

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім.акад. І.С. Гулого
Кафедра технологічного обладнання
та комп'ютерних технологій проектування

«До захисту в ЕК»

«До захисту допущено»

Директор інституту

Завідувач кафедри

_____ Блаженко С.І.
(підпис) (прізвище та ініціали)

_____ Мирончук В.Г.
(підпис) (прізвище та ініціали)

« ____ » _____ 20__ р

« ____ » _____ 20__ р.

Кваліфікаційна робота
на здобуття освітнього ступеня магістра

зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування»
освітньо-професійної програми
Інжиніринг харчових виробництв

на тему:

**«Інтенсифікація процесу хемосорбції діоксиду сірки при сульфатації соку
шляхом модернізації апарату А2-ПСК»**

Виконав: здобувач 2 курсу, групи

Рибак Василь Васильович
(прізвище, ім'я та по батькові повністю)

_____ (підпис)

Керівник: **Пономаренко Віталій Васильович**

(прізвище, ім'я та по батькові повністю)

_____ (підпис)

Рецензент

_____ (прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Засвідчую, що в цій кваліфікаційній
роботі немає запозичень із праць
інших авторів без відповідних
посилань.

Здобувач

_____ (підпис)

Київ – 2021р.

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім. акад. І.С.Гулого
Кафедра Технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування
Освітній ступінь магістр
Спеціальність 133 «Галузеве машинобудування»
(шифр і назва)
Освітня програма «Інжиніринг харчових виробництв»
(шифр і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ТОКТП
проф. Мирончук В.Г.

“ ___ ” _____ 20__ року

З А В Д А Н Н Я **НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА**

Рибака Василя Васильовича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту (роботи) Інтенсифікація процесу хемосорбції діоксиду сірки при сульфитації соку шляхом модернізації апарату А2-ПСК

керівник проекту (роботи) Пономаренко Віталій Васильович доц., кандидат тех. наук
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом закладу вищої освіти від « 09 » листопада 2020 р. № 935-кс

2. Строк подання здобувачем роботи 10.02.2021р.

3. Вихідні дані до роботи 1. Технічний паспорт обладнання.

2. Альбом галузевого обладнання. 3. Навчальна та спеціальна література

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити): Анотація; Зміст; Вступ; Аналітичний огляд стану питання; Методика проведення досліджень; Дослідна частина та узагальнення результатів; Обґрунтування модернізації; Устрій та принцип роботи модернізованого об'єкту проектування; Розрахункова частина; Підбір конструкційних матеріалів; Технологія машинобудування; Правила монтажу, експлуатації та ремонту обладнання; Автоматичний контроль та управління об'єктом проектування; Заходи з охорони праці; Охорона довкілля; Маркетингове обґрунтування проекту; Висновки; Список використаних джерел; Додатки

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень):

Загальний вигляд обладнання – 1 аркуш; Деталі та вузли обладнання – 1 аркуш; Схема автоматизації – 1 аркуш; Технологічна карта збирання вузла – 1 аркуш, Наукова частина – 6 аркушів.

6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

7. Дата видачі завдання: 14.09.2020 р.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ п/п	Назва етапів дипломного проекту (роботи)	Строк виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
1	<i>Вступ</i>	20.09.2020	
2	<i>Аналітичний огляд стану питання</i>	01.10.2020	
3	<i>Методика проведення досліджень</i>	20.10.2020	
4	<i>Дослідна частина та узагальнення результатів</i>	26.11.2020	
5	<i>Обґрунтування модернізації. Устрій та принцип роботи модернізованого об'єкту проектування</i>	01.12.2020	
6	<i>Розрахункова частина</i>	10.12.2020	
7	<i>Підбір конструкційних матеріалів</i>	14.12.2020	
8	<i>Технологія машинобудування</i>	20.12.2020	
9	<i>Правила монтажу, експлуатації та ремонту обладнання</i>	24.12.2020	
10	<i>Автоматичний контроль та управління об'єктом проектування</i>	29.12.2020	
11	<i>Заходи по охороні праці</i>	05.01.2021	
12	<i>Охорона довкілля</i>	10.01.2021	
13	<i>Маркетингове обґрунтування проекту</i>	16.01.2021	
14	<i>Висновки</i>	25.01.2021	
	<i>Графічна частина формату А1 – 10 шт.</i>	06.02.2021	
	<i>Подача кваліфікаційної роботи на кафедру</i>	10.02.2021	

Здобувач

_____ (підпис)

Керівник роботи

_____ (підпис)

Рибак В.В.

_____ (прізвище та ініціали)

Пономаренко В.В.

_____ (прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Магістерська робота на тему: «Інтенсифікація процесу хемосорбції діоксиду сірки при сульфітації соку шляхом модернізації апарату А2-ПСК».

Актуальність теми. Одним з основних напрямків інтенсифікації процесів очищення цукрових розчинів є розробка таких теоретично обґрунтованих методів, які дозволяють скоротити витрату компонентів під час технологічних процесів. Повне використання SO_2 з сульфітаційного газу в умовах цукрового виробництва важливе як з погляду інтенсифікації масообмінних процесів з метою зменшення витрати на процес так і з точки зору зменшення шкідливих викидів в атмосферу.

Мета дослідження. Метою роботи є розробка високоефективного способу проведення масообмінного процесу сульфітації соку шляхом внесення змін до конструкції типового сульфітатора. Головними цілями дослідження є підвищення швидкості масопередачі, коефіцієнту ежекції та зменшення викидів SO_2 в атмосферу.

Об'єктом дослідження є гідродинаміка двофазного потоку в камері змішування струминного апарату.

Предметом дослідження є струминний апарат.

Магістерська робота складається з пояснювальної записки, основний зміст якої викладено на сторінках формату А-4 та 11-ти аркушів формату А-1 графічного матеріалу.

Ключові слова: сульфітатор, сульфітація, ежектор, камера змішування протитиск.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Анотація		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/1
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.						

ЗМІСТ

стор.

Вступ

1. Аналітичний огляд стану питання
2. Методика проведення досліджень
3. Дослідна частина та узагальнення результатів
4. Обґрунтування модернізації (інтенсифікації)
5. Устрій та принцип роботи модернізованого об'єкту проектування
6. Розрахункова частина
7. Підбір конструкційних матеріалів
8. Технологія машинобудування
9. Правила монтажу, експлуатації та ремонту обладнання
10. Автоматичний контроль та управління об'єктом проектування
11. Заходи з охорони праці
12. Охорона довкілля
13. Маркетингове обґрунтування проекту

Висновки

Список використаних джерел

Додатки

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Зміст				
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/1

ВСТУП

Традиційна технологічна схема виробництва цукру-піску на цукрових заводах передбачає проведення сульфітації фільтрованого соку II сатурації, сиропу з клеровкою, живильної води для дифузійного апарату.

Основна мета сульфітації полягає в знебарвленні, зниженні лужності і в'язкості та стерилізації продуктів цукрового виробництва.

Сульфітація сиропу проводиться до рН 7,8-8,2. При недостатній глибині сульфітації соку II сатурації і сиропу сумарні втрати сахарози на випарній станції та в продуктовому відділенні можуть досягати 0,09-0,10% до маси буряка. Крім цього, від дотримання оптимальних значень рН в процесі сульфітації багато в чому залежить і якість готової продукції.

Сульфітацію можна проводити сірчистим газом (SO_2) або з застосуванням хімічних речовин різних сполук. Найбільше знебарвлення соків досягається при їх обробці сірчистим газом. При низькому значенні рН (7-8) знебарвлювальна дія SO_2 проявляється в більшій мірі, ніж гідросульфіту натрію (NaHSO_3). Сульфід натрію діє набагато слабше, так як ця сіль не знижує рН, як сірчиста кислота.

Механізм сульфітації полягає в наступному: сірчиста кислота замінює повністю або частково вуглекислоту. При цьому утворюється CaSO_3 замість CaCO_3 , який випадав би при обробці соку II сатурації вуглекислотою. Частково сірчиста кислота перетворюється в сірчану, при цьому можливе випадання осаду CaSO_4 .

Утворена сірчиста кислота частково знебарвлює сік, що перешкоджає подальшому наростанню кольоровості на наступних технологічних операціях, особливо при підвищених температурах, знижує в'язкість одержуваних соків і сиропів. В цілому це сприяє скороченню часу уварювання утфелю і, як

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Вступ		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/2
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.						

результат, зниженню втрат сахарози від термохімічного розкладання, призводить до інтенсивного придушення життєдіяльності мікроорганізмів (стерилізація середовища).

Зниження ефективності роботи сульфітатора або тимчасове припинення сульфітації призводить до помітного збільшення кольоровості концентрованих цукровмісних продуктів і зниженні якості товарного цукру-піску.

Сульфітатор повинен забезпечувати високу ступінь утилізації сірчистого ангідриду, що має зменшити капіталовкладення на виробництво цукру за рахунок зниження витрати сірки, а також поліпшити екологічну ситуацію в районі розміщення цукрового заводу.

З урахуванням істотного впливу роботи станції сульфітації на напівпродукти цукрового виробництва і на їх якісні показники, нами запропонована модернізація типового сульфітатора.

1. АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД СТАНУ ПИТАННЯ

Сульфитація займає важливе місце в забезпеченні стабільної роботи цукрового заводу. Так, без забезпечення стабільного рН сульфітованої води і постійності її потоку неможлива нормальна робота дифузійної установки.

Станція сульфитації соку та сиропу має немаловажне значення з точки зору підвищення якості цукрових розчинів.

Сульфитатори застосовуються для обробки сірчистим газом соку II сатурації і сиропу після випарювання з метою зниження їх кольоровості і зменшення в'язкості.

На цукрових заводах набули поширення такі типи сульфитаторів: зрошувальний, барботерний, та рідинно-струменевий.

Розглянемо більш детально деякі їх конструкції.

Зрошувальний сульфитатор СО-1,8 (рис. 1.1) складається з п'яти царг, встановлених одна на іншу. До верхньої та нижньої царги за допомогою фланцевих з'єднань кріпляться днища з отворами 20 і 13 відповідно для виходу рідини і видалення відпрацьованого газу.

В середині корпусу на кронштейнах 5 розташовані розподільні решітки 6, що складаються з окремих секцій. Решітки мають щілиноподібні отвори трапецеїдального перерізу та встановлені таким чином, що отвори сусідніх решіток повернені один відносно одного на 90° з метою кращого дроблення рідини.

У верхній частині корпусу встановлена розподільна тарілка 9, на яку через патрубок надходить рідина. У нижній частині корпусу розташований барботер 2, до якого через патрубки 3 і 16 подається газ.

Рідина, що підлягає обробці, надходить по патрубку 10 на конічну тарілку 9 і, стікаючи по ній витікає через отвори, рівномірно розподіляючись по всьому поперечному перетину апарату у вигляді окремих струменів.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Аналітичний огляд стану питання	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/8
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.					

Потрапляючи на решітки, струмені розприскуються і далі через отвори в ній знову витікають у вигляді струменів і т.д. Під час такого руху рідини відбувається інтенсивне змішування з сірчистим газом, що рухається з барботера 2 знизу вгору. Відпрацьований газ видаляється через отвір 13. Оброблена рідина накопичується в нижній частині корпусу і через вихідний отвір 20, переливне коліно 19 і контрольний ящик 17 надходить на подальшу обробку.

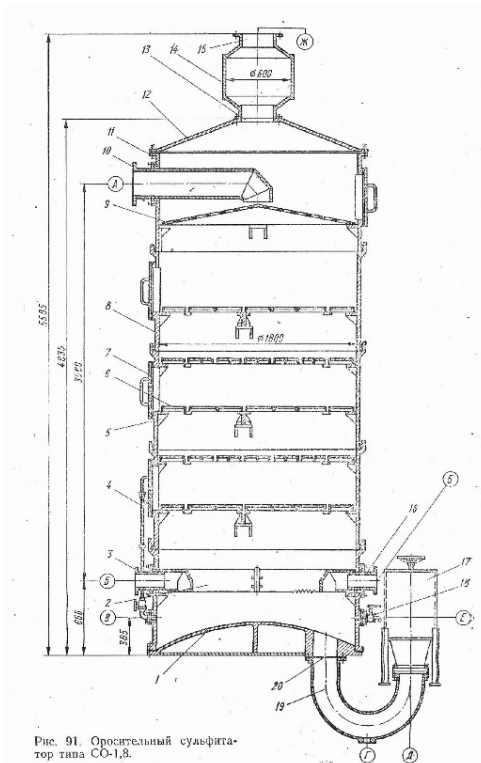


Рис. 91. Оросительный сульфитатор типа СО-1,8.

Рис. 1.1. Зрошувальний сульфитатор СО 1,8

1 – днище; 2 – барботер; 3,16 – патрубки подачі газу; 4 – оглядове скло; 5 – кронштейн; 6 – розподільчі решітки; 7 – люк; 8 – корпус; 9 – розподільча тарілка; 10 – патрубок для подачі рідини; 11 – болти; 12 – кришка; 13 – отвір; 14 – вловлювач; 15 – випускний патрубок; 17 – контрольний ящик; 18 – пробний кран; 19 – переливне коліно; 20 – вихідний отвір.

У решітчастий зрошувальний сульфитатор СО-2 (рис.1.2) сік або сироп по вхідному патрубку 2 надходить в кільцеву трубу 3, що має три отвори, за допомогою яких розподіляється рівномірно по перерізу апарату. По висоті

сульфітатора, що складається з окремих царг 4, розташовані решітки 5 для розподілу та перемішування рідини і сірчистого газу.

Сірчистий газ надходить в сульфідатор знизу через барботер 7. Невикористаний газ і пари виходять по трубі, яка приєднується до отвору верхньої кришки 1, а сульфитовані сік відводиться через патрубок 8.

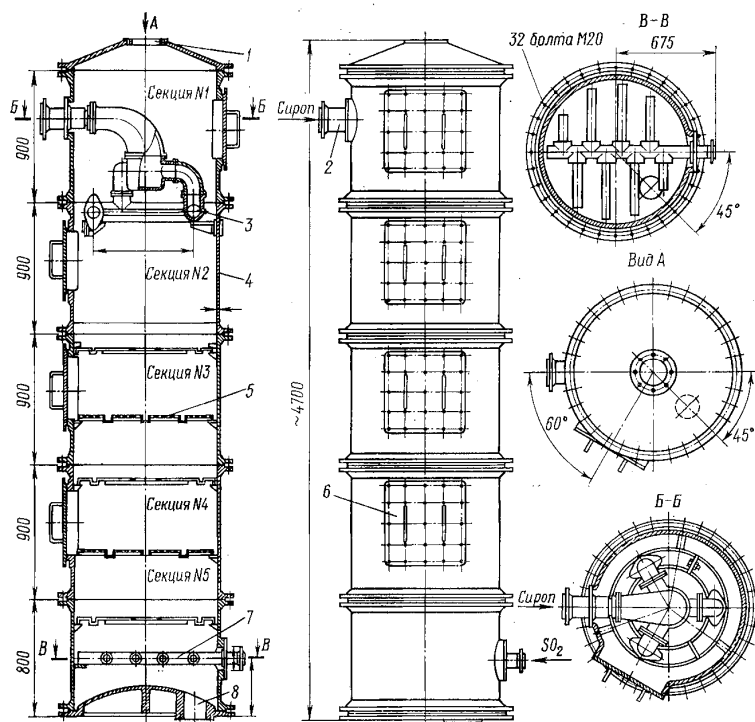


Рис. 1.2. Решітчастий зрошувальний сульфідатор СО-2

1 – кришка; 2 – вхідний патрубок; 3 – кільцева труба; 4 – царга; 5 – решітка; 6 – оглядове вікно; 7 – барботер; 8 – відвідний патрубок.

Сірчистий газ в сульфідатор подається компресором або пароструминним інжектором. На деяких цукрових заводах використовуються вентилятори для подачі сірчистого газу в сульфідатор. Причому вони встановлюються між сульфідатором і сірчистою піччю або в верхній частині сульфідатора. У першому випадку вентилятор нагнітає газ в сульфідатор, а в другому він створює розрідження в ньому.

Зрошувальний сульфідатор типу РЗ-ПСС-6 (рис.1.3). Сік після II сатурації надходить по трубі 5, і далі по розподільній трубі 4 потрапляє на решітки 6.

Сірчистий газ по трубі 7 з кільцевих розподільників рухається протитечійно соку. Решітки й кільцеві розподільники сприяють кращому контакту фаз.

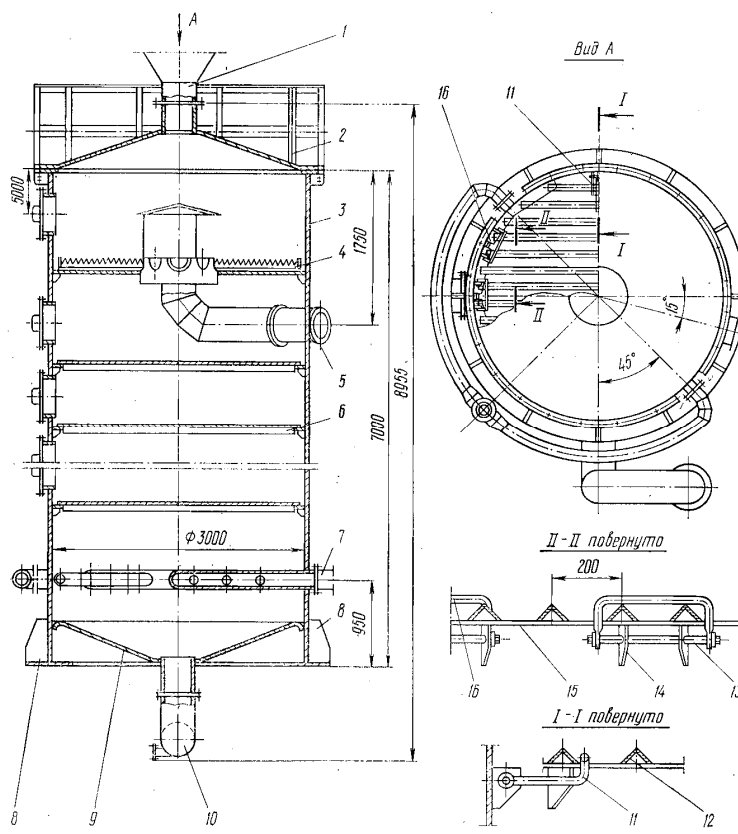


Рис. 1.3. Зрошувальний сульфідатор РЗ-ПСС-6

1 – витяжна труба; 2 – огороження; 3 – корпус; 4 – розподільювач; 5 – підвідна труба; 6 – решітка; 7 – труба для газу; 8 – опора; 9 – днище; 10 – труба; 11 – кріплення; 12 – планка; 13 – вісь; 14 – кутник; 15 – основа; 16 – опора

Зрошувальний сульфідатор з насадкою (рис. 1.4) На решітку 3 укладено вісім рядів насадок 4, які призначені для збільшення поверхні контакту фаз між рідиною і сірчистим газом. Потік соку надходить по трубі і розділяється на окремі струмені за допомогою розподільника 5. На всьому своєму шляху рідина вступає в контакт з сірчистим газом, який подається по трубі 2 і виходить з неї через два щілиновидні отвори 8. Для створення тяги в витяжній трубі 7 встановлено інжектор 6.

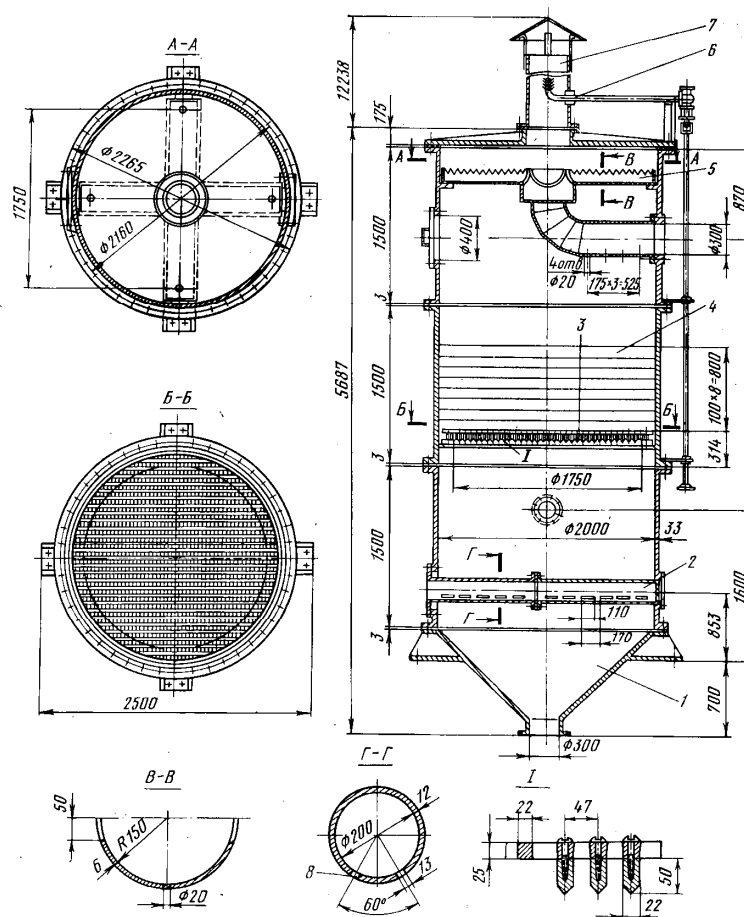


Рис. 1.4. Зрошувальний сульфітатор з насадкою

1 – корпус; 2 – розподільча труба; 3 – решітка; 4 – насадка; 5 – розподілювач;
6 – паровий інжектор; 7 – витяжна труба; 8 – отвір;

Барботерний сульфітатор (рис. 1.5) представляє собою вертикальний циліндричний корпус 8 з конічними днищами 7 та 13. У нижній частині корпусу встановлено барботер 16, який має трубки 15 з отворами.

Рідина надходить в апарат через патрубок 9 і розподіляється по всьому перерізі корпусу апарата за допомогою розподільника 5. Сульфітаційний газ, який надходить в апарат через патрубок 9 і труби 15 продувається крізь шар соку. Піднімаючись вгору, бульбашки газу з високою інтенсивністю взаємодіють з рідиною. Відпрацьований газ через патрубок 6 і витяжну трубу видаляється з апарата, а оброблений сік – через патрубок 14, трубопровід 12 і переливний ящик 11.

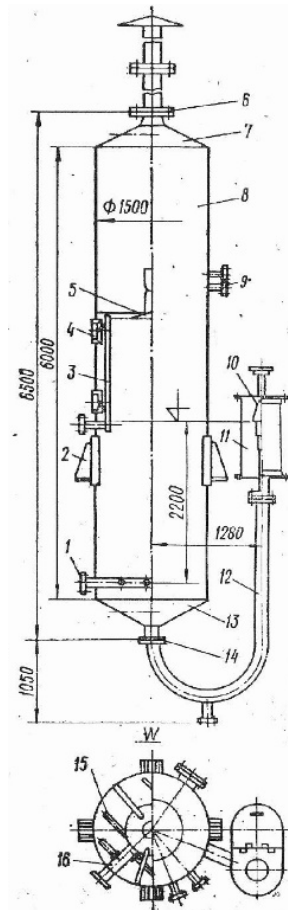


Рис. 1.5. Барботерний сульфітатор

1 – патрубок для подачі газу; 2 – опори; 3 – пристрій для промивки; 4 – оглядове скло; 5 – розподільник; 6,14 – патрубок для відведення відпрацьованого газу; 7 – кришка; 8 – корпус; 9 – патрубок для подачі соку; 10 – телескопічний пристрій; 11 – переливний ящик; 12 – трубопровід; 13 – днище; 15 – труби з отворами; 16 – барботер.

Рідино-струменевий сульфітатор (рис. 1.6) складається з циліндричного корпусу 5, до якого приєднаний сепаратор 4 у вигляді циклону з внутрішнім циліндром 3, який призначений для відділення крапель рідини від відпрацьованого газу. До корпусу апарата тангенційно під'єднана камера змішування 2 з патрубком для підведення сульфитаційного газу. До неї через сопловий пристрій 1 надходить рідина, яка розпилюється і при цьому створює розрідження. Під дією розрідження в камеру змішування втягується сульфитаційний газ. Рухаючись далі, рідинно-газова суміш потрапляє в

сепаратор та корпус, де продовжуються обмінні процеси. Відпрацьований газ видаляється через відповідний патрубок 3, а оброблена рідина – через патрубок 8.

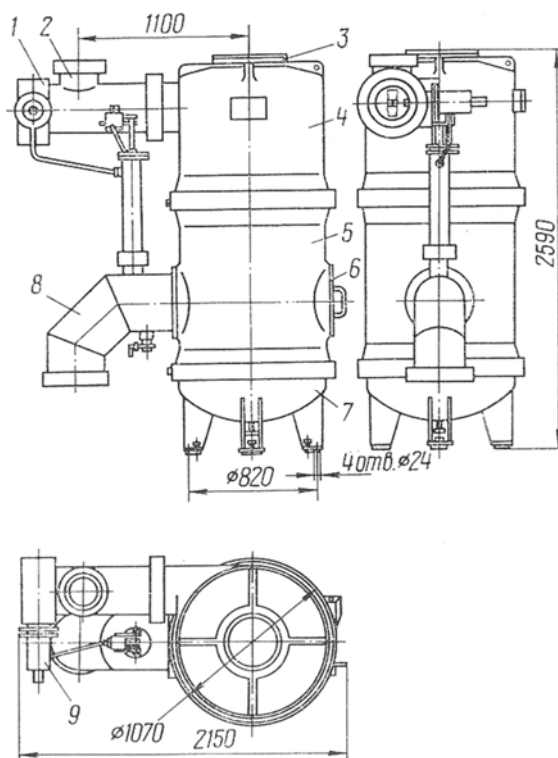


Рис. 1.6. Рідинно-струменевий сульфітатор

1 – сопловий пристрій; 2 – камера змішування; 3 – патрубок для відведення газу; 4 – сепаратор; 5 – корпус; 6 – люк; 7 – днище; 8 – патрубок для відведення рідини; 9 – регулятор тиску

На основі проведеного аналітичного огляду конструкцій сульфітаторів зробимо короткий підсумок.

Зрошувальні сульфітатори мають суттєві недоліки: неповне використання (близько 65%) ангідриду сірки через недостатній контакт між фазами; відносно великі габарити, а з цим значну металоємність.

