

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

_____ Сергій БЛАЖЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

_____ Микола ЯКИМЧУК
(підпис) (ім'я та прізвище)

«_____» _____ 20__ р.

«_____» _____ 20__ р.

Кваліфікаційна робота
на здобуття освітнього ступеня магістра
зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування»
освітньо-професійної програми
Інжиніринг харчових виробництв

на тему:

**«Розробка двосекційного карбонізатора соку на основі CFD моделювання
ежекторів»**

Виконав: здобувач 2 курсу, групи ОХ-2-4М

Година Владислав Романович
(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)

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. Микола ЯКИМЧУК

“ ____ ” _____ 20__ року

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

Година Владислав Романович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту (роботи) Розробка двосекційного карбонізатора соку на основі CFD моделювання ежекторів

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 « ____ » _____ 2022р. № _____

2. Строк подання здобувачем роботи 01.02.2023р.

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, Розрізи – 1 аркуш; Баробтер сатуратора – 1 аркуш. Наукова частина 5 арк

6. Консультанти розділів роботи

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

7. Дата видачі завдання: 14.09.2022 р.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ п/п	Назва етапів дипломного проекту (роботи)	Строк виконання етапів проекту (роботи)	Примітка
1	<i>Вступ</i>	30.09.2022р.	
2	<i>Аналітичний огляд стану питання</i>	08.10.2022р.	
3	<i>Методика проведення досліджень</i>	15.10.2022р.	
4	<i>Дослідна частина та узагальнення результатів</i>	22.10.2022р.	
5	<i>Обґрунтування модернізації. Устрій та принцип роботи модернізованого об'єкту проектування</i>	29.10.2022р.	
6	<i>Розрахункова частина</i>	12.11.2022р.	
7	<i>Підбір конструкційних матеріалів</i>	12.11.2022р.	
8	<i>Технологія машинобудування</i>	19.11.2022р.	
9	<i>Правила монтажу, експлуатації та ремонту обладнання</i>	30.11.2022р.	
10	<i>Автоматичний контроль та управління об'єктом проектування</i>	10.12.2022р.	
11	<i>Заходи по охороні праці</i>	18.12.2022р.	
12	<i>Охорона довкілля</i>	18.12.2022р.	
13	<i>Маркетингове обґрунтування проекту</i>	30.12.2022р.	
14	<i>Висновки</i>	15.01.2023р.	
	<i>Графічна частина формату А1 – 10 шт.</i>	15.01.2023р.	
	<i>Подача кваліфікаційної роботи на кафедру</i>	01.02.2023р.	

Здобувач

(підпис)

Година М.В.

(прізвище та ініціали)

Керівник роботи

(підпис)

Пономаренко В.В.

(прізвище та ініціали)

ЗМІСТ

Завдання на магістерську роботу.....	
Анотація.....	2
Annotation.....	3
Вступ.....	4
1. Аналітичний огляд стану питання.....	6
2. Методика проведення досліджень.....	29
3. Дослідна частина та узагальнення результатів.....	49
4. Обґрунтування модернізації (інтенсифікації).....	67
5. Устрій та принцип роботи модернізованого об'єкту проектування.....	76
6. Розрахункова частина.....	80
7. Підбір конструкційних матеріалів.....	90
8. Технологія машинобудування.....	93
9. Правила монтажу, експлуатації та ремонту обладнання.....	95
10. Автоматичний контроль та управління об'єктом проектування.....	101
11. Заходи з охорони праці.....	105
12. Охорона довкілля.....	113
13. Маркетингове обґрунтування проекту.....	119
Висновки.....	121
Список використаних джерел.....	
Додатки.....	

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Зміст	210748.MP.02.000 ПЗ				
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 4/138	

АНОТАЦІЯ

Цукрова промисловість є необхідною та найбільш забруднюючою навколишнє середовище галуззю. Цукровий завод малої продуктивності за сезон цукроваріння має викиди одного тільки відпрацьованого сатураційного газу біля 7 млн. м³. Тому зменшення викидів є задачею актуальною і шлях до її вирішення лежить через модернізацію сатураційних апаратів та збільшення коефіцієнта використання CO₂. Одним з перспективних напрямів такої модернізації є секціонування апаратів та застосування розпилення соку в надсоковому просторі сатуратора та проведення масообмінних процесів в струминних течіях високої інтенсивності. Для реалізації такого напрямку необхідна розробка ефективного струминного апарату та всебічне його дослідження з метою знаходження оптимального режиму його роботи. В магістерській роботі проведено такі дослідження, запропоновано нову конструкцію ежекторів з конічно-циліндричною камерою змішування та знайдено його оптимальні характеристики.

Дана робота приймала участь в Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт з галузей знань і спеціальностей за напрямом «Системи автоматизованого проектування та комп'ютерного моделювання». За результатами конкурсу отримано диплом НУХТ першого ступеня за перемогу в I турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт та перше місце в Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт в номінації «САПР (CAD/CAM/CAE)».

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Анотація		210748.MP.02.000 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.			Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

ANNOTATION

The sugar industry is a necessary and the most polluting industry. A low-productivity sugar factory emits about 7 million m³ of saturated gas alone during the sugar-making season. Therefore, the reduction of emissions is an urgent task, and the way to its solution lies through the modernization of saturation devices and an increase in the coefficient of use of CO₂. One of the promising directions of such modernization is the sectioning of devices and the use of juice spraying in the superjuice space of the saturator and mass transfer processes in high-intensity jet streams. To implement such a direction, it is necessary to develop an effective jet apparatus and its comprehensive research in order to find the optimal mode of its operation. In the master's thesis, the following studies were carried out, a new design of ejectors with a conical-cylindrical mixing chamber was proposed and its optimal characteristics were found.

This work took part in the All-Ukrainian competition of student scientific works in the fields of knowledge and specialties in the direction of "Systems of automated design and computer modeling". According to the results of the competition, a first-degree diploma of the National Technical University of Ukraine was received for the victory in the 1st round of the All-Ukrainian competition of student scientific works and the first place in the All-Ukrainian competition of student scientific works in the CAD/CAM/CAE category.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Пономаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Анотація	210748.MP.02.000 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

ВСТУП

Харчова промисловість одна з найважливіших і найбільш складних галузей народного господарства. Основним завданням сучасного інженера в наш час, при ринкових відносинах, є потреба слідкувати за науково-технічним прогресом, розробляти і впроваджувати в життя нове, прогресивне і насамперед конкурентноздатне обладнання і технології.

Науково-технічний прогрес в цукровій промисловості повинен розвиватися в наступних напрямках: скорочення тривалості виробничого циклу, якомога швидша переробка цукрових буряків з метою зменшення витрат допоміжних матеріалів і втрат цукру в жомі, втрат цукру в буряках при їх зберіганні, впровадження нової більш ефективної техніки і технологій, що підвищують вихід і якість цукру; здійснення комплексної механізації важких і трудомістких робіт; автоматизації виробничих процесів і контролю за ними; скорочення витрат на паливо. В загальному балансі виробництва товарів народного споживання цукор складає більше 11 %. Він завжди був і повинен надалі залишатись основою експортного потенціалу України.

В умовах сучасного ринку виживає тільки той, чия продукція більш якісна і дешевша від подібної продукції конкурентів. Цього важко досягнути без застосування сучасних технологій і обладнання. Але закупівля сучасних дуже дорогих автоматизованих технологічних ліній за кордоном не завжди обертається довгоочікуваним економічним ефектом. Аналіз показав, що це відбувається із-за недостатньо кваліфікованого обслуговуючого персоналу, невідповідності українського і міжнародних стандартів води, сировини, параметрів електроенергії, норм запиленості і температури оточуючого середовища тощо. Але непотрібно скидати з рахунку те, що технології, які у

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Вступ	210748.MP.02.000 ПЗ				
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138	

нас використовуються, далеко не всі застарілі. Багато з них дуже добре адаптовані під українського виробника і сировину, мають високу надійність. Крім того, добре підготовлені інженери в Україні на достатньо високому рівні створюють нові і модернізують існуючі види обладнання підприємств харчової промисловості. Це обходиться нашому виробнику дешевше ніж закупівля аналогічного обладнання за кордоном, що робить вітчизняну продукцію конкурентно-спроможною на європейському ринку.

--	--	--	--	--

1. АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД СТАНУ ПИТАННЯ

Станція карбонізація соку в технологічній схемі очищення цукрового розчину від нецукрів

На цукрових заводах сатурація дефекованого соку (насичення газоподібним CO_2) відбувається в два прийоми сатураційним газом, що одержується при випалі вапняку.

Основною метою I сатурації є адсорбція вапняних солей, барвних речовин і колоїдів частками карбонату кальцію, що утворюються в результаті взаємодії газоподібного CO_2 і розчиненого вапна, що знаходиться в дефекованому соку, і одержання осаду, що гарно осаджується і фільтрується.

Процес сатурації проводиться в апаратах безперервної дії, що називаються сатураторами. Щоб процес був ефективним, необхідний тісний контакт газу із соком, що може бути досягнуто двома способами: продуванням газу в сік і в результаті одержання системи “газ у соку” або розпиленням соку в газі, тобто одержанням системи “сік у газі”. В обох випадках створюється поверхня зіткнення газу із соком, він розчиняється в соку і реагує з вапном.

На більшості цукрових заводів експлуатуються апарати барботажного типу, які майже за весь час свого існування не зазнали істотних змін і практично використали свої можливості для інтенсифікації процесу. Апарат першої сатурації типу Ш1 – ПАС показаний на рис.1. 1.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Аналітичний огляд стану питання		210748.MP.02.001 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.			Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

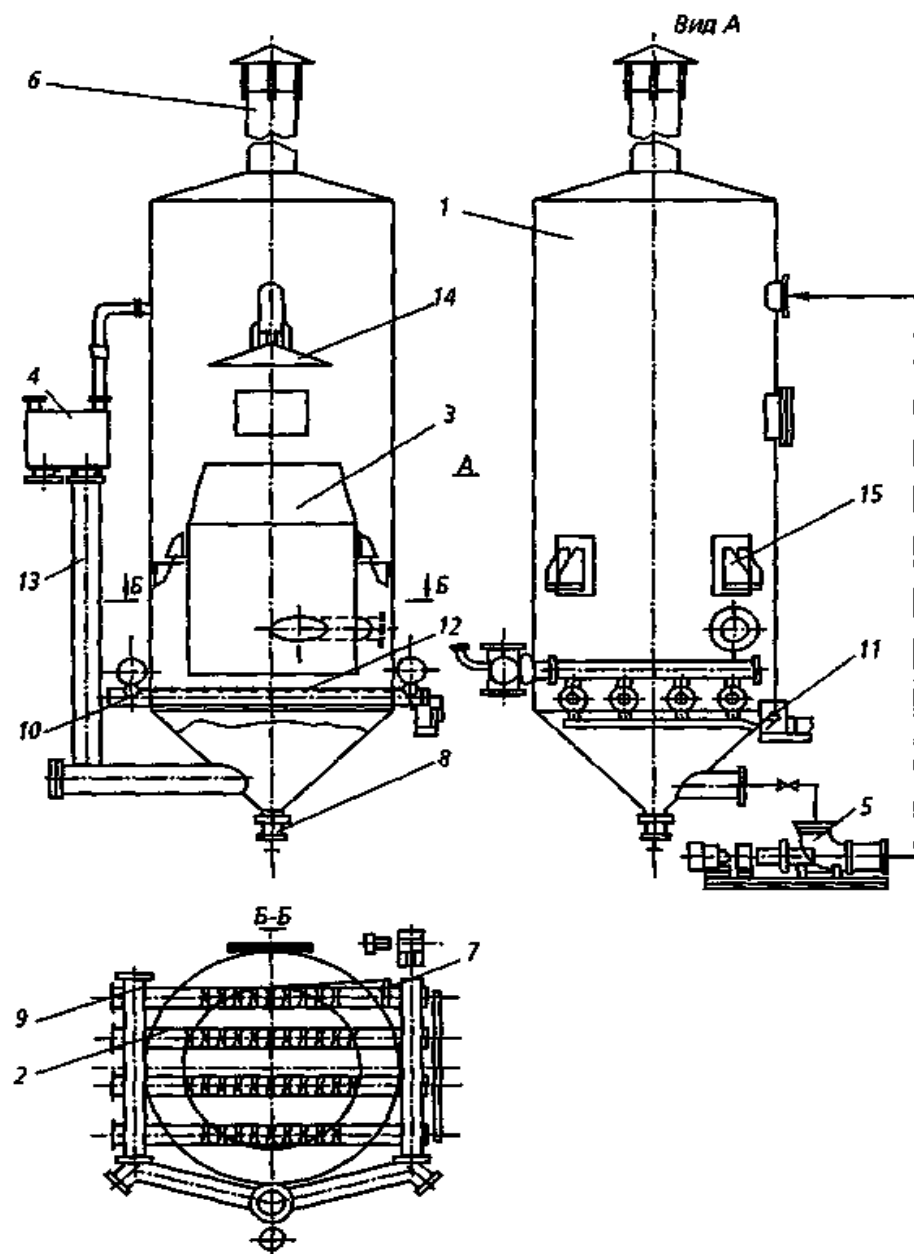


Рис. 1. 1 Модернізований сатуратор Ш1 – ПАС

Одним із основних недоліків барботажного апарату є явище «сумарної лужності» - змішування порцій соку різного ступеня обробки. Найбільш інтенсивно адсорбція нецукрів протікає при утворенні кристалічного карбонату кальцію в умовах високої лужності, а саме така зона в існуючих апаратах відсутня та має місце нерівномірність розподілення газу по перерізу апарату.

Логвінов В.М. експериментально дослідив час перебування цукрового розчину в типовому апараті першої сатурації і зробив припущення щодо ряду недоліків. Одним із них є вирівнювання концентрацій реагентів в об'ємі, який носить назву „сумарної лужності”. Розподілення лужності в соці по висоті апарату показана на рис.1.2.

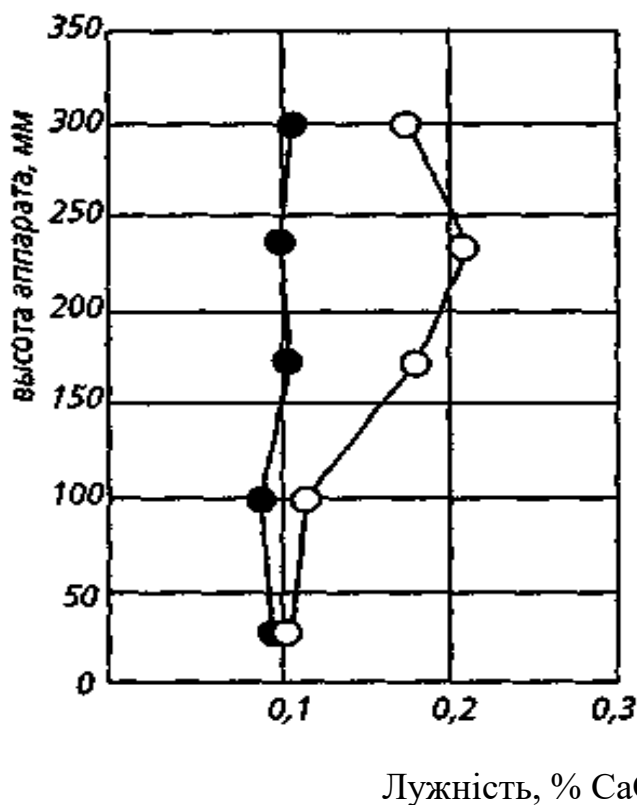


Рис.1.2 Розподілення лужності в соці по висоті апарату

Крім того, одним з значних недоліків апаратів сатурації є їх низька ефективність по використанню діоксиду вуглецю. В апаратах першої сатурації він досягає значення 50 -60 %, а в апаратах другої сатурації і того менше – 40 - 50 %.

В основному удосконалення конструкцій апаратів направлені на рівномірне розподілення газової фази в об'ємі сатуратора (використовуються різні газорозподільні механізми) та пристрої всередині сатуратора, які приводять до більшого перемішування і вирівнювання концентрацій в об'ємі апарату.

Ревою Л.П. зі співробітниками запропонував проводити процес сатурації в секційних апаратах з поступовим зниженням лужності цукрового розчину по секціям. Одна з конструкцій такого секціонованого апарата показана на рис.1. 3.

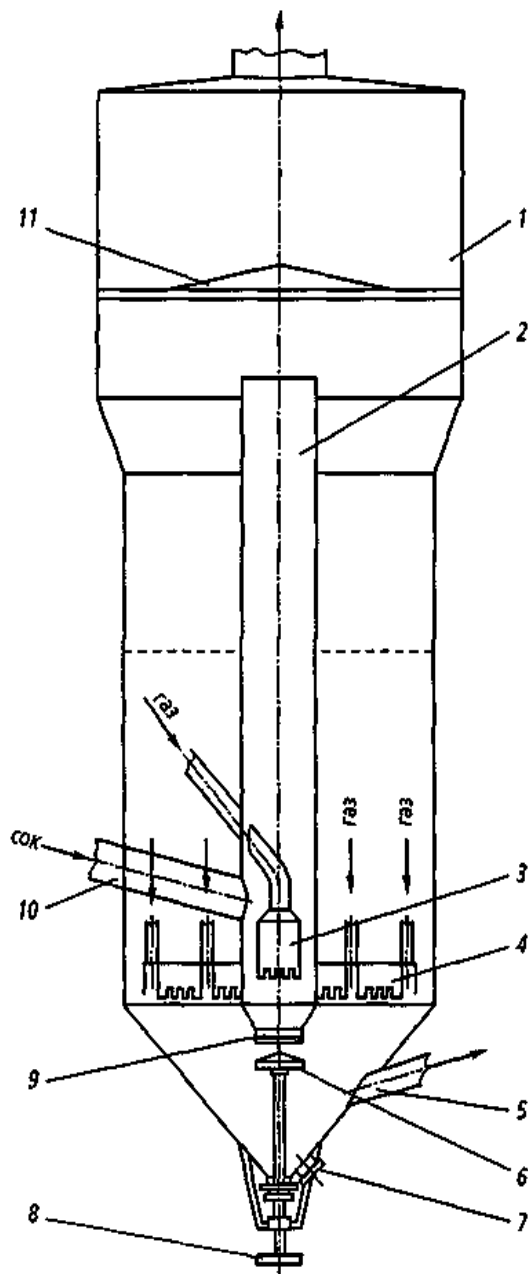


Рис. 1. 3 двосекційний барботажний апарат сатурації

Ще однією з модернізацій типового сатуратора є інтенсифікація сатурації попереднім веденням його в крапельному режимі в умовах високої лужності. З цією метою пропонується секціонування типових сатураторів шляхом встановлення розпилюючого абсорбера в якому розпилений відцентрово-струминною форсункою дефекований цукровий розчин інтенсивно змішується з сатураційним газом під надлишковим тиском. (рис.1. 4).

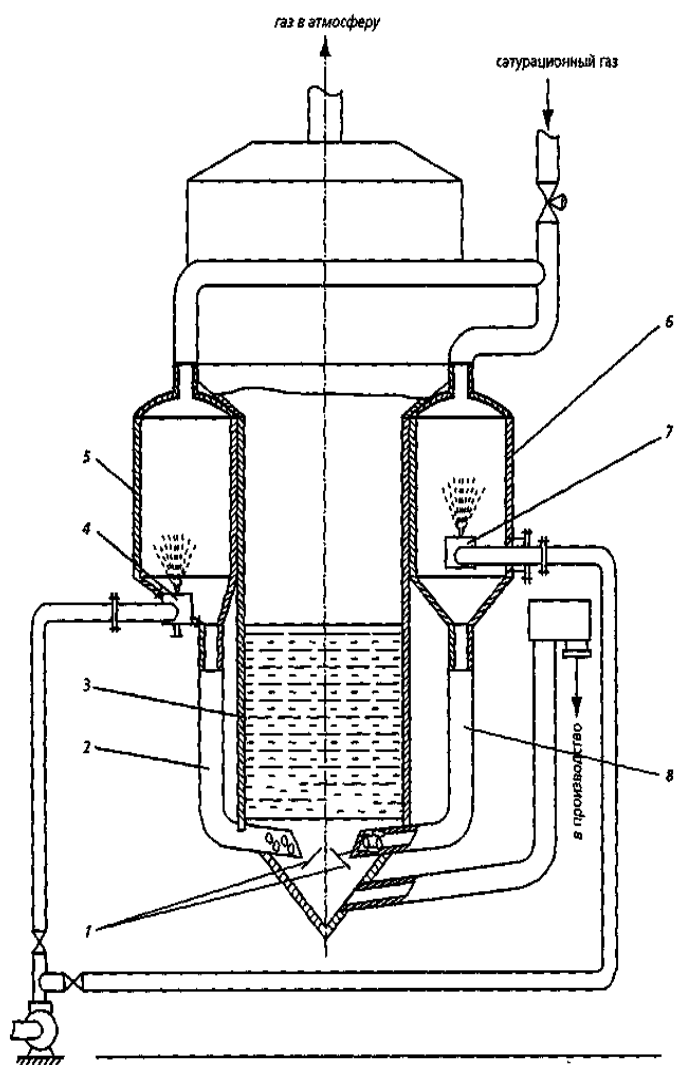


Рис.1.4 Схема модернізованого типового сатуратора

В такому апараті досягається збільшення чистоти цукрового розчину в середньому на 1 – 1,2 % , ефект очистки зростає на 4 – 6 % , коефіцієнт

використання діоксиду вуглецю в апаратах першої сатурації збільшується на 20 - 25 %, покращуються седиментаційні показники осаду соку першої сатурації: швидкість осідання осаду збільшується на 15 - 20 %.

Крім того перевагою сатуратора з секцією предсатурації в крапельному режимі є мінімальні витрати на переобладнання типового сатуратора.

Дефектований сік з вмістом 2,5-3 % CaO насосом під тиском 0,2 – 0,4 МПа подається в відцентрово-струминні форсунки , які установлені соплом вверх в нижній частині розпилюючих абсорберів. Форсунки мають можливість регулювання витрати соку. Сатураційний газ з вмістом 30-35 % CO₂ надходить зверху абсорбера через розподільчий пристрій. Соко-газова суміш відводиться з абсорберів трубопроводами під рівень соку в типовий апарат сатурації на 100 – 150 мм вище існуючого входу сатураційного газу в апарат і розподіляється по перерізу направляючими елементами, де відбувається подальша обробка соку сатураційним газом, який після утилізації CO₂ звільняється від капель соку і піни в розширеній частині сатуратора видаляється в атмосферу. Надлишковий тиск в розпилюючих абсорберах визначається рівнем соку в барботажній частині сатуратора.

Відсатурований до кінцевої нормативної лужності (pH=11) сік через переливний ящик направляється на виробництво.

В розпилюючому абсорбері забезпечуються сприятливі умови для швидкої абсорбції CO₂ цукровим розчином і наступної хімічної реакції з розчиненим вапном: велика поверхня контакту фаз і висока концентрація реагентів. В результаті, в умовах високої лужності цукрового розчину утворюється молекулярний CaCO₃, концентрація якого в розчині більше у 80 – 100 разів рівноважної (біля 0,025 кг/м³ при 70°C). Тому практично миттєво

відбувається процес кристалоутворення CaCO_3 , який має в цей момент найбільшу адсорбційну здатність нецукрів.

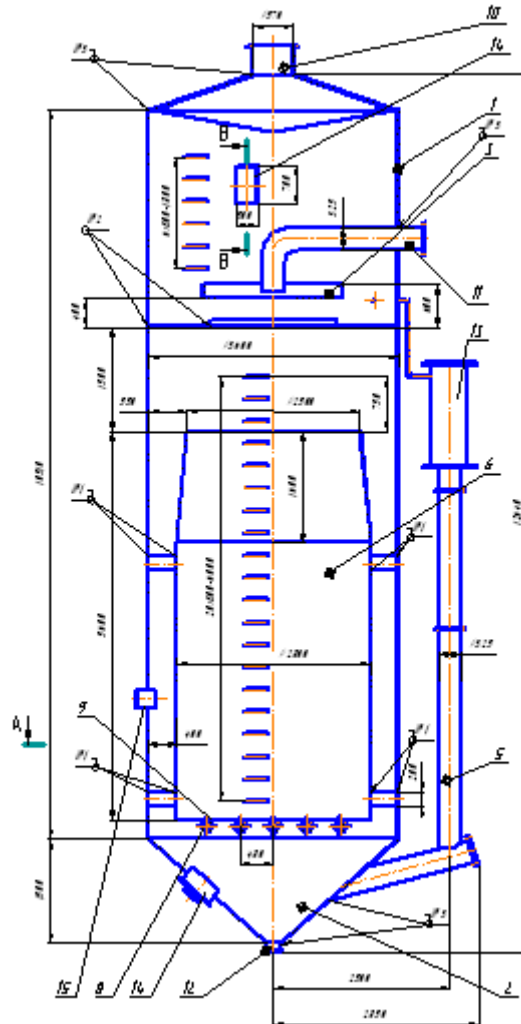


Рис. 1.5 Апарат першої сатурації

Апарат має циліндричний корпус з конічним днищем і кришкою, барботер особливої конструкції, внутрішню циркуляційну трубу, переливну коробку із трубою, осьовий циркулятор соку, патрубки для підведення і відводи соку і відпрацьованих газів. В апараті грати вилучені.

Барботер складається з колектора, газорозподільних труб і регенератора з приводом. Газорозподільні труби розміщені в нижній

частині апарата паралельно один одному в горизонтальній площині і з'єднані з колектором. Труби для введення газу в апарат мають поперечні щілини шириною 13 мм, звернені нагору.

Для очищення щілин від осаду, що відкладається, мається регенератор, що улаштований у такий спосіб: на валу, що проходить через газорозподільну трубу, установлені пластини. Кожна пластина входить у відповідну щілину труби і робить у ній коливальні рухи, очищаючи при цьому стінки щілин від осаду. Коливальний рух пластин здійснюється за допомогою привода і кривошипно-шатунного механізму. Недоліком даного сатуратора є те, що кривошипно-шатунний механізм ускладнює конструкцію і експлуатацію сатуратора, а також те, що пластини не очищають осад на торцях щілин.

В основу поставлена задача створення сатуратора, який забезпечував би повне очищення концентричних щілин в газорозподільчих трубах від осаду CaCO_3 і спрощував би конструкцію привода очисних пластин.

Встановлення газорозподільчих труб з концентричними щілинами, в яких знаходяться трубовали з очисними пластинами, що здійснюють в них обертовий рух, дає можливість повністю очищати концентричні щілини від осаду CaCO_3 , значно спростити привід трубовалів з очисними пластинами, відмовившись від кривошипно-шатунного механізму і забезпечити постійну (однакову) утилізацію сатураційного газу на протязі роботи сатуратора.

Сатуратор для цукрового виробництва, складається з циліндричного корпусу 1 з конічним днищем 2 і кришкою, пристрою для підводу соку 3, патрубка для відводу відсатурованого соку 5, внутрішньої циркуляційної труби 6, встановлених в нижній частині корпусу барботерів, що складаються з колектора для підводу газу 4, газорозподільчих труб 7, які мають концентричні щілини 13, для очистки щілин від осаду на трубовалах 8, що проходить через

газорозподільчі труби 7, встановлені очисні пластини 9, не утилізований газ виходить через патрубок 10, несатурований сік подається через патрубок 11, осад видаляється з сатуратора через патрубок 12 .

Технічна характеристика апарата І сатурації .

Продуктивність, т. буряка в добу -----	3000
Тривалість процесу, хв - -----	12
Об'єм корисний, м-----	44
Висота стовпа соку, м-----	4.0
Витрата сатураційного газу, м ³ /год-----	10000
Габаритні розміри, мм	
Діаметр-----	3600
Висота-----	12000
Маса, кг-----	11000
Потужність електродвигуна, кВт-----	0.75
Частота обертання привода очисного пристрою, об/хв.--	2.5
Техніко-технологічна характеристика апарата І сатурації	
Лужність соку по фенолфталеїну. % СаО-----	0.094
pH ₂₀ соку-----	10.83
Коефіцієнт утилізації сатураційного газу, %-----	80—82
Середня швидкість осадження осаду за 2 хв, см/хв.--	6.0
Фільтраційний коефіцієнт-----	1.0—2,5
Зниження витрати вапнякового каменя, % по масі СВ-----	0.2
Підвищення ефекту очищення,%-----	1,5

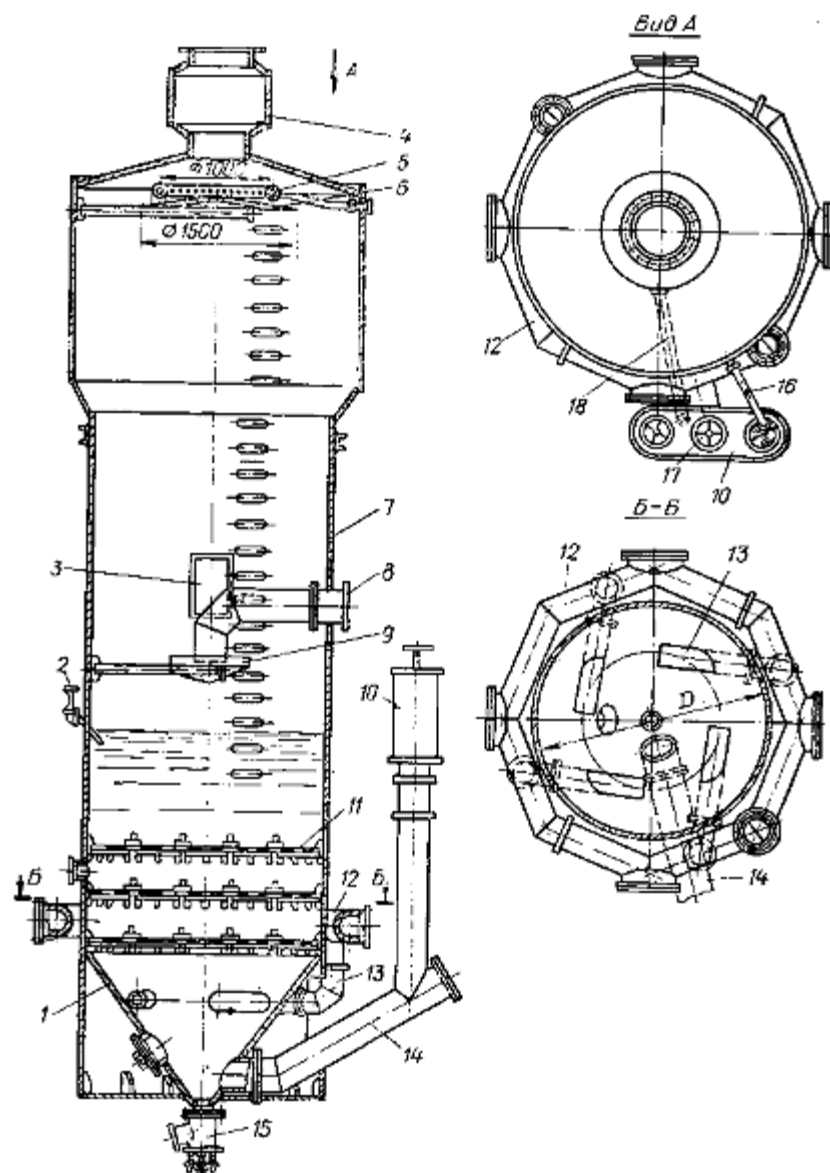


Рис. 1.6. Апарат І сатурації типу 1С

Апарат типу 1С (рис. 1.6) являє собою циліндричний корпус 7 з розширеною верхньою частиною і конічним днищем 1. У нижній частині корпуса знаходяться на рівних відстанях один від одного три ґратчасті перегородки (ґрати) 11, призначені для більш повного розбивання пухирців сатураційного газу. Верхні ґрати мають отвори діаметром 60 мм, середні — 80 мм, нижні — 100 мм. У деяких апаратах ґрати набрані з подовжніх і поперечних смуг, при перетинанні яких утворюються квадратні отвори розміром (у мм): 100X100 — верхні ґрати, 120X120 — середні ґрати і 150X150 — нижні ґрати.

