи вниз, рідина потрапляє на конічне днище 2 сепаратора і по трубі 11 видаляється з нього.

Більш легка пара піднімається вгору по кільцевому простору, утвореного корпусом сепаратора і циліндром 5. Під конічною кришкою 6 сепаратора він змінює напрямок і рухається вниз в кільцевому просторі, утвореному циліндром 5 і трубою 7. У днища 1 циліндра 5 він знову змінює свій напрямок, рухається вгору по трубі 7 і видаляється з сепаратора. Завдяки такій багаторазовій різкій зміні напряму руху пари, що залишилися в ньому, більш важкі краплі рідини осідають вниз на похиле дно 1 циліндра 5 і через патрубок 10 потрапляють на конічне днище 2 сепаратора.

Недоліками сепараторів з кільцями Рашига та, особливо, типу СЦ є значний аеродинамічний опір пару, який проходить через сепаратор. Це призводить до надмірних втрат тиску вторинної пари, яка за певних умов може бути еквівалентна зменшенню корисної різниці температур на одній ступені випарної установки цукрового заводу до 1 °С (це становить 10…20 % від корисної різниці температур).

### 1.1.2 Випарні апарати марки А2-ПВВ

Смілянським машинобудівним заводом з початку 80-х років XX сторіччя серійно випускаються випарні апарати марки А2-ПВВ, розроблені УкрНДІпродмаш [ 1 ]. Ці апарати є результатом реалізації досвіду розробки випарних апаратів для цукрової галузі, проведених в ЦІНС, НВО «Цукор» [2], Гіпроцукром, КТІХП та ін., а також досвідом експлуатації випарних апаратів виготовлених іноземними фірмами та встановлених на цукрових заводах СРСР.

Таблиця 1.1

**Основні параметри випарних апаратів із вбудованими жалюзійними сепараторами марки А2-ПВ**

| **Основні параметри та розміри** | А2-ПВ **1000** | А2-ПВВ **1180** | А2-ПВВ **1500** | А2-ПВВ **1800** | А2-ПВВ **2120** | А2-ПВВ **2360** | А2-ПВВ **3000** |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Площа поверхні теплообміну, м$^2$ | 1000±15 | 1180±18 | 1500±22 | 1800±27 | 2120±32 | 2360±35 | 3000±45 |
| Розрахунковий тиск, МПа (не більше): | | | | | | | |
| – внутрішній (надлишковий) | | **0.4** | | | | | |
| – зовнішній (розрідження) | | **0.09** | | | | | |
| Габаритні розміри, мм (не більше): | | | | | | | |
| ширина по крайніх точках | 6315 | 6315 | 6315 | 6715 | 6755 | 6755 | 7163 |
| висота | 9250 | 9250 | 10035 | 11035 | 12140 | 12140 | 12525 |
| займаєма площа, м$^2$ (не більше) | 17.7 | 17.7 | 17.7 | 21.25 | 21.25 | 21.25 | 29.2 |
| кількість теплообмінних труб, шт. | 3272 | 3852 | 4340 | 5212 | 4992 | 5360 | 7024 |
| активна висота теплообмінних труб*, мм | 3100 | 3100 | 4300 | 3500 | 4300 | 4300 | 4335 |
| внутрішній діаметр апарата, мм | 3200 | 3200 | 3200 | 3600 | 3600 | 3600 | 4000 |
| Об'єм підтрубного простору, м$^3$ | 3,6 | 3,6 | 3,6 | 4,8 | 4,8 | 4,8 | 6,0 |
| Маса, кг (не більше) | **35000** | **39200** | **46150** | **49450** | **58300** | **61350** | **76800** |

* – ще по 60 мм довжини труби на вальцовку в трубні решітки.

Апарат типу А2-ПВВ-2360 (рис. 1.5) являє собою циліндричний корпус 27, до якого кріпляться верхнє 32 та нижнє 22 днища. Верхнє днище приварене до корпусу, а нижнє – знімне і кріпиться до корпусу за допомогою фланцевого з'єднання.

Для зменшення обсягу підтрубного простору нижнє еліптичне днище приварене опуклістю вгору. Нижня частина апарату, обмежена плоскими горизонтальними трубними решітками 29 і 38, привареними до корпусу, з завальцованими в них

кип'ятильними трубками 37 діаметром 33×1.5 мм, утворюють парову камеру.

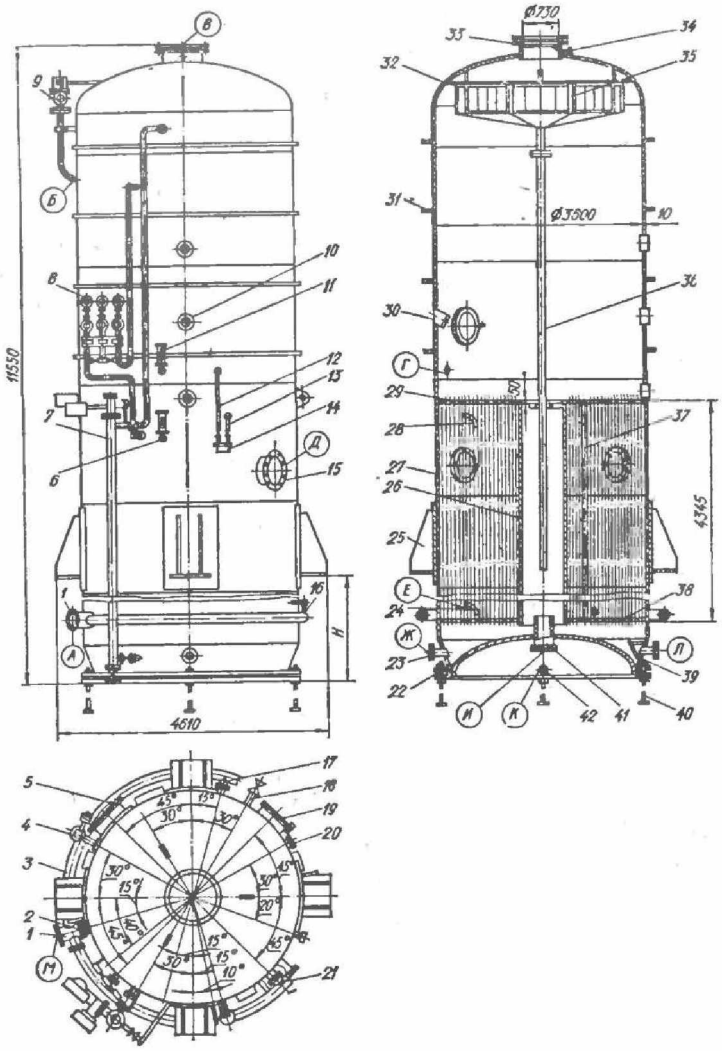


Рис. 1.5. Випарний апарат марки А2-ПВВ-2360

По центру парової камери розташована циркуляційна труба 26. Парова камера оснащена двома патрубками 5 і 15 для підведення гріючої пари, трьома патрубками 2, 17 та 21 для відведення конденсату, які об'єднані в загальний колектор 3 з вихідним патрубком 1, покажчиком рівня конденсату 16 і чотирма патрубками для відведення неконденсованих газів 24 і 28 (два у верхній частині гріючої камери для відведення легких газів і два в нижній частині гріючої камери – для відведення важких неконденсуючих газів).

Верхня частина апарату (вище верхньої трубної решітки) утворює надсокову камеру. З метою забезпечення роботи апарату в якості будь-якого корпусу випарної установки цукрового заводу (тобто як під тиском, так і під розрідженням) надсокова камера зміцнена чотирма кільцями жорсткості 31, привареними до корпусу.

У верхній частині надсокової камери розміщено сепаратор 35 жалюзійного типу, призначений для відділення від вторинної пари бризок і крапель цукрового розчину. Уловлена волога відводяться із сепаратора через трубу 36. Для спостереження і контролю за рівнем соку в апараті по висоті надсокової камери є оглядові вікна 10,

а також скло, встановлене в похилому патрубку 30, в якому вмонтована лампа для освітлення надсокового простору випарного апарату.

Для автоматичного регулювання рівня соку передбачено пристрій 7, з допомогою якого встановлюється регулятор рівня типу РУБ.

На апараті встановлені сигнальні запобіжні клапани 4 – на паровій камері, 9 – на соковій, а також термометри 6 і 11 та манометри 8 для контролю за температурою і тиском у паровий камері і надсоковому просторі.

Патрубки (три) 20 призначені для входу соку, причому перед входом соку в підтрубний простір встановлені відбійні щитки 39, які запобігають змішуванню порцій соку, що надходить в апарат соку і виходить з нього. З цієї ж метою вихідний патрубок 41 згущеного соку введено в циркуляційну трубу.

Призначення інших патрубків наступне: 33 – вихід вторинної пари,

34 – вихід повітря, 23 – злив соку з апарату, 42 – злив залишків соку з кільцевого зазору між корпусом і нижнім днищем, 18 – підведення реагентів при хімічному очищенні теплообмінних трубок, а також води при проведенні гідравлічних випробувань.

Апарат обладнаний лазами 19 для проведення поточного ремонту і очищення, а також опорними лапами 25. Для гасіння піни в апараті (у разі її утворення) передбачена маслянка 14 з трубками 13 і 12, одна з яких з'єднана з парової камерою, а інша – з надсоковим простором. При необхідності подачі масла відкриваються запірні вентилі на трубках і під дією різниці тисків у паровий і надсоковій камерах масло надходить у останню.

З метою забезпечення безпечного і зручного знімання нижнього днища при проведенні ремонтних робіт у чотирьох отворах фланцевого з'єднання нижньої кришки встановлені подовжені стрижні 40 з різьбленням.

Свіжий сік, який надходить у випарний апарат по патрубкам 20 в підтрубний простір, змішується з соком, який виходить із циркуляційної труби і надходить в кип'ятильні трубки 37, що зовні обігріваються парою. Скипаючи в трубках, сік разом з утвореною вторинною порою піднімається по них за рахунок різниці густин пароріднної суміші в трубках і соку в циркуляційній трубі 26. Над верхньою трубної решіткою вторинна пара відділяється від соку і, пройшовши сепаратор 35, виходить із апарату через патрубок 33, а сік з трубної решітки зливається в циркуляційну трубу, опускається по ній вниз в підтрубний простір, змішується з свіжими порціями соку та знову входить в кип'ятильні трубки. Таким чином, в апараті сік здійснює багаторазову природну циркуляцію. При цьому вода випаровується з розчину, а згущений до необхідної концентрації сік виходить з апарату через патрубок 41.

Процес випарювання в апараті протікає безперервно. Для забезпечення найбільшої ефективності роботи апарату рівень соку в ньому повинен перебувати в певних межах (так званий «оптимальній рівень») . Цей рівень залежить в основному від концентрації соку в апараті та автоматично підтримується регулятором рівня.

Пара надходить у гріючу камеру через два діаметрально протилежно розташованих патрубки 5 і 15 і, рухаючись між кип'ятильними трубками 37, конденсується на їх поверхні, віддаючи своє тепло до киплячого в трубках соку.

Неконденсуючі гази відводяться з гріючої камери через патрубки 24 і 28, а конденсат – через патрубки 2, 17 і 21 у колектор 3 з вихідним патрубком 1.

Сепаратор випарного апарату типу А2-ПВВ-2360 наведено на рис. 1.6.

Він складається з тридцяти двох жалюзійних пакетів, які встановлені у каркасі 2. Каркас кріпиться до верхнього днища апарату за допомогою сталевих листів 3, які одночасно перекривають зазор між сепаратором і стінками днища, та косинок 4. Листи і косинки приварені до днища. Знизу сепаратор закритий конічною сегментною парасолькою 8 з патрубком 19. Зонт складається з восьми секторів, які по периметру приварені до конструктивних елементів каркаса 2.

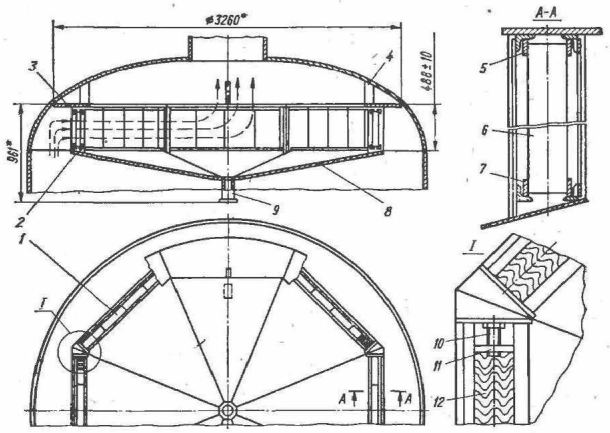



Рис.1.6. Жалюзійний сепаратор випарного апарату типу А2-ПВВ-2360

Жалюзійні пакети вільно входять у каркас і закріплюються в ньому за допомогою болтів 10 і притискних планок 11. Жалюзійні пластини 6 хвильової синусоїдальної форми встановлені у пакеті на певній відстані один від одного. Зазор між пластинами витримується за допомогою планок 5 і 7, до яких кріпляться пластини електрозварюванням.

Проходячи через зазори між жалюзійними пластинами 6 краплі рідини, що містяться у вторинній парі під дією інерційних сил потрапляють на пластини і стікають по них під дією сили тяжіння вниз. Спочатку вони потрапляють в конічну парасольку 8, з якої стікають потім по патрубку 9 у приєднану до нього трубу в циркуляційну трубу випарного апарату (під рівень соку).

Випарні апарати інших типорозмірів конструктивно виконані аналогічно апарату А2-ПВВ-2360, відрізняючись від них лише окремими конструктивними елементами (довжиною та числом кип'ятильних трубок, числом жалюзійних пакетів сепаратора та ін.).

### 1.1.3 Робота випарних апаратів із природною циркуляцією

Кипіння рідини в вертикальних трубах є складним тепловим та гідродинамічним процесом (Рис.1.7). Процес теплообміну в трубках випарного апарату починається

з чисто конвективного нагріву однофазної рідини. Недогрів до температури кипіння виникає через збільшення гідростатичного тиску у підтрубному просторі випарного апарату. Рідина, піднімаючись у теплообмінній трубі нагрівається і при цьому одночасно зменшується статичний тиск. З певної висоти труби починається бульбашкове кипіння недогрітої рідини на поверхні теплообміну яке поступово переходить у розвинене бульбашкове кипіння. Режим течії переходить з однофазного в двофазний так званий емульсійний – суміш рідини та парових бульбашок. Причому потік поступово прискорюється через зростання об'ємного вмісту пари. Інтенсивність теплообміну при бульбашковому кипінні значно вищий аніж при однофазній течії.

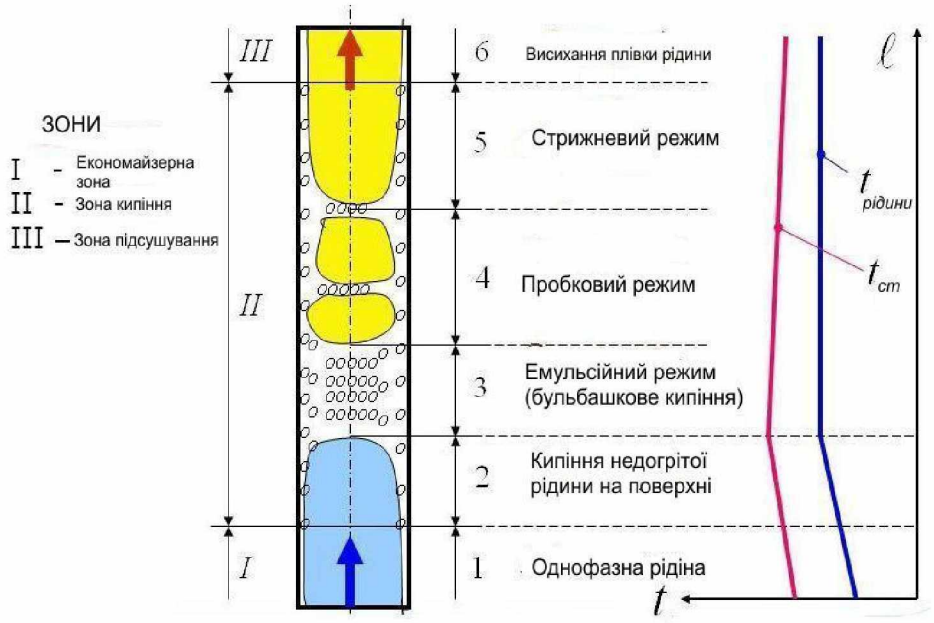



Рис. 1.7. Принципова схема режимів течії та теплообміну при кипінні рідини в вертикальні трубі

Надалі бульбашки пари об'єднуються між собою і займають майже весь перетин теплообмінної труби, виникає так званий пробковий або снарядний режим течії. Він характеризується значними пульсаціями швидкості та тиску. Процес теплопередачі, в основному, підпорядкований закономірностям теплообміну при бульбашковому кипінні.

У подальшому, при достатній висоті теплообмінної труби та інтенсивності теплообміну окремі парові пробки об'єднуються. Пара рухається по центральній частині труби, а рідина по поверхні труби. Як правило, потік пари не в змозі піднімати плівку рідини (має недостатню швидкість). Утворюється «застій циркуляції», плівка рідини висихає поверхня теплообміну оголюється і утворюється режим кризо теплообміну другого роду.