Недолік барботерних сульфітаторів полягає в тому, що для продування сірчастого газу через стовп соку в них застосовуються компресори, які також одночасно нагнітають повітря в сірчасту піч. Так як сірка завантажується в піч періодично, то за рахунок роботи компресора в приміщення проникає газ.

До недоліків рідинно-струменевих сульфідаторів можна віднести те, що штатний сопловий пристрій, який являє собою диск з отворами, не дозволяє створити значну поверхню контакту фаз, і як наслідок неповне використання сірчистого газу. Для усунення цього недоліку необхідно лише змінити тип розпилювача, наприклад на відцентрово-струминну форсунку.

При такому виконанні сульфідатора мосообмінні процеси відбуваються з високою інтенсивністю, досягається зниження викидів сірчистого газу в атмосферу.

Значною перевагою таких апаратів є невелика їх маса та проста конструкція в порівнянні з іншими типами сульфідаторів.

2 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

Метою даної роботи є розробка високоефективного способу проведення масообмінного процесу сульфитації соку шляхом внесення змін до конструкції типового сульфитатора. Головна ціль даного дослідження є підвищення швидкості масопередачі, коефіцієнту ежекції та зменшення викидів SO₂ в атмосферу.

Основна задача даного дослідження полягає у встановленні оптимальних конструкційних параметрів ежекційного пристрою. З цією метою було заплановано проведення досліджень процесу ежекції при сульфитації на основі сучасної теорії масопередачі.

Важливою задачею, що вирішувалась в даному дослідженні було встановлення дозволеної глибини занурення камери змішування сульфитатора під рівень соку. Це дозволить проводити процес сульфитації рідини з максимальним коефіцієнтом використання діоксиду сірки.

Характеристика ежектора як об'єкту дослідження

Широке застосування ежекторів в тепло- та масообмінних процесах, а також в якості струминних насосів пояснюється простотою їх конструкції та надійністю конструкції. Але коефіцієнт корисної дії (ККД) залишається порівняно низьким тому існує потреба в підвищенні ефективності ежекторів. Для цього потрібно оптимізувати їх роботу тобто підібрати усі гідродинамічні та конструктивні параметри, за для забезпечення максимального ККД.

З самого початку застосування різних типів ежекторів їх параметри знаходили як теоретичним так практичним шляхом. При чому ці підходи розвивались взаємопов'язано. Основні рівняння характеристик були отримані

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Методика проведення досліджень	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/5
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.					

в результаті використання законів збереження енергії та кількості руху. Ці рівняння являються досить громіздкими і до того ж включають не менше чотирьох коефіцієнтів, що враховують втрати в різних елементах конструкції ежектора і за звичай знаходяться шляхом додаткових експериментальних досліджень.

Аналіз літературних джерел показав, що оптимальні характеристики ежекторів (при яких реалізується максимальне значення ККД) залежать від взаємозв'язку між конструктивними параметрами, а саме: від форми сопла і вхідної ділянки пасивного потоку, довжини камери змішування, відстані до неї сопла, кута факелу розкриття і. Істотний вплив робить також число Рейнольдса.

Як зазвичай на практиці для розрахунку оптимальних параметрів ежекторів, використовують характеристики джерела енергії: тиск P_p , що подається насосом, витрата рідини Q_p , а також тиск з яким відсмоктується газ P_n , а також тиск на виході з ежектора.

Необхідно визначити коефіцієнт підсосу пасивного потоку $q_0 = Q_n/Q_p$ і коефіцієнт захарачення камери змішування $f_0 = F_k/F_c$ де F_k і F_c відповідно площі перерізів.

Використовуємо основне розрахункове співвідношення:

$$h_0 \cdot f_0 = \mu_0^2 \quad (2.1)$$

де $h = (P_p - P_n)/(P_p - P_n)$ відносний перепад тиску в камері змішування; μ_0 — коефіцієнт витрати камери змішування, що залежить від перерахованих вище факторів.

Оскільки нам відомі тиск P_p і витрата Q_p , активного струменя, а також тиск подачі P_n пасивного потоку, можемо визначити швидкість витікання струменя W_c і діаметр зрізу сопла d_c . Далі знаходимо число Рейнольдса сопла $Re_c = d_c \cdot W_c/\nu$, де ν — коефіцієнт кінематичної в'язкості рідини.

При обробці літературних даних для камер змішування з центральними соплами $d_c > 6$ мм, що працюють при атмосферному тиску ($P_n \approx 0.1$ МПа) газу,

що підсмоктується, показує, що при нормальній конструкції камери змішування коефіцієнт $\mu_0^2 \geq 1$, слабо зростає із збільшенням коефіцієнта розширення камери змішування (при $f_0 > 4$) і істотно знижується із зменшенням Re_c . При розрахунках для числа $Re_c \geq 5 \cdot 10^4$ можна спочатку прийняти а потім за формулою (2.1) знайти попереднє значення f_0 , яке підставити у запропоновану емпіричну залежність.

$$\mu_0^2 \approx k_\mu (f_0 - 1.5)^{0.06} \quad (2.2)$$

де значення для коефіцієнта k_μ в діапазоні $10^4 \leq Re_c \leq 5 \cdot 10^6$.

Послідовними наближеннями визначаємо остаточні значення μ_0^2 і f_0 .

Величина коефіцієнта підсосу q_0 може бути визначений із співвідношення для оптимального значення f_0 :

$$f_0 \approx (1 + q_0)^2 \cdot A_0 - 2q_0^2 \quad (2.3)$$

де $A_0 = 2M + \sum \xi - \phi_\partial$ — і включає корективи кількості руху М (М < 1.03 при оптимальній довжині камери змішування $l_k = l_k/d_k \leq 7$), сумарні втрати тиску у всіх елементах камери змішування.

Вираз A_0 можна апроксимувати залежністю

$$A_0 \approx k_A \cdot f_0^{0.18} \quad (2.4)$$

де значення коефіцієнтів k_A до а для різних чисел Re_c .

При захарашення $f_0 > 16$ значення A_0 , що підраховані за формулою (2.4) перевищують дійсні на $8 \div 10\%$. Більш точно і простіше величина q_0 визначається з запропонованої залежності

$$q_0 \approx k_q (f_0 - 1)^{0.792} \quad (2.5)$$

Формула (2.5) дає задовільні результати при значеннях коефіцієнта розширення камери змішування $f_0 \geq 4$. При значних захарашення камери змішування (при менших значеннях f_0) завищення розрахункових величин q_0 різко зростає. Наприклад, для $f_0 = 2$ ($Re_c \approx 5 \cdot 10^5$) розрахунок дає величину $q_0 \approx 0,42$, в той час як насправді до $q_0 \leq 0,25$. При менших числах Re_c розбіжності ще більше.

У деяких технологічних процесах режими роботи ежекційних апаратів відхиляються від оптимальних. В принципі проміжні значення h і q можуть бути підраховані із загального рівняння характеристики ежекційних апаратів $h=f(\mu, q, f_0, A)$. Але величини μ і A для проміжних значень q відсутні. Тому на підставі відомих характеристик ежекторів визначаємо, що в широкому діапазоні f_0 відношення максимального значення h_m (при $q = 0$) до оптимальної величини h_0 зберігається практично постійним $\Delta h = \frac{h_m}{h_0} \approx 1,65$. Винятком є діапазон $1 < f_0 < 4$, де відношення Δh поступово знижується і наближається до значення $\Delta h \approx 1,0$. Максимальне значення q_m (при $h=0$) також знаходиться з відношення $\Delta h = \frac{h_m}{h_0} \approx 1,65$, яке в діапазоні $1 < f_0 < 4$ монотонно підвищується до величини 2,0.

Нарешті, переходимо до визначення η_0 ККД ежекційних апаратів. Якщо корисним вважати лише витрату при підсмоктіванні, то при оптимальних параметрах q_0 і h_0 вираз для ККД набуває максимальне значення:

$$\eta_0 = \frac{q_0 \cdot h_0}{1 - h_0} \cong \frac{q_0 \cdot \mu_0^2}{f_0 \cdot \mu_0^2} \quad (2.6)$$

Численними дослідженнями підтверджено, що для чисел $Re_c \geq 2 \cdot 10^5$ максимальне значення $\eta_0 \approx 0,36$ досягається в діапазоні $3,8 < f_0 < 4,5$. Орієнтовно при захараченні $f_0 > 4$ можна користуватися залежністю $\eta_0 \approx 0,36 - 0,005 f_0$. Збільшення числа Re_c трохи підвищує η_0 , а зниження Re_c , навпаки, призводить до різкого падіння ККД.

Також необхідно відзначити, що в ряді випадків вся рідина на виході з СН використовується корисно. Тоді ККД підвищується відповідно до залежності

$$\eta_m = (1 + q_0)h_0 / (1 - h_0) \quad (2.7)$$

Запропонований метод розрахунку універсальний його можна використовувати, для будь-яких розмірів, тисків і конструкцій ежекторів. Після опрацювання результатів літературних джерел було виділено залежність коефіцієнта витрати ежектора, що може бути представлена рівнянням:

$$\mu_0^2 \approx \beta_\mu \cdot (f_0 - 1)^{0.13} \quad (2.8)$$

Остаточні захарашення f_0 , як і раніше, знаходимо послідовними наближеннями, використовуючи залежність (2.1) і прийнявши початкове значення $\mu_0^2 > 1,25$.

Оптимальні величини коефіцієнта підсосу q_0 визначаються аналогічно рівнянню (2.5) після обробки дослідних характеристик приймає наступний вигляд:

$$\mu_0^2 \approx \beta_q \cdot (f_0 - 1)^\lambda \quad (2.9)$$

Розрахунки по залежностях (2.1), (2.6), (2.9) показали, що величини підсосу до збільшуються з ростом тиску подачі P_n , але в той же час значення q_0 істотно нижче при більшому робочому тиску.

3 ДОСЛІДНА ЧАСТИНА ТА УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ

Для сульфатації продуктів цукрового виробництва в системі рідина-газ найбільш сучасними є ежекційні сульфатаційні установки .

Їхніми перевагами перед апаратами зрошувального типу є:

- інтенсивне проходження масообмінних процесів;
- у десятки разів менша питома металоємність апаратів;
- значне зниження викидів сірчистого газу в атмосферу.

У комплект обладнання типової сульфатаційної установки входять:

- піч для спалювання кускової сірки і отримання сірчистого газу;
- сублиматор для осадження парів сірки;
- струминний апарат з циклоном для розділення фаз газ-рідина.

З перерахованого обладнання найменш працездатним є сублиматор сірки. Він вимагає періодичного очищення внутрішніх поверхонь труб від відкладень склоподібної і досить міцної сублимованої сірки. Як показує практика, таке обладнання виходить з ладу дуже швидко, порушуючи режим експлуатації сульфатаційної установки.

В струминному ежекційному апараті сульфитатора в якості робочого сопла для диспергування рідини використовується диск з п'ятьма отворами, що формально є струминними форсунками [1, 2], а камерою змішування є коротка циліндрична труба, яка тангенційно приєднана до циклонного розділювача фаз газ-рідина. Такий апарат має ряд недоліків:

- неможливість підтримання оптимального рН розчину при постійно змінній витраті рідини;
- низький коефіцієнт використання діоксиду сірки, про що свідчить корозія витяжної труби.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Аналітичний огляд стану питання	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/31
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.					

Проектування камери змішування сульфітатора було проведено без належного вивчення гідродинаміки роботи ежекційного апарату чим і пояснюються вказані недоліки.

Пошук шляхів вирішення цих проблем привів до сульфітації продуктів цукрового виробництва в системі рідина-рідина (сульфітація за допомогою кислоти, яка додавалася в необхідних кількостях до розчину, що сульфітується). Устаткування для здійснення процесу сульфітації в цьому випадку являє собою змішувальний пристрій. При цьому відмічається значно простіший спосіб дозування кислоти для досягнення кінцевого значення рН розчину. Ця перевага майже єдина. Недоліками такого способу сульфітації є [3, 4]:

- наявність спеціального приміщення, що охороняється, для збереження концентрованої кислоти та необхідність щорічного погодження з контролюючими органами;

- необхідність встановлення обладнання для роботи на кислоті;

- вартість кислоти перевищує вартість технічної сірки майже в 3 рази;

- основним недоліком використання сірчаної кислоти є те, що вона має окислювальні властивості, а для продуктів цукрового виробництва важливі відновлювальні та антисептичні властивості, якими володіє сірчиста кислота, що утворюється безпосередньо при взаємодії сірчистого газу з водою [3].

В світлі таких недоліків сульфітація продуктів цукрового виробництва технічною сіркою є актуальною та необхідною. А отже і удосконалення станції сульфітації потребує подальшого, як теоретичного обґрунтування, так і практичного підтвердження.

Одним з основних напрямків інтенсифікації процесів очищення цукрових розчинів є розробка таких теоретично обґрунтованих методів, які дозволяють скоротити витрату компонентів під час технологічних процесів. Можливо повне використання SO₂ з сульфітаційного газу в умовах цукрового виробництва важливе як з погляду інтенсифікації масообмінних процесів з

метою зменшення витрати на процес так і з точки зору зменшення шкідливих викидів в атмосферу.

Використання інтенсивних масообмінних апаратів в цукровій промисловості не настільки широке, як можливо було б очікувати. Можливо тут відіграє роль більш як вікова традиція виробництва цукру, низька швидкість хімічних реакцій, достатньо довга тривалість процесів очищення. Спроби впровадження сучасного обладнання та технологій на всіх етапах виробництва цукру найчастіше знаходяться на стадії експериментального дослідження, галузева наука має вкрай низький вплив на промисловість.

Витрати сірки на цукровому виробництві є доволі значними. Так витрати сірки на 1 тону сировини складають 0,25 кг для сульфідаторів зрошувального типу та 0,39 кг для струминних сульфідаторів [5] і перевищують аналогічні показники витрат на закордонних заводах. Слід зауважити, що наявність сублімованої сірки на охолоджуваних стінках труб апарату свідчить про неповне її згорання в печах, а отже і перевитрату. Однією з причин цього є нестача повітря при горінні.

Аналіз роботи сіркоспалювальних печей при виробництві сірчаної кислоти показує, що для більш повного згорання сірки в зону горіння передбачена додаткова подача повітря [6]. Поєднуючи доспалювання парів сірки на стінці при додатковій подачі повітря і очищення від пилу сульфідатійного газу розроблений, впроваджений на багатьох заводах циклонний доспалювач сірки, який з успіхом замінює субліматор. Причому, якщо виділення сірки в трубах субліматора свідчить про неповне її згорання, що призводить до перевитрати, то в циклонних доспалювачах відкладень сірки взагалі не спостерігається. Вона вся переводиться в газоподібний стан і реагує з рідиною, що підлягає обробці [7, 8, 9]. Витрати сірки на процес зменшуються.

Важливим моментом якісної роботи струминної сульфідатійної установки є ефективна робота ежекційного пристрою – основного пристрою, в якому проходить швидка хімічна реакція між діоксидом сірки та рідиною.

Слід зауважити, що на швидкість протікання реакції впливає також не менш швидкий процес випаровування води в сульфітаційний газ, який має направлення, протилежне основному процесу.

Це явище відоме і носить назву Стефанівський потік, втім не враховане при проектуванні камери змішування ежектора, де і відбуваються всі вказані процеси. Загальна швидкість протікання цільового процесу при цьому зменшується, компенсувати яку можливо за рахунок подовження камери змішування.

Поверхня контакту фаз при проведенні масообмінних, зокрема абсорбційних або хемосорбційних процесів повинна бути максимально можливою, так як кількість перенесеної речовини пропорційна їй. Диск з отворами в сульфітаторах типу ПСК являє формально струминну форсунку, особливістю факелу розпилення якої є компактний струмінь, який розпадається на краплі на достатньо великій відстані від зрізу сопла, тобто поверхня масопередачі є недостатньою. В сукупності з короткою камерою змішування можна констатувати той факт, що умови для проведення сульфітації рідини не відповідають оптимальним. Всі вказані причини приводять до того, що в складі відпрацьованого газу з апаратів сульфітації знаходиться до 5% невикористаного SO₂. Так як температура проведення сульфітації доволі висока (70...105°C), то в відпрацьованому сульфітаційному газі знаходяться також краплі води та водяна пара [5]. Кількісна оцінка викидів в кожному конкретному випадку залежить від багатьох факторів. Основними з них є якість виробництва сульфітаційного газу, досконалість обладнання для проведення процесів сульфітації та дотримання оптимальних режимів роботи. З відпрацьованим сульфітаційним газом втрачається біля 0,25% рідини до маси буряків і відбувається зниження її температури на 1...1,4°C [6].

Проблема доспалювання сірки вирішена при використанні циклонного доспалювача з додатковим підведенням повітря в зону горіння. Якість сульфітаційного газу покращується, на внутрішній поверхні газових труб

сублімована сірка відсутня. Для збільшення поверхні контакту фаз запропоновано використовувати відцентрово-струминну форсунку [7, 8, 9], особливістю якої є факел розпилення з кутом $80...120^\circ$ та рівномірне заповнення краплями рідини всього поперечного перерізу. Дані по гідродинаміці течії рідини в камері змішування ежектора з такою форсункою в літературі відсутні.

Конструювання рідинно-газових ежекторів для сульфітаторів відбувається на інтуїтивному рівні та практичному досвіді.

Для встановлення закономірностей гідродинаміки двофазного потоку в камері змішування ежектора на кафедрі технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування НУХТ були проведені додаткові дослідження. Їх задачею було експериментально встановити причини незадовільної роботи струминних сульфітаторів типу ПСК, в яких як робоче сопло ежектора використовувалась струминна форсунки та дослідити гідродинаміку течії рідини в ежекторі при використанні в якості робочого сопла відцентрово-струминної форсунки. Встановлення закономірностей течії рідини в останньому випадку дасть можливість проектувати ежекційний апарат сульфітатора, що відповідає вимозі отримання максимального коефіцієнта ежекції

Ежектори з вертикальним розміщенням камери змішування застосовують для проведення тепломасообмінних процесів, очищення запиленого повітря та ін. Перші конструкції ежекційних сульфітаторів також були в вертикальному виконанні. Ежектори часто працювали з протитиском, що створювався при зануренні кінця камери змішування в рідину. Глибина занурення вибиралась інтуїтивно, однак вона є основною величиною, що безпосередньо впливає на ежекційну здатність, гідродинаміку течії. Пілотні дослідження роботи ежектора при його вертикальному положенні показали значну відмінність гідродинаміки течії емульсії від її течії в горизонтально розміщеній камері змішування ежектора. Дослідна установка представлена на

рис. 3.1. Досліджувався ежектор з прозорими камерами змішування діаметрами 8, 15, 19, 27, 45 мм та струминною форсункою як робочого сопла діаметрами 4, 6, 8 мм.

Візуальне спостереження за течією рідини в ежекторі (тиск подачі рідини на форсунку 0,05 МПа, робоче сопло - 8 мм, камера змішування – 27 мм) (рис. 3.2) показує, що струмінь рідини не торкається стінок камери змішування, зворотні потоки виражені слабо. Якщо при горизонтальному положенні камери змішування явно виражений зворотній потік рідини в її нижній частині в напрямку приймальної камери, то при вертикальному положенні спостерігаються симетричні зворотні потоки водо-газової емульсії.



Рис.3.1 Дослідна установка з вертикальним положенням камери змішування



Рис. 3.2 Характерний режим течії рідини в ежекторі $d_c=8$ мм, $D_{кз}=27$ мм

Явище зворотних потоків рідини пояснюється розрідженням в приймальній камері ежектора, що створюється при його роботі. Оскільки зворотні потоки при вертикальному положенні навіть візуально значно менш виражені, то втрати енергії теж будуть менші, що дозволяє сподіватись на можливість досягнення більшого коефіцієнта ежекції.

Досліджувався ежектор при горизонтальному та вертикальному положенні з прозорими циліндричними камерами змішування діаметрами 8, 15, 19, 27, 45 мм та робочим соплом у вигляді відцентрово-струминної форсунки з центральною вставкою та діаметрами сопел 3, 4, 6, 8 мм. Основні

При вертикальному положенні краплини рідини рівномірно розподіляються по перерізу камери змішування, сила тяжіння майже не змінює їх траєкторію руху, розшарування двофазного потоку не спостерігається. Зворотні потоки рідини виражені слабо. Ефективність проходження процесів (змішування, масообміну, теплообміну) при цьому слід очікувати більш високою. При зануренні нижнього кінця камери змішування в рідину (створення протитиску) навіть на незначну глибину гідродинаміка двофазного потоку в ежекторі різко змінюється.

Підтвердженням збільшення ефективності перебігу процесів при вертикальному розміщенні камери змішування ежекторів є ряд робіт по комплексному дослідженні розподілення газу при його низхідному русі в неньютонівській рідині [11, 12]. Для створення максимальної поверхні контакту фаз диспергування газу відбувалось при його ежектуванні високошвидкісними струменями рідини, яка розпилялась через струминну форсунку з діаметрами сопел 4, 5, 6, 7 мм, а нижній торець камери змішування був розміщений нижче рівня води на 0,45 м.

В роботах розглядався рух газорідинної емульсії з низхідним потоком та відмічено, що такий рух фаз є раціональним, коли великою кількістю рідини необхідно зв'язати невелику кількість газу. Оскільки бульбашки рухаються в напрямку, протилежному їх плавучості, час перебування газу та ефективність використання вищі, ніж у колоні висхідного типу. Швидкість рідини повинна бути більшою швидкості підйому газової бульбашки.

Авторами роботи [13] також відмічається висока швидкість перебігу процесів в газо-рідинній емульсії, що досягається за рахунок швидкого обміну імпульсами, інтенсивної взаємодії фаз при постійній зміні форми і розмірів. Існування режимів емульгування в роботі не пояснюється.

При збільшенні протитиску режим руху емульсії змінюється [14, 15, 16], відбувається перехід до бульбашкової структури.

Для ежекторів цих даних недостатньо, вони не розкривають особливості течії емульсії в камері змішування ежектора, що спонукало до проведення додаткових досліджень при його вертикальному просторовому положенні та різних значеннях протитиску.

В літературі даних про режими роботи ежектора з диспергованим струменем рідини при вертикальному положенні камери змішування немає. Для поглиблення знань по гідродинаміці двофазної системи при вертикальному положенні камери змішування з метою можливості проектування оптимальних ежекторів проведення подальших досліджень необхідне. В подальшому представлені вибірккові дані досліджень роботи ежектора при вертикальному положенні камери змішування $D_{кз} = 19$ мм та відцентрово-струминною форсункою з $d_c = 4$ мм та протитиску $H = 0, 100, 200, 300$ мм. Експериментальні дані коефіцієнта ежекції для ежектора з $D_{кз} = 19$ мм та відцентрово-струминною форсункою $d_c = 4$ мм від величини протитиску (H) при тиску рідини в соплі форсунки $P = 0,155$ МПа, що відповідає середній витраті рідини $Q_{рід} = 3,46 \cdot 10^{-4}$ м³/с.

На рис. 3.4 представлена залежність об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини в соплі форсунки при вертикальному положенні камери змішування. Нижній її кінець розміщався над рівнем рідини, що передбачає вільний витік емульсії з нижнього торця камери змішування.

Як слідує з приведеного графіка $K_{еж}$ досягає свого максимального значення при $m = D_{кз} / d_c = 4,75$ ($D_{кз} = 19$ мм, $d_c = 4$ мм). Тобто, при вертикальному і горизонтальному розміщенні камери змішування існує однаковий оптимум співвідношення діаметрів камери змішування до діаметра сопла форсунки, при якому досягається максимальний коефіцієнт ежекції.

Для встановлення залежності об'ємного коефіцієнта ежекції від величини протитиску H , який створювався шляхом опускання торця камери змішування під рівень води в мірній ємкості, на гідравлічному стенді були проведені додаткові дослідження для ежекторів з різною геометричною

характеристикою. Характерні залежності для ежектора з $d_c=6$ та $D_{кз}=49$ мм ($m=8.2$) та при різних значеннях глибини занурення кінця камери змішування в рідину приведені на рис. 3.5.

