

Міністерство освіти і науки України
Національний технічний університет
«Харківський політехнічний інститут»
Сумський державний університет



**СУЧАСНІ НАПРЯМИ ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ
БЕЗПЕКИ ВИРОБНИЦТВА СОДИ**

Монографія

Суми
Сумський державний університет
2014

УДК 661.333:502
ББК 35.272
С91

Авторський колектив:

В. П. Шапорєв, д-р техн. наук, професор;
М. А. Цейтлін, д-р техн. наук, професор;
В. Ф. Райко, д-р техн. наук, професор;
Л. Л. Гурець, канд. техн. наук, доцент;
Д. Л. Пляцук;
О. В. Шестопалов, канд. техн. наук, доцент;
О. М. Філенко, канд. техн. наук, доцент;
Р. А. Васькін, канд. техн. наук, доцент

Рецензенти:

В. О. Панасенко – доктор технічних наук, професор, начальник науково-технічного відділу Державної установи «Державний науково-дослідний і проектний інститут основної хімії»;

М. О. Подустов – доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри автоматизації хіміко-технологічних систем та екологічного моніторингу Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут»

*Рекомендовано до друку редакційно-видавничою радою НТУ «ХПІ»
(протокол № 2 від 12 грудня 2013 р.)*

Сучасні напрями підвищення екологічної безпеки виробництва соди :
С91 монографія / *В. П. Шапорєв, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко та ін.* – Суми :
Сумський державний університет, 2014. – 246 с.
ISBN 978-966-657-527-5

Монографія присвячена вирішенню проблеми підвищення екологічної безпеки содових виробництв шляхом закладання твердих відходів у відпрацьовані соляні камери з одночасним видобуванням кондиційного розсолу, а також зменшення газоподібних викидів в атмосферу. Наукова праця складається з двох частин і містить дослідження закономірностей гідромеханічних та масообмінних процесів утилізації твердих, рідких та газоподібних відходів виробництва соди, що робить процес виробництва мовідходним та екологічно безпечнішим.

УДК 661.333:502
ББК 35.272

© Шапорєв В. П., Цейтлін М. А.,
Райко В. Ф. та ін., 2014

ISBN 978-966-657-527-5

© Сумський державний університет, 2014

ПЕРЕДМОВА

Останнім часом питання екологічної безпеки хімічних виробництв стає дедалі актуальнішим і підлягає вирішенню шляхом створення маловідхідних технологічних процесів та виробництв, очищення викидів та утилізації відходів.

Ця праця присвячена вирішенню проблеми підвищення екологічної безпеки содових виробництв шляхом закладання твердих відходів у відпрацьовані соляні камери з одночасним видобуванням кондиційного розсолу, а також зменшення газоподібних викидів в атмосферу.

Монографія складається з двох частин і містить дослідження закономірностей гідромеханічних та масообмінних процесів утилізації твердих, рідких та газоподібних відходів виробництва соди, що робить процес виробництва маловідхідним та екологічно безпечнішим. Крім того, ліквідація накопичених у шламонакопичувачах відходів є актуальним науковим завданням не лише для діючих, але й для зупинених содових заводів, наприклад для ВАТ «Лисичанська сода».

Наведені в монографії дослідження та розрахунки становлять практичний інтерес і можуть бути використані під час реконструкції діючих або проектування нових содових заводів. Ця монографія також може бути використана в навчальному процесі при викладанні курсу «Системи технологій та промислова екологія» для студентів спеціальності 7(8).04010601 «Екологія та охорона навколишнього середовища». Це дає можливість підвищити якість підготовки студентів до практичної діяльності.

ЧАСТИНА ПЕРША

ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ СОДОВИХ ВИРОБНИЦТВ ШЛЯХОМ ЛІКВІДАЦІЇ ВІДПРАЦЬОВАНИХ ШЛАМОНАКОПИЧУВАЧІВ

ВСТУП ДО ПЕРШОЇ ЧАСТИНИ

Найбільш шкідливим і об'ємним відходом виробництва кальцинованої соди аміачним способом є дистилерна суспензія, що утворюється в кількості 8–10 м³ на 1 т соди. Це зумовлено самою технологією, за якою складно досягти повного використання сировини. Дистилерною суспензією є розчин хлоридів кальцію і натрію, гідроксиду і сульфату кальцію із загальним масовим вмістом розчинних компонентів 15–16 %, у якому суспендовано до 50 г/дм³ твердих речовин.

Численні спроби зробити спосіб безвідхідним або маловідхідним дотепер успіху не мали. Наразі відходи содового виробництва повністю скидаються у шламонакопичувачі (так звані "білі моря"), що займають сотні гектарів земельних угідь і вимагають для свого будівництва та експлуатації дуже великих капітальних витрат.

Вирішенням проблеми позбавлення шкідливої дії відходів содових виробництв може стати їх накопичування у підземних порожнинах, які утворюються в процесі вилуговування солі (у відпрацьованих розсільних свердловинах). Як відомо, ці порожнини є герметичними і виключають подальше поширення розчинів у підземних горизонтах. Використання твердих відходів як тампонажного матеріалу разом із ліквідацією їх наземних накопичувачів також сприятиме підвищенню стійкості земної поверхні в місцях розміщення розсолопромислів.

На цей час недостатньо наукових даних щодо гідродинамічних процесів розділення твердої та рідкої фаз пульпової суспензії у підземних порожнинах, умов осідання з неї твердої фази, підготовки і транспортування суспензії твердих відходів до місць захоронення, що дозволяє обґрунтувати проектування процесу підземного захоронення відходів.

Таким чином, виявлення закономірностей процесів розділення суспензії відходів содового виробництва під час закладання у підземні порожнини, умов транспортування суспензії цих відходів у розсолі до місць їх захоронення є актуальним науково-технічним завданням, яке й вирішує ця праця.

Метою досліджень першої частини монографії є виявлення закономірностей гідромеханічних процесів розділення суспензії відходів содового виробництва та осідання твердої фази у підземних порожнинах під час їх закладання, умов транспортування суспензії твердих нетоксичних відходів у розсолі до місць їх захоронення.

Для досягнення зазначеної мети у роботі вирішували такі завдання:

- проведення патентно-інформаційного пошуку літературних джерел щодо

структури потоків у розсільних свердловинах, умов розділення пульпової суспензії содового виробництва і транспортування цієї суспензії до місць захоронення;

- дослідження стабільності хімічних сумішей пульпової суспензії упродовж терміну, необхідного для їх транспортування від підприємства до підземної порожнини;

- дослідження шляхом фізичного та математичного моделювання впливу технологічних параметрів (температури, гідродинамічного режиму, концентрації, складових частинок шламової суспензії, домішок поверхнево-активних речовин) на процес осідання твердих часток у підземних порожнинах, та винайдення умов, що виключають вторинне винесення шламу зі свердловини;

- дослідження поведінки суспензії та відходів у розсолі під час її підготовки до транспортування до місць закладання;

- дослідження шляхом математичного моделювання впливу закладання твердих відходів содового виробництва у підземні порожнини на підвищення несучої здатності поверхні порожнини;

- шляхом математичного моделювання визначення оптимального розміщення розсолотягальної та шламоподавальної колон у соляній камері, що забезпечуватиме вільне осідання твердої фази відходів без ризику забруднення розсолу, який витісняється.

- розроблення рекомендацій щодо апаратного оформлення процесу захоронення твердих відходів содового виробництва у підземних порожнинах;

- економічна оцінка розробленого способу утилізації твердих відходів содових виробництв у підземних порожнинах.

Об'єктом дослідження є процес підготовки та захоронення відходів содового виробництва у підземних порожнинах.

Предмет дослідження – гідродинамічні умови проходження седиментаційних процесів під час підготовки, транспортування та захоронення твердих відходів содового виробництва у підземних порожнинах.

Практичне значення одержаних результатів для виробництва кальцинованої соди полягає у розробленні технології утилізації твердих відходів содового виробництва з можливістю од часного видобування кондиційного розсолу. Розроблено модель процесу гравітаційного розділення суспензії твердих відходів содового виробництва у відпрацьованій розсільній свердловині, формування та ущільнення осаду, що дозволяє прогнозувати безпечні умови накопичення шламу. Визначений ступінь забруднення розсолів у камері солями кальцію та магнію над рівнем ущільнення шламу і проведена оцінка заповнення камери шламами дозволяють прогнозувати вплив домішок на кондицію розсолу. Розроблена методика оцінювання швидкості освітлення розсолу в зоні скаламучення дозволяє попередити забруднення кондиційного розсолу твердою фазою.

РОЗДІЛ 1. АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ЩОДО ПРИНЦИПІВ ТА МЕТОДІВ ЗАКЛАДАННЯ ТВЕРДИХ НЕТОКСИЧНИХ ВІДХОДІВ У ПІДЗЕМНИХ ПОРОЖНИНАХ

1.1. Утворення відходів у виробництві соди аміачним методом і способи їх утилізації у вітчизняній практиці

Сьогодні у світі виробництво соди базується на чотирьох способах її отримання: аміачному (із хлориду натрію), з природної соди, з нефелінів, карбонізацією гідроксиду натрію [1].

Аміачний спосіб отримання соди продовжує залишатися основним, хоча його питома вага, що ще недавно становила 100 %, знижується і за станом на 2001 р. була оцінена як 65–70 %.

Цей спосіб має такі переваги:

- необхідна для здійснення способу сировина – сіль і карбонат кальцію – є недорогою, дуже поширеною і легко видобувається;
- основні реакції процесу здійснюються при невисоких температурах (до 100 °С) і близькому до атмосферного тиску;
- глибинне вивчення способу, налагодженість та стійкість технологічних процесів;
- висока якість одержуваного продукту;
- порівняно низька собівартість кальцинованої соди.

Аміачному способу отримання соди властиві, однак, і серйозні недоліки, основними з яких є:

- низький ступінь використання початкової сировини (натрій використовується всього приблизно на 2/3, а хлор і кальцій не використовуються зовсім);
- великі кількості рідких і твердих відходів, що вимагають утилізації, скидання або тривалого зберігання;
- значна витрата енергетичних ресурсів;
- великі питомі капіталовкладення, необхідні для створення содового виробництва.

Власне, у виробництві кальцинованої соди на 1 т продукту утворюються такі відходи:

- хлоридні стоки, що містять близько 115–125 г/л CaCl_2 , 55–58 г/л NaCl і 20–25 г/л суспензії $\text{Ca}(\text{OH})_2$, CaCO_3 і CaSO_4 , – близько 9,1 м³;
- шлам від очищення розсолу, що містить близько 250–300 г/л суспензії CaCO_3 і $\text{Mg}(\text{OH})_2$ – 0,1 м³;
- недопал при випалюванні вапняку або крейди, відокремлюваний у процесі отримання вапняної суспензії і такий, що містить CaCO_3 , CaO і золу палива – близько 55 кг.

У так звані виробничі відходи переходять увесь хлор, що міститься в

сировині, кальцій і близько 1/3 натрію. У перерахунку на тверді сполуки у відходах на 1 т продукції міститься близько 1 т CaCl_2 , 0,5 т NaCl , 200 кг шламу і 55 кг недопалу; всього близько 1,75 т [1].

Найбільш шкідливим і об'ємним відходом виробництва кальцинованої соди аміачним способом є дистилерна суспензія, що утворюється в кількості 8–10 м³ на 1 т соди. Це зумовлено самою технологією, згідно з якою неможливо досягти повного використання сировини. Дистилерною суспензією є розчин хлоридів кальцію і натрію, гідроксиду і сульфату кальцію із загальним масовим вмістом компонентів 15–16 %.

Загальний матеріальний індекс на 1 т продукції в перерахунку на тверді сполуки під час виробництва соди, кальцинованої аміачним способом, становить 4,7 т.

Скидання промислових стоків содових підприємств є однією з актуальних проблем охорони природи. Дотепер скидання цих стоків нерідко здійснюється в поверхневі водоймища, що викликає їх забруднення. Скидання у водоймища, як правило, проводиться лише в період весняного паводка, а решту пори року підприємства вимушені накопичувати стоки в спеціальних ставках-накопичувачах, будівництво яких пов'язане зі значними капітальними витратами, відчуженням земельних угідь і приводить до забруднення території [2].

На содових заводах України існують 3 категорії стічних вод [3]:

- високомінералізовані промислові стоки – дистилерна рідина;
- слабомінералізовані стічні води, які не мають економічно обґрунтованих методів очищення;
- стічна вода після охолодження теплообмінної апаратури, що повторно використовується в системах оборотного водопостачання.

На цей час питання ліквідації промислових стоків першої категорії – дистилерної рідини – має позитивне вирішення. Ця рідина може використовуватися для заводнювання нафтових родовищ [4] чи очищення газів [5] або перероблятися для отримання товарної продукції: меліорантів [6], безцементного в'язучого [7, 8], пероксиду кальцію [9] або інших продуктів [10, 11].

Стічні води другої категорії, як правило, після відстоювання скидаються у водоймища. Проте скидання цих стоків у зв'язку з їх мінералізацією в межах 12–55 г/л за санітарними нормами не допустиме у відкриті водоймища без очищення, яке є дорогим заходом. Основними корисними компонентами мінералізації є кухонна кам'яна сіль кількістю від 0,5 до 49,5 г/л і содопродукти – від 3 до 9 г/л, а також луѓи – до 4,6 г/л. Вміст цих компонентів дає підставу вважати дані стоки перспективними з метою використання їх для розчинення кам'яної солі методом підземного вилуговування, оскільки в процесі утворювання розсолу перелічені компоненти сприятимуть очищенню розсолу від шкідливих домішок, наприклад іонів магнію і кальцію [12].

У практиці підземного вилуговування солей відомі випадки застосування мінералізованих вод як розчинника. На Новокарфагенському розсоліпромислі як розчинник використовують води з мінералізацією 12–17 г/л, що містять солі

NaCl, CaCO₃, MgCO₃. При цьому якість розсолів за вмістом NaCl і завислих частинок задовольняє вимоги кондиції [13]. На промислі Слов'янського виробничого об'єднання «Хімпром» проводилося закачування в камери дистилляту [14].

Застосування мінералізованих стоків содового виробництва як розчинника в практиці підземного вилуговування до цього часу на території України не мало місця. Проте є ряд праць, що свідчать про можливість і доцільність утилізації в камерах вилуговування стоків промислових підприємств. Велика увага використанню стічних вод приділяється в зарубіжній практиці [15, 16], але ці праці відповідають умовам закладання стоків, а не їх використанню як розчинника для отримання кондиційних розсолів.

Таким чином, створення комплексу виробництв на базі промислових відходів власне виробництва кальцинованої соди забезпечує повне використання сировинних ресурсів з отриманням необхідних для народного господарства продуктів. Саме цей підхід і прийнятий при подальшому вдосконаленні виробництва кальцинованої соди аміачним способом. Але, незважаючи на це, перероблення відходів содового виробництва з метою отримання товарної продукції обмежується дуже низьким попитом. Однак скидання дистилерної суспензії в накопичувачі, а також очищення слабомінералізованих та освітлених стічних вод до санітарних норм для скидання їх у водоймища є дорогими заходами. Саме тому виникає потреба розроблення комплексного методу ліквідації твердих і рідких відходів содових виробництв шляхом їх закладання у підземні порожнини як тампонажного матеріалу та утилізації шламу в процесі видобування розсолу з одночасним підвищенням стійкості земної поверхні.

1.2. Використання підземних порожнин промислового походження для захоронення відходів

Захоронення промислових відходів у надрах здійснюється в гірських виробленнях законсервованих шахт (затвердіння рідких відходів), спеціальних підземних спорудах і природних порожнинах гірських порід [17]. Гірські вироблення шахт використовують за відсутності припливу в них підземних і поверхневих вод; непроникними для підземних вод є вироблення соляних шахт, які найбільш зручні та безпечні для захоронення радіоактивних відходів. Як спеціальні підземні сховища служать штучні порожнини, що одержують буропідривним способом, старі підземні сховища (газові, нафтові) [18]. Ефективне захоронення відходів у гідрогеологічних структурах. Для підземного поховання шкідливих відходів найбільш ефективні соляні формації, гранітні масиви, щільна глина [19]. Підземні споруди цього роду включають бурові свердловини (використовувані для закачування), ділянки в непридатних для використання водоносних горизонтах і т. п. геологічних структурах або вироблення відпрацьованих шахт.

Соляні сховища споруджуються у разі забезпечення збереження якості продуктів при їх тривалому контакті з оточуючими породами; за відсутності впливу продуктів, що зберігаються, на фізико-механічні та інші властивості гірських порід; можливості створення герметичної порожнини необхідного об'єму за допомогою засобів сучасної техніки при високих техніко-економічних показниках; врівноваження надмірного тиску продуктів, що зберігаються, стовпом порід при певній глибині закладання соляних сховищ [20].

Масив кам'яної солі, в якому створюються соляні сховища, є непроникним середовищем з високою міцністю (15–35 МПа). Соляні сховища доцільно споруджувати в могутніх пластах кам'яної солі (50–250 м), розміщених на значній площі (більше 10 км²) [21].

Соляні камери вилуговування – це великі пустоти, які можуть бути обладнані як ємності для зберігання та/або ізоляції речовин. Ідея зберігання речовин як у рідкому, так і в газоподібному стані у виробках вилуговування в соляних масивах уперше була опублікована у Канаді під час Другої світової війни [22], а вже на початку 50-х років ХХ ст. зберігання легких нафтопродуктів у штучно створених камерах вилуговування було впроваджене у Північній Америці та в декількох європейських країнах. Про зберігання сирої нафти вперше доповіли англійці під час Суецької кризи (в 1956 р.). Зберігання природного газу розпочалося на початку 60-х років минулого століття у США, Канаді та Великобританії. Виробки, що утворилися після видобування солі методом підземного вилуговування біля Мерисвіля (США, Мічиган), Хутчинсона (США, Канзас) та Тіза (Велика Британія, Дахем), було перетворено на підземні сховища [23].

Сьогодні у світі вуглеводні зберігають у тисячах ємностей, створених у соляних формаціях. Лише у Франції їх нині понад 100, а на солянокупольній структурі Монт Белв'ю (Техас, США) одночасно функціонують 124 сховища-каверни [24].

Камери підземного вилуговування використовуються для ізоляції відходів нафтовидобування та радіоактивних матеріалів природного походження у США (штаті Техас, Луїзіана, Нью-Мексико), Канаді, Великій Британії, Німеччині, Нідерландах, Мексиці [21, 25].

Із середини 90-х років ХХ ст. чотири з існуючих сховищ-каверн у США, штат Техас, декілька у Канаді (провінції Альберта та Саскачеван) та Європі – отримали дозвіл на ізоляцію відходів нафтовидобування, неорганічних твердих речовин, важких емульсій та ін., що містять такі небезпечні хімічні речовини, як бензол, свинець, миш'як, кадмій, хром та бор [1, 2, 12, 14, 16, 18, 21, 24].

Сьогодні для розміщення промислових відходів різного призначення, зберігання газу і нафтопродуктів у світовій практиці широко використовуються підземні соляні вироблення, створені методом підземного розчинення через бурові свердловини [26, 27]. Такі підземні сховища створені майже на всіх соляних родовищах Європи і Америки, країн СНД [28, 29].

На практиці під час розроблення пластів кам'яної солі використовується метод підземного розчинення [30]. Технологія підземного розчинення передбачає бурову свердловину та експлуатацію навісних колон, розміщених

відповідно до розмірів труба в трубі (труба меншого діаметра в трубі більшого діаметра), закріплених до обсадної колони і оголовка свердловини. В одну з таких колон подається із земної поверхні розчинник солі – вода або слабкі розсоли, а по іншій – витісняються розсоли необхідної концентрації. Керовані способи підземного розчинення передбачають закачування нерозчинників у свердловину по міжтрубному простору між зовнішньою робочою і обсадною колонами, за допомогою якого здійснюється вироблення шарів-ступенів необхідних розмірів висоти і діаметра. Як нерозчинники найчастіше на практиці використовують нафтопродукти, які утворюють шар між розсолами і твердою соляною поверхнею, що обмежує розчинення соляного масиву по вертикалі. При цьому формування камери пов'язане з послідовним виробленням з низу до верху окремих шарів-ступенів, що мають форму циліндра з плоскою стелею до повного вироблення потужності соляного пласта. Висота ступеня залежить від застосування керованого способу підземного розчинення і потужності соляного пласта при діаметрі камери 100–120 м [31, 32].

На даний час технологія керованих способів підземного розчинення використовується в гірській практиці у двох самостійних напрямках. Перший – це видобування корисних копалин у вигляді хлоридно-натрієвих розсолів із подальшим випаровуванням. Другий – при будівництві у формаціях кам'яної солі місткостей-сховищ, використовуваних для зберігання вуглеводневої сировини і захоронення шкідливих виробничих відходів. Однаковий технологічний підхід процесів розчинення і формоутворення підземних камер обумовлений різною кінцевою метою і вимогами виробництва [33, 34].

Із метою видобування кам'яної солі розробляються могутні пласти для отримання вироблень діаметром 100–120 м, і витягуються насичені розсоли концентрацією до 300 г/л, необхідною для випаровування. При видобуванні розсолів основним продуктом виробництва є розсіл, і всі дії контролю, пов'язані з роботою свердловини, спрямовані на підтримку і отримання розсолів потрібної концентрації. У зв'язку з цим наголошується невисока продуктивність свердловини експлуатаційного періоду $Q_{св} < 80 \text{ м}^3/\text{год}$ [35].

У будівництві підземних сховищ у формаціях кам'яної солі основним об'єктом є саме порожнина камери, яку одержують при розчиненні, при цьому її розміри обмежені діаметром 60–80 м. Весь процес розчинення спрямований на отримання якісної стійкої камери як об'єкта подальшого використання. Для підвищення стійкості камери останній ступінь відпрацьовують у вигляді купола при подальшому зменшенні розмірів висоти і діаметра в кожному шарі за допомогою нерозчинника. Концентрація витісненого розсолу в період розмиву не перевищує $C = 160\text{--}230 \text{ г/л}$, який зливається у водоносний горизонт або відстійну яму (резервуар) на земній поверхні. Ефективність будівництва сховищ визначається короткими термінами створення, і в зв'язку з цим продуктивність свердловини збільшується до $Q_{св} > 80 \text{ м}^3/\text{год}$, що приводить до витягання малонасичених розсолів [34, 35].

Питання об'єднання двох напрямків виникло вже давно [36]. Особливо у цьому зацікавлене будівництво підземних сховищ, оскільки будівництво й експлуатація підземних вироблень пов'язані з цілим рядом несприятливих

чинників і додатковими витратами. До таких чинників можна віднести тривалий термін будівництва місткостей, скидання або утилізацію слабких розсолів, скидання насиченого розсолу, необхідного при заповненні сховищ продуктом і будівництво окремих свердловин для отримання компенсаційного розсолу або місткостей для його зберігання.