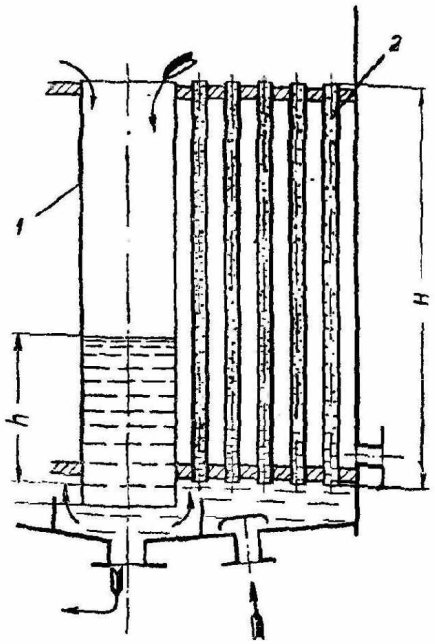



Рис. 1.8. Циркуляція рідини в випарному апараті

Утворення циркуляційного контуру в випарному апарті (рис.1.8) відбувається за рахунок того, що в циркуляційній трубі підтримується певний рівень рідини h. Густина розчину рідини в циркуляційній трубі відповідає густині при температурі кипіння і при згущенні цукрових розчинів становить 1000…1330 кг/м$^3$. В теплообмінних трубках рідина кипить, а оскільки густина водяної пари, для умов роботи випарних установок цукрових заводів становить 0,35-1,15 кг/м$^3$, густина парорідинної суміші в теплообмінних трубках випарного апарату буде в межах 200…700 кг/м$^3$, тобто в 2…5 разів менша. Відповідно і рівень парорідинної суміші має настільки перевищувати рівень в циркуляційній трубі.

Якщо ж висота теплообмінної труби менша за цей рівень, то парорідинна суміш буде виходити в надтрубний простір. Тут відбувається розділення пари і рідини. Пара видаляється із випарного апарата, а рідина стікає по верхній трубній решітці в циркуляційну трубу, потрапляє в підтрубний простір, де змішується із свіжими порціями рідіни і знову входить в теплообмінні труби випарного апарату. Таким чином утворюється циркуляційний контур.

Підвищення рівня розчину у циркуляційній трубі призводить до збільшення рушійної сили циркуляції і швидкістьб циркуляції зростає. Але при цьому зростає і висота економайзерної зони і середня величина коефіцієнту теплопередачі у випарному апараті зменшується. В той же час, при надто малому рівні розчину в циркуляційній трубі рівень парорідинної суміші в теплообмінній трубі буде менший її висоти, циркуляція рідини припиниться, а верхня частина труби буде оголена і виключена із процесу теплообміну.

Ілюстрацією впливу рівня розчину у випарному апараті із природною циркуляцією соку може слугувати графік, представлений на рис. 1.9.

Основними умовами нормальної роботи випарних апаратів із природною

циркуляцією є забезпечення оптимального рівня соку та повне відведення конденсату і неконденсуючих газів із гріючої камери.

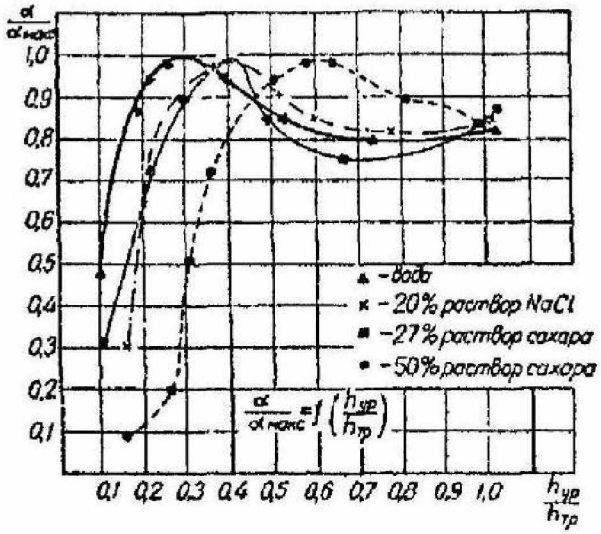



Рис. 1.9. Вплив відносної висоти рівня розчину на величину коефіцієнта тепловіддачі при кипінні

Отже, підтримання оптимального рівня розчину у випарному апараті є обов'язковою умовою нормальної роботи випарного апарата.

Конкретна величина оптимального рівня соку в апаратах має визначатися в процесі пуско-налагоджувальних робіт. Для визначення орієнтовних величин оптимального рівня маються рекомендації в інструкції по веденню теплотехнічного режиму або використовується рекомендація, що оптимальне відношення $h_{ур}/h_{тр}$ чисельно дорівнює СР киплячого розчину [2].

Розрахунок коефіцієнтів тепловіддачі при кипінні розчину у теплообмінних трубках випарних апаратів передбачається виконувати по формулі Кічигіна-Тобілевича (1.1), яка також описує результати досліджень тепловіддачі при кипінні за умови додержання оптимального рівня розчину [7].

$$Nu = 3{,}25 \cdot 10^{-4} Pe_u^{0,6} \cdot K_p^{0,7} \cdot Ga^{0,125} \qquad (1.1)$$

Експериментальні дослідження, за результатами яких знайдено цю залежність, проводилися на установці, що мала циркуляційний контур з трубками Ø 30 мм висотою 1,2…4 м. Вони охоплюють діапазон питомих теплових потоків від 3000 до 100000 ккал/(м$^2$·год) при кипінні води і цукрових розчинів концентрацією до 70 % СР.

В розмірній формі залежність (3.10) може бути записана:

$$Nu = 3{,}25 \cdot 10^{-4} \left( \frac{q \cdot \delta \cdot c}{r \cdot \lambda} \cdot \frac{\rho}{\rho_n} \right)^{0.6} \cdot \left( \frac{P \cdot \delta}{\sigma} \right)^{0.7} \cdot \left( \frac{g \cdot \delta^2}{\nu^2} \right)^{0,125} \qquad (1.2)$$

Тут Р – абсолютний тиск над киплячою рідиною, атм;

ρ та $\rho_n$ – питома маса розчину та пари, кг/м$^3$;

$\delta = \sqrt{\frac{\sigma}{\gamma - \gamma_n}}$ – визначальний розмір, пропорційний відривному діаметру парової бульбашки, м.

Авторами для полегшення розрахунків залежність (1.2) було представлено у вигляді емпіричної формули:

$$\alpha_2 = B \cdot q^{0,6} \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot ^\circ\text{C)} . \qquad (1.3)$$

Параметр В, який залежить від фізичних властивостей киплячого цукрового розчину, визначається із графіка на рис. 1.10.

Обов'язковими умовами проведення нормального процесу теплопередачі у випарних апаратах, як і в підігрівачах, є також повне відведення конденсату та неконденсуючих газів із гріючих камер випарних апаратів. При неповному відведенні конденсату нижня частина теплообмінних труб заливається конденсатом і виключається із роботи. А при накопиченні неконденсуючих газів погіршуються умови підведення пари до поверхні конденсації. Вплив цього фактору може бути проілюстрований графіками зростання недогріву води, представленими на рис. 1.9 в поверхневому і пароконтактному підігрівачах у залежності від кількості повітря, що надходить із гріючою парою [8].

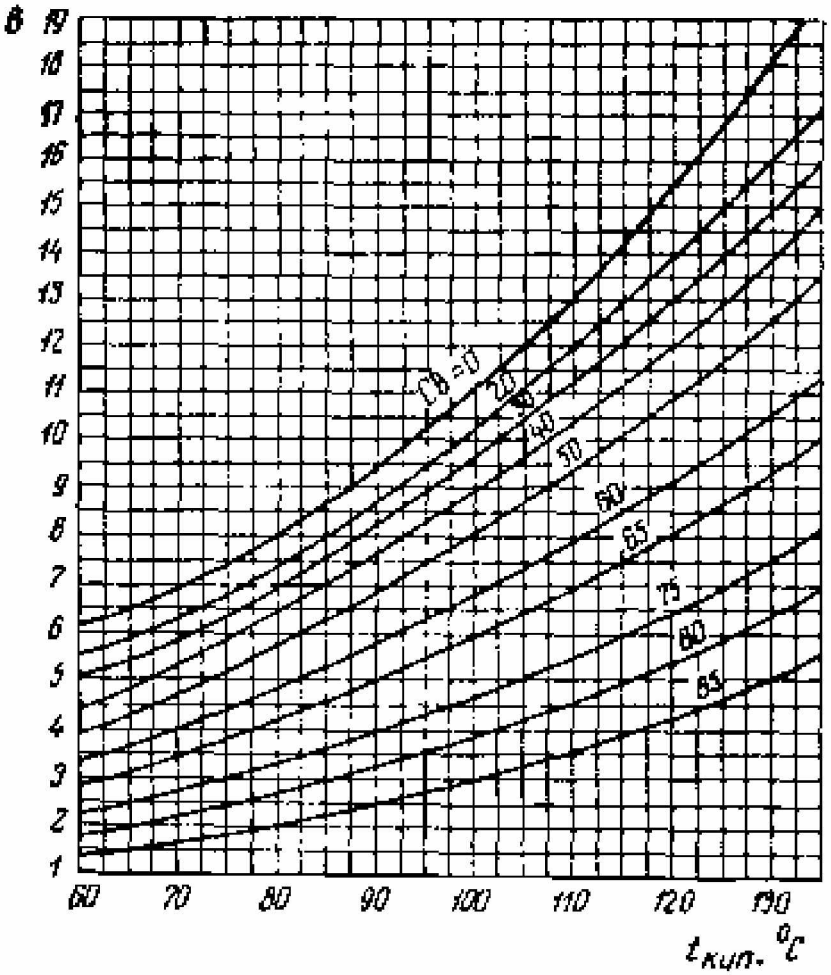



Рис. 1.10. Залежність параметра В від концентрації цукрового розчину та температури кипіння [7]

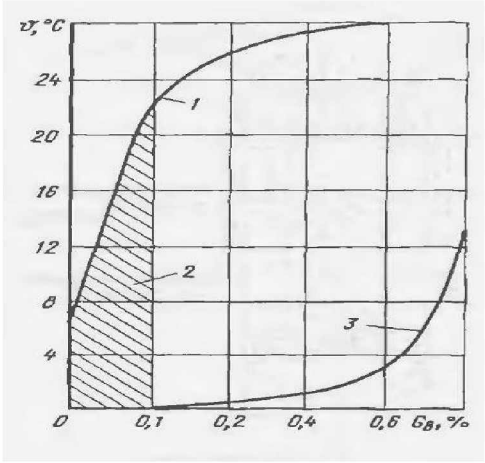



Рис. 1.11. Недогрів води в поверхневому (1) і пароконтактному (3) підігрівачах в залежності від концентрації повітря (неконденсуючих газів) в гріючій парі

Неправильне відведення неконденсуючих газів із гріючих камер може бути причиною значного погіршення роботи випарного апарату.

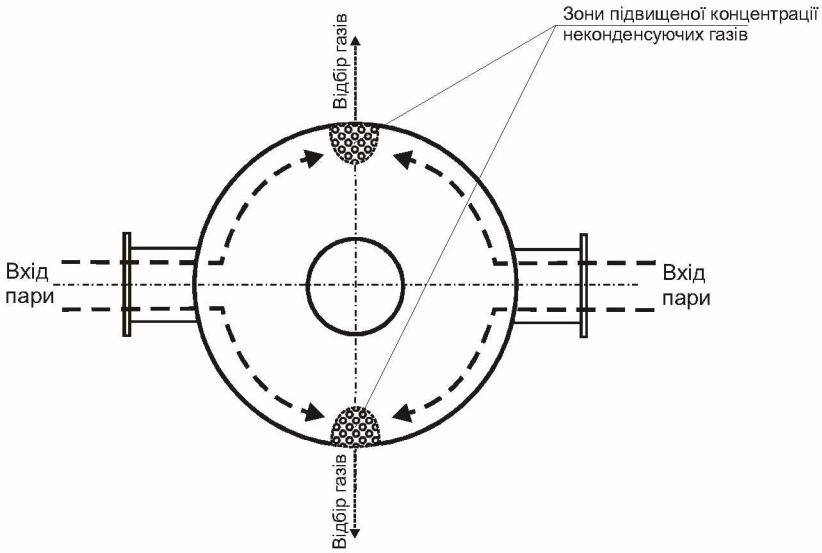



Рис. 1.12. Схема відведення неконденсуючих газів із парової камери випарного апарату при двосторонньому підведенні пари

Для зменшення негативного впливу неконденсуючих газів на процес теплообміну в випарних апаратах слід правильно розташовувати точки відведення газів із парових камер теплообмінних апаратів. В зонах входу гріючої пари вміст газів мінімальний, а їх накопиченню біля поверхні теплообміну перешкоджає досить інтенсивний потік пари. По ходу руху пари в міжтрубному просторі пара конденсується, її швидкість зменшується, а концентрація неконденсуючих газів зростає. Максимальна концентрація газів при практично нерухомій парогазовій суміші буде в зонах найбільш віддалених від патрубків введення гріючої пари. В цих точках і потрібно відбирати неконденсуючі гази ( рис. 1.10). Оскільки висота гріючої камери 3-4,5 м відбір газів слід робити в 2-3 точках по висоті гріючої камери.

Співставлення розрахункових величин теплотехнічних показників роботи випарного

апарату із фактичними, отриманими в виробничих умовах, може допомогти виявити наявність неполадок у роботі випарних апаратів. Слід зазначити, що такі порівняння найбільш доцільно проводити на початку виробничого сезону, коли поверхня теплообміну ще досить чиста, а своєчасне усунення виявлених недоліків дозволить поліпшити показники тепловикористання загалом за виробничий сезон.

### 1.2. КОНСТРУКЦІЇ І РОБОТА ПЛІВКОВИХ ВИПАРНИХ АПАРАТІВ

Плівкові випарні апарати з гравітаційним стіканням розчину, що згущується, почали розробляти в 60-х роках минулого сторіччя. Ідея роботи випарних апаратів такого типу полягає в забезпеченні стікання рідини, що згущується, у вигляді тонкої плівки по внутрішній поверхні теплообмінних труб. Такі випарні апарати мають менший об'єм розчину (відповідно і меншу тривалість його перебування в апараті), відсутня гідростатична температурна депресія і, при малих температурних напорах вони мають вищі значення коефіцієнтів теплопередачі, аніж випарні апарати з природною циркуляцією (рис. 1.13).

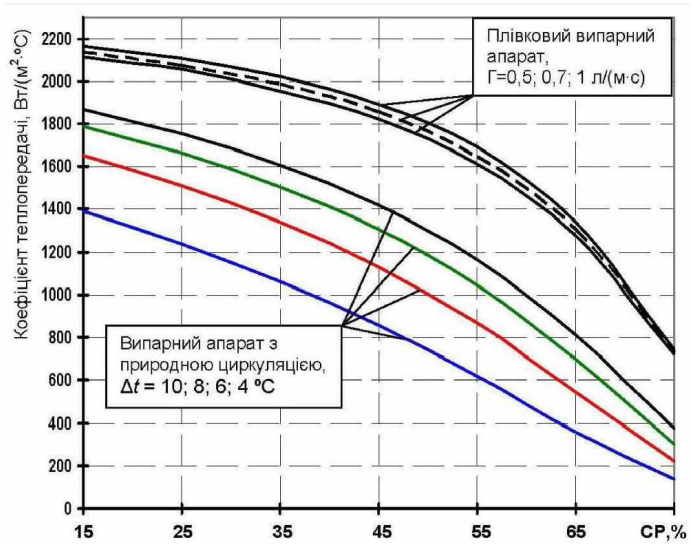



Рис. 1.13. Теплотехнічні характеристики випарних апаратів плівкового типа та з природною циркуляцією

В цукровій промисловості застосовуються плівкові випарні апарати різних типів, деякі із них представлені на рис.1.14 та рис 1.15. Свіжий сік подається через патрубок 1 в нижню камеру випарного апарата. В ній він перемішується із попередньо згущеним соком і циркуляційним насосом через патрубок 2 подається на розподільчі пристрої в верхній соковій камері.

Стікаючи по поверхні теплообміну сік згущується, збирається в нижній камері в окремому піддоні із якого через патрубок 3 направляється на наступний випарний апарат або в збірник сиропу. Надлишок упареного розчину переливається у загальну нижню сокову камеру, змішується із свіжим розчином і циркуляційним насосом знову подається на верхній розподільчий пристрій. Гріюча пара подається в парову камеру через патрубок 4, а утворений конденсат із гріючої камери відводиться через патрубок 5. Вторинна пара після сепарації відводиться через патрубок 6.

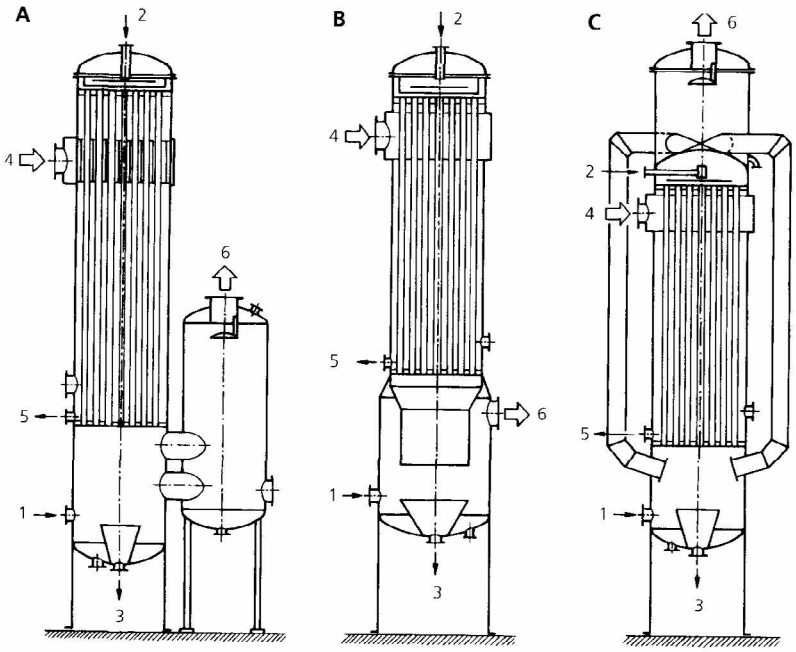



Рис. 1.14. Конструкції плівкових випарних апаратів.