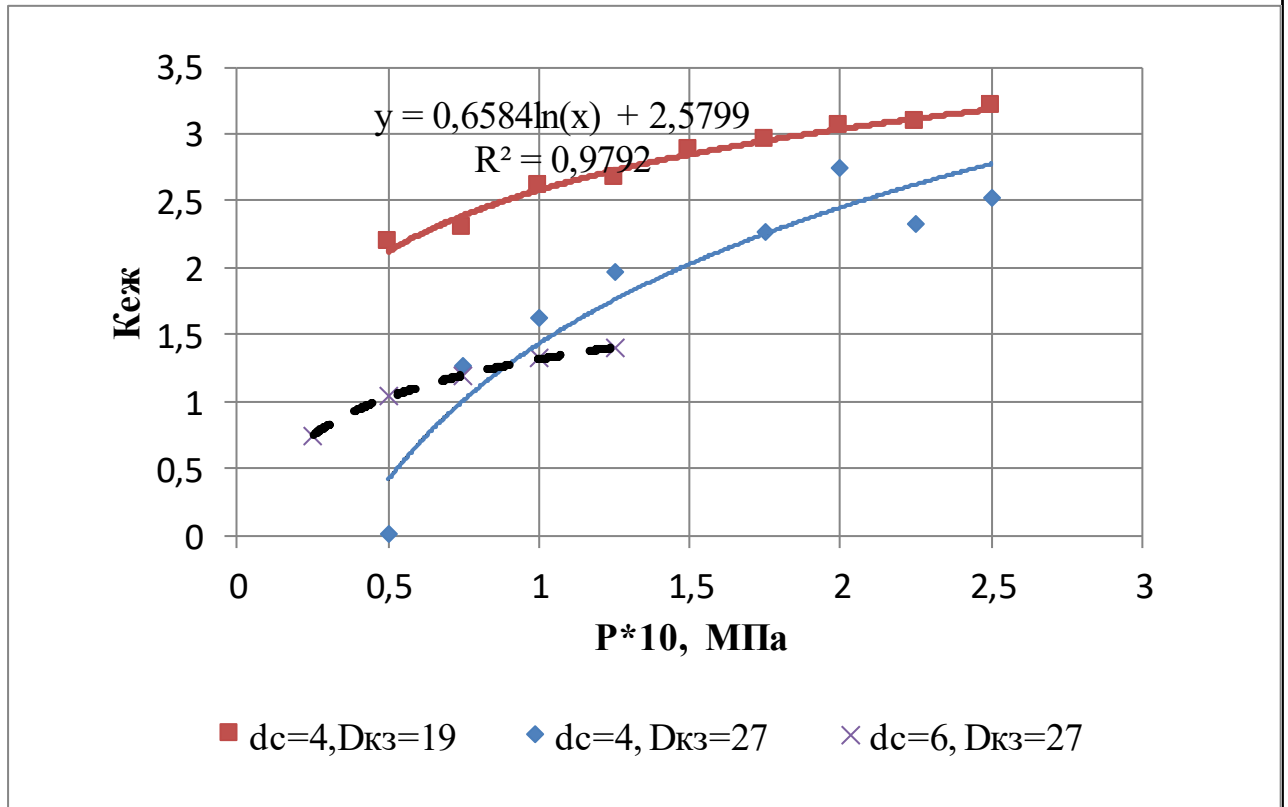


Рис. 3.4 Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини на форсунці при вільному витoku емульсії

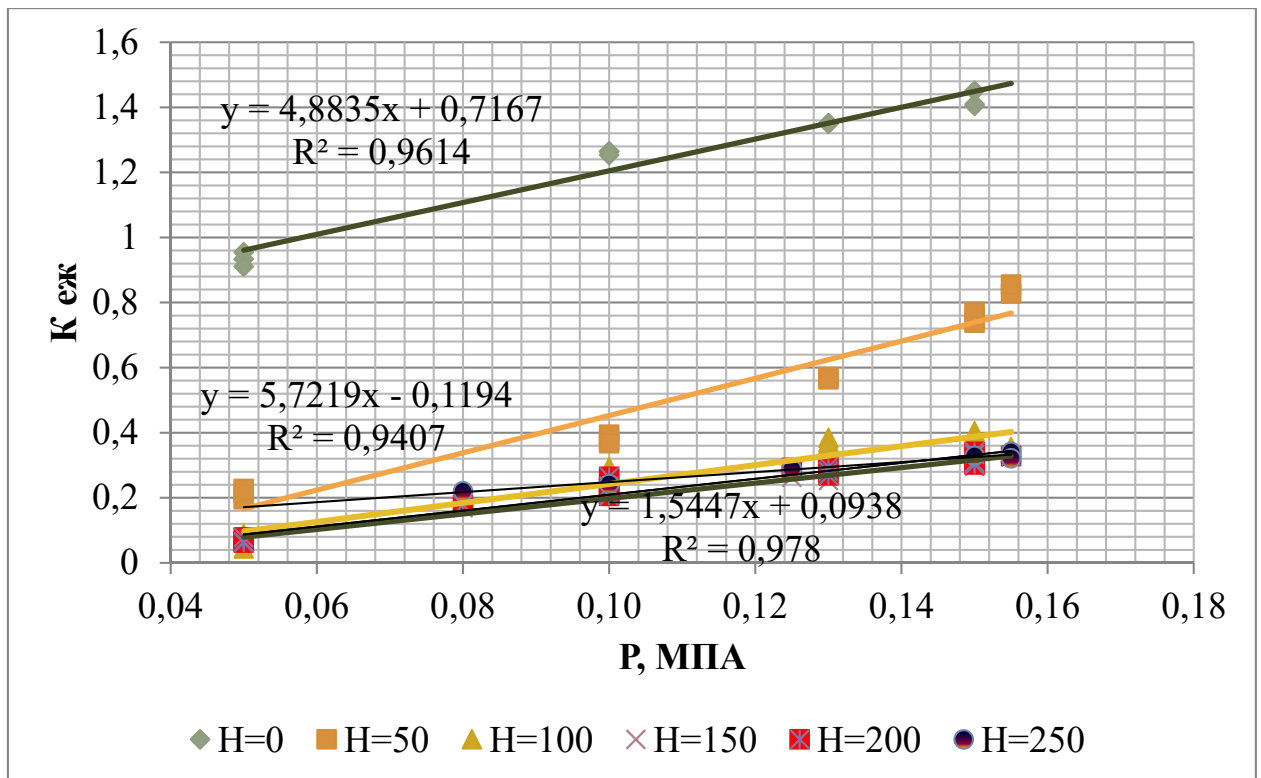
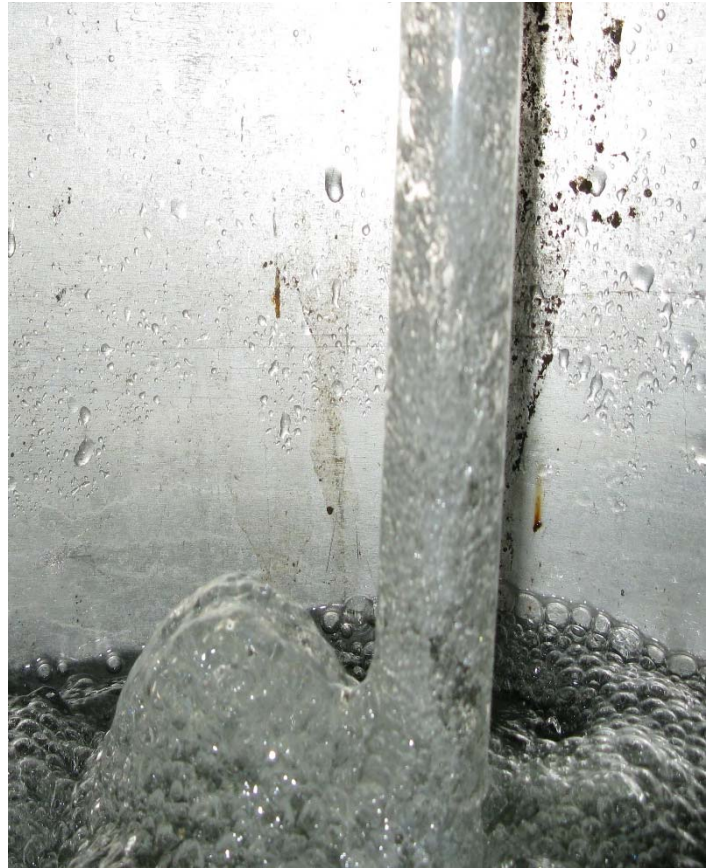


Рис. 3.5 Залежності об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини в форсунці для ежектора з $d_c=6$ та $D_{кз}=49$ мм ($m=8.2$) при різних значеннях глибини занурення кінця камери змішування в рідину

Слід очікувати, що при деякому протитиску ежекція газу припиняється та настає інверсія фаз. Такі дані були отримані в ході експериментів. На рис. 3.6, а, а показаний характерний режим руху емульсії в верхній частині камери змішування без протитиску. При створенні навіть незначного протитиску внаслідок гальмування низхідного руху газу збільшується газовміст емульсії та настає режим бульбашкової структури (рис. 3.6, б).



а)



б)

Рис. 3.6 Режим руху двофазної системи при вертикальному положенні камери змішування ($d_c = 4 D_{кз} = 19 \text{ мм}$)

В залежності від величини протитиску змінюється режим руху фаз та положення її границі розділу. Вона має чіткі межі і знаходиться вище нижнього торця камери змішування і вище рівня рідини (рис. 3.7, а), а зі збільшенням протитиску піднімається вгору. При збільшенні протитиску до $H = 500 \text{ мм}$ настає інверсія фаз (рис. 3.7, б) по всій довжині камери змішування. Суцільною фазою стає рідина, а газ знаходиться в ній в вигляді бульбашок. Ежекція газової фази значно зменшується. Границя поділу потоків може бути знайдена з рівняння рівноваги фаз вище і нижче цього рівня. Так, при зануренні камери змішування нижче рівня рідини на величину $h_{рід}$ відбувається розшарування потоку на емульсію з густиною $\rho_{ем}$ та інверсний

потік, в якому суцільною фазою стає рідина з густиною $\rho_{см}$. (рис. 4.39). Зі збільшенням глибини занурення нижнього торця камери змішування в рідину границя інверсії фаз зміщується до верху.



а) $H=400$ мм



б) $H=500$ мм

Рис. 3.7 Структура двофазного потоку в камері змішування ежектора

Графік залежності коефіцієнта ежекції від величини протитиску для $d_c = 4 D_{кз} = 19$ мм та різному значенні тиску рідини в соплі форсунки (різній витраті) представлений на рис. 4.40. При вільному витоку емульсії з нижнього кінця камери змішування ($H = 0$) ежектор має достатньо високий $K_{еж}$ і досягає числового значення близько 1,5. При створенні протитиску різко зменшує числове значення до величини 0,2...0,4 і при подальшому збільшенні величини протитиску настає автономний режим, коли $K_{еж}$ не залежить від глибини занурення. Наприклад, при протитиску в 100 мм вод. ст. і тиску подачі рідини на робоче сопло 0,155 МПа коефіцієнт ежекції зменшується до значення 0,4 і при подальшому збільшенні протитиску до 400 мм вод. ст. залишається майже не змінним.

При досягненні деякого граничного значення величини протитиску ежектор перестає працювати (опускний характер кінців кривих). Числове значення граничного протитиску збільшується зі збільшенням тиску, під яким рідина подається в робоче сопло ежектора. Так при тиску подачі рідини на робоче сопло ежектора 0,1 МПа і протитиску 200 мм вод. ст. ежекція повітря зникає та настає інверсія фаз. При тиску подачі рідини на робоче сопло ежектора 0,155 МПа тенденція залежності коефіцієнта ежекції від протитиску зберігається, але режим інверсії настає при $H \approx 400$ мм вод. ст. Тобто, зі зменшенням тиску рідини на форсунці (витраті рідини через ежектор) зменшується коефіцієнт ежекції і відповідно зменшується глибина занурення камери змішування ежектора при якій він може працювати. Експериментальні дані з похибкою 1% описує поліном четвертої степені.

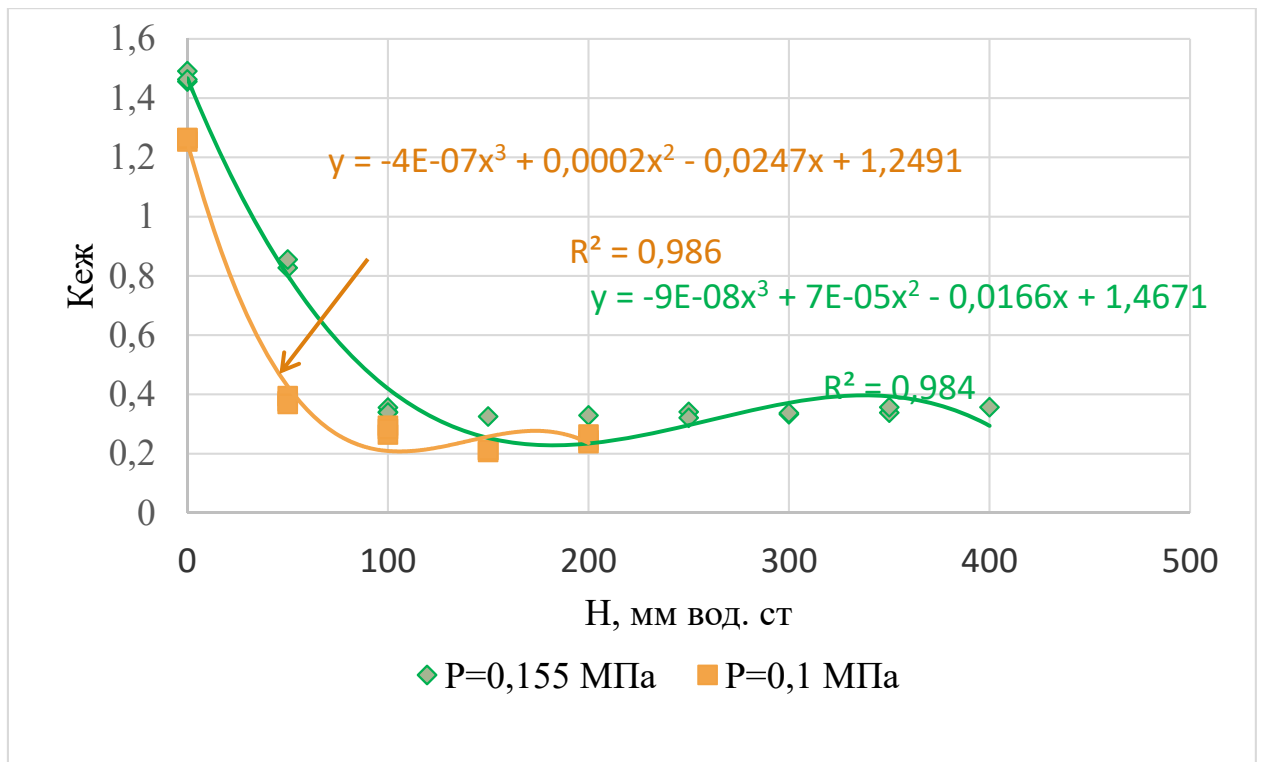


Рис. 4.44 Залежність розрідження в камері змішування від тиску рідини на соплі форсунки при різних протитисках при $D_{кз} = 19$ мм та $d_c = 4$ мм

В техніці відомі ежектори з різним просторовим положенням камери змішування, хоча пояснення, чому вибране те чи інше положення ежектора в літературі відсутні. На основі проведених досліджень проаналізуємо роботу ежекторів з різним просторовим положенням камери змішування. На рис. 7 приведена залежність об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини на форсунці для горизонтального та вертикального положення камери змішування.

При низьких тисках подачі рідини на форсунку (до 0,125 МПа) об'ємні коефіцієнти ежекції досягають числового значення 0,7 і майже однакові для вертикального та горизонтального положення камери змішування. При збільшенні тиску подачі рідини коефіцієнт ежекції збільшується.

Числові значення коефіцієнтів ежекції для ежекторів в вертикальному виконанні перевищують аналогічні значення $K_{еж}$ горизонтального виконання при тисках рідини в робочому соплі ежектора більше 0,15 МПа в 1,5...2 рази.

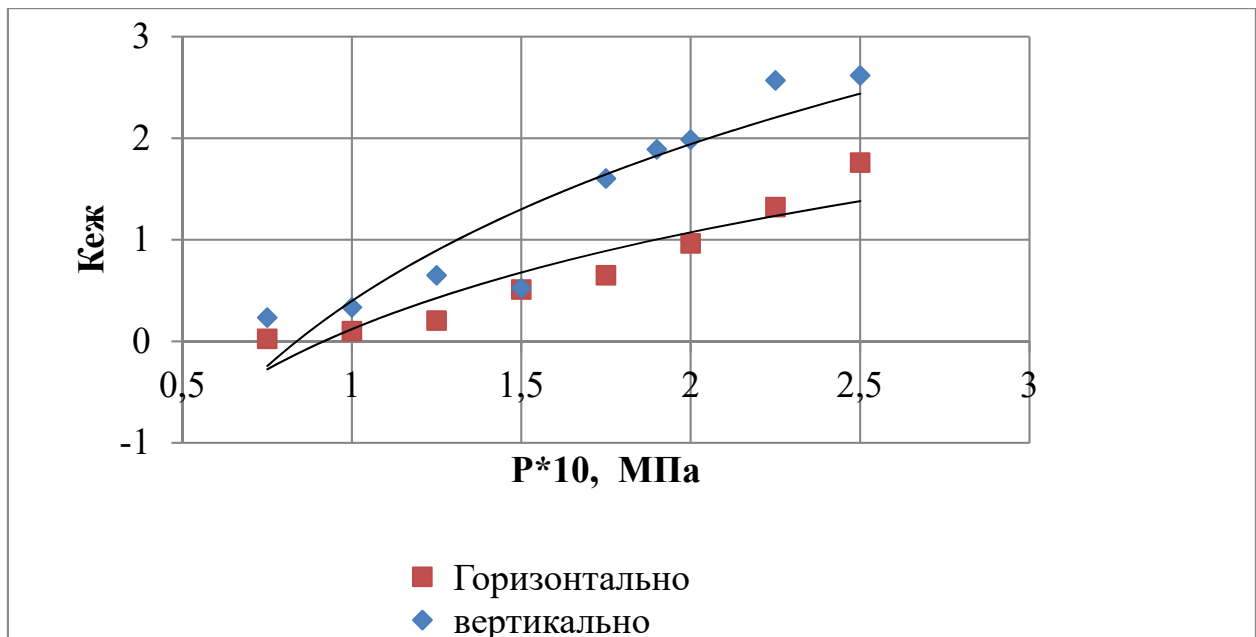


Рис. 7 Залежність коефіцієнта ежекції від тиску рідини на форсунці при горизонтальному та вертикальному положенні камери змішування при $d_c = 4$ мм, $D_{кз} = 19$ мм ($m = 4.75$)

Було проведено додаткове дослідження гідродинаміки та масопередачі вертикального ежектора в середовищі FlowVision. Таке дослідження було проведено з метою встановлення достовірності та можливості моделювання ежекторів без проведення експериментальних досліджень.

Дослідження гідродинаміки та масопередачі між рідиною та SO_2 проводились в середовищі програми FlowVision, так як вона призначена для моделювання трьохмірних потоків рідини та газу в технічних об'єктах, а також візуалізації цих потоків методами комп'ютерної графіки.

Для даної задачі було змодельовано процес масопереносу компонентів, що змішуються. Для цієї задачі обирають модель рідини, що не стикається. За таких умов розраховуються рівняння концентрації, швидкості та турбулентності.

Обрана модель та рівняння за якими буде проводитись розрахунок означають, що ми будемо вирішувати задачу для турбулентного потоку, в

якому будуть вирішуватись рівняння Наве-Стокса, рівняння для турбулентних функцій переносу та рівняння конвективно-дифузійного переносу.

З фізичних параметрів в даній задачі задаються:

- Початковим значенням: початкове розподілення швидкості вздовж осі X по всій розрахунковій області, початкові значення турбулізації потоку та концентрації;

- Параметри моделі: масова концентрація та Число Шмідта.

$$Sc = \frac{\mu}{D\rho}$$

Концентрація в даному випадку трактується, як масова концентрація газу. Для концентрація вирішується рівняння конвективно-дифузійного переносу:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \nabla(VC) = \frac{1}{\rho} \left(\frac{\mu}{Sc} \nabla C \right)$$

Модель турбулентної рідини, що не стискається основана на використанні турбулентної в'язкості μ_t . Значення μ_t залежить від обраної моделі турбулентності.

В моделі присутні такі рівняння:

- рівняння Наве-Стокса

$$\frac{\partial V}{\partial t} + \nabla(V \otimes V) = -\frac{\nabla P}{\rho} + \frac{1}{\rho} \nabla((\mu + \mu_t)(\nabla V + (\nabla V)^T)) + S$$

де джерело S рівне:

$$S = \left(1 - \frac{\rho_{hyd}}{\rho} \right) g + B + \frac{R}{\rho}$$

В системі координат, що обертаються відцентрова сила та сила Коріоліса мають такий вигляд:

$$B = -2\omega \cdot V - \omega \cdot \omega \cdot r$$

Рівняння енергії при цьому:

$$\frac{\partial h}{\partial t} + \nabla(Vh) = \frac{1}{\rho} \nabla \left(\left(\frac{\lambda}{C_p} + \frac{\mu_t}{Pr_t} \right) \nabla h \right) + \frac{Q}{\rho}$$

Шляхом проведення експерименту були відібрані декілька видів моделей (*Рис. 3.1*), що характеризуються різною величиною виступів та кроку перегородок.

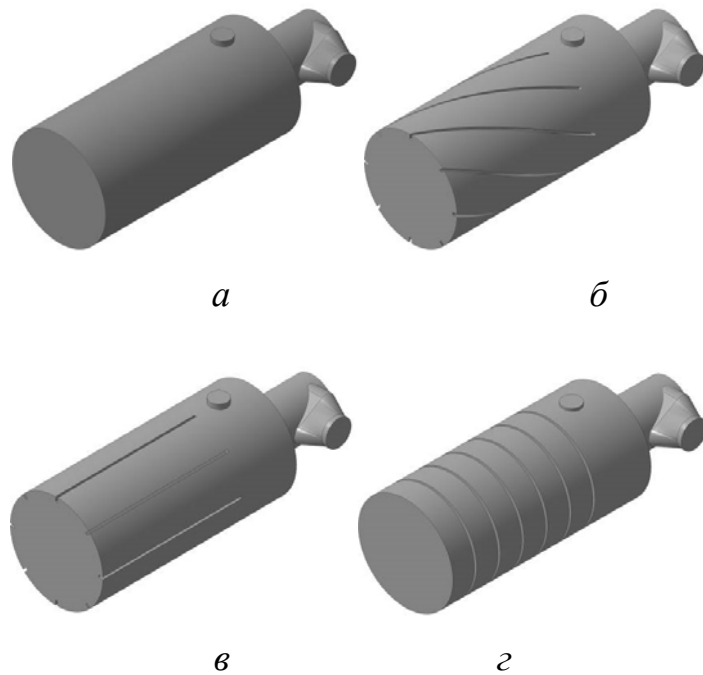


Рис. 3.1. Моделі камери змішування

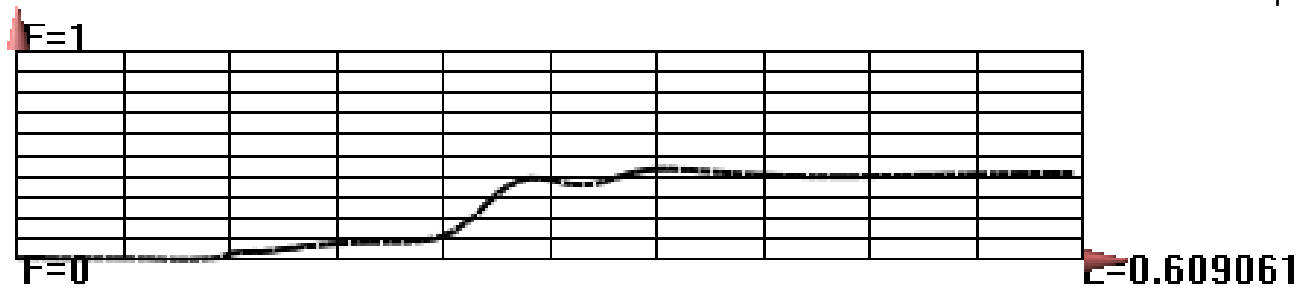
a — з гладкою поверхнею камери змішування; *б* — з виконаним направляючим апаратом у вигляді гвинтової навивки; *в* — з виконаним направляючим апаратом у повздовжніх перегородок; *г* — з виконаним направляючим апаратом у поперечних перегородок;

За базову модель (Рис 3.1, а) було прийнято модель камери змішування без перегородок. Далі в дослідженні проводиться пошук оптимальних параметрів внутрішньої поверхні камери змішування, як найефективнішої для проведення процесу сульфатації.

В процесі моделювання даної моделі були отримані наступні дані:

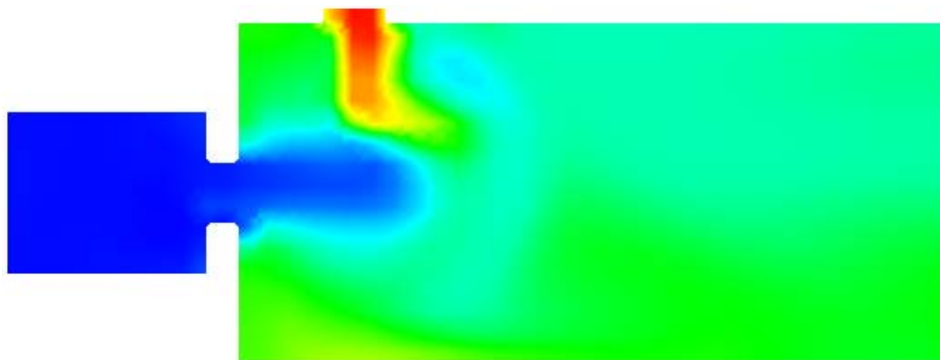
- графіки коцентації:

Двохмірний гафік концентрації речовини 0 та речовини 1



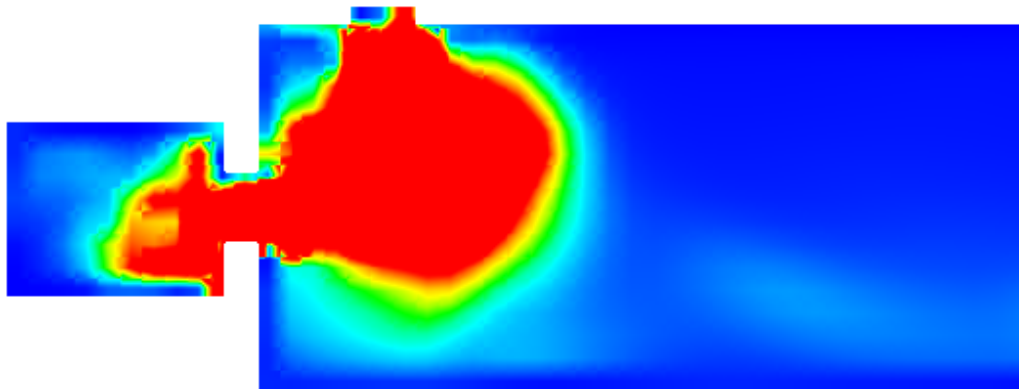
Минимум	0.00434214
Максимум	0.43627
Среднее значение	0.247146

Розподіл скалярної змінної на поверхні за допомогою кольорових переходів



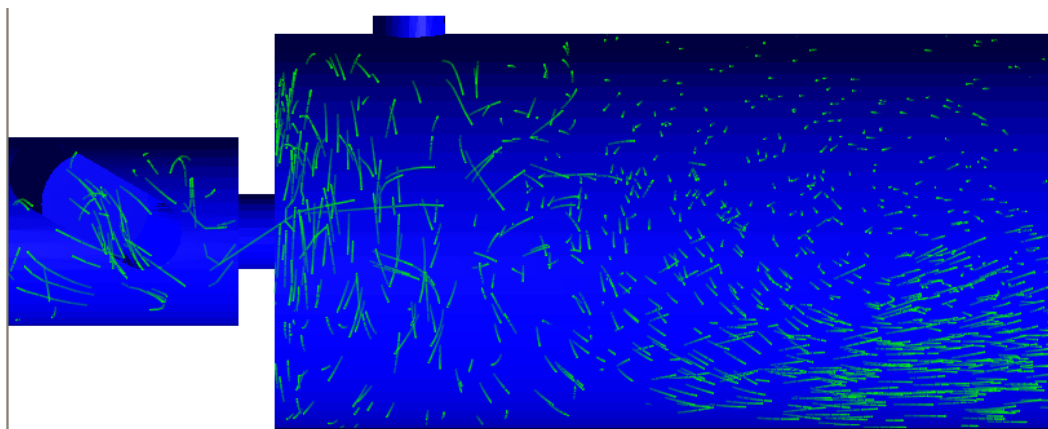
Цвет	Значение
Red	1
Orange	0.9
Yellow	0.8
Light Green	0.7
Green	0.6
Cyan	0.5
Light Blue	0.4
Blue	0.3
Dark Blue	0.2
Very Dark Blue	0.1
Black	0

- графік швидкості дисипації турбулентної швидкості:



Цвет	Значение
Red	100000
Orange	90000
Yellow-Orange	80000
Yellow	70000
Light Green	60000
Green	50000
Light Blue	40000
Blue	30000
Dark Blue	20000
Very Dark Blue	10000
Black	0

- шар спалахи, він генерує початкові точки частинок по всьому об'ємові розрахунку



З отриманих даних виходить, що дана модель має досить високу ефективність перемішування Речовини 0 та 1, як видно з графіку та розподілу скалярної величини концентрації. Також з графіку швидкості дисипації видно що турбулентний потік формується ближче до сопла форсунки. Ми можемо спостерігати рух газу що підводиться через патрубок, закручення рідини в форсунці, вихід суміші.