У роботах ВНІГ [36] пропонувалося поєднання видобування розсолів із зберіганням нафтопродуктів, а також різні схеми кооперації, які уявлялися ефективними у виробництві. На практиці розсоловидобування відомі випадки тимчасового використання підземного вироблення як сховища, але для зберігання вуглеводневих продуктів таке вироблення використовується дуже рідко, оскільки початкові вимоги до розроблення родовищ дещо відрізняються одна від одної [37, 38, 39].

Таким чином, у зв'язку із зростаючими потребами в підземних сховищах, які можуть використовуватися не лише для вуглеводневої сировини, а й для захоронення шкідливих і радіоактивних відходів виробництва виникає потреба комплексного підходу розроблення пластів кам'яної солі. Комплексний підхід припускає одночасне витягання кондиційного розсолу, необхідного для випаровування при отриманні чистої солі, і формування стійкої підземної камери раціональної (округлої) форми, придатної для подальшого зберігання вуглеводневої сировини.

1.3. Наявні технічні рішення щодо захоронення і закладання відходів хімічних виробництв у соляних камерах

Практична реалізація проблеми закладання і складування в соляних камерах підземного розчинення здійснена на окремих підприємствах Англії (шлами содового виробництва, хлорорганічні відходи), США (радіоактивні відходи, бурові відходи нафтових родовищ), Голландії (шлами содового виробництва), Німеччини (радіоактивні і токсичні відходи). З 1988 року проводяться дослідження щодо закладання підземних камер шлами содового виробництва для Канадської хімічної компанії (р. Амхерсбург, Онтаріо). У Росії, зокрема в СРСР, дослідження щодо захоронення і складування малотоксичних і нетоксичних відходів проводяться силами АТ ВНІГ із 1975 року.

Підземні камери, що утворюються заданою конфігурацією у відкладеннях кам'яної солі, є ідеальним герметичним резервуаром, ризик від закладання в ньому навіть токсичних і радіоактивних відходів зведений до мінімуму. Різко збільшена вартість платежів від зберігання відходів на поверхні Землі разом із соціальними аспектами робить цей метод закладання економічно вигідним.

Проблема захоронення (закладання) відходів повинна розв'язуватися комплексним методом, що передбачає гірничогеологічне і гідрогеологічне вивчення ділянки робіт, дослідження властивостей і параметрів вміщувальної товщі, відходів, сумісності їх із соляною товщею і розсолем NaCl, надійності і довговічності закладання, а також економічними розрахунками переваг підземного закладання відходів, зокрема від зниження впливу гірничих робіт на

земну поверхню.

Відповідно до поставленого завдання були розглянуті відомі технічні рішення з технології закачування і зберігання різних відходів в одиночних підземних камерах-виробленнях.

Відомий спосіб одночасного закладання і видобування солі розчиненням [40], згідно з яким глина, пісок, шлами содового виробництва, а також відходи збагачення і перероблення калійних магнієвих руд вводять у свердловину з розчинником. Тверда фаза осідає в камері, а рідка – донасичується сіллю і витягується на поверхню.

За іншим способом розчинник і закладний матеріал вводяться в камеру роздільно [41]: пульпа подається по центральній колоні в нижню частину камери, а розчинник підводиться до стелі камери. Така схема вимагає монтажу чотирьох концентрично розміщених колон.

У Німеччині розроблені "Технічні вимоги щодо використання відходів, одержаних у результаті гірських робіт, для їх закладання" (1995 р.), в другій частині яких пропонується захоронювати в підземні сховища понад 60 типів лише відходів мінерального походження і продуктів збагачення, зокрема різних шламових відходів хімічних виробництв.

Традиційно, упродовж багатьох років у Великобританії, Нідерландах і США в соляних камерах підземного розчинення захоронюються кальцієвмісні шлами содових і хлорних виробництв як спільно з дистилерною рідиною, так і у вигляді рідкого цементного тіста.

Крім того, соляні камери використовуються для зберігання хлорорганічних відходів.

У США підготовлена і успішно реалізується широка програма захоронення відходів нафтогазової промисловості, починаючи від забруднених ґрунтів в районі буріння свердловин і закінчуючи твердими відходами у вигляді бурового шламу, піску, масла, іржі і т. д.

У Великобританії передбачається додатково захоронення в соляних камерах стічних міських шламів і місцевих побутових відходів.

У Польщі ще в 80-х роках ХХ ст. розпочаті дослідження щодо захоронення відходів гірських виробництв у камерах, розсолів, зокрема для умов розсолопромислу "Лежковіч", де перевага віддавалася здвоєним камерам [42].

У більшості розвинених країн виявляється стійкий інтерес і проводяться детальні дослідження щодо захоронення промислових відходів різного призначення в соляних камерах підземного розчинення.

Інтерес до цієї проблеми значно збільшився останніми роками, що пов'язано зі збільшеною тенденцією порушення природної екологічної рівноваги.

Одним із насущних завдань методу підземного розчинення кам'яної солі є підвищення коефіцієнта вилучення, що досягається закладанням відпрацьованої камери як твердими матеріалами, наприклад піском [43], так і рідкими, наприклад суспензією [44] або відходами басейнового виробництва – хлормагнієвими лугами [45]. При цьому видобувалася у вигляді розсолу

додаткова кількість корисних копалин.

Як правило, запропоновані способи захоронення відходів виробництва, по-перше, базуються на відмінності питомих густин матеріалу, що подається, і наповнювальних камеру рідин, завдяки чому відходи складуються в нижній частині камери, і, по-друге, на застосуванні батареїної системи утворення камер. Як відходи використовуються пульпа або суспензія [43], дистилерна рідина [46] або сульфатно-кальцієві відходи, що утворюються під час виробництва соди [47]. Різні варіанти батареїного (що зближує) або групового способу вилуговування, при якому відходи виробництва закачуються в одну камеру, а з іншої – витісняються кондиційні розсоли.

Становлять інтерес деякі повідомлення в матеріалах міжнародних симпозіумів із проблеми розроблення соляних родовищ підземним вилуговуванням.

Так, наприклад, у проекті заповнення підземної камери об'ємом 75 тис. м³ на глибині близько 1000 м радіоактивними відходами, що повинна бути заздалегідь осушена, передбачено подавати гранули в цементному тісті у відношенні Т:Р = 1:1. Суспензія нагнітається по колоні труб внутрішнім діаметром 60 мм. При середній швидкості подачі 0,3 м/с продуктивність становить близько 15 м³/год, тобто планується закачування в ламінарному режимі [48].

Перший проект дослідно-промислової установки щодо захоронення шламів був розроблений для умов відпрацьованої камери св. 45 Слов'янського содового комбінату в 1976 р. (рис. 1.1), стовбур якої внаслідок деформації обсадної колони не може бути використаний для закачування пульпи [46]. Планували розкрити камеру двома свердловинами, розміщеними на відстані 35 м по обидва боки від основного стовбура. Шламоприймальна свердловина обладнана двома колонами труб Ø 146 і 89 мм, причому башмак останньої встановлюють біля самого дна камери.

Згідно з технологічною схемою пульпа з густиною 1,208 г/см³ закачується в свердловину № 1 з витратою 45 м³/год. Згідно з розрахунками в зону ущільнення шламу потрапляє 18 м³/год шламу, а 27 м³/год забрудненого CaCl₂ розсолу можна подати на репульпацію кеку.

Для зниження об'єму спуско-піднімальних операцій «забруднений» розсіл накопичують упродовж перших 9–10 місяців над шаром шламу. При цьому через колону Ø 146 мм св. № 1 видавлюють 35 м³/год насиченого «забрудненого» розсолу, а 10 м³/год освітленого розсолу відводять через св. № 2. Після закачування шламом камери в межах св. № 1, встановлюють технологічні колони у св. № 2 і проводять аналогічні операції.

Через складність процесу захоронення відходів содового виробництва у розсільних свердловинах необхідно зазначити, що перелічені способи мають істотні недоліки, які не дозволяють використовувати розроблені технології універсально. Тому наведене технічне рішення може бути реалізоване лише для умов двох і більше взаємодіючих камер, що сполучаються каналом у покрівлі продуктивного пласта.

Недоліками способу, що охороняється патентом № 4596490, є складність

утворення двох камер певних розмірів, сполучених по висоті горловиною, і технічна неможливість ізоляції нижньої камери ущільнювальним герметиком [50].

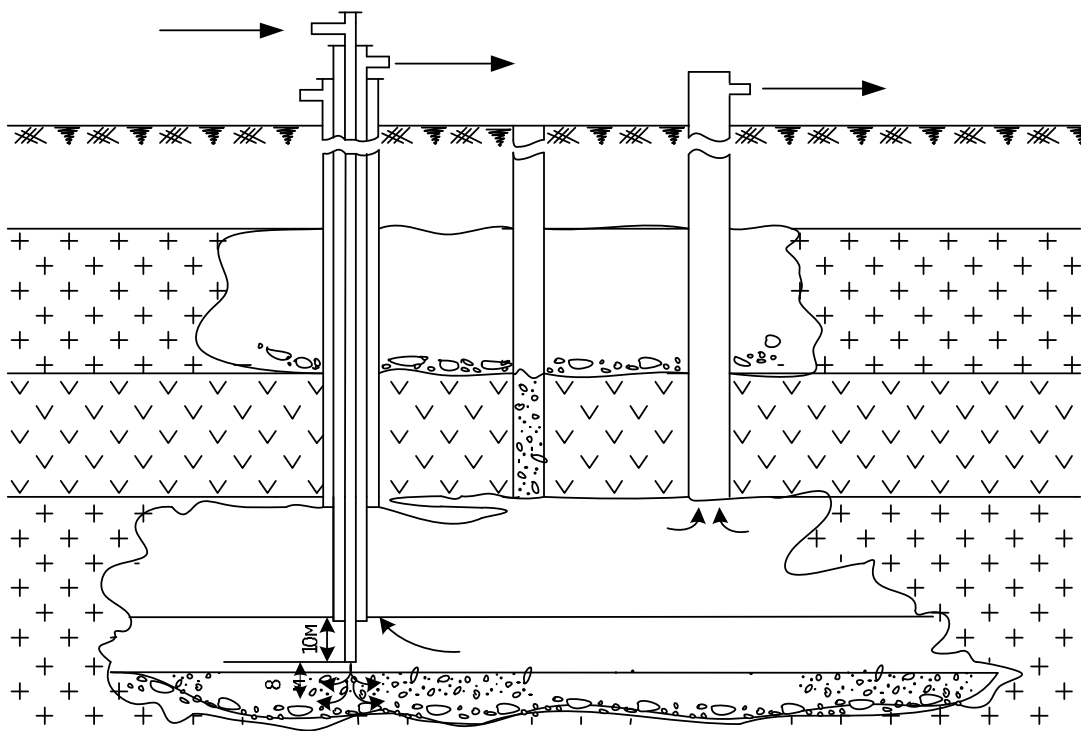


Рис. 1.1. Схема закладання шламу у підземну камеру

Відомий «Спосіб складування рідких відходів у підземні камери» передбачає використання підземної соляної камери для зберігання рідких відходів, лужних і кислотних, заздалегідь нейтралізованих на поверхні [51]. У складі рідких відходів можуть бути різні тверді речовини, нафтопродукти та їх похідні. Згідно зі способом рідкі відходи подають у верхню частину камери при одночасному відкачуванні (витісненні) відповідної кількості розсолу з нижньої частини камери.

Цей спосіб має такі недоліки:

- подача відходів у верхню частину камери приводить до скаламучування, перемішування і спливання шламових частинок, що зумовлює необхідність тимчасового припинення закачування рідких відходів для відстоювання в розділенні рідин за густиною;

- у статичній (центральної) зоні камери не забезпечуються умови вільного осідання для твердих неорганічних сполук, що спрямовуються в камеру;

- перемішування відходів із розсолем не дозволяє витягнути повністю корисний компонент із камери.

Недоліками способу захоронення відходів у відпрацьовані соляні свердловини згідно із [46] є такі:

Пульпа

– низькі техніко-економічні показники через те, що продуктивність вилучення корисного компонента залежить від швидкості осідання твердих частинок, яке здійснюється шляхом вільного осідання;

– не забезпечується зменшення корозійного впливу відходів під час транспортування.

Практичною реалізацією розглянутих технічних рішень якоюсь мірою можуть бути роботи підприємств Голландської соляної промисловості щодо закладання відходів у північно-східній частині Нідерландів.

Усього за період 1933–1995 рр. на гірському відведенні видобування розсолу було пробурено близько 150 свердловин. За цей час частина камер з'єдналася між собою з утворенням зон осідання і в деяких випадках провальних воронок на земній поверхні.

Враховуючи розміщення сольового заводу буквально на гірському відведенні розсолотрому і відмічене осідання земної поверхні із значними обваленнями покрівлі ряду підземних камер, компанія Акзо Нобель почала в 60-х роках ХХ ст. дослідження із захоронення шламових відходів і бурових шламів у відпрацьованих соляних камерах. Першою для цієї мети була вибрана камера св. 15, що має більш-менш правильну форму і не має зв'язку з іншими камерами.

Свердловина № 15 була введена в експлуатацію в жовтні 1948 року і законсервована в січні 1961 року після досягнення об'єму 225 тис. м³. Покрівля камери у цей момент знаходилася на відмітці 441,5 м при відмітці покрівлі соляного пласта 345,7 м, тобто покрівля камери обвалилася і увійшла до перекривної товщі на 4,2 м. Підземна камера мала діаметр 100 м і висоту близько 50 м (рис. 1.2).

Технологічна схема приготування та подачі у свердловину шламової суспензії була такою. Карбонізований шлам із домішками гіпсу і гідроокису магнію з цеху розсолочистення потрапляв у ємність сховищ, обладнаних мішалкою. Для приготування суспензії використовувалися оборотні води і відпрацьовані сольові розчини з технологічного циклу виробництва солі. Співвідношення Т:Р за об'ємом у суспензії підтримувалося 1:2,5, густина суспензії становила за розрахунком 1,22–1,24 т/м³.

Під невеликим надлишковим тиском приготована суспензія надходила по закленому трубопроводу завдовжки близько 350 м у свердловину № 15. Закачування відходів почалося в жовтні 1961 року і закінчилося в березні 1970 року. За цей період у камеру було подано 212 тис. м³ твердих кальцієвмісних шламів. Об'єм камери у зв'язку з використанням недонасиченої рідини зріс до 248 тис. м³. Продуктивність закачування суспензії змінювалася від 180 м³/добу спочатку до 320 м³/добу в кінці періоду захоронення. Періодичне локаційне обстеження камери зафіксувало обвалення покрівлі в 1968 р. – 328 м, у 1970 р. – 313 м і в 1971 р. – 286,5 м, проте осідання земної поверхні в районі впливу камери св. 15 не відмічене (рис. 1.3).

Таким чином, захоронення шламів дозволило скоротити збиток від впливу робіт гірничої промисловості і витягнути додатково 166 тис. м³ кондиційного розсолу.

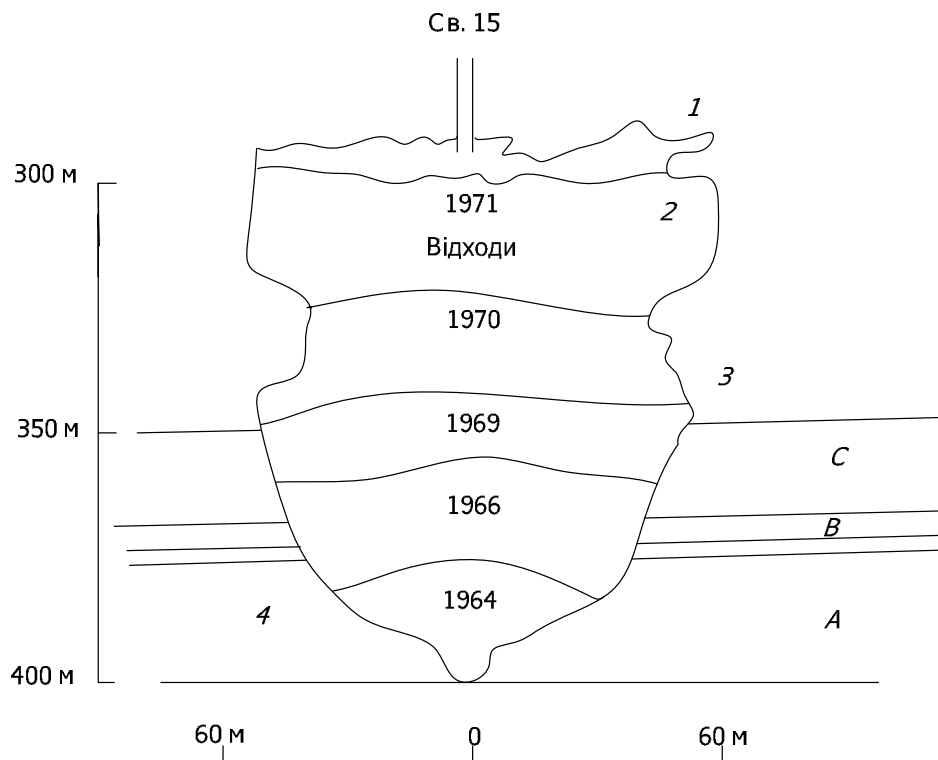


Рис. 1.2. Характер заповнення свердловини № 15 у Хенгело

У подальшому подача відходів проводилася в дві або навіть три камери, сполучені методом гідророзриву (рис. 1.4), причому вироблення пласта припинялося на попередній стадії із залишенням надкамерного цілика для запобігання осіданню земної поверхні, що дозволило уникнути надалі обвалення покрівлі камери.

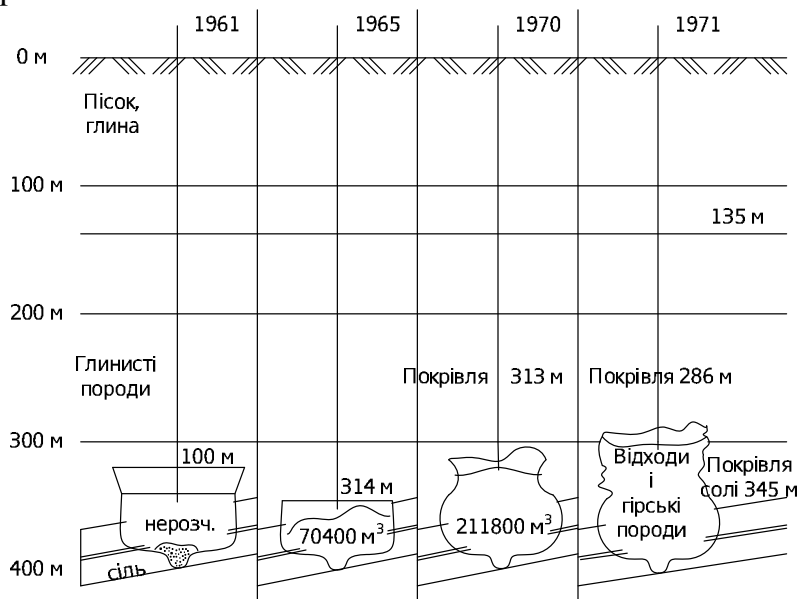


Рис 1.3. Процес заповнення свердловини № 15 у Хенгело для розміщення відходів

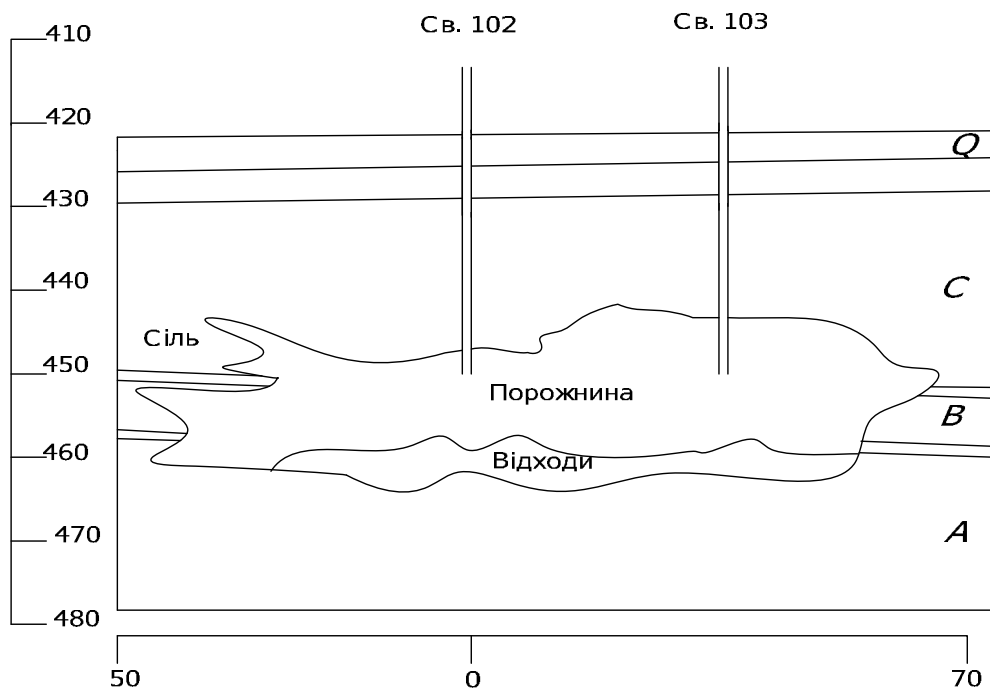


Рис. 1.4. Зберігання відходів у системі свердловин, сполучених гідророзривом

Планований об'єм заповнення не повинен перевищувати 70 %, що з урахуванням додаткового збільшення об'єму камери за рахунок дорозчинення дозволить захоронити ще 80 тис. м³. При цьому склад цих відходів повинен відповідати складу шламів від очищення одержуваного розсолу.

Після заповнення розрахункового об'єму камери відходами свердловини вводяться знову в експлуатацію для вироблення запасів, що залишилися. Критеріями подальшої експлуатації є відповідність хімічного складу відходів складу відпрацьованої кам'яної солі та відсутність забруднення одержуваного розсолу.

З метою моделювання умов створення камери для зберігання хімічних відходів компанія провела дослідні роботи з утворенням камери сферичної форми на глибині 1300 м. Початкова камера Ø 42 м мала об'єм 42 тис. м³. Планується збільшити об'єм до 120 тис. м³ (рис. 1.5).

Іншим вдалим прикладом закладання відходів у соляні камери є розсолопромисел Хольфорд, який знаходиться в 20 милях від м. Манчестера і забезпечує сировиною виробництва фірми "ICI", яка в діловій співпраці з фірмою "ЗС Waste" на цей час розробляє нову програму використання підземних камер розсолопромислу для захоронення промислових відходів. Їм видана ліцензія на поховання до 3 млн тонн шламів за 1 рік.

Вироблення родовища проводиться камерною системою. Приблизні параметри камери: діаметр – 150 м, висота – 200 м. За нерозчинних використовують повітря. Максимальний об'єм камери становить 1,7 млн м³, з якого після закінчення експлуатації для захоронення залишається близько 1 млн м³ (рис. 1.6).