1 – подача соку; 2 –циркуляційний сік на розподільчий пристрій; 3 – вихід згущеного соку; 4 – вхід гріючої пари; 5 – відведення конденсату; 6 – вихід вторинної пари

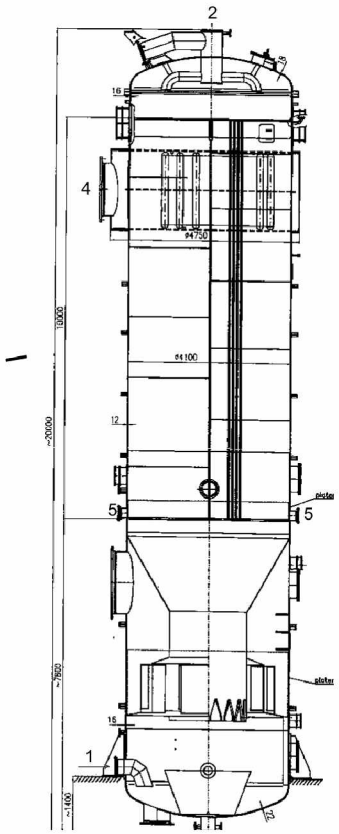



Рис 1.15. Плівковий випарний апарат площею поверхні теплообміну 6000 м$^2$ (позначення див. на рис. 1.14)

Плівкові випарні апарати мають велику висоту теплообмінних труб від 7 до 15 м,

що дає можливість виготовлювати випарні апарати з величиною площі поверхні теплообміну до 8000 м$^2$. Це дає можливість компонувати випарні установки потужних 10-20 тис. тонн/д меншою кількістю випарних апаратів. Оскільки плівкові випарні апарати ефективно працюють при малих температурних перепадах між гріючою та вторинною парою мається можливість створювати випарні установки у шість-сім ступенів випаровування.

В той же час, робота таких випарних апаратів має свої особливості, що може ускладнювати їх експлуатацію в умовах цукрового виробництва. Це, перш за все, забезпечення постійного зрошування всієї внутрішньої поверхні теплообмінних труб плівкою рідини. При зменшувані зрошення поверхні теплообміну рідиною плівка може збиратися в окремі ручаї і оголювати частину поверхні теплообміну. Плівкові випарні апарати не є чисто однопрохідними. Для забезпечення необхідного зрошення поверхні теплообміну рідиною необхідна рециркуляція частини згущеного розчину. для цього випарні апарати мають комплектуватися циркуляційними насосами значної об'ємної продуктивності, причому вони мають перекачувати рідину, нагріту до температури кипіння.

Вельми важливим є також правильний монтаж плівкового випарного апарату та надійна робота верхнього розподільчого пристрою. Приклади розподільчих пристроїв представлено на рис. 1.16 та 1.17.

Вельми важливим є також правильний монтаж плівкового випарного апарату та надійна робота верхнього розподільчого пристрою.

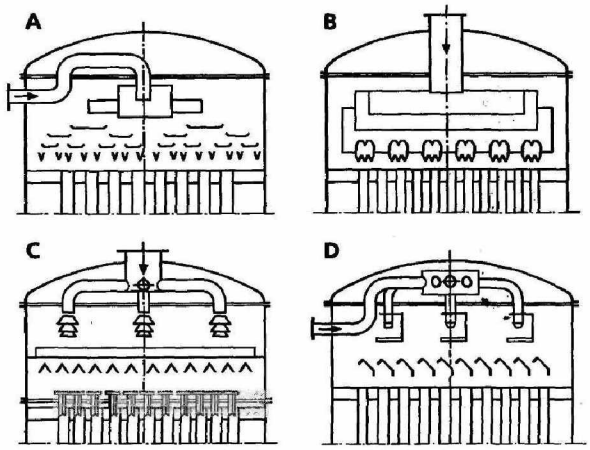



Рис 1.16. Розподільчі пристрої плівкових випарних апаратів.

A та B – з кільцевими тарілками; C – з соплами і решіткою; D – з розбризкувачами та жалюзями

Рис. 1.17. Конструкції розподільчих пристроїв плівкових випарних апаратів

## 1.3. ТЕМПЕРАТУРНІ ВТРАТИ У ВИПАРНИХ УСТАНОВКАХ ЦУКРОВИХ ЗАВОДІВ

Випарні установки цукрових заводів працюють в обмеженому температурному діапазоні: температура кипіння в 1 корпусі не повинна перевищувати 126-131°C, оскільки цукровий сік є термолабільною рідиною. В останніх корпусах

температура вторинної пари не повинна бути нижчою аніж 80-85 °С для того, щоб була можливість її використовувати для отримання напівпродуктів цукрового виробництва. Тобто загальний перепад температур у випарній установці становить 40-50 °С.

З точки зору теплової економічності йдуть на створення випарних установок з числом корпусів 5…6 и навіть 7 . Але при зростанні числа корпусів зменшується температурний перепад для окремого корпусу, а відтак і його теплова продуктивність, що вимагає застосування випарних апаратів із більшою поверхнею теплопередачі. Зростають капіталовкладення та час перебування розчину під дією високих температур, що негативно впливає на технологічну якість отриманого сиропу, веде до надмірних втрат цукрози від термічного розкладення.

Тому для ефективної роботи випарної установки важливим є раціональне використання та розподіл по корпусах наявного температурного перепаду та мінімізація його втрат, які можуть значною мірою зменшити корисну різницю температур.

Для випарних установок цукрового виробництва мається 4 види втрат корисної різниці температур:

– гідростатична температурна депресія;

– фізико-хімічна температурна депресія;

– втрати температури, пов’язані з аеродинамічним опором паропроводів між корпусами випарної установки;

– втрати температур, пов’язані з накипоутворюванням (див розділ 2.3).

**Гідростатична температурна депресія**

Вона виникає в випарних апаратах з природною циркуляцією внаслідок підтримання оптимального рівня соку в випарних апаратах. Величина цього рівня може в виробничих умовах складати від 1 до 3 м, і відповідно тиск під нижньою трубною решіткою зростає 10-40 кПа (0,1-0,4 кгс/см$^2$). У відповідності із термодинамічними властивостями води [10] зростає температура кипіння рідини, відбувається перегрівання соку і зменшення в нижній частині теплообмінних труб корисного перепаду температур.

Ілюстрацією величин гідростатичної депресії можуть бути результати випробовувань випарної установки фірмою ВМА на одному із цукрових заводів ФРН, оснащеній випарними апаратами із природною циркуляцією.

Слід зазначити, що у плівкових випарних апаратах з гравітаційно стікаючою плівкою розчину гідростатична температурна депресія відсутня, що є однією з їх переваг.

**Фізико-хімічна температурна депресія**

Вона виникає при випаровуванні розчинів. Цукровий розчин складається із води, яка є летючим компонентом, та не летючих компонентів – цукрози і розчинних не

цукрів. Відповідно до термодинаміки розчинів тиск водяної пари над розчином буде менший на величину пропорційну молекулярній концентрації цукру та не цукрів [11]. Оскільки тиск насиченої водяної пари і її температура одночасно зв'язана [10], то і температура вторинної пари над киплячим цукрових розчином буде нижчою. Ця різниця між температурою кипіння розчину і температурою пари і називається фізико-хімічною температурною депресією. Основним фактором, що впливає на її величину є концентрація сухих речовин у розчині.

Розрахункові залежності і значення величин фізико-хімічної температурної депресії маються в роботі [12], а ілюстрацією їх величин – данні, наведені в табл. 1.2.

**Втрати температури, пов'язані з аеродинамічним опором паропроводів між корпусами випарної установки**

Вторинна пара, що утворилася при випаровуванні розчину у випарному апараті проходить через сепараційні пристрої та систему паропроводів в парову камеру випарного апарату наступного корпусу.

Всі ці елементи створюють певний аеродинамічний опір і тому тиск вторинної пари над киплячим розчином буде завжди вищий, аніж тиск пари в гріючій камері наступного корпусу. Оскільки тиск і температура насиченої пари однозначно пов'язані, відповідно до [10] із зменшенням тиску пари зменшується і температура її конденсації. В таблиці 1.2 наведено величини цих втрат температур для конкретної випарної установки (остання строчка). Слід зазначити, що їх величини близькі до мінімальних. Для випарних установок в наших умовах нормативна величина таких втрат температури становить 1 °С, а по результатам випробовувань у виробничих умовах зустрічалися перепади температур у паропроводах між корпусами на рівні 1,5 °С і вище.

Таблиця 1.2

**Температури па різниці температур по корпусам випарної установки (данні ВМА 1983) [9]** *) Різниця між температурою гріючої пари та температурою насичення розчину

| Номер корпусу ВУ | Одиниці виміру | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Тиск гріючої пари | бар | 2,827 | 2,356 | 1,920 | 1,496 | 1,093 |
| Температура гріючої пари | °С | 131,53 | 125,49 | 118,95 | 111,29 | 102,14 |
| Тиск вторинної пари | бар | 2,376 | 1,940 | 1,516 | 1,113 | 0,705 |
| Температура вторинної пари | °С | 125,76 | 119,27 | 111,69 | 102,65 | 90,15 |
| Фізико-хімічна температурна депресія | °С | 0,69 | 0,93 | 1,43 | 2,48 | 4,71 |
| Температура кипіння | °С | 126,45 | 120,20 | 113,12 | 105,13 | 94,86 |
| Корисна різниця температур | °С | 5,08 | 5,29 | 5,83 | 6,16 | 7,28 |
| Висота теплообмінних труб | м | 4,2 | 3,2 | 3,2 | 3,0 | 2,7 |
| Підвищення тиску в підтрубному просторі | бар | 0,180 | 0,160 | 0,188 | 0,216 | 0,226 |
| Гідростатична температурна депресія | °С | 2,40 | 2,51 | 3,55 | 5,13 | 7,50 |
| Температура насичення в підтрубному просторі | °С | 128,85 | 122,71 | 116,67 | 110,26 | 102,36 |
| Різниця температур на вході в теплообмінні труби *) | °С | 2,68 | 2,78 | 2,28 | 1,03 | -0,22 |
| Втрата температури між корпусами | °С | 0,27 | 0,32 | 0,40 | 0,51 | |

# 2. КОНСТРУКЦІЇ ПІДІГРІВАЧІВ І ТЕПЛООБМІННИКІВ

Конструкції підігрівачів та теплообмінників, які застосовуються на вітчизняних цукрових заводах. Нижче наведено технічні характеристики теплообмінних апаратів, які необхідні для проведення теплових та гідродинамічних розрахунків. Більш детальні конструктивні і технічні показники можна знайти у спеціальні літературі.

На цукрових заводах ще зустрічаються нестандартні теплообмінні апарати власного виготовлення. Для виконання теплових та гідродинамічних розрахунків цього нестандартного обладнання потрібно мати їх технічні характеристики аналогічні наведеним далі у цьому підрозділі.

У цукровому виробництві широкого застосування набули теплообмінні апарати: підігрівачі, випарні та вакуум-апарати, калорифери, в яких відбувається нагрів або випаровування парою, що конденсується.

Підігрівачі з конденсацією насиченої пари широко використовують у теплових схемах цукрових заводів через поєднання в тепловій схемі випарної установки, яка є трансформатором пари ТЕЦ, з технологічними апаратами та підігрівачами.

Оскільки конденсація пари в підігрівачах відбувається за постійної для всієї поверхні теплообміну температури, методики їх перевірочних розрахунків можуть бути суттєво спрощені.

## 2.1. КОЖУХОТРУБНІ ПІДІГРІВАЧІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Кожухотрубні теплообмінники різних модифікацій найширше застосовуються у промисловості як основна конструкція. В них досягаються відносно великі відношення поверхні теплообміну до об'єму та маси. Розміри поверхні теплообміну можна варіювати в широких межах. Конструкція має достатню міцність та витримує навантаження під час складання, перевезення, монтажу, а також внутрішні та зовнішні напруження в умовах експлуатації. Очищення поверхонь не викликає труднощів, а елементи кожухотрубного теплообмінника, що найінтенсивніше кородують (прокладки та труби), можуть легко замінюватись. Конструктивні особливості дають можливість застосовувати цей тип теплообмінників у всіх випадках, включаючи гранично низькі або високі температури та тиски, високі градієнти температур при кипінні та конденсації, застосуванні забруднених та корозійно-активних теплоносіїв.

Труби є основним елементом, що забезпечує теплопередачу між теплоносіями, що протікають у трубах та міжтрубному просторі відповідно. Труби, як правило, гладкі, але в окремих випадках можуть бути обладнані невисокими ребрами із зовнішнього боку. Труби закріплюються в трубних дошках або розвальцюванням, або ж приварюванням до них ззовні.

Трубні дошки – металеві диски, в яких є отвори для труб, елементів ущільнень та болтів, якщо трубна дошка пригвинчується до фланців кожуха (трубна дошка також може приварюватись до кожуха).

Кожух має форму циліндра, у ньому розміщені труби, по яких протікає рідина, що нагрівається (холодній теплоносій). Вона надходить в кожух (соковий простір) через вхідний патрубок, протікає по ходам, та виходить через вихідний патрубок. У разі, коли в кожух надходить двофазний потік чи пара, в кожусі за вхідним патрубком встановлюють відбійні пластини (щити).

Теплоносій по трубах розподіляється через колектори (сокові камери) або патрубки. Кришки колекторів прикріплюються так, щоб забезпечити огляд трубної дошки та труб, не пошкоджуючи їх. Для теплоносія, що рухається по трубах, замість колекторів також застосовують кришки з боковими патрубками. Важливим елементом більшості кожухотрубних теплообмінників з однофазним теплоносієм в міжтрубному просторі є набір перегородок.

### ПІДІГРІВАЧІ ПДС ТА ПСС

На цукрових заводах з 60-х років минулого сторіччя широкого поширення набули кожухотрубні підігрівачі марок ПДС та ПСС (рис. 7.2). Вони мали 10 та 4 ходи по соку. Підігрівачі із меншим числом ходів використовувалися переважно для нагріву соків у системі дифузійних установок колонного або ротаційного типу.

Десятиходові підігрівачі використовувалися переважно для нагрівання соків, сиропів або живильної води для дифузійних установок. Активна довжина теплообмінних труб цих підігрівачів становить 3,5 м (повна довжина становить 3,56 м).

Для нагрівання рідин, що мають кислу реакцію (дифузійний або циркуляційний сік, жомопресова та барометрична вода), застосовуються підігрівачі марки ПДС, а для рідин з лужною реакцією (сатуровані соки, сироп) – підігрівачі марки ПСС, які комплектуються теплообмінними трубами із сталі марки 20А.

Конструктивно підігрівачі обох марок майже ідентичні, окрім матеріалу теплообмінних труб та кількості обхідних двоклапанних вентилів. У підігрівачах марки ПДС застосовуються теплообмінні труби із нержавіючої сталі марки 12Х18Н9Т, а у підігрівачах марки ПСС – із сталі марки 20А [5].

Підігрівач марки ПДС-10-300 (рис. 2.1) складається із сталевого циліндричного корпусу 7, до фланців якого відкидними болтами кріпляться верхня 10 та нижня 33 кришки, шарнірно з'єднані з корпусом. У корпусі приварена верхня 12 і нижня 30 трубні решітки в які звальцьовано теплообмінні трубки 28.

Сокові камери між кришками і трубними решітками у верхній і нижній частині підігрівача розділено перегородками 14 на ходи 15 і 31. Верхні і нижні перегородки зміщені одна відносно другої таким чином, щоб сік послідовно переходив із одного ходу в інший.

У нижній соковій камері мається два сокових патрубки (вхідний 3 і вихідний), до яких кріпиться два обхідних двоклапанних вентиля (у підігрівачів марки ПСС – один) 4 і 6. Один із них призначений для підведення нагріваємого розчину, а інший – содового розчину або не фільтрованого соку 1 сатурації для очистки

поверхні теплообміну. Обхідні двоклапанні вентилі оснащені розвантажувальним трубопроводом 18 з вентилем 24.

Верхні і нижня кришки, а також перегородки між окремими ходами ущільнюються гумовими прокладками трапецевидного перетину.

Гріюча пара подається в парову камеру підігрівача через патрубок 36. Неконденсуючі гази видаляються через два патрубка 19, а конденсат – через 2 патрубки 40.

Основні технічні характеристики підігрівачів типу ПДС та ПСС наведено у таблиці 2.1. При проектуванні цих підігрівачів орієнтувалися на помірні швидкості нагріваємого продукту – в межах 1-1,5 м/с для соку або води.

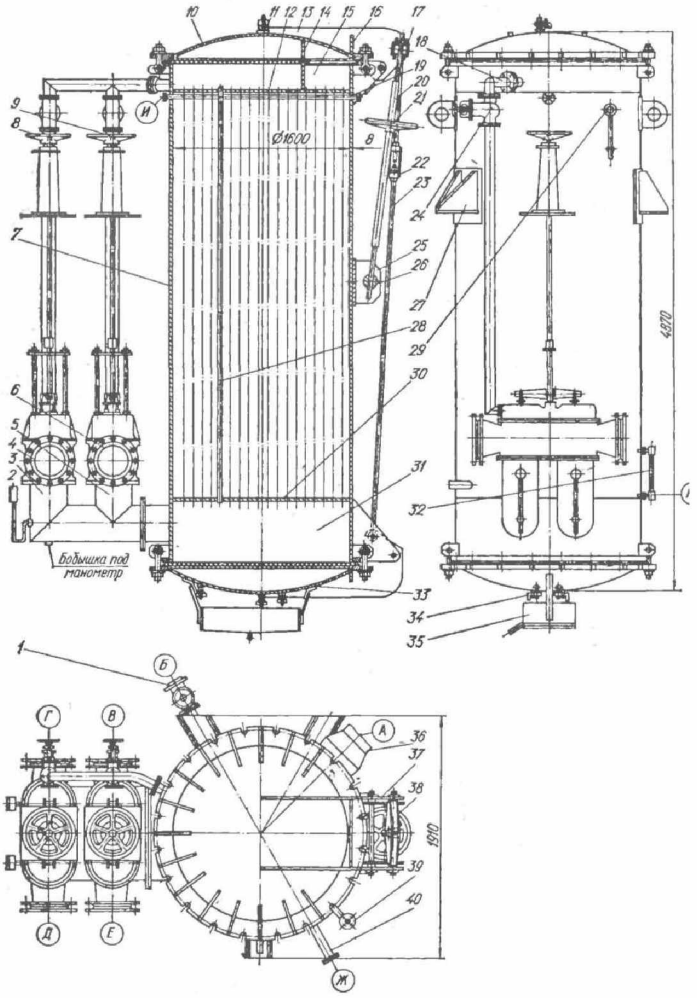



Рис. 2.1. Кожухотрубний підігрівач типу ПДС-10-300

Основною перевагою підігрівачів типу ПДС є досить значна сумарна довжина теплообмінних труб (добуток довжини теплообмінних труб на число ходів), яка для 10-ходових підігрівачів досягає 35 м. Це дає можливість досягати менших недогрівів соку (води, сиропу) до температури гріючої пари. Водночас наявність досить великого числа ходів – 10 призводить до підвищення їх гідродинамічного опору, а однакова для всіх модифікацій підігрівачів довжина теплообмінних труб накладає певні обмеження при підборі підігрівачів.