На основі вище отриманих даних побудовані дослідження за результатами яких можна було б покращити процес перемішування.

Висунута гіпотеза, що при встановленні перегородок на поверхні камери змішування призведе до покращення масопередачі процесу сульфатації. Тому для цього були відібрані деякі можливі варіанти конструктивного оформлення перегородок. Потрібно відмітити, що основним чинником який впливав на вибір тієї чи іншої форми перегородки залишалась можливість виконання таких перегородок силами самого підприємства, швидко та малозатратно.

Як говорилось раніше було відібрано три моделі камери змішування з різними видами перегородок, розглянемо детальніше кожен з них.

Модель з гвинтовою навивкою (Рис 3.1, б). Для дослідів використовувались три моделі з різною висотою навивки відповідно 8 мм, 18 мм, 28 мм. При проведенні аналізів було отримано такі дані.

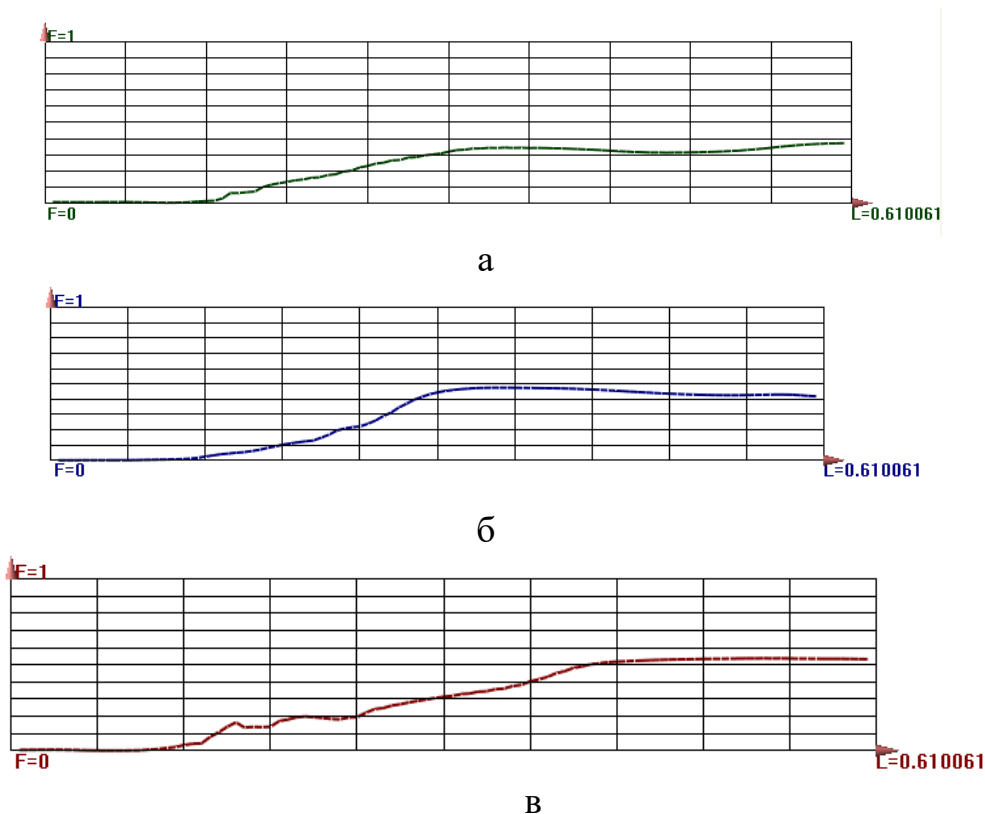


Рис. 3.2. Графіки концентрації
а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

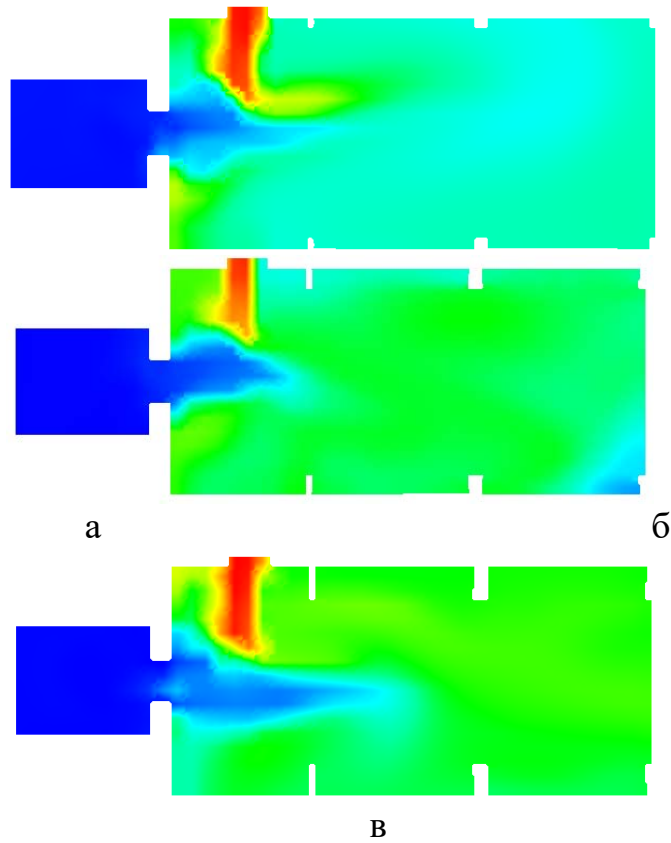
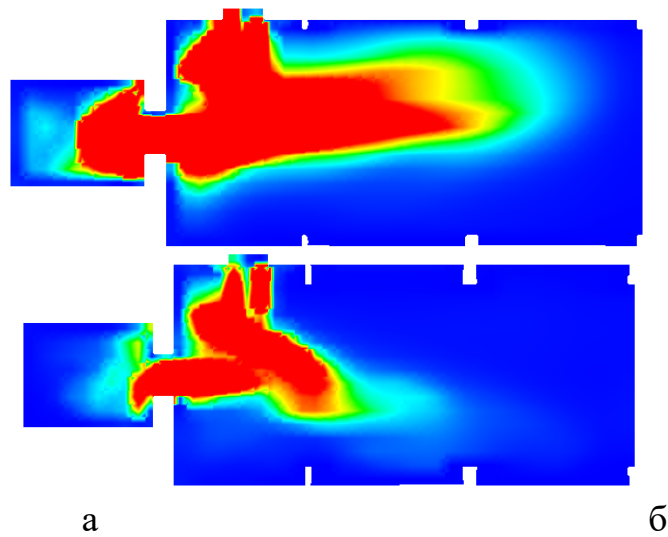


Рис. 3.3. Розподіл скалярної змінної концентрації
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм



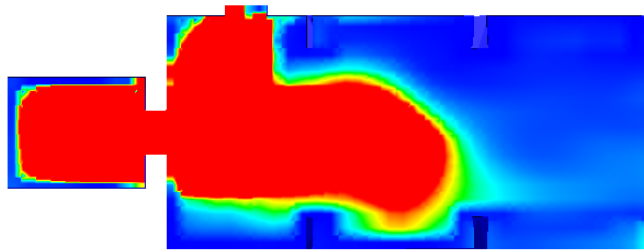


Рис. 3.4. Графік дисипації турбулентної швидкості
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

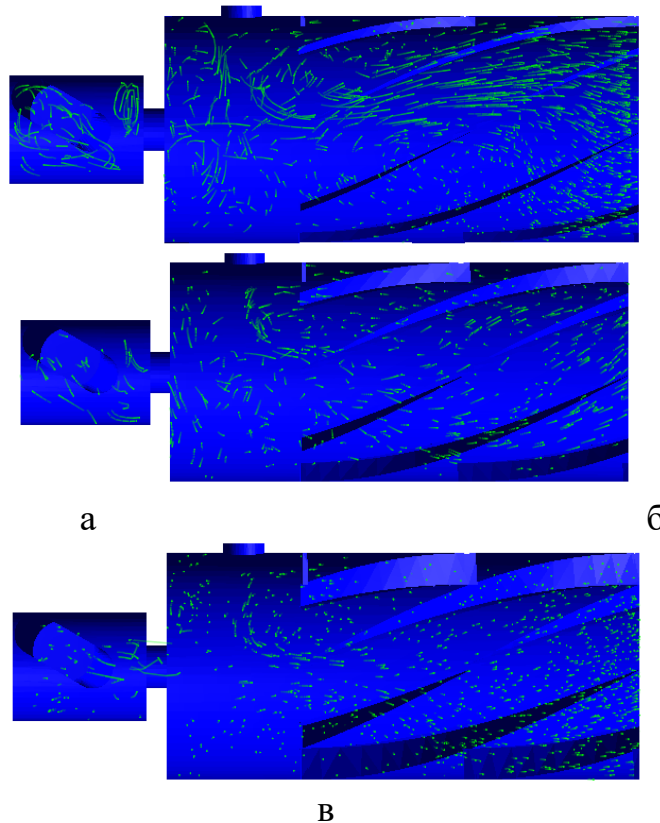
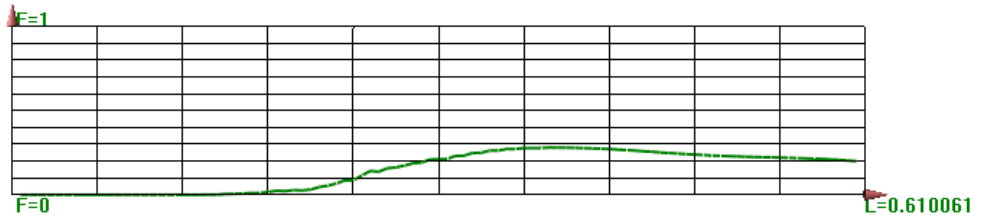
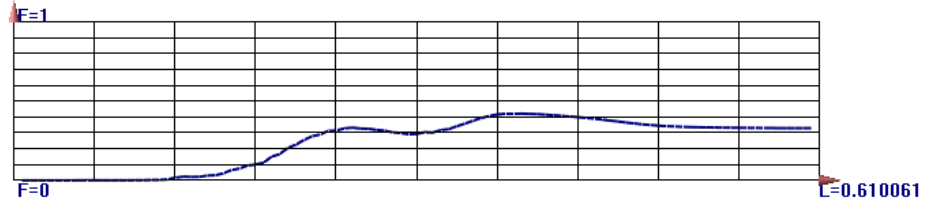


Рис. 3.5. Шар спалахів
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

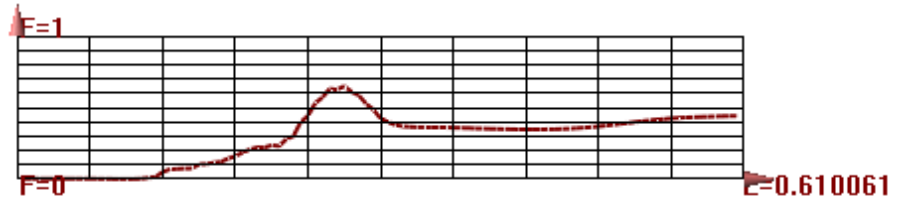
Модель з повздовжніми перегородками (Рис 3.1, в). Для дослідів використовувались так само як і для попередньої моделі три моделі з різною висотою навивки відповідно 8 мм, 18 мм, 28 мм. Отримані такі дані.



а

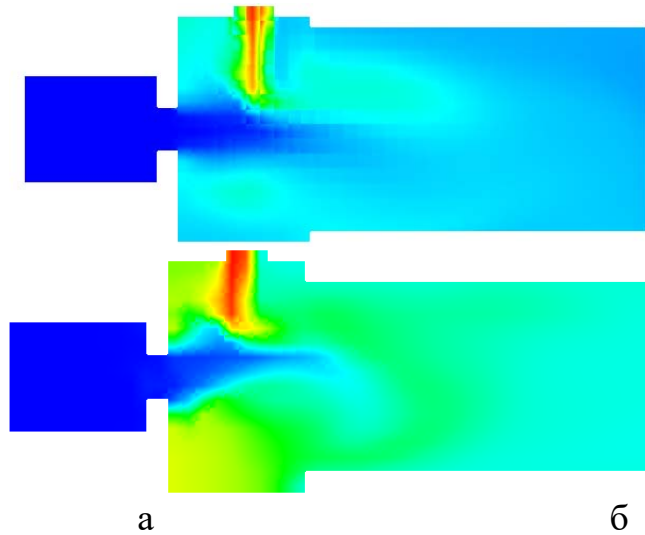


б



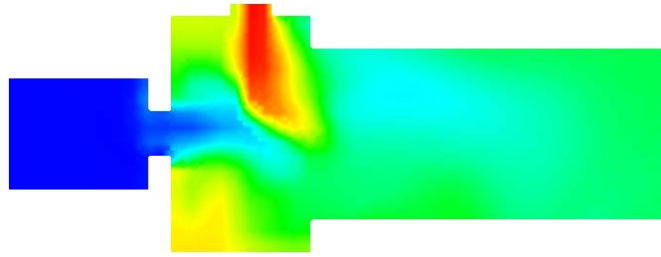
в

Рис. 3.6. Графіки концентрації
а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм



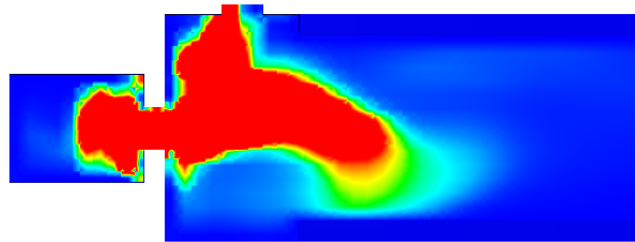
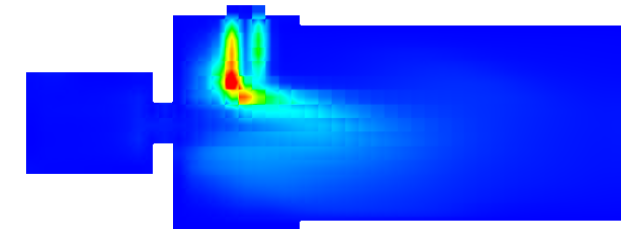
а

б



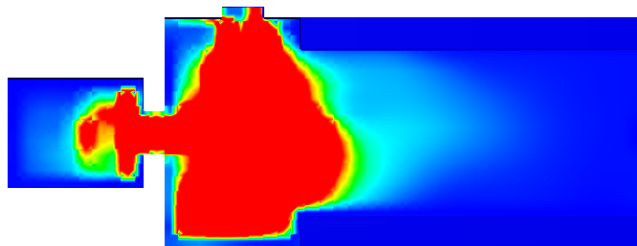
в

Рис. 3.7. Розподіл скалярної змінної концентрації
а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм



а

б



в

Рис. 3.8. Графік дисипації турбулентної швидкості
а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

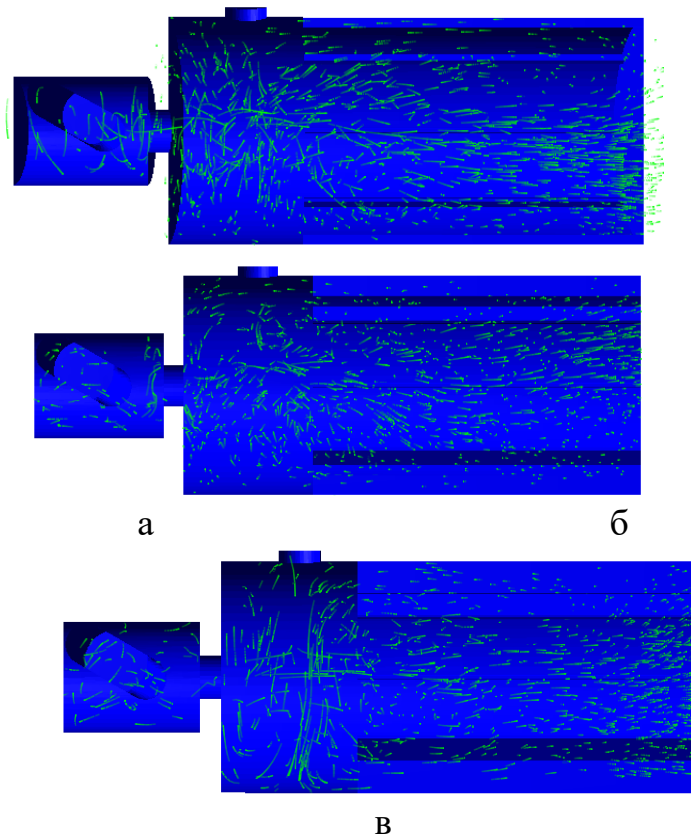
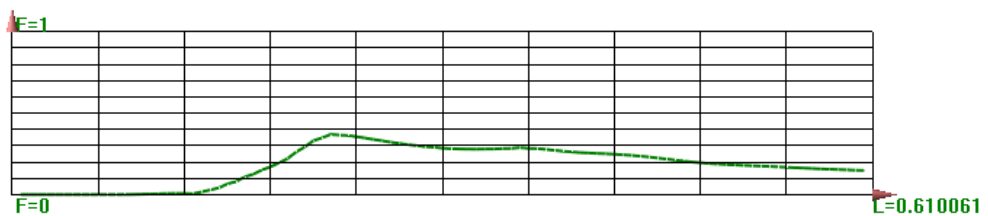


Рис. 3.9. Шар спалахів
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

Модель з повздовжніми перегородками (Рис 3.1, г). Для дослідів були використані такі ж дані висоти перегородок як і в попередньому варіанті, але з різницею в тому що перегородки встановлені з кроком 50 мм. Отримані такі дані.



а

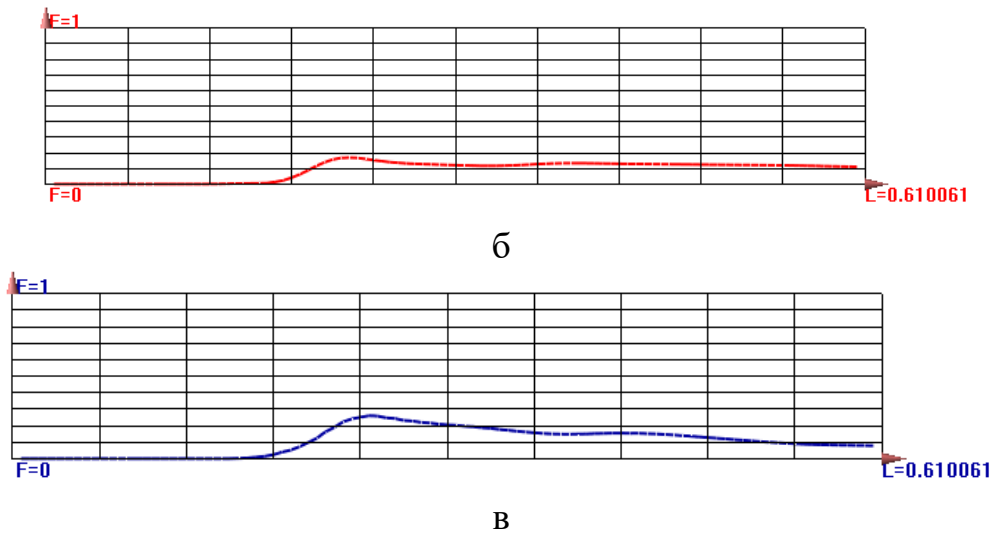


Рис. 3.10. Графіки концентрації
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

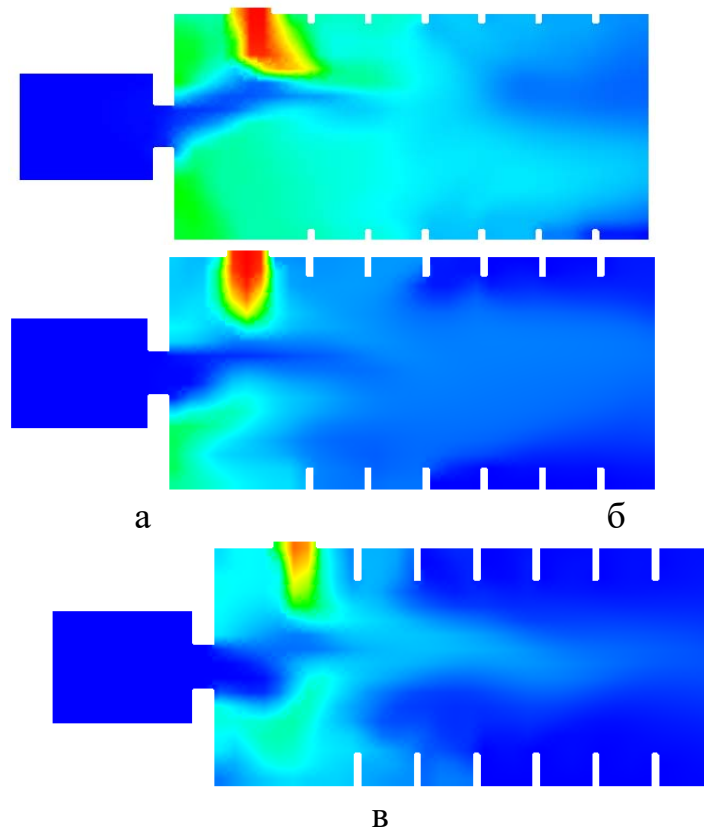


Рис. 3.11. Розподіл скалярної змінної концентрації
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

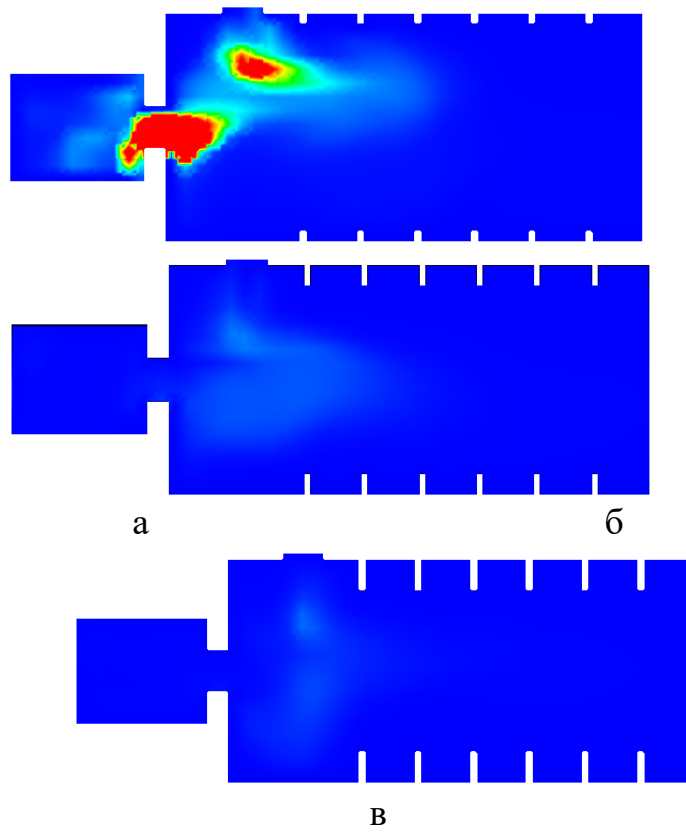
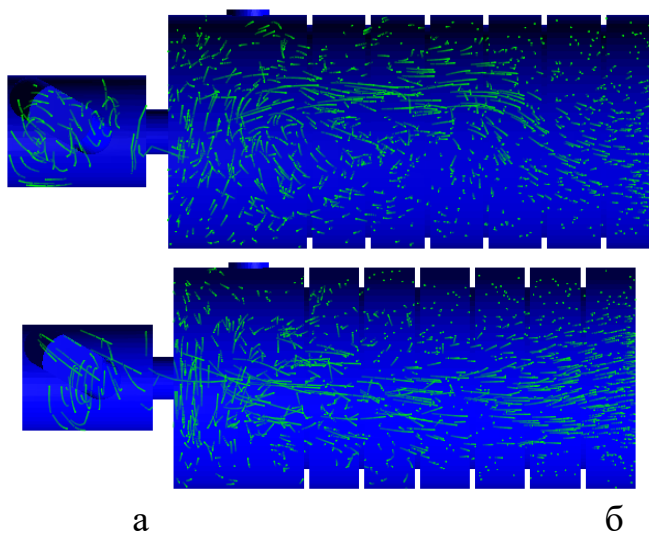
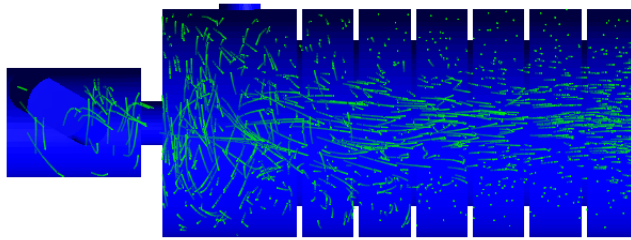


Рис. 3.12. Графік дисипації турбулентної швидкості
 а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм





в

Рис. 3.13. Шар спалахів
а — 8 мм, б — 18 мм, в — 28 мм

Після проведених дослідів з отриманих результатів можна зробити висновок, що гіпотеза про встановлення перегородок як інтенсифікаторів справджується для випадку з гвинтовою поверхнею. Що стосується двох інших моделей, то швидкість проведення процесу масообміну нижча внаслідок зменшення турбулізації потоку. Встановлені поперечні перегородки зменшують інтенсивність перемішування потоку: встановлені прямі перегородки гальмують рух частинки в камері за рахунок зміни траєкторії руху, що несе за собою втрати швидкості руху.