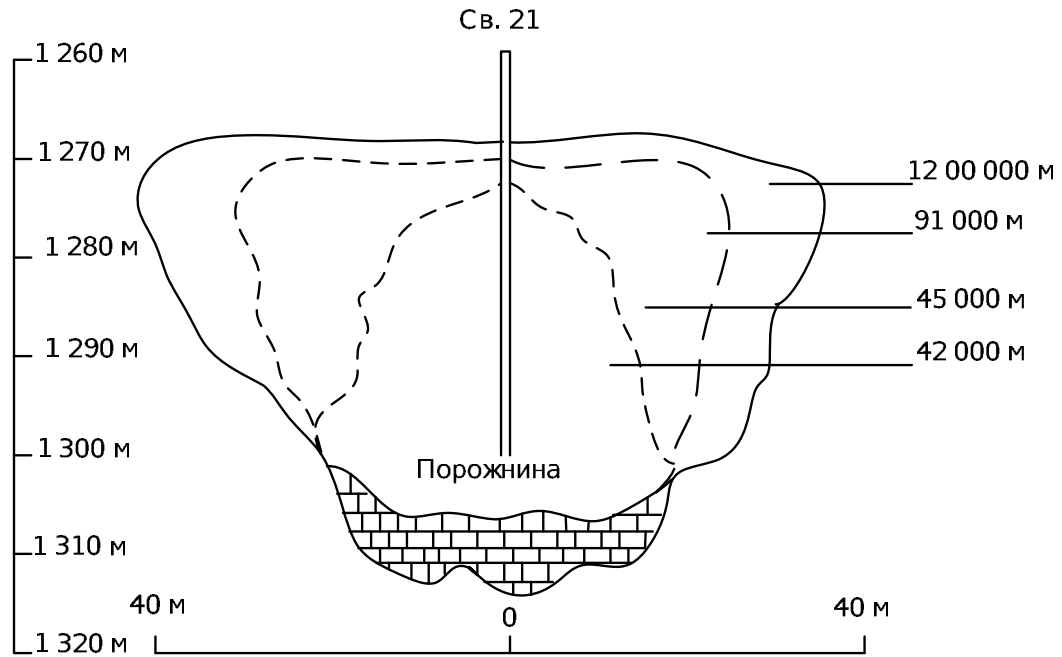


Рис. 1.5. Експериментальна порожнина для зберігання хімічних відходів

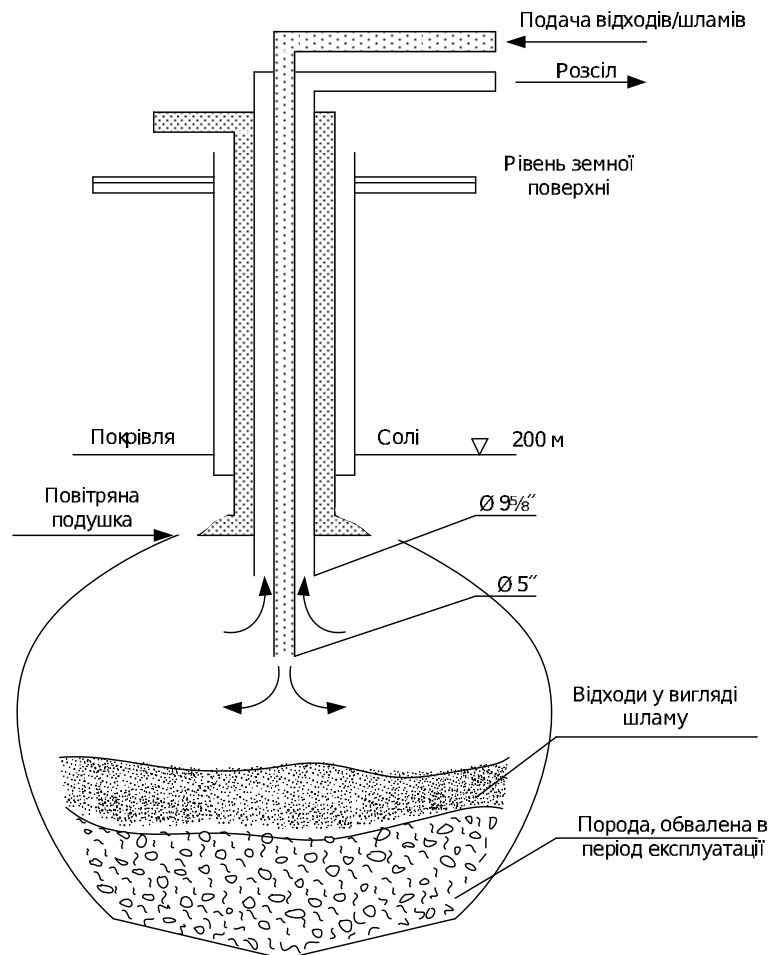


Рис. 1.6. Схема захоронення відходів в камері. Розсолопромисел Хольфорд

За наявними відомостями підземні камери розсолопромислу використовуються для захоронення в трьох таких основних напрямках:

1. Шлами від стадії розсолоочищення у вигляді CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$, просочені лугом з очевидно деяким надлишком соди після змішування із сирим розсолом, надходять у камери, що дозволяє продовжити процес розсолоочищення. Добова продуктивність захоронення – 200 тонн твердих речовин.

2. Лужні кальцієвмісні шлами від останньої стадії виробництва кальцинованої соди потрапляють у вигляді 50 % пульпи в декілька паралельно діючих камер. Продуктивність захоронення близько 250 тонн на 1 добу. Як і в першому випадку, зворотний розсіл надходить на перероблення. Подібне захоронення шламів содового виробництва застосовується на розсолопромислі Хольфорд майже 35 років, тобто із 1960 року, причому для цієї мети в першому і другому випадках використовують роздільні групи підземних камер для виключення змішення потоків і кристалізації продуктів кальцію.

3. Хлорорганічні відходи, що доставляються в Хольфорд у залізничних цистернах, подаються в спеціально споруджені підземні камери. Розсіл, що витісняється, містить сліди хлорорганіки. Соляна кислота, що утворюється в результаті гідролізу хлорорганічних відходів, після їх взаємодії з вміщувальними породами далі нейтралізується карбонатними породами. Оголовок свердловини і устаткування забезпечують високий ступінь герметичності з одночасним контролем процесу захоронення.

Захоронення хлорорганічних відходів здійснюється із 1968 року. Стратегія захоронення відходів у підземних камерах розсолопромислу Хольфорд базується на використанні унікальної інфраструктури Манчестерського регіону, в якому, крім великих міст, що видають близько 17 млн тонн відходів за 1 рік, розвинена хімічна промисловість із виробництвом таких продуктів, як кислота, розчинники, гербіциди, пестициди, каустична і кальцинована сода і т. д.

Компанія «ICI» і «3C Waste» планують, що при повному освоєнні виробничих потужностей щорічне захоронення становитиме 1 млн тонн відходів при одночасному використанні 7 підземних камер. Право на розроблення технічних рішень за технологією захоронення відходів передане німецькій фірмі «Kavernen Bau and Betriebs» (КВВ).

Залежно від складу і токсичності відходів технічний проект передбачає захоронення в «сухі» камери і камери, заповнені розсолом, які можуть бути при витяганні забрудненими. У «сухі» камери відходи подаються в твердому вигляді, в заповнені розсолом – у вигляді пульпи, насиченої розсолом для запобігання розчиненню стінок.

Фірмами для впровадження нової розробки передбачено проведення серії дослідних і дослідно-промислових робіт.

Останнім часом нафтогазова промисловість США здійснює перехід від поверхневого захоронення відходів до їх захоронення в соляних камерах. Наприклад, компанія «Біг Спрінг» у Техасі проводить захоронення подібного роду відходів у підземних камерах. Тверді відходи з нафтоналивних баків і

різних відстійників на нафтопромислах (іржа, буровий шлам, залишки цементного розчину, масла та ін.) доставляються на місце захоронення або в роликівих контейнерах, або у вакуумних автоцистернах. Як правило, ці відходи є пульпою із 75 % вмістом твердих речовин, що надходить в залізобетонні котловани об'ємом 16,2 м³ (3х3х1,8 м), обладнані мішалками для доведення пульпи до однорідного стану. За рідину розведення використовують зворотний розсіл із свердловин захоронення. Ця пульпа закачується насосами в сталеву ємність, що має фільтри для попередження потрапляння різних речовин (мотузки, прокладки, залишки пластику та ін.), з яких підготовлена таким чином пульпа закачується по центральній колоні на дно камери при тиску на оголовку 10,9–13,6 атм (рис. 1.7), витіснений по міжтруб'ю розсіл надходить на розбавлення пульпи.

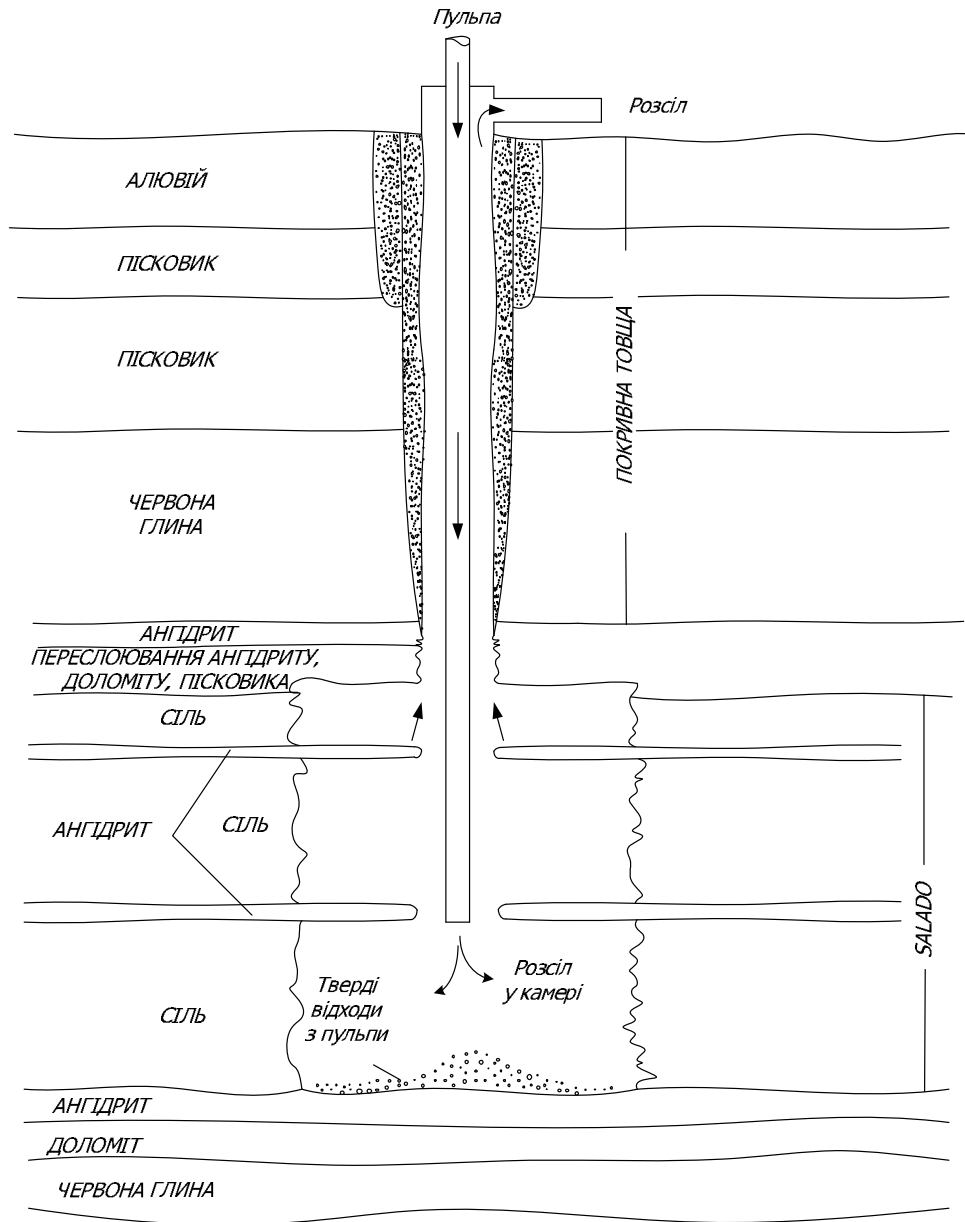


Рис. 1.7. Камера захоронення в пластах солі

Компанія гарантує надійне та ефективне захоронення, а також підвищення стійкості підземних вироблень.

Проте в літературі не було знайдено даних, які пояснюють процеси, що відбуваються при закладанні відходів і як заповнення ними камер впливає на геомеханічні властивості порід навколо зони закладання.

Типова камера свердловини, що може бути використана для закладання інертних шламів, подана в ізометрії на рис. 1.8.

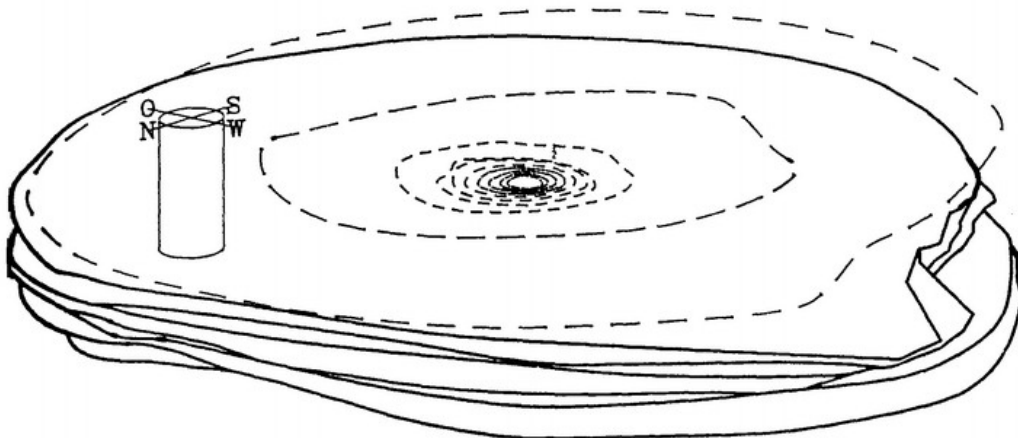


Рис. 1.8. Ізометрія камери свердловини

Дослідженнями у галузі захоронення і закладання твердих і рідких відходів в підземні горизонти займаються в Канаді більше 9 років три організації: компанія Subterranean Waste Management Concepts (SWMC) НДІ пористих матеріалів (PMRI) і університет Ватерлоо в м. Ватерлоо (Онтаріо). На даний час ці організації в співпраці з GCCL зосередили свої зусилля на вирішенні проблеми закладання твердих відходів у камерах вилуговування і підготували документацію для уряду з метою отримання ліцензії на це виробництво. Наголошується, що подібна робота є в Канаді першим великомасштабним заходом, але нормативні акти з проблеми відсутні. Програма досліджень для розроблення способів захоронення відходів в підземні порожнини передбачає такі основні етапи:

- збір і аналіз даних з геології і гідрогеології ділянок захоронення;
- локаційне знімання підземних камер, призначених для захоронення відходів;
- вивчення фізико-хімічних і фізико-механічних властивостей як початкових шламів, так і суспензії і шламів у період ущільнення в камері;
- гідравліку потоків у підземній камері;
- вивчення пластичної деформації кам'яної солі і покривних порід;
- геомеханічні розрахунки для варіантів камер із закладанням та без нього;
- комп'ютерне програмування закладання підземної камери;
- забезпечення охорони довкілля.

На підставі зробленого аналізу проблем утилізації твердих відходів у підземних порожнинах промислового походження та недоліків існуючих технологій можна констатувати, що сьогодні відсутня єдина методика розрахунку технологічних параметрів процесу захоронення відходів. Це пояснюється недостатньою вивченістю процесів, що відбуваються в підземній соляній камері при закладанні відходів певного виробництва. Таким чином, аналіз літературних джерел довів необхідність проведення більш детальних теоретичних та експериментальних досліджень гідромеханічних процесів для розроблення технології захоронення відходів содового виробництва у підземних порожнинах, утворених внаслідок розчинення кам'яної солі підземним вилуговуванням.

Ця робота спрямована на вирішення наукового завдання щодо запобігання перемішуванню відходів із розсолем у камері і винесенню їх на поверхню, забезпечення вилучення корисного компонента і зміцнення рельєфу навколишнього масиву шляхом закладання камер твердою фазою рідких відходів.

1.4. Гідромеханічні процеси утилізації твердих відходів содового виробництва у підземних соляних камерах

1.4.1. Інкрустаційні процеси під час транспортування відходів содових виробництв до місць захоронення

Відомо, що в підземних трубопроводах вода охолоджується до 10 °С. Отже, передбачувана температура пульпової суспензії перед подачею їх у розсільні свердловини може досягати 10 °С. За наявності у воді пересичених концентрацій слабозрочинних солей кальцію вони в процесі охолодження в трубопроводі інкрустуватимуть його стінки [52].

За хімічним складом відходів і розчинності гіпсу у воді можна передбачити, чи матиме місце процес інкрустації трубопроводів та устаткування свердловин.

Дані хімічного складу твердих відходів ВАТ «Лисичанська сода» засвідчують, що фактичний вміст гіпсу, перерахований на CaSO_4 , не досягає насичення ні в одному з видів відходів підприємства. Отже, і в сумішах стоків перенасичення за гіпсом не матиме місця і тому можна не побоюватися гіпсових інкрустацій трубопроводів [53].

Крім небезпеки утворення інкрустацій гіпсом, може випадати CaCO_3 [54]. За літературними даними розчинність CaCO_3 при 8 °С становить 12,8 мг/л, при 25 °С – 14,6 мг/л. Таким чином, у процесі транспортування можуть проходити реакції утворення карбонату кальцію.

На сьогодні є дві точки зору на механізм утворення твердої фази CaCO_3 . Згідно з одною з них вважається, що первинним актом утворення твердої фази є виникнення кристалічного зародка. Для утворення кристалічного зародка

необхідне таке орієнтування іонів або молекул, яке відповідає їх положенню в кристалічній ґратці даної речовини. Вірогідність створення таких умов залежить від концентрації та швидкості дифузії речовини [55].

Згідно з іншою теорією зародком твердої фази є аморфні утворення, усередині яких із часом виникають кристали. Зростання цих кристалів приводить до розпаду кулястої частинки на безліч дрібних кристалічних утворень.

Літературні дані свідчать, що механізм кристалізації CaCO_3 проходить за іншим варіантом з отриманням аморфного утворення. Лише при малій концентрації іонів кальцію в розчині, підвищеній температурі та інтенсивному перемішуванні процес утворення зародків CaCO_3 можна ототожнювати з картиною утворення кристалічного зародка.

1.4.2. Осідання твердих частинок та ущільнення осаду в підземній камері вилуговування

Тверді частинки різних розмірів можуть потрапити в камеру вилуговування ззовні з рідиною, що нагнітається та містить тверди відходи, а також випадати із соляної маси в процесі її розчинення. Траєкторія і швидкість переміщення твердої частинки в камері визначаються дією на неї сил тяжіння і тертя рідини. Іншими словами, на вертикальне падіння частинок під впливом сил тяжіння накладаються динаміка і в'язкість рідини, в якій знаходиться частинка. В умовах роботи свердловини вилуговування напрям і швидкість руху рідини так само, як і її в'язкість, є величинами змінними, залежними від багатьох чинників. Проте виявляється загальна спрямованість процесів, за якою можна дати оцінку їх впливу на кінцеві результати, корисну для практичних висновків.

У стислому аналізі впливу гідродинаміки в камері вилуговування на процеси осідання твердих частинок, поданому нижче, використаний метод розкладання складних процесів, допущені спрощення характеру і схематизації явищ у межах, що допускаються поставленим завданням.

Переміщення об'ємів рідини в камері вилуговування (виключаючи тепловий чинник) може викликатися [56]:

а) зовнішніми механічними силами, що приводять до оновлення рідини в камері (примусовий рух при нагнітанні в камеру і вичавлювання з неї рідини);

б) силами гравітації, які виявляються в рідкому середовищі, що має в різних частинах густину, яка відрізняється за величиною і в'язкістю, – конвекційні струми. Конвекційні струми можуть мати місце як при гідродинаміці, яка викликається механічними силами, так і без оновлення об'єму рідини, що заповнює камеру вилуговування.

Загальний характер гідродинаміки в камері вилуговування під час роботи свердловини визначається взаємодією примусового переміщення рідини і конвекційних струмів.

Матеріальний баланс осідання твердих частинок в камері [57]:

$$G_{cm} = G_{oc} + G_{ocv}, \quad (1.1)$$

$$G_{cm} x_{cm} = G_{oc} x_{oc} + G_{ocv} x_{ocv},$$

де G_{cm} , G_{oc} , G_{ocv} – кількість суміші, осаду та освітленої рідини відповідно, що подається в камеру вилюговування; x_{oc} – вміст твердої фази в осаді.

Виразимо G_{ocv} через G_{cm} та G_{oc} :

$$G_{cm} x_{cm} = G_{oc} x_{oc} + (G_{cm} - G_{oc}) x_{ocv},$$

$$G_{cm} x_{cm} = G_{ocv} x_{ocv} + (G_{cm} - G_{ocv}) x_{oc}.$$

Тоді

$$G_{oc} = G_{cm} \frac{x_{cm} - x_{ocv}}{x_{oc} - x_{ocv}},$$

$$G_{ocv} = G_{cm} \frac{x_{oc} - x_{cm}}{x_{oc} - x_{ocv}}.$$

На підставі матеріального балансу можна визначати кількість твердої фази відходів, що спрямовуються на закладання для заповнення необхідного об'єму підземної камери, а також задавати вміст завислих частинок в освітленій рідині і в осаді залежно від конкретних технологічних умов процесу закладання. Крім того, підвищуючи або знижуючи концентрацію солі в рідкій фазі під час приготування шламу, можна впливати на геометричні параметри камери. У відпрацьованих соляних камерах доцільне доведення рідкої фази до насиченого розсолу або використання розсолу із свердловини для приготування суспензії щодо запобігання небажаному розчиненню кам'яної солі та обваленню покрівлі.

Гідродинамічні умови осідання частинок шламу залежно від їх розмірів, в'язкості рідини та інших параметрів характеризуються трьома граничними областями, що визначаються межами значень критерію Re [58]:

1) ламінарний режим (область дії закону Стокса):

$$\xi = \frac{24}{Re} \quad \text{при } Re < 2;$$

2) перехідний режим (область дії закону Альова):

$$\xi = \frac{18,5}{Re^{0.6}} \quad \text{при } Re = 2 - 500;$$

3) автомодельний режим (область дії квадратичного закону Ньютона):

$$\xi = 0,44 = \text{const} \quad \text{при } \approx 2 \cdot 10^5 > Re > 500,$$

де ξ – безрозмірний коефіцієнт опору.