Таблиця 2.1.

**Технічні характеристики підігрівачів марки ПДС і ПСС**

| Марка підігрівача | Площа поверхні теплообміну $м^2$ | Число ходів по соку, шт. | Число теплообмінних труб, шт | Максимальна температура гріючої пари, $^0C$ | Максимальний робочий надлишковий тиск, МПа | | Внутрішній діаметр корпусу, мм | Висота, мм | Маса без засобів автоматики, кг |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | парова камера | сокова камера | | | |
| ПДС-10-30 | 30 | 10 | 90 | 143 | 0,6 | 0,6 | 650 | 4230 | 2070 |
| ПДС-10-60 | 60 | | 180 | | | | 1040 | 4360 | 3690 |
| ПДС-10-80 | 80 | | 230 | | | | 1040 | 4360 | 4000 |
| ПДС-10-100 | 100 | | 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 | | | | 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 | 10 | 180 | | | | 1040 | 4360 | 3370 |
| ПСС-10-80 | 80 | | 230 | | | | 1040 | 4360 | 3690 |
| ПСС-10-100 | 100 | | 290 | | | | 1040 | 4360 | 3930 |
| ПСС-10-120 | 120 | | 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 |

Подібну конструкцію мають кожухотрубні підігрівачі фірми «Полімекс-Цекоп» (Польща), які знайшли застосування на ряді цукрових заводів України та СНД. Але основні їх технічні характеристики відмінні від підігрівачів типу ПДС: число ходів – 12, активна довжина теплообмінних труб – 3,0 м.

## 2.2 ЕЛЕМЕНТНІ (СЕКЦІЙНІ) ТЕПЛООБМІННИКИ

До кожухотрубних можна віднести елементні, або секційні теплообмінники. Вони складаються з послідовно з'єднуваних секцій, кожна з яких являє собою одноходовий кожухотрубний теплообмінний апарат з малою кількістю труб. Поєднання кількох елементів з малою кількістю труб відповідає принципу багатоходового апарата, що працює за найвигіднішою системою протитечії. Ці теплообмінники ефективні, коли обидва теплоносії рухаються із майже однаковими

швидкостями без зміни фазового стану або ж коли теплоносії мають високий тиск. Відсутність перегородок знижує гідравлічні опори та зменшує забруднення поверхонь тепловіддачі.

Але порівняно з багатоходовими кожухотрубними теплообмінниками елементні теплообмінники менш компактні, металомісткіші, а також мають значно вищу питому вартість через більшу кількість елементів конструкції: трубних дощок, з'єднань тощо.

Секційні теплообмінні апарати поділяються на парові підігрівачі типу А2-ПСС та теплообмінники типу А2-ПТС. При їх розробці орієнтувалися на підвищення швидкості соку до 2-3 м/с, що дозволяє підвищити коефіцієнт тепловіддачі до рідини та, головне, зменшити величини термічного опору відкладень.

Вигляд 6-ходового секційного підігрівача А2-ППС-60 представлено на рис. 2.2, а основні технічні характеристики секційних підігрівачів і теплообмінників представлено у табл. 2.2 [5].

Підігрівач марки А2-ППС-60 призначений для нагріву дифузійного соку. Складається із шести теплообмінних секцій 6, з'єднаних патрубками 7, що кріпляться до секцій за допомогою фланців. Кожна секція представляє собою елементарний кожухотрубний теплообмінник, що складається із циліндричного корпусу 18, виготовленого з стандартної сталевої труби. До верхньої і нижньої частини корпусу приварені трубні решітки 11 та 23 з зовнішнім фланцем. У трубні решітки завальцьовані теплообмінні труби19 діаметром 33×1,5 мм, повною довжиною 5100 мм.

Теплообмінні секції лапами 14 кріпляться до опорної рами 15. До вхідного 1 і вихідного 2 патрубків приєднаний обхідний вентиль 26. Гріюча пара подається в кожну секцію через патрубки 12 і 20, пара до яких надходить із колектору 16. У стандартній конструкції пара в колектор надходить через ежектор 4, який мав забезпечити більш інтенсивну циркуляцію пари і підвищити коефіцієнт теплопередачі. Але практика цей задум не підтвердила.

У верхній та нижній частині секцій розміщені патрубки 13 та 21, призначені для відведення неконденсуючих газів.

Відведення конденсату із секцій забезпечується через колектор 24 з вентилем 25.

На цукрових заводах є досить значна кількість секційних підігрівачів, які виготовляються різними організаціями або були виготовлені силами самих цукрових заводів і мають свої конструктивні відмінності, зокрема за кількістю труб у секції (ході), по довжині теплообмінних труб та ін.

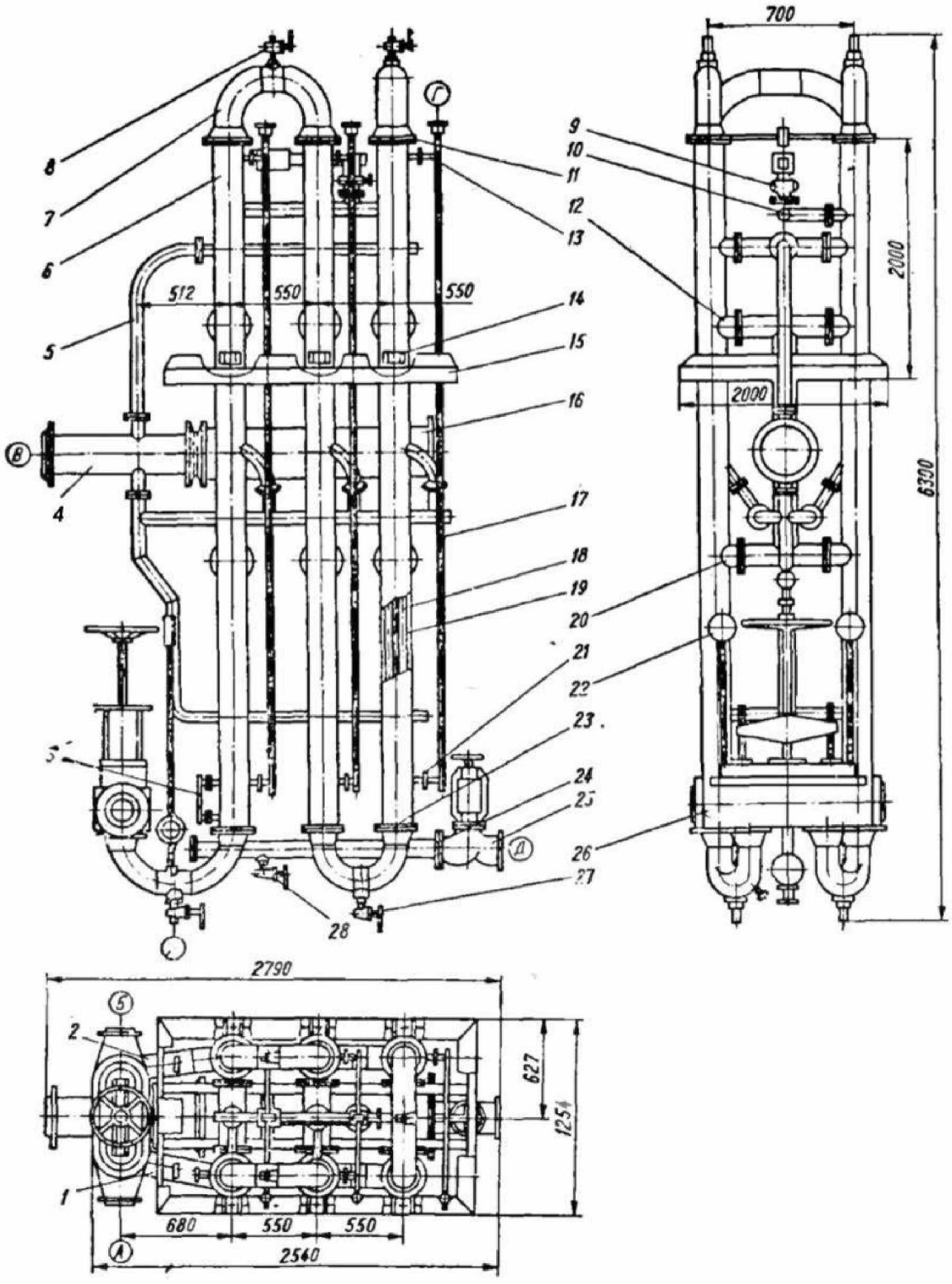



Рис. 2.2. Секційний підігрівач типу А2-ППС-60

Таблиця 2.2.

**Технічні характеристики секційних підігрівачів та теплообмінників**

| Марка | Площа поверхні теплообміну, $м^2$ | Кількість ходів, шт. | Діаметр і товщина стінки кожуху секції, мм | Номінальна продуктивність по соку, $м^3/г$ | Габараити (*дхшхв*), мм | Маса з комплектуючими, кг |
|---|---|---|---|---|---|---|
| ПІДІГРІВАЧІ | | | | | | |
| А2-ППС-30 | 30 | 6 | 194×6 | 75 | 3,05×1,4×6,5 | 3700 |
| А2-ППС-45 | 45 | 6 | 219×6 | 100 | 3,1×1,4×6,5 | 4500 |
| А2-ППС-60 | 60 | 6 | 219×6 | 150 | 3,1×1,4×6,5 | 4880 |
| А2-ППС-90 | 90 | 6 | 273×7 | 225 | 3,5×1,6×6,7 | 5960 |
| А2-ППС-120 | 120 | 6 | 325×8 | 300 | 4,02×1,8×6,7 | 8800 |
| А2-ПСС-30 | 30 | 6 | 194×6 | 90 | 3,05×1,4×6,5 | 3700 |
| А2-ПСС-45 | 45 | 6 | 219×6 | 115 | 3,1×1,4×6,5 | 4500 |
| А2-ПСС-60 | 60 | 6 | 219×6 | 170 | 3,1×1,4×6,5 | 4880 |
| А2-ПСС-90 | 90 | 6 | 273×7 | 270 | 3,5×1,6×6,7 | 5960 |
| А2-ПСС-120 | 120 | 6 | 325×8 | 340 | 4,02×1,8×6,7 | 8800 |
| А2-ПСС-30-4 | 30 | 4 | 219×6 | 90 | 2,5×1,4×6,5 | 3300 |
| А2-ПСС-40-4 | 40 | 4 | 219×6 | 120 | 2,5×1,4×6,5 | 3500 |
| А2-ПСС-60-4 | 60 | 4 | 273×7 | 150 | 2,5×1,43×6,5 | 4000 |
| А2-ПСС-80-4 | 80 | 4 | 325×8 | 200 | 3,1×1,9×6,9 | 5900 |
| А2-ПСС-120-4 | 120 | 4 | 426×9 | 300 | 4,2×2,2×7,5 | 6600 |
| А2-ПСС-180-4 | 180 | 4 | 530×9 | 450 | 4,5×2,4×7,9 | 11470 |
| А2-ПСС-240-4 | 240 | 4 | 630×9 | 600 | 4,6×2,5×8,3 | 13000 |
| ТЕПЛООБМІННИКИ | | | | | | |
| А2-ПТС-40 | 40 | 4 | 219×6 | 150 | 2,1×1,4×6,3 | 2800 |
| А2-ПТС-60 | 60 | 4 | 273×7 | 225 | 2,7×1,7×6,8 | 4800 |
| А2-ПТС-80 | 80 | 4 | 325×8 | 300 | 2,9×1,95×6,9 | 4800 |
| А2-ПТС-120 | 120 | 4 | 426×9 | 450 | 3,1×2,2×7,5 | 6600 |
| А2-ПТС-180 | 180 | 4 | 530×9 | 600 | 3,6×2,7×7,9 | 10000 |

## 2.3 ПЛАСТИНЧАТІ ПІДІГРІВАЧІ

Особливістю конструкції пластинчатих теплообмінних апаратів є форма теплообмінної поверхні і конструкція каналів для руху теплоносіїв. Поверхня теплообміну утворюється окремими гофрованими пластинами (рис. 2.3), а канали для робочих середовищ мають щілиновидну форму складної конфігурації. Робочі середовища рухаються тонким шаром з постійним перемішуванням, що створює умови для високого рівня інтенсифікації теплообміну. Конструкції підігрівачів, форми і профілі пластин дуже різноманітні навіть для підігрівачів, які виготовляються одним і тим же виробником [13].

### *РОЗБІРНІ ПЛАСТИНЧАТІ ТЕПЛООБМІННИКИ*

Пластинчаті підігрівачі такого типу знайшли найбільше поширення на цукрових заводах через можливість відносно простої очистки теплообмінної поверхні від відкладень. Пластини в таких підігрівачах ущільнюються прокладками спеціального профілю, причому з можливістю багаторазового розбирання для чищення й можливості зміни схеми потоків і загальної поверхні теплообміну. Пластини виготовляються штамповкою, як правило, із листів нержавіючої сталі товщиною 0,5-0,8 мм.

Розбірний пластинчатий підігрівач складається із теплообмінних пластин 15, підвішених до верхньої горизонтальної штанги 7. Штанга кріпиться до нерухомої плити 3 і стійки 9. За допомогою притискної плити 8 і гвинта 10 пластини стискаються в герметичний пакет.

Кожна пластина має прокладки двох призначень: контурна, що обмежує канал по краях пластини і охоплює також два кутових отвори, через які входить і з протилежної сторони виходить теплоносій, а також дві менших прокладки, що ізолюють канал від двох інших отворів, по яких проходить другий теплоносій (рис. 2.3).

Теплоносії рухаються в протитечії один до одного, причому система прокладок створює систему колекторів, що розподіляють теплоносії по каналах. За допомогою прокладок можливо організувати проходження теплоносіїв в один або декілька ходів у підігрівачі.

Форма каналів, якими протікає теплоносій, дуже складна (див. рис. 2.4 б), має звуження і розширення по ходу потоку. Це забезпечує інтенсивне перемішування рідини та підвищення коефіцієнту теплопередачі.

На цукрових заводах знайшли застосування два типа пластин – сітчасто-проточні та стрічково-проточні або їх різновид т.з. ширококанальні.

Сітчасто-проточні пластини мають гофри у вигляді «ялинки» (див. Рис. 2.4). Пластини повернуті одна відносно іншої на 180° і утворюють складної форми канали, які забезпечують дуже інтенсивну турбулізацію потоку. Вершини гофри можуть спиратися одна на одну в точках дотику, що збільшує міцність пакету пластин. основним недоліком такого виду пластин є можливість швидкого засмічування та забивання підігрівача сторонніми домішками, які можуть бути у рідинах, що нагріваються.

Широко канальні підігрівачі мають меншу здатність до засмічування оскільки суміжні пластини утворюють канали синусоїдального профілю в продовжному перетині шириною 80-150 мм. Оскільки віддаль між пластинами складає 8-14 мм можливість засмічування таких підігрівачів значно зменшується.

В ряді випадків пластинчаті підігрівачі з паровим обігрівом монтуються з можливістю реверсу потоку. В цьому разі при реверсі зворотнім потоком мають вимиватися із підігрівача частки, що засмічують канали.