Що стосується моделей з гвинтовою навивкою на внутрішній поверхні камери змішування то тут відбувається підвищення концентрації та дисипації енергії. Речовини 0 та 1, що перевищує показники базової моделі, як це видно порівнявши графіки Рис. 3.2. б та в. Така ж картина відображається на графіку розподілу скалярної величини концентрації, дисипації турбулентної швидкості та шарів спалахів.

4 Обґрунтування модернізації (інтенсифікації)

Для сульфітації продуктів цукрового виробництва в системі рідина-газ найбільш сучасними є ежекційні сульфітаційні установки .

Їхніми перевагами перед апаратами зрошувального типу є:

- інтенсивне проходження масообмінних процесів;
- у десятки разів менша питома металоємність апаратів;
- значне зниження викидів сірчистого газу в атмосферу.

У комплект обладнання типової сульфітаційної установки входять:

- піч для спалювання кускової сірки і отримання сірчистого газу;
- сублиматор для осадження парів сірки;
- струминний апарат з циклоном для розділення фаз газ-рідина.

З перерахованого обладнання найменш працездатним є сублиматор сірки. Він вимагає періодичного очищення внутрішніх поверхонь труб від відкладень склоподібної і досить міцної сублимованої сірки. Як показує практика, таке обладнання виходить з ладу дуже швидко, порушуючи режим експлуатації сульфітаційної установки.

В струминному ежекційному апараті сульфітатора в якості робочого сопла для диспергування рідини використовується диск з п'ятьма отворами, що формально є струминними форсунками , а камерою змішування є коротка циліндрична труба, яка тангенційно приєднана до циклонного розділювача фаз газ-рідина. Такий апарат має ряд недоліків:

- неможливість підтримання оптимального рН розчину при постійно змінній витраті рідини;
- низький коефіцієнт використання діоксиду сірки, про що свідчить корозія витяжної труби.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Устрій та принцип роботи	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/6
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.					

Проектування камери змішування сульфідатора було проведено без належного вивчення гідродинаміки роботи ежекційного апарату чим і пояснюються вказані недоліки.

Пошук шляхів вирішення цих проблем привів до сульфитації продуктів цукрового виробництва в системі рідина-рідина (сульфитація за допомогою кислоти, яка додавалася в необхідних кількостях до розчину, що сульфитується). Устаткування для здійснення процесу сульфитації в цьому випадку являє собою змішувальний пристрій. При цьому відмічається значно простіший спосіб дозування кислоти для досягнення кінцевого значення рН розчину. Ця перевага майже єдина. Недоліками такого способу сульфитації є :

- наявність спеціального приміщення, що охороняється, для збереження концентрованої кислоти та необхідність щорічного погодження з контролюючими органами;
- необхідність встановлення обладнання для роботи на кислоті;
- вартість кислоти перевищує вартість технічної сірки майже в 3 рази;
- основним недоліком використання сірчаної кислоти є те, що вона має окислювальні властивості, а для продуктів цукрового виробництва важливі відновлювальні та антисептичні властивості, якими володіє сірчиста кислота, що утворюється безпосередньо при взаємодії сірчистого газу з водою

В світлі таких недоліків сульфитація продуктів цукрового виробництва технічною сіркою є актуальною та необхідною. А отже і удосконалення станції сульфитації потребує подальшого, як теоретичного обґрунтування, так і практичного підтвердження.

Одним з основних напрямків інтенсифікації процесів очищення цукрових розчинів є розробка таких теоретично обґрунтованих методів, які дозволяють скоротити витрату компонентів під час технологічних процесів.

Можливо повне використання SO₂ з сульфітаційного газу в умовах цукрового виробництва важливе як з погляду інтенсифікації масообмінних процесів з метою зменшення витрати на процес так і з точки зору зменшення шкідливих викидів в атмосферу.

Використання інтенсивних масообмінних апаратів в цукровій промисловості не настільки широке, як можливо було б очікувати. Можливо тут відіграє роль більш як вікова традиція виробництва цукру, низька швидкість хімічних реакцій, достатньо довга тривалість процесів очищення. Спроби впровадження сучасного обладнання та технологій на всіх етапах виробництва цукру найчастіше знаходяться на стадії експериментального дослідження, галузева наука має вкрай низький вплив на промисловість.

Витрати сірки на цукровому виробництві є доволі значними. Так витрати сірки на 1 т сировини складають 0,25 кг для сульфітаторів зрошувального типу та 0,39 кг для струминних сульфітаторів і перевищують аналогічні показники витрат на закордонних заводах. Слід зауважити, що наявність сублімованої сірки на охолоджуваних стінках труб апарату свідчить про неповне її згорання в печах, а отже і перевитрату. Однією з причин цього є нестача повітря при горінні.

Аналіз роботи сіркоспалювальних печей при виробництві сірчаної кислоти показує, що для більш повного згорання сірки в зону горіння передбачена додаткова подача повітря. Поєднуючи доспалювання парів сірки на стінці при додатковій подачі повітря і очищення від пилу сульфітаційного газу розроблений, впроваджений на багатьох заводах циклонний доспалювач сірки, який з успіхом замінює субліматор. Причому, якщо виділення сірки в трубах субліматора свідчить про неповне її згорання, що призводить до перевитрати, то в циклонних доспалювачах відкладень сірки взагалі не спостерігається. Вона вся переводиться в газоподібний стан і реагує з рідиною, що підлягає обробці. Витрати сірки на процес зменшуються.

Важливим моментом якісної роботи струминної сульфітаційної установки є ефективна робота ежекційного пристрою – основного пристрою, в якому проходить швидка хімічна реакція між діоксидом сірки та рідиною. Слід зауважити, що на швидкість протікання реакції впливає також не менш швидкий процес випаровування води в сульфітаційний газ, який має направлення, протилежне основному процесу. Це явище відоме і носить назву Стефанівський потік, втім не враховане при проектуванні камери змішування ежектора, де і відбуваються всі вказані процеси. Загальна швидкість протікання цільового процесу при цьому зменшується, компенсувати яку можливо за рахунок подовження камери змішування.

Поверхня контакту фаз при проведенні масообмінних, зокрема абсорбційних або хемосорбційних процесів повинна бути максимально можливою, так як кількість перенесеної речовини пропорційна їй. Диск з отворами в сульфітаторах типу ПСК являє формально струминну форсунку, особливістю факелу розпилення якої є компактний струмінь, який розпадається на краплі на достатньо великій відстані від зрізу сопла, тобто поверхня масопередачі є недостатньою. В сукупності з короткою камерою змішування можна констатувати той факт, що умови для проведення сульфітації рідини не відповідають оптимальним.

Всі вказані причини приводять до того, що в складі відпрацьованого газу з апаратів сульфітації знаходиться до 5% невикористаного SO₂. Так як температура проведення сульфітації доволі висока (70...105°C), то в відпрацьованому сульфітаційному газі знаходяться також краплі води та водяна пара. Кількісна оцінка викидів в кожному конкретному випадку залежить від багатьох факторів. Основними з них є якість виробництва сульфітаційного газу, досконалість обладнання для проведення процесів сульфітації та дотримання оптимальних режимів роботи. З відпрацьованим сульфітаційним газом втрачається біля 0,25 % рідини до маси буряків і відбувається зниження її температури на 1...1,4°C.

Проблема доспалювання сірки вирішена при використанні циклонного доспалювача з додатковим підведенням повітря в зону горіння. Якість сульфітаційного газу покращується, на внутрішній поверхні газових труб сублімована сірка відсутня.

Для збільшення поверхні контакту фаз запропоновано використовувати відцентрово-струминну форсунку, особливістю якої є факел розпилення з кутом $80...120^\circ$ та рівномірне заповнення краплями рідини всього поперечного перерізу. Дані по гідродинаміці течії рідини в камері змішування ежектора з такою форсункою в літературі відсутні. Конструювання рідинно-газових ежекторів для сульфітаторів відбувається на інтуїтивному рівні та практичному досвіді.

Для встановлення закономірностей гідродинаміки двофазного потоку в камері змішування ежектора на кафедрі технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування НУХТ були проведені додаткові дослідження. Їх задачею було експериментально встановити причини незадовільної роботи струминних сульфітаторів типу ПСК, в яких як робоче сопло ежектора використовувалась струминна форсунка та дослідити гідродинаміку течії рідини в ежекторі при використанні в якості робочого сопла відцентрово-струминної форсунки. Встановлення закономірностей течії рідини в останньому випадку дасть можливість проектувати ежекційний апарат сульфітатора, що відповідає вимозі отримання максимального коефіцієнта ежекції.

Ежектори з вертикальним розміщенням камери змішування застосовують для проведення тепломасообмінних процесів, очищення запиленого повітря та ін. Перші конструкції струминних сульфітаторів також були в вертикальному виконанні. Ежектори часто працювали з протитиском, що створювався при зануренні кінця камери змішування в рідину. Глибина занурення вибиралась інтуїтивно, однак вона є основною величиною, що безпосередньо впливає на ежекційну здатність, гідродинаміку течії.

При збільшенні тиску подачі рідини до 0,06 МПа в робоче сопло ежектора вертикальне положення камери змішування є більш переважним, оскільки характеризується на 10...20 % вищим коефіцієнтом ежекції. При дослідженні роботи ежектора з вертикальним розміщенням камери змішування та геометричною характеристикою, що лежить в діапазоні рекомендованої, але відрізняється від оптимальної, встановлено, що коефіцієнти ежекції вищі в 2...2,5 рази від $K_{еж}$ для горизонтального положення камери змішування.

Таким чином, вертикальне положення камери змішування приводить до покращення гідродинаміки течії вод-газової суміші в камері змішування. В свою чергу розміщення нижнього торця камери змішування нижче рівня рідини в апарату дозволяє збільшити час перебування газової фази та покращити використання SO_2 . Беззаперечне покращення процесу відбувається за рахунок використання в якості робочого сопла відцентрово-струминної форсунки. В цьому випадку значно збільшується поверхня контакту фаз, що дозволяє провести процес сульфітації більш якісно.

5. УСТРІЙ ТА ПРИНЦИП РОБОТИ МОДЕРНІЗОВАНОГО ОБ'ЄКТУ ПРОЕКТУВАННЯ

Конструкція модернізованого рідинно-струменевого сульфідатора А2-ПСК представлена на рис. 5.1.

Всередині корпусу 13 знаходиться перегородка, яка призначена для утворення гідравлічного затвору. Її метою є попередження проникнення сірчистого газу в зливний трубопровід 5, а також забезпечення надійного контролю рН вихідного продукту. Корпус 13 кріпиться за допомогою фланцевого з'єднання до днища 2, яке має опори 1. Для проведення внутрішнього огляду в корпусі 13 сульфідатора передбачено оглядове вікно, яке закривається люком 14.

Зверху на корпус за допомогою фланцевого з'єднання кріпиться сепаратор 12, який представляє собою циклон з тангенційно розміщеним патрубком для виходу відпрацьованого газу. Сепаратор призначений для продовження масообміну між рідиною та газом, а також, після завершення процесу, відокремлення рідини від відпрацьованого газу. За допомогою фланцевого з'єднання 11 до сепаратора приєднується камера змішування 3 струминного апарату, яка являє собою трубу з патрубком підводу сульфітаційного газу 9. На вході в камеру змішування встановлено відцентрово-струминну форсунку 10, яка призначена для розпилення рідини.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Устрій та принцип роботи	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/5
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.					

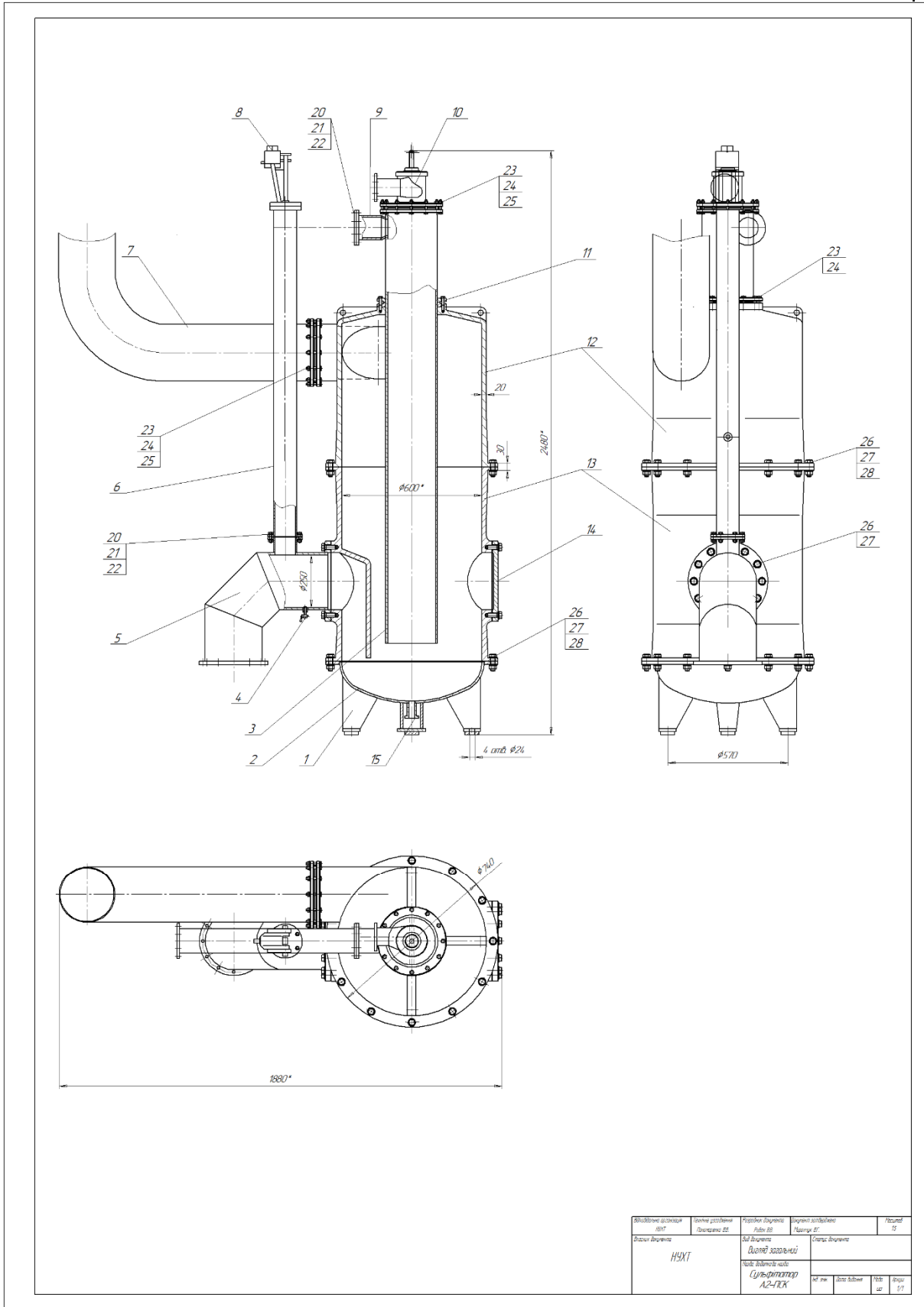


Рис. 5.1. Рідинно-струменевий сульфідатор А2-ПСК

1 – опора; 2 – днище; 3 – камера змішування; 4 – кран; 5 – зливний трубопровід; 6, 7 – труба; 8 – датчик; 9 – патрубок; 10 – форсунка; 11 – фланець; 12 – сепаратор; 13 – корпус; 14 – люк; 15 – спускний патрубок.

Принцип роботи сульфітатора. Сік під надлишковим тиском подається в форсунку 10. При виході з її сопла, сік у вигляді розпиленого струменю потрапляє в камеру змішування 3, де контактує з сірчистим газом, що ежектується до неї через патрубок 9. В камері змішування відбувається масообмін між рідиною та газом. З камери змішування двофазний потік потрапляє до сепаратора 12 де проходить додатковий масообмін між фазами, а також сепарація рідини від відпрацьованого газу. Відпрацьований газ видаляється з сульфітатора через трубопровід 7, а оброблена рідина через трубопровід 5 направляється на подальший технологічний процес.

Нижній торець камери змішування ежектора розміщений нижче рівня рідини в сульфітаторі, тобто таким чином створюється деякий протитиск виходу суміші з сульфітатора. Це сприяє тому, що сульфітаційний газ знаходиться довший час в контакті з рідиною, що однозначно приводить до більш повного виснаження його від діоксиду сірки. Такий спосіб контакту газової фази з рідиною використаний нами з метою збільшення коефіцієнту використання SO_2 .

Основний недолік такого способу – можливе зменшення коефіцієнту ежекції внаслідок створення протитиску. Можливий випадок, коли газової фази буде недостатньо для проведення процесу сульфітації. Однак такий недолік дуже легко виправити при створенні контуру рециркуляції рідкої фази. Навіть більше: такий контур рекомендується створювати для гарантованого забезпечення кінцевої лужності води або цукрових розчинів.

Видалення відпрацьованої газової фази відбувається через патрубок, через який раніше потрапляла рідинно-газова суміш в корпус сульфітатора.

Потрібно відмітити, що такий принцип відводу газу відомий і має назву антициклону.

Такий відвід газу описаний в літературі та створено цілу низку антициклонів. Стверджується на основі проведених досліджень, що такий відвід газової фази забезпечує навіть більш глибоке очищення її від забруднень. В даному випадку забезпечується більш повне відділення газу від крапель рідини.

В основному таке обладнання використовується для очищення газу від пилу. Наприклад так описується робота антициклону в дисертації Мостовенко М.В. «Расчетно-экспериментальное моделирование течения запыленного потока для оценки влияния геометрических характеристик инерционно-вакуумного золоуловителя на степень улавливания золы», Омск, 2020.

Здавалося б, циклон - ідеальний апарат для знепилювання газів. Але в самому його принципі є такі суперечності, які в деяких випадках зводять нанівець всі його позитивні якості. Для того щоб розвинути в циклоні більшу швидкість запиленого потоку і створити достатню для відділення пилу відцентрову силу, потрібно затратити енергію. Щоб частинки пилу утворили на стінках корпусу кручені спіраль і зсипалися в конусну частину, теж потрібна енергія. Чим більше витків спіралі утворює запилений потік, тим більше потрібно енергії.

«Антиконструкція» до цього апарату народилася абсолютно випадково. У пошуках способу уловлювання пилу довелося зробити все навпаки: подавати запилений потік не по дотичній до корпусу циклону, а по його вертикальній осі.

Очищений ж повітря відсмоктувати з патрубку, який раніше називався вхідним. Циклон зробили скляним з рухомим вхідним патрубком, розташованим по вертикальній осі так, що його торець був спрямований на отвір для вивантаження уловлюємого матеріалу. З перших же секунд випробування стало ясно, що в наявності абсолютно новий ефект. Парусна

пиліві частинки при збільшеній швидкоті повітря не тягнеться слухняно за ним, як в звичайному циклоні, а з бавовною вилітає в пилевипускний отвір. І навпаки, при зниженні швидкості вона, не досягаючи отвори, робить поворот кругом і йде в випускний патрубок.

Ось перше і основне відмінність нового пиловловлювача від всіх його старших побратимів. Адже і в зрошувальних камерах, і в електрофільтрах, і в ультразвуковому апараті, і в усіх інших системах пиловловлювачів варто збільшити швидкість проходження газового потоку вище норми, як відразу погіршується ефект пиловловлювання. В антициклоні же все навпаки: чим вище швидкість потоку, тим сильніше летять частинки пилу в отвір для вивантаження. З цього випливає, що можна сконструювати надкомпактний пиловловлювач, адже площа його перерізу буде зменшуватися пропорційно зростанню швидкості повітряного потоку. Таким чином була досягнута перша мета технічної задачі - компактність апарату. Практично він буде займати вдвічі менше місця, ніж звичайний циклон, вдвічі менше піде на його виготовлення листової сталі. Отже, і ціна його буде значно нижче. Залишається підрахувати експлуатаційні витрати. Для подолання опору звичайного циклону витрачається частина електроенергії, споживаної мотором вентилятора. Чим вище опір циклону, тим більше електроенергії йде на його подолання. У антициклону опір майже в два рази менше, ніж у звичайного циклону.

6. РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА

Визначення витрати продукту.

Вихідні дані:

d – діаметр сопла відцентрово-струминної форсунки, $d = 0,042$ м;

P_p – робочий тиск продукту перед соплом, $P_p = 0,5$ МПа;

ρ – густина продукту, $\rho = 1055$ кг/м³.

Витрата продукту, що виходить із сопла форсунки рідинно-струминного сульфітатора, м³/с:

$$\Pi_0 = F_c \cdot u_{\text{и}} \cdot K_{\Pi} \cdot K_p,$$

де F_c – площа поперечного перерізу сопла форсунки, м²;

$u_{\text{и}}$ – швидкість виходу продукту через сопло, м/с;

K_{Π} – коефіцієнт перекриття;

K_p – коефіцієнт витрати.

Площа поперечного перерізу сопла форсунки, м²:

$$F_c = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$F_c = \frac{3,14 \cdot 0,042^2}{4} = 0,0014 \text{ м}^2$$

Швидкість виходу продукту через сопло, м/с:

$$u_{\text{и}} = \sqrt{2gH_M}$$

де g – прискорення сили тяжіння ($g = 9,81$ м/с²);

H_M – тиск продукту перед соплом, м.

$$H_M = \frac{P_p \cdot 10^6}{\rho g},$$

де P_p – тиск продукту перед соплом, МПа.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Розрахункова частина		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/10
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.						

$$H_M = \frac{0,5 \cdot 10^6}{1055 \cdot 9,81} = 48 \text{ м}$$

Тоді,

$$u_{\text{н}} = \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 48} = 30,7 \text{ м/с}$$

Для сульфитаторів соку $K_{\text{П}}=0,667$, а коефіцієнт витрати $K_{\text{Р}}=0,65$.

Отже,

$$P_0 = 0,0014 \cdot 30,7 \cdot 0,667 \cdot 0,65 = 0,0186 \text{ м}^3/\text{с}$$

Гідравлічний розрахунок технологічних трубопроводів та підбір насосу.

Розрахуємо всмоктувальний і нагнітальний трубопровід для перекачування нефільтрованого соку.

Складемо баланс енергії:

$$\frac{P_1}{\rho g} + H = Z_1 + Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + h'_w + h''_w,$$

У цьому рівнянні ліва частина – це та енергія, що допомагає, а права – яка заважає роботі насосу.

З цього рівняння:

$$H = Z_1 + Z_2 + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + h'_w + h''_w,$$

де z_1 – висота всмоктування, $z_1 = 2$ м;

z_2 – висота нагнітання, $z_2 = 10,51$ м;

P_1 – тиск всмоктування, $P_1 = 0,3$ МПа;

P_2 – тиск нагнітання, $P_2 = 0,5$ МПа;

h_w^I , h_w^{II} – втрати напору у всмоктувальному і нагнітальному трубопроводах.

Для розрахунку втрат напору визначимо діаметр труб.

Технічна продуктивність всмоктувальних і нагнітальних трубопроводів визначається з залежності:

$$A = \frac{86400 \cdot \pi \cdot 100 \cdot D^2 \cdot u \cdot \rho}{4 \cdot k \cdot a}, \text{ т/добу}$$

Звідки,

$$D = \sqrt{\frac{4A \cdot k \cdot a}{86400 \cdot \pi \cdot 100 \cdot u \cdot \rho}} \text{ м,}$$

де A – продуктивність заводу, $A = 3000$ т/добу;

u – швидкість руху соку в всмоктувальному трубопроводі, $u = 0,8$ м/с; ρ

– густина нефільтрованого соку, $\rho = 1,055$ т/м³;

k – коефіцієнт нерівномірності подачі соку, $k = 1,15$;

a – кількість перекачуваного фільтрованого соку до маси буряків, $a = 180\%$.

Тоді,

$$D_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot 3000 \cdot 1,15 \cdot 180}{86400 \cdot 3,14 \cdot 100 \cdot 0,8 \cdot 1,055}} = 0,29 \text{ м}$$

Діаметр нагнітального трубопроводу:

$$D_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot 3000 \cdot 1,15 \cdot 180}{86400 \cdot 3,14 \cdot 100 \cdot 1,4 \cdot 1,055}} = 0,219 \text{ м,}$$

де u – швидкість руху соку в нагнітальному трубопроводі, $u = 1,4$ м/с.

Приймаємо згідно ГОСТ 8732–78 діаметр всмоктувального трубопроводу $D_1=290$ мм, і діаметр нагнітального трубопроводу $D_2=219$ мм.