Перегородки встановлені на косинках, приварених до корпусу апарата.

Сік по трубі 8 падає на нерухому розподільну тарілку 9, що є гідрозатвором і служить для утворення зонтоподібного струменя соку з метою додаткового використання газу. На середню перегородку по патрубку надходять також сік і пісок, що спускаються з дефекаторів при їхньому чищенні.

Сатураційний газ спочатку направляється в колектор 12, а з нього по чотирьох трубах 13 надходить по дотичній у конічну частину сатуратора. При такому введенні газу створюється обертальний рух соку в нижній частині апарата і навіть відпадає необхідність у пристрої мішалки. У колектор газ надходить по трубі, горизонтальна ділянка якої повинна бути розташована вище рівня соку в апараті для запобігання потрапляння соку в газовий насос при його зупинці.

Використаний газ і пара, що утвориться, піднімаються у верхню частину апарата. Тут на їхньому шляху встановлений відбивний зонт 6 для відділення захоплених крапель соку. Додатково відділення крапель соку відбувається також на вигнутих пластинах сепаратора 4. Очищений газ іде в трубу, виведену на дах заводу. Уловлений сік по трубці 18 стікає в контрольний ящик 10. Для гасіння піни над відбивним зонтом установлений кільцевий барботер 5, у який подається пара. Трубка 16 служить для сигналізації ступеня піноутворення. Якщо по ній у контрольний ящик стікають сік, що утворився з піни, або сама піна, значить, рівень піни піднявся до патрубка зливу в цю трубку.

Відсатурований сік по вигнутій трубі 14 направляється в середнє відділення контрольного ящика 10, за допомогою якого в апараті підтримується визначений рівень соку.

Надходження соку в ящик можна регулювати також вентилем 17. Однак ним користуються у виняткових випадках, оскільки таке

грубе регулювання може призвести до переповнення апарата соком. Регулювати надходження соку рекомендується перед підігрівниками дифузійного соку. Відбір соку для повернення на переддефекацію і подальше фільтрування здійснюються з бічних відділень ящика.

Осад із сатуратора видаляють через спускний вентиль 15. Для контролю температури в апарат вбудований термометр 2. Апарат забезпечений масельничкою для подачі мастила у випадку рясного пінення соку. Огляд сатуратора роблять через люки 3. Для підйому людей усередині апарата на його стінці є скоби.

Технічна характеристика сатуратора 1С наведена в табл. 1.1.

Таблиця 1.1. Технічна характеристика модернізованого дефекатора.

<i>Показник</i>	<i>Значення</i>
Продуктивність по цукру, т/добу	3000
Об'єм, м ³ :	
повний	88,5
корисний	29,5
Маса, кг.	13000

Апарати для проведення II сатурації типу 2С по конструкції аналогічні апаратам I сатурації, але не мають розширення у верхній частині. Це зв'язано з тим, що сік на II сатурації пініться значно менше, ніж на I сатурації, тому повна місткість апарата II сатурації може бути зменшена (повний об'єм – 63 м³; корисний об'єм – 24 м³; маса – 7800 кг. Замість гідрозатвора в цьому апараті встановлений конусний диск.

Також використовують сатуратори з барботажним підведенням вуглекислого газу та розпиленням дефекованого соку через форсунки.

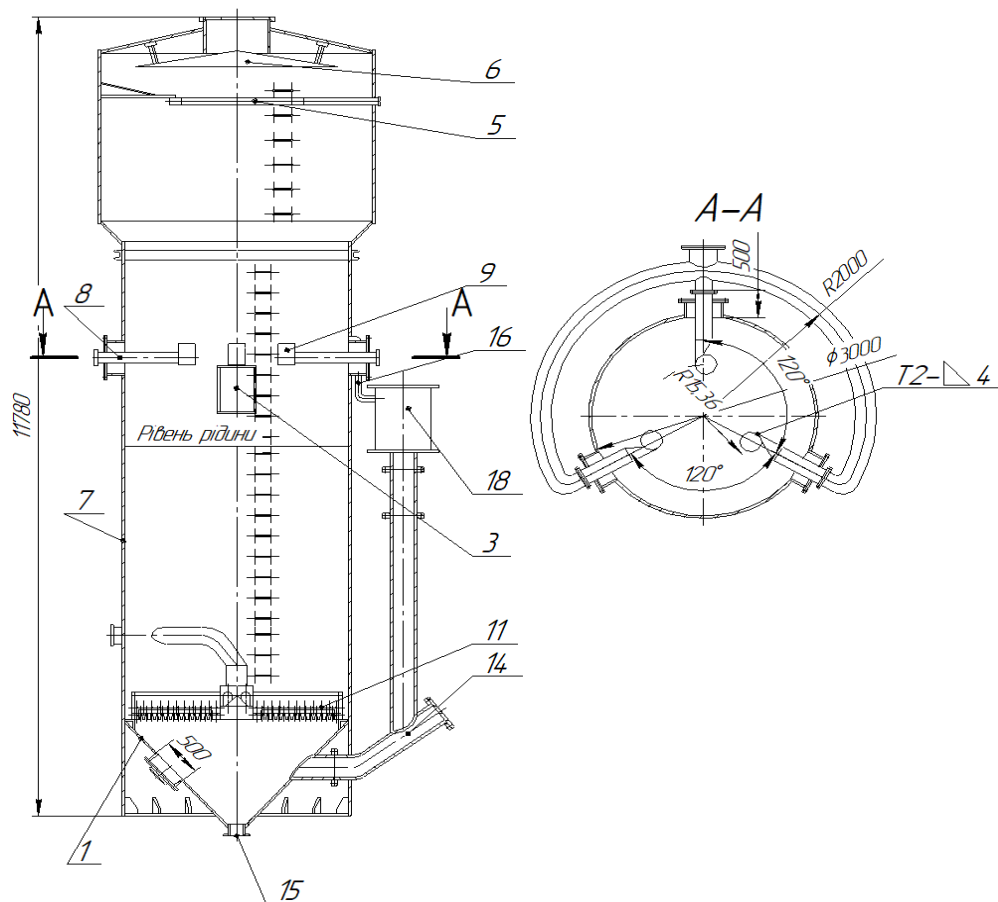


Рис. 1.7. Апарат І сатурації типу ІС

Апарат типу 1С (рис. 1.7) являє собою циліндричний корпус 7 з розширеною верхньою частиною і конічним днищем 1. У нижній частині корпуса знаходяться барботер 11.

Сік по трубі 8 падає в апарат через форсунки 9, що розпилюють дефекований сік рівномірно по корпусу, що сприяє проходженню адсорбції

вапняних солей, барвних речовин і колоїдів частками карбонату кальцію.

Використаний газ і пара, що утвориться, піднімаються у верхню частину апарата. Тут на їхньому шляху встановлений відбивний зонт 6

для відділення захоплених крапель соку. Очищений газ іде в трубу, виведену на дах заводу. Уловлений сік по трубці стікає в контрольний ящик 10. Для гасіння піни над відбивним зонтом установлений кільцевий барботер 5, у який подається пара. Трубка 16 служить для сигналізації ступеня піноутворення. Якщо по ній у контрольний ящик стікають сік, що утворився з піни, або сама піна, значить, рівень піни піднявся до патрубка зливу в цю трубку.

Відсатурований сік по вигнутій трубці 14 направляється в середнє відділення контрольного ящика 10, за допомогою якого в апараті підтримується визначений рівень соку.

Надходження соку в ящик можна регулювати також вентилем . Однак ним користуються у виняткових випадках, оскільки таке грубе регулювання може призвести до переповнення апарата соком. Регулювати надходження соку рекомендується перед підігрівниками дифузійного соку. Відбір соку для повернення на переддефекацію і подальше фільтрування здійснюються з бічних відділень ящика.

Осад із сатуратора видаляють через спускний вентиль 15. Для контролю температури в апарат вбудований термометр . Апарат забезпечений масельничкою для подачі мастила у випадку рясного пінення соку. Огляд сатуратора роблять через люки 3. Для підйому людей усередині апарата на його стінці є скоби.

Технічна характеристика сатуратора ІС-3 наведена в табл. 1.2.

Таблиця 1.2. Технічна характеристика модернізованого дефекатора.

<i>Показник</i>	<i>Значення</i>
Продуктивність по цукру, т/добу	3000
Об'єм, м ³ :	
повний	88,5
корисний	25,5
Маса, кг.	11630

Апарати для проведення II сатурації типу ІІС по конструкції аналогічні апаратам I сатурації, але не мають розширення у верхній частині. Це зв'язано з тим, що сік на II сатурації піниться значно менше, ніж на I сатурації, тому повна місткість апарата II сатурації може бути зменшена (повний об'єм – 63,1 м³; корисний об'єм – 24 м³; маса – 7182 кг. Замість гідрозатвора в цьому апараті встановлений конусний диск.

Конструкції новітніх ежекторів для харчової промисловості

Струменевий насос - пристрій для нагнітання (інжектор) або відсмоктування (ежектор) рідких або газоподібних речовин, транспортування гідросумішей (гідроелеватор), дія якого заснована на захопленні нагнітаючої (відкачуваної) речовини струменем рідини, пари або газу (відповідно розрізняють рідкоструминні, пароструминні і газоструминні насоси). Ежекційні насоси (ежектори) - гідравлічні пристрої, в яких відбувається передача кінетичної енергії від одного середовища, що рухається з більшою швидкістю, до іншого. Ежектор, працюючи за законом Бернуллі, створює в звужуючому перетині знижений тиск одного середовища, що викликає підсмоктування в потік іншого середовища, яке потім переноситься і віддаляється від місця всмоктування енергією першого середовища. Ежектори використовуються в струменевих насосах, наприклад водоструминних, рідинно-ртутних, парортутних, паромасляних.

Коли рідина (або газ) протікає по трубопроводу, що має звуження, тиск у звуженні знижується, порівняно з іншими частинами трубопроводу (якщо при цьому швидкість потоку у звуженні не досягає швидкості звуку). Завдяки цьому в камері змішування створюється розрідження, що забезпечує всмоктування низьконапірного середовища. Струменеві

насоси мають просту конструкцію, надійні і довговічні в експлуатації, але їх ККД не перевищує 30%.

Вперше це було встановлено італійським фізиком Дж. Вентурі (1746-1822), на ім'я якого була названа трубка, заснована на даному явищі. Якщо відсмоктуючий обсяг приєднати до труби в місці її звуження, то газ з нього буде переходити в область зниженого тиску й нестися струменем рідини. На рисунку 1.1 наведено принципову схему ежектора.

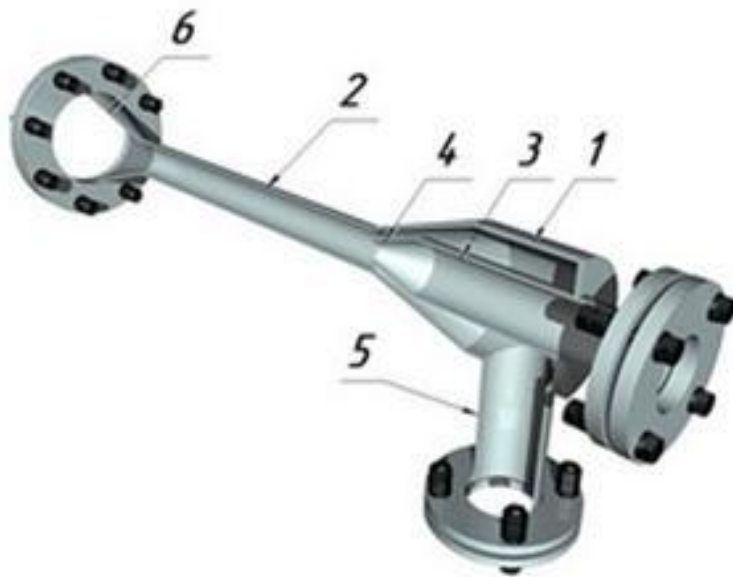


Рис. 1.8 - Принципова схема ежектора

1 - камера всмоктування середовища, яке ежектується; 2 - канал (камера) змішування двох потоків; 3 - канал подачі високонапірного середовища; 4 - сопло каналу подачі; 5 - патрубок всмоктування (забору) низьконапірного середовища; 6 - вихідний дифузор ежектора.

Не зважаючи на їх досить низький ККД, вони часто виявляються незамінними. Їх використовують у харчовій промисловості, для відкачування рідини з резервуарів, якщо інші насоси не підходять.

Широке використання гідро струминних апаратів обумовлено їх наступними перевагами:

- Високою ежекційного «здатністю»;
- Можливістю перекачки рідини, газів, сумішей, що мають тверді домішки;
- Агресивних середовищ;
- Відсутністю рухомих деталей;
- Простотою конструкцією;
- Малими габаритними розмірами і масою;
- Можливістю розміщення в місцях, мало доступних;
- Простотою регулювання подачі і напору;
- Високою ефективністю перемішування активного і пасивного середовищ.

Принцип дії і конструкція гідроструминних насосів.

Схеми струминних насосів досить різноманітні. На рис. 1.9 приведені схеми найбільш відомих і розповсюджених конструкцій нерегульованих гідроструминних насосів, а на рис. 1.9 — гідроструминних насосів з регульованими геометричними параметрами, причому регулювання виробляється за рахунок зміни площі вихідного перетину робітника (активного) сопла або площі поперечного перерізу камери змішання (горловини). Незважаючи на розмаїтість конструкцій у більшості струминних насосів можна виділити наступні елементи: активне (робоче) сопло, камеру змішання (горловину), дифузор, вхідна ділянка горловини для пропуску пасивного потоку, виконувана, як правило, у виді конфузора. Робоче конічне сопло (насадок) в основному встановлюють співвісно (по центру) з камерою змішання (мал. 1.9, а; 1.9), а також у виді кільця, розміщеного по периферії камери змішання (мал. 1.9, б), або комбіновано (мал. 1.9, в). У деяких випадках застосовують багатосоплові гідроструминні апарати (мал. 1.9, г). Площина зрізу активного сопла

(сопел) повинна або знаходитися у вхідному перетині камери змішання, або бути висунута з нього проти плину на деяку відстань (звичайно не більше ніж на один-три калібрів сопла).

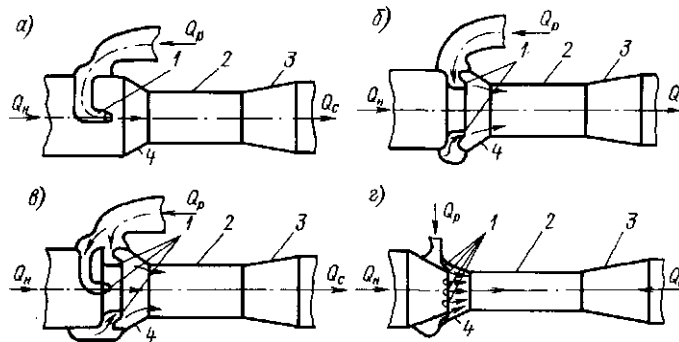


Рис. 1.9 Схеми нерегульованих гідроструминних насосів: **а** — з центральним соплом; **б** — з кільцевим соплом; **в** — з центральним і кільцевим соплами; **г** — багатосопловий; 1 — сопло; 2 — камера змішання; 3 — дифузор; 4 — конфузор

Процес змішання активного і пасивного середовищ у гідроструминних насосах з центральним струменем можна умовно розділити на дві ділянки. Плин рідини на початковій ділянці відбувається подібно поширенню затопленого турбулентного струменя. На границях затопленого струменя утвориться велика зона змішання, що розширюється - турбулентний прикордонний шар. Унаслідок залучення часток рідини в прикордонний шар розтікання струменя в камері змішання буде відбуватися не в товщині нерухомій рідині, а в супутньому підсаюючому потоці. При цьому кут розширення струменя буде тим менше, чим більше швидкість підсаюючого (супутнього) потоку. Крім турбулентного прикордонного шару є зменшуване в міру видалення від сопла ядро швидкостей рідини, що минає із сопла. Завдяки тому що у дограничний шар безупинно утягують частки із середовища, що перекачується, загальна витрата рідини в струмені в міру видалення від зрізу сопла зростає. У визначеному перетині ріст дограничного шару припиняється за рахунок обмеження стінками камери змішання.

Починаючи від цього перетину припиняється залучення нових мас переміщуваного середовища в струмінь активної рідини. Але в цьому перетині швидкість по радіусі розподілена ще не рівномірно. Тому потрібен додаткова ділянка стабілізації в камері змішання довжиною до 6—10 її діаметрів, на якому відбувається подальше вирівнювання параметрів потоку.

Після вирівнювання полів тисків і швидкостей змішаний потік, що володіє ще великою швидкістю, подається в дифузор, де відбувається перетворення кінетичної енергії потоку в потенційну енергію тиску

Різними авторами запропонований ряд нових, відмінних від попередніх конструкцій струминних апаратів. Так, на рис. 1.10 приведені конструкції струминних насосів, виконаних у виді коліна (повороту) на трубопроводі. При цьому активне середовище, як правило, подається по зовнішньому коліну, а пасивна підсасується по внутрішньому. На рис. 1.10 зображені три конструкції щілинних струминних апаратів.

Робоча рідина (рис. 1.10, а) подається по трубці 1 і відбиває від пластини 5, до якої в зоні максимального зниження гідростатичного тиску приєднаний усмоктувальний патрубок 4 суміш середовищ виливається в щілину між пластинами 5 і 7 і через кожух 3 і патрубок 2 приділяється до споживача. Пластини 5 і 7 утримуються на заданій відстані за допомогою кріпильних болтів 6.

Струминний апарат, представлений на мал. 1.4, б, є удосконаленим апаратом, зображеним на мал. 1.4, а. Робочий струмінь надходить по трубці 1 у сопло 8 і, відбиваючи від пластини 5, утворить симетричну кругову зону відображення. Усмоктувальна порожнина у виді проточки 9 використовує всю зону зниженого тиску, утворену витікаючим із сопла 8 струменем. Пасивне середовище підсасується по патрубку 4, просвердленому в корпусі 10.

Щілинний струминний апарат, приведений на рис. 1.10, у, аналогічний по конструкції апаратові, зображеному на мал. 1.10, б,

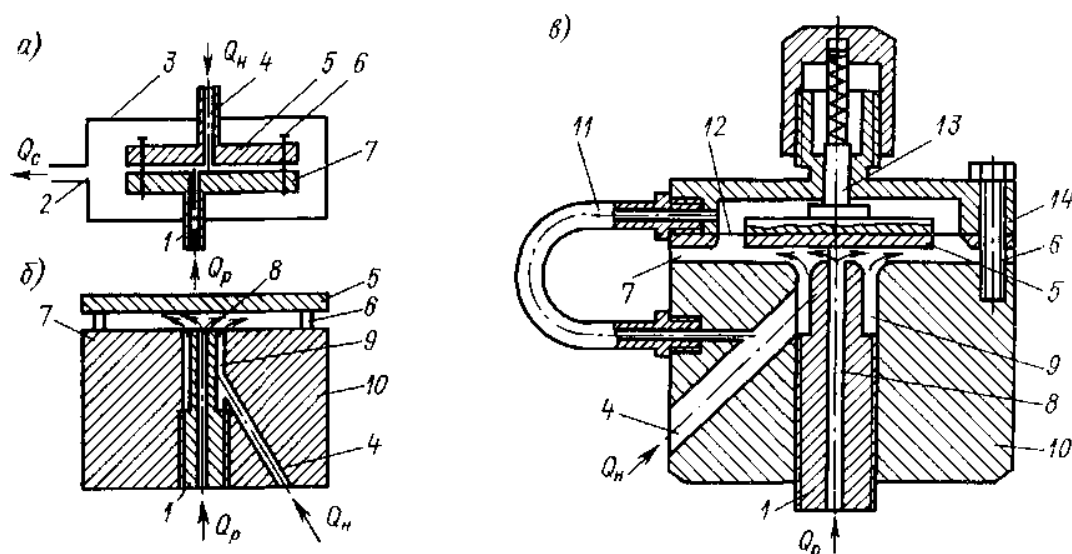


Рис. 1.10 Схеми струминних насосів

але є регульованим, тому що пластина, що відбиває, 5 спирається на еластичну *діафрагму* 12, закріплену у *фланцях* 14. Пластина, що відбиває, 5 спирається також на *шток* 13 із пружиною. Порожнина над *діафрагмою* 12 повідомлена трубкою 11 з усмоктувальним отвором 4, просвердленим у корпусі насоса 10. При зміні тиску усмоктування пластина, що відбиває, 5 може переміщатися під дією пружини і *діафрагми* 12.

Є й інші пропозиції по конструкціях струминних апаратів. Так, на рис. 1.5 зображені спеціальні конструкції струминних насосів для ежектування тонкого шару рідини, що плаває, з поверхні іншої, більш важкої рідини, а також для придонного ежектування палива, наприклад з баків літального апарата.

У першому з цих апаратів (рис. 1.11, а) активне середовище 7 подається в ресивер 1 і, проходячи через кругове щілинне сопло 2, ежектує з поверхні шар рідини, що плаває, 3, подаючи суміш робочого і пасивного середовищ у *дифузор* 8 і далі на скидання по *трубі* 9. Розмір

кільцевої щілини для пасивного потоку 3 можна регулювати поплавцем 4, переміщуваним за допомогою штока 6, що має в нижній частині стовщення 5, а у верхньої — різьблення 10.

Струминний апарат, зображений на мал. 1.11, б, відрізняється від звичайних струминних насосів лише конструкцією усмоктувальної порожнини. На підставі попередньо проведеного аналізу

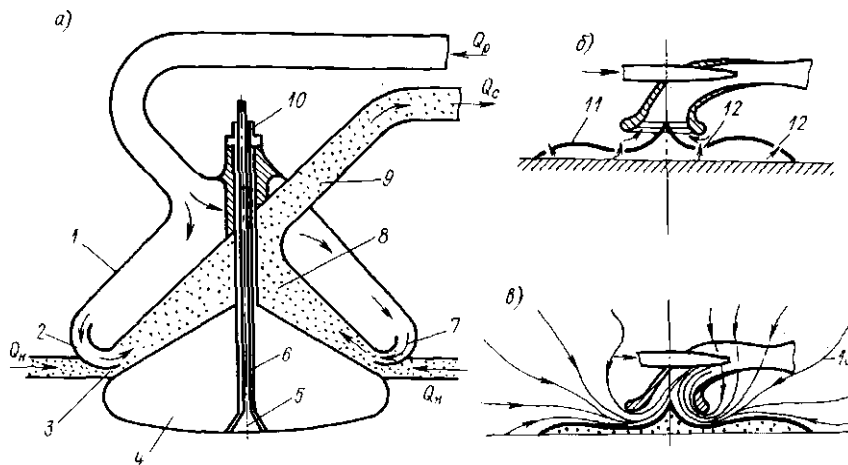


Рис. 1.11 Схеми струминних насосів для ежектування рідини: а — для ежектування легкої рідини з поверхні більш важкої рідини [а. с. 626252]; б — для придонного ежектування рідини [а. с. 282065];

у — розподіл ліній струму в усмоктувальному отворі ліній струму 13 рідини в усмоктувальному отворі гідроструминного насоса (рис. 1.11, в) може бути побудований спеціально спрофільований екран 11 з отворами 12 (мал. 1.11, б), що забезпечує максимальну відкачку рідини з дна бака.

На мал. 1.6 зображені зблоковані струминні насоси, що дозволяють збільшити подачу відкачуваного середовища. Насос, приведений на рис. 1.12, а, зібраний із профільованих тарілей, що утворять у поперечному перерізі звичайні струминні насоси, що мають дифузор 1, камеру змішання 2, конфузор 3. Робочі сопла 9 зібрані зі штампованих або литих деталей, закріплених на трубі 4, що підводить активну рідину. Для організації потоків робочого (активної) і підсасуючого (пасивної) середовищ по трубах 4 і 8 частина робочих сопел 5 і камер змішання 6

заглушені. Підсасуючого середовище підводиться знизу по трубі 8. Конструкція в цілому стягнута болтами 7. Струминний насос, зображений на мал. 1.12, б, аналогічний по конструкції попередній, однак для забезпечення технологічності зборки і виготовлення основні деталі його виконані шляхом намотування смуги по спіралі з наступним зварюванням.

Необхідно відзначити, що конструктивне удосконалення гідроструминних насосів у визначеній мірі йде за рахунок створення регульованих апаратів. З огляду на, що відношення площі поперечного переріза камери змішання (горловини) S_r к площі вихідного перетину сопла S_c є одним з основних геометричних критеріїв подоби, що визначає тип гідроструминного насоса і вид його гідравлічних характеристик,

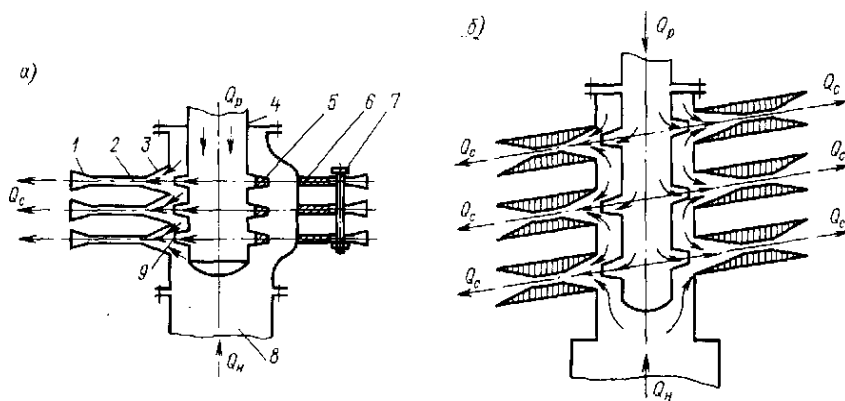


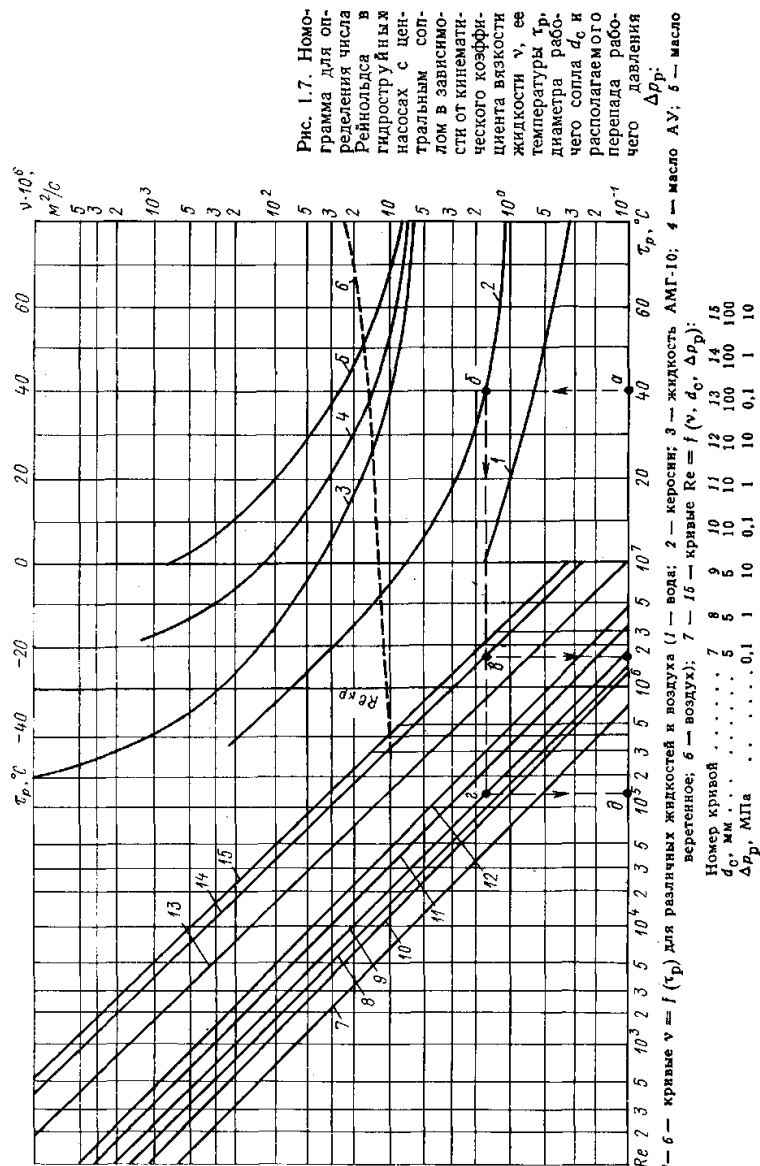
Рис. 1.12 Схеми зблокованих струминних щілинних насосів: а — по а. с. 180290; б — по а. с. 800434

подібно тому як коефіцієнт швидкохідності визначає тип лопатєвого (відцентрового) насоса, були початі численні спроби сконструювати регульовані струминні насоси. Один з напрямків таких розробок охоплює способи регулювання площі вихідного перетину сопла. Конструктивні рішення тут розділилися. Ряд авторів використовує принцип безперервного регулювання: за рахунок уведення «голки» у сопло (див., наприклад, рис. 19, а), шляхом установки на виході із сопла еластичної порожньої втулки, що обжимається при обертанні сопла, і т.п. Інші

фахівці пішли по лінії дискретного регулювання, пропонуючи ряд конструкцій, що дозволяють швидко замінити сопло одного діаметра соплом іншого діаметра. Однак варто пам'ятати, що якщо відношення S_r/S_c є основним критерієм геометричної подоби гідроструминних насосів, те всі інші лінійні розміри апарата повинні бути функцією від цього відношення. Тому зміна одні тільки відносини S_r/S_c не забезпечує оптимальної роботи апарата при заміні сопла.