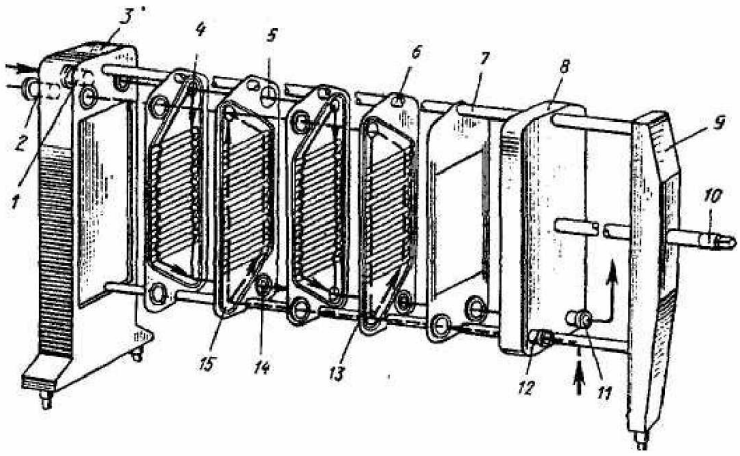
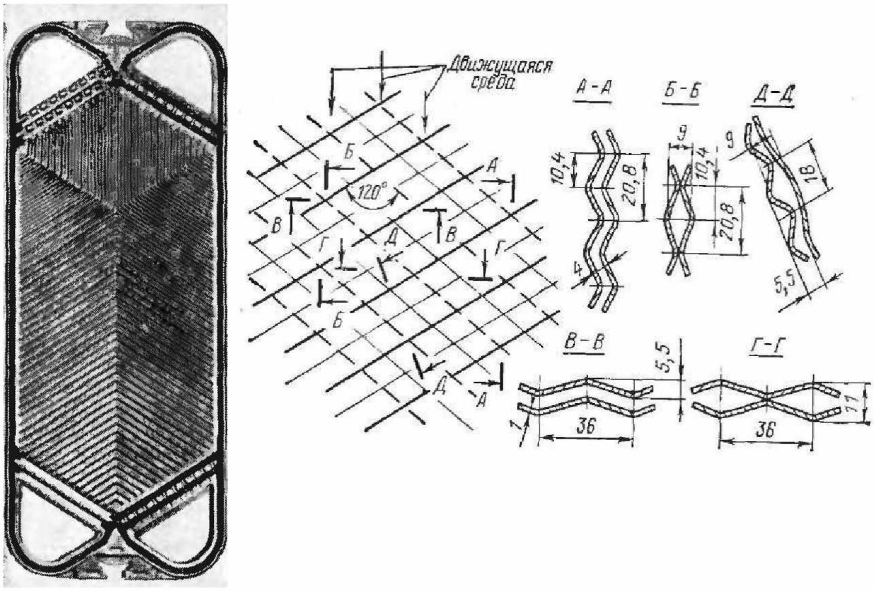



Рис. 2.3. Конструкція розбірного пластинчатого підігрівача

1,2,11,13 — штуцери (патрубки); 3 — передня стійка; 4 — верхній кутовий отвір; 5 — кільцева прокладка; 6 — гранична пластина; 7 — штанга; 8 — натискна плита; 9 — задня стійка; 10 — гвинт; 13 — прокладка пластин; 14 — нижній кутовий отвір; 15 — теплообмінна пластина




а) б)

Рис. 2.4. а) Пластина типу 0,6 з прокладками і гофрами під кутом 120 °
б) Перетини каналу між двома пластинами цього типу.

## 2.4 ТЕРМІЧНИЙ ОПІР ВІДКЛАДЕНЬ У ВИПАРНИХ АПАРАТАХ ТА ПІДІГРІВАЧАХ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Відкладення на поверхні теплообміну можуть значно погіршити умови теплопередачі в теплообмінному апараті, а в ряді випадків відкладення можуть призвести до повної неможливості використання теплообмінного апарату.

У технології цукрового виробництва можуть мати місце 3 види відкладень:

– накип, тобто кристалізація на поверхні теплообміну солей або продуктів хімічних реакцій;

– відкладення суспендованих мікрочасток органічних та неорганічних речовин, продуктів корозії, пригорання органічних речовин до поверхні теплообміну;

– біологічне забруднення (обростання) поверхні теплообміну.

Накип може утворюватися при нагріванні за рахунок розкладення гідрокарбонатів (бікарбонатів) кальцію або магнію на відповідні карбонати ($CaCO_3$ або $MgCO_3$), воду та вуглекислий газ. Ці бікарбонати можуть бути введені з водою із водойм або при порушеннях технологічного процесу очищення соків. Крім того, при згущенні соків створюється перенасичення розчинених солей органічних та неорганічних кислот.

Для випарних установок бурякоцукрових заводів термічний опір шару накипу в залежності від умов і тривалості роботи, питомого навантаження поверхні теплообміну та ступеня згущення розчину у відповідності з методикою Н. Ю. Тобілевича [7] розраховується за формулою:

$$R_{нак} = \psi \cdot \tau \cdot q_i / r_i ; \qquad (2.1)$$

$$\text{де } \psi = C \cdot (y - 1)^{1,6} \qquad (2.2)$$

C – емпіричний коефіцієнт, який враховує умови роботи випарної установки;

$y = CP_i / CP_c$ – ступінь згущення розчину, відношення концентрації сухих речовин киплячого розчину у відповідному корпусі випарної установки до концентрації сухих речовин соку на вході у випарну установку.

τ – тривалість роботи випарного апарату, діб.

Відкладення суспендованих мікрочасток органічних та неорганічних речовин, продуктів корозії, пригорання органічних речовин до поверхні теплообміну можуть мати місце у підігрівачах дифузійної установки (колонної або ротаційної) та в підігрівачах дифузійного соку при застосуванні схеми очищення із гарячою дефекацією.

Біологічне обростання може мати місце при температурах до 45-50 °С, наприклад, при охолодженні циркуляційної води мішалок-кристалізаторів.

В процесі роботи підігрівачів відкладення на поверхні теплообміну відбуваються одночасно із їх змивом у потік, причому інтенсивність змивання пропорційна товщині шару відкладень. Аналіз такої моделі процесу показує, що при постійних умовах роботи підігрівача досягається граничний – максимальний термічний опір відкладень. Тобто вирівнюються величини потоку збільшення відкладень на поверхні теплообміну і потоку змивання відкладень. Тоді процес зростання термічного опору відкладень може бути описаний залежністю виду:

$$R_в = R_{max} [1 - \exp(-b\tau)]; \qquad (2.3)$$

де: τ – тривалість процесу відкладень; b – коефіцієнт пропорційності, який залежить від виду нагріваємого продукту та гідродинамічних умов.

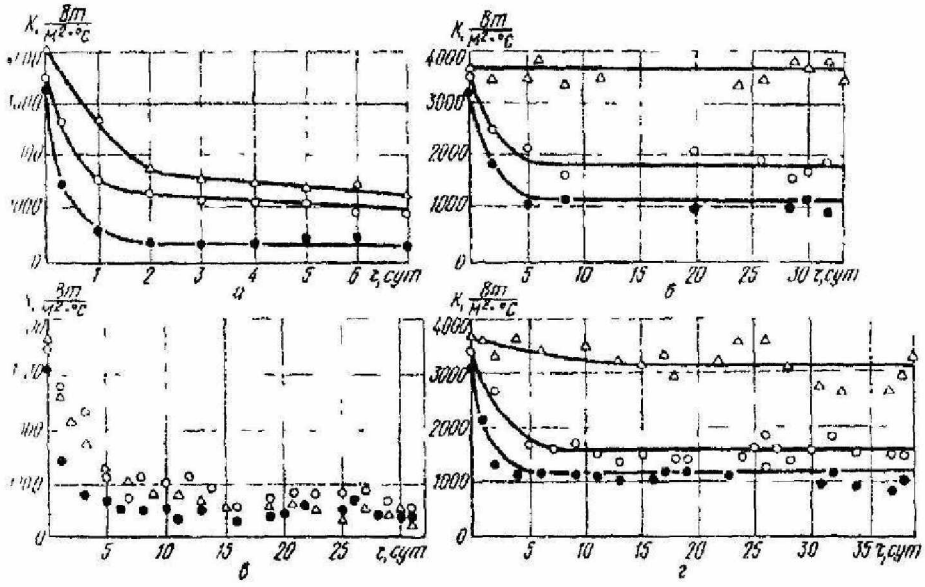


Рис. 2.5. Залежність зміни коефіцієнту теплопередачі від тривалості роботи і швидкості соку для підігрівачів дифузійного соку (а), соку 1 сатурації (б), соку перед 2 сатурацією (в), соку перед випарною установкою (г) для швидкості соку: ● – w = 1 м/с ; ○ – w = 2 м/с ; Δ – w = 3 м/с [10]

Для забезпеченням теплообмінним апаратом необхідного нагріву продукту протягом тривалого часу потрібно розраховувати його теплотехнічні характеристики по величині максимального (граничного) термічного опору відкладень. Аналіз на основі умов, наведеної вище моделі процесу росту відкладень на поверхні теплообміну показує, що величина їх максимального термічного опору має бути обернено пропорційна квадрату швидкості руху розчину.

Для круглих теплообмінних труб Ø33×1,5 мм вона може бути представлена наближеною апроксимаційною залежністю:

$$R_{max} = A/w^2 - B \qquad (2.4)$$

Коефіцієнти в формулі обираються в залежності від виду нагріваємого соку:

Таблиця 2.3

| Вид нагріваємого соку | A | B |
|---|---|---|
| Дифузійний сік | 0,0025 | 0,0001 |
| Дефекований сік | 0,0005 | 0,00002 |
| Сік 1 сатурації перед фільтрацією | 0,0007 | 0,00002 |
| Сік перед 2 сатурацією | 0,002 | 0,00002 |
| Сік перед випарною установкою | 0,0010 | 0,00002 |
| Сироп | 0,0025 | 0,0001 |

Принципово модель із максимальним термічним опором відкладень повинна була б діяти і для умов роботи випарних апаратів, але оскільки швидкість розчину у теплообмінних трубках випарних апаратів з природною циркуляцією незначна (до 10 см/с) величина максимального термічного опору відкладень (накипу) виявлена не була і залежність 3.15 відповідає умовам лінійної залежності зростання накипу

в випарних апаратах від тривалості їх роботи (без врахування змиву накипу з поверхні теплообміну).

Для зменшення накипоутворення застосовують гідродинамічні методи – підвищення швидкості і руху турбулізації потоку, що дає можливість інтенсифікувати змивання відкладень з поверхні теплообміну. Цей метод застосовується для підігрівачів і теплообмінників у цукровій галузі.

Інший напрям полягає у створенні умов для переведення процесу відкладання речовин не на поверхні теплообміну, а в об'ємі розчину. Для цього створюються центри кристалізації в об'ємі рідини за рахунок фізико-хімічних процесів (додавання інгібіторів накипу) або фізичних методів (омагнічення, «стояча хвиля», добавлення у розчин центрів кристалізації – такий процес має місце при варці утфелів).

## 3. ВАКУУМ-АПАРАТИ

Рис. 3.1 Вакуум-апарати з циркуляторами (Радехівський цукровий завод)

Вакуум-апарати відносяться до технологічного обладнання, але в той же час це найбільші споживачі пари із випарної установки. На цукрових заводах України використовуються виключно вакуум-апарати періодичної дії – набирається в апарат сироп, згущується до стану пересичення, в розчині заводяться кристали, які потім нарощуються до необхідної величини шляхом випаровування води із розчину та підкачування свіжих порцій розчину. Після закінчення варки утфель – суміш кристалів цукру та міжкристального розчину вивантажується із вакуум-апарату та піддається подальшій обробці.

Існують вакуум-апарати безперервної дії в яких всі ці процеси відбуваються по довжині або висоті апарату.

Вакуум-апарати періодичної дії дозволяють отримувати більш якісний цукор, але вони мають дуже нерівномірне споживання пари протягом циклу варки, що має негативний вплив на роботу випарної установки та всієї теплової схеми цукрового заводу.

Конструкція вакуум-апарата – це питання оптимізації двох функцій випаровування води із розчину та кристалізації цукру з досягненням бажаної якості продукції, тобто розміру кристалів цукру і чистоти утфелю. Тільки за оптимальної конструкції вакуум-апарат може витримати всі вимоги.

Для вакуум-апаратів оптимальної конструкції, мають бути виконані наступні основні вимоги:

– Мінімальний обсяг первинного набору (приблизно до 25% від загального обсягу варі), щоб забезпечити можливість отримати необхідний розмір кристалів цукру протягом однієї варки.

– Змінна в широкому інтервалі інтенсивність випаровування для підтримки необхідного рівня пересичення (при малому пересиченні затягується тривалість варки утфелю, при надто великому пересиченні починається спонтанне утворення центрів кристалізації – так звана «мука», що значно погіршує кристалічну структуру звареного утфелю).

– Циркуляція утфелю повинна бути інтенсивною протягом всієї варі, особливо під час заведення кристалів та одразу після цього в цілях запобігання утворення конгломератів. Градієнти температур утфелю повинні бути наслідком тільки статичного тиску в залежності від висоти шару утфелю.

– Слід дотримуватися мінімальної різниці температур гріючої пари та киплячого утфелю.

– Для регулювання процесу варки потрібне правильне розташування датчиків для вимірювання температури, рівня, пересичення, густини, в'язкості і т. д. таким чином, щоб вони представили дійсні умови процесу в вакуум-апараті. Це обов'язкова умова для правильного управління процесом.

З технічної точки зору ці аспекти нерідко суперечать один одному.

**Теплопередача в вакуум-апаратах**

Сумарний процес кристалізації визначається масообміном сахарози із розчину в кристалічну решітку та теплопередачею в гріючій камері.

Теплообмін в вакуум-апаратах має схожі риси з теплообміном у випарних апаратах з природною циркуляцією (див. розділ 1), але й має значні відмінності, пов'язані із роботою з висококонцентрованими цукровими розчинами під розрідженням та періодичним характером роботи. Оскільки на цукрових заводах України використовуються вакуум-апарати періодичної дії, в першому періоді роботи іде процес згущення сиропу після випарної установники. Оскільки вакуум-апарати працюють при значно більших теплоперепадах, випарні апарати, в цей період відбувається інтенсивна теплопередача при значеннях коефіцієнтів теплопередачі значно вищих, аніж у останніх корпусах випарної установки (рис 3.2).

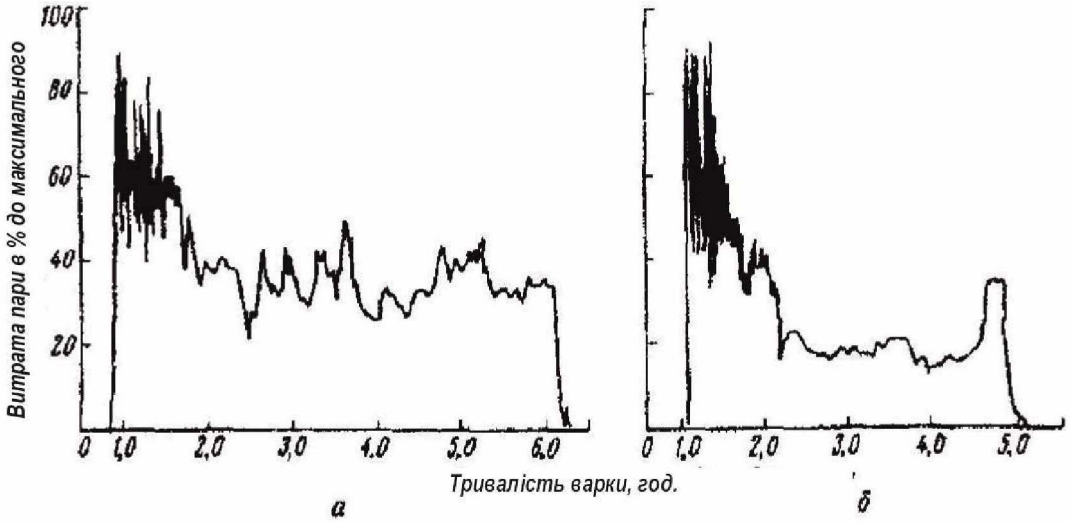



Рис.3.2. Діаграма витрат пари на протязі варки із сиропу: а – концентрацією 53 % СР; б – концентрацією 70 % СР

Періодичні підкачки сиропу можуть суттєво впливати на процес теплообміну в вакуум-апараті. Оскільки вакуум-апарат є, перш за все, технологічним апаратом і його завданням є виростити кристали цукру заданої величини і максимально рівномірні, на процес теплообміну можуть суттєво впливати технологічні операції: підкачки соку, «розмивка муки» та ін.

Теплопередача в вакуум-апараті, аналогічно як і у інших теплообмінних апаратах з паровим обігрівом, складається від тепловіддачі від пари, що конденсується, теплопровідності через стінку теплообмінної труби та тепловіддачі до цукрового розчину. при правильній організації відведення конденсату та неконденсуючих газів із парової камери, термічний опір тепловіддачі при конденсації пари мало впливає на загальну величину термічного опору теплопередачі в вакуум-апаратах будь якої конструкції. Це ж відноситься і до впливу термічного опору теплообмінної труби.

Інтенсивність теплообміну в вакуум-апараті визначається тепловіддачею до цукрового розчину. Причому такі фактори як гідростатична та фізико-хімічна температурні депресії при уварюванні утфелів мають набагато більші значення, аніж для випарних апаратів. Так фізико-хімічна депресія може досягати величини в 10…15 °С, а гідростатична в кінцевих стадіях варки досягає 25…33 °С.

Основними факторами, що впливають на величину коефіцієнта теплопередачі в вакуум-апараті цукрового заводу є густина цукрового розчину, що уварюється (СР утфелю) та фактичний температурний перепад. Чим вища концентрація розчину, тим більша його в'язкість і, відповідно, зменшується величина коефіцієнту теплопередачі. Збільшення величини температурного напору призводить до інтенсифікації бульбашкового кипіння і зростання загального коефіцієнту теплопередачі. На рис. 3.3 представлено діаграму для визначення коефіцієнту теплопередачі в залежності від вказаних факторів[14].