Втрати напору в всмоктувальному трубопроводі:

$$h'_w = h_1 + h_r = \frac{u_1^2}{2g} \left(\lambda_1 \frac{l_1}{D_1} + \sum \zeta \right),$$

де u_1 – швидкість руху соку, $u_1 = 0,8$ м/с;

λ_1 – коефіцієнт опору тертя, який визначається за формулою Маннінга:

$$\lambda_1 = \frac{z}{\sqrt[3]{D_1}} = \frac{0,0125}{\sqrt[3]{0,29}} = 0,0188,$$

де z – коефіцієнт, який залежить від стану труб (для нових сталевих труб $z=0,0125$);

l_1 – довжина трубопроводу, $l_1 = 4$ м;

$\sum \zeta$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів для всмоктувальної мережі, який визначається:

$$\Sigma \zeta = \zeta_1 + \zeta_2 + \zeta_3 + \zeta_4,$$

де ζ_1 – вхід в циліндричну трубу під кутом 90^0 , $\zeta_1 = 0,5$;

ζ_2 – вихід з труби під рівнем рідини, $\zeta_2 = 1,0$;

ζ_3 – плавний поворот на кут 90^0 труби, $\zeta_3 = 0,43$;

ζ_4 – коефіцієнт опору стандартного вентиля, $\zeta_4 = 5,3$.

$$\Sigma \zeta = 0,5 + 1 + 0,43 + 5,3 = 7,23$$

Тоді,

$$h'_w = \frac{0,8^2}{2 \cdot 9,81} (0,0188 \cdot \frac{4}{0,29} + 7,23) = 0,24 \text{ м}$$

Втрати напору в нагнітальному трубопроводі:

$$h''_w = h_2 + h_r = \frac{u_2^2}{2g} (\lambda_2 \frac{l_2}{D_2} + \Sigma \zeta)$$

де u_2 – швидкість руху соку, $u_2 = 1,4$ м/с;

λ_2 – коефіцієнт опору тертя, який визначається за формулою Маннінга:

$$\lambda_2 = \frac{a}{\sqrt[3]{D_2}} = \frac{0,0125}{\sqrt[3]{0,219}} = 0,021,$$

де l_2 – довжина трубопроводу, $l_2 = 10,51$ м;

$\Sigma \zeta$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів для нагнітальної мережі, який визначається:

$$\Sigma \zeta = \zeta_1 + \zeta_2 + \zeta_1,$$

де ζ_1 – коефіцієнт місцевого опору плавного повороту на кут 90^0 труби, $\zeta_1 = 0,43$, оскільки два повороти, то ζ_1 беремо двічі;

ζ_2 – коефіцієнт опору стандартного вентиля, $\zeta_2 = 5,3$.

$$\Sigma \zeta = 2 \cdot 0,43 + 5,3 = 6,16$$

$$h''_w = \frac{1,4^2}{2 \cdot 9,81} (0,021 \cdot \frac{10,51}{0,219} + 6,16) = 0,75 \text{ м}$$

Тоді, повний напір:

$$H = 2 + 10,51 + \frac{(0,5 - 0,3) \cdot 10^6}{1055 \cdot 9,81} + 0,24 + 0,75 = 32,8 \text{ м}$$

За розрахованим напором H і подачею Q підбираємо по каталогу насос. Для заданих умов роботи в повній мірі підходить насос ПОНЦ1-50/32 виробництва ВО АРМХІММАШ, $\eta = 70\%$, $N = 11$ кВт, $n = 2900$ хв⁻¹.

Конструктивні розрахунки.

Розрахунок і конструювання укріплюючого елемента сульфідатора.

Визначимо товщину стінки апарата за формулою:

$$\delta_p = \frac{(P_n + \rho \cdot g \cdot H_p) \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \gamma - (P_n + \rho \cdot g \cdot H_p)} = \frac{(0,1 + 1070 \cdot 9,81 \cdot 0,9) \cdot 0,64}{2 \cdot 145 \cdot 10^6 \cdot 0,7 - (0,1 + 1070 \cdot 9,81 \cdot 0,9)} = 0,017 \text{ м.}$$

З прибавкою на корозію товщина стінки буде дорівнювати:

$$\delta_k = \delta_p + C = 0,017 + 0,001 = 0,0171 \text{ м}$$

де C – добавка на корозію, $C = 1$ мм.

Товщину стінки приймаємо $\delta = 0,02$ м.

Дійсний коефіцієнт міцності апарату:

$$k = \frac{\delta_p}{(\delta - C)} = \frac{17}{(20 - 1)} = 0,89$$

Найбільший діаметр апарату при якому стінки можна не укріплювати:

$$d_0 = 0,8 \cdot \sqrt[3]{D \cdot \delta_p \cdot (1 - k)} = 0,8 \cdot \sqrt[3]{64 \cdot 0,017 \cdot (1 - 0,89)} = 0,085 \text{ м}$$

Тобто, заданий отвір діаметром 0,22 м треба укріпляти.

Для патрубків вибираємо безшовну гарячекатану трубу з сталі 20, для якої границя міцності дорівнює 410 МПа. Приймем коефіцієнт запасу міцності 3,8. Тоді, допустиме напруження буде складати:

$$[\sigma] = \frac{\sigma_T}{k} = \frac{420}{3,8} = 110 \text{ МПа}$$

Розрахункова товщина стінки патрубка:

$$\delta_p^n = \frac{P_n \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \gamma - P_n} = \frac{0,1 \cdot 0,64}{2 \cdot 110 \cdot 10^6 \cdot 0,7 - 0,1} = 0,004156 \text{ м}$$

З прибавкою на корозію товщина стінки буде становити:

$$\delta_k = \delta_p + C = 1,403 + 1 = 2,403 \text{ мм}$$

Товщину стінки приймаємо по ГОСТ. Беремо найближче більше значення, тоді остаточно $\delta=0,004$ м.

Вибираємо для патрубку трубу з зовнішнім діаметром 220 мм, товщиною стінки 4 мм і внутрішнім діаметром 216 мм

Укріплення стінки при отворі зробимо кільцем на зовні апарата. Товщину кільця приймаємо рівною $\delta_k=15$ мм. Висоту частини патрубка, розміщеного нижче внутрішньої твірної обичайки, приймаємо рівною $H_2=10$ мм.

Площа перерізу укріплюючих елементів:

$$F_3 = (d_g^n + 2 \cdot \delta_c^n - d_0) \cdot \delta_p = (216 + 2 \cdot 1 - 75) \cdot 2,985 = 1550 \text{ мм}^2$$

Діаметр зони укріплення:

$$D_3 = 2 \cdot (d_g^n + 2 \cdot \delta_c^n) = 2 \cdot (592 + 2 \cdot 1) = 1188 \text{ мм}$$

Висота зони укріплення:

$$H_1 = 2,5 \cdot \delta_p = 2,5 \cdot 2,985 = 7,46 \approx 7,5 \text{ мм}$$

Площа перерізу метала, що дійсно приймає участь в укріпленні отвору, буде становити:

$$\begin{aligned} F_3 &= [D_k - (d_g^n + 2 \cdot \delta_c^n)] \cdot \delta_k + [D_3 - (d_g^n + 2 \cdot \delta_c^n)] \cdot [\delta - (\delta_p + \delta_c)] + 2 \cdot (H_1 \\ &\quad - \delta_k + H_2) \cdot [\delta^n - (\delta_p^n + \delta_c^n)] = \\ &= [D_k - (592 + 2 \cdot 1)] \cdot 15 + [1188 - (592 + 2 \cdot 1)] \cdot [4 - (2,985 + 1)] + 2 \\ &\quad \cdot (7,5 - 4 + 10) \cdot [4 - (1,403 + 1)] = \\ &= 15D_k - 8910 + 594 \cdot 0,015 + 27 \cdot 1,597 = 15D_k - 8910 + 8,91 + 43,119 \\ &= 15D_k - 8858 \end{aligned}$$

Діаметр кільця знаходимо із рівності площ:

$$D_k = \frac{(8858 + 1550)}{15} = 694 \text{ мм}$$

Приймаємо $D_k=700$ мм. Конструкція розрахованого укріплення стінки сульфідатора представлена на рис. 6.1.

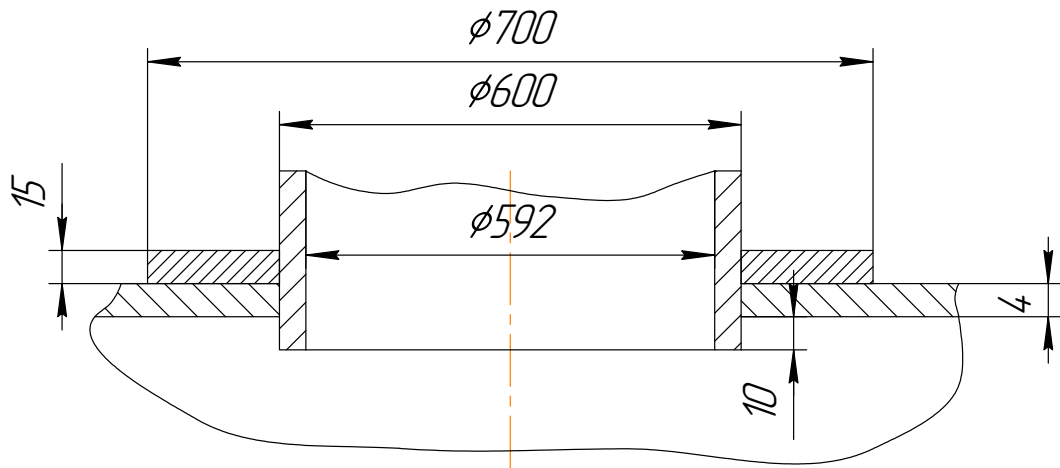


Рис. 6.1. Конструкція укріплення стінки сульфідатора

Розрахунок і конструювання фланцевого з'єднання.

Визначаємо конструктивні розміри фланця:

- внутрішній діаметр фланця: $D_{\phi}^e = D + 2 \cdot \delta = 2700 + 8 = 2708$ мм;
- зовнішній діаметр приварної поверхні: $D_3^n = D_{\phi}^e + 40 = 2708 + 40 = 2748$ мм;
- діаметр болтового кола: $D_{\phi} = \varphi \cdot D^{0,933} = 1,11 \cdot 2,7^{0,933} \cong 2,805$ м;
- зовнішній діаметр фланця: $D_{\phi} = D_{\phi} + a = 2805 + 40 = 2845$ мм.

Приймаємо:

- розмір виступу привалочної поверхні: 4 мм;
- товщина прокладки: $\delta_{\text{п}} = 5$ мм;
- діаметр болта: $d = 14$ мм.

З цих даних знаходимо геометричну ширину прокладки:

$$b = 0,5 \cdot (D_3^n - D_{\phi}^e) = 0,5 \cdot (2748 - 2708) = 20 \text{ мм}$$

Приймаємо привалочні поверхні плоскими з двома канавками.

Приведена і ефективна ширина прокладки відповідно будуть становити:

$$b' = 0,5 \cdot b = 0,5 \cdot 20 = 10 \text{ мм}$$

$$b_0 = 2,48 \cdot \sqrt{b'} = \sqrt{10} = 7,84 \text{ мм}$$

Таким чином, розрахунковий діаметр прокладки буде становити:

$$D = D_3^n - 2 \cdot b_0 = 2748 - 2 \cdot 7,84 = 2748 - 15,68 \approx 2732 \text{ мм}$$

В якості ущільнюючого матеріалу вибираємо м'яку гуму. За довідником приймаємо коефіцієнт питомого тиску $m=1$ і посадочне напруження 1,35 МПа.

Навантаження на болти від тиску:

$$Q_{\delta}^p = 0,785 \cdot D^2 \cdot p + \pi \cdot D \cdot b_0 \cdot m \cdot p = 0,785 \cdot 2732^2 \cdot 0,08 + 3,14 \cdot 2732 \cdot 7,84 = \text{Н} \\ = 468838 + 5382 = 474220$$

Навантаження на болти від затяжки:

$$Q_{\delta}' = \pi \cdot D \cdot b_0 \cdot \sigma_n = 3,14 \cdot 2,732 \cdot 0,008 \cdot 1,35 \cdot 10^6 = 92648 \text{ Н}$$

Болти будемо виготовляти із сталі 10. При значенні границі міцності болтів, рівною приблизно 300 МПа, допустиме напруження буде дорівнювати:

$$[\sigma] = \frac{300 \cdot 10^6}{6,5} = 46 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Визначаємо допустиме навантаження на один болт:

$$q_{\delta} = 0,785 \cdot (d_1 - \delta_c)^2 \cdot [\sigma] = 0,785 \cdot (0,0114 - 0,0014)^2 \cdot 46 \cdot 10^6 = 3611 \text{ Н}$$

Визначаємо необхідну кількість болтів:

$$n = \frac{Q_{\delta}^p}{q_{\delta}} = \frac{474220}{3611} \approx 132$$

Кількість болтів із умови надійного стиску прокладки:

$$n = \frac{\pi \cdot D_{\delta}}{4 \cdot d} = \frac{3,14 \cdot 2,805}{4 \cdot 0,014} \approx 158$$

Приймаємо кількість болтів $n = 160$.

Фланці виготовляємо із сталі Ст3, для якої можна прийняти $[\sigma] = 80 \text{ МПа}$.

Тоді, товщина фланця буде становити:

$$\delta = 0,75 \cdot \sqrt{\frac{Q \cdot (D_{\delta} - D_e) \cdot D_{\delta}}{n \cdot (\pi \cdot D_e - n \cdot d_0) \cdot d_0 \cdot [\sigma_{\mu}]}} + 0,012 = \\ = 0,75 \cdot \sqrt{\frac{474220 \cdot (2,805 - 2,708) \cdot 2,805}{140 \cdot (3,14 \cdot 2,708 \cdot 0,016) \cdot 0,016 \cdot 80 \cdot 10^6}} + 0,012 = 0,02 \text{ м}$$

Остаточно товщину фланця приймаємо рівною 25 мм. Фланцеве з'єднання показано на рис. 6.2.

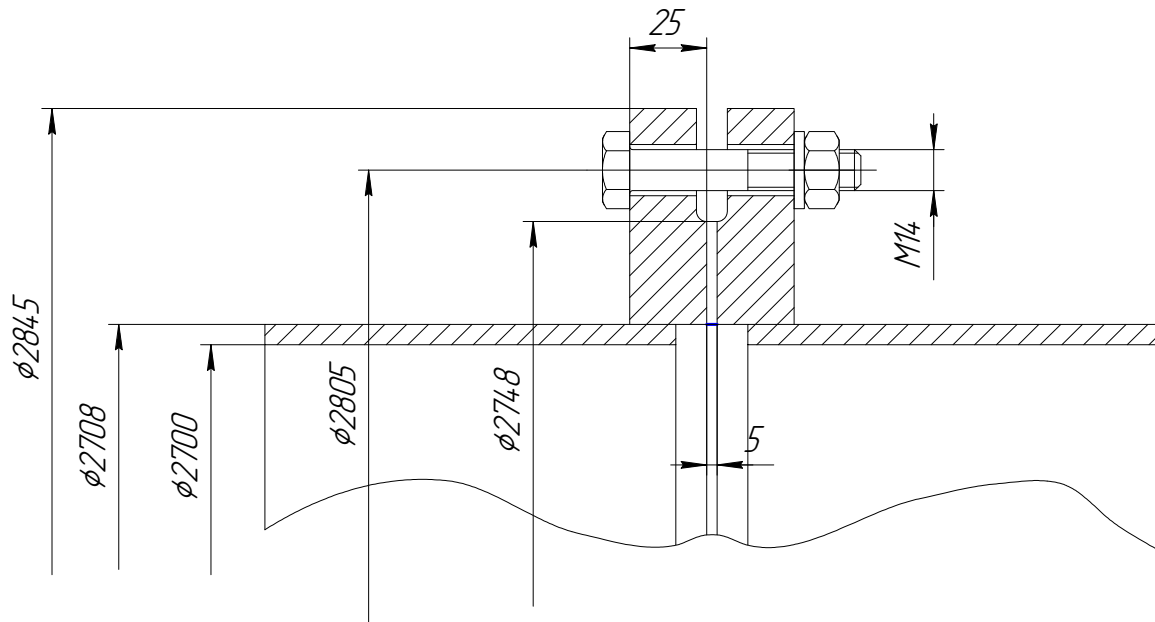


Рис. 6.2. Конструкція фланцевого з'єднання

Розрахунок і конструювання опор апарата.

Приймаємо допустиме напруження фундаменту $[\sigma_\phi] = 0,7 \cdot 10^6$ Па

Площа поверхні опор визначається за формулою (приймаючи, що маса самого апарата дорівнює чверті маси рідини в апараті):

$$F \geq \frac{G_{\max}}{[\sigma_\phi]} = \frac{m \cdot g}{[\sigma_\phi]} = \frac{(m_{\text{рід}} + m_{\text{ан}}) \cdot g}{[\sigma_\phi]} = \frac{(\rho \cdot V_{\text{рід}} + 0,25 \cdot \rho \cdot V_{\text{рід}}) \cdot g}{[\sigma_\phi]} = \text{м}^2$$

$$= \frac{(1000 \cdot 80,748 + 0,25 \cdot 1000 \cdot 80,748) \cdot 9,81}{0,7 \cdot 10^6} = 1,4$$

Приймаємо кількість опор $n=3$. Тоді навантаження на одну опору буде становити:

$$G = \frac{G_{\max}}{3} = \frac{0,99}{3} = 0,33 \cdot 10^6 \text{ Н}$$

Опори будемо виготовляти із сталі Ст3, для якої при заданих умовах роботи апарата допустиме напруження на стиск можна прийняти рівним допустимим напруженням на розтяг, тобто 100 МПа.

Нехай кожна опора буде виготовлена з одним ребром ($m=1$). Опорна площа однієї опори дорівнює 4600 см². Приймаємо відношення вильоту опори до її ширини $a:c = 0,8$, та розміри опорної площини отримаємо $a = 680$ мм; $c = 680$ мм. Виліт опори $A = 700$ мм. Приймаємо розрахунковий коефіцієнт $k = 0,3$.

Тоді, товщина ребра буде дорівнювати:

$$\delta = \frac{2.24 \cdot G}{(k \cdot m \cdot [\sigma_{сж}] \cdot A)} = \frac{2,24 \cdot 0,33}{(0,3 \cdot 1 \cdot 100 \cdot 0,7)} \approx 35 \text{ мм}$$

Гнучкість ребра:

$$\lambda = \frac{l}{r} = \frac{\sqrt{(A^2 + h^2)}}{r} = \frac{\sqrt{(0,7^2 + 0,8^2)}}{0,289 \cdot 0,035} = \frac{1,06}{0,289 \cdot 0,035} \approx 104$$

По графіку, коефіцієнт k_d є більше прийнятого значення. Тобто розрахунок закінчено.

Остаточно приймаємо товщину ребра $\delta=35$ мм.

Перевіряємо флангові шви на зріз по умові:

$$\frac{G}{(0,7 \cdot h \cdot L)} \leq [\sigma_{ш}]$$

$$\frac{0,33 \cdot 10^6}{(0,7 \cdot 0,7 \cdot 2 \cdot 1)} = 336734,69 \text{ Па} < 80 \cdot 10^6 \text{ Па},$$

де $[\sigma_{ш}]$ - допустима міцність зварного шву, $[\sigma_{ш}] = 80 \cdot 10^6$ Па.

Умова міцності виконується.

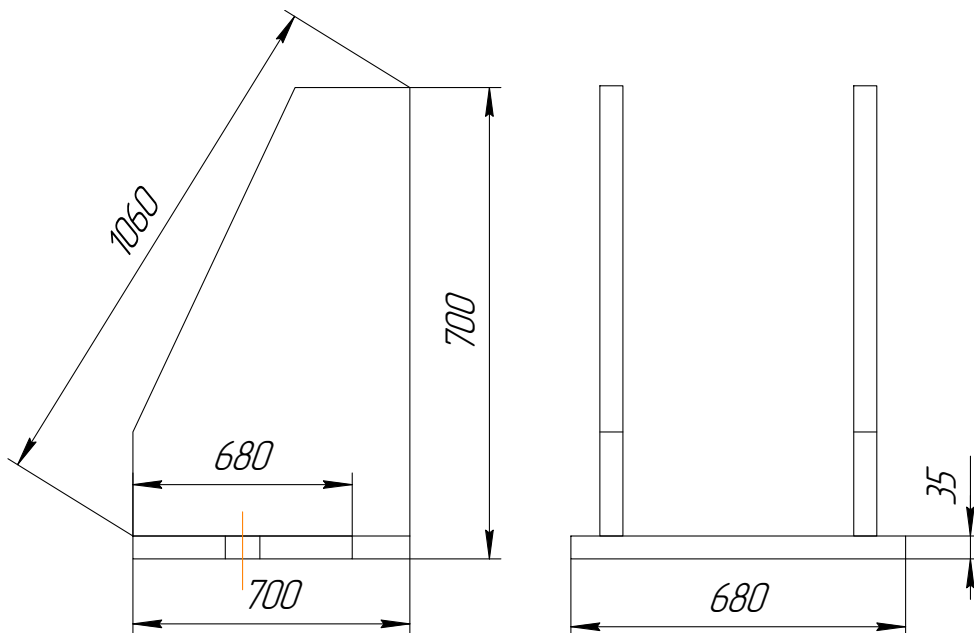


Рис. 6.3. Конструкція опор сульфітатора

7. ПІДБІР КОНСТРУКЦІЙНИХ МАТЕРІАЛІВ

Технологія виробництва харчових продуктів істотно відрізняється від інших технологічних виробництв. Ніяка інша галузь промисловості не пред'являє такі ж високі вимоги до процесів виробництва, як галузі харчової промисловості. Для всіх процесів виробництва продуктів харчування, починаючи від отримання і обробки сировини до транспортування і викладання готової продукції на полицях магазинів, розроблені суворі нормативи і директиви, обов'язкові до виконання.

Важливою особливістю технологічних процесів харчових виробництв є необхідність дотримання санітарно-гігієнічних вимог, які пов'язані з охороною здоров'я споживачів.

Специфічні умови харчового виробництва, такі як: присутність корозійно-активних харчових середовищ; регулярне використання миючих і дезінфікуючих розчинів; підвищені температури і значні перепади тиску визначають особливі вимоги до підбору матеріалів для використання в конструкції технологічного обладнання.

Промислове обладнання для харчової промисловості має відповідати ряду технологічних вимог: бути стійким до хімічного, фізичного і термічному впливу.

До компонентів такого обладнання пред'являються досить жорсткі вимоги, закріплені на законодавчому рівні і обумовлені такими факторами, як: гігієна виробництва і безпеку здоров'я споживачів, запобігання активності бактерій.

Деталі й компоненти машин і апаратів повинні:

- мати гладку, без-пористу внутрішню поверхню;
- не вступати в реакцію з різними видами лугів і кислот;

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Підбір конструкційних матеріалів				
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/2

- не служити живильним середовищем для патогенних мікроорганізмів;
- не містити шкідливих речовин, які можуть проникати в продукт;
- не погіршувати органолептичні властивості готової харчової продукції;
- забезпечувати збереження біологічної цінності продуктів;
- легко піддаватися мийці, чищенню і дезінфекції.

В процесі виробництва продукту, обладнання повинно забезпечувати його захист від забруднень з навколишнього середовища.

Матеріали, що використовуються для виготовлення обладнання, можна умовно розділити на чотири основні групи:

- матеріали для деталей обладнання, що не мають прямих контактів з харчовою сировиною або продуктом;
- матеріали для деталей обладнання, що мають безпосередній контакт з сировиною або харчовим продуктом;
- зовнішні захисні покриття для деталей, що мають контакт із сировиною, харчовим продуктом, миючими або дезінфікуючими засобами;
- пакувальні матеріали для споживчої і транспортної тари.

Враховуючи з умов, в яких працює сульфітатор, пропонується використання таких матеріалів:

- для корпусу та сепаратора використати чавун марки СЧ 15 ГОСТ 1412-85;
- для патрубків використати сталь 20 ГОСТ 1050-88;
- для фланців, елементів ежекційного пристрою, днища та лап використати сталь марки Ст3 ГОСТ 380-88.

8. ТЕХНОЛОГІЯ МАШИНОБУДУВАННЯ

Загальна інформація.

Складання машин – технологічний процес утворення з'єднань складових виробу (поєднання, координування і фіксація деталей у вузли, а вузлів у машину).

У результаті складання досягається необхідне взаємне розташування деталей, що поєднуються, відносна рухомість або нерухомість елементів, що сполучаються, і міцність конструкції.

Будь яка машина складається з окремих частин, з яких найпростішою є деталь (елемент), що не має ніяких з'єднань. Сукупність декількох деталей, що з'єднані між собою і представляють самостійну частину машини, називається вузлом.

Деталь або вузол, з якого починається складання, називається базовою деталлю або базовою групою. Базова деталь визначає положення всіх інших складальних одиниць. Щоб полегшити процеси складання, використовують технологічні схеми складання, на яких умовно зображена послідовність процесу.

Розроблення схеми складання та технологічного маршруту складання виробу

Для розробки схеми складання та технологічного маршруту обрано ежекційний апарат (рис.8.1), який використовують для змішування газу та рідини. Він працює таким чином: рідина подається насосом в робоче сопло під тиском. При виході з його у вигляді розпиленого струменю в камеру змішування, рідина контактує з сірчистим газом, який поступає до камери змішування внаслідок ежекційної дії струменю рідини.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Технологія машинобудування	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/7
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.					

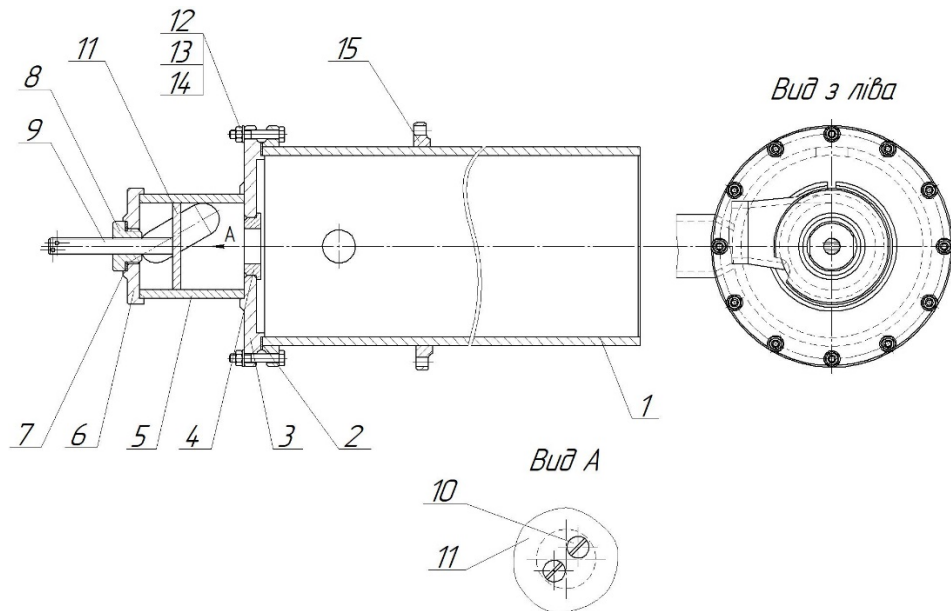


Рис. 8.1. Ежекційний апарат

З камери змішування двофазний рідинно-газовий потік поступає до сепаратора де проходить додатковий масообмін між фазами, а також сепарація рідини від відпрацьованого газу.

Комплектацію у вигляді подетального складу ежекційного апарата представлено у табл. 8.1.