Аналогічне положення виникає і при спробах змінити тільки площу поперечного перерізу камери змішання. Тому починаються спроби створити апарати, у яких можна замінити всю проточну частину. Але такі конструкції, безсумнівно, будуть програвати в масогабаритних показниках у порівнянні зі звичайними струминними апаратами.

Використання для розрахунку струминних насосів геометричної подоби є обґрунтованим тільки в тому випадку, коли опір окремих конструктивних елементів струминного насоса не залежить від їхніх абсолютних розмірів, напорів (тисків), витрат, в'язкості, кавітації і т.п.



Як критерій динамічної подоби можна прийняти число Рейнольдса, зображене в наступному вигляді:

$$Ke = d_c v_p / \nu = d_c \sqrt{2\Delta p_p / \rho} / \nu, \quad (1.1)$$

де d_c — діаметр вихідного перетину сопла; $v_p = \sqrt{2\Delta p_p / \rho}$ — швидкість витікання робочої рідини із сопла при $\phi_c = 1$; ν — кінематичний коефіцієнт в'язкості, м/с. Прийнято вважати, що при $Re \geq 10^6$ в гідроструминних насосах дотримується автотельний режим і введення виправлень на в'язкість при розрахунку не потрібно.

2. МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

Метою даної роботи є зменшення викидів CO₂ в атмосферу, інтенсифікація способу абсорбції CO₂ в апаратах карбонізації. Основна задача даного дослідження полягає у встановленні оптимальних конструкційних параметрів струминних апаратів з активним соплом в вигляді форсунки з нахиленими підвідними каналами. З цією метою було заплановано проведення досліджень процесу розпилення суміші на лабораторній установці. Тобто першим етапом досліджень є встановлення характеристик самого розпилювача з наступним дослідженням струминного апарату, як основного елементу модернізованого карбонізатора.

Методика проведення досліджень відцентрово-струминних форсунок

Течія ідеальної рідини в форсунці.

Експериментально досліджені, теоретично розглянуто характер руху рідини в них для можливості їх проектування і експлуатації в умовах харчової промисловості.

Теоретичний опис течії рідини в форсунки з похило розташованими підводять каналами, проводиться при наступних прийнятих припущеннях:

- елемент рідини в сопловому каналі обертається як тверде тіло з кутовою швидкістю $\omega = \text{const}$;
- результуючий профіль тангенціальної складової швидкості заданий постійним, проте врахована можливість утворення повітряного вихору по осі камери;

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Паномаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Методика проведення дослідження	210748.MP.02.002 ПЗ				
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138	

- в камері закручування і в сопловому каналі відбувається взаємний обмін поступальної і обертальної енергією з перенесенням речовини.

Дані передумови теоретичного опису узгоджуються із загальноприйнятими при описі перебігу рідини в форсунках.

Розглянемо перетин I-I входу в камеру закручування потоку рідини і перетин II - II виходу з сопла (рис. 2.1).

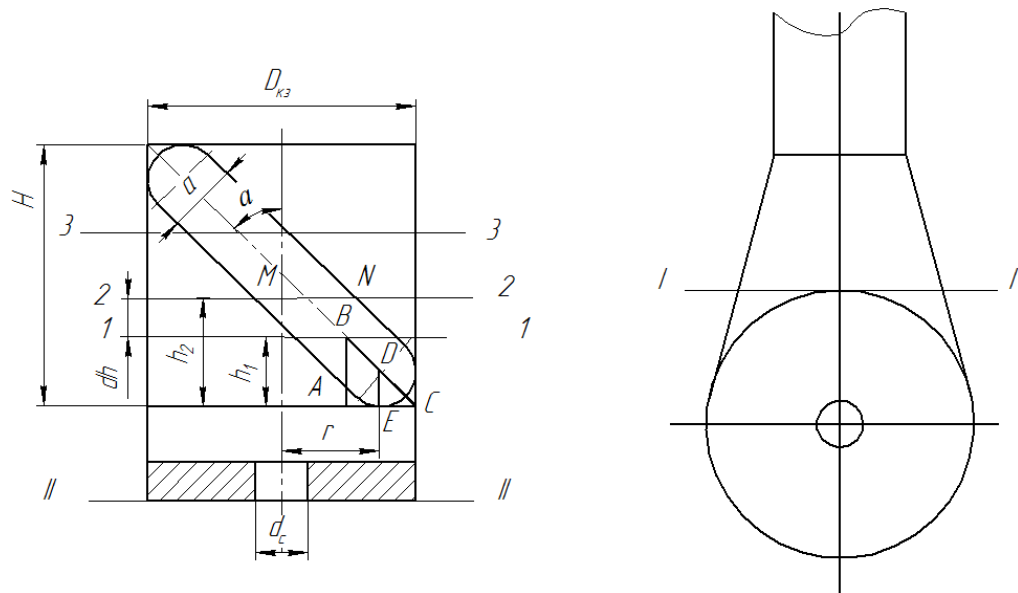


Рис. 2.1 Форсунка з нахиленим вхідним каналом

Запишемо момент кількості руху рідини, яка надходить у форсунку по похилих каналах, для перетину I - I:

$$dM_{\text{вх}} = (dm * v_{\text{вх}}) * r, \quad (2.1)$$

де dm – маса елемента рідини,

$v_{\text{вх}}$ – швидкість елемента рідини в вхідному каналі,

r – радіус обертання елемента рідини в вхідному каналі.

Залежно від положення плунжера в камері закручування, тобто від висоти відкритої частини похилих вхідних каналів, можливі два випадки:

1 - плунжер знаходиться на висоті $\leq H / 2$. (H - висота похилого вхідного каналу) Характер розпилювання рідини близький до відцентрового і

відцентрово-струменевого. Радіус закручування потоку у вхідному каналі змінюється в межах від $R_{кз}$ до $R_{кз} / 2$;

2 - плунжер знаходиться в положенні $\geq H / 2$. Рідина, яка надходить в камеру закручування, має моменти кількості руху різних знаків. Характер розпилування рідини наближається до відцентрово-струменевого і струменевого. Радіус закручування потоку рідини у вхідному каналі змінюється від $R_{кз} / 2$ до 0.

Для першого випадку, коли плунжер знаходиться в положенні I-I висловимо радіус закручування рідини в форсунки.

Оскільки ширина щілини мала в порівнянні з її довжиною, то без великих похибок для розрахунку можна прийняти, що середній радіус обертання елемента рідини, яка витікає через край підвідного каналу і примикає тангенціально до корпусу форсунки, дорівнює радіусу камери закручування.

Радіус обертання маси рідини у вхідному каналі даної форсунки виразиться таким чином:

$$r = R_{кз} - \frac{h}{2} \operatorname{tg} \alpha, \quad (2.2)$$

де $R_{кз}$ – радіус камери закручування;

h – висота відкритої частини вхідного каналу;

α – кут нахилу вхідного каналу до осі камери закручування.

Для випадку, коли плунжер знаходиться в положенні $\geq H/2$, радіус закручування виражається аналогічною залежністю.

Висловимо масу входить рідини одиничної товщини:

$$m = \rho \frac{\alpha}{\cos \alpha} * h * 1 \quad (2.3)$$

і приймаючи швидкість рідини, яка входить в форсунку по похилим підводним каналах постійною, $v_{вх} = \text{const}$, запишемо момент кількості руху вхідної рідини:

$$M_{\text{ВХ}} = \rho * \frac{\alpha}{\cos\alpha} * h * v_{\text{ВХ}} * (R_{\text{КЗ}} - \frac{h}{2} \text{tg}\alpha) \quad (2.4)$$

Для перетину II-II (виходу рідини з форсунки) висловимо момент кількості руху тієї ж одиничної маси рідини у вигляді:

$$M_{\text{ВІХ}} = \omega * I \quad (2.5)$$

Можливість застосування даного рівняння, що виражає момент кількості руху для обертового твердого тіла, зумовлена тим припущенням, що елемент рідини в соплі обертається з постійною кутовою швидкістю ω (як тверде тіло).

Момент інерції маси рідини, яка витікає з сопла форсунки:

$$I = \int r^2 dm \quad (2.6)$$

Висловимо одиничний елемент маси рідини і проінтегрувавши вираз (2.6) від $r_{\text{ВІХ}}$ до $r_{\text{с}}$, після перетворень отримаємо:

$$I = \frac{\alpha * \rho * h * 1}{2 * \cos\alpha} * r_{\text{с}}^2 (2 - \varphi), \quad (2.7)$$

де φ – коефіцієнт заповнення сопла.

$$\varphi = 1 - \frac{r_{\text{ВІХ}}^2}{r_{\text{с}}^2} \quad (2.8)$$

Прирівнявши моменти кількості руху вхідної та вихідної рідини, визначимо кутову швидкість рідини в соплі:

$$\omega = \frac{2 * v_{\text{ВХ}}}{(2 - \varphi)} * (R_{\text{КЗ}} - \frac{h}{2} \text{tg}\alpha) \quad (2.9)$$

Запишем рівняння збереження енергії рідини для вхідного і вихідного перетину форсунки у вигляді рівняння Бернуллі:

$$P_{\text{ж}} + \frac{v_{\text{ВХ}}^2}{2} * \rho = P_{\text{ст}} + \frac{\rho}{2} * (u^2 + w^2) \quad (2.10)$$

де $P_{\text{ж}}$ – тиск, під яким відбувається витікання рідини;

$P_{\text{ст}}$ - статичний тиск, що створюється рідиною в соплі форсунки;

u , w - відповідно осьова і тангенціальна складові швидкості в соплі.
 Так як член рівняння $\frac{v_{\text{вх}}^2}{2} * \rho$ малий у порівнянні з тиском рідини в соплі форсунки $P_{\text{ж}}$, то їм можна знехтувати.

Переходячи до середніх значень величин і виробляючи обчислення, прийдемо до вираження для визначення витрати рідини через форсунку:

$$Q = \sqrt{\frac{2P_{\text{ж}}}{\rho}} * \frac{f_c}{\sqrt{\frac{1}{\varphi^2} + \frac{4*f_c*\pi}{f_{\text{вх}}^2} * (R_{\text{кз}} - \frac{h}{2} \text{tg}\alpha)^2 * \frac{1}{(2-\varphi)^2}}} \quad (2.11)$$

В даному вираженні позначимо через коефіцієнт витрати μ величину:

$$\mu = \left[\sqrt{\frac{1}{\varphi^2} + \frac{4*f_c*\pi}{f_{\text{вх}}^2} * (R_{\text{кз}} - \frac{h}{2} \text{tg}\alpha)^2 * \frac{1}{(2-\varphi)^2}} \right]^{-0.5} \quad (2.12)$$

де

$$\frac{4*f_c*\pi}{f_{\text{вх}}^2} * (R_{\text{кз}} - \frac{h}{2} \text{tg}\alpha)^2 = A^2 \quad (2.13)$$

геометрична характеристика форсунки.

Оскільки в виразі (2.13) величина

$$R_{\text{кз}} - \frac{h}{2} \text{tg}\alpha \quad (2.14)$$

- середній радіус обертання маси рідини, то вираз для головної геометричної характеристики форсунки A можна записати у вигляді:

$$A = 2 * \pi * \frac{r*r_c}{f_{\text{вх}}} \quad (2.15)$$

Для зв'язку величини геометричній характеристики A з коефіцієнтом заповнення сопла φ скористаємося принципом максимальної витрати. Для цього продиференціюємо вираз (2.11) по φ і прирівняємо похідну до нуля

$$: \frac{d\mu}{d\varphi} = 0$$

В результаті рішення рівняння отримаємо вираз:

$$A = \frac{(2-\varphi)*\sqrt{2-\varphi}}{\varphi * f_{\text{вх}}} \quad (2.16)$$

Умовою витікання рідини з форсунки, характерним для відцентрово-струминного закінчення, є значення геометричної характеристики форсунки $0 \leq A \leq I$. При $A > I$ спостерігається відцентрове витікання рідини з незаповненим факелом розпилу.

Тангенс кута розкриття факела форсунки виразиться як відношення тангенсійної швидкості до осьової:

$$\operatorname{tg} \frac{\beta}{2} = w/u \quad (2.17)$$

Підставим замість тангенсійної складової швидкості рідини вираз:

$$w = \omega * r_c = \frac{2 * v_{\text{вх}}}{(2 - \varphi) * r^2} * \left(R_{\text{кз}} - \frac{h}{2} \operatorname{tg} \alpha \right) * r_c \quad (2.18)$$

а замість осьової складової

$$u = \frac{Q}{\pi * r^2 * l} \quad (2.19)$$

кут факелу розпилу виразиться залежністю:

$$\beta = 2 * \arctg * A * \frac{\varphi}{2 - \varphi} \quad (2.20)$$

Течія реальної рідини в форсунці.

При течії реальної рідини в форсунці через наявність в'язкості рідини виникають сили тертя, спрямовані назустріч вектору швидкості. Крім того, внаслідок наявності втрат енергії при взаємодії осьового і тангенсійного потоків і формуванні загального, відбувається додаткова втрата деякої кількості енергії.

Ввівши в рівняння Бернуллі (2.10) додатковий член втрат енергії в форсункі $\Delta \delta$ можна привести вираз для коефіцієнта витрати форсунки до виду:

$$\mu_d = \left(\frac{1}{\varphi^2} + \frac{A^2}{(2 - \varphi)^2} + \sum \delta \right)^{-0,5} \quad (2.21)$$

де $\sum \delta$ - сума всіх втрат рідини в форсунці: втрати на тертя у вхідних каналах; в циліндричній камері закручування; на торцевій стінці; в сопловому каналі при обтіканні кромek соплового каналу, і т.п.

Слід мати на увазі, що такі складові втрат як втрати на формування осевого потоку, формування закрученого, втрати при їх взаємодії важко піддаються експериментальному вивченню та аналітичного розрахунку, тому доцільно висловити суму всіх втрат, як функцію від деяких геометричних симплексів.

Експериментальне дослідження форсунок

Для експериментального дослідження течії рідини була використана форсунка з одним похилим підвідним каналом шириною 5 мм, діаметром камери закручування 29 мм (рис. 2.2). Діаметр сопел випробовуваної форсунки - 7; 10; 14,2 мм. Зміна площі вхідного каналу здійснювалась шляхом переміщення плунжера 4 щодо вертикальної осі корпусу форсунки.

Випробування форсунки виконувалось на гідравлічному стенді (рис. 2.3), який включає систему трубопроводів 1, мірний бак 2, ваги 3, зразковий манометр 4, екран для проектування факела розпилювання 5, джерело світла 6, секційний пробовідбірник 8. Видалення води з мірного бака 2 можливо через вентиль і зливний патрубок 9. В якості робочої рідини використовувалася вода при температурі 200 ° С.

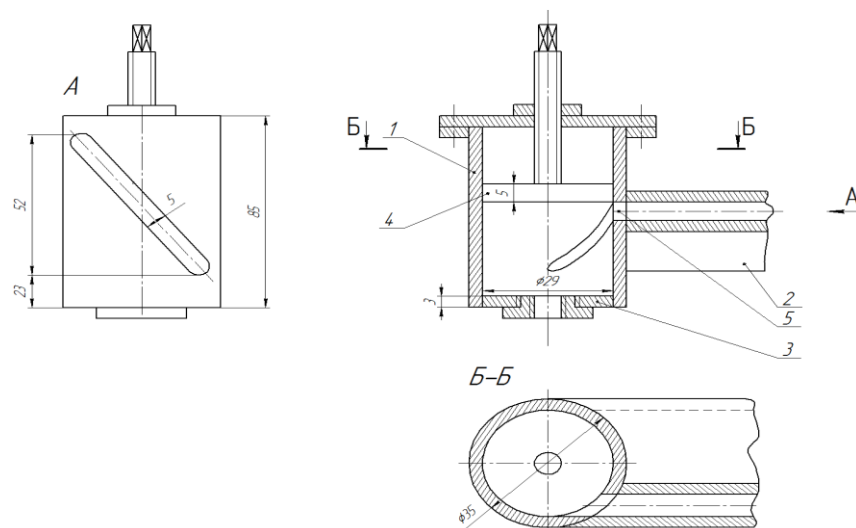


Рис. 2.2 Конструкція експериментальної форсунки

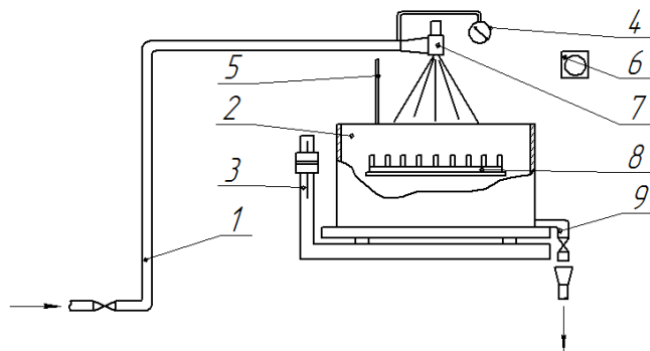


Рис. 2.3 Стенд для випробування форсунки

Визначення продуктивності форсунки визначалось ваговим методом при вимірах маси води, яка зливалася в мірний бак і фіксації часу її закінчення. Мірний бак був попередньо протарований. Тиск води замірявся безпосередньо в місці з'єднання форсунки з трубопроводом за допомогою зразкового манометра. Вісь манометра була на одній висоті з віссю форсунки. На кожному режимі проводилося не менше трьох вимірів за результатами яких приймалося середнє арифметичне значення заміряє величини.

Визначення кореневого кута факела виконувалось шляхом візуального вимірювання тіні факела на екрані при сильно віддаленому джерелі світла.

Точність заміряються величин була наступна:

- витрата рідини заміряли на двоплечих важільних вагах в момент проходження положення рівноваги з точністю до 0,5 кг, що при загальній вазі води в бак у всіх дослідах 50 кг похибка становить 1%;
- час витікання рідини з форсунки під час набору 50 кг води, замірявся секундоміром з точністю до 0,2 с, що становить похибку вимірювання 0,1 - 0,6%;
- тиск подачі води контролювався зразковим манометром моделі 1213, кл. точності 0,4;

- кореневої кут розпили рідини замірявся кутоміром з точність до $0,5^\circ$, що становить 0,6 - 2%;

- розподіл рідини по перетину факела замірявся хрестоподібним пробовідбірником з встановленими в ньому через кожні 60 мм пробірками. Рівень води в пробірках замірявся лінійкою з точністю 0,5 мм.

Методика проведення досліджень струминних апаратів

Було проведено дослідження роботи ежекетора з різними типами робочих сопл.

Об'єкт дослідження (рис. 2.4) працює таким чином: рідина, що підлягає обробці в апараті подається в відцентрово-струминну форсунку 2, через сопло якої розпилюється в камері змішування 4. Утворені краплі внаслідок тертя захоплюють молекули газу і рухаються з ними далі в камеру змішування 4, утворюючи при цьому рідинно-газову емульсію з інтенсивним протіканням масообмінного процесу між CO_2 та рідиною. Так як кожна краплина розпиленої рідини контактує з газом та виносить з собою деяку його кількість, то загальний об'єм перенесеного газу набагато більший, ніж у випадку, коли з газом

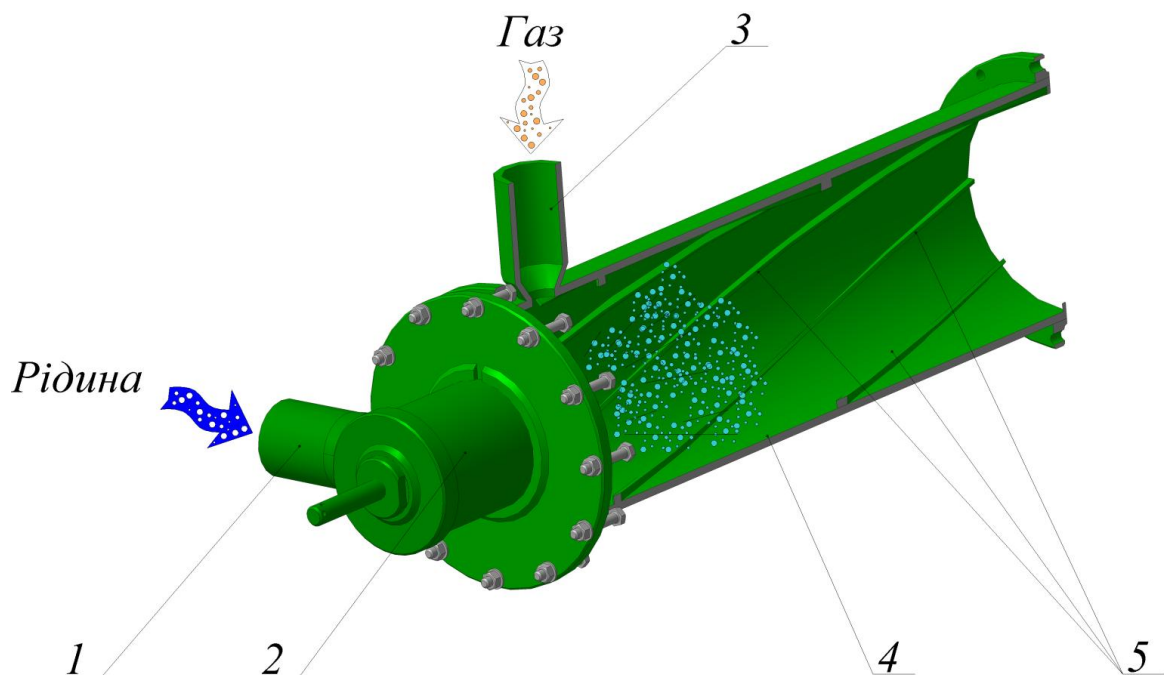


Рис. 2.4 Принципова схема роботи ежектора
 1 — Патрубок підводу рідини; 2 — Відцентрово-струминна форсунка; 3 — Патрубок підводу газу; 4 — Камера змішування; 5 — Гвинтова навивка

контактує рідина лише зовнішньою конусною поверхнею не розпиленого факелу (коли в якості робочого сопла використовується струминні форсунки — диски з отворами).

Далі рідинно-газова емульсія потрапляє в камеру змішування 4, в якій частина рідини у вигляді плівки тече до виходу з камери змішування. По ходу руху ця частина рідини потрапляє на гвинтову навивку 5, що виконана на внутрішній поверхні камери змішування 4, змінює траєкторію руху з прямолінійного на гвинтовий та набігаючи на виступи гвинтової нарізки зривається з них всередину потоку емульсії, що рухається вздовж осі камери змішування. Таке переміщення рідини викликає додаткову турбулізацію всього об'єму рідинно-газової емульсії, що призводить до постійного оновлення поверхні контакту фаз, а значить і збільшення ефективності процесу масо передачі. Далі рідинно-газова емульсія з камери змішування 4 направляється до основної ємності.

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 (КПД) 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 КПД.

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 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.

Спроба покращити експлуатаційні характеристики ежекторів за рахунок усунення зворотно-циркуляційних течій і зменшення опору входу активного потоку в камеру змішування привела до розробки інноваційної конструкції струминного апарата з конічно-циліндричною (комбінованою) камерою змішування.

Конструюванню такого ежекційного апарата передував аналіз течії двофазного потоку в циліндричній камері змішування, який дозволив встановити, що витік води з робочого сопла в камеру змішування подібний руху рідини трубопроводом з раптовим розширенням, і характеризується значними втратами напору та зворотно-циркуляційними потоками. Аналіз літературних даних та знаходження опорів при раптовому і поступовому розширенні трубопроводу показав, що виконання поступового розширення камери змішування (початкової її частини), аналогічного до конічного перехідника (дифузора) між трубопроводами різного діаметру, приведе до

зменшення гідравлічного опору і, відповідно, збільшення корисної енергії струменя рідини для ежекції газу. При цьому, кут розкриття дифузору приймається в діапазоні $3 - 8^\circ$, що пояснюється низькими гідравлічними втратами та безвідривним характером руху потоку.

Аналогічне технічне рішення було використане до камери змішування, тобто виконано змішувальну камеру комбінованою – з початковою конічною та наступною циліндричною ділянками. Кут розкриття конічної частини є меншим на $3 - 8^\circ$ за кут факела розпилення рідини з сопла, а краплі рідини повинні ударятись об стінки камери змішування в місці з'єднання конічної та циліндричної частин.

Теоретично, при куті розкриття конічної частини змішувальної камери менше 3° за кут факела розпилення рідини, краплі рідини потраплять на конічну стінку і рухатимуться по ній, що призведе до збільшення гідравлічного опору.

Якщо кут розширення конічної частини камери змішування більший за 8° кута факела розпилення рідини – краплі рідини не торкатимуться конічних стінок, в результаті чого не створюється високе розрідження, збільшиться зазор між внутрішньою поверхнею конічної частини камери змішування та зовнішньою поверхнею факела розпилення, в якому утворюються зворотно-циркуляційні потоки.

Якщо кут розширення камери змішування буде більше кута факела розпилення рідини з сопла в межах $3 - 8^\circ$, то рідина торкатиметься стінок камери змішування в місці з'єднання конічної та циліндричної її частин. Кільцевий зазор між факелом розпиленої рідини та конічною стінкою в напрямі руху потоку рідини зменшиться, що сприятиме створенню високого розрідження та зниженню вірогідності утворення зворотно-циркуляційних потоків. В сукупності це повинно привести до підвищення ККД та $K_{еж}$ ежектора.

Струминний апарат з комбінованою камерою змішування при куті

розширення конічної частини 25° був виготовлений та досліджений (кут розпилення рідини з робочого сопла становив $28 - 31^\circ$, що відповідало необхідній умові: кут конічної частини камери змішування повинен бути меншим на $3 - 8^\circ$ за кут факела розпиленої рідини). Для можливості дослідження такого ежектора з різними діаметрами циліндричної частини камери змішування було виготовлено конічний перехідний, який і являв собою конічну частину змішувальної камери. Циліндрична частина камери змішування співвісно встановлювалась в конічну, стик між ними герметизувався.

На рис. 2.5 зображено інноваційний ежектор з комбінованою (конічно-циліндричною) камерою змішування, у якого конічна частина камери змішування частково виконує функцію приймальної камери.

Такий струминний апарат за помірних тисків подачі рідини в робоче сопло ($0,1 \dots 0,3$ МПа) дозволяє на $15 - 55\%$ (залежно від значення основного геометричного параметра ежектора) підвищити коефіцієнт ежекції в порівнянні з ежектором аналогічного виконання, але з циліндричною камерою змішування. Підвищення ефективності роботи інноваційного ежектора пояснюється усуненням зворотно-циркуляційних течій в камері змішування та зменшенням гідравлічного опору входу активного потоку активного потоку в змішувальну камеру.

Аналіз літературних джерел показав, що оптимальні характеристики ежекторів (при яких реалізується максимальне значення КПД) 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.

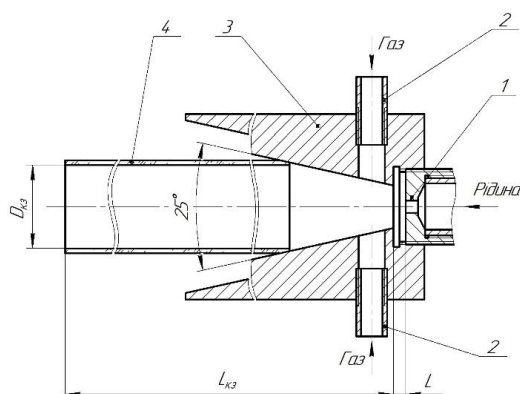


Рис. 2.5 Ежектор з комбінованою камерою змішування та підведенням пасивного середовища в її конічну частину:

а) – схематичне зображення; б) – загальний вигляд

1 – сопло форсунки; 2 – підвідні патрубки; 3 – конічна частина камери змішування; 4 – циліндрична частина камери змішування

Аналіз функціональних можливостей різного програмного забезпечення показав, що найпоширенішою програмою для дослідження гідродинаміки потоків є програма ANSYS з CFD модулями. Одним з таких є модуль CFX, який дозволяє передбачити явище розпилу та руйнування струменя рідини за допомогою різних математичних моделей, які в нього закладені. З урахуванням цього, дослідження структури потоків в камері змішування форсунки та на виході з її сопла, будемо проводити саме в ньому.

Слід зазначити, що незважаючи на прогрес, який досягнутий в розвитку методів CFD на протязі останніх років, точне моделювання процесу розпилу рідини залишається надзвичайно складною задачею. Складність моделювання пов'язана з великою кількістю тісно взаємопов'язаних явищ та механізмів, таких як: первинний та вторинний розпад каплі, взаємодія капель між собою, їх деформація, аеродинамічна сила, теплопередача, випаровування, поверхневий натяг рідини і її в'язкість та ін. З вище наведено випливає, що розробка нових алгоритмів дослідження роботи форсунок з урахуванням зазначених факторів є задачею актуальною.

Процес моделювання роботи форсунки складається з п'яти етапів:

- створення геометричної моделі форсунки;
- створення розрахункової сітки на базі геометричної моделі;
- створення початкових граничних умов моделювання процесу;
- проведення розрахунку;
- аналіз результатів.