Основним методом інтенсифікації освітлювання розсолу в камері є застосування неорганічних і високомолекулярних флокулянтів [59]. До неорганічних відносять хлористе залізо та окис алюмінію, які, гідролізуючись у

воді, утворюють суспензії гідроокису заліза й алюмінію, здатні до самокоагуляції. Високомолекулярні флокулянти, адсорбуючись активними радикалами на поверхні твердих суспензій, що забруднюють стоки, утворюють «містки», стягування, що приводять до склеюванню окремих частинок, утворення великих, легковідокремлюваних флокул [60].

Незважаючи на простоту застосування флокулянтів, необхідно зазначити, що не на кожній поверхні здатній адсорбуватися радикал флокулянта, не у всяких умовах здатна високомолекулярна речовина утворити велику флокулу. Це залежить від властивостей і заряду поверхні, іонної сили розчину, розчинних домішок, здатних блокувати поверхню від молекули флокулянта. Якщо поверхня забруднень змінюється в часі, перезаряджається, змінює свою топографію, то рекомендації за флокулянтами, одержані на основі дослідів, проведених із «старим» осадом, на практиці виявляться непридатними. Щоб уникнути помилок, обумовлених ефектом «старіння» осаду, необхідно експериментувати із свіжим осадом або шукати шляхи «фіксації» властивостей осаду, або експериментально визначити місце введення флокулянта.

Різні властивості осадів, різний заряд їх поверхні приводять до необхідності експериментально підбирати флокулянти у кожному конкретному випадку, для кожного досліджуваного об'єкта. З високомолекулярних флокулянтів неіоногенного типу наразі найбільш поширеним є поліакриламід (ПАА). Проте на його основі досить легко можуть бути одержані різні аніоноактивні (продукти лужного гідролізу ПАА) і катіоноактивні (похідні ПАА) флокулянти, яка робить можливим і доцільним лабораторний пошук речовини, що викликає в даних умовах флокуляції суспензії.

Поліакриламід використовують на підприємствах калійної і соляної промисловості як флокулянт для осідання глинисто-сольового шламу і освітлювання розчинів; витрата становить 50–120 г 100 % ПАА на 1 т нерозчинного у воді залишку в початковій руді [61].

Дія флокулянта полягає в адсорбції його молекул на частинках та об'єднанні їх у більш великі та стійкі агрегати. Це призводить до підвищення швидкості осідання твердих частинок, особливо на початковій стадії процесу, що бачимо з графіка. Внаслідок пухкості утворених пластівців кінцева стадія відстоювання, що супроводжується ущільненням шламу, декілька уповільнена. Уповільнення пояснюється гальмівною дією рідини, що витісняється частинками, які осідають, та рухається в напрямку, протилежному руху частинок [62].

Експериментальні дослідження процесу ущільнення шламової суспензії проводилися багатьма дослідниками для шламосховищ, гідрозакладання калійних копалень і камер підземного вилуговування [63, 64]. Установлено, що процес тривалого ущільнення шламів калійних підприємств можна описати рівнянням

$$M_k = 2,56 - b \cdot \left(2,56 + \frac{\rho_{p\phi}}{\rho_{т\phi}}\right) \cdot (\ln T_k - 0,4343), \quad (1.2)$$

де ρ – густина твердої і рідкої фаз шламу, т/м³; T_k – тривалість ущільнення шламу, діб; b – емпіричний коефіцієнт.

На калійних підприємствах шлами представлені, зокрема, сульфатами і карбонатами кальцію; рідка фаза шламів – хлоридами лужних металів.

Нижче (табл. 1.1) наводимо відомі дані [61, 63], одержані на підставі систематичного спостереження за діючим шламосховищем Другого рудоуправління Солігорського комбінату, що відображають залежність кінетики ущільнення суспензії глинисто-сольового шламу від її складу.

Досвід експлуатації шламонакопичувачів підприємств кольорової металургії [65] також показує, що, чим вищий вміст глинистих компонентів у шламовій суспензії, тим повільніше проходить процес її ущільнення.

Таблиця 1.1

Залежність кінетики ущільнення суспензії глинисто-сольового шламу від її складу

Тривалість ущільнення, діб	Глибина відбору проб, м	Склад сухої твердої фази, % мас		$M_k = \frac{C_{H_2O}}{C_{HO}}$
		вміст сольових компонентів (CaSO ₄ , NaCl KCl, MgCl й ін.)	вміст глинистих компонентів	
330	0,65	41,8	58,2	2,90
	1,40	46,7	53,3	1,36
540	0,48	72,8	27,2	1,03
	1,23	73,0	27,0	0,85

1.4.3. Структура потоків рідини в підземній камері вилуговування

Розподіл потоків у герметичному підземному виробленні визначається її геометричними параметрами, стадією вироблення соляної товщі, взаємним розміщенням зон водоподачі та розсолзабору, технологічними параметрами (продуктивність свердловини, концентрація і склад розчинника, що подається, температура розчинення породи) [66].

При пошаровому ступінчастому методі розроблення схема розподілу потоків (рис. 1.9) складається із:

- зони вимушеного конвекційного перемішування у стелі камери (згідно з експериментальними даними вона становить у звичайних умовах близько 0,08–0,12 від радіуса);
- центральної зони витіснення, що характеризується малими швидкостями переміщення рідини;
- зони гравітаційної конвекції у поверхні, що розчиняється;
- статичної зони (зони консервації).

Схема потоків у камері при методі заглибленої водоподачі та його варіантах дещо відрізняється від пошарового методу і характеризується:

- пристельовою зоною, в якій відбувається гравітаційна конвекція рідин, що характеризується спрямованістю вниз градієнтів густини;

- основною зоною зміщення (факел розсіювання), яка утворюється висхідним потоком розчинника;
- зоною гравітаційної конвекції, утвореної в примежовій поверхні, що розчиняється;
- зоною витіснення і донасичення розчину (між точками водоподачі і розсолюзабору);
- статичною зоною;
- зоною закладання.

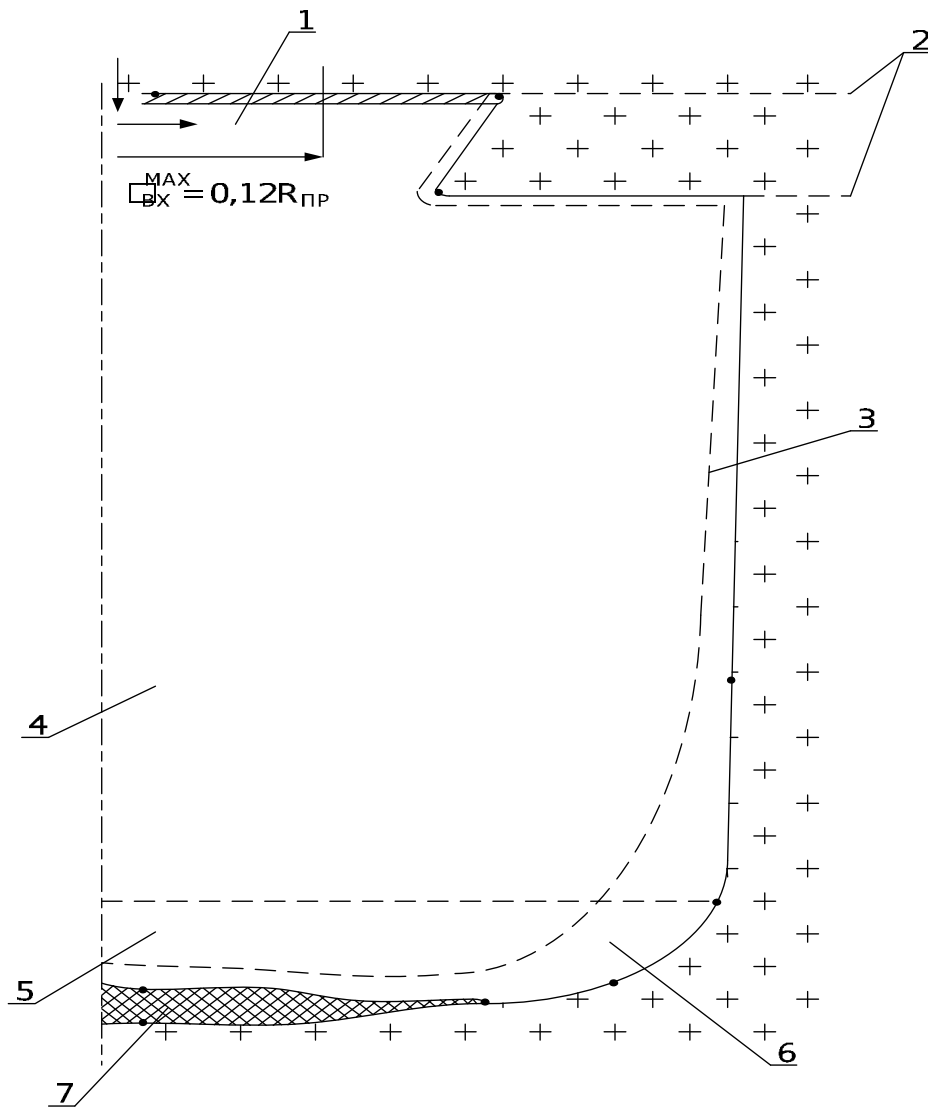


Рис. 1.9. Варіант розподілу потоків у камері вилугування:

1 – зона конвективного перемішування; 2 – активна зона розчинення (основне джерело «виділення» нерозчинних частинок); 3 – зони гравітаційної конвекції (вертикальна частина – пасивна зона розчинення); 4 – центральна зона витіснення (вільне осідання нерозчинних частинок); 5 – статична зона (умови обмеженого осідання нерозчинних частинок); 6 – зона комірчастих конвекційних струмів; 7 – зона закладання

Таким чином, залежно від призначення камера працює як відстійник або реактор. В останньому випадку при пошаровому розчиненні основний об'єм нерозчинних домішок виділяється в активну бічну поверхню і стелю, яка відповідає попередньому ступеню розчинення, оскільки стеля відпрацьованого ступеня прикрита нерозчинником. У зв'язку з цим зона осідання нерозчинних частинок пересувається до периферії камери у міру вироблення ступеня.

Центральна зона витіснення, в якій відбувається основне осідання нерозчинних частинок, відрізняється малими швидкостями переміщення рідини. Радіус дії центральної зони практично дорівнює фактичному радіусу камери, оскільки зона гравітаційної конвекції, що виділяється нами, існує лише в безпосередній близькості біля поверхні камери, що розчиняється. По суті, зоною гравітаційної конвекції є пристінний примежовий шар, під товщиною якого мають на увазі відстань по нормалі від стінки до точки, де його швидкість буде дорівнювати швидкості в загальній масі рідини. Потужність зони гравітаційної конвекції у стелі камери, що розчиняється, вища, ніж у вертикальних бічних стінок через відсутність дифузійного шару і конвективного вихрового заміщення струменів насиченого розсолу розчинником, що підіймається.

Основу зони гравітаційної конвекції біля бічних стінок складає гідродинамічний шар, товщина якого, за експериментальними даними, наприклад для кам'яної солі, дорівнює $\sigma_r = 0,77 \cdot 10^{-2}$ м. Середня конвективна швидкість потоку в гідродинамічному шарі при температурі 25 °С, за нашими розрахунками, для кам'яної солі може досягати $5 \cdot 10^{-2}$.

За розрахунками, швидкість витіснення в центральній зоні становить 1,7–2,0 $\cdot 10^{-6}$ м/с, тобто центральна зона і зона гравітаційної конвекції мають дуже відмінні швидкісні характеристики. Падіння частинок у центральній зоні відбувається настільки довго, що поступово зростаюча швидкість падіння досягає величини, при якій діюча і підсилювальна сили опору у зв'язку з гравітаційним розподілом густини будуть дрівнювати силі тяжіння, і, таким чином, частинка знаходитиметься в завислому стані. При цьому швидкість u_e визначаємо з виразів [67]:

$$u_e = \frac{b \cdot g}{a}, \quad (1.3)$$

$$a = \frac{\psi \cdot f \cdot \gamma_p}{2V \cdot \gamma_m},$$

$$b = 1 - \frac{\gamma_p}{\gamma_m},$$

де ψ – коефіцієнт опору, який залежить від числа Re; f – площа міделева перерізу частинки; V – об'єм частинки; γ_p та γ_m – питома вага розчину і частинки; g – прискорення сили тяжіння.

Частинки, що мають початкову швидкість ω_0 , тобто $\omega = \omega_0 + u_e$ (ω –

швидкість частинки в центральній частині зони), потраплятимуть із центральної зони в статичну, де вже існують умови обмеженого осідання, що супроводжуються тертям між частинками і взаємними зіткненнями. Величина b є рівнодійною сили тяжіння та архімедової сили, віднесеної до одиниці ваги частинки, і є величиною позитивною ($\gamma_m > \gamma_p$). Винесення із свердловини нерозчинних частинок, що потрапляють до того ж у зону розвантаження в районі розсолзабору, свідчить, що в статичній зоні частинки мають плавучість, тобто $b < 0$. При цьому на швидкість витання частинки в придонній частині істотно впливатимуть комірчасті конвекційні струми, що виникають в умовах перепаду температур породи і розсолу. «Яскравість» комірчастих струмів залежить від величини перепаду температур [68]. Струми сприяють виникненню турбулентності руху розсолів поблизу зони закладання, яка в поєднанні з формою і розмірами частинок стала причиною винесення частинок із свердловини.

Таким чином, осідання нерозчинних частинок при пошаровому розчиненні відбувається в центральній зоні витіснення, а їх формування – в статичній зоні. Інтенсивність осідання залежить від вмісту нерозчинних частинок в об'ємі ступеня і зменшується у міру її вироблення.

При методі заглибленої водоподачі формування осаду здійснюється в основному по периферії камери і визначається властивостями так званого «факела розсіювання» затопленого струменя.

Струмінь, що закінчується вниз із затруб'я водоподавальної колони в середовище змінної густини, гальмується архімедовими силами і на деякій глибині «X» реверсує вгору [66].

Глибина занурення струменя «X» може бути орієнтовно визначена за залежністю, одержаною Е.Н. Корчагіною [69], з урахуванням [70, 71]:

$$\frac{X}{r_0} = \frac{2,46 \cdot u_0}{(g_1 \cdot r_0)^{1/2}}, \quad (1.4)$$

де r_0 – еквівалентний радіус водоподавальної колони $r_0 = \sqrt{R_0^2 - r^2}$; R_0, r – радіуси внутрішній водоподавальної і зовнішній розсолзабірної колон, м; u_1 – швидкість розчинника на виході з колони; $u_0 = \frac{Q}{\pi \cdot r_0^2}$ м²/с; Q – продуктивність свердловини, м³/год,

$$g_1 = g \frac{\rho_p - \rho_0}{\rho_p},$$

де g – прискорення вільного падіння, що дорівнює 9,81 м/с; ρ_p, ρ_0 – густина розчину в камері та густина на виході з водоподавальної колони, кг/м³.

Оцінні розрахунки показують, що розчинник – прісна вода, яка подається з продуктивністю 50 м³/год, може мати максимальне турбулентне перемішування до стадії реверсування на глибину не більше 1,5 м.

Після реверсування струмів, що розглядається як вільно-конвективний, починає підніматися вгору вздовж колон труб, поступово розширюючись у вигляді «факела розсіювання». Висота підйому струменя визначається умовами введення розчинника і характером стратифікації розчину по висоті вертикального вироблення. Взаємодія факела змінного складу і зворотного потоку, що піднімається, уздовж поверхні розчинення обумовлює появу граничних вихорів, швидкість яких може набагато перевищувати швидкість потоку поблизу стелі камери.

1.4.4. Гідродинаміка в камерах вилуговування під впливом масообміну і гравітаційних сил

Питання масообміну в камерах вилуговування привертають увагу багатьох фахівців як в Україні, так і за кордоном [78]. Тут торкнемося лише окремих моментів, що стосуються питання закладання твердих відходів содового виробництва з одночасним добуванням розсолу шляхом підземного вилуговування при використанні за розчинник прісної води.

Основним чинником, що призводить до руху рідини в процесі масообміну, є різниця густини розчинів, що виявляється в гравітаційному полі, в камері вилуговування. Для легкорозчинних солей різниця початкової густини розчинника і насиченого розчину становить значну величину – 20–30 і більше відсотків. При вилуговуванні кам'яної солі максимальний перепад (градієнт) густини становить $0,2 \text{ т/м}^3$, або 20 % від густини води (беручи густину води $1,0 \text{ т/м}^3$ і насиченого розсолу $1,2 \text{ т/м}^3$).

У камерах пошарового вилуговування в об'ємі зони формування розсолу виділяються два основні елементи робочих поверхонь камери, з яких сіль переходить у розчин. Це горизонтальна і звільнена частини стелі камери, не прикриті нерозчинником і близькі до вертикальної стінки камери. Під час переходу солі в розчин виникають перепади густини, що приводять у рух рідку фазу.

У статичних умовах на відкритій поверхні стелі висококонцентрований розсіл прилежового шару збирається на нерівностях, відривається у вигляді струменів і опускається вниз, перемішуючись із нижчерозміщеним розчином. Еквівалентний об'єм розчинів із меншою концентрацією (густиною) переміщується вгору між струменями розсолу, що опускаються.

Уповодж і по поверхні вертикальних стін камери рухається вниз пристінний потік розсолів, що утворюється, створюючи по глибині різні за напрямом та інтенсивністю контрструми розчинника.

Швидкості напрямку рухів об'ємів рідин різної концентрації прямо залежать від градієнтів густини і в'язкості розчину. Так, наприклад, при ступені насичення розчину 0,8 швидкість пристволового потоку дорівнює $0,014 \text{ м/с}$, при 0,9–0,01 м/с і при 1,0 – швидкість дорівнює нулю. При вирівнюванні градієнтів за рахунок перемішування або насичення розчинника динаміка загасає. Нижньою межею гідродинамічних струмів у камері вилуговування, що

викликаються масообміном, є верхня межа зони насичених розсолів, які заповнюють камеру.

Рух розчинника, що викликається механічними силами, прямо залежить від його швидкості та сприяє перенесенню речовини солі від контактів із розчинником до загального об'єму розсолів, тим самим інтенсифікуючи процеси розчинення. З іншого боку, відтік розсолів пристінного потоку у верхній частині камери є наслідком збільшення швидкостей пристельового компенсаційного потоку.

Масообмін у камері вилуговування приводить до насичення розчинника солями і підвищення його в'язкості. Так, при насиченні води хлористим натрієм в'язкість рідини збільшується приблизно у три рази. Вплив цього чинника на процеси осідання твердих частинок спостерігаємо із залежностей, що описуються рівнянням Стокса [73].

1.4.5. Умови подібності процесу закачування шламів у відпрацьовані камери вилуговування

У цій роботі як підземні порожнини розглядаються відпрацьовані камери підземного вилуговування. Ці камери характеризуються такими фізичними показниками: геометричними розмірами – діаметром основи (припустимо, що камера є прямим циліндром) і висотою, однорідним полем концентрації – камеру заповнює розсіл із концентрацією насичення.

По суті, зміна температури по висоті камери відповідно до геотермічного градієнта становить близько 0,5–1 °С. Внаслідок чого створюється деякий градієнт концентрації по висоті камери. Проте його величина така незначна, що неврахування цього явища не призводить до істотної помилки. Процес вилуговування, тобто розчинення соляних поверхонь у камері, повністю відсутній і, отже, ніяких спотворень однорідності концентраційного поля, пов'язаного з масообміном, у камері немає. Найбільш грубим допущенням стосовно цього є допущення про циліндричну форму камери. Проте навіть значні відхилення форми камери від циліндричної принципово не впливають на процес закладання шламів, оскільки шламова пульпа, що нагнітається в камеру, розтікається по ній у горизонтальній площині, заповнюючи всі нерівності.

У процесі закладання шламової пульпи в нижню зону камери необхідно виділити такі три основні явища [74, 75]:

- 1) седиментацію шламу із шламової пульпи;
- 2) дифузію іонів Ca^{2+} і Mg^{2+} у надпульпову зону розсолу;
- 3) формування зони шламів, що ущільнюється.

Результатом першого є утворення в нижній частині камери зони згущування шламів та їх подальше ущільнення, а під впливом другого над зоною згущування шламів утворюється зона розсолу, забрудненого іонами Ca^{2+} і Mg^{2+} . Швидкість осідання частинок шламу, що зазнають опору залежить від форми частинок шламу d , а також обумовлена в'язкістю і густиною розсолу. Якщо опір R , якого зазнає частинка під час руху, віднесений до площі її перерізу F подати як тиск P , то в загальному вигляді залежність тиску від

вищеперелічених вище параметрів можна записати так [76]:

$$P = f(d, u, \rho, \mu, g), \quad (1.5)$$

де u – швидкість руху рідини; ρ – густина рідини; μ – в'язкість рідини; g – прискорення сили тяжіння.

Аналіз розмірності дозволяє (1.5) знайти вид функції. Оскільки величина опору R є шуканою, то критерій Ейлера $E_u = \frac{P}{u^2 \rho}$ подається як визначуваний

критерій, а критерій Рейнольдса $Re = \frac{ud\rho}{\mu}$ – як критерій, що визначає, тобто

$$E_u = f(Re). \quad (1.6)$$

Шлами являють собою дрібнодисперсний матеріал. Розмір частинок (для простоти беремо форму частинок кулястою) коливається від декількох мікрон до декількох міліметрів.

Тому деяка кількість частинок у процесі седиментації відчуватиме опір, пропорційний в'язкості, тобто знаходитиметься в області дії закону Стокса.

Значення чисел Рейнольдса в цій області знаходиться в інтервалі $10^{-4} + 0,4$. Інші частинки відчуватимуть опір, що залежить від сил інерції. Він підпорядковується залежності Алена при значеннях чисел Рейнольдса $Re = 2-500$. Деякі частинки в області чисел Рейнольдса $Re = 1000 + 2 \cdot 10^5$ відчуватимуть опір, пропорційний квадрату швидкості осідання частинок, тобто згідно із законом Ньютона.

Як бачимо, для всього діапазону розмірів шламу закономірність осідання частинок не залежить від зовнішніх параметрів вміщальної області за межами системи частинки – рідина. Тому умови подібності будуть виконані, якщо буде дотримана постійність критеріїв Ейлера і критерію Рейнольдса одночасно з дотриманням геометричної подібності, тобто

$$\begin{cases} \frac{d_n}{d_m} = Ld, \\ E_u = idem, \\ Re = idem, \end{cases} \quad (1.7)$$

де d_n, d_m – діаметри підземної порожнини і моделі відповідно.

При вивченні швидкості відстоювання дотримання умов подібності (1.7) досягалося виконанням такої рівності:

$$d_n = d_m, q_n = q_m, \rho_n = \rho_m, \mu_n = \mu_m, F_n = F_m, R_n = R_m, u_n = u_m, \quad (1.8)$$

де u_n, u_m – швидкості руху рідини в натуральних умовах і моделі; $\rho_n,$

ρ_m – густини рідини в натуральних умовах і моделі; μ_n, μ_m – в'язкості рідини в натуральних умовах і моделі; F_n, F_m – площі перерізу підземної камери та моделі; R_n, R_m – опори рідини підземної камери і моделі.