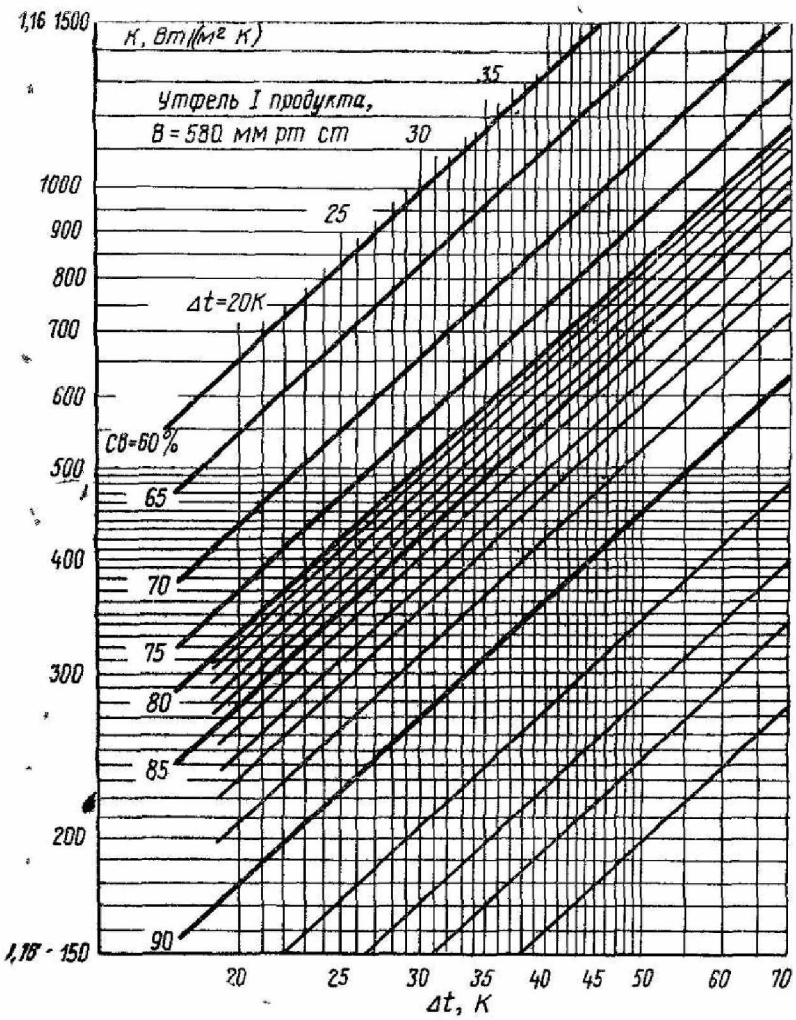



Рис. V—17. Диаграмма теплообмена для утфеля I продукта в координатах: температурный перепад — коэффициент теплопередачи.

Рис. 3.3. Коефіцієнт теплопередачі при уварюванні утфелю 1 кристалізації в залежності від вмісту сухих речовин та величини теплоперепаду

**Конструкції вакуум-апаратів**

Вакуум-апарати періодичної дії за принципом роботи поділяються на апарати з природною циркуляцією та апарати із примусовою циркуляцією утфелю. Як правило, для примусової циркуляції застосовуються різної конструкції пропелерні мішалки.

На цукрових заводах України, в нинішній час, найбільш поширеними є вакуум-апарати з природною циркуляцією типу ПВА-40, ПУ-2А-60 и ВАЦ-600 або 800 відповідно на 40, 60 та 80 т звареного утфелю. Всі вони мають принципово однакову конструкцію і мають відмінності лише за розмірами та елементами конструкції.

На рис. 3.4 показано конструкцію вакуум-апарата марки ПВА-40 місткістю 40 т звареного утфелю і площею поверхні теплообміну 200 м2, Апарат складається з корпусу 18, підвісної парової камери 15 і сепаратора, призначеного для уловлювання крапель утфелю, які захоплюються вторинною (утфельною) парою.

Сироп і відтоки подаються по патрубку 12 в низ конічного днища апарату під спускний клапан 25. Клапан управляється за допомогою гідроприводу 26. Утфель відводиться через патрубок 13.

Підвішена всередині апарату на петлях 17 парова камера 15 має конічні трубні решітки 14 з розташованими між ними кип'ятильними трубами 16 і центральною циркуляційною трубою 24. Гріюча пара в камеру подається через патрубок 11, проходить через отвір в корпусі 18 апарату. Конденсат відводиться по патрубку, розташованому в нижній частині парової камери у циркуляційної труби, а неконденсуючі гази — по трубках 2. Пропарювання і промивання апарату здійснюються через трубу 5, а з'єднання з атмосферою через вентиль 6.

Для спостереження за процесом уварювання служать ілюмінатори 7, скла яких промивають зсередини гарячою водою, що подається по трубі 8.

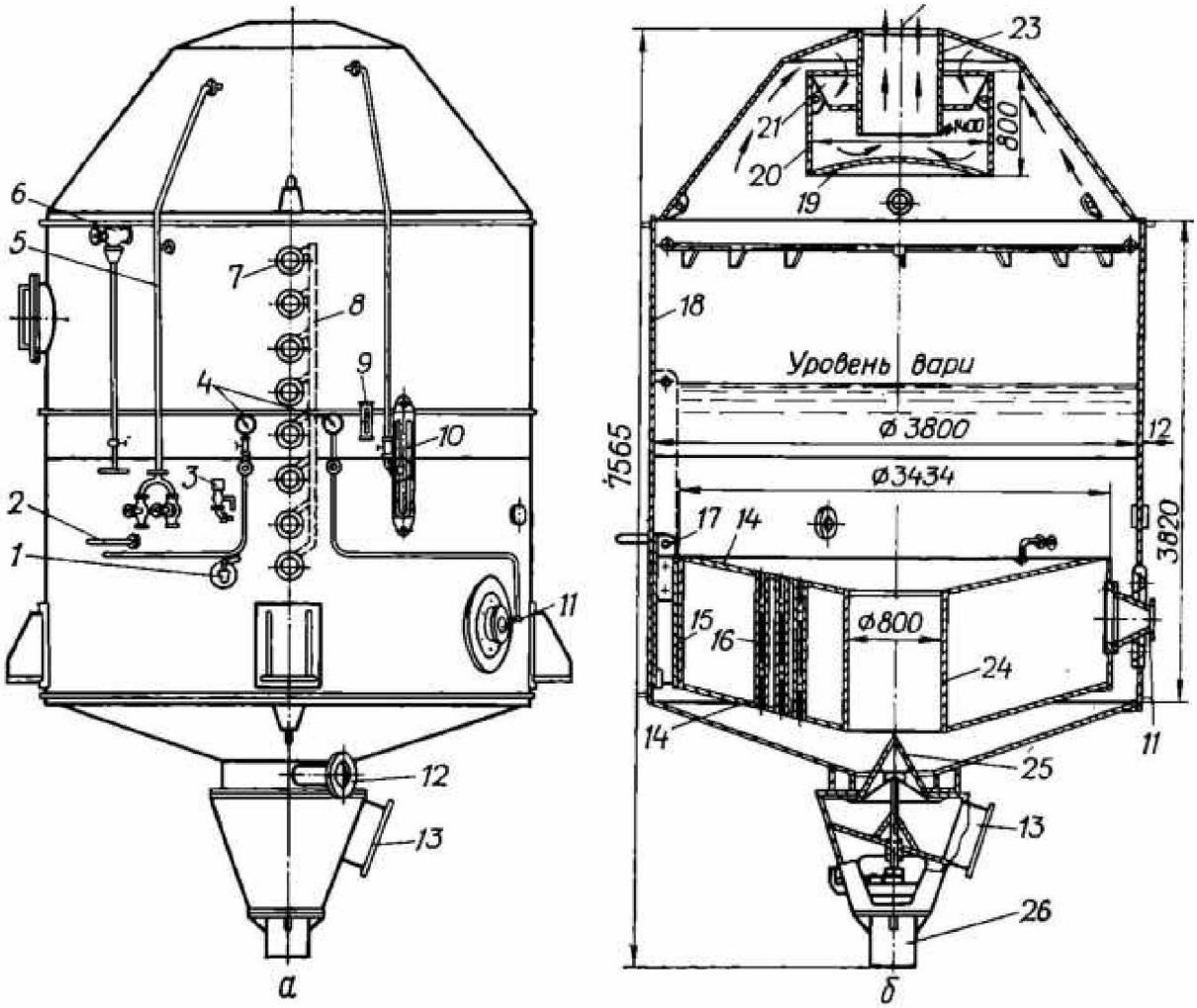



Рис. 3.4. Вакуум апарат з природною циркуляцією типу ПВА-40

Вакуум-апарати з природною циркуляцією (Рис. 3.5) в нинішній час активно замінюються на вакуум-апарати з циркуляторами які дозволяють забезпечувати кращу якість отриманого цукру та дають змогу працювати на більш низьких потенціалах гріючої пари.

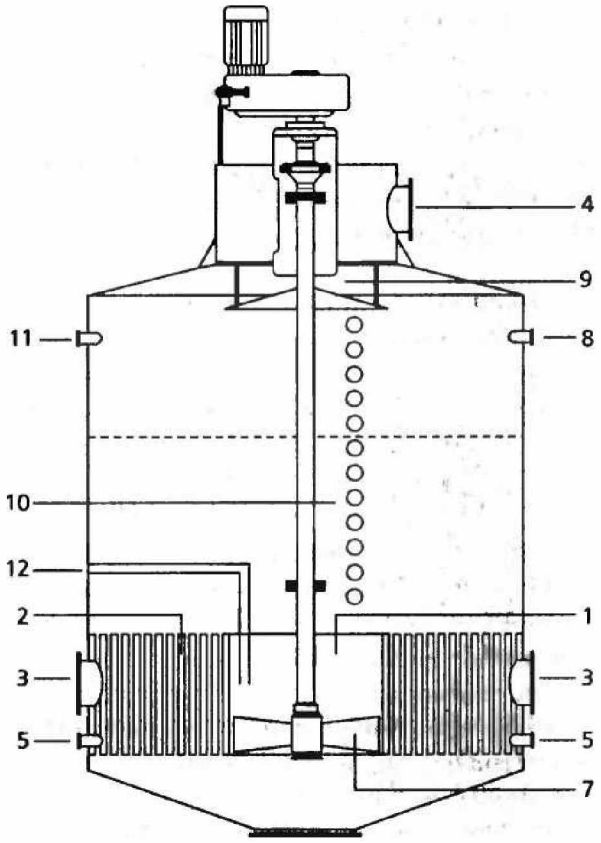



Рис. 3.5. Вакуум-апарат з циркулятором.

1 – Центральна циркуляційна труба; 2 – гріюча камера; 3 – вхід гріючої пари пари; 4 – вихід вторинної (утфельної) пари; 5 – вихід конденсату; 6 вихід утфелю; 7 циркулятор; 8 і 11 пропарочні патрубки; 9 сепаратор, 10 оглядові вікна; 12 подача сиропу

Гріюча камера. Складається із верхньої та нижньої трубних решіток, приварених до корпусу, теплообмінних труб та центральної циркуляційної труби. Гріюча пара конденсується на поверхні теплообмінних труб і віддає теплоту фазового переходу утфелю, що циркулює всередині трубок.

Діаметр центральної циркуляційної труби складає від 33% до 50% від діаметра гріючої камери вакуум-апарата.

Зазвичай вакуум-апарати проектуються з відношенням поверхні нагріву до загального об'єму (F/V) в межах від 5 до 9. Але треба мати на увазі, що збільшення відношення F/V досягається, як правило збільшенням висоти теплообмінних труб. Це погіршує як теплотехнічні показники роботи вакуум-апарату через зростання гідростатичної депресії та отримання утфелю з меншим кінцевим вмістом СР, так і технологічні показники – отримується дрібніший та менш рівномірний кристал цукру.

Теплообмінні трубки. Висота труб і, отже, висоти гріючої камери, зазвичай варіюється від 0,75 до 1,65 м. Слід мати на увазі, що висота теплообмінних труб понад 1,2 м призводить до значної гідростатичної депресії (понад 20 °С), що погіршує можливості роботи вакуум-апарата при обігріві парою низького потенціалу. Крім того, із збільшенням висоти теплообмінних труб зростає

величина початкового набору і погіршуються якісні показники звареного утфелю. Практичний досвід випробовувань вакуум-апаратів цукрового виробництва показує, що максимальна раціональна висоти теплообмінних труб вакуум-апаратів не повинна перевищувати 1,2 м.

Внутрішній діаметр теплообмінних труб від 87 до 125 мм. Відстані між центрами труб, становить їх діаметр плюс 18 до 25 мм. Труби кріпляться зварюванням з трубною дошкою. Маються гріючі камери з труб, які зверху та знизу мають форму правильного шестикутника. Такі трубки зварюються між собою у пакети по кромкам (так звані соти).

Передбачається, що сотові камери (рис.3.6) мають перевагу перед звичайними трубчатими камерами в можливості реалізувати більшу поверхню нагріву, по відношенню до загального об'єму вакуум-апарату. Але на практиці це положення не завжди підтверджується. Вакуум-апарати з звичайною трубчатою поверхнею теплообміну, які працюють в ідентичних умовах, мають навіть кращі експлуатаційні показники. Однією із причин цього може бути надмірна висота трую сотової поверхні.

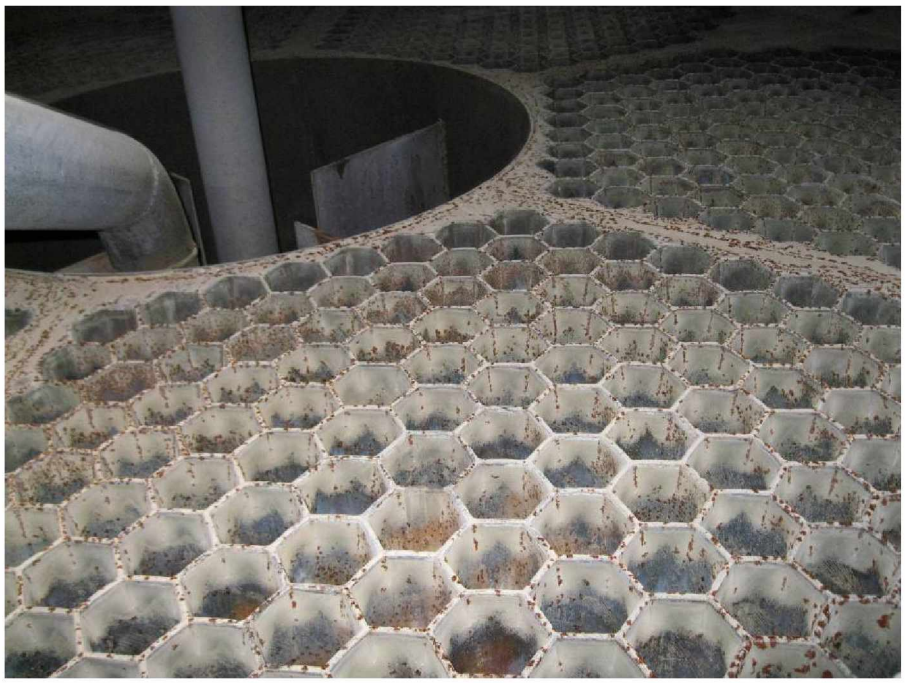


Рис. 3.6. Сотова поверхня теплообміну вакуум-апарата (сфотографовано в міжсезонний період - видно сліди корозії)

# 4. ВАКУУМ-КОНДЕНСАЦІЙНІ УСТАНОВКИ

Створення розрідження в вакуум-апаратах та останньому корпусі ВУ забезпечується за рахунок конденсації пари. Енергетично це є найбільш вигідне рішення. При тих розрідженнях, які мають місце в вакуумних системах цукрових заводів (-0,8…-0,9 кгс/см$^2$) в разі конденсації об'єм пари зменшується в 7-10 тисяч разів. Завдяки цьому вдається за відносно малих витратах досягати необхідного технологічного та теплотехнічного ефекту.

Метод вакуумної конденсації широко застосовують в різних галузях. Якщо відбувається конденсація відкачуваного газу на охолоджуваній поверхні або в об'ємі, то такий конденсатор відіграє по суті роль насоса для відкачування даної пари. Ступінь розрідження визначається температурою холодильного агента, що застосовується для конденсації пари, та роботою вакуум-насосу, який відкачує гази, що не конденсуються.

Конденсатори бувають поверхневі або змішування. У перших конденсат не змішується з охолоджуючою водою і являє собою чистий дистилят, у конденсаторах змішування утворюється суміш конденсату з охолоджуючою водою. Оскільки в цукровій промисловості для технічних потреб чистий конденсат не є необхідним, ширше застосовують конденсатори змішування, у варіанті барометричних конденсаторів які є простіші, дешевші, аніж поверхневі і не вимагають застосування спеціальних конденсатних насосів.

Технологічний процес диктує, що кристалізація цукру має здійснюватися при температурах в діапазоні 55-85 °С в залежності від чистоти і кінцевої концентрації сухих речовин в утфелі. Йому відповідає тиск в надутфельному просторі вакуум-апаратів в діапазоні 12-25 кПа (абсолютний тиск).

В результаті конденсації теплота фазового переходу передається до охолоджуючого середовища (води), а потім до навколишнього повітря. Може мати місце часткова рекуперація теплоти, наприклад, на нагрів дифузійного або дефекованого соку або для часткового нагрівання живильної води дифузійних апаратів.

У звичайній конфігурації ВКУ включає в себе конденсатор з барометричною трубою, вакуум-насос, барометричний ящик, систему паропроводів великого діаметра з ловушкою для уловлювання крапель утфелю в разі його унесення із вакуум-апаратів та вакуум-повітряні трубопроводи (рис. 4.1, 4.2).

Рис. 4.1. Вакуум-конденсаційна установка з конденсаторами, барометричними трубами і барометричним ящиком

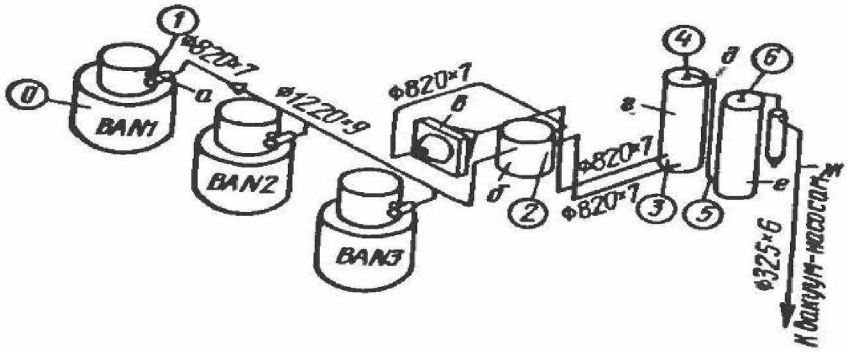



Рис. 4.2. Принципова схема ваккуум-конденсаційної системи.