Розрахункова область

На рис. 2.6 представлено об'ємну модель дослідженого ежектора та поверхні, до яких прикладаються граничні умови. Основні розміри ежектора: діаметр сопла форсунки 4 мм, діаметр камери змішування ($D_{кз}$) ежектора 19 мм, (основна геометрична характеристика ежектора $m = 19^2 \pi / 4^2 \pi = 22.5$) її довжина 152 мм.

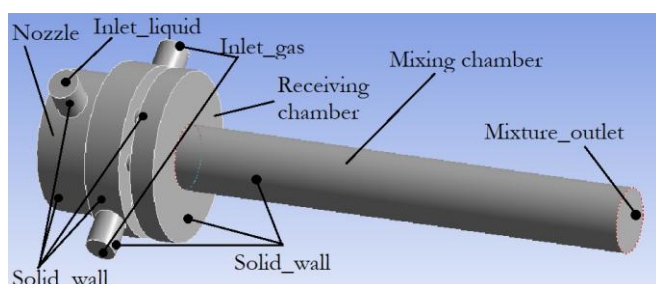


Рис. 2.6. 3-D модель ежектора.

Сітка

В блоці Meshing модуля CFX створено розрахункову сіткову модель – неструктуровану (рис. 2.7). В області сопла та кільцевого зазору на вході газової фази в камеру змішування виконано ущільнення елементів сітки. Загальна кількість розрахункових комірок становить 170 тис.

Налаштування для чисельного розрахунку ежектора є подібними до тих, що використовувалися для моделювання форсунки, але є деякі відмінності.

Так, для граничної умови «Inlet_gas» вибрано тип умови «Inlet». Вхід повітря в приймальну камеру ежектора задавався через тиск, значення якого

для всіх досліджень було постійним та приймалось рівним атмосферному. Параметри моделі турбулентності для граничної умови «Inlet_gas» встановлені наступними: $k = 0,05$, $\varepsilon = 10$. Для цієї ж умови встановлено об'ємну частку води 0, а для повітря – 1, тобто вхід лише газу.

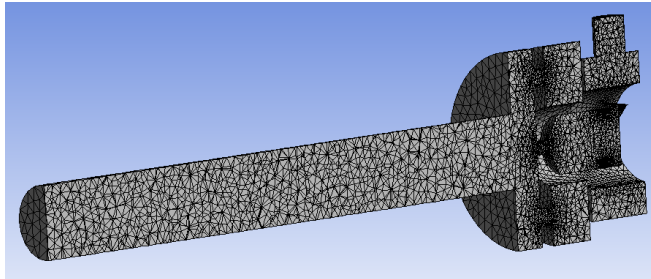


Рис. 2.7 Розрахункова сітка.

Для граничної умови «Mixture_outlet» вибрано тип умови «Outlet». В усіх дослідженнях розглядався вільний витік двофазної суміші з ежектора.

Для граничної умови «Solid_walll» прийнято тип умови «Wall», та використано параметр No-slip wall.

Налаштування для дослідження форсунок

Розрахункова область.

В CAD-системі Autodesk Inventor створено тривимірну розрахункову область для моделювання гідродинаміки рідини в елементах форсунки та додаткову зону у вигляді зрізаного конуса для моделювання факела розпилення (рис. 2.8).

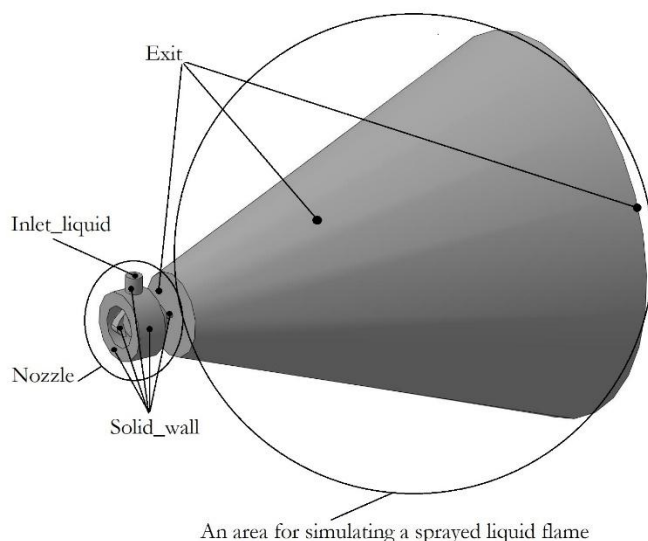


Рис. 2.8 Розрахункова область та поверхні, до яких прикладаються граничні умови.

Розміри зони для моделювання факела розпилення наступні: діаметр кола при вершині конуса 50 мм, діаметр кола при основі конуса 225 мм, довжина конуса 250 мм, що відповідає куту 38° . Такі розміри зони були вибрані на основі попередніх результатів експериментальних та CFD досліджень форсунки.

Необхідно відмітити, що для моделювання факела розпилення зазвичай створюють розрахункову область у вигляді куба чи циліндра [Строкач 2016, Edulbauer 2017, Apte 2009, Zhao 2012, Ma 2016]. Нами пропонується форма розрахункової області у вигляді зрізаного конуса, що дозволяє видалити зайвий об'єм, у якому не відбувається взаємодії фаз (застійної зони), і за рахунок цього оптимізувати процес чисельного моделювання, зокрема, скоротити тривалість комп'ютерного розрахунку.

Файл розрахункової області імпортовано в блок Design Modeler модуля CFX програми ANSYS.

Сітка

В блоці Meshing модуля CFX на базі розрахункової області створено розрахункову сітку, яка складається з комірок тетраїдальної форми (рис. 2.9).

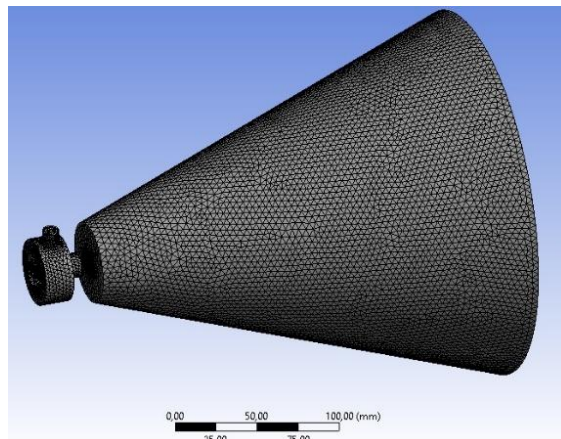


Рис. 2.9 Розрахункова сітка.

Розрахункова область складається з 288380 комірок (середній розмір ребра комірки 4 мм). Дрібні комірки розміщені в зоні з високою концентрацією рідини. Комірки більшого розміру – поблизу зовнішніх стінок.

Якщо ціллю досліджень є визначення дисперсного складу крапель, то такий розмір комір є занадто великим. Як свідчать результати експериментальних досліджень, за тиску розпилення рідини навіть 0,1 МПа утворюються краплі середнім діаметром 1 мм. Тобто розмір ребра комірки повинен бути не меншим за цю величину. Мінімальна кількість комірок для розбиття факелу розпилення визначається з умови, що їх розмір повинен відповідати середньому розміру краплі за даних умов розпилення. Ці дані можна знайти з відомих літературних джерел.

Важливого значення для отримання достовірних результатів при CFD моделюванню має коректне налаштування параметрів розрахунку в препроцесорі CFX-Pre (блок Setup), які формують чисельну модель форсунки.

Для моделювання встановлено тип задачі – нестационарна. Задано тривалість комп'ютерного розрахунку, тобто проміжок часу від входу рідини в розрахункову область і до виходу з неї, 0,5 с, крок між ітераціями – 0,001. Такі параметри пояснюються необхідністю отримання якісної картини течії рідини в розрахунковій області.

З бази даних програми ANSYS завантажено робочі середовища, які розглядаються в розрахунку – вода і повітря та враховано їх вагу. Параметри навколишнього середовища задані наступними: тиск атмосферний (101325 Па), температура 25° С.

Для розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса, що описують рух в'язкої нестисливої рідини, прийнято k - ϵ модель турбулентності, яка забезпечує компроміс між точністю результатів розрахунку, його тривалістю та вимогами до розрахункової сітки. В моделі k - ϵ використовується гіпотеза дифузії градієнта параметрів для того, щоб зв'язати напруження Рейнольдса з середньою швидкістю та турбулентною в'язкістю.

Оскільки моделюється факел розпилення рідини в газову фазу, то для розрахунку прийнята двофазна система в якій відбувається передача маси та енергії між середовищами, що враховується за допомогою багатofазної моделі Ейлера «Mixture», у якій фази розглядаються як взаємо-проникаючі континууми. При цьому для визначення положення міжфазної межі використовується розподілення маркет-функції $C = f(x, y, z, t)$, яка являє собою об'єму частку рідини в комірках розрахункової сітки: при $C = 1$ – комірка заповнена рідиною, при $C = 0$ – комірка порожня. Міжфазній межі відповідає ізоповерхня, де $C = 0,5$. Динаміка величини C описується рівнянням конвективного переносу.

Для отримання якісної картини течії в форсунці та характеристик факела розпилення задано коефіцієнт поверхневого натягу води ν ($\nu = 0,072$ Н/м) та прийнято коефіцієнт опору краплі C_d ($C_d = 0,44$), що відповідає турбулентному руху краплі рідини в газі.

Необхідно зауважити, що опір газової фази краплям рідини є одним з важливих гідродинамічних параметрів, оскільки характеризує рух дисперсних частинок в газовому потоці з опором і врахування коефіцієнта C_d при комп'ютерному моделюванні є обов'язковим.

Задано початкові умови та проведено ініціалізацію. Початковими умовами для моделювання є нульова швидкість, атмосферний тиск та об'ємна частка (Volume fraction) повітря рівна 1, тобто 100%, по всій розрахунковій області.

Граничними умовами для моделювання є вхід рідини в форсунку «Inlet_liquid», стінка форсунки «Solid_wall» та вихід «Exit». Поверхні, до яких прикладаються граничні умови, показано на рис. 2.8.

Для граничної умови «Inlet_liquid» вибрано тип умови «Inlet». Вхід рідини в форсунку задавався значеннями масової витрати. Параметри моделі турбулентності: $k = 0,05$, $\varepsilon = 10$. Для цієї ж умови встановлено об'ємну частку води 1, а повітря – 0.

Для граничної умови «Exit» задано тип умови «Opening» та встановлено атмосферний тиск. В початковий момент часу в даній зоні знаходиться лише повітря, тому його об'ємна частка становить 1, а води – 0.

Для граничної умови «Solid_wall» задано тип умови «Wall» (тверда стінка) та використано параметр «No-slip wall».

Критерій збіжності результатів становить 0,0001.

Після налаштування всіх параметрів модель передано в блок Solution модуля CFX, в якому підключено проведення розрахунку з подвійною точністю та встановлено налаштування, які залежать від технічних можливостей обчислювальної машини. По досягненню заданого критерія збіжності результати передаються в постпроцесор CFD-Post для їх обробки, що дозволяє отримати основні якісні та кількісні результати: швидкість та лінії току рідини у форсунці, розподілення об'ємної частки рідини в розрахунковій області, тиск в поперечному перерізі факела розпилення та ін.

3. ДОСЛІДНА ЧАСТИНА ТА УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ

Спочатку були проведені дослідження відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами при витоку рідини в простір, необмежений твердими стінками.

CFD моделювання гідродинаміки рідини у форсунках із нахиленими підвідними каналами, а також факела розпилення форсунок зазначених конструкцій є актуальними, оскільки такі форсунки досліджені мало. Можливість отримання всіх характеристик форсунок за допомогою комп'ютерного моделювання дозволить їх проектувати з наперед заданими властивостями.

Для отримання повноцінного уявлення про гідродинаміку потоку в камері закручування форсунки та характер процесу розпилення рідини з сопла використано методи обчислювальної гідрогазодинаміки (CFD). Ці методи, на відміну від натурних експериментальних досліджень, дозволяють всебічно дослідити гідродинаміку рідини в форсунках різного конструктивного виконання (отримати всі характеристики, як течії самої рідини в форсунці, так і факелу розпилення), а також виконати оптимізацію їх конструкції з метою отримання заданих експлуатаційних характеристик.

Аналіз функціональних можливостей різного програмного забезпечення показав, що для чисельного моделювання гідрогазодинаміки потоків найбільшого використання мають CFD модулі програми ANSYS. Тому для даних досліджень використано саме цю програму, а модуль гідрогазодинаміки CFX (академічна програма версії ANSYS 2020 R2).

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р. Документ затверджено Якимчук М.В.	Назва, додаткова назва Дослідна частина узагальнення результатів	210748.MP.02.003 ПЗ				
			Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138	

Слід відмітити, що в академічній версії даної програми максимальна кількість розрахункових комірок, на які розбивається розрахункова область, складає 512 000. Такої кількості комірок вистачає для отримання якісної картини гідрогазодинаміки потоків, про що свідчать результати проведеного літературного огляду моделювання форсунок CFD методом та власні дослідження.

Однак для визначення розмірів крапель в факелі розпилення такої кількості комірок не достатньо, тому необхідно користуватись повноцінною версією програми ANSYS.

Необхідно також зазначити, що кількість комірок в розрахунковій області та їх розмір є чи не найважливішими показниками точності результатів моделювання. Безумовно, чим більше комірок в розрахунковій області, тим точніший результат. Втім, їх кількість та розмір вибираються в залежності від цілей дослідження.

Конфігурація фізичної моделі

Для CFD моделювання обрано форсунку з нахиленими підвідними каналами при такому положенні плунжера, при якому вони відкриті на 60 % (рис. 3.1).

Таке положення плунжера обумовлено тим, що, як показали власні дослідження, при цьому на виході з сопла форсунки відбувається відцентрово-струминний витік рідини з рівномірним розподіленням крапель по поперечному перерізу факела розпилення. Робота форсунок в такому режимі є найбільш сприятлива для досягнення високої ефективності роботи обладнання, у якому така форсунка використовується.

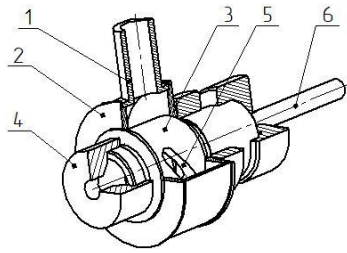


Рис. 3.1 Тривимірна модель форсунки, що досліджується:

1 – підвідний патрубок; 2 – корпус; 3 – камера закручування; 4 – сопло;
 5 – підвідний щілинний канал;
 6 –плунжер з штоком

Основні розміри форсунки, що досліджувалась: діаметр сопла – 4 мм, довжина соплового каналу – 4,5 мм, діаметр камери закручування – 15 мм.

Моделювання течії рідини в форсунці

Результати моделювання отримані при масовій витраті рідини 0,2 кг/с, що відповідає тиску 0,25 МПа для форсунки із діаметром сопла 4 мм.

На першому етапі моделювання отримані контур об'ємної долі рідини для форсунки з 2-ма нахиленими підвідними каналами, які перекриті на 40% на різній відстані від сопла форсунки.

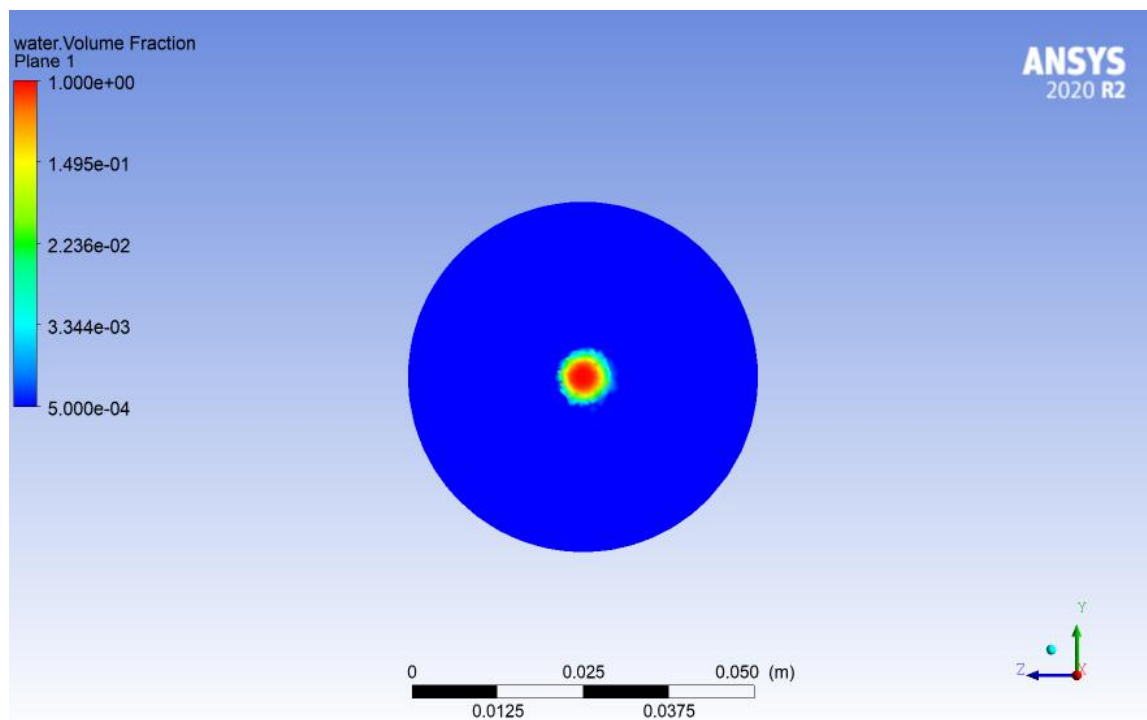


Рис. 3.2 Контур об'ємної долі рідини для форсунки з 2-ма нахиленими підвідними каналами, які перекриті на 40%, на відстані 50 мм від її сопла

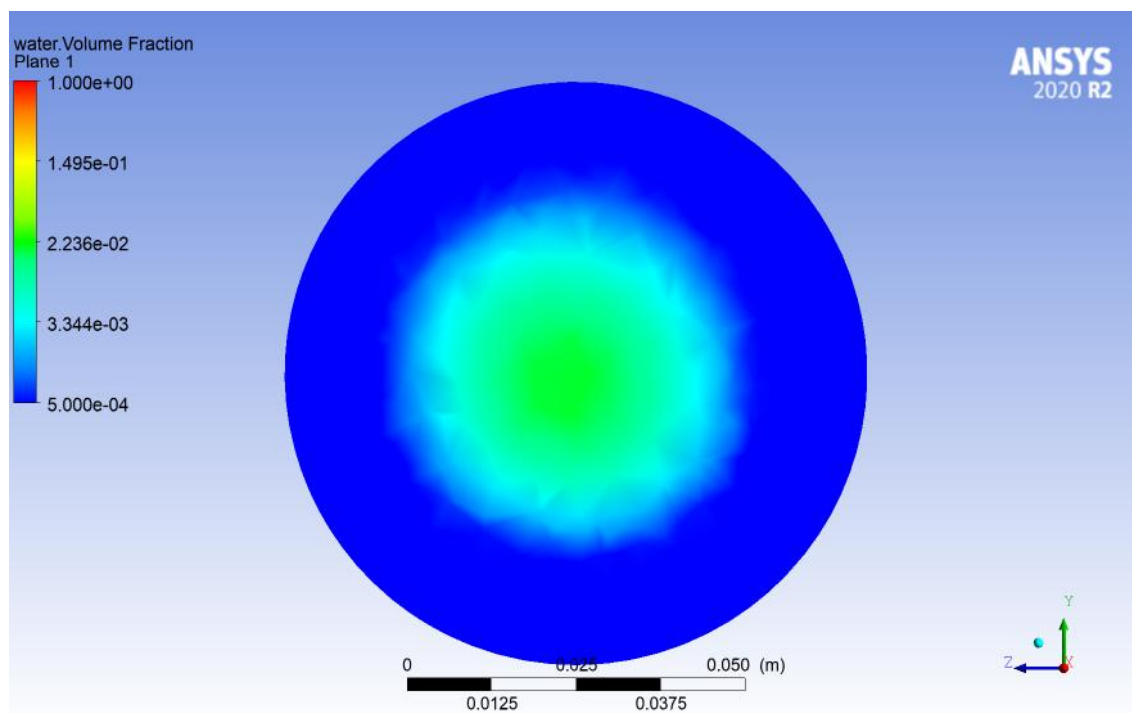


Рис. 3.3 Контур об'ємної долі рідини для форсунки з 2-ма нахиленими підвідними каналами, які перекриті на 40%, на відстані 100 мм від її сопла

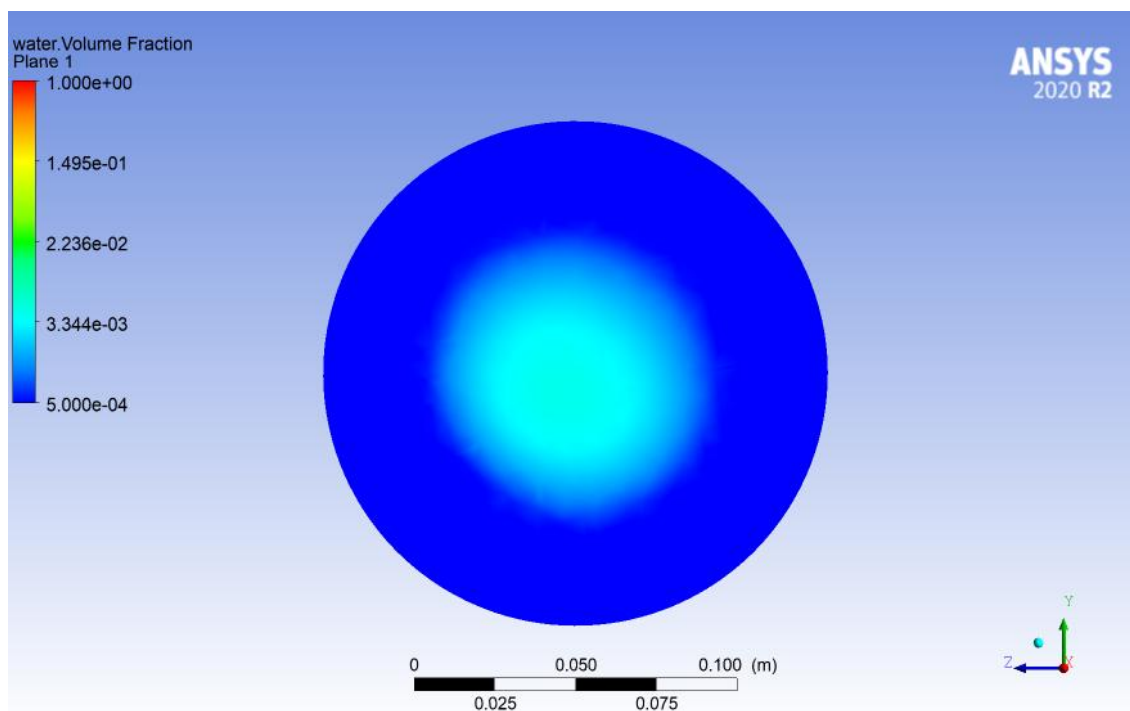


Рис. 3.4 Контур об'ємної долі рідини для форсунки з 2-ма нахиленими підвідними каналами, які перекриті на 40%, на відстані 200 мм від її сопла

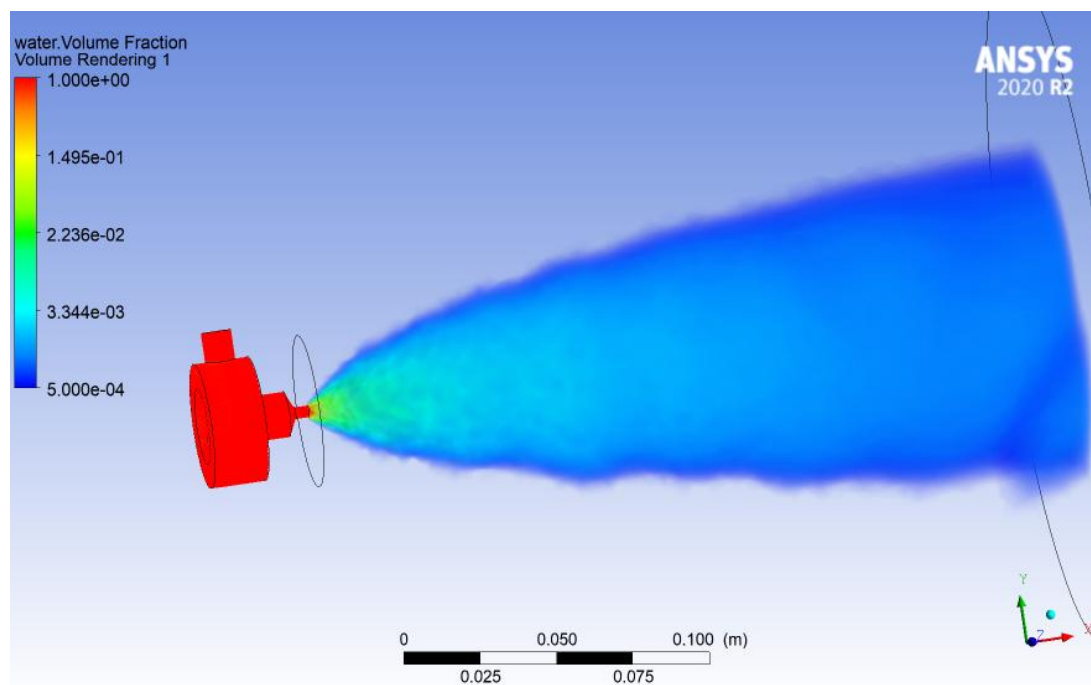


Рис. 3.5 Контур об'ємної долі рідини по довжині факела для форсунки з 2-ма нахиленими підвідними каналами, які перекриті на 40%

На рис. 3.6 представлено розподілення швидкості рідини у форсунці в трьох взаємно перпендикулярних площинах. Аналіз результатів показує, що швидкість рідини в підвідному патрубку становить 2,6 м/с. В щілинних каналах за рахунок зменшення їх площі швидкість збільшується до 2,7 м/с.

Рідина в камері закручування має тангенційну та осьову складові. Так, осьова швидкість коливається в межах 0,8 – 2,2 м/с, а тангенційна біля стінок – від 1,7 м/с до 2,6 м/с.

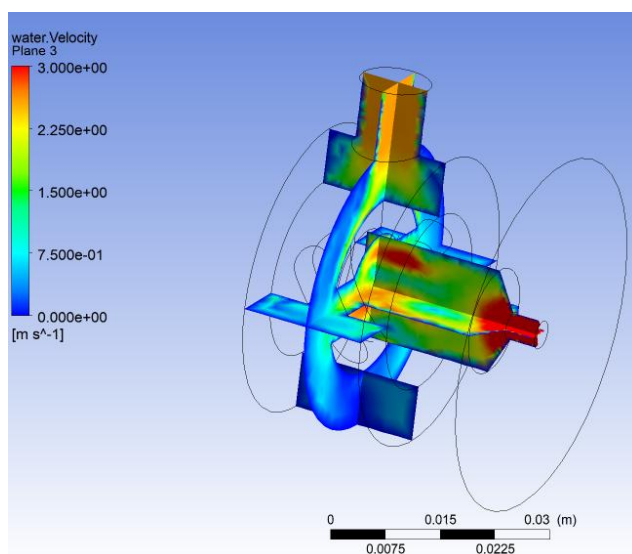


Рис. 3.6 Розподілення швидкості рідини у відцентрово-струминній форсунці з нахиленими підвідними каналами.

Що стосується швидкості рідини на виході з сопла (рис. 3.7), то вона має максимальне значення по осі сопла (19,2 м/с) та приймає профіль характерний для турбулентного руху рідини.

Несиметричність розподілення швидкості рідини у соплі форсунки відносно нульової точки по радіусу Z пояснюється недостатньою довжиною камери закручування.

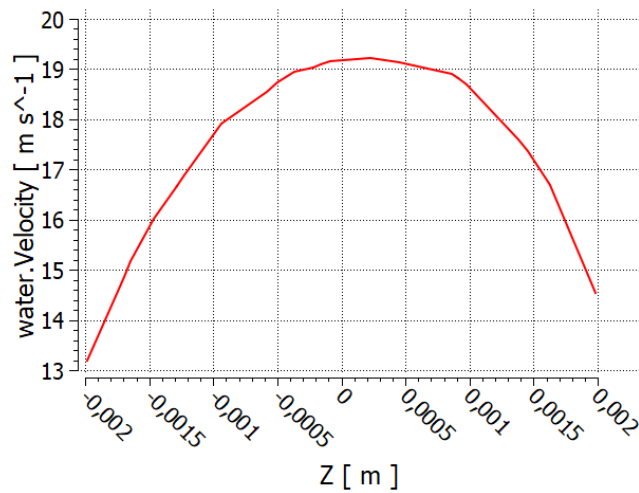


Рис. 3.7 Поле швидкості рідини у вихідному перерізі сопла відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами.

Траєкторія руху води у форсунці та на виході з сопла представлена лініями току на рис. 3.8. Їх аналіз показує, що в камері закручування наявні два потоки (осьовий та тангенціальний), які утворюються внаслідок розміщення щілинних каналів під кутом до осі форсунки.

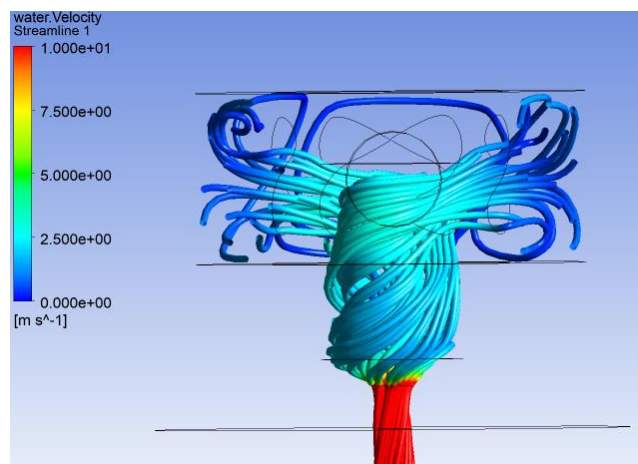


Рис. 3.8 Лінії току води у відцентрово-струминній форсунці з нахиленими підвідними каналами та на виході з сопла.