Номер позиції деталі	Назва деталі	Кількість деталей
1	Камера змішування	1
2	Ущільнення	1
3	Фланець	1
4	Сопло	1
5	Корпус форсунки	1
6	Кришка	1
7	Ущільнення	1
8	Гайка	1
9	Шток	1
10	Гвинт М8	2
11	Поршень	1
12	Болт М10	12
13	Шайба 10	12
14	Гайка М10	12
15	Фланець	1

Таблиця 8.1. Подетальний склад ежекційного апарата

З аналізу конструкції ежекційного апарата (рис.8.1) можна виділити складальні одиниці 1-го порядку, а саме: Ск.1 – камера, Ск.2 – форсунка, окремі деталі – ущільнення 2, фланець 15, корпус форсунки 5, а також стандартні деталі – болти 12, шайби 13 та гайки 14.

Схема складання ежекційного апарата представлена схемою на рис.8.2.

Вертикальні лінії зі стрілками показують послідовність складання окремих складальних одиниць, а горизонтальна лінія в центрі схеми – послідовність з'єднання складальних одиниць 1-го порядку за допомогою стандартних виробів. У прямокутниках наведені найменування деталей і номери їхніх позицій на кресленні, а в прямокутниках з двома потовщеними лініями – найменування складальних одиниць 1-го порядку. Застосовані також умовні позначення, що містять технологічні вказівки: Сс – складання на столі; З – зварювання; Вив. – вивірка; Конт. – контроль; Вип. – випробування; Фар. – фарбування.

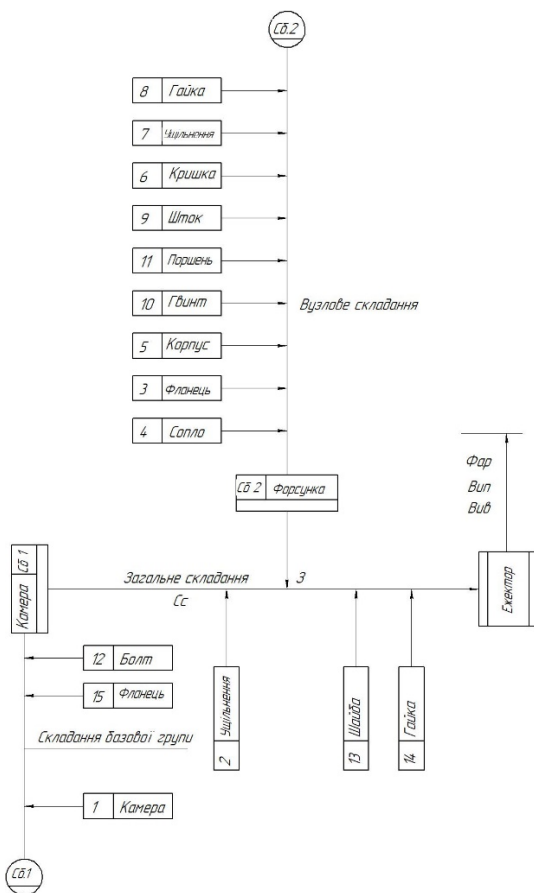


Рис. 8.2. Технологічна схема складання ежекційного апарата

Технологічний маршрут складання ежекційного апарата полягає у описанні короткого змісту операцій з переходами (таблиця 8.2).

№ операції	№ переходу, зміст переходу
10. Збирання ежектора (Ск. 1)	10.1 Установити корпус на складальному столі 10.2. Очистити отвори від стружки 10.3. (3-9) Вставити болти 12 в отвір 10.10 Встановити фланець 10.11. Установити ущільнення
20. Збирання поршня (Ск. 2)	20.1. Очистити отвори фланця від стружки 20.2. Встановити сопло в фланець 20.3. Встановити корпус форсунки у фланець 20.4. З'єднати поршень та шток за допомогою гвинтів М8 20.5. Вставити ущільнення в кришку 20.6. Вкрутити гайку в кришку 20.7. Вкрутити шток у гайку 20.8. Вставити кришку з з'єднаними деталями до корпусу форсунки 20.9. Встановити фланець на камеру змішування 20.(10-17). Установити шайби 13 на болти 12 20.(18-25). Закрутити гайки 14 на болтах 12 20.26. Зварити з'єднання фланця і форсунки
30. Контрольна	30.1. Проконтролювати роботу апарата під тиском
40. Фарбування	40.1 Пофарбувати виріб
50. Консервація	50.1. Нанести захисне покриття

Таблиця 8.2. Технологічний маршрут складання ежектора

Розрахунок надійності штоку при експлуатації

Визначимо ймовірність безвідмовної роботи штоку форсунки ежекційного апарата та проаналізуємо надійність його роботи.

За робочим кресленням штока знаходимо геометричні розміри, необхідні для користування довідниковими даними: d_1 – діаметри штоку, мм. За довідником знаходимо для матеріалу штоку границю міцності при розтягу $\sigma_{вр}$, МПа.

Проведем розрахунок ймовірності безвідмовної роботи штоку для критичного перерізу I-I, у якого: $d_1 = 20$ мм,. З довідника знаходимо для сталі 45 значення $\sigma_{вр} = 700$ МПа, а з технічної документації на вузол з'ясуємо, що значення згинаючого та крутного моментів: $M_{зг} = 70$ Н·м; $M_{кр} = 50$ Н·м. Розподіл моментів підпорядковується нормальному закону.

Шляхом інтерполяції знаходимо ефективні коефіцієнти напружень при згинанні та крученні штоку для галтелі $\sigma_{вр} = 700$ МПа

$$K_{\sigma} = 2,71; K_{\tau} = 1,52.$$

Масштабний фактор при згинанні та крученні штоку визначаємо по довіднику за величиною його діаметра. Для нашого прикладу $d_1 = 20$ мм коефіцієнти рівні:

$$\varepsilon_{\sigma} = 0,89; \varepsilon_{\tau} = 0,8.$$

Середні значення амплітуд напружень при згинанні та крученні для штоку:

$$\sigma_{зг} = \frac{M_{зг}}{W_{зг}} = \frac{32M_{зг}}{\pi d_1^3} = \frac{32 \cdot 70 \cdot 10^3}{\pi (20)^3} = 90 \text{ МПа};$$

$$\tau_{кр} = \frac{M_{кр}}{W_{кр}} = \frac{M_{кр}}{0,2d_1^3} = \frac{50 \cdot 10^3}{0,2(20)^3} = 31 \text{ МПа},$$

де $W_{зг}$, $W_{кр}$ - момент опору при згинанні та крученні в критичному перерізі штоку, мм³.

Коефіцієнти запасу міцності при згинанні та крученні штоку становить відповідно:

$$n_{\sigma} = \frac{\sigma_{-1}}{\frac{K_{\sigma}}{\varepsilon_{\sigma}} \sigma_u} = \frac{280}{\frac{2,68}{0,89} 90} = 1,03;$$

$$n_{\tau} = \frac{2\tau_{-1}}{\frac{K_{\tau}}{\varepsilon_{\tau}} \tau_{кр}} = \frac{2 \cdot 140}{\frac{1,62}{0,8} 31} = 4,46;$$

де $\sigma_{-1} = 280$ МПа, $\tau_{-1} = 140$ МПа – границі витривалості матеріалу штоку (Сталь 45) відповідно при згинанні та крученні (довідникові дані).

Загальний сумарний коефіцієнт запасу міцності:

$$n = \frac{n_{\sigma} \cdot n_{\tau}}{\sqrt{n_{\sigma}^2 \cdot n_{\tau}^2}} = \frac{1,03 \cdot 4,46}{\sqrt{1,03^2 \cdot 4,46^2}} = 4,5938.$$

Середнє квадратичне відхилення амплітуд напружень:

$$S_a = \frac{A \cdot \sigma_{3z}}{3} = \frac{0,71 \cdot 90}{3} = 21,3 \text{ МПа, де } A = \frac{M_{кр}}{M_{3г}} = \frac{50}{70} = 0,71.$$

Коефіцієнт варіації амплітуд:

$$v_a = \frac{S_a}{\sigma_{3z}} = \frac{21,3}{90} = 0,237.$$

Приймаємо сумарний коефіцієнт варіації амплітуд $v_a = 0,3$. Знаходимо за графіком ймовірність відмови. Враховуючи співвідношення між ймовірностями безвідмовної роботи і відмов, ймовірність безвідмовної роботи штока становить: $P(t) = 99,9999$.

Одержаний показник свідчить, що шток має високу експлуатаційну надійність.

Розроблення структурної схем сертифікації елемента обладнання

Об'єктом сертифікації може бути як вузол, так і окрема деталь. Враховуючи одиничний характер виробництва спроектованого обладнання, а значить і обраного вузла, обираємо модель сертифікації для продукції, що випускається одинично без видачі сертифікату відповідності. Номер моделі 1.

За цією моделлю визначаємо обов'язковість проведення робіт щодо виробів, які сертифікуються:

- обстеження виробництва – не проводиться;
- випробування з метою сертифікації - проводяться по кожному виробу;
- технічний нагляд за виробництвом - не проводиться.

Відповідно до ДСТУ 3413-96 (Система сертифікації УкрСЕПРО. Порядок проведення сертифікації продукції.) Порядок проведення сертифікації продукції в загальному випадку містить такі пункти:

- подання та розгляд заявки на сертифікацію продукції;

- аналіз наданої документації;
- прийняття рішення за заявкою із зазначенням схеми (моделі) сертифікації;
- обстеження виробництва;
- атестацію виробництва продукції, що сертифікується, або сертифікацію системи якості, якщо це передбачено схемою сертифікації;
- відбирання, ідентифікацію зразків продукції та їх випробування;
- аналіз одержаних результатів та прийняття рішення про можливість видачі сертифіката відповідності;
- видачу сертифіката відповідності, укладання ліцензійної угоди та занесення сертифікованої продукції до Реєстру Системи;
- визнання сертифіката відповідності, що виданий закордонним органом;
- технічний нагляд за сертифікованою продукцією;
- інформацію про результати робіт з сертифікації.

Спираючись на аналіз конструкції виробу та умови його роботи, визначаємо шифр виробу як 2211, що означає, що виріб відноситься до відновлювальних виробів, які експлуатуються до відмови або до досягнення граничного стану у безперервному режимі роботи та з наявністю відмови в якості домінуючого чинника наслідків відмови. Це дозволяє виявити нормовані показники надійності для виробу: T_0 (T_{cp}) та T_γ .

Основними показниками, які необхідно перевірити при випробуваннях виробу є механічні та геометричні показники (відповідність розмірам, допускам та посадкам, тощо).

Для контролю обраних характеристик виробу застосовуємо наступні прилади: твердоміри HRA-1; мікрометр гладкий цифровий МКЦ 50 з діапазоном вимірювання 25...50 мм і ціною поділки шкали 0,001мм; приладом для контролю шорсткості поверхні слугує індикаторний глибиномір И402 або И405.

9. ПРАВИЛА МОНТАЖУ, ЕКСПЛУАТАЦІЇ ТА РЕМОНТУ ОБЛАДНАННЯ

Монтаж.

Перед початком проведенням монтажу з сульфідатора видаляють консервант, протираючи всі деталі чистою тканиною, проводять огляд на відсутність тріщин, сколів та інших дефектів.

Сульфідатор і щит управління встановлюються та закріплюються болтами на металоконструкції по рівню. Після монтажу сульфідатора проводиться монтаж трубопроводів, які зв'язують сульфідатор з технологічною схемою заводу, регулюючою арматурою та витяжною трубою. Трубопроводи повинні мати індивідуальні підвіски, маса яких не повинна діяти на сульфідатор. По завершенню монтажу сульфідатор і трубопроводи покривають ізоляцією.

Контрольно-вимірювальні прилади встановлюють в зручному для спостереження з обслуговуючої площадки місці.

Експлуатація

Робота рідинно-струменевих сульфідаторів є безперервною, цілодобовою, а обслуговування періодичним.

Для ефективної роботи даного обладнання необхідно здійснювати керування з використанням засобів автоматизації. Їх технічне обслуговування, налаштування і регулювання проводиться згідно вимог інструкції по монтажу та експлуатації заводів-виробників комплектуючих виробів.

На протязі сезону роботи цукрового заводу, необхідно один раз на тиждень проводити зовнішній огляд сульфідатора і видаляти виявлені неполадки, а також виконувати очищення обладнання.

Технологічні параметри та основні вимоги до процесу сульфідатації.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Правила монтажу, експлуатації та ремонту	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/3
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.					

- значення рН сульфітованого сиропу 8,0 - 8,5.
- значення рН сульфітованого соку 8,9 - 9,2.
- значення рН клеровки перед сульфитацією не нижче 7,2.
- вміст вільних сульфатів в соку та сиропі, % SO до маси продукту 0,002 - 0,003.

Оптимальні значення рН сульфітованого соку та сиропу вказує заводська лабораторія в залежності від якості перероблюваного буряку.

Пуск сульфитаційної установки в роботу.

При включенні в роботу рідинно-струминних сульфитаторів спочатку вмикають насос, відкривають вентиль і подають сік (сироп) в камеру змішування ежекційного апарату сульфитатора.

Розпалюють сірку в сірко-спалюючій печі і включають її електропривод. В теплообмінну камеру сублиматора подають холодну воду та здійснюють регулювання подачі необхідної кількості сірчистого газу в камеру змішування ежектора. На виході з сульфитатора перевіряють рН соку.

При сталому режимі роботи і досягненні необхідного значення рН, сульфитаційну установку переводять в автоматичний режим. У разі ручного управління роботу сульфитаційної установки регулюють інтенсивністю спалювання сірки в печі.

Правила ведення процесу сульфитації

- сульфитацію здійснюють при рівномірній подачі рідини;
- стежать за інтенсивністю горіння сірки в печі;
- при веденні процесу контролюють рН сульфитованої рідини.

Зупинка сульфитаційної установки

- припиняють подачу соку в сульфитатор;
- зупиняють роботу сірчистої печі;
- вимикають воду, що надходить в сублиматор.
- відкривають спускний вентиль для остаточного спорожнення сульфитатора.

При роботі сульфідатора можливе виникнення неполадок. Основні з них, причини виникнення та методи їх усунення наведені в таблиці 9.1.

Несправність	Причина	Спосіб усунення
Знизилась продуктивність, при чому тиск на виході нормальний.	Забилось сопло форсунки	Зняти та очистити форсунку
Відсутня подача соку.	Не качає насос.	Ввімкнути інший насос.
Просочення рідини в місцях роз'ємних з'єднань.	Недостатнє ущільнення вказаних з'єднань.	Підтягнути болти, замінити прокладки.
Заслінка подачі газу відкрита, низький рівень рН.	Низька концентрація сірчистого ангідриду в газі	Збільшити кількість спаленої сірки.
Знизився тиск стисненого повітря	Не працює компресор	Перейти на ручне управління.
	Витікання повітря в нагнітаючій комунікації	Знайти місце витікання газу

Таблиця 9.1. Характерні несправності сульфідатора та методи їх усунення

Ремонт

При ремонті здійснюються повне розбирання і очищення сульфідатора та його деталей (сопла, арматури). Контрольно-вимірювальні прилади та засоби автоматизації ремонтуються згідно з інструкціями заводу виробника.

Після 2-3х сезонів роботи проводиться капітальний ремонт, при якому крім звичайних ремонтних робіт проводяться заміна прокладок на кришці і царгах апарату, посилений ремонт вентилів із заміною деталей або повну заміну вентилів.

10. АВТОМАТИЧНИЙ КОНТРОЛЬ ТА УПРАВЛІННЯ ОБ'ЄКТОМ ПРОЕКТУВАННЯ

Цукрове виробництво є одним з найбільш складних і енерговитратних. Умови високої конкуренції сучасної дійсності цукрового заводу виводять на перший план такі показники, як якість, енергоспоживання, собівартість. Такі умови диктують необхідність застосування найсучасніших досягнень в середовищі автоматизації технологій цукрового виробництва. Автоматизація цукрової промисловості забезпечує якісну і ефективну роботу всіх технологічних ділянок цукрового заводу тільки за допомогою комплексного підходу до вирішення даного завдання.

Розглянемо запропоновану схему управління процесом сульфітації соку.

Фільтрований сік II сатурації та суміш сиропу з клеровкою для знебарвлення та зниження в'язкості підлягають обробці в сульфітаторах газом, що містить 12—14% сірчистого ангідриду. (SO₂). Оптимальна лужність сульфітованого соку та сиропу при цьому складає 0,005% СаО до маси буряку, що відповідає рН близько 7,5.

Основною проблемою автоматичного регулювання значення рН є малоприспосованість сірко-спалювальних печей типу БВЯ до автоматизації.

Досвід деяких підприємств показує, що можливе застосування модернізованих конструкцій сіркоспалювальних печей, яке полягає в тому, що в камері плавлення даної печі сірка плавиться спеціальним нагрівальним елементом та через форсунку поступає до камери згорання. Регулювання рН соку здійснюється за рахунок зміни подачі стисненого повітря до форсунки, що змінює величину подачі розплавленої сірки в камеру змішування і, тим самим кількість газу до що поступає до сульфітатора.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Автоматичний контроль та управління об'єктом проектування	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/4
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.					

На (рис. 10.1.) показана схема автоматизації сульфітатора соку з використанням печі типу БВЯ.

Значення рН сульфітованого соку вимірюється високоточним перетворювачем ПВУ-2556 1г з датчиком 1д зануреного (ДПг-5274) чи проточного (ДПр-5215) типів. Імпульс з перетворювача (0—50 мВ) подається на електронний потенціометр ЄПД 2, пневматичний імпульс з якого через байпасну панель дистанційного управління 1в поступає на регулюючий клапан 1е, що змінює випуск газу в атмосферу. В якості регулюючих клапанів потрібно використовувати гумові (наприклад, шлангові) або з нержавіючої сталі (наприклад, КЯ). Це пов'язано з агресивністю середовища. Вміст SO₂ в сірчистому газі контролюється газоаналізатором ГЄД-УЗ із відбірним приладом 2а. Температура сірчистого газу на виході із сублиматора регулюється за рахунок зміни подачі води (4 — електронний міст ЄМД з пневмовиходом, 4 б — байпасна панель, 4е— термометр опору).

Регулювання подачі соку на сульфітатор здійснюється в залежності від рівня сульфітаційного соку в збірнику. Зміна рівня в цьому збірнику здійснюється п'єзометричним способом, для чого використовується регулятор витрати повітря РРВ-1 2в і дифманометр ДМ 2б. диференціально-трансформаторна котушка дифманометра ввімкнута на вихід вторинного приладу ЄПІД 1, який через байпасну панель 1а управляє клапаном 1е, змінюючи при цьому подачу соку на сульфітатор в залежності від рівня в збірнику.

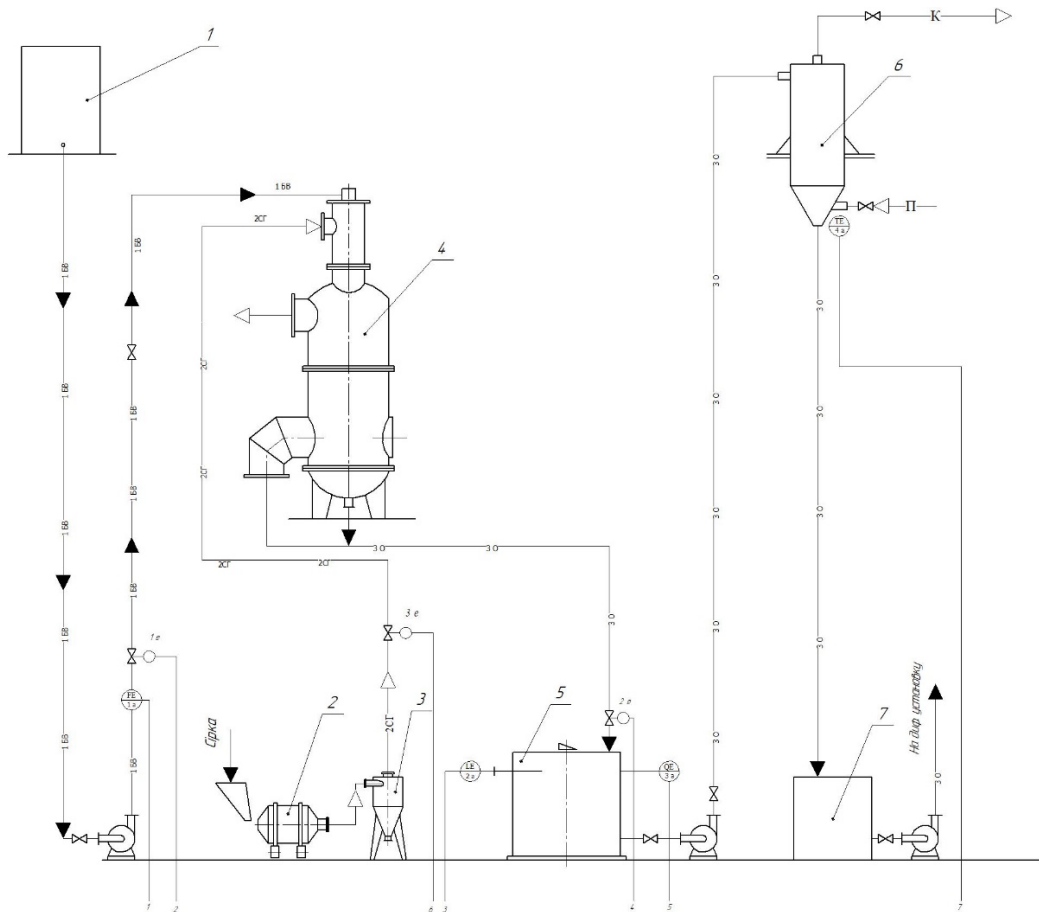


Рис. 10.1. Схема управління сульфитацією

Номер позиції	Параметр	Місце встановлення	Найменування приладів	Тип. Завод виготівельник	Кількість
1	2	4	5	6	7
1г, 2г	Концентрація	На щиті	Вторинний пневматичний, показувальний, самописний прилад із вбудованою станцією керування	ПВ10.19. Тизприлад, м. Москва	2
1д, 2д	Концентрація	На щиті	Комплект рН-метра у комплекті з електропневмоперетворювачем.	РН-261, ЕПП-63. Завод вимірювальних приладів, м. Гомель	2
3г	Концентрація		Вторинний пневматичний, показувальний, самописний прилад із вбудованою станцією керування	ПВ10.19. Тизприлад, м. Москва	1

Таблиця 10.1 Найменування засобів автоматизації

Інд. змін.

Дата видання

Модел
UA

Аркуш
3

3д			Комплект рН-метра у комплекті з електропневмоперетворювачем	РН-261, ЕПП-63. Завод вимірювальних приладів, м. Гомель	1
3а			П'єзометричний датчик	5РИМ. Завод вимірювальних приладів, м. Таллін	1
3в		На щиті	Регулятор витрати повітря		
3б		На місці	Дифнанометр	ДМ	
2а	Концентрація-		Газоаналізатор ГЄД-УЗ		
2б	Концентрація	На місці	Відбірний прилад		1
2в	Концентрація	На щиті	Показуючий пристрій		
4а	Температура	За місцем	Термометр опору мідний	ТСМ-5071. Львівприлад, м. Львів	1
4б	Температура	На щиті	Логометр показувальний		
1е, 2е, 3е		За місцем	Мембранний виконавчий механізм	МИМ200-111-143011	3

Продовження таблиці 10.1

11. ЗАХОДИ З ОХОРОНИ ПРАЦІ

Закон України про охорону праці.

В Україні 22 листопада 2002 р. був прийнятий Верховною Радою Закон «Про охорону праці». Цей закон, а також «Кодекс законів про працю в Україні» є основною законодавчою базою охорони праці. Доповненням до них є державні міжгалузеві та галузеві нормативні акти про охорону праці – це стандарти, правила, норми, положення, статuti, інструкції та інші документи, яким надано чинність правових норм.

Інструктажі та навчання.

Навчання правилам безпеки на цукровому заводі починається з вступного інструктажу, який проводить інженер з питань охорони праці з занесенням відмітки у журнал після його проведення.

Первинний інструктаж проводиться з працівником на робочому місці до початку роботи. Він проводиться індивідуально або з групою осіб спільного фаху за програмою, складеною з урахуванням вимог відповідних інструкцій з охорони праці.

Повторний (плановий) інструктаж проводить майстер на робочому місці з встановленою для даного виробництва і виду робіт періодичністю. Ця періодичність не повинна перевищувати шести місяців на звичайних робочих місцях і трьох місяців на роботах з підвищеною небезпекою.

Позаплановий інструктаж проводиться майстром індивідуально або з групою робітників однієї професії. Він проводиться при зміні правил охорони праці, технологічного процесу, порушення робітниками правил техніки безпеки.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Заходи з охорони праці	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/5
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.					

Травматизм

Сукупність травм на підприємстві складає виробничий травматизм. Існують нещасні випадки пов'язані з виробництвом та не пов'язані з ним. Для аналізу виробничого травматизму використовуються три основні методи: статистичний, монографічний та економічний.

Коли на території виробництва трапляється нещасний випадок, потерпілий або очевидці повинні повідомити начальника або власника підприємства, який організовує комісію по розслідуванню. До складу комісії входять: начальник цеху, інженер з охорони праці, представник профспілок та страховий експерт. Розслідування зазвичай проводиться протягом 3-х робочих днів. За результатами роботи комісія складає акт за формою Н-5 чи Н-1.

Шкідливі та небезпечні фактори

Небезпечні та шкідливі фактори за природою дії поділяються на такі групи: хімічні, біологічні, фізичні та психофізіологічні. До небезпечних та шкідливих виробничих факторів, які мають місце у сокоочисному відділенні належать: пересувні частини виробничого устаткування, рухомі машини та механізми, підвищена запиленість та загазованість повітря робочої зони, підвищений рівень шуму, підвищена температура поверхонь устаткування чи матеріалів, вібрація, можливість ураження електричним струмом. Психофізіологічні небезпечні та шкідливі виробничі фактори можуть проявлятися в нервово-психічному перевантаженні (розумове та емоційне перенапруження, перенапруження органів чуття, монотонність праці).

Мікроклімат

Нормальне самопочуття людини під час виконання роботи може бути досягнуто за певної комбінації таких параметрів повітря: температура – 17...19°C; швидкості руху – взимку 0,2...0,5 м/с, а влітку 0,2...1,0 м/с; відносна вологість – 40...60%.

Норми мікроклімату встановлюються в залежності від періодів року, які поділяються на теплий і холодний (середньодобова температура $> +10^{\circ}\text{C}$ та $< -10^{\circ}\text{C}$ відповідно до сезону).