1 – вакуум-апарати; 2 – групова ловушка; 3 – підігрівач дифузійного соку утфельною парою; 4 – предконденсатор; 5 – основний конденсатор

Конденсатор і вакуумні паропроводи повинні бути достатньо великими, щоб забезпечити малий опір проходженню пари та суміші конденсату і охолоджуючої води. Слід мати на увазі, що для умов ВКУ цукрового заводу опір проходженню пари в 1 кПа (100 мм вод. стовпа) еквівалентна підвищенню температури кипіння утфелю на 1 °С.

Відведення води з конденсатом із барометричного конденсатора відбувається самопливом під дією сил тяжіння і забезпечується барометричною трубою, висота якої від низу конденсатора до рівня води в барометричному ящику має бути не менше 10 м, а діаметр труби має забезпечувати швидкість стоку не вище 0,5 м/с..

**Гази, що не конденсуються**

Пара із останнього корпусу випарної установки та утфельна пара (вторинна пара вакуум-апаратів) містять певну кількість газів, що не конденсуються в конденсаторах. В їхньому складі понад 90 % становить повітря яке всмоктується в вакуумну систему цукрового заводу через нещільності в з'єднаннях та арматурі трубопроводів, а також технологічних апаратів, які працюють під розрідженням [15]. В конденсаторах змішування також частина повітря надходять з охолоджуючою водою, розчинність якого різко падає в умовах розрідження. Крім того, в складі газів, що не конденсуються , є аміак та вуглекислота, які виділяються із очищеного соку у випарній установці та надходять у ВКУ по колекторам.

Кількість газів, що не конденсуються, залежить від якості буряків і технологічної схеми заводу, режимів роботи обладнання, вмісту газів в охолоджуючій воді та щільності з'єднань арматури і трубопроводів, а також ряду інших факторів. Знати їх кількість потрібно для визначення продуктивності вакуум-насосів, та проведення аналізу процесів, які протікають в конденсаторах, а також розрахунку діаметрів трубопроводів вакуум-повітряних комунікацій.

Гази, які виділяються при згущенні соку на випарній установці частково надходять в конденсатор, а частково можуть бути випущені в атмосферу через аміачні відтяжки теплообмінних апаратів (якщо тиск в камері, що гріє, вищий за атмосферний). Ці гази утворюються при розкладанні азотовмісних органічних

речовин та бікарбонатів у випарній установці.

Орієнтовна їх кількість 0,0083—0,0110 кг/с (20-40 кг/год.) для заводу потужністю 3 тис. т переробки буряків на добу.

Охолоджуюча вода завжди містить деяку кількість розчиненого повітря. Встановити загальну кількість повітря, що надходить у конденсатор з охолоджуючою водою, можна, вважаючи, що в конденсаторі виділяються всі розчинені у воді гази, а концентрація розчинених газів відповідає насиченню для даної температури води.

При наборі розрідження у вакуум-апараті повітря з нього надходить у вакуумну систему конденсаційної установки. При цьому з апарату місткістю 60 т утфелю необхідно видалити до 80 кг повітря. Оскільки тривалість цієї операції зазвичай не перевищує 5 хв., додаткове навантаження на вакуум-насоси становить 1,67 м$^3$/с (100 м$^3$/хв.), тобто більше половини нормативної продуктивності вакуум-насосів для заводу потужністю 3 тис.т переробки буряків на добу.

Деяка кількість повітря підсмоктується в вакуум-апарат при «підривах» пробного крана вакуум-апарату. Але для нетривалих і нечастих «підривів» вплив цього фактора на розрідження у вакуумній системі і навантаження на вакуум-насоси незначне. У цьому випадку достатній запас продуктивності вакуум-насосів порядку до 0,5 м$^3$/с (30 м$^3$/хв.).

Величина присосів через нещільності залежить від кількості одиниць та конструкції обладнання, що знаходиться під розрідженням, а також від величини розрідження та якості монтажу обладнання і трубопроводів.

Як відомо з термодинаміки, витік газів через сопла, отвори, щілини та ін. зростає із збільшенням співвідношення перепаду тиску. В даному випадку із збільшенням розрідження, до певного критичного перепаду, після чого його величина стабілізується. Для повітря критичне відношення перепадів ставить 0,528. Тобто при розрідженнях понад – 53 кПа (-0,53 кгс/см$^2$) величина присосів залишається постійною [15].

Для розрахунку кількості присосів повітря через нещільності різних елементів обладнання, трубопроводів і арматури можна скористатися наступними даними [16] у кг/год.:

Різьбові з'єднання при діаметрі:

менше 50 мм..... 0,05

більше 50 мм..... 0,10

Фланцеві з'єднання, люки і т. д. при діаметрі:

менше 150 мм..... 0,20

від 150 до 600 мм..... 0,35

від 600. мм до 2 м ..... 0,50

понад 2 м..... 1,00

Штоки вентилів з ущільнюючим набиванням

діаметр до 15 мм..... 0,25

діаметр понад 15 мм..... 0,50

Конічні вентилі зі змазкою ..... 0,05
Водомірні скла, включаючи крани водомірних скла ..... 1,00
Оглядові ілюмінатори ..... 0,45
Сальники (на кожні 25 мм діаметра валу) з гідравлічним ущільненням для мішалок з верхнім приводом..... 0,15
звичайні для мішалок ..... 0,75
звичайні для насосів, якщо вони встановлені вище барометричної висоти .....0,50

**Конструкції барометричних конденсаторів**

Особливістю роботи конденсаторів цукрових заводів є те, що вони мають конденсувати пару із значним (1-5 %) вмістом неконденсуючих газів. В процесі конденсації пари концентрація неконденсуючих газів зростає до 70-85 %. Неконденсуючі гази значно погіршують процес теплообміну, але до того ж при зміні концентрації газів в таких межах значно змінюється також і температура парогазової суміші (рис. 4.3).

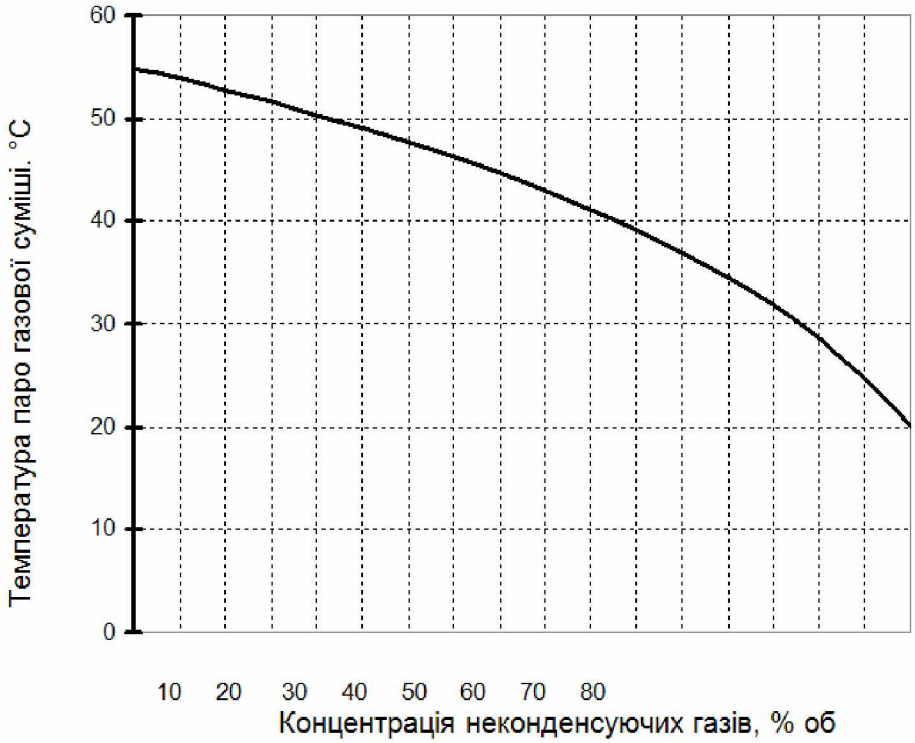
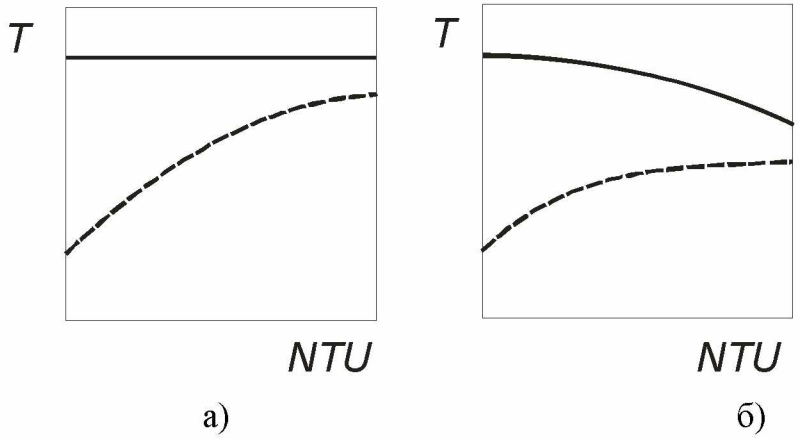



Рис. 4.3. Зміна температури парогазової суміші в залежності від концентрації неконденсуючих газів (при розрідженні в конденсаторі – 0,86 кгс/см$^2$)

Таке значне падіння температури впливає на загальні термодинамічні характеристики тепломасообмінних процесів в конденсаторі, і на відміну від випадку конденсації чистої пари, яка відбувається при постійній температурі, значна роль належить схемі взаємного руху теплоносіїв.

Так розпил води із застосуванням форсунок з зустрічним рухом струменів води, які набули широкого застосування в цукровій промисловості як в барометричних конденсаторах, так і в пароконтактних теплообмінниках та скруберах може бути

досить ефективне при умові, що температура парогазової суміші мало змінюється. Такі пристрої відносяться до апаратів ідеального змішування. Тобто вони можуть бути ефективними лише при конденсації відносно чистої пари або в якості попередньої, часткової конденсації пари (рис.4.4).




а) б)

Рис.4.4. Хід процесу конденсації чистої пари – а, та пари із парогазової суміші – б

пара або парогазова суміш

вода

Як видно із рис. 5.4 при однаковій ефективності тепломасообмінного пристрою (NTU) і рівних величинах недогріву води, кінцева температура води в апаратах ідеального змішування при конденсації парогазової суміші буде значно нижчою, а отже для таких апаратів необхідно мати набагато більшу витрату води.

Таким чином, для конденсації основної кількості пари та охолодження неконденсуючих газів, які відкачуються вакуум-насосами потрібно передбачати протитечійний напрям руху парогазової суміші та охолоджуючої води.

Технологічні вимоги отримання нагрітої води в барометричних конденсаторах. Такі вимоги повинні бути виконані, щоб гарантувати отримання досить високої температури води для подальшого використання в технологічному процесі та зменшення її витрат.

– Висока інтенсивність тепло та масообміну.

– Виділення зон максимального нагріву води, зони масової конденсації та зони охолодження газів. В перших двох зонах напрям взаємного руху охолоджуючої води та пари великого значення не має, а в зоні охолодження парогазової суміші слід обов'язково дотримуватися протитечійного руху води та пари.

– Бажано виділення окремих конденсаторів для різних студеней кристалізації цукру.

– Аеродинамічний опір конденсатора має бути мінімальний, для цього швидкість пари в найбільш звужених місцях конденсатора не повинна перевищувати 35-40 м/с.

Найбільш широкого розповсюдження набули барометричні конденсатори конденсатори вертикальної конструкції поличного або тарілчастого типу (Рис. 4.5).

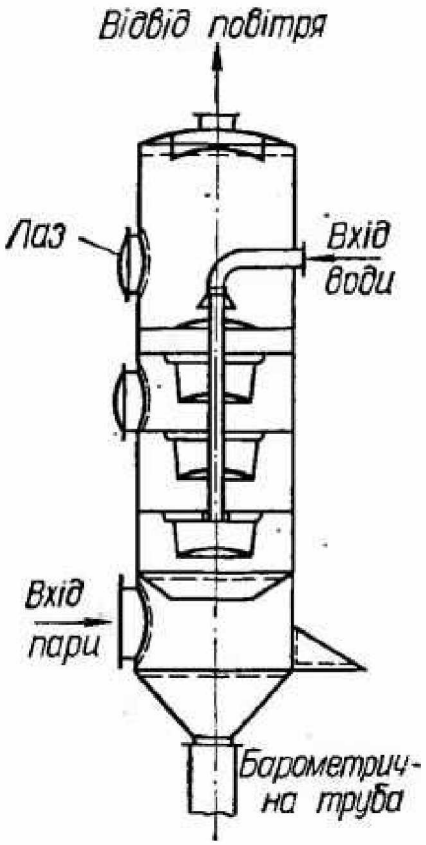



Рис. 4.5. Вертикальний барометричний конденсатор тарілчастого типу

У подальшому почали набувати впровадження конденсатори форсуночного типу на зустрічних струменях води як з вертикально розташованими парами відцентрових форсунок (Рис. 4.6) так і з горизонтальним їх розташуванням.

Такі конденсатори мають малі габарити та низький аеродинамічний опір, але погано працюють при зміні парового навантаження в широких межах, оскільки форсунки на зустрічних струменях води ефективно працюють в вузькому діапазоні тисків і витрат робочої води.

Це призводить до перевитрат охолоджуючої води на конденсацію пари, а також можливі прориви пари у вакуумні насоси.

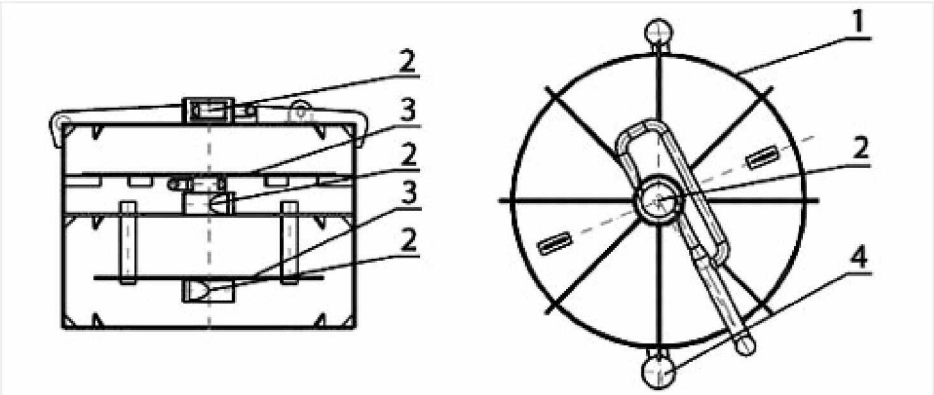



Рис. 4.6. Форсуночний конденсатор на зустрічних струменях води.

1 – корпус; 2 – відцентрові форсунки; 3 – кругова перегородка; 4 – колектор охолоджуючої води

Для можливості роботи в широкому діапазоні навантажень, можливості одночасного використання без перемішування оборотної і свіжої води при мінімальних величинах її недогріву до температури пари та надійного охолодження парогазової суміші перед вакуум-насосами на цукрових заводах почали застосовувати тарілчато-форсуночні конденсатори з щілинними водозливами (рис. 4.7).

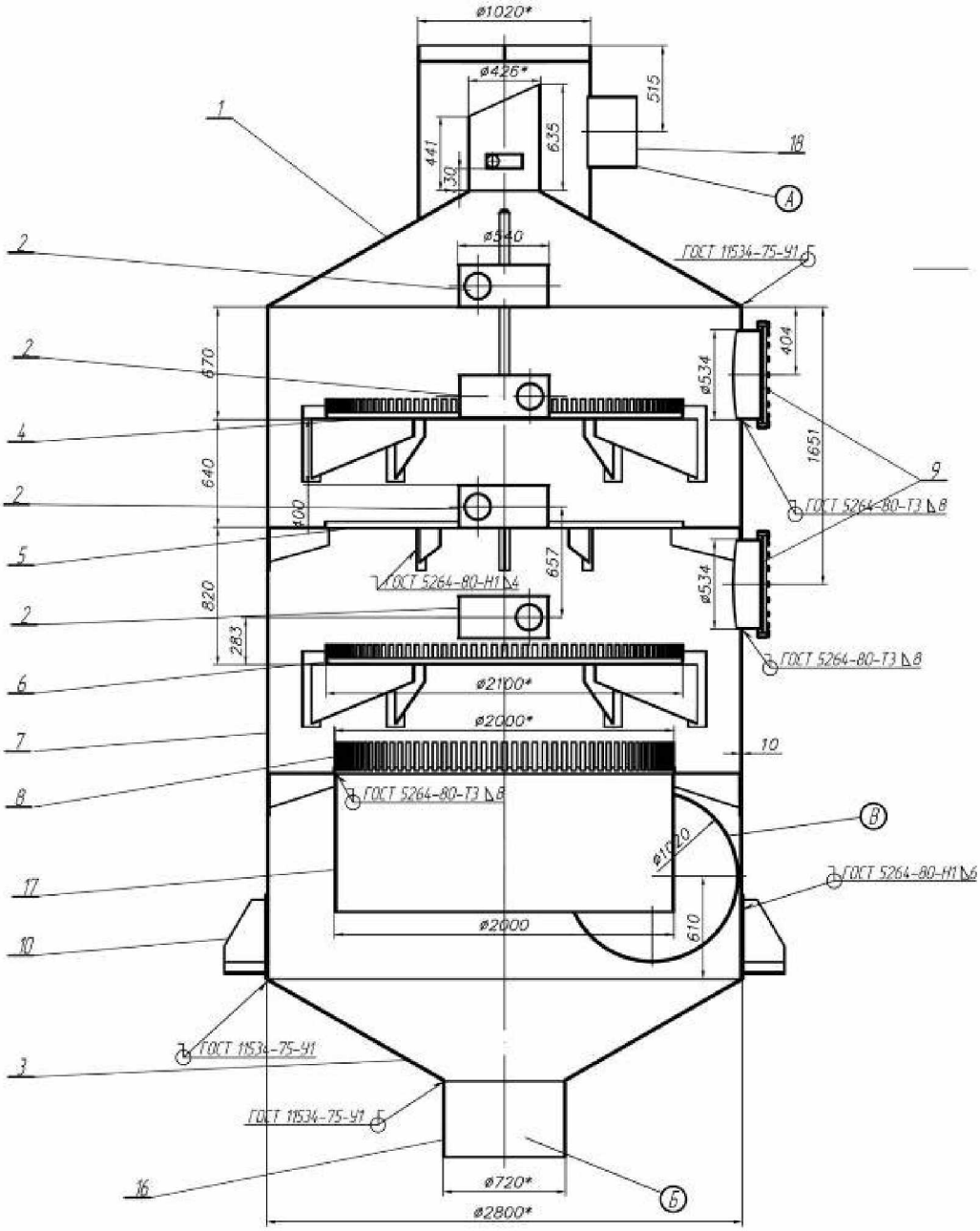



Рис. 4.7. Тарілчато-форсуночний конденсатор. А – вихід парогазової суміші; Б – барометрична труба; В – вхід утфельної пари

**Вакуумні насоси**

Видалення неконденсуючих газів із конденсаторів виконується з допомогою вакуумних насосів. В цукровій промисловості застосовуються переважно

водокільцеві насоси, які мають високу об'ємну продуктивність і малочутливі до домішок водяної пари, яка виходить із конденсаторів разом із газами (Рис. 4.8).