Моделювання розпилення рідини в необмежений простір

На рис. 3.9 представлено розподілення об'ємної частки рідини в розрахунковій області. Аналіз факела розпилення показує, що його кут становить 33° , і на відстані до 150 мм від зрізу сопла (переріз $I-I$) відбувається його формування. В подальшому зміна поля концентрації води по поперечному перерізу факела розпилення незначна, про що свідчить рівномірне забарвлення поля факелу.

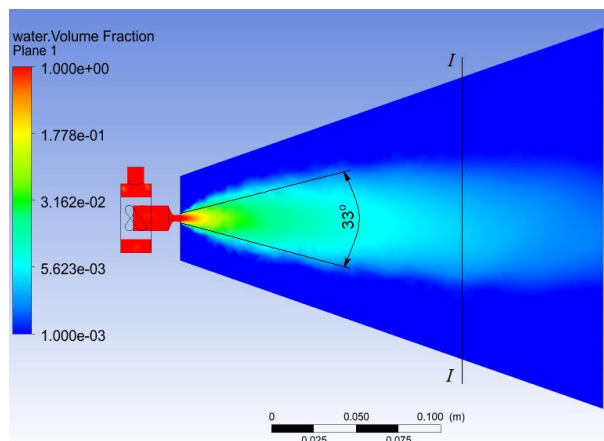
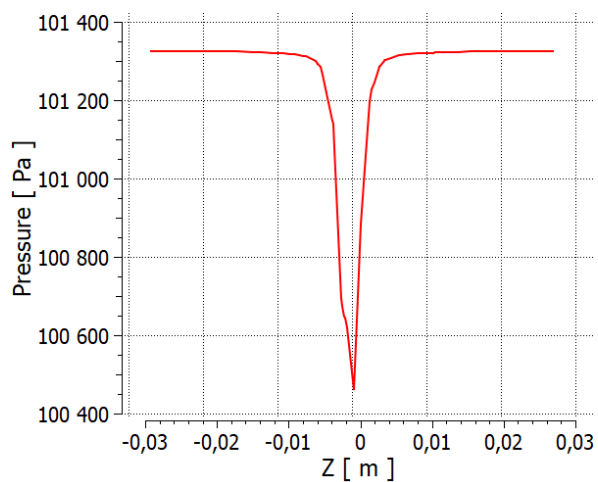
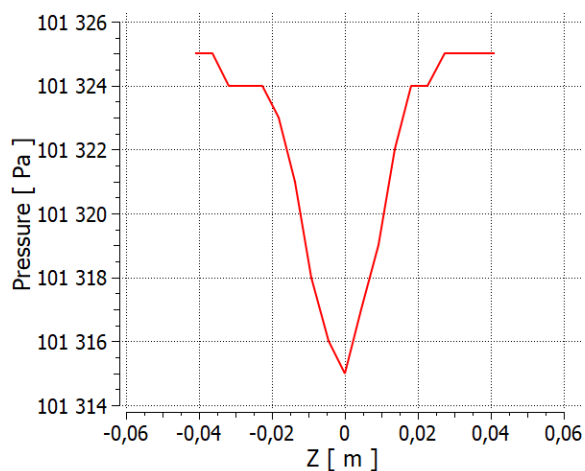


Рис. 3.9 Розподілення об'ємної частки рідини в розрахунковій області.

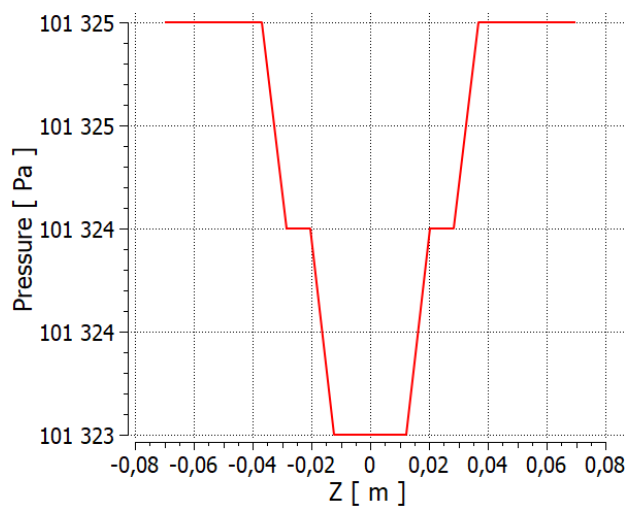
На графіках рис. 3.10 представлено результати розподілення тиску в поперечному перерізі факела розпилення відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами на різній відстані від сопла. Встановлено, що всередині факела виникає розрідження, яке максимальне у прикорневій зоні факела, зменшується до периферії та по довжині факела.



а



б



в

Рис. 3.10 Тиск в поперечному перерізі факела розпилення відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами на різній відстані від сопла: а – 5мм; б – 50 мм; в – 150 мм

На відстані від сопла 5 мм максимальне розрідження становить 865 Па, на відстані 50 мм (рис. 3.10, б) – 10 Па, а на відстані 150 мм (рис. 3,10 в) – 2 Па. При віддаленні від сопла понад 150 мм розрідження у факелі розпилення такої форсунки зникає.

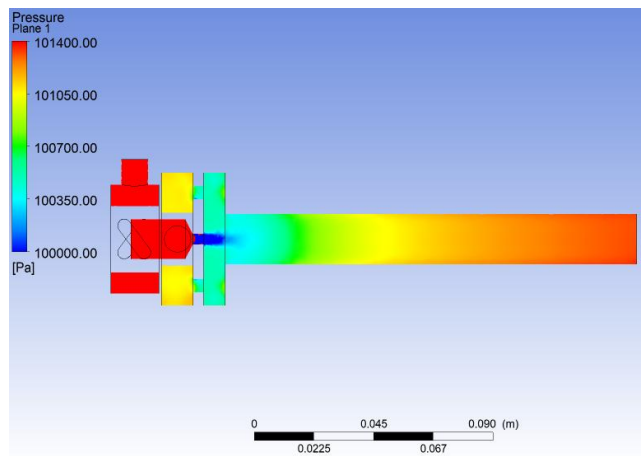
Дані розподілення тиску в факелі розпилення відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами отримані CFD моделюванням вперше та пояснюють ежектування газової фази всередину нього. Отримані результати по розподіленню тиску всередині факела розпилення підтверджуються експериментальними даними, отриманими авторами при дослідженні відцентрово-струминних форсунок.

Результати моделювання течії рідини в форсунці і факела розпилення у простір, що обмежений твердими стінками, та їх обговорення

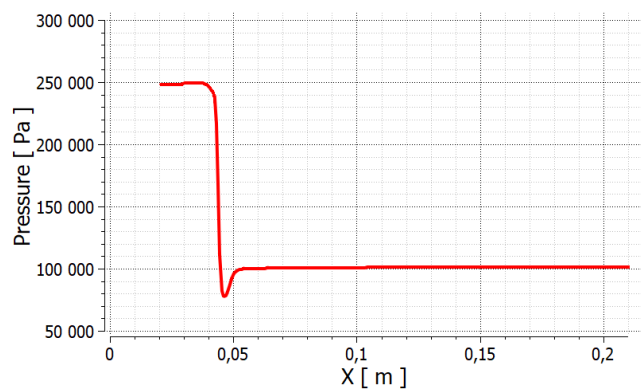
Важливим результатом досліджень є отримана якісна та кількісна картини факелу розпилення в простір, обмежений твердими стінками камери змішування ежектора.

Розподілення статичного тиску в ежекторі при масовій витраті рідини 0,2 кг/с, що відповідає її тиску в форсунці 0,25 МПа при діаметрі сопла 4 мм представлено на рис. 3.11.

Аналіз отриманих результатів дозволив встановити, що в приймальній камері та на ділянці $1D_{кз}$ від початку камери змішування виникає зона пониженого тиску 78 – 100,4 кПа, що пояснює ежектування газової фази всередину факела розпилення. На виході з камери змішування статичний тиск становить 101 кПа. Підвищення тиску в камері змішування відбувається внаслідок переходу кінетичної енергії струменя в потенціальну енергію тиску.



а



б

Рис. 3.11. Розподілення статичного тиску в ежекторі: а – статичний тиск по елементам ежектора; б – графік розподілення статичного тиску по осі ежектора.

Оскільки Ейлерова модель багатофазних течій «Mixture» дозволяє розглянути рух рідинної та газової фаз окремо, то скористаємося цією можливістю.

На рис. 3.12 показано розподілення об'ємної частки рідини в ежекторі. На відстані біля $1,5D_{кз}$ (переріз I-I) від зрізу сопла краплі рідини рівномірно розподіляються по поперечному перерізу та формують первинний факел розпилення.

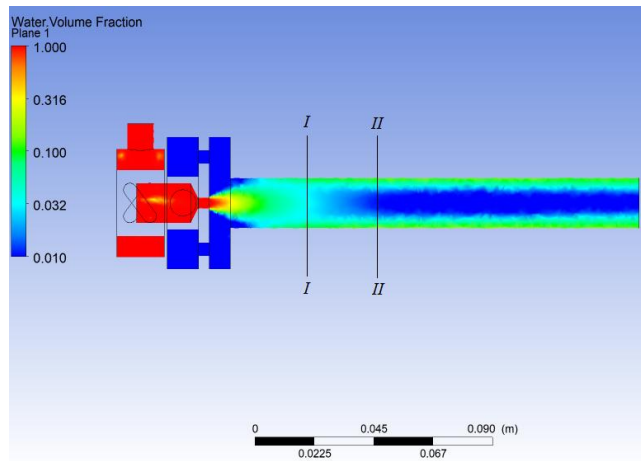


Рис. 3.12 Розподілення об'ємної частки рідини в ежекторі.

Внаслідок наявності твердих стінок, що змінюють траєкторію вільного польоту крапель, відбувається переформатування факела розпилення і на відстані понад $3D_{\text{кз}}$ (переріз II-II) рідинний потік остаточно розшарований: по осі камери змішування об'ємна частка рідини мінімальна (1 %), а біля стінки максимальна (10 – 12%), що добре видно з графіка рис. 3.13, на якому представлено розподілення об'ємної частки рідини по поперечному перерізі камери змішування. Рух рідини в камері змішування відповідає кільцевому режиму течії.

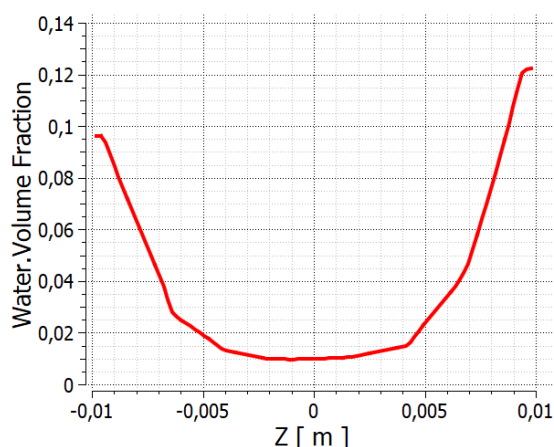


Рис. 3.13 Розподілення об'ємної частки рідини по поперечному перерізі камери змішування на відстані $3D_{\text{кз}}$ від її початку.

Розподілення швидкості рідини по осі ежектора представлено на рис. 3.14, а в поперечному перерізі камери змішування на різних відстанях від сопла форсунки на рис. 3.15.

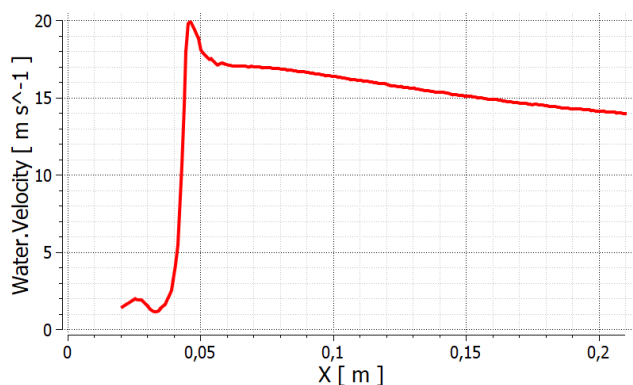
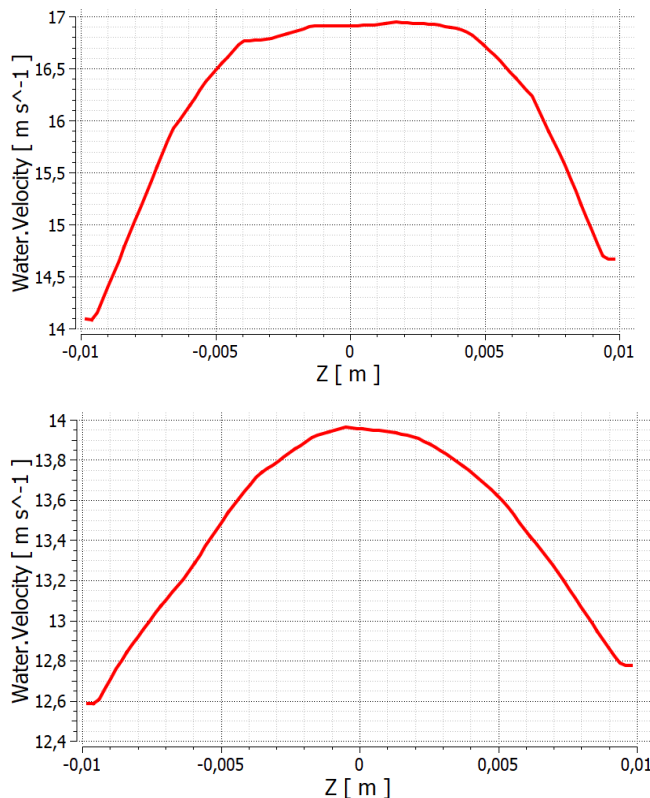


Рис. 3.14 Розподілення швидкості рідини по осі ежектора.

Аналіз графіка (рис. 3.15) показує, що максимальна швидкість води в соплі форсунки досягає 20 м/с. Внаслідок втрати енергії на диспергування та опору руху крапель в газовому середовищі по довжині камери змішування швидкість рідини на виході з ежектора знижується до 13,8 м/с.

Що стосується розподілення швидкості рідини по поперечному перерізу камери змішування ежектора (координата Z), то на відстані $1,5D_{\text{кз}}$ (рис. 3.15, а) краплі розпиленої рідини заповнюють весь поперечний переріз і їх максимальна швидкість на осі ежектора становить 17,2 м/с, а біля стінки – 14,1 – 14,7 м/с.



б

Рис. 3.15 Розподілення швидкості рідини по поперечному перерізу камери змішування: а – на відстані $1,5D_{кз}$; б – на виході з ежектора

На виході з камери змішування ежектора (рис. 3,15, б) внаслідок перерозподілу рідини та втратам енергії по довжині профіль швидкості параболічний і характерний для турбулентного руху: біля стінки швидкість 12,6 – 12,8 м/с, а по осі – 13,9 м/с.

Розглянемо розподілення об'ємної частки газової фази в ежекторі (рис. 3.16 – рис. 3.17)

Аналіз результатів показує, що на початку камери змішування відбувається первинне формування факелу розпилення і на відстані понад $3D_{кз}$ по осі ежектора об'ємна частка газу максимальна (99%), а при наближенні до стінки поступово знижується до 88 – 90%.

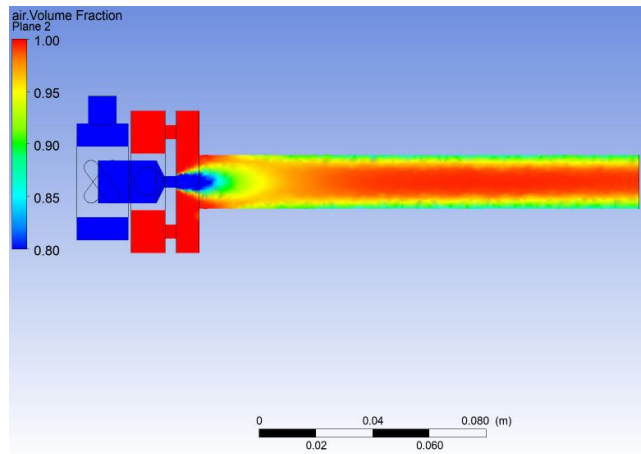


Рис. 3.16 Розподілення об'ємної частки газу в ежекторі.

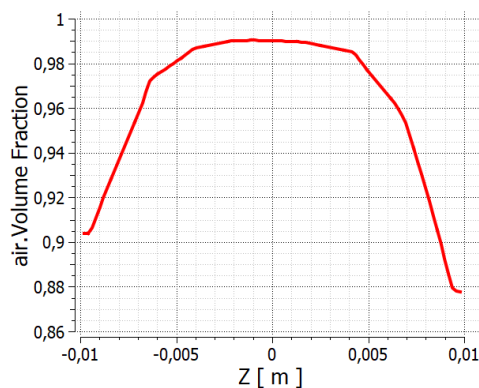
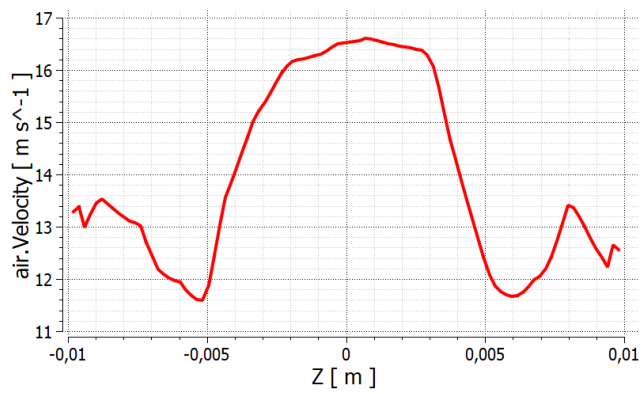
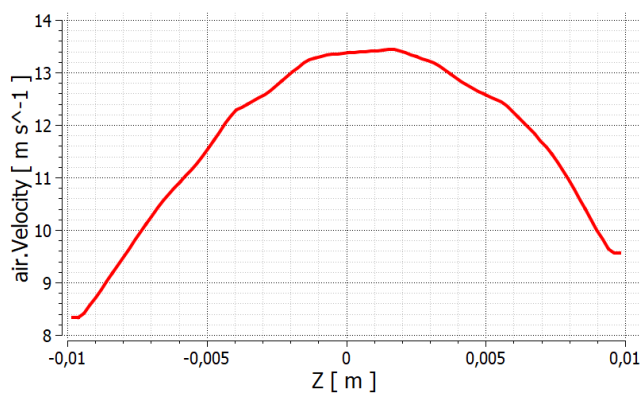


Рис. 3.17 Розподілення об'ємної частки газу по поперечному перерізі камери змішування на відстані $3D_{kз}$ від її початку.

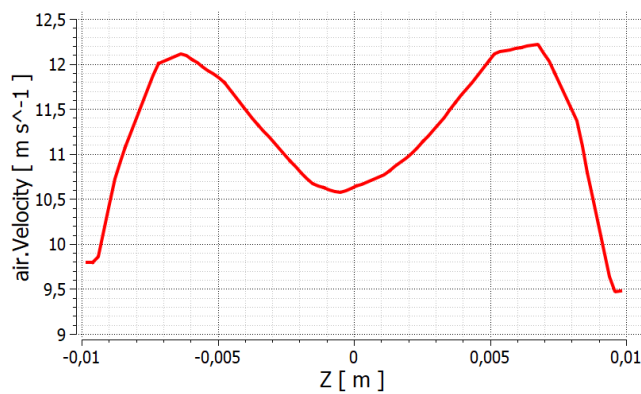
Графік залежності швидкості повітря по радіусу поперечного перерізу камери змішування (координата Z) представлений на рис. 3.18. На вході в камеру змішування (рис. 3.18, а) швидкість повітря максимальна на осі і становить 16,8 м/с. На відстані $1,5D_{kз}$ (рис. 3.18, б) відбувається вирівнювання профілю і водночас зниження швидкості повітря, як по осі, так і біля стінки камери змішування, що викликане взаємодією з рідиною. На виході з камери змішування (рис. 3.18, в) на її осі швидкість повітря становить 10,7 м/с. На ділянці $-0,005 - +0,005$ м по радіусу (координата Z) відбувається поступове підвищення швидкості до 12,2 м/с, і при подальшому наближенні до стінки зниження до 9,5 – 9,8 м/с.



а



б



в

Рис. 3.18 Швидкість повітря в поперечному перерізі камери змішування: а – на зрізі сопла; б – на відстані $1,5D_{kз}$; в – на виході

Аналіз графіків залежності розподілення фаз в поперечних перерізах факела розпилення показує наявність незначної асиметрії відносно осі, яка пояснюється наступними причинами та може бути усунена шляхом коректування розмірів конструктивних елементів ежектора:

- деформацією струменя рідини під впливом турбулентності та розрідження, що виникає в ежекторі;
- нерівномірністю розподілення газової фази в приймальній камері ежектора;
- недостатньою довжиною камери закручування форсунки, що призводить до асиметричного розподілення крапель рідини в факелі розпилення.

Приведені налаштування CFD моделювання форсунок при зміні будь-яких розмірів, взаємодіючих середовищ, або початкових чи граничних умов дозволяють достовірно знайти нові характеристики факелу розпилення та зміни в роботі ежекторів.

Висновки

Згідно з загальним алгоритмом комп'ютерного моделювання для дослідження процесу розпилення рідини форсунками в середовищі програми ANSYS

проведено налаштування відповідних модулів програмного продукту, що дозволило дослідити гідродинаміку рідини в усіх елементах форсунки в тому числі знайдено розподілення швидкості рідини по поперечному перерізу сопла форсунки.

Отримано характеристики факела розпилення рідини та встановлено, що його формування відбувається на відстані 100 – 150 мм від зрізу сопла.

За допомогою комп'ютерного моделювання вперше встановлено наявність всередині факела розпилення зони пониженого тиску, яке досягає 865 Па при тиску подачі рідини 0,25 МПа, що пояснює ежекування газової фази всередину факела.

В ежекторі з циліндричною камерою змішування на відстані до $1,5D_{кз}$ від її початку відбувається первинне формування рідинного потоку, його переформатування на ділянці $1,5 - 3D_{кз}$ з подальшим переходом у кільцевий режим течії, що пояснюється перерозподілом газової фази в середину факела розпиленої рідини.

4. ОБГРУНТУВАННЯ МОДЕРНІЗАЦІЇ (ІНТЕНСИФІКАЦІЇ)

Історично, з початку розвитку цукрового виробництва, очищення цукрового розчину від нецукрів здійснювалось в сатураторах періодичної дії. Після заповнення апарату дефекованим цукровим розчином з високою концентрацією СаО барботував сатураційний газ і процес сатурації проходив в умовах постійного зниження лужності до кінцевого значення. Це приводить до утворення карбонату кальцію CaCO_3 , який знаходячись в пересиченому стані в розчині і маючи в момент зародження найбільшу адсорбційну здатність, агрегував в кристалічну структуру. Подальше проведення сатурації приводить до утворення нового CaCO_3 , який осідає на утворених кристалах карбонату кальцію з одночасною адсорбцією нецукрів. Таким чином в апаратах сатурації періодичної дії створювались умови для ефективного очищення соку від нецукрів.

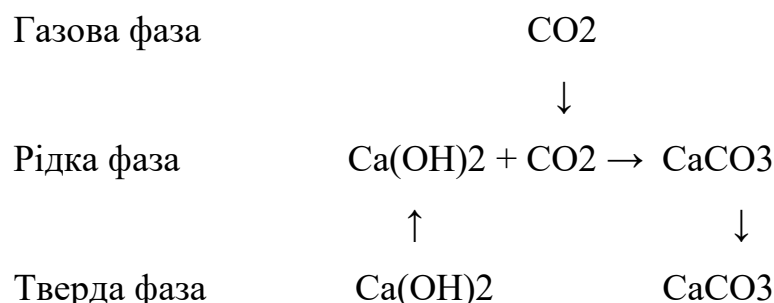
Розвиток цукрової промисловості привів до створення апаратів безперервної дії коли в одному апараті сатурації проводився весь процес. При зовнішній схожості конструкцій апарат безперервної дії не задовольняє умовам найкращого очищення соків від нецукрів .

В основному удосконалення конструкцій апаратів направлені на рівномірне розподілення газової фази в об'ємі сатуратора (використовуються різні газорозподільні механізми) та пристрої всередині сатуратора, які приводять до більшого перемішування і вирівнювання концентрацій в об'ємі.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р. Документ затверджено Якимчук М.В.	Назва, додаткова назва Обґрунтування модернізації	210748.MP.02.004 ПЗ				
			Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138	

В роботах вчених НУХТ показано, що одним із перспективних напрямків вдосконалення процесу сатурації є секціонування апаратів з поступовим зниженням лужності цукрових розчинів по секціям до нормально відсатурованого соку. Також доведено, що найбільшу адсорбційну здатність має карбонат кальцію, який утворився в розчині при високих початкових концентраціях Ca^{++} і діоксиду вуглецю. Утворені в результаті реакції молекули CaCO_3 за рахунок сил міжмолекулярного притягування об'єднуються в конгломерати, при цьому адсорбують нецукри, які знаходяться в цукровому розчині і виділяються в подальшому фільтруванням.

Процес карбонізації проходить в кілька етапів, які супроводжуються хімічною реакцією, абсорбцією діоксиду вуглецю, переходом речовини з твердої фази в рідку і навпаки.



Для додаткового адсорбційного очищення цукрового розчину від нецукрів особливо важливою є стадія переходу молекулярного CaCO_3 в кристалічну фазу. В момент її зародження карбонат кальцію має найбільшу адсорбційну здатність, що і обумовлює додаткове очищення цукрового розчину

Оскільки по своїй суті сатураційний процес являється хемосорбційно-адсорбційним, то для його інтенсифікації необхідно створити такі умови, при яких вони протікають з найбільшою швидкістю:

- збільшення рушійної сили процесу масопередачі ;
- збільшення поверхні контакту реагуючих фаз;
- підготовка реагентів до масообмінних процесів.

Для забезпечення якісного очищення цукрового розчину від нецукрів повинна бути зона початкового генерування карбонату кальцію і подальша зона його росту і дозрівання з одночасною адсорбцією нецукрів . Видалення його в подальшому відбувається фільтруванням цукрових розчинів.

Процес сатурації в цукровій промисловості має за мету фізико-хімічне очищення цукрового розчину від нецукрів. Основне завдання, яке ставиться на першій сатурації – це фізико-хімічне очищення соку від нецукрів, а на другій сатурації вирішується крім цього завдання і таке, як максимальне видалення солей кальцію з розчину. Проведення як першої так і другої сатурації відбувається в апаратах безперервної дії, які схожі по конструкції, методом барботажу сатураційного газу через шар цукровмісного розчину.

Відомо, що прискорення процесу сатурації приводить до більш якісного очищення цукрового розчину від нецукрів, що пояснюється утворенням в розчині більшої кількості кристалічного карбонату кальцію, який в момент свого зародження володіє найбільшими адсорбційними властивостями. Завдяки цьому проходить більш повне фізико-хімічне очищення цукрового розчину від нецукрів, що дозволяє додатково отримати кристалічний цукор пісок (нецукри видаляються в процесі фільтрації цукрового розчину, що покращує кристалізаційні процеси в вакуум-апаратах, а самі нецукри не будуть являтися меласоутворювачами на останній стадії кристалізації).

Апарати сатурації мають такий недолік, як низький коефіцієнт використання вуглекислого газу. В апаратах першої сатурації він досягає значення 60 -70 %, а в апаратах другої сатурації – 50 - 60 %.

Одним із перспективних напрямків вдосконалення процесу сатурації є секціонування апаратів з поступовим зниженням лужності цукрових розчинів по секціям до нормально відсатурованого соку.

Відомо, що найбільшу адсорбційну здатність має карбонат кальцію, який утворився в розчині при високих початкових концентраціях Ca^{++} і діоксиду вуглецю. Утворені в результаті реакції молекули CaCO_3 за рахунок сил міжмолекулярного притягування об'єднуються в конгломерати, при цьому адсорбують нецукри, які знаходяться в цукровому розчині і виділяються в подальшому фільтруванням.

Для забезпечення якісного очищення цукрового розчину від нецукрів повинна бути зона початкового генерування карбонату кальцію і подальша зона його росту і дозрівання з одночасною адсорбцією нецукрів .

Згідно запропонованій модернізації в нижній частині типового сатуратора над верхнім рівнем соку встановлені струминні апарати з відцентрово-струменевими форсунками в які під тиском 0,2 – 0,4 МПа подається цукровий розчин з температурою 78⁰С. В струминних апаратах відбувається ежектування відпрацьованого сатураційного газу після барботажної ступені та взаємодія крапель рідини з ним. Диспергований цукровий розчин з великою поверхнею контакту фаз і високою концентрацією розчиненого вапна (0,2-0,3 % до маси соку) взаємодіє з діоксидом вуглецю сатураційного газу з концентрацією CO_2 , що відповідає концентрації використаного газу 60 – 70 %.

В результаті взаємодії вапна і діоксиду вуглецю утворюється карбонат кальцію, який утворює кристалічну структуру. Краплі рідини з утвореним карбонатом кальцію опускаються в барботажну частину сатуратора, де відбувається подальша обробка соку сатураційним газом Відсатурований до

кінцевої нормативної лужності (pH=11) сік через переливний ящик сатуратора іде на подальшу обробку.

Таким чином забезпечуються сприятливі умови для швидкої абсорбції CO₂ цукровим розчином і наступної хімічної реакції з розчиненим вапном. В результаті, в умовах високої лужності цукрового розчину утворюється молекулярний CaCO₃, концентрація якого в розчині більше у 80 – 100 разів рівноважної (біля 0,025 кг/м³ при 70°C) Тому практично миттєво відбувається процес кристалоутворення CaCO₃, який має в цей момент найбільшу адсорбційну здатність нецукрів цукрового розчину, що і сприяє високій ступені його очищення.