Таким чином, використовувалися реальні шлами і розсоли, а швидкість осідання шламів визначалася за стандартною методикою Дорра [76]. Відстійник Дорра – основний апарат процесу безперервного очищення розсолу, так званий освітлювач. Необхідно врахувати, що очищення розсолів проводять при температурі не нижче 12° , інакше швидкість відстоювання шламу знижується. Визначення швидкості осідання здійснювалося в циліндричній трубці діаметром 30 мм, що виключає вплив крайового ефекту на процес осідання.

Умови подібності для очікуваного дифузійного процесу переходу іонів Ca^{2+} і Mg^{2+} через поверхню контакту шламової пульпи і вищерозміщеного розсолу будуть дотримані, якщо будуть дотримані згідно із законами Фіка такі умови:

$$D_n = D_m, \quad \left(\frac{\partial C}{\partial N} \right)_n = \left(\frac{\partial C}{\partial N} \right)_m, \quad (1.9)$$

де D – коефіцієнт дифузії; $\frac{\partial C}{\partial N}$ – градієнт концентрації дифундуючих компонентів у напрямі їх руху.

Як бачимо, для дотримання подібності в даному процесі ніяких обмежень не накладається на параметри вмісної системи.

Тому для вивчення процесу дифузії іонів Ca^{2+} і Mg^{2+} із шламової пульпи в розсіл можна використовувати лабораторні циліндри, заповнені натуральними шламами і розсолами.

Розглянемо явище, пов'язане з розподілом шламу по радіусу дна камери вилуговування в процесі розтікання шламової пульпи по камері. Шламова пульпа, що вводиться в камеру, має турбулентну структуру. Чим більша інтенсивність турбулентності, тим далі відносяться потоком осідаючі частинки. Інтенсивність турбулентності залежить від продуктивності нагнітання шламової пульпи, від швидкості її розтікання та від в'язкості рідини. Згідно з правилами моделювання цих явищ [77] подібності буде досягнуто при дотриманні таких умов подібності:

$$\begin{cases} \text{Re} = \frac{vd}{\gamma} \geq \text{Re}_q, \\ \frac{v}{u} = idem, \\ \frac{v^2}{\rho'qd} = idem. \end{cases} \quad (1.10)$$

За лінійний розмір беруть діаметр частинок шламу.

Згідно із дослідженнями Н. П. Куліша [77] значення $Re_q = 150$.

Оскільки значення $Re_n > Re_q$, то й значення Re_m для моделі повинне бути більшим Re_q .

Третя вимога є наслідком кінематичної подібності, а четверта – умовою переміщення потоком твердих частинок.

В умовах моделі використовують нагнітаючі колони, конструктивні розміри яких не можуть бути виконані відповідно до вимог геометричної подібності та умов (1.6). Це обумовлене й тим, що для моделювання використовують натуральні шлами, тобто $\rho'_n = \rho'_m$, $d_n = d_m$, $u_n = u_m$. Проте $v_n \neq v_m$ виконати цю рівність на моделях малого масштабу неможливо. Подолання цих труднощів можливе при використанні подібних матеріалів, шляхом підбору відповідної густини шламових частинок і в'язкості несучої рідини. На сьогодні ми не маємо у своєму розпорядженні подібних матеріалів, тому моделювання цього явища мало якісний характер.

1.5. Обґрунтування обраного напрямку досліджень

Під час проектування закладання твердих відходів у відпрацьовані соляні свердловини виникає низка наукових завдань, вирішення яких до цього часу не висвітлене в літературі. По-перше, необхідно дослідити швидкість осідання твердої фази відходів у шламі під час транспортування до місць захоронення при різних співвідношеннях твердої і рідкої фаз. Ці дослідження дадуть змогу визначити швидкість освітлення розсолу в камері, а також технологічні параметри подачі шламу і відбору розсолу.

По-друге, під час транспортування кальцієвмісних відходів до місць захоронення існує ризик інкрустації трубопроводів. Для вирішення цієї проблеми необхідно встановити закономірності випадання карбонатних інкрустацій та визначити заходи зі зняття перенасичення шламу за карбонатом кальцію.

По-третє, в літературі відсутні дані про закономірності руху рідини в підземних камерах при закладанні відходів, які істотно впливають на розміщення шламоподавальної та розсолозабірної колон. Для виключення перемішування відходів із розсоллом та винесенням твердої фази із зони вільного осідання разом з освітленим розсоллом необхідно дослідити вплив структури потоків у соляній камері при закладанні та визначити оптимальне розміщення шламопадаючої колони відносно дна камери та розсолозабірної колони.

По-четверте, в літературі не знайдено закономірностей впливу заповнення твердою фазою на стійкість земної поверхні навколо відпрацьованих підземних порожнин. Тому необхідно розрахувати ступінь підвищення земної поверхні шляхом математичного моделювання.

Таким чином, для вирішення наукового завдання розроблення способу закладання твердих відходів содових виробництв у підземних порожнинах

необхідно вирішити такі завдання:

- дослідити властивості шламової суспензії під час її транспортування та закладання у підземні порожнини. Результати цих досліджень дозволять визначити оптимальні технологічні параметри підготування до закладання шламової суспензії (співвідношення твердої і рідкої фаз, концентрація та обсяг флокулянта, заходи попередження інкрустації трубопроводу) та розробити рекомендації з апаратного оформлення технологічної схеми транспортування відходів до місць захоронення;

- дослідити гідродинамічні умови закладання відходів у підземну камеру. Результати цих досліджень дозволять оптимізувати роботу відпрацьованої камери вилуговування як відстійника, а також обрати режими закладання відходів та параметри розміщення шламопадаючої та розсолотазабірної колон;

- виконати еколого-економічну оцінку закладання твердих відходів содових виробництв у підземні порожнини, що дозволить визначити вплив закладання твердої фази відходів на стійкість земної поверхні навколо камер вилуговування.

Виконання цих досліджень дозволить вирішити наукове завдання підвищення екологічної безпеки содового виробництва за рахунок розроблення технології, технологічної схеми, а також рекомендацій щодо впровадження способу утилізації відходів содового виробництва.

Обраний напрямок досліджень базується на необхідності ліквідації багатотоннажних відходів содового виробництва, які не мають більш економічно обґрунтованих методів утилізації, але перспективні для заповнення підземних порожнин із метою підвищення рівня екологічної безпеки та запобігання осіданню земної поверхні.

Перевагами цієї роботи є те, що в ній використані в повному обсязі дані про особливості відходів содових виробництв, отримані шляхом обстежень діючих та відпрацьованих шламонакопичувачів на підприємстві ВАТ «Лисичанська сода» у межах договору про творче співробітництво № 53/4 від 1.11.2007 року. Виконані обстеження дали надійні результати щодо хімічного складу твердих і рідких відходів виробництва. Проведені дослідження дали можливість розробити технологію підготовки відходів до транспортування і закладання у соляні камери, а також отримання кондиційного розсолу шляхом витіснення та підземного вилуговування з можливістю використання його у виробництві соди.

Впровадження цих робіт у подальшому дасть змогу відмовитись від будівництва додаткових шламонакопичувачів, знизити витрати на експлуатацію існуючих шламонакопичувачів, вирішити проблему накопичення відходів виробництва соди та отримати додаткову користь від видобування розсолу з відпрацьованих соляних камер, що дозволить підвищити рівень екологічної безпеки надкамерних поверхонь.

Нормативними документами поняття «захоронення» трактується як ізоляція відходів, спрямована на запобігання потраплянню забруднювальних речовин в навколишнє середовище та виключення можливості їх подальшого

використання. Поняття «захоронення відходів» належить до поняття «токсичні та радіоактивні промислові відходи».

Оскільки в технологічному циклі видобування солі у вигляді розсолів, перероблення її з виділенням і скиданням кальцієвмісних шламів у накопичувачі, останні є похідними від кам'яної солі і не належать до групи токсичних, то захоронення відходів у даному випадку доцільно визначати як «закладання відходів».

Закладання виробленого простору підземних камер шламовими відходами, що досягають у процесі ущільнення в камері густини 2,1–2,2 т/м³ (2,65 т/м – густина сухого шламу), дозволить зменшити осідання земної поверхні, підвищить стійкість соляного масиву і міжкамерних ціликів, забезпечить збереження водозахисної товщі, особливо при здійсненні варіанта закладки камер у районі поля протитечійних свердловин. Наявність готового закладного матеріалу у вигляді шламових відходів і можливість додаткового витягання з кожної закладної камери до 80 % насиченого розсолу, що залишився після припинення видобування солі, обумовлює порівняно низьку вартість цих робіт.

Підземне гірське вироблення, створене в герметичній могутній соляній товщі (наприклад, у Слов'янську), є ідеальною камерою для зберігання і складування будь-яких промислових відходів.

Наукове завдання з розроблення методів утилізації відходів содового виробництва вирішується двома етапами. На першому етапі досліджуються питання технології підготовки відходів для використання їх як тампонажний матеріал та можливості утилізації шламу в процесі видобування хлорнатрієвих розсолів. На другому етапі досліджуються питання технології закладання відходів у розсільних свердловинах і транспортування по трубопроводу до місць закладання відходів.

Висновки до розділу 1

1. Аналіз літературних джерел та проведені патентні дослідження дають можливість зробити висновок про перспективність використання підземних порожнин із контрольованими геометричними параметрами, утворених підземним розчиненням кам'яної солі, для закладання твердих нетоксичних відходів, таких, як відходи содового виробництва.

2. Підземні камери, що утворюються заданою конфігурацією у відкладеннях кам'яної солі, є ідеальним герметичним резервуаром. Тому ризик від закладання в ньому навіть токсичних і радіоактивних відходів зведений до мінімуму.

3. Світовий досвід засвідчує, що закладання відпрацьованих розсільних свердловин твердими нетоксичними відходами, наприклад кальцієвмісними шламами содового виробництва, забезпечує:

– виключення плати за розміщення твердих відходів содового виробництва у шламонакопичувачах у зв'язку з використанням їх як тампонажний матеріал;

– виключення потреби будівництва додаткових шламонакопичувачів або нарощування існуючих гребель, а також зменшення затрат на їх експлуатацію та ремонт;

– зниження шкідливого впливу гірських робіт, підвищення стійкості земної поверхні, поліпшення екологічної ситуації та підвищення екологічної безпеки виробництва шляхом заповнення порожнин твердою фазою нетоксичних відходів замість рідкого (тобто менш щільного) розсолу, який міститься в них;

– збільшення видобування солі з надр за рахунок витіснення насиченого розсолу в об'ємі твердої фази відходів, що подається на закладання, а також за рахунок збільшення витягання солі з надр від 15 до 25 % внаслідок зменшення ризику осідання земної поверхні при заповненні порожнин твердими частинками;

– можливість закладання рідких відходів у соляні свердловини для утилізації шламу в процесі видобування хлорнатрієвих розсолів підземним вилуговуванням шляхом їх використання як розчинника замість прісної води. При цьому зникає потреба у використанні прісної води, утилізуються корисні компоненти рідких відходів (за рахунок вмісту хлориду натрію, який досягає 50 г/л), а також зменшується вміст солей жорсткості в розсолі (за рахунок вмісту соди, що сягає 10 г/л).

4. Різко збільшений розмір платежів за зберігання відходів на поверхні землі разом із соціальними аспектами робить цей метод закладання економічно вигідним.

Розглядаючи наукове завдання розроблення способу закладання твердих відходів содового виробництва з позицій системного підходу, можна виділити основні напрями дослідження (рис. 1.10): дослідження властивостей шламової суспензії під час транспортування та закладання у підземні порожнини; дослідження гідродинамічних умов закладання відходів у підземну камеру, а також виконання еколого-економічної оцінки закладання твердих відходів содових виробництв у підземні порожнини. Ці завдання, у свою чергу, поділяють на ряд наукових підзавдань:

– дослідження процесу осідання твердої фази відходів із шламонакопичувачів, що необхідно для розроблення рекомендацій із приготування шламової суспензії та процесу інтенсифікації освітлення рідини у соляній камері;

– дослідження процесу утворення інкрустацій та корозії матеріалів, що необхідно для розроблення рекомендацій із транспортування відходів до місць закладання;

– дослідження впливу гідродинаміки в підземних порожнинах на процес осідання твердих частинок та освітлення розсолу, що необхідно для уявлення процесу формування і ущільнення осаду та розсолотворення;

– розроблення математичної моделі оцінки ступеня підвищення стійкості земної поверхні під час закладання твердих відходів содового виробництва у підземні порожнини за рахунок зменшення зсувів.



Рис. 1.10. Основні напрями досліджень

РОЗДІЛ 2. МЕТОДИКА ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ І ТЕХНОЛОГІЧНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ІЗ ВИЗНАЧЕННЯМ СКЛАДУ І ВЛАСТИВОСТЕЙ ШЛАМОВОЇ СУСПЕНЗІЇ

2.1. Методика відбору проб та аналізу хімічного складу твердих та рідких відходів

Для проведення фізико-хімічного і технологічного дослідження складу шламової суспензії були розглянуті відсіки дослідного шламонакопичувача ВАТ «Лисичанська сода», в яких здійснюються приймання дистилерної рідини і промивних вод від содових виробництв і зневоднення в ньому шламу, дренажною системою (повністю заповнений, проводиться розроблення для відсіпання гребель). Закладання твердих відходів відпрацьованого шламонакопичувача дасть можливість рекультивації його для вторинного використання.

Заповнення діючих шламонакопичувачів продовжується з продуктивністю лише за дистилерною рідиною близько 25 тис. м³ за 1 добу. Накопичувачі переповнюються, що потребує розроблення технології, яка забезпечує утилізацію шламових відходів у підземних соляних камерах розсолпромислу.

Дослідження і підготовка початкових даних проводилися комплексним способом, що поєднує аналіз світової практики у галузі захоронення промислових відходів, лабораторні експерименти, моделювання процесу закладання, розроблення та обґрунтування нормативної документації з теоретичними дослідженнями процесу закладання, геологічними матеріалами і контрольним локаційним зніманням камери свердловин Слов'янського розсолпромислу.

Для виконання цих робіт необхідно було провести попередні дослідження, що передбачали відбір проб шламу з дослідних шламонакопичувачів та промислових стоків підприємства, а також проведення їх хімічного аналізу.

Визначення складу шламу та промислових стоків здійснювалося за існуючими методиками, переліченими в таблиці 2.1.

Таблиця 2.1

Перелік методик аналізу

Визначуваний компонент	Методика аналізу компонента
Ca ²⁺ , Mg ²⁺	Комплексометрично, шляхом титрування розчином трилону Б з індикатором хромом темно-синім
Завислі речовини	Ваговим методом
Al ³⁺ , Al ₂ O ₃	Комплексометричним методом з 8-оксихіноліном
Fe ³⁺ , Fe ₂ O ₃	Комплексометричним способом із роданідом
SiO ₂	Ваговим методом
Ba ²⁺	Комплексометричним методом
NH ₃	Об'ємним формальдегідним методом
Cl	Об'ємним меркуриметричним методом

Гранулометричний аналіз проби шламу виконано методом «мокрого» розсівання згідно з існуючими методиками [79].

Вміст Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} при дослідженні процесу осідання частинок у розсолі та дифузії іонів у розсіл визначали шляхом хімічного аналізу солянокислої витяжки (за винятком початкового розсолу хлориду натрію, що містить усі компоненти у водорозчинній формі), вміст OH^- , CO_3^{2-} , HCO_3^- – шляхом хімічного аналізу водної витяжки.

2.2. Опис конструкції лабораторної установки

Для розроблення технологічної схеми та рекомендацій з апаратно-технологічного оформлення процесу закладання твердих і рідких відходів содового виробництва у розсільних свердловинах необхідно було виконати такі лабораторні дослідження: дослідження процесу осідання твердої фази відходів содового виробництва у концентрованому розсолі під впливом домішок; дослідження інкрустаційних та корозійних властивостей і стабільності пульпової суспензії впродовж часу, необхідного для транспортування до місць закладання відходів; дослідження впливу складу шламової суспензії на кондицію розсолу.

Схема експериментальної лабораторної установки для приготування пульпової суспензії подана на рис. 2.1.

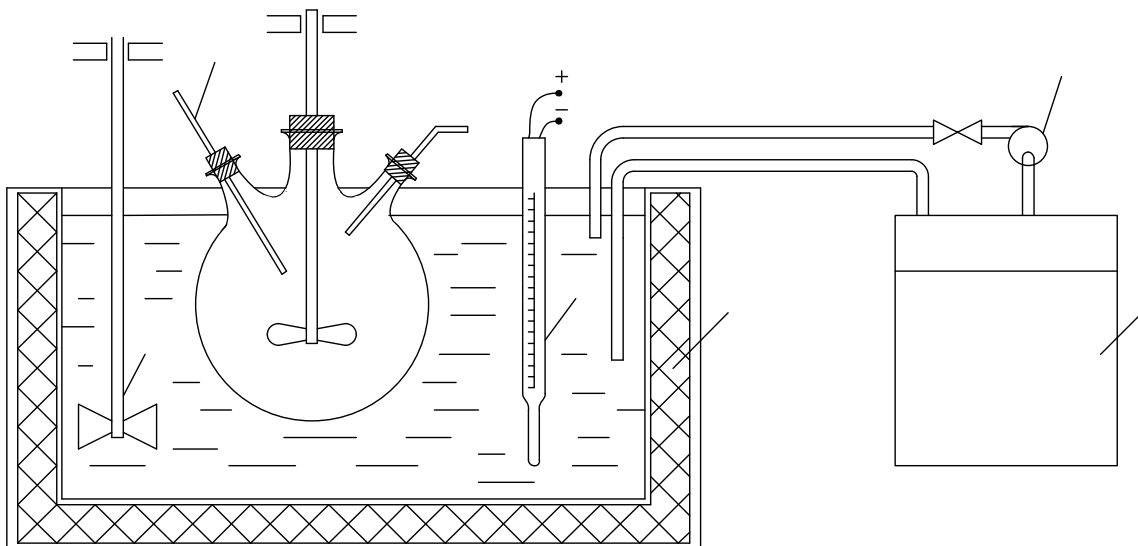


Рис. 2.1. Лабораторна установка для приготування пульпової суспензії:

1 – колба для досліджуваної рідини; 2 – контактний термометр; 3 – мішалка термостата; 4 – термостат; 5 – термометр; 6 – насос; 7 – ємність із льодом

Для приготування пульпової суспензії в колбу (поз. 1) подавали приготовлений розчин концентрованого розсолу та наважки твердих відходів у необхідному для дослідження співвідношенні рідкої і твердої фаз (дослідження

проводили при співвідношенні Р:Т від 5 до 20). Після перемішування до однорідної суміші (упродовж 15–20 хв) і додавання домішок досліджувану рідину зливали в мірні склянки та спостерігали процес розділення неоднорідної системи Р:Т або виконували інші дослідження. Увесь час проведення дослідів регулювали температуру в термостаті (поз. 4) та в досліджуваній колбі таким чином, щоб вона підтримувалася близько 10 °С (значення температури, яка відповідає температурі охолодження шламової суспензії під час транспортування підземними трубопроводами та температурі в розсільній свердловині). Значення температури регулювали за допомогою контактної термометра (поз. 2) шляхом перекачування охолоджувальної рідини з ємності (поз. 7) в термостат установленим насосом (поз. 6).

Також на цій лабораторній установці готували концентрований розсіл та синтезували необхідні розчини для досліджень.

Більш розгорнута схема експериментальної лабораторної установки для дослідження властивостей шламової суспензії наведена на рис. 2.2, що працювала таким чином.

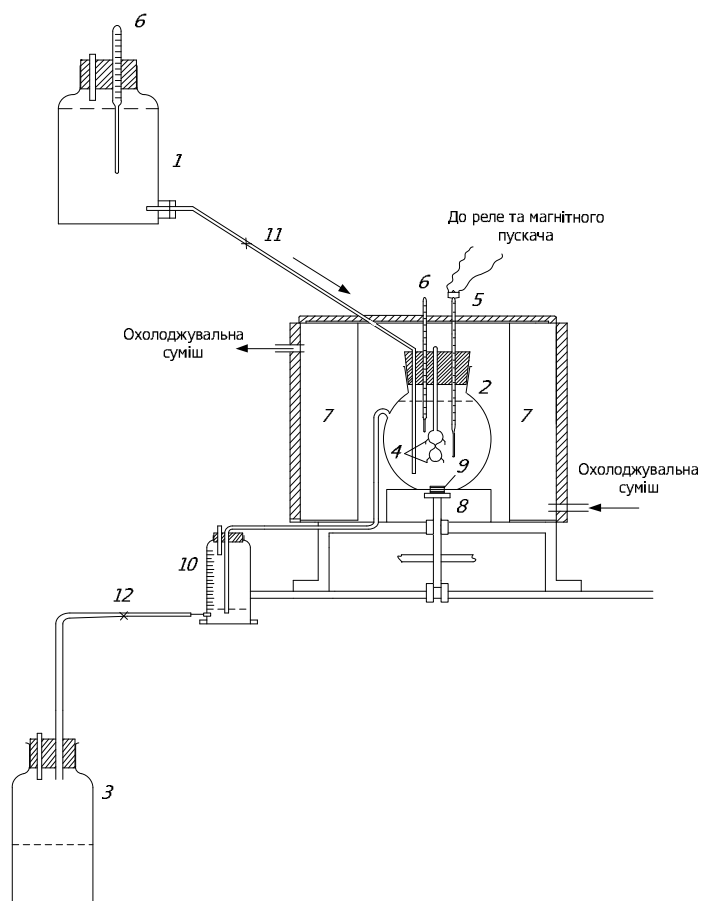


Рис. 2.2. Лабораторна установка для дослідження властивостей суспензії

Досліджувана рідина подається в напірну склянку (поз. 1), з якої вона самопливом перетікає в колбу (поз. 2), щільно закриту гумовою пробкою та встановлену на магнітній мішалці (поз. 8). Перемішування рідини відбувається магнітом (поз. 9) циліндричної форми, поміщеним у тонку скляну оболонку. В

окремому випадку при дослідженні інкрустації в колбу встановлюють зразки (поз. 4), на яких відкладаються змішані гіпсові та вапняні інкрустації. У зв'язку з тим, що дослідження необхідно проводити при температурі, близькій до 10 °С, передбачене термостатування колби 2 за допомогою водяної сорочки (поз. 7). Використовували контактний термометр (поз. 5), який вмикає циркуляційний насос через реле і магнітний пускач, завдяки чому можна підтримувати в колбі постійну температуру з точністю $\pm 0,25$ °С.

Витрата рідини через колбу регулюється краном (поз. 11) і контролюється після заповнення градуйованої ємності (поз. 10) при закритому крані (поз. 12). Рідина при відкритому крані (поз. 12) перетікає в ємність (поз. 3), що використовується як приймач відпрацьованої рідини. Ця рідина може повторно використовуватися після коригування її складу. Необхідно підтримувати на постійному рівні склад та пересичення за досліджуваним компонентом.