Вентиляція

У відділенні, де встановлено сульфітатор, застосовується припливно-витяжна вентиляція, що забезпечує створення необхідних параметрів мікроклімату та чистоти повітряного середовища в усьому об'ємі робочої зони виробничого приміщення. Припливно-витяжна вентиляція повинна забезпечувати восьмикратний обмін повітря. Для видалення шкідливих речовин в сокоочисному відділенні передбачені місцеві відсмоктувачі, які встановлюються над сульфітаторами.

Освітлення виробничих приміщень

Для забезпечення нормального освітлення передбачається природне і штучне освітлення.

В денний час максимально використовується природне світло, яке поступає в приміщення через вікна, а при необхідності через освітлювальні ліхтарі і дах. Робочі місця, які в денний час не мають можливості освітлюватися природнім світлом – освітлюються штучним. Воно поділяється на робоче, охоронне, аварійне та евакуаційне.

Для освітлення в темну частину доби використовуються ліхтарі з люмінесцентними лампами або лампами розжарювання.

Шум і вібрація

Основна ціль нормування шуму у сокоочисному відділенні – встановлення допустимих рівнів шуму, які при щоденному впливі протягом всього робочого дня і протягом багатьох років не можуть викликати суттєвих захворювань організму людини і не заважають його нормальній трудовій діяльності. Допустимі рівні шуму на робочих місцях регламентуються за санітарними нормами виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку.

Під час обслуговування сульфітаторів працівники використовують навушники з переговорним пристроєм та беруші.

Електробезпека

Сокоочисне відділення за ступенем можливості ураження людини електричним струмом та залежно від стану виробничого середовища відноситься до приміщень підвищеної небезпеки.

У відділенні є багато обладнання, яке працює від електромережі. Відповідно з цим, існує велика потенційна небезпека для робітників.

Основні заходи для забезпечення електробезпеки: заземлення всього електричного обладнання; встановлення захисних огорож, щоб уникнути доторкання до струмоведучих частин; застосування системи захисного відімкнення електричного струму у разі замикання на корпус електродвигунів приводу машини, або їх перевантаження; всі електричні щити живлення мають бути закриті захисними коробками; ремонт та профілактика машини здійснюється тільки за відімкненого електричного живлення.

Пожежна безпека

Згідно Правил пожежної безпеки, цукровий завод належить до категорії Г по вибухо- та пожежонебезпеці. Усі виробничі приміщення, будівельні споруди повинні бути виконані з негорючих матеріалів, монтаж електричного обладнання та електропроводки здійснені у відповідності з правилами пожежної безпеки. Запобіганню пожежам сприяє герметизація виробничого обладнання, контроль за концентрацією речовин у повітрі та в технологічному обладнанні, застосування робочої та аварійної вентиляції. Важливе значення має протипожежне водопостачання та засоби первинного протипожежного захисту. В більшості випадків на цукровому заводі користуються вуглекислотними (ВВК-2, ВВК-3, ВВК-5) вогнегасниками. Кількість вогнегасників приймається з розрахунку 1 вогнегасник на 100 м².

У всіх приміщеннях повинні бути передбачені протипожежні крани з рукавами, вогнегасники, пісок, щити з пожежним інвентарем.

Заходи безпеки при експлуатації сульфідатора:

1. Сульфідатор повинен бути встановлений в зручному для обслуговування і спостереження місці.
2. Місце установки сульфідатора та засобів автоматизації повинні бути освітлені відповідно до вимог правил техніки безпеки і санітарії.
3. При проведенні ремонтних робіт слід вивісити таблички: «НЕ ВМИКАТИ», «РЕМОНТНІ РОБОТИ».
4. Проведення робіт в середині сульфідатора повинно виконуватись не менше ніж двома робітниками і відповідно до інструкції та діючих норм.
5. Під час експлуатації сульфідатора необхідно постійно утримувати робоче місце в чистоті і порядку, не захаращувати прохід і доступ до регулюючої і пускової апаратури.
6. Перед початком виробництва сульфідатори і підвідні трубопроводи повинні перевірятися на герметичність.
7. Сульфідатори повинні бути обладнані витяжною трубою для видалення відпрацьованого газу. Труба повинна бути виведена в атмосферу на 2 м. вище коника даху, що забезпечує ступінь розсіювання газу до допустимої концентрації.
8. Конструкція і виконання сульфідатійної установки повинна виключати можливість проникнення сірчистого газу в виробниче приміщення.

12. ОХОРОНА ДОВКІЛЛЯ

Стічні води підприємств цукрової промисловості містять велику кількість органічних речовин: сахарозу і продукти її розкладання, білки та інші азотисті речовини, пектин, сапонін, пентози, солі калію, магнію, фосфорної і соляної кислот тощо, що спричиняє швидкий розвиток процесів бродіння і загнивання. В процесі бродіння цукру, що міститься в стічних водах, утворюються оцтова, молочна, масляна та пропіонова кислоти.

Очищення стічних вод підприємств знаходиться на дуже низькому рівні, оскільки вони в більшості випадків розташовані в сільській місцевості де дотепер немає очисних споруд. При цьому стоки без необхідної очистки скидають в яри, безпосередньо у водойми і лише в окремих випадках – на поля фільтрації.

Потрапляючи в навколишнє природне середовище, вони сприяють розвитку гнильних мікроорганізмів та трансформуються у вторинні забруднення, зокрема у леткі сполуки (метиламіни, аміак, сірководень, меркаптани, індол, скатол тощо) які дифундують у повітря, що супроводжується неприємним запахом.

В результаті діяльності підприємств цукрової промисловості відбувається забруднення атмосферного повітря, що призводить до зміни його хімічного складу та фізичних і фізико-хімічних властивостей. В цукровій промисловості викидами в атмосферу є пил і шкідливі гази з технологічних установок (сірчистий та вуглекислий газ, пари соків та сиропів, цукровий пил після сушіння цукру та ін.).

Частково очищення повітря здійснюється на скруберах мокрої очистки із замкнутим контуром водопостачання, однак вони не забезпечують високої якості очищення.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Охорона довкілля		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/3
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.						

Цукрові заводи, переробляючи буряк, витягують і отримують у вигляді готової продукції лише трохи більше 50 % сухих речовин. Інша частина сухих речовин, в основному, представляє собою корисні органічні речовини, що переходить у відходи виробництва.

Неналежне поводження з утвореними відходами, їх неправильне складування, зберігання та відсутність їх подальшої переробки чи утилізації призводить до погіршення екологічної ситуації в районі розташування цукрового підприємства та значного забруднення довкілля.

Переважну кількість відходів розміщують прямо на території заводу, у відстійниках, на так званих «полях фільтрації», де органічні забруднюючі речовини піддаються впливу гнильної мікрофлори. Це призводить до прямого забруднення ґрунтів з подальшою міграцією шкідливих речовин у підземні води та атмосферне повітря.

Кількість відходів і стічних вод, а також якість продукції, отриманої з основної сировини і відходів, суттєво залежить від ступеня досконалості і фізичного стану використовуваного обладнання. В даний час на більшості цукрових заводів використовується фізично і морально застаріле обладнання, а обладнання для переробки відходів в більшості випадків взагалі відсутнє.

При здійсненні екологічної оцінки, відповідно до вимог ДСТУ ISO 14001:2006, особливу увагу необхідно приділити визначенню прямих екологічних аспектів, які мають місце під час виробництва цукру, а також їх оцінці. До них належать: викиди в повітря; скиди у водну систему; забруднення ґрунту; використання значної кількості природних ресурсів; виділення неприємного запаху.

З зазначеного вище, можна зробити висновок, що цукрове виробництво характеризується великою кількістю технологічних процесів, які прямо чи опосередковано чинять вплив на довкілля, тому задля ефективного та екологічно безпечного функціонування цукрових підприємств необхідно проводити та впроваджувати екологізацію виробництва.

Екологізація виробництва цукрової промисловості повинна починатись з вирощування екологічно чистого насіння буряків, вирощування буряків з дотриманням норм використання добрив і мінеральних сполук та завершуватись впровадженням інноваційних технологій виробництва цукру, очищення та скорочення викидів, зменшення витрат сировини та допоміжних матеріалів у процесі виробництва.

Проте, екологізація виробництва у цукровій промисловості ускладнюється недостатністю або відсутністю фінансових ресурсів, необхідних для проведення цих заходів. Тому, розглядати питання покращення екологічного стану довкілля та випуску екологічної продукції для забезпечення продовольчої безпеки країни необхідно на державному рівні, створюючи систему пільг та дотацій підприємствам, які використовують технології, що дозволяють підвищувати рівень екологізації країни.

На сьогодні залишається відкритою проблема створення ефективного економічного механізму стимулювання підприємств цукрової галузі на ресурсозберігаючий режим виробництва. Розробка та впровадження інноваційних ресурсозберігаючих технологій потребує значних інвестиційних вкладень, що призводить до зниження рентабельності виробництва та скорочення прибутків підприємств, тому більшість керівників цукрових заводів нехтують цим.

13. МАРКЕТИНГОВЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ПРОЕКТУ

У ринкових умовах господарювання підприємства аграрного сектору економіки повинні здійснювати свою діяльність на основі вивчення потреб та запитів споживачів, що забезпечить їм повноцінне надходження прибутку та достатній рівень конкурентоспроможності. У зв'язку з цим, така діяльність неможлива без застосування елементів маркетингу.

Маркетинг є важливою складовою системи управління функціонуванням підприємств і забезпечує майбутні ефективні можливості для його розвитку в мінливих умовах ринкового середовища. Вирішальною є роль маркетингу на підприємствах цукрової галузі, особливо як передумови здійснення виробничої діяльності, в управлінні товарорухом, у процесі ціноутворення та продукції, оцінці можливих обсягів попиту та пропозиції основної та побічної продукції цукрового виробництва.

Нині маркетингові принципи в організації діяльності підприємств цукрової галузі враховуються недостатньо, що в результаті призводить до прийняття неефективних рішень у процесі ціноутворення, формування товарного асортименту та управлінні підприємством в цілому. Тому однією з важливих проблем діяльності підприємств цукрової галузі є ефективна організація агромаркетингу у процесі управління, що сприятиме покращенню їх виробничої та збутової діяльності, забезпечить конкурентоспроможність продукції.

Організація та впровадження маркетингу на підприємствах аграрного сектору економіки повинна бути зосереджена у певних функціональних підрозділах, які мають повністю функціонувати та контролювати основні процеси підприємства та повинні базуватися на засадах комплексності, системності та раціоналізації управлінських підходів. На практиці формуванням,

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Маркетингове обґрунтування проекту	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/5
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.					

впровадженням та функціонуванням маркетингу на підприємстві займається відділ маркетингу або маркетингова служба, яка має бути побудована на основі органічних зв'язків з іншими підрозділами підприємств.

В результаті реформування сільського господарства підприємства цукрової галузі України пройшли декілька етапів реорганізації. В процесі цих змін вони перетворилися в систему інтегрованих господарських суб'єктів всіх форм власності. При цьому цукровими буряками займаються як сільськогосподарські виробничі кооперативи, агрофірми, фермерські господарства, приватні підсобні господарства, так і великі холдинги, до складу яких входять не лише земельні угіддя, а і цукрові заводи. За останні роки вказані підприємства значно випереджували інші категорії господарств по темпах виробництва.

Головними конкурентами на внутрішньому ринку цукру України за 2018 р. були великі інтегровані компанії: ТОВ “Астарта-Київ”, ТзОВ “Радехівський цукор”, ТОВ “Група Агропродінвест”, Цукровий холдинг “Т-цукор”, Агрофірма “Світанок”, ТОВ “Панда”, ПАТ “Геофіпольський цукровий завод”. При цьому частка інтегрованих компаній від загального виробництва цукру в Україні становила 76,57 % (табл. 13.1).

Враховуючи особливості виробництва цукру в Україні, можна стверджувати, що інтеграція переробних підприємств з виробниками сільськогосподарської продукції є пріоритетним напрямом розвитку підприємств, що дасть змогу виробляти конкурентоспроможну продукцію для внутрішнього та зовнішнього ринків.

Тому процес організації маркетингу на підприємствах цукрової галузі має специфічні механізми впровадження та розвитку, які викликані, по-перше, особливостями галузі та цукровиробництва, по-друге, фінансовою спроможністю та розмірами цукрового підприємства і, по-третє особливостями споживання основної та побічної продукції.

Цукрові компанії	Кількість цукрових заводів	Перероблено цукрових буряків, тис. тонн	Обсяги виробництва цукру, тис. тонн	Ринкова частка, %
ТОВ "Астарта-Клів"	8	3065,4	466,390	22,41
ТзОВ "Радехівський цукор"	2	1924,7	278,281	13,37
ТОВ "Група Агропродінвест"	2	1451,3	220,305	10,59
Цукровий холдинг "Т-цукор"	3	1434,7	173,448	8,33
Агрофірма "Світанок"	2	727,3	104,048	5,0
ТОВ "Панда"	2	543,6	72,558	3,49
ПАТ "Геофіпольський цукровий завод"	1	552,5	71,508	3,44
ТОВ "Галс-ЛГД"	2	384,0	56,212	2,7
ПАТ "Гнідавський цукровий завод"	1	435,8	55,836	2,68
ТОВ "Староконстантинівцукор"	1	335,3	49,136	2,36
ПП "Кряж"	3	329,1	45,822	2,2
Всього інтегровані компанії	27	11183,7	1593,544	76,57
У % до загального	56,25	75,53	76,58	
Інші цукрові заводи	21	3622,7	487,47	23,43
Разом по Україні	48	14806,4	2081,014	100

Таблиця 13.1. Виробництво цукру інтегрованими компаніями в Україні за 2018 р.

Для впровадження та розвитку маркетингу на підприємствах цукрової галузі доцільно в організаційну структуру цукрових підприємств включати службу маркетингу (для інтегрованих компаній) або окремо маркетолога (для цукрових заводів, які не інтегровані в компанії).

З урахуванням особливостей здійснення цукрового виробництва та умов діяльності, службу маркетингу доцільно будувати за функціональною орієнтацією (рис. 13.1).

Доцільність застосування саме функціональної організації відділу маркетингу для підприємств цукрової галузі пояснюється також законодавчим обмеженням географії збуту цукру, малою диференціацією товарного асортименту, особливостями застосування та реалізації побічної продукції цукрового виробництва. Проте, можливі й інші варіанти побудови відділу маркетингу для підприємств цукрової галузі, що залежить від розмірів цукрового підприємства, його стратегічних цілей, потенціальними можливостями, цільовою аудиторією та ринками збуту.

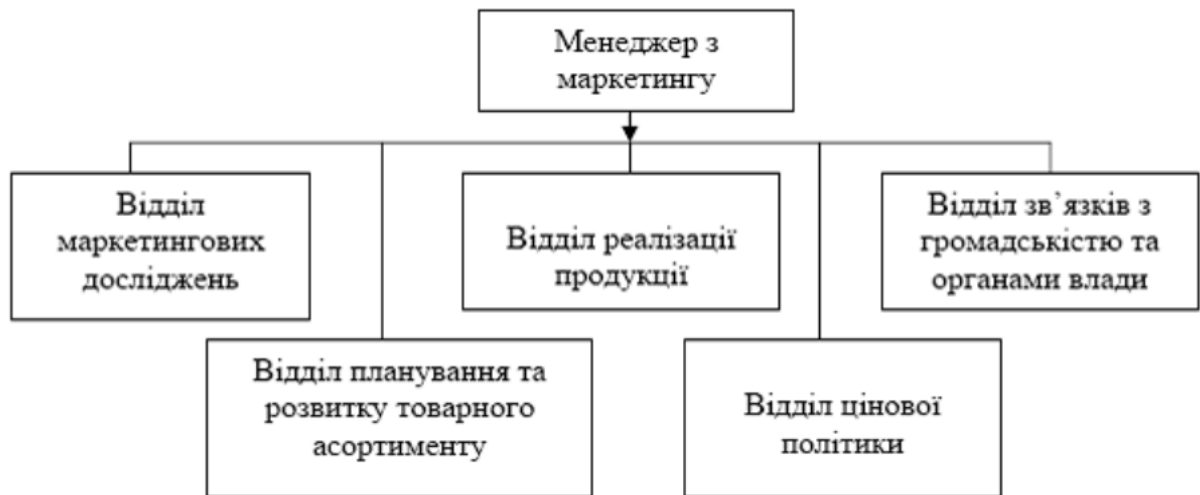


Рис. 13.1. Організація служби маркетингу для підприємств цукрової галузі

Маркетингову діяльність цукрових заводів потрібно організувати поетапно з врахуванням обсягів виробництва та збуту продукції. Практичне застосування організації маркетингу на цукрових заводах покладається, як правило, на існуючих співробітників, які виконують лише окремі маркетингові функції та завдання паралельно до основного виду діяльності.

Фахівець з маркетингу повинен виконувати такі основні обов'язки:

- вивчення потреб основних та потенційних споживачів продукції;
- прогнозування попиту та пропозиції на основну та побічну продукцію виробництва;
- вивчення можливостей розширення товарного асортименту шляхом комплексної переробки побічної продукції виробництва (жом, меляса, біоетанол та ін.);
- встановлення конкурентоспроможної ціни на продукцію, розрахунок цінних знижок для постійних покупців як в період активної купівлі, так і в період міжсезоння;
- управління процесом збуту продукції, регулювання обсягів реалізації;
- вибір та практичне застосування засобів маркетингових комунікацій (друкована реклама, PR, засоби стимулювання збуту тощо);
- аналіз конкурентного середовища підприємств цукрової галузі.

Незалежно від розмірів підприємств цукрової галузі, їх фінансової стабільності та можливостей розвитку, відділ маркетингу, окремий фахівець з маркетингу або управлінський персонал, що частково виконує окремі маркетингові функції, повинні працювати взаємо-узгоджено та взаємопов'язано відповідно до обраної мети діяльності цукрового підприємства.

Функціонування підприємства на засадах маркетингу сприятиме підвищенню прибутковості та його конкурентоспроможності.

ВИСНОВКИ

Дослідження дозволили знайти оптимальне значення геометричної характеристики ежекторів (при яких реалізується максимальне значення ККД) в діапазоні 4...5. Його числове значення залежать від взаємозв'язку між конструктивними параметрами, а саме: від форми сопла, конструкції приймальної камери, довжини камери змішування, відстані від сопла до камери змішування, кута факелу розпиленої з сопла форсунки рідини.

Порівняння роботи ежекторів з горизонтальним та вертикальним розміщенням камери змішування показали, що при тиску подачі рідини в форсунку вище 0,15 МПа коефіцієнт ежекції вертикально розміщеного ежектора в 1,5...2 рази вищий ніж $K_{еж}$ у ежектора, розміщеного горизонтально.

Встановлено, що рух газорідної емульсії з низхідним потоком є раціональним, коли великою кількістю рідини необхідно зв'язати невелику кількість газу. Оскільки бульбашки газу рухаються в напрямку, протилежному їх плавучості, час перебування газу та ефективність використання вищі, ніж у колоні висхідного типу. При цьому швидкість рідини повинна бути більшою швидкості підйому газової бульбашки.

При створенні навіть незначного протитиску внаслідок гальмування низхідного руху газу збільшується газо-вміст емульсії та настає режим бульбашкової структури.

При збільшенні протитиску до $H = 500$ мм настає інверсія фаз по всій довжині камери змішування. Суцільною фазою стає рідина, а газ знаходиться в ній в вигляді бульбашок. Ежекція газової фази значно зменшується.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>			
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Висновки		<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/2
	<i>Документ затверджено</i> Миранчук В. Г.						

При досягненні деякого граничного значення величини протитиску ежектор перестає працювати. Числове значення граничного протитиску збільшується зі збільшенням тиску, під яким рідина подається в робоче сопло ежектора.

Було проведено комп'ютерне моделювання роботи ежекторів в програмному комплексі FlowVision. На основі результатів імітаційного моделювання роботи ежектора встановлено, що при виконанні гвинтових перегородок в камері змішування ежектора збільшується турбулентність потоків, що приводить до інтенсифікації масообмінних процесів.

На основі проведених досліджень запропоновано модернізовану конструкцію сульфітатора А2-ПСК з вертикальним розміщенням камери змішування та відцентрово-струминною форсункою. Встановлено, що нижній торець камери змішування повинен бути встановлений нижче рівня рідини на глибину до 300 мм, чим забезпечується високий коефіцієнт ежекції при високому коефіцієнті використання SO₂.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Современные технологии и оборудование свеклосахарного производства. Ч.1/ В.О.Штангеев, В.Т.Корбер, Л.Г.Белостоцкий и др.; Под ред.В.О.Штангеева.-К.; Цукор України,2003. С.334-341.
2. Мирончук, В.Г. В.Б. Вискребцов, В.В. Пономаренко Удосконалення роботи сатураторів і сульфитаторів ежекційними методами Матеріали науково-технічної конф. цукровиків України «Підвищення конкурентноспром. цукр. виробництва», К., Цукор України, 2010, с. 197-198.
3. Сапронов, А.Р. Технология сахарного производства. / А.Р.Сапронов - М.: Агропромиздат, 1999. - 431 с.
4. Ponomarenko, V. Ejection devices in mass transfer processes of sugar industry / V.Ponomarenko, N.Pushanko. - LAP LAMBERT Academic Publishing ist ein Imprint der / is a trademark of OmnisScriptum GmbH & Co. KG, ISBN: 978-3-659-47763-8, Saarbrucken, 2014. - 48 p.
5. Сапронов, А.Р. Сульфитация сахаросодержащих растворов / А.Р. Сапронов // Журнал Сахар. — 2003. — № 6. — с. 27-30.
6. Молотилин, Ю.И. Сульфитационная обработка соков, сиропов и экстрагентов свеклосахарного производства / Ю.И. Молотилин, В.О. Городецкий // Журнал Сахар. — 2013. — № 9. — с. 38-40.
7. Патент 39000 UA, МПК C13D3/10. Спосіб сульфитації рідин цукрового виробництва / Вискребцов В.Б. ; заявник Вискребцов В.Б. — № а 2000127519 ; заявл. 26.12.2000 ; опубл. 15.05.2001, Бюл. № 4, 2001 р.
8. Форсунка для распыливания жидкости. В. Г. Вискребцов, В.Б. Вискребцов, В.В. Пономаренко А.с.№1382499, Б.и. №11,1988.
9. Вискребцов, В.Б. Утилизация сернистого ангидрида и расход серы / В.Б. Вискребцов // Журнал Сахар. — 2003. — № 5. — с. 46-47.

<i>Відповідальна організація</i> НУХТ	<i>Технічне узгодження</i> Понамаренко В. В.	<i>Вид документа</i> Пояснювальна записка		<i>Статус документа</i>		
<i>Власник документа</i> НУХТ	<i>Розробник документа</i> Рибак В. В.	<i>Назва, додаткова назва</i> Список використаних джерел	<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/3
	<i>Документ затверджено</i> Мирончук В. Г.					

10. Вискребцов, В.Б. З досвіду експлуатації струминних сульфідаторів / В.Б. Вискребцов, Є.В. Щепкін // Науково-практичний галузевий журнал «Цукор України». — 2002. — № 6 (30). — с. 12-13.
11. Азирлевич М.Я. Оборудование сахарных заводов. Москва : Легкая и пищевая пр-ть, 1982. 392 с.
12. Гребенюк С.М. Технологическое оборудование сахарных заводов. Москва : Легкая и пищевая пр-ть, 2007, 320 с.
- 13.Справочник механика пищевой промышленности / А.И. Соколенко и др.; Арт Эк. Киев, 2004. 304 с.
- 14.Современные технологии и оборудование свеклосахарного производства. / В.О. Штангеев и др. ; Цукор України. Київ, 2003. 352 с.
15. Сапронов А.Р. Технология сахарного производства. Москва : Агропромиздат, 1999, 431 с.
16. Обладнання підприємств переробної і харчової промисловості : підручник / В.Г Мирончук та ін. ; Нова книга. Вінниця, 2007. 648 с.
17. Обладнання підприємств переробної і харчової промисловості : підручник / І. С. Гулий та ін. ; Нова книга. Вінниця, 2001. 576 с.
18. Соколенко А.І., Шевченко О.Ю. Піддубний В.А. Інтенсифікація масообмінних процесів в харчових і мікробіологічних технологіях. Київ : Люксар, 2008. 443 с.
19. Анурьев В.И. Справочник конструктора-машиностроителя [В 3 т.] Москва : Машиностроение, 1982. (Т.1 — 729 с, Т.2 — 584 с, Т.3 — 576 с).
20. Харламов С.В. Практикум по расчету и конструированию машин и аппаратов пищевых производств. Ленинград : Агропромиздат, 1991. 256 с.
21. Автоматизация производственных процессов и АСУТП в пищевой промышленности : учебник. / П.А. Широков и др. ; Агропромиздат. Москва, 2001. 311 с.

22. Одарченко М.С. Охорона праці на підприємствах харчування : підручник. Харків : Основа, 2002. 347 с.
23. Основи охорони праці : підручник / М.П. Купчик та ін. ; Основа. Київ, 2000. 416 с.
24. Агроткетинг: системна методологія, реалізація концепції : монографія / Соловійов І. О. ; Олди-плюс. Херсон, 2008. 344 с.
25. Запольський А.К., Українець А.І. Екологізація харчових виробництв : підручник. Київ : Вища школа, 2005. 423 с.
26. Фурса А.В. Цукробуряковий комплекс України: стан і перспективи розвитку. *Економіка АПК*. 2005. № 2. С. 20-24.
27. Хомічак Л.М., Олійнічук С.Т. Перспективні напрями інноваційного розвитку цукробурякових заводів. *Виробничі питання. Вісник цукровиків України*. 2013, №9 (88). С. 26–30.
28. Повышение качества сахара-песка за счет интенсификации сульфитации полупродуктов сахарного производства / Ю.И. Зелепукин и др. *Вестник ВГУИТ*. 2014. №4. С. 195-198
29. Костина І., Каленська В., Олабоді О. Оформлення бібліографічних посилань у наукових роботах : методичний порадник. Київ : Науково-технічна бібліотека Національного університету харчових технологій, 2017. 31 с.
30. Мирончук В.Г., Лементар С.Ю., Єщенко О.А. Методичні рекомендації до виконання магістерської кваліфікаційної роботи для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» спеціалізації «Обладнання переробних і харчових виробництв» ден. та заоч. форм навчання. Київ : НУХТ, 2018. 41 с.