Вираз для визначення об'ємного коефіцієнта масопередачі з врахуванням величини газовмісту φ виглядає наступним чином:

$$K_v = \frac{Q_{\text{ж}} \left([\text{CaO}]^{\text{поч}} - [\text{CaO}]^{\text{кін}} \right)}{\varphi \cdot V_{\text{аб}} \cdot [\text{CO}_2]_{\text{г}}^{\text{кін}}},$$

де: Q_ж – витрата рідини;

[CaO]^{нач} - початкова концентрація вапна в цукровому розчині, задана з технологічних умов, кмоль / м³;

[CaO]^{кон} - кінцева концентрація вапна в цукровому розчині на виході з сатуратора;

V_{аб} - об'єм сатуратора;

[CO₂]_г^{кон} - кінцева концентрація діоксиду вуглецю на виході з сатуратора.

Оптимальне розміщення розпилювачів

Струминні апарати з форсунками з нахиленим розміщенням підвідних каналів розроблялись для використання в двоступеневих сатураторах з першим розпилюючим ступенем, дамонізаторів конденсатів, струминних сульфідаторів. В останній час активно розробляється спосіб використання

теплового та хімічного потенціалів з відпрацьованих газів на технологічні потреби цукрового заводу на базі ежекційних апаратів.

В кожному з цих випадків вирішувались задачі по оптимальному розміщенні форсунок. В перших двох випадках форсунки встановлювались в порожнисті абсорбери, факел розпилювання є вільним. В випадку струминних сульфитаторів відбулась заміна типу розпилювачів з струминних на відцентрово-струминні з нахиленими підвідними каналами, факел розпилювання є стиснений стінками камери змішування ежектора. Подальші дослідження з такими форсунками підтвердили доцільність зміни типу розпилювачів.

В усіх випадках відбуваються масообмінні процеси, які накладають додаткові вимоги на умови розміщення форсунок.

Такими вимогами є:

- достатній час проходження масообмінних процесів;
- значна поверхня масопередачі;
- максимальний коефіцієнт ежекції.

При встановленні відцентрово-струминних форсунок з нахиленими підвідними каналами в якості активного сопла в ежекторах необхідно дотримуватись співвісності осі сопла форсунки та осі камери змішування. Відхилення від співвісності викликає зменшення коефіцієнта ежекції.

Другою важливою умовою є розміщення патрубку подачі пасивного середовища. Кут розпилення форсунки може бути знайдений за залежністю для області середніх значень геометричної характеристики A :

$$\operatorname{tg} \frac{\beta}{2} = 0,69 A^{0,6} \left(\frac{d_c}{D_{\kappa 3}} \right)^{0,38}$$

З урахуванням того, що зі збільшенням тиску від $0,5 \cdot 10^5$ Па до $4 \cdot 10^5$ Па кут розпилення збільшується на 2° максимальна відстань від сопла форсунки до краю отвору підводу пасивного середовища l може бути знайдена по приведеній залежності:

$$l = \frac{d_e}{2} \frac{1}{\operatorname{tg}\{\arctg[0,69 A^{0.6} (d_c / D_{\kappa 3})^{0.38}] + 1\}},$$

де d_e – діаметр камери змішування ежектора.

Для практичних розрахунків з достатньою точністю можна скористатись залежністю:

$$l = \frac{d_e}{2} [0,69 A^{0.6} (d_c / D_{\kappa 3})^{0.38}]^{-1}$$

У випадку, якщо діаметр підвідного патрубка пасивного середовища більший, ніж гранична відстань l , кінець патрубка рекомендується сплющити. Дана вимога ґрунтується на тому, що коли підвідний отвір буде знаходитись на більшій відстані, ніж розраховано, то частина крапель розпиленої рідини буде потрапляти в цей отвір і знижує ефективність роботи ежектора.

В розпилюючих абсорберах необхідно забезпечити рівномірне розподілення фаз по перерізу, одна з яких рідка, повинні виконуватись умови:

- вся задана поверхня повинна бути змочена рідиною;
- накладання факелів від суміжних розпилювачів повинно бути мінімальним;
- на стінки апарату повинна потрапляти мінімальна кількість рідини.

Однак такі умови не є достатніми, оскільки при цьому необхідно враховувати тип розпилювача, що використовується в даному обладнанні. Необхідно ввести ще одну умову:

- рівномірність заповнення факелу розпилювання форсунки краплями диспергованої рідини.

В циліндричних порожнистих абсорберах, в яких встановлюється одна форсунка, вона повинна задовольняти вимзі заповнення краплями рідини всього поперечного перерізу факелу розпилювання. В цьому випадку весь об'єм абсорбера буде приймати участь в тепло-масообмінних процесах, виключаються явища «проскоку» фаз. Таким умовам найбільш повно

відповідають відцентрово-струминні форсунки. Їх встановлюють в нижній частині абсорбера соплом вверху. Краплі рідини рухаються вгору, гальмуються силою опору газової фази та силою тяжіння, досягають найвищого положення і рівноприскорено рухаються вниз. Висота абсорбера повинна бути рівна висоті польоту краплі. При таких умовах краплі рідини знаходяться в абсорбері найдовше, має місце значне оновлення поверхні контакту фаз за рахунок ударів об стінку, співударів.

Диференціальне рівняння рівноваги сил записується в вигляді:

$$v_k \rho \frac{d^2 z}{dt^2} = v_k (\rho - \rho_g) g - \zeta f \frac{\rho_g u^2}{2},$$

де v_k – об'єм краплі; ρ – густина рідини; ρ_g – густина газу; ζ – коефіцієнт опору; f – площа перерізу краплі; u – відносна швидкість краплі.

Для випадку руху краплини вгору з початковою швидкістю v_0 , а газу вниз зі швидкістю w інтегрування рівняння дає розв'язок:

$$u = u_{\text{lim}} \operatorname{tg}(p + \sqrt{AB}t)$$

$$z = wt + \frac{1}{A} \ln \frac{\cos p}{\cos(p + \sqrt{AB}t)},$$

$$\text{де } A = \frac{3\zeta}{4d} \frac{\rho_g}{\rho_p}, B = \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_p} g, p = \operatorname{arctg}(u_0 - u_{\text{lim}})$$

(2.50)

u_{lim} – швидкість зависання краплі, знаходиться з рівності сили опору і її сили тяжіння: $u_{\text{lim}} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_p - \rho_g)}{3\zeta\rho_g}}$.

Таким чином, по приведеним рівнянням легко розрахувати висоту абсорбера.

В випадках, коли в абсорберах, очисниках, вловлювачах і т. п. встановлюється значна кількість розпилювачів, для виконання приведених вимог до їх встановлення необхідно оцінювати рівномірність розподілення рідини коефіцієнтом надлишкового зрошення J , що є відношенням сумарної

площі факелів всіх розпилювачів F_{ϕ} до площі поперечного перерізу апарату на рівні зрошуємої поверхні F_{an} [5].

Такий підхід є частковим випадком оцінки рівномірності розподілення рідини при використанні форсунок з рівномірно заповненим факелом краплями рідини, тобто лише у випадку використання відцентрово-струминних форсунок.

5. УСТРІЙ ТА ПРИНЦИП РОБОТИ МОДЕРНІЗОВАНОГО ОБ'ЄКТУ ПРОЕКТУВАННЯ

Процес сатурації в цукровій промисловості має за мету фізико-хімічне очищення цукрового розчину від нецукрів. Основне завдання, яке ставиться на першій сатурації – це фізико-хімічне очищення соку від нецукрів, а на другій сатурації вирішується крім цього завдання і таке, як максимальне видалення солей кальцію з розчину. Проведення як першої так і другої сатурації відбувається в апаратах безперервної дії, які схожі по конструкції, методом барботажу сатураційного газу через шар цукровмісного розчину.

Апарат першої сатурації типу, який взятий за основу для модернізації однак має такий недолік, як низький коефіцієнт використання вуглекислого газу. В апаратах першої сатурації він досягає значення 60 -70 %, а в апаратах другої сатурації і того менше – 50 - 60 %.

Одним із перспективних напрямків вдосконалення процесу сатурації є секціонування апаратів з поступовим зниженням лужності цукрових розчинів по секціям до нормально відсатурованого соку.

Найбільшу адсорбційну здатність має карбонат кальцію, який утворився в розчині при високих початкових концентраціях Ca^{++} і діоксиду вуглецю. Утворені в результаті реакції молекули CaCO_3 за рахунок сил міжмолекулярного притягування об'єднуються в конгломерати, при цьому адсорбують нецукри, які знаходяться в цукровому розчині і виділяються в подальшому фільтруванням.

Для забезпечення якісного очищення цукрового розчину від нецукрів повинна бути зона початкового генерування карбонату кальцію і подальша зона його росту і дозрівання з одночасною адсорбцією нецукрів .

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Паномаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Устрій та принцип роботи модернізованого об'єкту проектування	210748.MP.02.005 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

В камері змішування ежектора диспергований цукровий розчин з великою поверхнею контакту фаз і високою концентрацією розчиненого вапна (0,2 - 0,3 % до маси соку) взаємодіє з діоксидом вуглецю сатураційного газу з концентрацією CO_2 , що відповідає концентрації використаного газу 60 – 70 %.

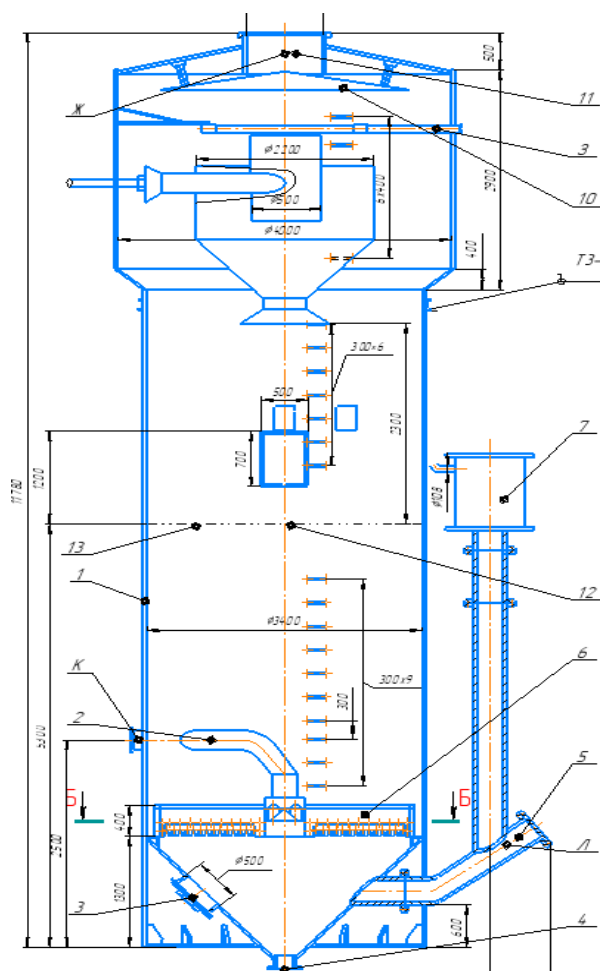


Рис. 5.1 Загальний вигляд модернізованого сатуратора

В результаті взаємодії вапна і діоксиду вуглецю утворюється карбонат кальцію, який утворює кристалічну структуру. Краплі рідини з утвореним карбонатом кальцію опускаються в барботажну частину сатуратора, де відбувається подальша обробка соку сатураційним газом. Відсатурований до кінцевої нормативної лужності ($\text{pH}=11$) сік через переливний ящик 10 сатуратора іде на подальшу обробку.

Таким чином забезпечуються сприятливі умови для швидкої абсорбції CO_2 цукровим розчином і наступної хімічної реакції з розчиненим вапном. В результаті, в умовах високої лужності цукрового розчину утворюється молекулярний CaCO_3 , концентрація якого в розчині більше у 80 – 100 разів рівноважної (біля $0,025 \text{ кг/м}^3$ при 70°C). Тому практично миттєво відбувається процес кристалоутворення CaCO_3 , який має в цей момент найбільшу адсорбційну здатність нецукрів цукрового розчину, що і сприяє високій ступені його очистки.

В барботажній ступені сатуратора відбувається подальша обробка соку сатураційним газом, який після утилізації CO_2 звільняється від капель соку і піни в розширеній частині сатуратора і видаляється в атмосферу.

Утворена двохфазова суміш в над соковому просторі сатуратора (цукровий розчин - тверді включення зародків кристалічного карбонату кальцію і нерозчиненого вапна) із розпилюючої частини сатуратора надходить зверху в барботажну ємкість, де відбувається нейтралізація надлишку вапна до заданої кінцевої величини $\text{pH} = 11$. Утворений в процесі реакції карбонат кальцію осаджується на утворених в розпилюючому абсорбері кристалах CaCO_3 з одночасною адсорбцією нецукрів. Такий осад має однорідну структуру, що покращує умови седиментації та фільтрування.

Сатураційний газ після додаткової утилізації CO_2 в камері змішування ежектора. Таким чином, подвійна утилізація діоксиду вуглецю спочатку в барботажній частині сатуратора, а потім додаткова утилізація частково відпрацьованого газу в ежекторі дозволяє значно знизити концентрацію

діоксида вуглецю, що викидається в атмосферу. Зниження концентрації викидів CO₂ орієнтовано декларується в 20 %, що відповідає літературним даним. Крім зменшення забруднення середовища агресивним газом відбувається також зменшення витрат енергії на стиснення сатураційного газу з метою його барботажу в сатураторі.

6. РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА

В залежності від властивостей і параметрів взаємодіючих середовищ процес змішування в рідинно-газовому ежекторі може супроводжуватися як фазовими, так і хімічними перетворюваннями. На виході із такого ежектора може формуватися як однофазова парогазова суміш, так і двофазова паро-рідинна суміш або трьохфазова суміш пару, газу, рідини і зважених частин. При розчиненні ежектуючого газу в ежектуючій рідині на виході з ежектора може виникати однофазне середовище.

В нинішній час відсутня вичерпна теорія, яка могла б бути покладена в основу розрахунку рідинно-газових ежекторів. Із опублікованих методик розрахунків рідинно-газового ежектора в найбільш повній формі відображає суть фізичного процесу, протікаючого в його камері змішування, методика, приведена в роботі [3]. Тут приводяться розрахункові рівняння для рідинно-газового ежектора, зв'язуючого параметри потоків в вхідному і вихідному перерізах камери змішування, отримані шляхом перетворень рівнянь газоструйного ежектора при умові, що ежектуюче середовище являється не стискаючою. Продуктивність ежектора визначається об'ємним коефіцієнтом ежекції, являючи собою відношення об'ємної витрати V_1 ежектуючого середовища до об'ємної витрати V_0 ежектуючого середовища:

$$\eta = \frac{V_1}{V_0}.$$

В початку камери змішування створюється водно-повітряна емульсія з розвиненою поверхнею між-фазового контакту. При цьому бульбашки повітря в емульсії заповнюються парами води. Дивлячись на те, що масові витрати повітря невеликі в порівнянні з витратами води, можна без особливої погрішності прийняти температуру пари в емульсії рівній температурі ежектуючої води. Відповідно,

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Паномаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Розрахункова частина	210748.MP.02.006 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

газова фаза в емульсії представляє собою пароповітряну суміш, повний тиск якої в початку камери змішування може бути прийнято рівним тискові сухого ежектуючого повітря в приймальній камері p_1 [41].

Парціальний тиск повітря в суміші буде дорівнювати

$$p_{\varepsilon} = p_1 - p_n,$$

де p_n - тиск насиченої пари при температурі ежектуючої води.

Оскільки стискаюче в ежекторі повітря входить в склад пароповітряної суміші, то величина V_{ε} представляє собою об'ємну витрату пароповітряної суміші, рівний, згідно закону Дальтона, об'ємній витраті повітря при парціальному тиску p_{ε} .

Масова витрата ежектуючого повітря може бути визначений по рівнянню Клапейрона:

$$G_1 = \frac{p_{\varepsilon} V_{\varepsilon}}{R_{\varepsilon} T_0} = \frac{(p_1 - p_n) V_{\varepsilon}}{R_{\varepsilon} T_0},$$

Значення G_1 може бути виражене і через параметри ежектуючого повітря:

$$G_1 = \frac{p_{\varepsilon} V_1}{R_{\varepsilon} T_1}$$

Звідки

$$V_{\varepsilon} = \frac{p_1 - p_n}{p_1} \cdot \frac{T_1}{T_0} V_1,$$

де R_{ε} і V_1 - відповідно газова стала і об'ємна витрата ежектуючого сухого повітря.

Об'ємний коефіцієнт ежекції по сухому повітрю рівний:

$$u_1 = \frac{V_{\varepsilon}}{V_0}.$$

З урахуванням (2-89), (2-93) і (2-94) маємо:

$$u_1 = \frac{p_1 - p_n}{p_1} \cdot \frac{T_1}{T_0} u = \left(1 - \frac{p_n}{p_1}\right) \frac{T_1}{T_0} u.$$

При $p_n \ll p_1$ і $T_1 \approx T_0$ $u_1 = u$. При $G_1 = 0$ $u = 0$ $p_1 = p_n$, тобто тиск всмоктування рівний тиску насиченої пари при T_0 .

Для визначення об'ємного коефіцієнта ежекції рідинно-газового ежектора в роботі приведена формула

$$u = K \sqrt{\frac{\Delta p_0}{\Delta p_3}} - 1,$$

$\Delta p_0 = p_0 - p_1$ - наявний перепад тиску ежектуючої води;

$\Delta p_0 = p_0 - p_1$ - перепад тиску, створюваний ежектором:

p_0, p_1, p_3 - тиск ежектуючого, ежектуємого середовища і середовища на виході із ежектора.

Для попередніх розрахунків рекомендується приймати $K=0,85$. Тоді:

$$u = 0,85 \sqrt{\frac{\Delta p_0}{\Delta p_3}} - 1,$$

Значення основного параметра визначається по формулі:

$$m = \frac{f_2}{f_0} = \frac{1+u}{\sqrt{\mu}} \sqrt{\frac{\Delta p_0}{\Delta p_3}},$$

де μ - відношення перепаду тиску в дифузорі до сумарного перепаду тисків в камері змішування і дифузорі, визначаюче по формулі:

$$\mu = \frac{\varphi_3^2}{2 - \varphi_3};$$

де φ_3 - коефіцієнт поля швидкостей в дифузорі; при $\varphi_3=0,9$ і $\mu=0,68$.

Підставляючи у формулу (2-98) значення μ із виразу (2-99) отримаєм:

$$m = \frac{0,85}{\sqrt{0,68}} \cdot \frac{\Delta p_0}{\Delta p_3} = 1,03 \frac{\Delta p_0}{\Delta p_3}$$

або приблизно

$$m = \frac{\Delta p_0}{\Delta p_3}$$

З урахуванням рівності тисків у вхідному перерізі камери змішування і в приймальній камері (що відповідають значенню $f_1 = \infty$ і $\frac{f_0}{f_1} = 0$) рівняння характеристики рідинно-газового ежектора може бути записано в наступному вигляді:

$$\frac{\Delta p_0}{\Delta p_3} = 2 \frac{\varphi_0}{\varphi_3} \cdot \frac{f_0}{f_2} \left[K_1 - \left(1 - \frac{\varphi_3}{2\varphi_0} \right) \frac{f_0}{f_2} (1-u)^2 \right],$$

де φ_0, φ_2 і φ_3 - коефіцієнти швидкості потоку на виході із сопла, в камері змішування і дифузори;

K_1 - коефіцієнт швидкості робочого потоку, визначається по вираженню:

$$K_1 = \varphi_0 \cdot \varphi_2 \cdot \varphi_3.$$

На підставі експериментальних даних рекомендується приймати [41] $\varphi_0=0,95$; $\varphi_2=0,975$; $\varphi_3=0,9$.

Рівняння (2-102) може бути представлено в наступному вигляді:

$$u = \sqrt{\frac{K - 0,5 \frac{\Delta p_3}{\Delta p_0} \cdot \frac{\varphi_2}{\varphi_0} \cdot m}{\frac{1}{m} \cdot \left(1 - \frac{\varphi_2}{2\varphi_0} \right)}}.$$

Останнє рівняння зручно використовувати для визначення об'ємного коефіцієнта ежекції рідинно-газового ежектора при заданих значеннях m і $\frac{\Delta p_3}{\Delta p_0}$.

Максимальний перепад тисків, створюєий ежектором, буде при $u = 0$:

$$\left(\frac{\Delta p_3}{\Delta p_0} \right)_{max} = 1,77 \frac{f_0}{f_2} - 1,22 \left(\frac{f_0}{f_2} \right)^2.$$

Якщо коефіцієнти швидкості $\varphi_0 = \varphi_2 = \varphi_3 = 1$, то:

$$\left(\frac{\Delta p_3}{\Delta p_0} \right)_{max} = 2 \frac{f_0}{f_2} - \left(\frac{f_0}{f_2} \right)^2.$$

Довжина вхідного колектора l_1 і його діаметр d_1 визначаються по формулах:

$$l_1 = 0,3d_2;$$

$$d_1 = d_2 + 2l_1 \operatorname{tg} \frac{\alpha_1}{2}.$$

Розрахуємо розміри проточної частини рідинно-газового ежектора з циліндричною камерою змішування. Основним завданням цього розрахунку є визначення діаметра циліндричної частини ежектора. В якості ежекуючого середовища використовується вода з температурою $t_0 = 15^\circ\text{C}$, а в якості

ежектувального середовища – повітря ($G=15,0$ кг/год), яке забирається безпосередньо із атмосфери з тиском 10^5 кПа. Протитиск на виході із ежектора змішаного потоку рівно 110 кПа. Тиск ежектуючої води перед соплом $p_0 = 500$ кПа.

По формулі визначається максимальний об'ємний коефіцієнт ежекції:

$$u = 0,85 \sqrt{\frac{\Delta p_0}{\Delta p_3}} - 1 = 0,85 \sqrt{\frac{5 \cdot 10^5 - 10^5}{1,1 \cdot 10^5 - 10^5}} - 1 = 4,4$$

Значення основного геометричного параметру ежектора (відношення площі сопла до площі камери змішування) визначається по формулі

$$m = \frac{\Delta p_0}{\Delta p_3} = m = \frac{5 \cdot 10^5 - 10^5}{1,1 \cdot 10^5 - 10^5} = 40,0$$

Рівняння характеристики для кожного конкретного випадку буде мати наступний приватний вигляд:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta p_0}{\Delta p_3} &= 2 \frac{\varphi_0}{\varphi_3} \cdot \frac{f_0}{f_2} \left[K_1 - \left(1 - \frac{\varphi_3}{2\varphi_0} \right) \frac{f_0}{f_2} (1 + u)^2 \right] = \\ &= 2 \frac{0,95}{0,9} \cdot \frac{1}{40} \left[0,83 - \left(1 - \frac{\varphi_3}{2 \cdot 0,95} \right) \frac{1}{40} (1 + u)^2 \right] = \\ &= 0,044 - 0,0007(1 + u)^2, \end{aligned}$$

звідки

$$u = \sqrt{\frac{0,044 - \frac{\Delta p_3}{\Delta p_0}}{0,0007}} - 1 = \sqrt{\frac{0,044 - \frac{1,1}{5,1}}{0,0007}} - 1 = 4,21$$

що близько до вихідного значення u .

Об'ємна витрата пароповітряної суміші визначається по формулі . Для прийнятого значення $t_1 = 20^\circ\text{C}$ і $p_n = 2,3$ кПа:

$$V_1 = \frac{G_1 R T_1}{(p_1 - p_n) \cdot 10^4} = \frac{15 \cdot 29,27(273 + 20)}{10^5 - 2,3 \cdot 10^3} = 13,2 \frac{\text{м}^3}{\text{год}}.$$

Об'ємна витрата ежектуючої води:

$$V_0 = \frac{V}{u} = \frac{13,2}{4,4} = 3 \frac{\text{м}^3}{\text{год}}$$

Для випуску ежектуючої води в камеру змішування приймається сопло з одним центральним отвором, діаметр якого визначається по формулі,

$$d_0 = 2 \cdot \sqrt{\frac{V_0}{3600\pi\varphi_0\sqrt{\frac{2gp}{\rho_0}}}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{3}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,95\sqrt{\frac{19,62(5 \cdot 10^5 - 10^5)}{1 \cdot 10^5}}}} = 11,3 \text{ мм}$$

Діаметр камери змішування визначається із виразу:

$$d_2 = d_0\sqrt{m} = 11,3\sqrt{40} \approx 72,5\text{мм}$$

Довжина камери змішування приймається рівною:

$$l_2 = 8d_0 = 8 \cdot 72,5 = 580 \text{ мм}$$

Випуск змішаного потоку із ежектора здійснюється через дифузор зі ступенем розширення $n = 2,5$ і з кутом розкриття $\alpha_2 = 6^\circ$. При прийнятих значеннях n, α_2 і знайденого значення d_2 визначається діаметр d_3 вихідного перерізу дифузора і його довжина по виразу:

$$d_3 = d_2\sqrt{n} = 72,5\sqrt{2,5} \approx 115\text{мм}$$

$$l_3 = \frac{\frac{d_3 - d_2}{2}}{\text{tg} \frac{\alpha_2}{2}} = \frac{\frac{115 - 72,5}{2}}{\text{tg} \frac{6}{2}} = 406 \approx 410\text{мм}$$

Довжина вхідного колектора визначається по формулі

$$l_1 = 0,3d_2 = 0,3 \cdot 72,5 \approx 22\text{мм}$$

його діаметр – по формулі при значенні $\alpha_1 = 60^\circ$

$$d_1 = d_2 + 2l_1 \operatorname{tg} \frac{\alpha_1}{2} = 72,5 \cdot 2 \cdot 22 \cdot \operatorname{tg} \frac{60}{2} = 97,9 \approx 100 \text{ мм}$$

Розрахунок товщини стінки конічного днища.

Внутрішній тиск $p=0,5$ МПа, висота апарата $H=12000$ мм, внутрішній діаметр $D=3400$ мм, кут при вершині конуса $2\alpha=90^\circ$, розрахункова температура $t=90^\circ\text{C}$, матеріал днища сталь 10. Допустимі напруження для робочого стану $[\sigma]=127$ МПа, для гідравлічних випробувань $[\sigma]_{\text{вип}}=147$ МПа, густина соку $\rho_c=1055$ кг/м³, добавка до розрахункової товщини стінки $c=2,5$ мм, коефіцієнт зварного шва $\phi=0,9$.

Розрахунковий тиск:

$$p_p = p + p_r = 0,5 + 0,124 = 0,624 \text{ МПа},$$

$$\text{де } p_r = g \cdot \rho_c \cdot H = 9,8 \cdot 1055 \cdot 12 = 0,124 \text{ МПа}.$$

Пробний тиск при гідравлічному випробуванні ($p_p < 0,6$ МПа):

$$p_n = 1,5 \cdot p \cdot [\sigma]_{20}/[\sigma] = 1,5 \cdot 0,5 \cdot 130/127 = 0,77 \text{ МПа},$$

де $[\sigma]_{20}=130$ МПа – для сталі 10 при $t=20^\circ\text{C}$ ($\eta=1$).

Розрахункова і виконавча товщина відповідно дорівнюють:

$$S_{k,p.1} = p_p \cdot D / [(2 \cdot \phi_1 \cdot [\sigma]_p - p_k) \cdot \cos \alpha],$$

$$S_{k,p.1} = 0,624 \cdot 3,4 / [(2 \cdot 0,9 \cdot 147 - 0,77) \cdot \cos 45^\circ] = 11,3 \cdot 10^{-3} \text{ м},$$

$$S_{k,p.2} = p_v \cdot D / [(2 \cdot \phi_1 \cdot [\sigma]_v - p_v) \cdot \cos \alpha],$$

$$S_{k,p.2} = 0,77 \cdot 3,4 / [(2 \cdot 0,9 \cdot 147 - 0,77) \cdot \cos 45^\circ] = 14 \cdot 10^{-3} \text{ м},$$

$$S_{k,p.2 \max} = 14 \cdot 10^{-3} \text{ м},$$

Приймаємо згідно ГОСТ 10885-75 $S_k=14$ мм.

Оскільки $(S_k - c) / D = (14 - 1) \cdot 10^{-3} / 3,4 = 3,8 \cdot 10^{-3}$ м,

$$0,1 / \cos \alpha = 0,1 / \cos 45^\circ = 0,14,$$

$3,8 \cdot 10^{-3} < 0,14$, то умова виконується.

Гідравлічний розрахунок технологічних трубопроводів і вибір насосу.

Розрахуємо всмоктувальний і нагнітальний трубопровід для перекачування не фільтрованого соку в І сатурацію.

$$\text{Складемо баланс енергії: } \frac{P_1}{\rho g} + H = Z_1 + Z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + h'_w + h''_w,$$

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

З цього рівняння:

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

де $z_1=2$ м – висота всмоктування;

$z_2=10,51$ м – висота нагнітання;

$P_1=0,3$ МПа – тиск у всмоктувальній посудині;

$P_2=0,5$ МПа - тиск у нагнітальній посудині (І сатуратор);

h'_w, h''_w - втрати напору у всмоктувальному і нагнітальному трубопроводах.

Для розрахунку втрат напору визначимо діаметр труб.

Технічна продуктивність всмоктувальних і нагнітальних трубопро-

водів визначається з залежності: $A = \frac{86400 \cdot \pi \cdot 100 \cdot D^2 \cdot u \cdot \rho}{4 \cdot k \cdot a}$, т/добу,

звідки

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

Тоді діаметр всмоктувального трубопроводу:

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

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

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

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

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

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

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

Приймаємо згідно ДСТУ діаметр всмоктувального трубопроводу $D_1=290$ мм, і діаметр нагнітального трубопроводу $D_2=219$ мм.

Втрати напору в всмоктувальному трубопроводі:

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

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

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

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

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

$l_1=4$ м – довжина трубопроводу;

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

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

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

де $\zeta_1=0,5$ – вхід в циліндричну трубу з гострими кромками під кутом 90° ;

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

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

$\zeta_4=5,3$ – коефіцієнт опору стандартного вентиля з подільною стінкою під кутом 45° .

Тоді

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

Втрати напору в нагнітальному трубопроводі:

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

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

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 $l_2=10.51$ м – довжина трубопроводу;

$\sum \zeta$ - сума коефіцієнтів місцевих опорів для нагнітальної мережі, який визначається:

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

$$\sum \zeta = 20 \cdot 0,43 + 5,3 = 6,16,$$

де $\zeta_1=0,43$ – коефіцієнт місцевого опору плавного повороту на кут 90° труби;

$\zeta_2=5,3$ – коефіцієнт опору стандартного вентиля з подільною стінкою під кутом 45° ;

Оскільки два поворота, то ζ_1 беремо двічі.