2.3. Методика проведення лабораторних дослідів та фізичного моделювання

Основним завданням під час дослідження процесу осідання твердої фази шламу було визначення закономірностей освітлювання різних шламів, що дало можливість оцінити швидкість відстоювання розсолу в розсільній свердловині в зоні закладання шламу.

Також необхідно було визначити ступінь забруднення розсолів у камері солями кальцію і магнію над рівнем ущільнення шламів, а також ступінь заповнення підземної порожнини.

Для проведення досліджень процесу осідання твердої фази шламу був синтезований розсіл хлориду натрію, що відповідає вимогам до складу розсолу плану гірничих робіт розсолопромислу ВАТ «Лисичанська сода», який містить (% мас): NaCl – 25,9; MgCl₂ – 0,11; CaCl₂ – 0,03; CaSO₄ – 0,13; густина розсолу при 20 °С – 1,186 г/см³; при 10 °С, що відповідає температурі в камері підземного вилуговування, густина такого розсолу становитиме 1,191 г/см³.

Готували шламову суспензію, що містила тверді відходи дослідного шламонакопичувача та концентрований розсіл у відповідному співвідношенні твердої і рідкої фаз. Після перемішування та додавання домішок, за які в різних кількостях використовували соду, поліакриламід і коагулянт сульфату алюмінію, рідину поміщали в мірні склянки та спостерігали процес освітлення рідини. Для порівняння використовували колбу з чистим шламом (без домішок). Залежно від швидкості та характеру освітлення робили відповідні висновки та після обробки експериментальних даних будували відповідні залежності.

В окремому випадку при вивченні інкрустації зразків [80], занурених у пульпову суспензію, перенасичення за гіпсом регулювали шляхом розчинення наважок напівгідрату сульфату кальцію (CaSO₄ · 1/2H₂O), розчинність якого при низьких температурах значно вища за розчинність гіпсу.

Перенасичення дистилерної рідини за карбонатом кальцію підтримували

постійним внаслідок карбонізації дистилерної рідини CO_2 повітря, що відбувається мимовільно. Зразки, на яких випадають інкрустації, підвищуються в декілька ярусів на гаки скляного утримувача і з усіх боків омиваються рідиною. Кількість зразків може змінюватися залежно від поставленої мети.

Ми використовували зразки з різних конструкційних матеріалів і скла розміром $17,5 \times 17,5 \times 1,0$ мм. Перед установленням їх знежирюють, зважують і вимірюють товщину. Потім через задані інтервали часу зразки витягують із колби, промивають, висушують, зважують і вимірюють їх товщину.

За простоту і зміною товщини визначали швидкість інкрустації.

Основним завданням лабораторних досліджень було фізичне моделювання процесу осадонакопичення в маломасштабних моделях. Оскільки виконання всіх умов однозначності під час експерименту досягти досить важко, то здійснювалося наближене моделювання процесу. Необхідними умовами моделювання необхідно вважати [74, 75]:

- геометричну подібність форми моделі і камери;
- фізичну подібність середовищ, в яких проходить процес;
- подібність початкових температурних полів;
- подібність умов уведення рідин у камеру.

У нашому випадку геометрична подібність виражалася тим, що основні відповідні лінійні розміри камер моделі та природи відрізнялися постійним множником перетворення, тобто

$$\frac{l_1^H}{l_1^M} = \frac{l_2^H}{l_2^M} = \lambda_l, \quad \lambda_l = 250 - 350, \quad (2.1)$$

де l_i^H, l_i^M – геометричні розміри камери вилуговування в природі та моделі відповідно.

Подібність полів фізичних властивостей середовища обумовлюють постійні співвідношення для всіх подібних точок промислової камери і моделі:

$$\begin{aligned} \frac{C^H}{C^M} = \lambda_c = 1, \quad \frac{\rho^H}{\rho^M} = \lambda_\rho = 1, \\ \frac{v^H}{v^M} = \lambda_v = 1, \quad \frac{a^H}{a^M} = \lambda_a = 1. \end{aligned} \quad (2.2)$$

Подібність початкових температурних полів у камері для моделі і камери забезпечується рівністю температур суспензії, що подається, $A_t = 1$, а масштабний критерій подібності процесів у області шламоподачі визначався за значенням критерію Річардсона [32]:

$$R_i = \frac{g^1 \cdot L}{V^2}, \quad (2.3)$$

де g^1 – відносне прискорення сили тяжіння:

$$g^1 = g \frac{\rho - \rho_p}{\rho} = 9,81 \cdot \frac{1,77 - 1,20}{1,77} = 3,60,$$

де $\rho = 1,77 \text{ г/ см}^3$ – взята густина шламової суспензії; $\rho_p = 1,20 \text{ г/см}^3$ – густина розсолу в донній частині камери; V – швидкість шламоподачі, см/с; L – характерна довжина, см.

Для дотримання умов подібності при розподілі шламу в камері дотримувалася додаткова умова:

$$\left(\frac{Q_v}{Q_{ш}} \right)_M = \left(\frac{Q_v}{Q_{ш}} \right)_H, \quad (2.4)$$

де Q_v , та $Q_{ш}$ – продуктивність свердловин водо- і шламоподачі.

Відношення Т:Р у процесі моделювання бралось таке саме і в подальшому для промислової реалізації, тобто 1:3 – 1:6.

Лабораторні дослідження проводилися в НТУ «ХП» трьома етапами.

На першому етапі досліджень ставили за мету визначити характер розподілу шламів по дну камери залежно від розміру зерен.

Дослідження проводили на дні просторової циліндричної моделі камери діаметром 40 см та висотою 20 см зі вклеєною смугою кам'яної солі, що мала певні нерівності та виступи.

Шламову пульпу готували із суміші твердих відходів із дослідного шламонакопичувача в концентрованому соляному розчині зі співвідношенням фаз Р:Т = 5:1. Для попередження відстоювання шламу в пульпі перед подачею в шламоподавальну колону пульпу постійно перемішували на лабораторній установці (рис. 2.1) магнітною мішалкою. Подачу шламової пульпи проводили з продуктивністю 50 м³/год в перерахунку на натуру.

На другій стадії експериментів вивчали різні варіанти закачування шламу і відбору розсолу.

Для дослідів використовували кювети розмірами 300×120×120 і 240×170×120 із вклеєною вертикальною пластиною солі з різними розміщеннями трубок, що імітують колони труб.

Для визначення концентрації розсолу і його каламутності за об'ємом моделі були змонтовані системи пробовідбірників. Формотворення камер фіксувалося візуально, ступінь каламутності визначався за допомогою нефелометра ЛМФ–69. Для спостереження за траєкторією окремих частинок у камері застосовували фарбувальні і флуоресціювальні мітки.

На третьому етапі проводили розрахунки за математичною моделлю із застосуванням ПК.

РОЗДІЛ 3. ДОСЛІДЖЕННЯ НА ЛАБОРАТОРНІЙ УСТАНОВЦІ ВЛАСТИВОСТЕЙ ШЛАМОВОЇ СУСПЕНЗІЇ ПІД ЧАС ТРАНСПОРТУВАННЯ ТА ЗАКЛАДАННЯ У ПІДЗЕМНИХ ПОРОЖНИНИ

3.1. Дослідження складу і властивостей шламів

Як уже було відзначено у вступі, для дослідних робіт використовувався шлам, накопичений у відпрацьованому шламонакопичувачі.

Було виконано аналіз вологості, густини, хімічного складу шламу, зокрема за глибиною шламосховища (табл. 3.1 і 3.2).

Таблиця 3.1

*Склад шламів, що накопичуються у відсіках-накопичувачах
шламосховища, % мас*

Найменування компонентів	Шлам розсолочищення	Шлам дистилерної суспензії
CaCO ₃	63–82	40–60
Ca(OH) ₂	2,1–4,1	7–12
CaO	44–47	40–50
SiO ₂ +H ₂ O	0,21–0,33	1,9–2,2
R ₂ O ₃	0,25–0,37	2–5
CaSO ₄	0,35–0,50	3–6
MgO	–	–
Mg(OH) ₂	3,6–7,1	8–12
CaCl ₂	–	1–3
NaCl	8,3–12,5	1–2

Таблиця 3.2

*Основні показники складу шламу з дослідного накопичувача
в період його розроблення*

Найменування компонентів глибина відбору, см	Масова частка компонентів у перерахунку на суху речовину, %		
	10	50	100
CaCO ₃	68,80	60,50	56,30
Ca(OH) ₂	0,61	1,38	5,20
MgO	3,10	6,30	3,10
CaCl ₂	8,70	10,00	11,50
NaCl	4,50	5,30	5,70
Масова частка води	41,20	53,00	54,30

У квітні 2007 року ВАТ «Лисичанська сода» передало пробу шламу з відпрацьованого шламонакопичувача для проведення фізико-хімічних досліджень. Зразок – пастоподібний дрібнодисперсний матеріал білого кольору із співвідношенням рідкої та твердої фаз Р:Т = 0,55, легко розшаровується на рідку і тверду фази.

Хімічний склад шламу наведений у таблиці 3.3, з якої бачимо, що рідка фаза представлена атмосферними опадами (сума солей становить 0,38 %); тверда фаза на 90 % складається з карбонату кальцію, що пояснюється вимиванням хлоридів кальцію із шламонакопичувача. Об'ємна вага шламу становить 1,5 т/м³, густина сухого шламу – 2,65 т/м.

Таблиця 3.3

Склад зразка шламу (% мас)

Найменування компонентів	Фактичний склад шламу	Рідка фаза шламу	Тверда фаза шламу	Склад шламу в перерахунку на суху речовину
CaCO ₃	57,7	0,03	89,78	89,54
CaSO ₄	2,24	0,20	3,38	3,47
MgO	0,25	–	0,39	0,39
MgSO ₄	0,05	0,05	–	0,08
SiO ₂	0,02	–	0,03	0,03
R ₂ O ₃	0,03	–	0,05	0,05
H ₂ O кристал. при 200 °С	0,59	–	0,92	0,91
H ₂ O повне	36,10	99,62	–	1
NaCl	0,05	0,10	–	0,08

Беручи до уваги дані ВАТ «Лисичанська сода» за складом шламу, зокрема за зміною складу шламу, за глибиною шламосьховища, очевидно, що проба, взята для проведення досліджень, була відібрана безпосередньо із поверхні шламосьховища і є виключно твердою фазою матеріалу, який розробляється. Тому в подальшому при розрахунку густини шламової суспензії і розробленні рекомендацій з апаратурно-технологічного оформлення процесу ми виходили з даних ВАТ «Лисичанська сода» за вологістю шламу і складу рідкої фази промислових стоків.

Результати гранулометричного аналізу проби шламу, виконаного методом «мокрого» розсівання, засвідчили, що вміст фракції +0,1 мм становить 2,7 %, причому фракція +0,1 мм представлена в основному сторонніми предметами: тирсою та ін., вміст фракції –0,1 мм становить відповідно 97,3 %.

Для оцінки можливого способу складування шламу при розробленні дослідного накопичувача шламосьховища був визначений кут природного скосу шламу на повітрі, а для оцінки розподілу твердої фази шламу в камері

підземного вилуговування після закачування – кут природного скосу шламу в розчині хлориду натрію.

Кут природного скосу шламу – 25° (із часом кут природного скосу не змінюється); кут скосу шламу в розсолі хлориду натрію – 18° .

Одержані результати свідчать про те, що можливе складування шламу на майданчику, захищеному від атмосферних опадів. Значення кута скосу шламу в розсолі 18° свідчить про те, що в камері підземного вилуговування шлам буде рівномірно розтікатися, поступово вирівнюючись. Із часом і під тяжкістю нових шарів шлам буде поступово ущільнюватися, кут скосу шламу при цьому знижуватиметься до $10\text{--}12^\circ$.

З метою визначення можливого «розшарування» сухого шламу при розробленні шламосховища в літню пору року в умовах лабораторії ми провели вивчення розшарування шламу таким чином.

Шар шламу завтовшки $0,5$ см поміщали на поверхню площею 1 м^2 і висушували при кімнатній температурі впродовж 2 тижнів. Поверхню зі шламом зважували. Потім шлам обробляли потоком повітря за допомогою вентилятора зі швидкістю повітряного потоку 10 м/с на тлі чорного екрана, що дозволяло якісно зафіксувати пиловинесення, після чого поверхню зі шламом знову зважували. За експериментальними даними, пиловинесення становило $0,36\text{ кг}$ з 1 м^2 поверхні, що свідчить про небезпеку забруднення навколишнього середовища при висушуванні шламу в складських умовах на повітрі в літню пору року.

Аналіз складу шламів та стічних вод содових виробництв, а також проведені дослідження дають змогу зробити висновок про можливість використання твердих відходів содового виробництва як тампонажний матеріал та вирішити питання ліквідації цих відходів шляхом заповнення ними відпрацьованих соляних свердловин при одночасному видобуванні з них розсолу. Також не виключається можливість утилізації шламу та стоків підприємства у процесі видобування розсолу шляхом використання їх як розчинника замість прісної води.

3.2. Визначення швидкості осідання шламу і складу шламової суспензії з урахуванням домішок

У цьому розділі наведені результати визначення швидкості осідання шламу в розсолі при різних співвідношеннях розсолу до твердої фази шламу (Р:Т). При визначенні співвідношення Р:Т кількість твердої фази перераховували на суху речовину.

Для проведення досліджень був синтезований розсіл, що відповідає вимогам до складу розсолу плану гірничих робіт розсолопроміслу ВАТ «Лисичанська сода», який містить масову частку у відсотках: NaCl – $25,9$; MgCl_2 – $0,11$; CaCl_2 – $0,03$; CaSO_4 – $0,13$; густина розсолу при $20\text{ }^\circ\text{C}$ – $1,186\text{ г/см}^3$, при $10\text{ }^\circ\text{C}$, що відповідає температурі в камері підземного вилуговування, густина такого розсолу становитиме $1,191\text{ г/см}^3$ [81].

Для інтенсифікації освітлення розсолу, забрудненого твердою фазою

відходів, використовувався флокулянт, який шукали серед поліакриламідів різного ступеня гідролізу, тобто з різним числом m аніоноактивних груп у молекулі, і серед катіонних похідних поліакриламідів. У попередніх дослідженнях усі флокулянти перевіряли в одній концентрації – 0,01% (мас).

Після вибору найбільш ефективного визначалася оптимальна концентрація з точки зору флокулюючої здатності та економічності застосування. У всіх дослідженнях визначали швидкість осідання і ступінь його ущільнення, тобто відношення висоти стовпа освітленого розчину до висоти стовпа згущеного осаду при нескінченному часі відстоювання.

Шламова суспензія відрізняється негативним зарядом поверхні. Тому ефективними в даному випадку виявилися катіонні похідні поліакриламідів. При внесенні їх у суспензію кількістю 0,01–0,05 % від ваги швидкість відстоювання збільшується. Ущільнення осаду зростає від 2,3 до 11.

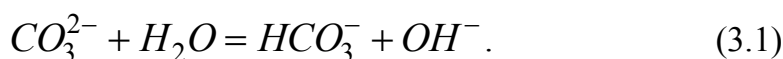
Одержані залежності швидкості осідання шламу в розсолі хлориду натрію від співвідношення розсолу до шламу подані на рис. 3.1.

На початку відстоювання осідають переважно найбільші частинки, що спричиняють інтенсивний зворотний рух рідини. Але при зменшенні концентрації цих частинок гальмівна дія зворотного руху рідини зменшується, і швидкість відстоювання підвищується (при співвідношенні фаз $R < 5$) до моменту встановлення динамічної рівноваги між діючою силою (вагою частинок) та силою опору середовища. У подальшому сумісне осідання твердих частинок відбувається з постійною швидкістю (при співвідношенні фаз $R > 6$).

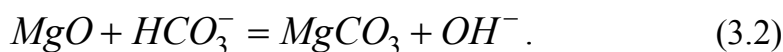
Після осідання основної кількості (крива 1) шламу рідка фаза містить невелику кількість суспензії карбонату кальцію та оксиду магнію, про що свідчать результати її хімічного аналізу, наведені в таблиці 3.4.

З метою осідання оксиду магнію та отримання освітленої рідкої фази в процесі приготування суспензії додавали соду Na_2CO_3 кількістю 1 % мас Na_2CO_3 (крива 2) і 3 % мас Na_2CO_3 (крива 3).

При розчиненні карбонат натрію гідролізується з утворенням бікарбонат іона HCO_3^- згідно з рівнянням



Утворення карбонату магнію проходить відповідно до рівняння хімічної реакції



Іон OH^- , що вивільняється при розчиненні карбонату натрію і осадженні карбонату магнію, дає слаболужну реакцію: рН рідкої фази – 7,8 (1% мас Na_2CO_3) та 8,4 (3 % мас Na_2CO_3).

У початковому розсолі наявний хлорид кальцію у кількості 0,03 % мас, тому при додаванні соди спочатку спостерігалася збільшення кількості дрібнодисперсної суспензії за рахунок утворення карбонату кальцію $PP_{\text{CaCO}_3} = 0,87 \cdot 10^8$, через це його осідання відбувається в першу чергу.

Утворенням дрібнодисперсної суспензії карбонату кальцію можна

пояснити деяке зменшення швидкості осідання шламу порівняно зі швидкістю його осідання в розсолі без додавання соди (рис. 3.1). Проте через 8–12 годин відбувалося повне освітлення рідкої фази, про що свідчать результати її хімічного аналізу (таблиця 3.4); вміст Ca_2^{2+} і Mg_2^{2+} менший, ніж у початковому розсолі хлориду натрію.

Також були виконані експерименти з освітлення рідкої фази традиційним способом із додаванням поліакриламід. Під час проведення експерименту поліакриламід додавали в процесі приготування суспензії шламу в розсолі хлориду натрію у вигляді 0,10 % водного розчину кількістю: 30 г 100 % ПАА на 1 т шламу (у перерахунку на суху речовину) – крива 4; 100 г 100 % ПАА на 1 т шламу – крива 5. Повне освітлення рідкої фази спостерігалось через 2–3 години після осідання основної кількості шламу (див. табл. 3.4) при витраті 30 г ПАА на 1 т шламу; при збільшенні витрати ПАА до 100 г на 1 т шламу помітної інтенсифікації процесу освітлення не спостерігалось.

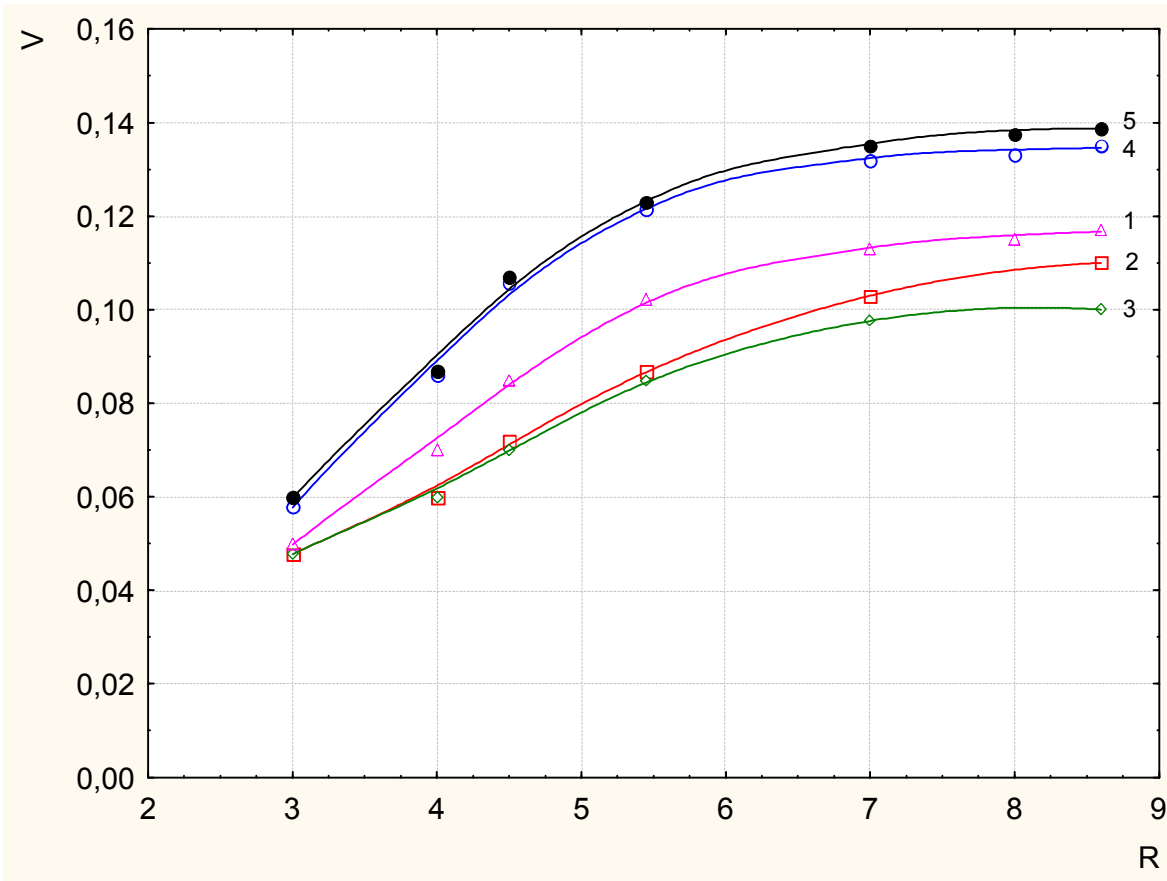


Рис 3.1. Залежність швидкості осідання шламу в розсолі хлориду натрію V , мм/с, від співвідношення $R = P:T$:

1 – без домішок; 2 – за наявності соди (1 % мас Na_2CO_3); 3 – за наявності соди (3 % мас Na_2CO_3); 4 – за наявності поліакриламід (30 г ПАА на 1 т сухого шламу); 5 – за наявності поліакриламід (100 г ПАА на 1 т сухого шламу)

Одержані результати засвідчують, що найбільша ефективність освітлення рідкої фази досягається при використанні поліакриламід: через 2–3 години

одержуємо кондиційний розсіл хлориду натрію без вмісту завислих частинок. Тому можна рекомендувати використання поліакриламід у процесі приготування шламової суспензії для освітлення розсолу хлориду натрію в кількості 30–50 г 100 % ПАА на 1 т шламу.