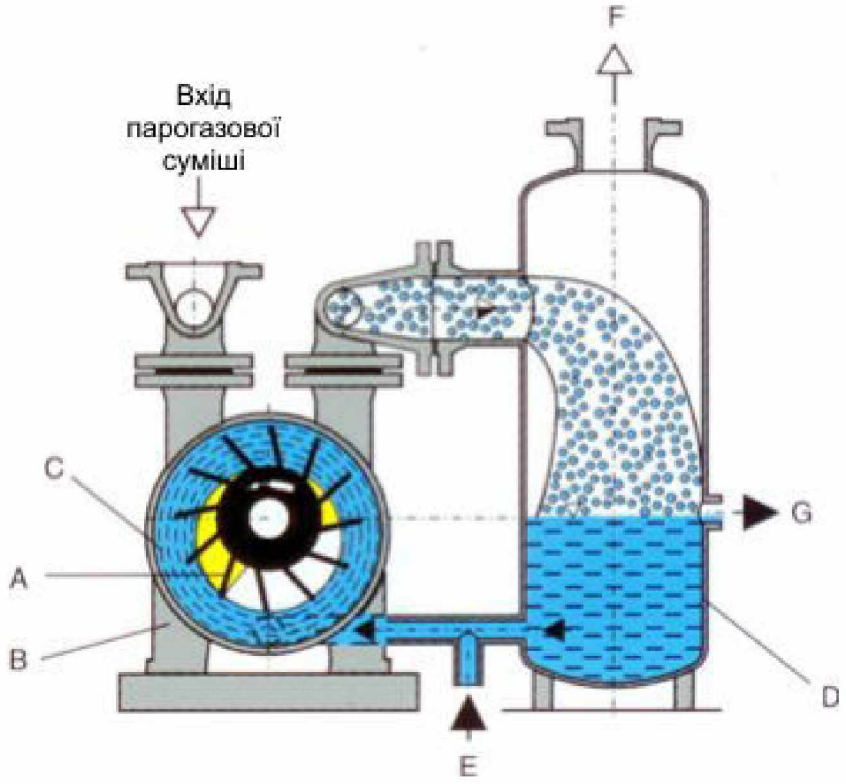



Рис. 4.8. Водокільцевий вакуумний насос.

A – ротор; B – корпус насосу; C – кільце робочої води; D – ресивер; E – подача свіжої води; F – вихід газів в атмосферу; G – скид відпрацьованої води

Робочий простір насоса складається з циліндричного корпусу, частково заповненого водою і встановленого ексцентрично робочого колеса з крильчаткою. Обертаючись робоче колесо створює на стінках корпусу кільцевий шар води.

Потік газу всмоктується в насос через вхідний отвір і звідти в робочий об'єм, який збільшується. В подальшому відбувається стиснення газів і їх виведення із робочого об'єму насосу.

Водокільцеві насоси нечутливі до зважених частинок або уловлюваних крапель соку у впускному газовому потоці та відносно невеликої кількості пари в газах, що відкачуються. З цієї точки зору водокільцеві вакуум-насоси вони особливо добре підходять для використання в цукровій промисловості.

По конструкції і умов експлуатації водокільцеві насоси простіші, ніж поршневі і обертальні з ковзаючими лопатками. Вони не мають ніяких клапанів або розподільних пристроїв, завдяки чому майже не засмічуються. Ці насоси можуть також відкачувати запилені гази. Насос можна безпосередньо з'єднувати з електродвигуном, оскільки необхідна частота обертання зазвичай становить 600 – 1450 об/хв. Граничний тиск, який створюють водокільцеві насоси, залежить від температури води, яка подається в насос для створення рідинного кільця. Продуктивність коливається від 0,25 до 465 м$^3$/хв.

Недоліком є велика витрата потужності через необхідність переміщення не тільки газів, але і води, що знаходиться в насосі. Питома потужність такого насосу зростає із збільшенням розрідження. Максимальний к. п. д. у цих насосах досягає 48-52%.

В цукровій галузі найбільшого поширення набули водокільцеві вакуум-насоси типу ВВН-50. Водокільцевий вакуум-насос ВВН-50 має продуктивність до 50 м$^3$/хв при номінальному робочому тиску 40…100 кПа. Цей же вакуум-насос може працювати як компресор, створюючи надлишковий тиск до 200 кПа (2 кгс/см$^2$). Насос ВВН-50 має два робочих колеса, між якими розташований корпус з всмоктувальною та нагнітальною камерами. Гідравлічне ущільнення вала ротора є саморегульованим. Ущільнення досить надійне при роботі і при зупинці насоса. Оскільки ущільнення знаходиться не з боку газового простору, а з боку рідини, герметичність робочого простору досягається легше.

Таблиця 4.1

**Технічні характеристики вакуум-насосу ВВН2-50**

| № | Найменування параметру | Од. виміру | Величина |
|---|---|---|---|
| 1 | Продуктивність по всмоктуванню при тиску понад 0,04 МПа | м$^3$/хв. | 45±5 |
| 2 | Частота обертів (синхронна) | об/хв. | 600 |
| 3 | Потужність двигуна, не більше | кВт | 110 |
| 4 | Витрата води | дм$^3$/хв. | 75±7,5 |
| 5 | Габаритні розміри, не більше:<br>довжина<br>ширина<br>висота | мм | <br>3140<br>1050<br>1800 |
| 6 | Маса, не більше | кг | 2750 |
| Продуктивність насоса визначена при температурах на вході : води + 15 °С, газу + 20 °С при вказаних витратах води. При підвищенні температури води або газу продуктивність насосу зменшується. | | | |

Водокільцеві вакуум-насоси менш чутливі, порівняно з поршневими, до наявності водяної пари у газах, що відсмоктуються із конденсаторів завдяки їх конденсації у робочій воді. Але при великій концентрації пари в парогазовій суміші, що відкачується із конденсатора, тобто при температурах 35-40 °С можливе закипання робочої води в насосі. Насос «запарюється» і перестає створювати розрідження.

Попри всі свої достоїнства водокільцеві вакуум-насоси не повною мірою відповідають вимогам ВКУ цукрового заводу. З урахуванням аеродинамічних втрат розрідження в трубопроводах, конденсаторах ловушках та іншому обладнанні, вакуум-насос повинен створювати розрідження на рівні 87…93 % (– 0,87…– 0,93 кгс/см$^2$). Цей діапазон лежить в зоні різкого падіння продуктивності і к.к.д. водокільцевого вакуум-насосу (див. рис. 4.9).

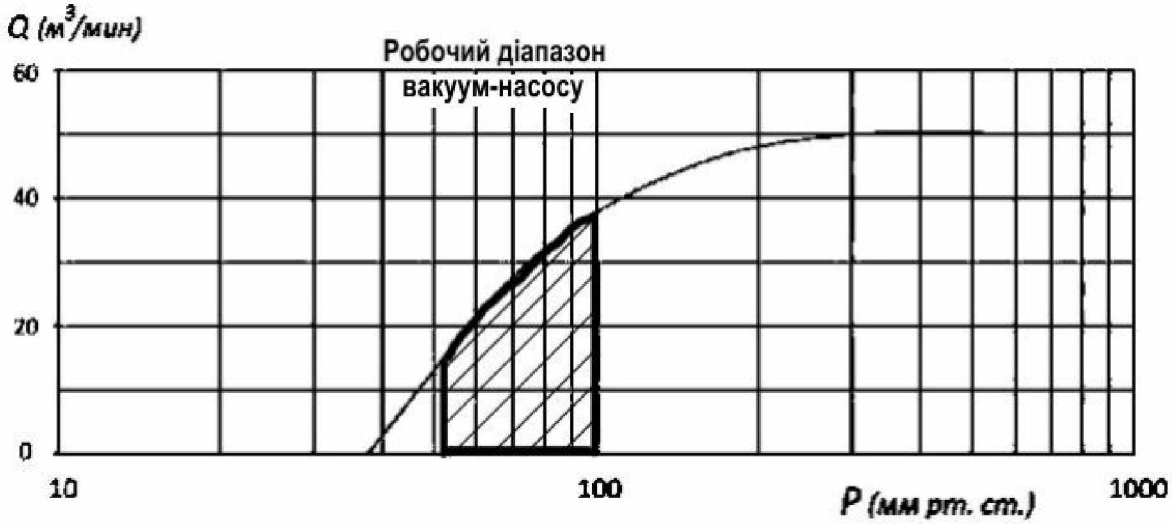



Рис. 4.9. Графік зміни продуктивності вакуум-насосу марки ВВН2-50 в залежності від тиску на вході

Через це для цукрової галузі більш перспективним є застосування двоступінчатих вакуум-насосів або застосування бустерних вакуум-насосів типу водоструминних.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Колесников В.А., Нечаев Ю.Г. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов. - М.: Пищевая промышленность, 1980. - 392 с.

2. Загродский С. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов.-М: Лёгкая и пищевая промышленность, 1984.- 130 с.

3. Чернобильський Й.І. Випарні установки.–К.: Вища школа,1970.–244с.

4. Гребенюк С.М. Технологическое оборудование сахарных заводов./С.М. Гребенюк. М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983.– 520 с.

5. Справочник по технологическому оборудованию сахарных заводов/[В.Г. Белик, С.А. Зозуля, Б.Н. Жарик и др.].–К.: Техніка, 1982.–304 с.

6. Жигалов С.Ф. Процессы и аппараты свеклосахарного производства.– М.: Пишепромиздат, 1958.–608 с.

7. Тобилевич Н.Ю. Уточнение методики расчета выпарных установок сахарной промышленности. //Сахарная промышленность.- 1972.- № 2.- С.20-24.

8. Назмеев Ю.Г., Лавыгин В.М. Теплообменные аппараты ТЭС.//М.: Энергоатомиздат, 1998, – 287 с.

9. Sugar Technology. Beet and Cane Sugar Manufacture// [P.W van der Poel, H. Schiweck, T. Shwartz ets all.].– Berlin: Bartens KG, 1998.–1102 s.

10. Вукалович М.П., Рывкин С.Л., Александров А.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара.–М.: Издательство стандартов,1969.–408 с.

11. Курс физической химии. Том 1. [Я.И. Герасимов, В.П. Древинг, Е.Н. Еремин и др.].– // М.–Л. Химия, 1964.– 624 с.

12. Штангеєв К.О., Штангеєва Л.І. Розрахунок величини фізико-хімічної депресії цукрових розчинів з застосуванням коефіцієнту активності.– Збірник наукових праць Інституту післядипломної освіти НУХТ, Київ, НУХТ, 2004, с. 54-60.

13. Коваленко Л.М., Глушков А.Ф. Теплообменники с интенсификацией теплоотдачи.– М.: Энергоатомиздат, 1986, – 240 с.

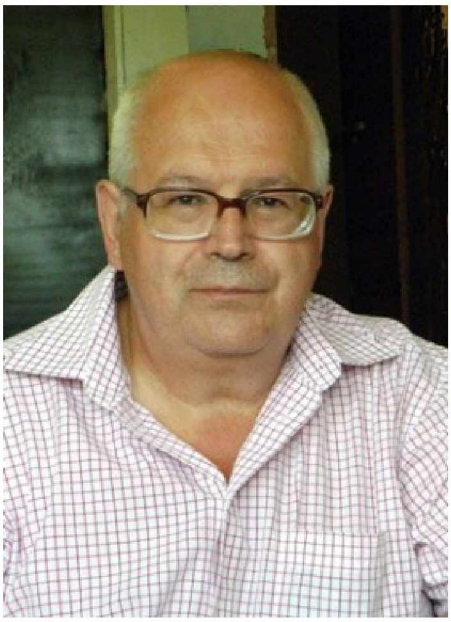
14. Попов В.Д. Основы теории тепло- и массообмена при кристаллизации сахарозы.- М.: Пищевая промышленность.– 1973.–320 с.

15. Горох В.Н., Штангеев К.О. Количество газов, поступающих в конденсаторную установку сахарного завода. – Сахарная промышленность, 1976, № 4.– с.60-64.

16. Бэмфорт Промышленная кристаллизация.– М.: Химия, 1969.– 240 с.

17. Штангеєв К.О., Василенко С.М. Підвищення ефективності вакуум-конденсаційних установок.– К.: НУХТ, 2005. Матеріали наук-техн. конф. «Шляхи підвищення ефективності бурякоцукрового виробництва та його науково-технічне забезпечення» (5-7 квітня 2005 року).– С. 230-231.

## ПРО АВТОРА



**Штангеєв Костянтин Остапович**, кандидат технічних наук по спеціальності «промислова теплоенергетика», доцент, завідувач кафедри виробництва цукру та сахаридів Інституту післядипломної освіти Національного університету харчових технологій (м. Київ). автор понад 150 наукових праць та патентів.

Працював в теплоенергетичному відділі Всесоюзного науково-дослідного інституту цукрової промисловості (потім Український науково-дослідний інститут цукрової промисловості) та Інституті технічної теплофізики НАН України.

Займався питаннями тепловикористання в цукровій галузі та розробкою нових видів теплообмінного обладнання, системним моделюванням енерготехнологічного комплексу цукрового заводу. В інституті технічної теплофізики займався питаннями сушки та отримання харчових порошків, їх аеродинамічною класифікацією. Інший напрямок робіт використання кавітаційних явищ в технологічних процесах різних галузей.

В інституті післядипломної освіти працював за сумісництвом з 1998 року, а з 2008 року – як штатний викладач.

Автор понад 150 наукових праць та патентів.

Публікацію підготовлено та видано в рамках виконання Проекту міжнародної технічної допомоги «Підвищення енергоефективності та стимулювання використання відновлюваної енергії в агро-харчових та інших малих та середніх підприємствах (МСП) України», що виконується Агенством ООН з питань промислового розвитку (ЮНІДО) за фінансової підтримки Глобального Екологічного Фонду (ГЕФ). Провідною установою для реалізації Проекту є Інститут відновлюваної енергетики НАН України. Вигодонабувачами з боку держави є Міністерство аграрної політики і продовольства України і Державне агентство з енергоефективності і енергозбереження України.

Ціль Проекту - розвиток ринкових умов для підвищення енергоефективності та розширення використання відновлюваних джерел енергії (ВДЕ) в енергоємних виробничих МСП в Україні.

Проект надає експертну та консультаційну допомогу органам законодавчої та виконавчої влади в розробці законопроектів та регуляторних актів в галузі енергоефективності та відновлюваної енергетики з метою гармонізації українського законодавства з європейськими нормами та директивами.

В рамках виконання Проекту десять МСП, розташованих в різних регіонах України, отримують найсучасніше енергоефективне обладнання та устаткування. В подальшому, ці підприємства будуть слугувати регіональними навчальними майданчиками для розповсюдження досвіду та демонстрації переваг використання енергоефективного обладнання та запровадження ВДЕ в технологічних процесах підприємств агро-харчової галузі. Для інших п'ятидесяти підприємств, відібраних на конкурсних засадах, експертами Проекту розробляються бізнес-плани впровадження енергоефективних технологій та ВДЕ та надається консультативна допомога щодо доступу до фінансових ресурсів, необхідних для реалізації цих бізнес-планів.

Проект також надає підтримку трьом вищим навчальним закладам України у вдосконаленні навчальних курсів з підвищення енергоефективності та використання ВДЕ у виробництві, а також у виданні необхідних для цього методичних матеріалів. Триває цикл тренінгів, спрямований на підвищення кваліфікації 500 інженерів, технічних працівників, енергетиків та менеджерів підприємств агро-харчової промисловості.

Проект сприяє підвищенню конкурентоспроможності українських МСП, зниженню викидів вуглекислого газу та покращенню стану довкілля шляхом демонстрації конкретних прикладів підвищення енергоефективності та впровадження ВДЕ в технологічні ланцюги та інфраструктуру підприємств агро-харчового сектору України.

Більш детальну інформацію можна отримати на сайті Проекту - www.reee.org.ua. Всі публікації Проекту доступні для завантаження в рубриці "Завантажити".

Програма «ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ТА СТИМУЛЮВАННЯ ВИКОРИСТАННЯ ВІДНОВЛЮВАНОЇ ЕНЕРГІЇ В АГРО-ХАРЧОВИХ ТА ІНШИХ МАЛИХ ТА СЕРЕДНІХ ПІДПРИЄМСТВАХ (МСП) УКРАЇНИ»

Україна, м. Київ, 01014, вул. Тимирязівська, 1
тел. +380 (44) 285 40 97
www.reee.org.ua snfo@reee.org.ua