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

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 заданою подачею $Q=48,6$ л/с підбираємо по каталогу насос. Для заданих умов роботи підходить насос ПОНЦ1-50/32 виробництва ВО АРМХІММАШ, $\eta = 70\%$, $N = 11$ кВт, $n = 2900$ хв⁻¹.

7. ПІДБІР КОНСТРУКЦІЙНИХ МАТЕРІАЛІВ

Вибір матеріалів, які застосовуються в харчовому машинобудуванні при виготовленні машин для цукрових заводів зумовлений наступними основними факторами:

- допустимістю контакту з харчовими продуктами;
- економічною доцільністю застосування;
- вимогами до надійності та довговічності устаткування.

При проектуванні машин та апаратів харчового машинобудування ці завдання вирішується шляхом застосування конструктивних матеріалів, дозволених для контакта з харчовими продуктами (матеріали, які використовуються в апараті приведені в таблиці 1.), використання найбільш дешевих матеріалів, які відповідають вимогам конструкції, а також поєднанням пар конструкційних матеріалів, що забезпечує найменше з можливого зношування поверхонь тертя.

Довговічність апарату визначається головним чином зносостійкістю деталей, тому одним із основних шляхів збільшення терміну служби та надійності роботи апарату є підвищення зносостійкості поверхонь тертя деталей. По мірі зношування деталей в парах тертя збільшуються зазори, порушується нормальна робота апарату, виникає вібрація, ударні впливи на поверхні деталей.

Зношування деталей може призвести до їх руйнування, бо внаслідок зношування поступово збільшуються змінні напруги, що спромагаються перевищити межу втомлюваності.

Вихід деталей з ладу внаслідок зношування може призвести до простою устаткування, що порушує ритм виробництва, що недопустимо. В даному випадку питання надійності устаткування набувають особливого значення, тому що від роботи апарату для сатурації залежить робота цілого заводу.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Підбір конструкційних матеріалів	210748.MP.02.007 ПЗ				
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138	

До того ж , якщо зносостійкість технологічного обладнання буде недостатньо висока, частинки від зношування можуть потрапити у кінцевий продукт, що є недопустимим, і може призвести до неможливості їх застосування.

Найбільше зношування деталей спостерігається на ділянках з максимальною відносною швидкістю руху середовища у місцях деяких зон. Абразивне зношування металу в кислих середовищах, так і кавітаційно-ерозійне, в основному визначається їх антикорозійними властивостями та істотно відрізняються від зношування у воді. За даними випробувань метали по зносостійкості можна поділити на дві групи:

- в першу входять метали, які мають невисокі антикорозійні властивості – вуглецеві сталі та чавуни. Їх зношування характеризується чималою витратою маси через інтенсивне протікання корозійних процесів, підсилених мікроударним впливом середовища;

- в другу групу входять метали та корозійностійкі сплави (нержавіючі сталі мідні та алюмінієві сплави), зносостійкість яких в десятки разів вища зносостійкості металів першої групи.

Розділення металів по стійкості на дві групи не залежить від механічних властивостей, а свідчить лише про те, що зносостійкість металів в робочому середовищі визначається головним чином антикорозійними властивостями, а характеристики надійності мають другорядні значення. Тому, підбір конструкційних матеріалів для виготовлення апаратів для сатурації заснований на застосуванні матеріалів, що забезпечують найбільшу довговічність, з урахування корозійного впливу робочого середовища та економічної доцільності їх.

Вузол чи деталь	Конструкційний матеріал
Корпус апарату	Вуглецева Сталь 3 (листовий прокат)
Конічне днище	Сталь 10
Патрубки	Сталь 20 (безшовна гарячекатана труба)
Опори апарату	Сталь 3
Циркуляційна труба	Сталь 3
Обмотка для циркуляційної труби	Мінеральна вата

8. ТЕХНОЛОГІЯ МАШИНОБУДУВАННЯ

В даному розділі розробимо технологічний процес складання сатуратора.

В загальному вигляді сатуратор складається із великогабаритного корпусу, який поставляються на підприємство частинами (кільцями) і зварюється безпосередньо на підприємстві. Далі до зварного корпусу приєднуються інші деталі, які забезпечують можливість роботи апарату.

З аналізу конструкції редуктора можна виділити складальні одиниці першого порядку, а саме: Ск.1 – корпус сатуратора, Ск.2 – барботер, Ск.3 – форсунка, Ск.4 – труба відводу сатурованого соку, Ск.5 – камера.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Пономаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р. Документ затверджено Якимчук М.В.	Назва, додаткова назва Технологія машинобудування	210748.MP.02.008 ПЗ			
			Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

Технологічний маршрут складання сатуратора

Таблиця

№ операції	№ переходу, зміст переходу
10. Збирання корпусу сатуратора (Ск.1)	10.1. Встановити корпус на фундаменті й закріпити його. 10.2. Встановити трубу підводу 10.3. Становити люк 10.4. Встановити спускний патрубок 10.5. Встановити патрубок форсунок 10.6. Встановити патрубок відводу 10.7. Встановити сепаратор
20. Збирання барботера (Ск.2)	20.1. Встановити колекторна «корпусі Ск.1» й закріпити його. 20.2. Встановити труби 20.3. Встановити відвід 20.4. Закріпити труби ботами
30. Збирання Форсунки(Ск.3)	30.1. Встановити форсунку на складальному стенді й закріпити її. 30.2. Становити і приварити фланець 30.3. Встановити складальний вузол «форсунка Ск.3» в «корпус Ск.1».
40. Збирання Труби відводу сатурованого газу (Ск.4)	40.1. Встановити трійник на складальному стенді й закріпити його. 40.2. Встановити кришку 40.3. Надіти шайби на болти 40.4. Вставити болти 40.5. Закрутити гайки 40.6. Встановити вставку 40.7. Надіти шайби на болти 40.8. Вставити болти 40.9. Закрутити гайки 40.10. Встановити контрольний ящик 40.11. Надіти шайби на болти 40.12. Вставити болти 40.13. Закрутити гайки 40.14. Встановити складальний вузол «труба відводу Ск.4» в «корпус Ск.1». 40.15. Встановити трубу відводу соку
50. Збирання Камери (Ск.5)	50.1. Встановити прокладку на складальному стенді й закріпити її. 50.2. Встановити пластину 50.3. Закріпити пластину вулканізіцією 50.4. Встановити складальний вузол «камера Ск.5» на «корпус Ск.1». 50.6. Встановити болти. 50.7. Встановити шайби на болти. 50.8. Накрутити гайки.
130. Контрольна	130.1. Проконтролювати герметичність сатуратора
140. Фарбування	140.1. Пофарбувати виріб.

9. ПРАВИЛА МОНТАЖУ, ЕКСПЛУАТАЦІЇ ТА РЕМОНТУ ОБЛАДНАННЯ

Процес очищення дифузійного соку в сатураторі потрібно проводити у закритому апараті.

Перед початком виробничого сезону трубопроводи сатураційного газу до сатуратора потрібно оглядати візуально і перевіряти на герметичність.

Для запобігання виділення шкідливих речовин (парів, газів) у повітряне середовище робочих зон сокоочисного відділення сатуратор, що є джерелом виділення вологи, парів, тепла, газів, агресивних рідин, повинен бути конструктивно укритий і максимально герметизований.

Процеси дозування дефекованого соку для сатурації повинні бути автоматизовані і виконуватись відповідно до технологічної схеми автоматизації СА-93. Подавання в сатуратор вуглекислого газу повинно бути автоматизоване.

Засоби безпеки при обслуговуванні процесу сатурації повинні бути розроблені з врахуванням місцевих умов на цукровому заводі. Всі елементи комплексу, що встановлюються в процесі модернізації, які підлягають в процесі експлуатації змащуванню, технічному нагляду, санітарній обробці повинні бути легко доступними.

Покриття зовнішніх поверхонь нових і модернізованих складових частин комплексу виконується споживачами. Група умов експлуатації за ГОСТ 9.104-79.

Маса зйомних частин для здійснення санітарної обробки або технічного огляду не повинна перевищувати 16 кг.

При роботі в нормальному режимі не повинно бути шкідливих впливів на обслуговуючий персонал і оточуюче середовище.

<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> Година В.Р.	<i>Назва, додаткова назва</i> Правила монтажу експлуатації та ремонту обладнання		210748.MP.02.009 ПЗ			
	<i>Документ затверджено</i> Якимчук М.В.			<i>Інд. змін.</i>	<i>Дата видання</i>	<i>Мова</i> UA	<i>Аркуш</i> 1/138

Сатуратор призначено для експлуатації у закритих приміщеннях за температури оточуючого повітря 5...35⁰С.

Композиційне рішення і зовнішній вигляд виробу відповідає сучасним вимогам технічної естетики та ергономіки згідно ГОСТ 12.2.033-78, ГОСТ 12.2.049-80, ГОСТ 22269-79 і забезпечувати:

- єдиний стиль виконання композиційних елементів, що входять до складу встановлюємих деталей;
- мінімальну втомнювальність операторів;
- мінімальні фізичні зусилля, необхідні для управління апаратом;
- максимальні комфортабельність і зручність при обслуговуванні.

Монтаж обладнання

Монтажні роботи щодо установаження технологічного устаткування та ремонтні роботи повинні відповідати вимогам СНиП 3.05.05–84, СНиП III–4–80 “Техника безопасности в строительстве”, стандартам і технічним умовам.

Компоновочні рішення розміщення та опорні елементи металоконструкцій модернізованого апарата повинні бути узгоджені між цукровим заводом і організацією, яка має дозвіл на проведення монтажних робіт.

Монтажно-технологічні вимоги до розробляємих складових частин сатуратора за ГОСТ 24.444-87.

Проходи і проїзди в зоні виробництва монтажних і ремонтних робіт повинні бути закриті.

При підготовці сатуратора до монтажу потрібно:

- провентилувати апарат та приміщення;
- ознайомити осіб, що беруть участь у роботі, з порядком проведення робіт і засобами безпеки;
- перевірити кріплення фундаментних болтів, наявність ого-

- роджень, запобіжних і контрольно-вимірювальних приладів;
- впевнитись про відсутність в середині сатуратора сторонніх предметів;
- закрити доступ до апарата і до зони його розміщення особам, які не призначені для виконання цієї роботи;
- перевірити освітленість місця монтажу, дотримання проти-пожежних заходів, наявність інструкції з охорони праці та знання їх працюючих;
- ділянку монтажних робіт потрібно відділити від решти частини приміщення тимчасовим огороженням висотою не менше 1 м. У зоні проведення монтажних робіт потрібно виключати прохід сторонніх осіб.

При виявленні в процесі випробування сатуратора дефектів, які допущені при проведенні монтажних робіт, випробування потрібно повторити після їх усунення.

Не допускається усунення дефектів під час роботи сатуратора.

У місці проведення монтажу (для запобігання доступу сторонніх осіб) межа небезпечної зони повинна бути чітко позначена запобіжними знаками і написами за ГОСТ 12.4.026-76.

Ремонт обладнання

Ремонт сатуратора потрібно проводити відповідно до вимог

“Положение о системе планового технического обслуживания и ремонта оборудования предприятий сахарной отрасли”.

Робітники ремонтних бригад повинні бути забезпечені справними пристроями і інструментом у необхідній кількості.

До роботи в середині апарату відповідності до переліку газонебезпечних робіт, допускають осіб чоловічої статі, яким виповнилось 18 років і котрі

пройшли медичне обстеження, спеціальне навчання, повторну

перевірку знань: фахівці – не рідше одного разу в 3 роки, робітники – не рідше одного разу на рік. Цільовий інструктаж проводять щоразу перед виконанням зазначених робіт.

Сатуратор перед внутрішнім оглядом, очищенням, ремонтом потрібно охолодити, звільнити від продукту, промити, а при необхідності пропарити гострою парою, продута інертним газом і повітрям, відключений за допомогою заглушок від діючої апаратури та системи трубопроводів.

Заглушки з хвостовиками повинні бути установлені на всіх, без винятку, комунікаціях, підведених до ремонтної ємкості.

Апарат, нагрітий у процесі експлуатації, перед проведенням газонебезпечних робіт повинна бути охолоджена до температури, що не перевищує 30⁰С.

Очищення сатуратора повинно виключати застосування ручної праці шляхом розроблення та запровадження конструкції решіток, які забезпечують механічне виведення накипу або засобів для хімічного очищення накипу в апаратах.

Роботи по огляду, ремонту та очищенню сатуратора потрібно проводити бригадою у складі не менше 2 осіб (працюючий і спостерігач), не рахуючи відповідального за проведення газонебезпечних робіт.

У ємності дозволяється працювати одній особі. При необхідності роботи у ємності двох або більше осіб повинні бути прийняті додаткові заходи безпеки, які визначаються на місці проведення робіт і записуються в наряд-допуск.

Робітник, що знаходиться в середині апарата, повинен бути забезпечений спецодягом та спецвзуттям, рятувним поясом з прикріпленою до нього мотузкою. Мотузка повинна мати вузли через кожні 0,5 м і надійно (другим кінцем) прив'язана до трубопроводу, перил або інших закріплених предметів.

Доступ робітників в середину апарата потрібно здійснювати через верхній люк по переносній драбині, яка має зверху гаки для зачіпляння за люк.

У аварійних випадках, при роботі в апараті з недостатнім обміном повітря, а також при наявності в апараті задушливого або отруйного газу, робітник повинен мати справний шланговий протигаз з гофрованим шлангом, що виходить із апарата не менше ніж на 2 м. Кінець шланга повинен бути виведений у зону чистого повітря і закріплений на заздалегідь вибраному місці. Використовувати фільтруючі протигази не дозволяється.

Робітник, який спостерігає, повинен також мати при собі протигаз. Час перебування робітника у протигазі без перерви не повинен перевищувати 15 хв. Потім робітник повинен відпочити на чистому повітрі не менше 15 хв.

При необхідності знаходження людей поблизу гарячих частин устаткування потрібно вживати заходи для захисту працюючих від опіків і дії високої температури (огороження працюючого устаткування, вентеляція, спецодяг тощо).

Експлуатація обладнання

Подача дифузійного соку і сатураційного газу повинна відбуватися безперервно.

Обслуговування здійснюється оператором станції дефекосатурації, що вивчив принцип роботи та будову нових та модернізованих частин комплексу.

10. АВТОМАТИЧНИЙ КОНТРОЛЬ ТА УПРАВЛІННЯ ОБ'ЄКТОМ ПРОЕКТУВАННЯ

Основними напрямками розвитку цукрової промисловості на сучасному етапі є реконструкція, технічне переозброєння підприємств, покращення використання обладнання обслуговуючим персоналом. Для виконання поставлених задач потрібне широке впровадження приладів та засобів автоматизації, створення ефективних автоматичних і автоматизованих систем управління технологічним процесом (АСУТП). Новими можливостями для високоефективної автоматизації харчових виробництв є використання мікроконтролерів і мікро-ЕОМ., Використання мікроконтролерів та мікро-ЕОМ розширює функціональні можливості обладнання системи керування, значно підвищує надійність роботи і покращує якість продукції.

Фактори підвищення економічної ефективності автоматизації в харчовій промисловості дуже різноманітні. В сучасних умовах досягти економічної ефективності автоматизації тільки за рахунок зменшення чисельності обслуговуючого персоналу в ряді випадків не вдається. Тому до факторів підвищення економічної ефективності можна віднести слідуюче:

- підвищення якості продукції;
- зменшення витрат сировини і різних видів енергії;
- скорочення відходів виробництва;
- підвищення ритмічності виробництва;
- підвищення продуктивності праці.

Таким чином, автоматизація сприяє інтенсифікації харчових виробництв, дає суттєвий економічний ефект.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Автоматичний контроль та управління об'єктом проекткування	210748.MP.02.010 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

Завдяки вищезазначеному, обслуговуючий персонал може постійно контролювати процес. У разі виявлення дефектів система застерігає обслуговуючий персонал і вимикає обладнання.

На II сатурації відбувається адсорбція вапняних солей, фарбувальних речовин і колоїдів, що залишилися в розчині після попередньої дефекації; осад набуває структуру, що полегшує фільтрування. При сатурації соку, отриманого в процесі дефекації перед другою сатурацією, розрізняють два етапи, під час яких настають характерні зміни структури і осаду і розчину. На першому етапі (лужність соку вище 0,01% Сао) при обробці соку CO_2 рН розчину падає, а осад набуває зернисту консистенцію, сприяє хорошему фільтруванню соку. Одночасно карбонат кальцію адсорбує на своїй поверхні солі кальцію і фарбувальні речовини, що сприяє зниженню кольоровості соку. При подальшому зниженні рН настає другий етап (лужність соку нижче 0,09% Сао), коли підвищується фільтруюча здатність осаду (швидкість фільтрування зростає), але якість відфільтрованого соку падає (підвищуються кольоровість і вміст солей кальцію). Між цими двома етапами сатурації знаходиться зона (лужність соку 0,09-0,1% Сао), де кольоровість і кількість солей кальцію мінімальні. Ця оптимальна область II сатурації кількісно відповідає оптимальному рН преддефекації.

Значний вплив на процес сатурації роблять температура і його тривалість. При швидкій сатурації виходить більш невеликий осад, що забезпечує зниження кольоровості соку і підвищення швидкості фільтрування за рахунок утримання на поверхні дрібних часток осаду CaCO_3 з великою сумарною поверхнею колоїдів (білки, пектинові речовини), що містяться в осаді. Крім того, осад виходить рівномірним, що також полегшує фільтрування. Тривалість II сатурації становить 10 хв, що дозволяє підтримувати рівномірну лужність соку. Температура соку на II сатурації також впливає на дисперсність осаду CaCO_3 і за схемою становить $95 \dots 102^\circ \text{C}$. Контроль у процесі II сатурації передбачає визначення лужності методом

титрування або рН соку, якості сатураційного газу, вимірювання температури соку, спостереження за рівнем соку в апараті та якості соку (кольоровість, вміст солей Са, доброякісність фільтрату).

Опис роботи сатуратора, його аналіз як об'єкта автоматизації

В системі автоматичного управління процес сатурації в автоматичному режимі здійснюється слідуєчим чином.

Подача та кількість соку контролюється витратоміром та магнітним пускачем, який спрацьовує за допомогою ручного дистанційного керування.

При максимальному рівні заповнення сатуратора соком спрацьовує магнітний пускач, який призупиняє подачу, а при мінімальному заповненні-відновлює її.

Температура соку контролюється манометричним термометром.

За допомогою рН-метра контролюється рівень лужності відсатурованого соку. При оптимальній лужності (0,09-0,1% СаО) магнітний пускач відкриває вентиль для відсатурованого соку, кількість якого реєструється витратоміром. Магнітним пускачем та витратоміром контролюється повернення соку в преддефектор.

Подача сатураційного газу відбувається при заповненні соком в сатураторі мінімального рівня, контролюється витратоміром та магнітним пускачем і пристроєм для вимірювання тиску.

Вирішуються такі задачі:

- стабілізація витрати соку після дефектора другої сатурації;
- підтримку заданого значення рН соку II сатурації подачею сатураційного газу;
- регулювання температури соку протягом усього техпроцесу;
- стабілізація тиску сатураційного газу;
- підтримка рівня соку.

Табл.

Специфікація на прилади і засоби автоматизації

Номер позиції	Параметр середо-вища	Місце установки	Найменування і характеристика	Тип приладу	Кількість	Завод-виготовлювач
1	2	3	4	5	6	7
1а	Температура	Ємності, трубопроводу	Термоперетворювач опору мідний Гр. 50М	ТСМ-0183	1	Приладо-будівельний 3-д Луцьк
2а,4а,6а, 7а	Витрати	Трубопровід	Діафрагма камерна нормальна.	ЄСУ-2М	4	ОАО "Саранский машиностроительный"
2б,4б,6б, 7б	Витрати	На щиті	Прилад вторинний показувальний	ПВ4.2 Є	4	Тизприлад м.Москва
5б	Тиск	За місцем	Регулятор тиску прямої дії	РД-32	1	Сафонівський завод Теплоконтроль
8а	рН	За місцем	Комплект рН-метра у комплекті з електропневмоперетворювачем.	РН-261 ЄПП-63	1	Завод вимірювальних приладів, м.Гомель
3б	Рівень	За місцем	Датчик рівня	Метран-44-Ех-ДД модель 4420	1	"Метран" м.Челябинск

Досягнутий ефект:

- поліпшення термостійкості соку на наступних стадіях виробництва;
- підвищення ефективності очищення соку
- зниження втрат цукру на ділянці очищення і наступних ділянках виробництва;
- скорочення витрати сатураційного газу і супутніх ним витрат.
- стабілізація сокового потоку.

11 ЗАХОДИ З ОХОРОНИ ПРАЦІ

Умови праці – це сукупність факторів виробничого середовища, які впливають на здоров'я і працездатність людини в процесі праці. Ці чинники різні за своєю природою, формами прояву, характеру дії на людину. Серед них особливу групу становлять небезпечні та шкідливі виробничі фактори. Їх знання дозволяє запобігти травматизм і захворювання, створити більш сприятливі умови праці, забезпечивши тим самим його безпеку. Відповідно до ДСТУ 12.0.003-2006 ССБТ небезпечні та шкідливі виробничі фактори поділяють за своєю дією на організм людини на наступні групи: фізичні, хімічні, біологічні та психофізіологічні. Небезпечні і шкідливі виробничі фактори, що виникають при експлуатації:

1. Фізичні:

- Рухомі частини машини; шум;
- Вібрація;
- Підвищена напруженість електричного поля; запиленість виробничого приміщення.

2. Психофізіологічні:

- Нервово – психічне перевантаження (включаючи розумове напруження, монотонність праці, емоційні перевантаження);
- Фізичні перевантаження (динамічні та статичні);

Заходи з техніки безпеки. Заходи щодо безпечної експлуатації.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа			
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р. Документ затверджено	Назва, додаткова назва Заходи з охорони праці	210748.MP.02.011 ПЗ				
			Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138	

Загальні вимоги безпеки до конструкції виробничого обладнання встановлені ДСТУ 12.2.003-94 «Устаткування виробниче. Загальні вимоги безпеки»

Під електробезпекою розуміється система організаційних і технічних заходів і засобів, що забезпечують захист людей від шкідливого і небезпечного впливу електричного струму, електричної дуги, електромагнітного поля і статичної електрики. Організаційні заходи забезпечуються згідно «Правил улаштування електроустановок» (ПЕУ), «Правил технічної безпеки електроустановок електроспоживачів» (ПТЕ).

Характеристика виробничих приміщень з електробезпеки відповідно до ДСТУ 12.1.009-2005: Приміщення з підвищеною небезпекою, якщо є одна з таких небезпек:

- Вологість (Відносна вологість $> 75\%$);
- Високі температури ($> 35^{\circ}\text{C}$);
- Пил;
- Підлоги металеві заземлені, бетонні (можливість стоячи на підлозі торкнутися обладнання).

Заходи захисту від ураження електричним струмом:

- Ізоляція струмоведучих частин;
- Безпечне розташування струмоведучих частин (електрощитова);
- Захисні огороження (Згідно ДСТУ 12.1.009-2006 ССБТ захисне заземлення – електричне з'єднання з землею або її еквівалентом металевих не струмоведучих частин, які можуть опинитися під напругою);
- Надійне і швидкодіюче автоматичне захисне відключення (час дії 0.1-0.2 і менше);

- Блокування, попереджувальна сигналізація, написи, плакати;
- Захист від статичної електрики

Заходи з гігієни праці та виробничої санітарії. Повітря робочої зони.

Показниками, котрі характеризують мікроклімат, є:

1. Температура повітря;
2. Відносна вологість повітря;
3. Швидкість руху повітря;
4. Інтенсивність теплового випромінювання.

Оптимальні показники мікроклімату поширюються на всю робочу зону, допустимі показники встановлюються диференційованими для постійних і непостійних робочих місць.

Оптимальні та допустимі норми температури, відносної вологості і швидкості руху повітря в робочій зоні цеху для переробки тютюну згідно ДСТУ 12.1.005-2008.

Таблиця 1

Оптимальні та допустимі норми температури, відносної вологості і швидкості руху повітря в робочій зоні цеху для переробки молока

Період року	Категорія роботи	Температура, °С					Відносна вологість		Швидкість руху, м/с	
		оптимальна	Допустима				оптимальна	Допустима на робочих місцях постійних і непостійних, не більше	Оптимальна, не більше	Допустима на робочих місцях постійних і не постійних, не більше
			Верхня межа		Нижня межа					
			На робочих місцях							
			постійна	непостійна	постійна	непостійна				
Холодний	Па	18-20	23	24	17	15	40-60	75	0.2	0.3
теплий	Па	21-23	27	29	18	17	40-60	65 (при 26°С)	0.3	0.2-0.4

Вентиляцію, повітряне опалення проектують для забезпечення допустимих метеорологічних умов і чистоти повітря в обслуговуваній зоні приміщення (згідно СНиД 2.04.05-96)

Виробниче освітлення забезпечує психологічний комфорт, попереджає розвиток зорового і загального стомлення, виключає професійне захворювання, сприяє збільшенню продуктивності праці.

У виробничому приміщенні передбачено робоче освітлення. Для нього використовують світильники ПВЛ-1, ЛТБ і ЛХБ – для виробничих приміщень.

Для аварійного та евакуаційного освітлення передбачено використання світильників марки ЛХБ-30, ламп розжарювання і люмінесцентних ламп.

Таблиця

Норми освітлення в цеху з переробки молока згідно СНиД 23.05-95

Виробниче приміщення	Розряд зорової роботи	Природне бічне освітлення	Штучне ЄП, ЛК	
			Загальне	Комбіноване
Цех з переробки соняшника	Середній точності IV	1.5	200	400

Виробничий шум та вібрація

Шумом називається всякий небажаний для людини звук або сукупність звуків і являє собою хвильові коливання пружного середовища. Шум викликає роздратування, послаблює увагу, призводить до стомлення, погіршує пам'ять, викликає головні болі, змінює ритм дихання і серцеву діяльність, сприяє зниженню слуху і гостроти зору.

Захист від шуму слід виконувати відповідно до СН 2.2.4/2.1.8.582-96.

Нормованої характеристикою постійного шуму є рівні звукових тисків октанових смужок.

Таблиця 2

Гранично допустимі рівні на робочих місцях (ПС-75)

	Середньогометричні частоти октанових смуг, Гц								
ПДУ	31.5	63	12	280	500	1000	2000	4000	8000
дБ	107	95	87	82	78	75	73	71	69

Вібрацією називається механічні коливання, що створюється або відчуються якимось механізмом або тілом. Вібрація передається людині або безпосередньо від джерела вібрації, або за елементами конструкцій будівель, споруд, машин механізмів.

Гранично допустимі рівні вібрації

Таблиця 3

Гранично допустимі рівні вібрації

Види вібрації	Середньоквадратичні значення віброшвидкості, м/с 10-2										
	Логарифмічні рівні віброшвидкості дБ в активних смугах середньо геометричними частотами, Гц										
Частота, Гц	1	2	4	8	16	31,5	63	125	250	500	1000
На постійних робочих місцях	-	1.3	0.4 5	0.2 2	0.2	0.2	Базові частоти вібрації загальні, локальні.				
У виробничих приміщеннях підприємства											

Заходи щодо зниження шуму і вібрації:

- Установка машин на фундамент;

Використання у вигляді вібропоглиначем амортизаторів, гумових.

Вибухопожежобезпека цеху

Таблиця 4

Класифікація вибухонебезпечних зон (згідно ПЄУ)

Зони класу небезпеки	Виробниче приміщення
І клас	
Приміщення, в яких при нормальній експлуатації вибухонебезпечні суміші горючих газів або парів ЛЗР з повітрям не утворюються, а можливі тільки в результаті аварій або несправностей.	Цех переробки тютюну
ІІ клас	
Приміщення, в яких виділяються горючі пил або волокна з нижнім концентраційним межею займання більш 65 г/м ³ до обсягу повітря.	Цех переробки тютюну

Для ефективного гасіння пожежі передбачена автоматична сигналізація.
Розробляється план евакуації людей і матеріальних цінностей.
Встановлюються вогнегасники, різні засоби пожежогасіння пожежний внутрішній і зовнішній водопровід, вода, пісок, вуглекислий газ

Техніка безпеки при обслуговуванні сатуратора

При порушенні правил техніки безпеки в процесі експлуатації сатуратора виникає небезпека. До робіт по обслуговуванню сокоочисного відділення допускаються особи, які ознайомлені з її конструкцією після проходження інструктажу по техніці безпеки, санітарним нормам і які мають першу групу допуску роботи з електроприводом. Всі операції, пов'язані з технічним обслуговуванням або усуненням несправностей, проводити лиш при повній зупинці обладнання і вимкнення загальним електроживленням від мережі змінного струму.

На апаратурі загального вимкнення електроживлення повісити табличку "Не вмикати ! Працюють люди !". Робоче місце має бути достатньо освітленим. Поблизу від робочого місця повинна знаходитися медична аптечка. Особи які обслуговують апарат для сатурації в сокоочисному відділенні повинні бути ознайомлені з правилами надання першої медичної допомоги при травмах, опіках, ураженні електричним струмом.

На робочих місцях повинна бути інструкція по техніці безпеки.

Вмикати сатуратор можна тільки переконавшись, що усередині сатуратора відсутні сторонні предмети.

Сатуратор повинен утримуватися в чистоті і бути цілком укомплектованим.

У разі виникнення аварійних ситуацій або різного роду відхилень у роботі пристроїв сатуратора (гуркіт, іскріння, відчуття удару струмом і т.ін.) негайно вимкнути сатуратор з мережі, викликати обслуговуючий технічний персонал і до виправлення поломок не вмикати.

Поломки, що виникають під час експлуатації сатураторів, усувають в такому порядку:

- сатуратор негайно вимикають з електромережі, вживають заходів, що виключають допуск робітників підприємства до вмикання сатуратора та його експлуатації;
- викликають спеціаліста ремонтного підрозділу.

Забороняється вмикати сатуратор в мережу при знятих елементах обшивки.

Експлуатація сатуратора в несправному стані категорично заборонена.