Таблиця 3.4

Зміни складу рідкої фази в процесі осідання шламу

Найменування	Вміст компонентів у рідкій фазі, % мас					
	Ca ²⁺	Mg ²⁺	SO ₄ ²⁻	ОН ⁻	CO ₃ ²⁻	HCO ₃ ⁻
Вихідний розчин	0,050	0,030	0,10	–	–	–
Рідка фаза після осідання шламу	0,066	0,033	0,10	–	0,03	–
Рідка фаза через 24 години	0,063	0,033	0,10	–	0,03	–
При додаванні соди: 1 % мас Na ₂ CO ₃						
Рідка фаза після осідання шламу	0,010	0,033	0,10	–	0,05	0,50
Рідка фаза через 12 годин	0,003	0,025	0,10	–	0,05	0,43
При додаванні соди: 3 % мас Na ₂ CO ₃						
Рідка фаза через 12 годин	–	0,024	0,10	–	0,16	1,26
При додаванні поліакриламід: 30 г ПАА на 1 т шламу						
Рідка фаза після осідання шламу	0,059	0,030	0,10	–	0,01	–
Рідка фаза через 2 години	0,050	0,030	0,10	–	–	–
При додаванні поліакриламід: 100 г ПАА на 1 т шламу						
Рідка фаза після осідання шламу	0,056	0,030	0,10	–	0,01	–
Рідка фаза через 2 години	0,050	0,030	0,10	–	–	–

Вміст Ca²⁺, Mg²⁺, SO₄²⁻ визначали шляхом хімічного аналізу солянокислої витяжки (за винятком початкового розсолу хлориду натрію, що містить усі компоненти у водорозчинній формі), вміст ОН⁻, CO₃²⁻, HCO₃⁻ – шляхом хімічного аналізу водної витяжки.

Визначено вільний об'єм згущення шламу, що становить приблизно 0,5 та розраховується за формулою

$$E = \frac{V_P}{V_P + V_m},$$

де V_P – об'єм освітленої рідини; V_m – об'єм твердої фази.

У зв'язку з цим об'єм розсолу, отриманий з соляної камери, становитиме половину об'єму камери. При інтенсифікації процесу освітлення рідини з використання ПАА цей об'єм збільшується майже в 1,5 раза.

На підставі одержаних експериментальних даних залежність швидкості осідання шламу в розсолі від співвідношення розсолу до шламу (Р : Т) можна описати рівнянням

$$V = 0,07 \ln R - 0,02,$$

де V – швидкість осідання, мм/с; R – співвідношення Р : Т.

При співвідношенні Р : Т = 5 – 6, з урахуванням вологості шламу 35,51 % і суми солей у рідкій фазі шламу 0,38 %, швидкість осідання шламу досягає 0,1 мм/с, що відповідає 0,36 м/год; при цьому густина шламової суспензії дорівнює 1,28–1,32 т/м³.

Значення швидкості осідання шламу (0,36 м/год) необхідно враховувати під час проектування трубопроводів для транспортування суспензії на закладання в підземну камеру. Пульпові насоси, які використовують у калійній і соляній промисловостях, типу «Гр.», забезпечують швидкість ~ 1 м/с, що гарантує транспортування шламової суспензії без осідання шламу в трубопроводі [82, 83].

Крім того, згідно із графіками (рис. 3.1) можна зробити висновок, що найшвидше відбувається освітлення розсолу при додаванні поліакриламід у кількості 30 г на 1 т при оптимальному співвідношенні Р : Т = 6 – 5 : 1. Підвищення витрати ПАА не є доцільним, оскільки перевищення дози ПАА більш ніж на 30 г не призводить до значної інтенсифікації процесу. Ці результати були опубліковані в наукових працях [84, 85].

3.3. Вплив дифузії на чистоту розсолу

Основними компонентами шламів для закладання є шлами дистильованої рідини, що становлять 98–99 % твердої фази шламу в досліджуваному відпрацьованому шламонакопичувачі. Також наявна деяка кількість полуторних гідрооксидів силікатів та ін. (табл. 3.1).

Для заповнення необхідного об'єму підземних порожнин твердою фазою до вільного об'єму ущільненого шламу (приблизно 0,5–0,75) необхідно багато часу, навіть кількох років.

За цей час іони кальцію та магнію будуть дифундувати із зони закладання шламу у розсіл, що знаходиться вище цієї зони, створюючи зону підвищеного вмісту цих компонентів у розсолі. Для оцінки впливу дифузійного механізму

забруднення кальцієм і магнієм розсолу відповідно до умов подібності, які були описані в пункту 2.3, був поставлений такий експеримент. У п'яти літрових циліндрах був налитий хлорнатрієвий розсіл і потім у придонну частину введена шламова пульпа, приготовлена зі шламів із співвідношенням $P : T = 5 : 1$. Після цього через певні інтервали часу над зоною ущільнення відбирали проби розсолу та визначали вміст у них іонів кальцію та магнію. Результати досліджень подані на графіку (рис. 3.2).

Із графіка бачимо, що зменшення вмісту кальцію та магнію в розсолі за першу добу носить седиментаційний характер, а носіями досліджуваних компонентів є тверді нерозчинні частинки.

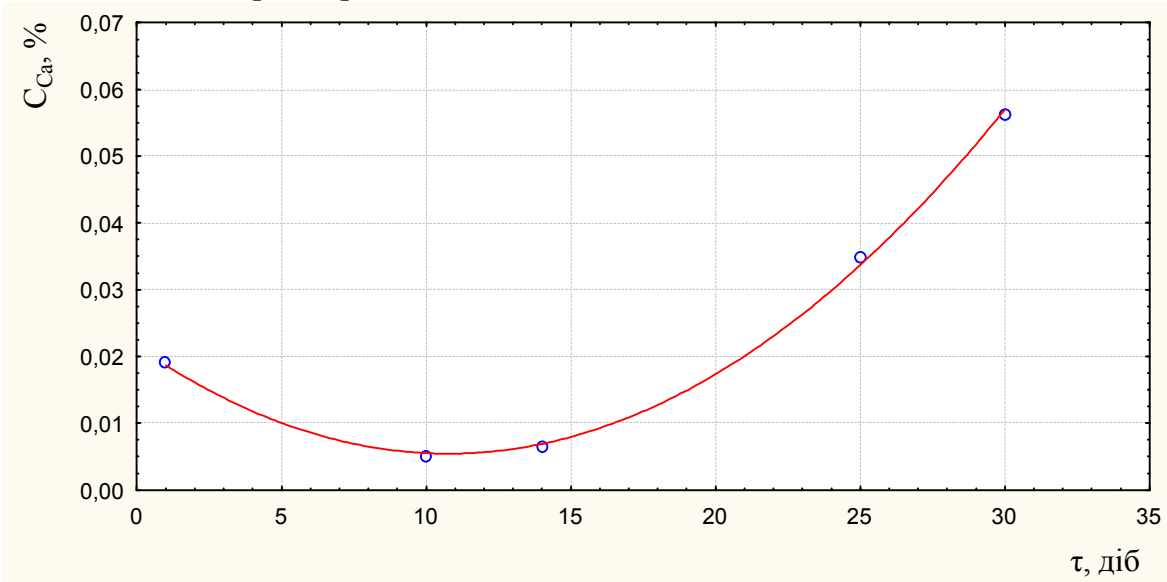


Рис. 3.2. Графік залежності концентрації Ca^{2+} в розсолі від часу

Після кількох діб (5–7 діб) вміст кальцію та магнію знову збільшується і носить дифузійний характер. До кінця 30-ї доби вміст кальцію в розсолі збільшується від 0,019 до 0,056. Таке збільшення вмісту кальцію та магнію можна вважати допустимим, а зону з перевищенням вмісту цих компонентів вважати відсутньою у зв'язку з тим, що вона дуже незначна і майже не впливає на кондицію розсолу.

3.4. Ущільнення шламової суспензії в підземній камері

Густина рідкої фази шламу, що є сумішшю розсолу хлориду натрію та дистильованої рідини (рідкої фази шламу) при рекомендованому нами співвідношенні в шламовій суспензії $P : T = 5 - 6$ становить $1,65 \text{ т/м}^3$; густина твердої фази шламу $2,65 \text{ т/м}^3$.

Екстраполюючи рівняння (1.2) на процес ущільнення шламів ВАТ «Лисичанська сода», в яких вміст у твердій фазі сухого шламу кристалічних солей ($CaCO_3$, $CaSO_4$) становить не менше 60 %, беремо коефіцієнт $b = 0,3$.

Ураховуючи, що вміст нерозчинного залишку в шламі становить, за

даними ВАТ «Лисичанська сода», 4 ± 2 % мас (для інших видів шламів, що накопичуються в «білому морі» вміст нерозчинного залишку не перевищує 8 % мас), а також кристалічну структуру карбонату кальцію та коагуляцію гідроокисів магнію, кальцію й інших компонентів за допомогою поліакриламиду, рекомендованого нами як флокулянт, потрібно чекати досить високої швидкості ущільнення шламової суспензії після її закачування в камеру підземного вилуговування, про що свідчать розрахунки залежності характеристик шламової суспензії залежно від тривалості ущільнення (табл. 3.5).

Таблиця 3.5

Результати розрахунку характеристик пульпової суспензії залежно від тривалості ущільнення

Тривалість ущільнення, діб	M_k	Вологість, % мас	Густина суспензії, т/м ³
30	1,62	39,3	1,61
100	1,15	31,5	1,74
365	0,64	20,4	1,98

Таким чином, розраховано граничні значення густини шламів (рис. 3.3), що підлягають експериментальній перевірці при закладанні шламів у камери підземного вилуговування.

Ці значення відповідають результатам лабораторних експериментів, виконаних у Канадському науково-дослідному центрі.

Дослідженню піддавалися шлами, що містять 50 % меленої солі і 50 % нерозчинних матеріалів (сланцевий порошок, глина і т. д.). При початковій пористості шламу 42 % через 600–700 годин випробувань залежно від методу випробувань вона знизилася до значень 12–22 % (рис. 3.4).

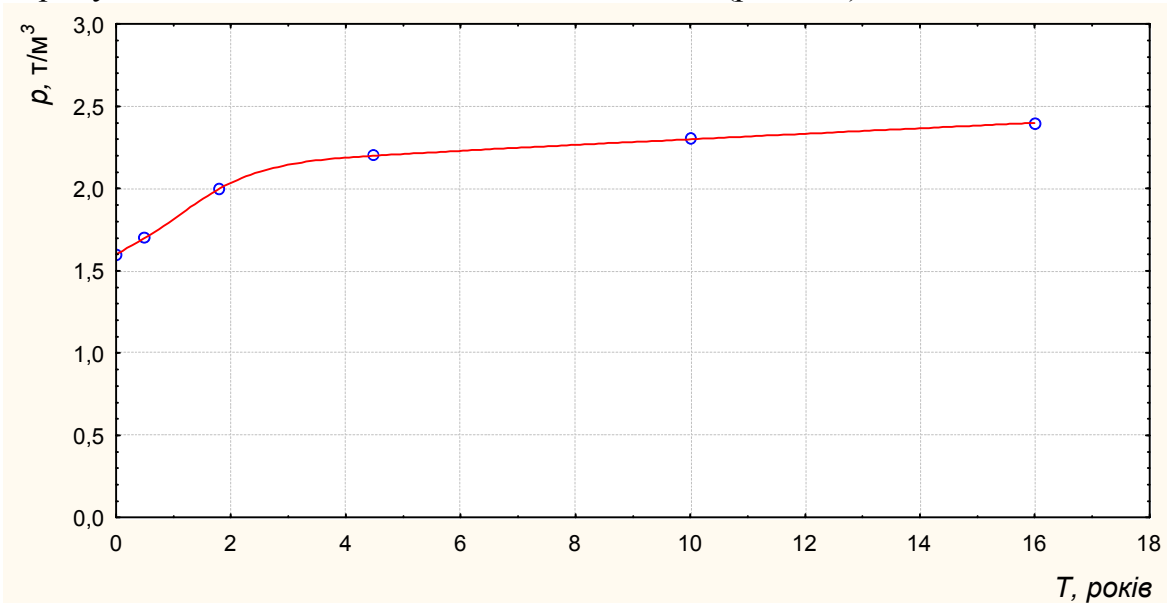


Рис. 3.3. Густина шламової суспензії залежно від тривалості ущільнення

Солевідходи в основному складаються з кам'яної солі й невеликої кількості сильвініту, ангідриту і нерозчинного залишку. За гранулометричним складом солевідходи відносять до пісків. Величина частинок варіює від 0,15–1,0 мм (солевідходи флотації) до 0,3–6,0 мм (солевідходи збагачення).

За густини частинок 2,15–2,16 т/м³ максимальна ущільнюваність при закладанні, визначена за методом стандартного ущільнення, становить 1,6–1,72 т/м³ при вологості 10–12 %, тобто ступінь досягнутого ущільнення дорівнює 0,70–0,75.

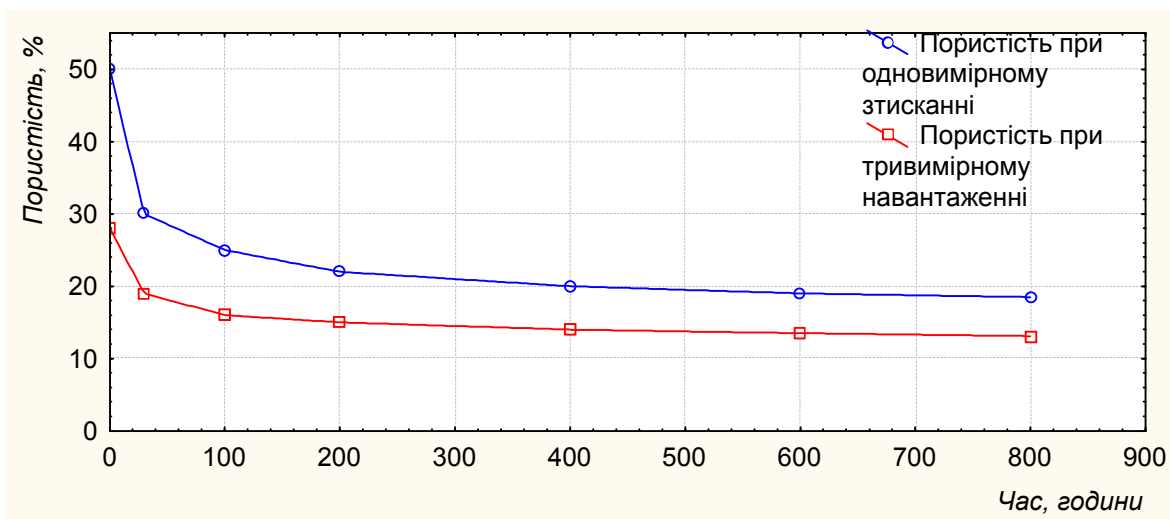


Рис. 3.4. Лабораторні дослідження пористості при ущільненні шламів

Цей показник шахтного гідравлічного закладання в цілому відповідає значенням, одержаних нами розрахунковим шляхом і прийнятих у подальших розрахунках.

3.5. Дослідження кінетики утворення карбонатних інкрустацій при змішенні і транспортуванні пульпової суспензії

У процесі транспортування можуть проходити реакції утворення карбонату кальцію. Тому були поставлені попередні досліди з вивчення стабільності хімічного складу пульпової суспензії, призначеної для подачі в підземні порожнини.

Попередні дослідження полягали в тому, що з'єднували певні суміші твердих відходів з водою і розсолем різних концентрацій в скляному циліндрі і візуально спостерігали зміни, що відбуваються в об'ємі рідини. При змішенні спостерігалася поява твердої фази. Відстій суміші в циліндрі протягом 1 – 2 годин при кімнатній температурі показав, що на стінках циліндра утворилася біла плівка, яка не змивається водою. Цю плівку вдалося видалити або механічним способом, або соляною кислотою.

Хімічний аналіз цієї плівки, змитою соляною кислотою, показав наявність іонів кальцію. Іони Mg^{2+} і SO_4^{2-} практично відсутні, тому в утворенні міцних відкладень можливі сполуки гіпсу і гіпсоокиси магнію не враховувалися.

Щоб уникнути чинників, що важко враховуються, спочатку досліди проводилися з чистими розчинами, приготовленими в лабораторіях. Як кількісна характеристика була взята величина відкладених на стінках реакційної посудини інкрустацій.

Під час дослідження застосовували таку методику [80]. Готували розчин хлориду натрію. У дві склянки з розчином NaCl додавали розраховану кількість розчинів соди і хлористого кальцію. Потім вміст двох склянок зливався в одну колбу, в якій рідина при перемішуванні витримувалася протягом визначеного умовами експерименту часу при заданих параметрах. Схема установки подана на рис. 2.2. Після припинення експерименту рідину з колби зливали в іншу судину і проводили необхідні аналізи, а колбу ретельно промивали кілька разів дистильованою водою. При цьому на стінках колби залишався тонкий шар інкрустацій, що не змивається водою. Цей шар потім розчиняли 7 – 10 мл концентрованої соляної кислоти, одержану рідину розбавляли дистильованою водою й аналізували на вміст іонів Ca^{2+} . Цей результат давав можливість провести розрахунок величини інкрустацій, що випали.

Результати дослідження залежності величини інкрустацій від концентрації наявного в розчині CaCO_3 такі. Температура проведення експерименту – 18 °С, швидкість обертання мішалки – 160–180 об/хв. З рис. 3.5 бачимо, що максимум кількості міцних відкладень CaCO_3 знаходиться в межах 0,5 – 2 г/л концентрації розчиненого карбонату кальцію. Це пояснюється тим, що при підвищенні концентрації утвореного CaCO_3 велика частина солі кристалізується на завислих частинках, а не на стінках посудини. До цього висновку приводить і подана на рис. 3.6 залежність процентного відношення величини інкрустації до всього утвореного CaCO_3 . В цьому разі максимум припадає на концентрацію 0,3 – 1 г/л.

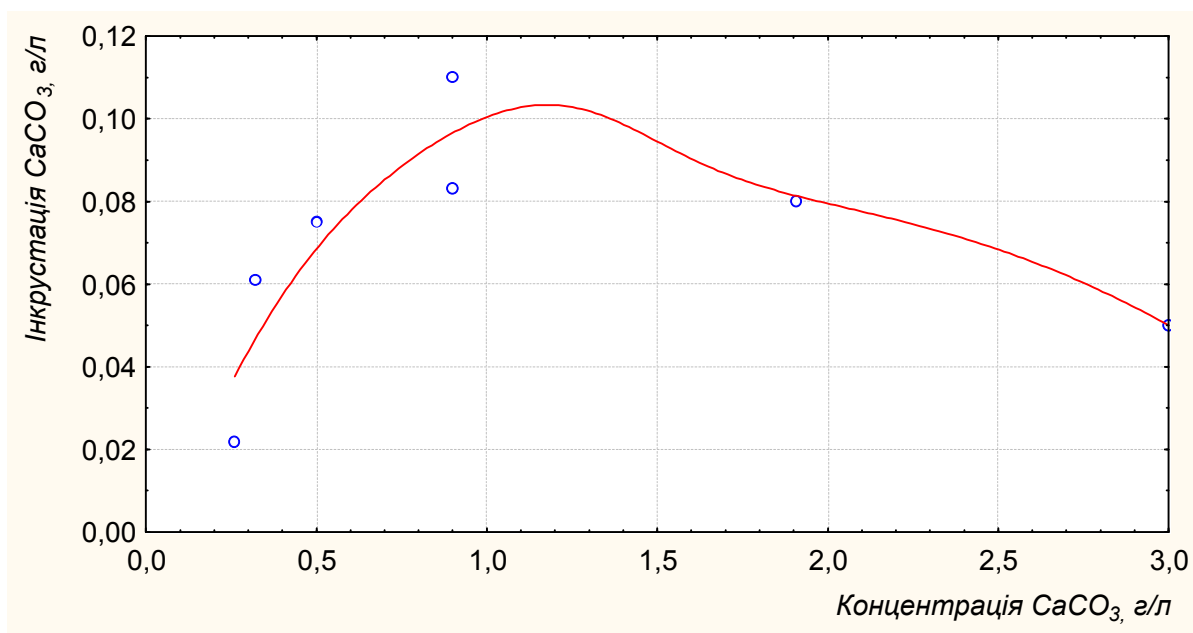


Рис. 3.5. Залежності величини інкрустацій від концентрації CaCO_3

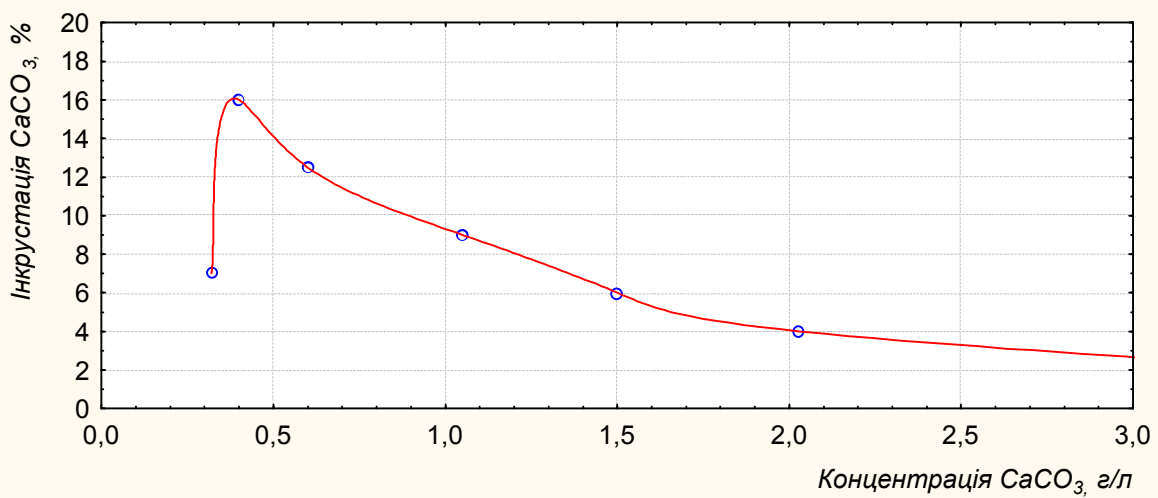


Рис. 3.6. Залежність процентного відношення величини інкрустації до загального вмісту CaCO₃

Величина міцних відкладень залежить не лише від концентрації CaCO₃, а й від гідродинаміки системи.

З рис. 3.7 бачимо, що при швидкості обертання мішалки 160 – 180 об/хв швидкість інкрустації максимальна і закінчується десь за 40 – 50 хв.