Не допускається залишати працюючим або увімкненим в електромережу сатуратор без нагляду.

12. ОХОРОНА ДОВКІЛЛЯ

Цукрова промисловість є одним з потужних забруднювачів навколишнього середовища. При виробництві в навколишнє середовище надходять слідуючі забруднювачі, як CO, CO₂ (SO)₄, NO₃, вапняний, цукровий та жомовий пил. Цукрові заводи серед всіх галузей харчової промисловості є найбільшими забруднювачами води.

В наш час економічні і екологічні умови природокористування передбачають плату за забруднення навколишнього середовища, що вже найближчим часом може зробити нерентабельним вирощуванням буряків і виробництва цукру традиційними методами. Впровадження нових технологій в умовах економічного хаосу з ризиком поставити бурякоцукрові регіони ще в тяжче становище.

Повністю уникнути екологічних втрат при виробництві цукру найближчим часом неможливо, однак досить реально і навіть необхідно визначити соціально прийнятий рівень і шляхи зниження цих витрат на всіх стадіях бурякоцукрового виробництва.

Аналіз матеріальних ресурсів, які виводяться за межі заводського майданчика, за винятком цукру й відходів, свідчить про необхідність серйозної роботи по утилізації дефекозатураційного осаду, димових газів і відходів вапняку і вапна.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Гадина В.Р.	Назва, додаткова назва Охорона довкілля	210748.MP.02.012 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркул 1/138

Екологічна характеристика відходів.

При виробництві цукру також утворюються відходи виробництва :

До відходів відносять жом. Він утворюється за рахунок залишків технологічних матеріалів . Обсяг утворення на одиницю товарної продукції від 9,2 до 9,6 т. Для зберігання жому використовують спеціалізовані жому використовують спеціалізовані сховища (жомові ями). Середовище жому – кисле. Жом використовують як корм худобі.

Дефекат. Дефекат утворений за рахунок залишків технологічних матеріалів. Обсяг утворення відходу на одиницю товарної продукції від 1,4 до 1,5 т. Середовище дефекату – лужне. Дефекат накопичують в спеціалізованому звалищі загальна площа якого 1 га. Дефекат автотранспортом вивозять на поля для удобрення, без всякого обробітку.

Відсів вапняку. Відсів утворюється за рахунок пересівання вапняку і видалення з нього дрібних частинок. Обсяг його утворення на одиницю товарної продукції до 0,009 т.

Гравій, солома, ботва, ці домішки також відносяться до відходів виробництва. Для зберігання їх потрібні значні площі, при тривалому зберіганні в них проходить реакція гниття, що незадовольняє екологічні вимоги. Ці відходи ніде не використовуються.

На всі ці відходи є норми по кількості та місцю їх зберігання

Перелік та кількість відходів, які дозволяється розмістити у навколишньому природному середовищі.

Таблиця 1

Найменування відходів	Клас небезпеки	Кількість тон	Пологін (звалище, шлаконакопичувач)
Відходи соломи	4	1200	Звалище
Відсіві вапна	4	350	накопичувач
Відходи побутові	4	450	Звалище
Нафтовідходи	2	3	на території підприємства

Екологічна характеристика скидів.

Виробничі стічні води, які утворюються на цукрових заводах, вміщують: розбавлений транспортерний мийний осад, кислу жомову воду, воду від промивки бурякорізок, прання фільтруючих тканин і мішків, мийки полів і апаратури, виварки випарної установки, з лабораторії, промивки пульполовушок, скид від продувки оборотних систем вод 1 категорії і лаверних вод, осад жомотресової води, відстій з відділів фільтраційних осадів, а також стоки з ТЕЦ.

В залежності від схеми водопостачання і каналізації , які використовуються, склад компонентів стічних вод може змінюватись (наприклад в склад скидів можуть входити жомотресова і лаверна води, розбавлений фільтраційний осад та ін.) – в середньому 224 % до маси перероблюваного буряку. За останні роки в зв'язку з введенням на цукрових заводах систем оборотного постачання спостерігається тенденція до зменшення загального об'єму стічних вод. Основними очисними спорудами є поля фільтрації і непроточні біологічні ставки. На деяких заводах експлуатуються станції штучної біологічної очистки виробничих і побутових стічних вод.

Стічні води вміщують цінні для рослин споживні речовини (азот, калій фосфор) і можуть служити додатковим джерелом зрошення сільськогосподарських культур. Завдяки цьому виключається можливість забруднення відкритих водоймищ, звільняється для сільськогосподарського виробництва частина родючих земель, зайнятих зараз під полями фільтрації, підвищується врожайність вирощуємої культури.

Необхідне проведення науково – досліджувальних робіт по знищенню об’ємів утворення скидів, створенню нових високоефективних методів механічної, фізико – хімічної і штучно біологічної очистки стічних вод, утилізації утворених осадів і їх використанню в якості органо – мінеральних добрив, для отримання кормових білко – вітамінних добавок, а також повертання очищених і обеззаражених стічних вод на технологічні потреби заводу. Стічні води можуть бути використані після механічної очистки та волого – зарядкового зрошення земель.

Для покращення стану повтряного басейну і підтримання санітарних норм в межах ГДК, на території заводу проводяться заходи технологічного і технічного характеру :

- підвищення ефективності апаратів очищення повітря від шкідливих домішок ;
- метизація обладнання , що приводить до зниження запилення повітря, яке відходить. Всі кожухи обладнання повинні бути підігнані та ущільнені по роз’ємам ;
- лагодження енерговикористовуючого обладнання для зменшення викидів оксиду вуглецю та досягнення оптимального стану “ паливо –повітря”.

Комплекс заходів по охороні атмосферного повітря включає:

- санітарно – механічне вловлювання, очищення та знешкодження газів для скорочення шкідливих викидів в атмосферу;
- забезпечення умов розсіву шкідливих викидів в атмосферу – вибір умов достатньої висоти і ефективної швидкості викидів;

- організація контролю і регулювання викидів.

Організація робіт, пов'язаних з охороною повітряного басейну на заводі, займається замісник головного інженера.

Деякі заходи по усуненню джерел забруднення :

- При вивантаженні вагонів необхідно використовувати розвантажувальний рукав для зменшенню пилу;
- Для зменшення пилоутворення при зберіганні вапняку на складі необхідно виконувати огороження складів з 4-х сторін;
- вивантаження вапняку потрібно виконувати за допомогою розвантажувального рукава.

В санітарно – захисній зоні потрібно збільшити кількість зелених насаджень, які знижують концентрацію шкідливих речовин на межі житлового району.

Висновок.

Таким чином, з метою комплексного використання відходів бурякоцукрового виробництва необхідно проведення науково – дослідних робіт за наступними напрямками:

1. Регенерація фільтраційного осаду з одержанням вапна і сатураційного газу використання його для рекультивації кислих і солоних земель, в якості добавки в корм тваринам, наповнювача гумотехнічних і будівельних матеріалів.
2. Удосконалення схем очистки дефекації і розробки технологій приготування комбікормів з використанням органомінерального осаду в обмін обезфтореного фосфата або кістяної муки.
3. Використання транспортерно – мийного осаду і землі, відділеної від буряка при прийманні, одержання добрив, в тому числі компостів; споживчих ґрунтів для теплиць та ін.

4. Спільного застосування транспортерно – мийного та фільтраційного осадів для одержання комплексних органомінеральних і біомінеральних добрив.
5. Утилізація осадів виробничих стічних вод і їх використанню в якості органомінеральних добрив, кормових білково – вітамінних добавок.
6. Потрібно також встановити економічно обгрунтовані ціни на осади, а також на другі відходи виробництва.

Доречність проведення модернізації підтверджується з екологічної точки зору. За рахунок її здійснення вирішуються такі проблеми цукробурякової галузі як витрат води, електроенергії для проведення процесу кристалізації та фуговки утфелю, а це веде до раціонального використання природних ресурсів і зменшення викидів роботи ТЕЦ, зменшення корозії металів, тобто продовження строку їх служби, підвищення якості останнього продукту.

13. МАРКЕТИНГОВЕ ОБГРУНТУВАННЯ ПРОЕКТУ

Цукор представляє з себе харчовий продукт, основним компонентом якого є сахароза. У організмі під дією ферментів вона розщиплюватися на глюкозу і фруктозу. Сахароза має приємний солодкий смак і у водних розчинах її солодкість відчувається при концентрації біля 0,4%. Сировиною для виробітку цукру служать цукровий буряк (біля 45%) і цукрова тростина, що виростає в районах з тропічним і субтропічним кліматом. Для виробництва цукор використовує також такі растения-сахароноси, як сорго, кукурудза, пальма.

На цукор припадає понад 11% всього виробництва товарів народного вжитку. Він завжди був і мав залишатися основою експортного потенціалу України. У сучасних ринкових умовах виживають тільки ті, чия продукція якісніша і дешевша за порівнянню продукцію конкурентів. Серед світових виробників Україна посідає 4-5 місце по виробництву цукру, однак в кількісному обсязі такий показник світового виробництва складає лише 1%, поступаючись виробництву цукру з тростини. Внутрішнє виробництво цукру в кількості 2140 тис. тонн повністю забезпечує продовольчу безпеку та у півтора рази перевищує фонд споживання країни. Експорт цукру оцінюється в сумі 280 млн доларів та в кількісному показнику визначається до 598 тис. тонн. У минулосму 2021/2022 маркетинговому році (1 вересня 2021 року - 31 серпня 2022 року) станом на 25 липня в Україні вироблено 1,45 млн тонн цукру, що становить 130,5% виробництва минулого маркетингового року. Про це повідомили в Міністерстві аграрної політики. Зазначається, що виробництво цукру здійснювали 33 цукрові заводи. "Відповідно до балансу попиту і пропозиції цукру, розрахованого

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Паномаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Маркетингове обґрунтування проекту	210748.MP.02.013 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/138

Мінагрополітики, перехідні залишки на початок 2021/2022 маркетингового року оцінюються у 332 тис тонн, що відповідає тримісячній потребі внутрішнього ринку (оптимальним запасом є двомісячна потреба внутрішнього ринку)", - йдеться у повідомленні.

При цьому, пропозиція цукру в поточному маркетинговому році становить 1,8 млн тонн, що цілком достатньо для:

- забезпечення внутрішнього ринку, обсяг якого оцінюється у межах 1,21 млн тонн (з розрахунку споживання 28,9 кг/рік на одну особу);
- створення експортного потенціалу в обсязі 120 тис. тонн (із яких 70 тис. тонн цукру і 50 тис. тонн цукровмісних продуктів);
- формування суттєвих запасів на початок 2022/2023 маркетингового року в обсязі 470 тис. тонн, що відповідає майже п'ятимісячному обсягу внутрішнього споживання.

Щодо експорту, то за десять місяців поточного маркетингового року експортовано 73 тис тонн цукру, включаючи цукровмісні продукти.

За інформацією НАЦУ "Укрцукор", з 1 вересня 2022 року планують здійснювати виробництво цукру найбільш потужні 23 цукрові заводи", - додали в Мінагрополітики.

З урахуванням перехідних залишків на 1 вересня 2022 року, ресурси цукру на період наступного 2022/2023 маркетингового року (1 вересня 2022 року – 31 серпня 2023 року):

- у повному обсязі забезпечать потребу внутрішнього ринку, яка прогнозується в 1,13 млн тонн, із них 1,07 млн тонн - споживання населенням),
- експортний потенціал у 2022/2023 маркетинговому році оцінюється в 100 тис тонн, із яких 50 тис тонн - цукор, 50 тис тонн - цукровмісні продукти;
- перехідні залишки на 1 вересня 2023 року, за прогнозними розрахунками, очікуються в обсязі 370 тис. тонн, що відповідає майже чотиримісячному обсягу внутрішнього споживання.

Оскільки цукру в Україні з надлишком, то жодних обмежень на експорт цукру встановлювати не передбачається, наголосили в міністерстві.

В Україні цукор виробляє понад 40 підприємств, у світі цукор виробляється в 150 країнах на понад 1500 заводах, що переробляють цукрову тростину і близько 1000 заводах, що переробляють цукрові буряки, з яких більше 800 заводів приходить на Європу. Понад 1 млн т. цукру виробляють 30 країн або 84,5% світового обсягу.

Світове виробництво цукру за останні 50 років, збільшилося більш ніж у 4 рази (з 40 млн. т у 1960 р. до 176 млн. т у 2011 році). Якщо на початку ХХ століття співвідношення в загальних обсягах було 47:53 на користь цукру із цукрових буряків, то у 2012 р. – 82:18 на користь цукру з цукрової тростини. Як правило, три четверти виробленого цукру споживається самими країнами-виробниками. Решта цукру поставляється на світові ринки і йде на створення запасів. Щороку світові запаси цукру зростають, чому сприяє відставання обсягів його споживання від обсягів його виробництва.

Як висновок, за такої конкуренції на внутрішньому та зовнішньому ринку, потрібна постійне вдосконалення швидкості та якості виготовлення продукції з найменшими витратами на модернізацію, чого й допоможе досягти запропонована модернізація, наведена в науковій роботі.

ВИСНОВКИ

Актуальність роботи пов'язана з необхідністю зменшення забруднення атмосфери агресивними викидами з апаратів сатурації цукрової галузі.

Проведено літературний огляд конструкцій апаратів та встановлено, що перспективним напрямком модернізації є секціонування апаратів з виділенням зони інтенсивного перебігу процесів масопередачі в струминних течіях при використанні відпрацьованого сатураційного газу, що приводить до зменшення концентрації CO₂.

Для реалізації цього напрямку модернізації розроблено конструкцію ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування та проведено його дослідження в програмі ANSYS з модулями CFD:

1. Розрахункова область для дослідження факелу розпилення виконано конічною, що дозволяє виключити непродуктивні затрати та зменшити час розрахунку.

2. Створено твердотільну 3-D модель ежектора.

3. Проведено коректне налаштування всіх модулів програми.

4. Отримано контури розподілення об'ємної долі рідини в поперечному перерізі факелу розпилення на різних відстанях від сопла форсунки. Аналіз результатів показує, що кут розпилення даної форсунки становить 33° і формування факелу відбувається на відстані до 150 мм від перерізу сопла

5. Знайдено розподілення тиску в поперечному перерізі факела відцентрової струминної форсунки на різній відстані від сопла 5 мм; 50мм; 150мм. Встановлено, що на відстані 5 мм від сопла створюється максимальне розрідження 865 Па, що пояснює ежектування газової фази всередину факела розпилення. Такі дані за допомогою CFD-моделювання отримані вперше.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Висновки	210748.MP.02.000 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/123

6. В результаті модернізації сатураторів шляхом встановлення в надсоковий простір запропонованого ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування викиди CO₂ в атмосферу зменшуються на 20...25 %.

7. Результати роботи були представлені на Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт з галузей знань і спеціальностей за напрямом «Системи автоматизованого проектування та комп'ютерного моделювання». За результатами конкурсу отримано диплом НУХТ першого ступеня за перемогу в I турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт та перше місце в Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт в номінації «САПР (CAD/CAM/CAE)».

Список використаної літератури.

1. Гребенюк, С. М. Технологическое оборудование сахарных заводов./ Гребенюк, С. М – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Легкая и пищевая пром – сть, 1983. – 520 с.
2. Востоков, А.И. Расчет технической мощности оборудования и сооружений свеклосахарных заводов./ А. И. Востоков, И. П. Лепешкин, А. В. Будный - 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Пищевая промышленность, 1965. – 512 с.
3. Харламов, С. В. Практикум по расчету и конструированию машин и аппаратов пищевых производств./ Харламов, С. В. – Л.: Агропромиздат. Ленинградское отделение, 1991. – 256 с.
4. Анурьев, В. И. Справочник конструктора – машиностроителя: В 3 – х т. Т. 1. – 5 –е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1979. – 728 с.
5. Анурьев, В. И. Справочник конструктора – машиностроителя: В 3 – х т. Т. 3. – 5 –е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1979. – 557 с.
6. Обладнання підприємств переробної і харчової промисловості / І. С. Гулий, М. М. Пушанко, Л. О. Орлов, В. Г. МIRONЧУК, А. І. Українець, О. Т. Лісовенко, В. М. Таран, В. М. Гуцалюк, В. Л. Яровий, І. М. Литовченко, Н. М. Пушанко. За ред. академіка УААН Гулого І. С. – Вінниця: Нова книга, 2001, 576 с.
7. Стабников, В. Н. Процессы и аппараты пищевых производств./ Стабников, В. Н., Лысянский В. М., Попов В. Д – М.: Агропромиздат, 1985. – 503 с.
8. Сахарная промышленность №9, 1987. Период. изд.
9. Головачевский, Ю.А. Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности / Головачевский, Ю.А.–М.: Машиностроение , 1974.– 271с.

Відповідальна організація НУХТ	Технічне узгодження Понамаренко В.В.	Вид документа Пояснювальна записка		Статус документа		
Власник документа НУХТ	Розробник документа Година В.Р.	Назва, додаткова назва Література	210748.MP.02.000 ПЗ			
	Документ затверджено Якимчук М.В.		Інд. змін.	Дата видання	Мова UA	Аркуш 1/123

- 10.Азрилевич, М. Я. Оборудование сахарных заводов. / Азрилевич, М. Я. – 3-е изд. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1982. – 392 с., ил.
- 11.Лапин, А.П. Исследование по совершенствованию технологии очистки диффузионного сока при переработке свеклы механизированных способов уборки. Автореф. дис. канд. техн. наук. - М., 1979. - 24 с.
- 12.О расходе извести на очистку диффузионного сока / К.П.Захаров, В.З.Семененко, П.П.Загородний и др. - М.: Сахар. пром-сть. - 1986. - №1. - С. 16-19.
- 13.Правила охорони праці в цукровому виробництві. За ред. Н. Стрільця – К.: Основа, 1997, 303 с.
- 14.Основи охорони праці./ Купчик М.П., Ганзюк М.П., Степанець І.Ф., Вендичанський В.Н., Литвиненко А.М., Іваненко О.В. - К.: Основа, 2000.- 416 с.
- 15.Селькин, Е.Г. Охрана труда в пищевой промышленности./ Селькин, Е.Г. - М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1981.- 248 с.
16. Атаманюк В.Г., Анимов Н.И. Гражданская оборона.- М.: Высшая школа, 1986.- 207 с.
- 17.Пажи Д.Г., Галустов В.С. Основы техники распиливания жидкости .–М.: Химия, 1984.–254с.
- 18.Запольський А. К., Салюк А. І. Основи екології: Підручник/ За ред. К.М. Ситника.- Вища школа, 2001.- 358 с.: іл.
- 19.Организация, планирование и управление производством на предприятиях пищевой промышленности / Р. В. Кружкова и др. – М.: Агропромиздат, 1985. – 495 с.
- 20.Справочник по технологическому оборудованию сахарных заводов. В.Г. Белик , С.А. Зозуля, Б.Н.Жарик и др.; Под ред. В.Г. Белика, 1982.–304 с.

ДОДАТКИ



ДИПЛОМ I -го СТУПЕНЯ

НАГОРОДЖУЄТЬСЯ

студент

*Національного університету
харчових технологій*

**Година Ярослав
Юрійович**

*за перемогу у I турі
Всеукраїнського конкурсу студентських
наукових робіт з галузей знань і
спеціальностей у 2021/2022 навчальному році
за спеціальністю*

**«Системи автоматизованого
проектування та комп'ютерного
моделювання»**

Ректор
НУХТ

Олександр ШЕВЧЕНКО

23 червня 2022 р.





Диплом

ПЕРШОГО СТУПЕНЯ

НАГОРОДЖУЄТЬСЯ

Година Ярослав Юрійович

Студент Національного університету харчових технологій
Співавтор студентської наукової роботи
Науковий керівник – доц. Пономаренко В. В.

за 1 місце

у Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт
*«Системи автоматизованого проектування
та комп'ютерного моделювання в науці та виробництві»*,
в номінації «САПР (CAD/CAM/CAE)»,

що відбувся у Хмельницькому національному університеті

Проректор з наукової роботи
Хмельницького національного
університету, д.т.н., проф.



Олег СИНЮК

Голова журі конкурсу,
д.т.н., проф.

В'ячеслав ХАРЖЕВСЬКИЙ

24 червня 2022 року



Міністерство освіти і науки України
Національний університет харчових технологій

ЗАТВЕРДЖУЮ:



Проректор з наукової роботи НУХТ

Сергій ТОКАРЧУК

20 22 р.

АКТ

впровадження результатів науково-дослідних, дослідно-конструкторських і дисертаційних робіт у навчальний процес вишніх навчальних закладів

Замовник: Національний університет харчових технологій,
д.т.н., проф. Шевченко О.Ю.

Дійсним актом підтверджується, що результати науково-дослідної роботи доц. Віталія Пономаренко, студентів Дмитро Товстолужський та Владислав Гедина «Комп'ютерне моделювання процесу розпилення рідини з метою інтенсифікації роботи карбінзаторів», згідно плану держбюджетної науково-дослідної роботи кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування «Наукові засади інтенсифікації процесів та удосконалення обладнання харчових виробництв» (номер державної реєстрації НДР: 0121U113178) у межах індивідуального наукового напрямку «Теоретичні і експериментальні закономірності тепломасобігнаних процесів харчових виробництв та вивчення гідродинаміки ежекторних апаратів». Робота, виконана в період з 01.09.2020 по 30.06.2021 на кафедрі технічної механіки і пакувальної техніки під керівництвом к.т.н., доц. Віталія Пономаренко.

Вид впроваджених результатів: розробка дисциплін «Інноваційне обладнання харчових виробництв» 133 «Машинобудування».

Форма впровадження: лекційний курс, лабораторні заняття та дипломне проектування та виконання магістерських робіт.

Новизна результатів науково-дослідних робіт полягає у розробленні методики визначення коефіцієнта ежекції для ежектора з конічно-циліндричною

камерою змішування, створення нової лабораторної установки та проведення лабораторних робіт для дослідження гідродинаміки потоків.

Перелік курсів і дисциплін, у рамках яких викладені результати НДР:
«Інноваційне обладнання харчових виробництв», «Ефективність технологічного обладнання харчових виробництв», «Інтенсифікація тепломасообміну в технологічному обладнанні».

Соціальний ефект від впровадження полягає у підвищенні рівня знань та якості підготовки здобувачів освіти за рахунок використання нових методик досліджень роботи обладнання, при виконанні ними курсових, дипломних та магістерських робіт, і як наслідок, вищу конкурентну спроможність набутих професійних знань на ринку праці; організації та функціонування студентського науково-дослідного гуртка «Удосконалення процесів та обладнання цукрового виробництва».

Завідувач кафедри ТОКТП


(підпис) Микола ЯКИМЧУК
(ініціали, прізвище)

Директор ННІТІ

ім. акад. І.С.Гулого


(підпис) Сергій БЛАЖЕНКО
(ініціали, прізвище)

Відповідальні виконавці


(підпис) Віталій ПОНОМАРЕНКО
(ініціали, прізвище)


(підпис) Дмитро ТОВСТОЛУЖСЬКИЙ
(ініціали, прізвище)


(підпис) Владислав ГОДИНА
(ініціали, прізвище)

« 31 » 01 2022 р.

« 31 » 01 2022 р.

87

**International scientific conference of young
scientist and students**

**"Youth scientific achievements to the
21st century nutrition
problem solution"**

April 15–16, 2021

Part 2

Kyiv, NUFT, 2021 2

87

**Міжнародна наукова конференція
молодих учених, аспірантів і студентів
"Наукові здобутки молоді –
вирішенню проблем харчування
людства у ХХІ столітті"**

15–16 квітня 2021 р.

Частина 2

87 International scientific conference of young scientist and students "Youth scientific achievements to the 21st century nutrition problem solution", April 15–16, 2021. Book of abstract. Part 2. NUFT, Kyiv.

The publication contains materials of 87 International scientific conference of young scientists and students "Youth scientific achievements to the 21st century Nutrition problem solution".

It was considered the problems of improving existing and creating new energy and resource saving technologies for food production based on modern physical and chemical methods, the use of unconventional raw materials, modern technological and energy saving equipment, improve of efficiency of the enterprises, and also the students research work results for improve quality training of future professionals of the food industry.

The publication is intended for young scientists and researchers who are engaged in definite problems in the food science and industry.

Scientific Council of the National University of Food Technologies recommends for printing, Protocol № 8, 25.03.2021

© NUFT, 2021

Матеріали 87 Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів "Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у ХХІ столітті", 15–16 квітня 2021 р. – К.: НУХТ, 2021 р. – Ч.2. – 394 с.

Видання містить матеріали 87 Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів "Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у ХХІ столітті". Розглянуто проблеми удосконалення існуючих та створення нових енерго- та ресурсощадних технологій для виробництва харчових продуктів на основі сучасних фізико-хімічних методів, використання нетрадиційної сировини, новітнього технологічного та енергозберігаючого обладнання, підвищення ефективності діяльності підприємств, а також результати науково-дослідних робіт студентів з метою підвищення якості підготовки майбутніх фахівців харчової промисловості.

Розраховано на молодих науковців і дослідників, які займаються означеними проблемами у харчовій науці та промисловості.

Рекомендовано вченою радою Національного університету харчових технологій. Протокол № 8 від 25 березня 2021 р.

© НУХТ, 2021 4

Scientific Committee

Chairman: Oleksandr Shevchenko, dr., prof., Ukraine

Aleksei Yermakov, dr., assoc. prof.,

Belarus Ana Leahu, dr., prof., Romania

Anatolii Ladaniuk, dr., prof., Ukraine

Anatolii Zaiinchkovskyi, dr., prof.,

Ukraine Anatolii Saiganov, dr., prof.,

Belarus Cristina Popovici, dr., assoc.

prof., Moldova

Debora Conde Molina, dr, prof.,

Argentina Dumitru Mnerie, dr, prof.,

Romania Egon Schnitzler, dr, zrof.,

Brazil

Galyna Polishchuk, dr, assoc. prof.,

Ukraine Galyna Simakhina, dr., prof.,

Ukraine Georgiana Codina, dr., prof.,

Romania Igor Elperin, dr., prof.,

Ukraine Igor Kirik, dr., assoc. prof.,

Belarus Jasmina Lukinac, dr., assoc.

prof., Croatia Mircea Oroian, dr., prof.,

Romania Nadiia Levytska, dr., prof.,

Ukraine

Nusrat Kurbanov, dr., assoc. prof.,

Azerbaijan

Oksana Medvedieva, Ukraine

Oleksandr Seriygin, dr., prof.,
Ukraine

Oleksandr Gavva, dr., prof., Ukraine

Ruslan Adil Akai Tegin, dr., Kyrgyzstan

Serhii Baliuta, dr., prof., Ukraine Sergii

Tokarchuk, dr., assoc. prof., Ukraine

Sonia Amariei, dr., prof., Romania

Stanka Damianova, dr., assoc. prof.,

Bulgaria

Stefan Stefanov, dr., prof., Bulgaria

Svitlana Bondarenko, dr., prof., Ukraine

Tamar Turmanidze, dr., assoc. prof.,

Georgia Tetiana Pyrog, dr., prof.,

Ukraine Tomasz Bernat, dr., prof,

Poland Valerii Myronchuk, dr., prof.,

Ukraine Vladimir Pozdniakov, dr.,

assoc. prof., Belarus Vladimir Litvyak,

dr., Belarus Volodymyr Kovbasa, dr.,

prof., Ukraine Volodymyr Zavialov, dr.,

prof., Ukraine Henk Donners,

Netherlands Huub Lelieveld,

Netherlands Yevgen Shtefan, dr., prof.,

Ukraine Zhanna Koshak, dr., assoc.

prof., Belarus

Матеріали 87 Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів "Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті", 15–16 квітня 2021 р. – Київ: НУХТ. – Ч.2.

56

8. Сушарки з інфрачервоними випромінювачами

Владислав Година, Оксана Єщенко

Національний Університет харчових технологій, Київ, Україна

Вступ. Незважаючи на активну пропаганду здорового способу життя, люди продовжують палити, а це значить, що обладнання та пристрої для переробки тютюну як і раніше будуть затребувані на ринку.

Матеріали і методи. Сушіння тютюнового листа потребує особливої уваги, оскільки саме на цій стадії воно набуває потрібної текстури, кольору та загальних властивостей, необхідних для певного типу тютюну. Під час сушіння крохмаль, що міститься в тютюновому листі, перетворюється на цукри, поступово зникає зелений колір, листя починає змінювати колір від цитринового до жовтого, а потім – до жовтогарячого, подібно до кольору листя восени.

Результати. Для сушіння тютюну використовують чотири основні методи:

□ **Повітряне сушіння:** Листя тютюну просушують у затінку, розвішуючи під навісами, поки воно не набере світло-брунатного або брунатного відтінків. При такому методі у тютюновому листі практично не залишається цукру.

□ **Теплове сушіння:** Тепло із зовнішнього нагрівача подається трубами у приміщення для сушіння. Контрольована теплова обробка триває доти, доки листя не набуде жовтогарячого кольору, після чого сушіння припиняють. Таке листя містить достатню велику кількість цукру.

□ **Сушіння на сонці:** Тютюнове листя підвішують у спеціальних відкритих конструкціях і виносять на сонце. Весь процес триває від 12 до 30 днів. Під прямим сонячним промінням листя набуває жовтого або жовтогарячого кольору, а вміст цукру в ньому досягає високого рівня.

□ **Димове сушіння:** Тютюнове листя підвішують над хмизом, що жевріє. Листя поступово просушується й насичується ароматом диму.

На сьогоднішній момент інфрачервоне випромінювання – найкращий варіант для сушки продуктів харчування. Основна відмінність ІЧ-сушарок – можливість висувувати продукцію при низьких температурах (рис. 1). Це дає можливість зберігати колір, смакові складові і аромат. Інфрачервоне випромінювання допомагає знищити сторонні мікроорганізми і попередити їх розмноження, забезпечуючи більш тривалий термін зберігання продукту.



Рис.1. Інфрачервона сушильна лінія

На цьому обладнанні також можна сушити морепродукти, бобові, фрукти, ягоди, овочі, гриби, зелень, м'ясо, рибу тощо.

Висновки. Сушарки шафового типу з інфрачервоними випромінювачами дозволяють зберегти смак, аромат і зовнішній вигляд продукції. Всі ці характеристики доводять, що саме таке обладнання необхідно для висушування тютюну