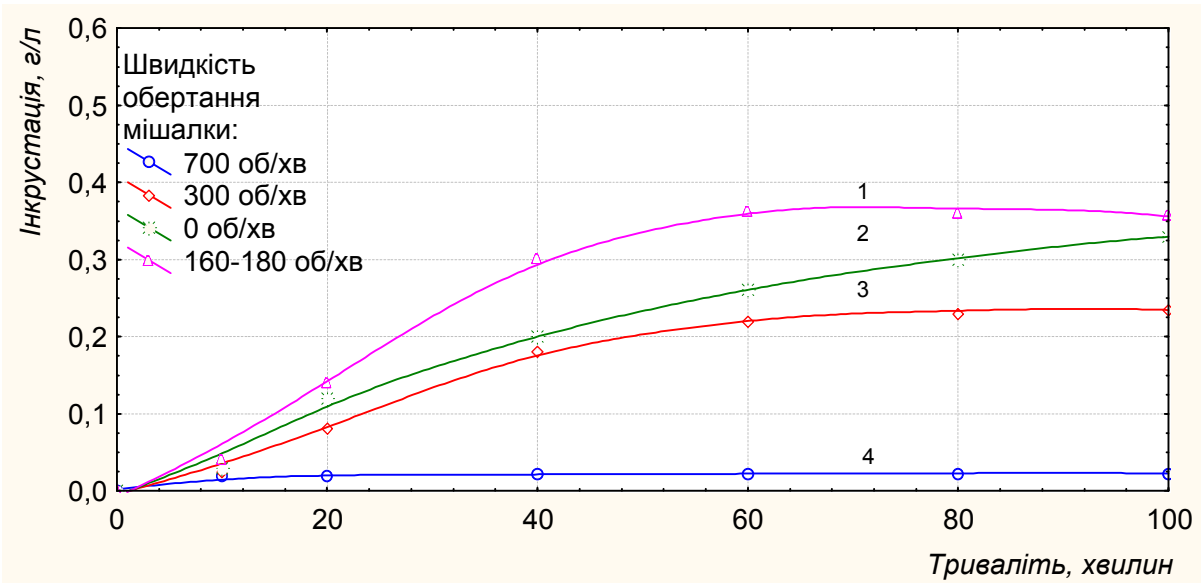


Рис. 3.7. Залежність швидкості утворення інкрустацій від гідродинаміки та часу проведення дослідів

Очевидно, цей гідродинамічний режим сприяє хорошему перемішуванню розчину і є найбільш сприятливим для дифузії CaCO₃, визначається уповільненням дифузії молекул карбонату кальцію до стінки посудини, в другому випадку перемішування розчину достатньо інтенсивне і може забезпечити хороше зіткнення солей кальцію зі стінками посудини, проте висока швидкість руху рідини гальмує процес інкрустації і сприяє утворенню кристалічного зародка в об'ємі рідини. Останню думку дуже добре підтверджує

залежність, одержана в дослідах при перемішуванні рідини зі швидкістю обертання мішалки більше 700 об/хв. При низькій концентрації твердої фази інтенсивне перемішування відповідає умовам виникнення кристалічного зародка і його зростання за рахунок процесу кристалізації.

Крім того, механічна сила турбулентного руху рідини сприяє ослабленню сил зчеплення між стінками посудини та молекулами CaCO_3 , і тому при бурхливому перемішуванні суміші процес інкрустації інтенсивно пригнічується.

Заслуговує на увагу вплив концентрації хлориду натрію на процес утворення інкрустації. Ці дані показані на рис. 3.8, з якого бачимо, що в суспензіях із низьким вмістом хлориду натрію процес інкрустації сильно інтенсифікувався.

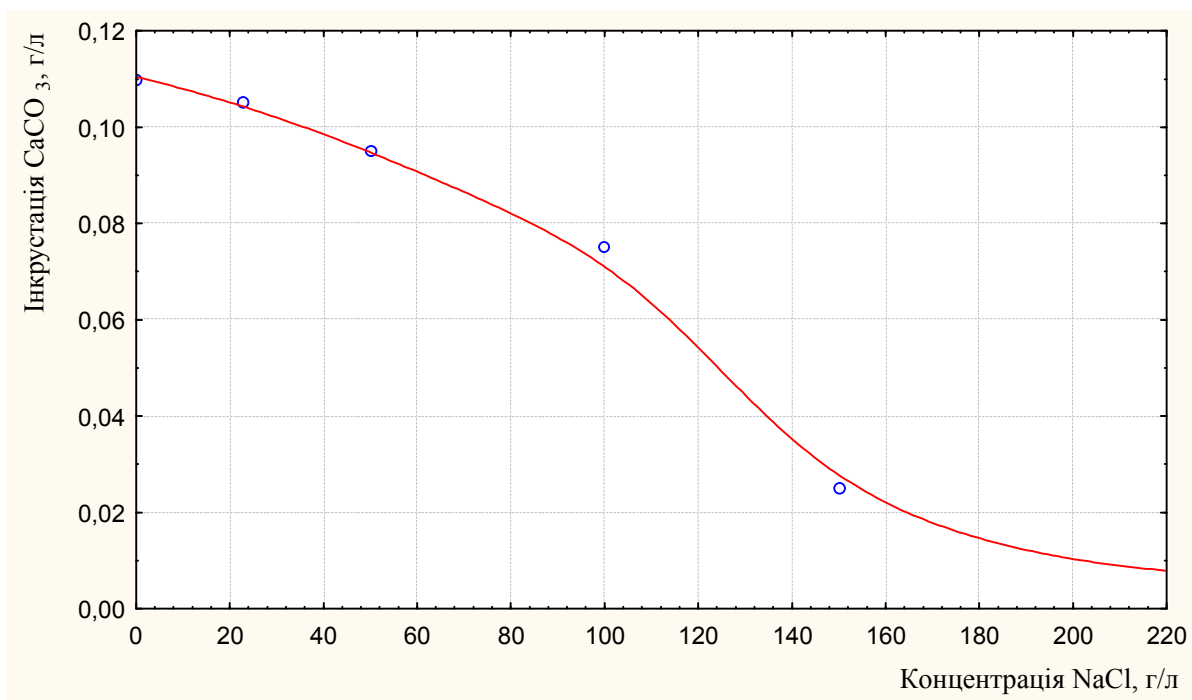


Рис. 3.8. Вплив концентрації хлориду натрію на процес утворення інкрустації

Лише з підвищенням солевмісту до 100 г/л величина інкрустацій дещо падає і досягає мінімуму десь при більш ніж 250 г/л NaCl. Це обумовлено тим, що іони Na^+ і Cl^- , що знаходяться в розчині у великих кількостях, можуть адсорбуватися на поверхні апарату і пригнічувати процес кристалізації на ній карбонату кальцію. Ці іони можуть адсорбуватися на кристалах і затримувати їх зростання, і тому процес зняття перенасичення CaCO_3 у розсолах затягується.

Результати досліджень, наведених на рис. 3.9, показують, що величина інкрустацій пропорційна кількості рідини, що перетікає через посудину. Ці дані були одержані шляхом нашарування міцних відкладень CaCO_3 на стінках колби, в яку заливалася досліджувана суміш. Кількість дослідів, що беруть участь у збільшенні шару інкрустацій, рівносильні кількості рідини, що проходить за певний час через колбу. Час тривалості дослідів становить 25 хв, температура – 18 °С. Нашарування інкрустацій проводилося при швидкості

обертання мішалки 180 об/хв і однакої кількості рідини у всіх дослідах.

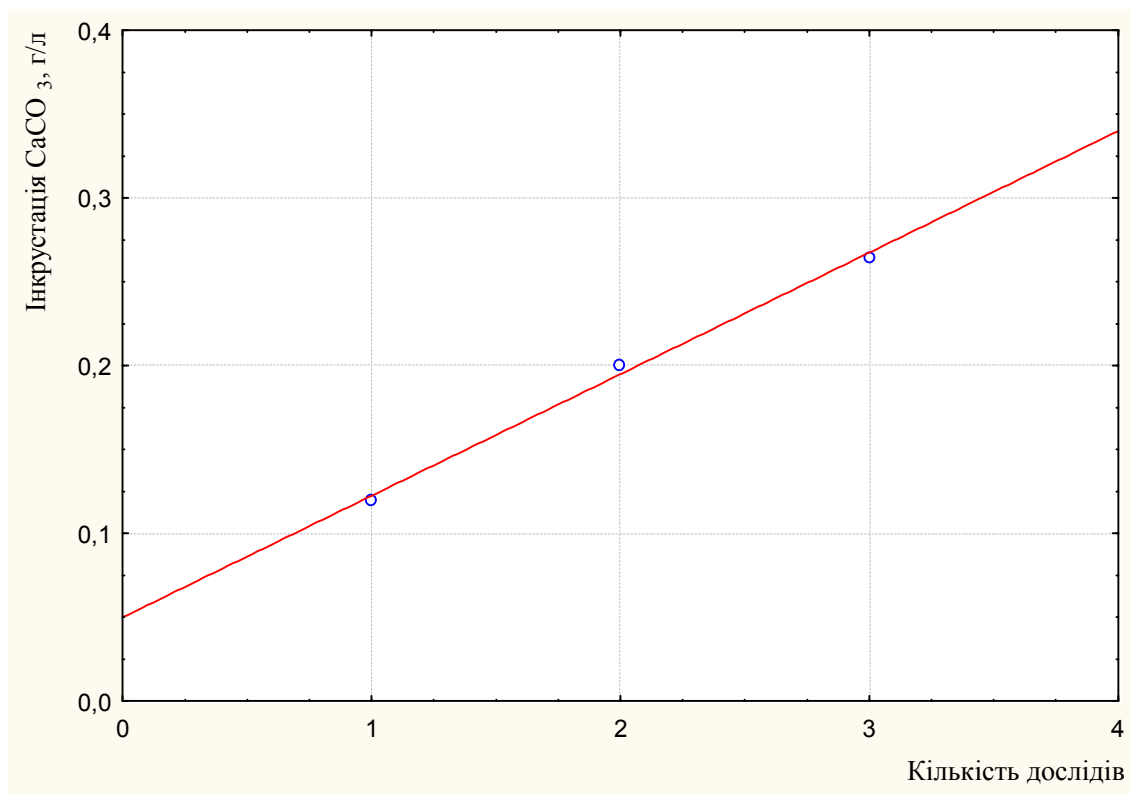


Рис. 3.9. Залежність кількості інкрустацій від кількості дослідів при нарощенні відкладень

Таким чином, швидкість випадання інкрустацій карбонату кальцію залежить від багатьох чинників: кількості суспензії, що містить CaCO_3 , гідродинаміки, кількості рідини, що перетікає.

З рис. 3.10 бачимо, що вміст іонів кальцію в розчині різко падає протягом перших 7 – 9 хв при перемішуванні рідини (криві 2, 3) і протягом 25 – 30 мін у спокійній рідині (крива 1). Ці дані указують на те, що спочатку після утворення CaCO_3 знаходиться в розчині в пересиченому стані – й за відсутності центрів кристалізації поволі утворює тверду фазу. Таким чином, для швидкого зняття перенасичення CaCO_3 у розчині необхідна наявність центрів кристалізації, так званих приманок.

З рис. 3.11 бачимо, що при концентрації суспензії менше 120 мг/л величина інкрустації різко зростає, отже, в цьому разі процес зняття перенасичення на поверхні завислих речовин істотно сповільнюється у вигляді недостатності центрів кристалізації.

Проведені дослідження показують, що при змішенні кальцієвмісних відходів содового виробництва з рідиною можуть утворюватися пересичені концентрації CaCO_3 , які в певних умовах можуть давати інкрустації.

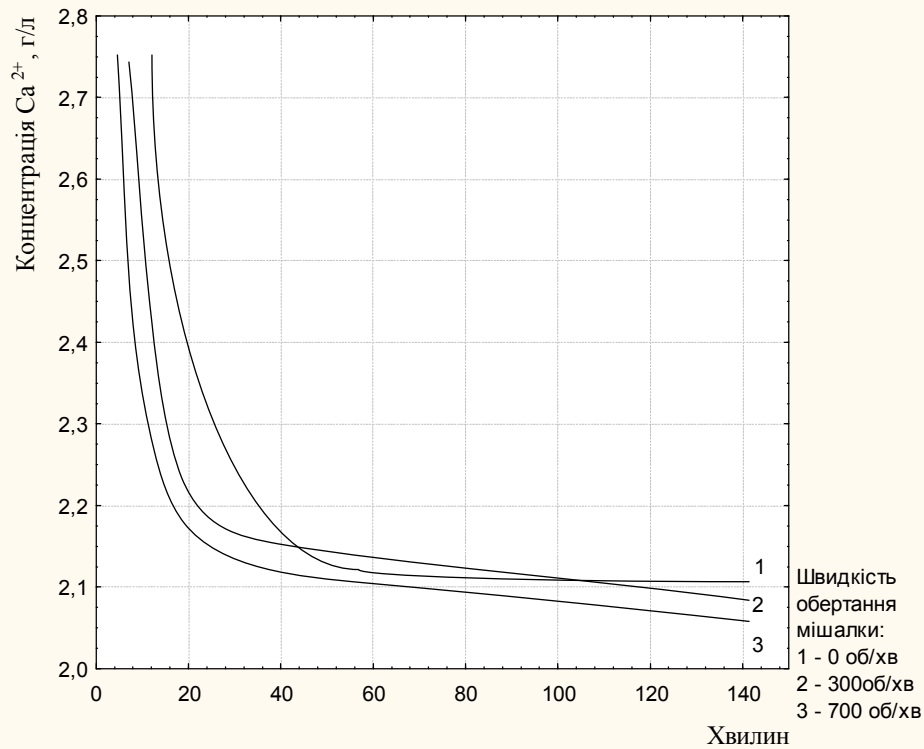


Рис. 3.10. Динаміка зміни концентрації іонів кальцію в розчині внаслідок кристалізації CaCO_3

Показано також, що вміст при цьому в суміші стічних вод 120 – 140 мг/л завислих речовин може повністю зняти перенасичення, причому зі значною швидкістю. Оскільки тверді відходи з дослідного шламонакопичувача складаються з дрібнодисперсних частинок, можна зробити висновок, що при приготуванні пульпової суспензії у перемішувачі відбуватиметься зняття перенасичення карбонатом кальцію й інкрустація трубопроводу малоймовірна.

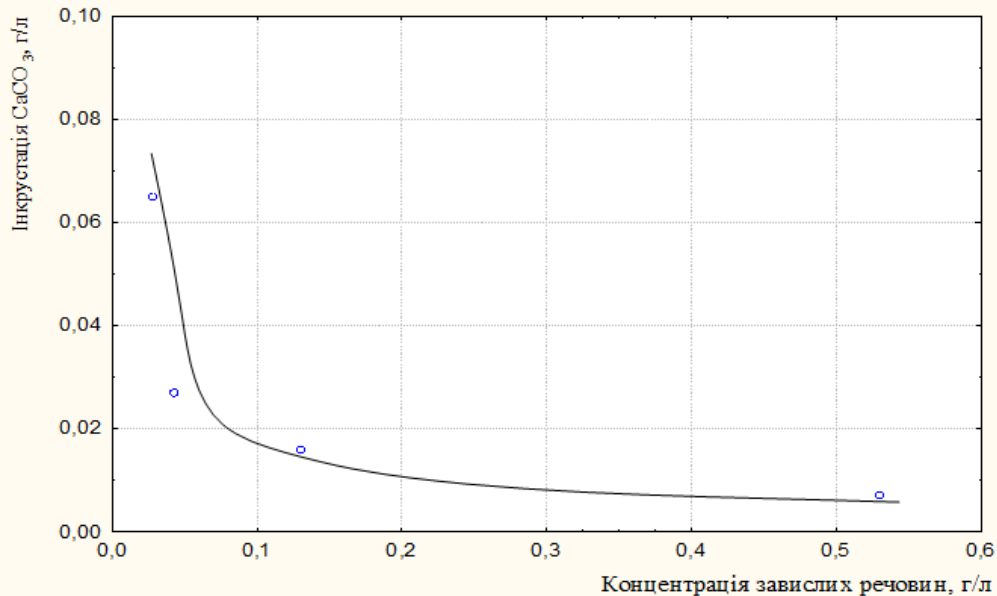


Рис. 3.11. Залежність величини інкрустації CaCO_3 від концентрації завислих речовин

Вплив концентрації хлориду натрію на процес інкрустації полягає в уповільненні кристалізації карбонату кальцію і також сприятиме захисту устаткування від інкрустацій.

Результати цих досліджень були опубліковані в наукових працях [86, 87].

3.6. Корозійні дослідження

Застосування інгібіторів (ІКБ–4, І–1–А, І–К–10) не захищає сплави, з яких виготовляють трубопроводи для транспортування пульпи, від руйнування, що пояснюється наявністю продукту корозії Fe_2S , який розчиняє захисну плівку.

До завдання корозійних досліджень входило:

1) визначення агресивності пульпової суспензії, що передбачається використовувати для закладання в підземні порожнини;

2) підбір корозійностійких конструкційних матеріалів.

Підготовку зразків до і після випробувань проводили за стандартною методикою корозійних досліджень [88]. Корозійну стійкість визначали гравіметричним методом. Досліджували кінетику корозійних руйнувань, тобто визначали процес корозії досліджуваних матеріалів при різній тривалості. Результати досліджень подані в табл. 3.7.

Досліди в лабораторних умовах проводили при перемішуванні розчину в системі з доступом кисню повітря, в закритій системі, рідкій фазі та на межі розділу фаз. Тривалість дослідів – 96 годин, температура розчину – 25 °С.

У шламовій суспензії чорні метали є відносно стійкими конструкційними матеріалами: характер руйнування вуглецевої сталі – плямиста, чавуну – рівномірна (табл. 3.6). Неіржавіюча сталь 12Х18Н10Т і сталь 08Х22Н6Т практично не кородують у цих умовах.

Таблиця 3.6

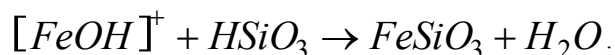
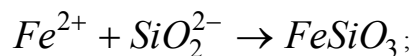
Результати лабораторних корозійних випробувань різних конструкційних матеріалів у приготівленій суміші

Умови проведення експерименту	З допуском кисню повітря			Без доступу кисню повітря		
	Швидкість корозії в $г/м^2 \cdot год.$		Характер корозії	Швидкість корозії в $г/м^2 \cdot год.$		Характер корозії
	Рідка фаза	Межа поділу фаз		Рідка фаза	Межа розділу фаз	
Сталь вуглецева	0,048	0,108	Слабовир. плямиста	0,020	0,025	Рівномір.
Сталь вуглецева із зварним швом	0,078	0,160	Слабовир. плямиста	0,061	0,100	Рівномір.
Чавун	0,400	0,410	Рівномір.	0,150	0,250	Рівномір.
Сталь 12Х18Н10Т	0,001	0,001	Рівномір.	0,001	0,001	Рівномір.

З усіх наведених даних очевидно, що чорні метали в досліджуваних

умовах кородують зі швидкістю, що відносять їх до 5-го бала корозійної стійкості, хоча характер корозії – плямиста.

Отримані результати показують, що вуглецева сталь кородує з невеликою швидкістю в досліджуваній суміші за умови повного занурення зразка в рідину і без надходження нових доз кисню повітря. Характер корозії вуглецевої сталі – слабвиражена плямиста. Велику стійкість вуглецевої сталі в суміші можна пояснити наявністю значних кількостей SiO_2 (від 200 – 340 мг/л). За даними роботи [89] одна молекула окислу заліза може адсорбувати до п'яти молекул кремнієвої кислоти. Захисна плівка, що утворюється на поверхні металу, складається з феросилікату:



Вільний доступ кисню повітря приводить до збільшення швидкості руйнування вуглецевої сталі в 4 рази і до зміни характеру корозії від слабвираженої плямистої до плямистої. Чавун кородує зі швидкістю у декілька разів більше, ніж вуглецева сталь, що пояснюється витравлянням фаз із поверхні зразка. Неіржавіюча сталь практично не кородує в приготівленій суміші.

Висновки до розділу 3

1. Дослідження процесу осідання твердої фази шламової суспензії показали, що оптимальне співвідношення твердої і рідкої фаз для закладання відходів у підземних порожнинах становить в інтервалі $T : P = 5 - 6$.

2. Для інтенсифікації процесу освітлення розсолу в соляній порожнині доцільно рекомендувати використання поліакриламід у процесі приготування шламової суспензії для освітлювання розсолу хлориду натрію кількістю 30–50 г 100 % ПАА на 1 т шламу. Підвищення концентрації флокулянту або використання коагулянтів істотно не впливає на швидкість осідання твердої фази відходів.

3. На підставі отриманої швидкості осідання твердої фази шламу для транспортування пульпової суспензії до підземних порожнин слід рекомендувати пульпові насоси типу «Гр.», які забезпечують швидкість ~ 1 м/с, що гарантує транспортування шламової суспензії без осідання шламу в трубопроводі.

4. Дослідження впливу дифузії на чистоту розсолу показали, що перехід іонів кальцію і магнію з осаду в розсіл майже не впливає на кондицію розсолу, а зону з перевищенням вмісту цих компонентів можна вважати відсутньою у зв'язку з тим, що вона дуже незначна.

5. Дослідження кінетики утворення карбонатних інкрустацій показали, що для зняття перенасичення за карбонатом кальцію, яке може виникати у зв'язку з карбонізацією шламу оксидом вуглецю CO_2 з повітря та зменшенням розчинності CaCO_3 при зниженні температури під час транспортування та

захоронення в порожнинах, достатньо перемішувати суспензію за наявності завислих частинок кількістю не менш ніж 120–140 мг/л протягом 15–20 хвилин. Також потрібно зазначити, що використання рідкої фази суспензії концентрованого соляного розсолу попереджає випадання карбонатних інкрустацій.

6. Корозійні дослідження показали, що чорні метали є відносно стійкими конструкційними матеріалами: характер руйнування вуглецевої сталі – плямиста, чавуну – рівномірна. Неіржавіюча сталь 12Х18Н10Т і сталь 08Х22Н6Т практично не кородують у цих умовах, що дозволяє рекомендувати їх для виготовлення устаткування та трубопроводів.

РОЗДІЛ 4. ГІДРОДИНАМІЧНІ УМОВИ ЗАКЛАДАННЯ ШЛАМУ В ПІДЗЕМНІЙ КАМЕРІ

4.1. Фізичне і математичне моделювання процесу закладання

Основним завданням лабораторних досліджень було фізичне моделювання процесу осадонакопичування в маломасштабних моделях. Оскільки виконання всіх умов однозначності при експерименті досить важке, то здійснювалося наближене моделювання процесу.

Лабораторні дослідження проводилися в НТУ «ХПІ» в три етапи.

На першому етапі досліджень ставили за мету визначити характер розподілу шламів по дну камери залежно від розміру зерен.

Дослідження велися на підлозі просторової циліндричної моделі камери діаметром 40 см та висотою 20 см зі вклеєною смугою кам'яної солі, яка мала певні нерівності та виступи.

Шламова пульпа готувалася з суміші твердих відходів із дослідного шламонакопичувача в концентрованому соляному розчині зі співвідношенням фаз $P : T = 5 : 1$. Для попередження відстоювання шламу в пульпі перед подачею в шламоподавальну колону пульпа постійно перемішувалася в лабораторній установці (рис. 2.1) магнітною мішалкою. Подача шламової пульпи проводилася з продуктивністю $50 \text{ м}^3/\text{год}$ в перерахунку в натуру.

Моделювання показало, що згущена й ущільнена в нижній частині камери тверда фаза шламової пульпи має достатньо горизонтальну поверхню розділу з рідкою фазою. Було доведено, що при заливанні пульпи відбувається розшарування і сортування фракцій закладального матеріалу в придонній частині камери. У місці подачі пульпи осідають частинки крупніші 0,4–0,5 мм, частинки середньої крупності (0,25–0,40 мм) розподіляються майже рівномірно по всій довжині камери. Дрібні частинки ($< 0,25$ мм) осідають переважно в околичних частинах камери. При співвідношенні $T : P$ від 1 : 2 до 1 : 5 середні кути відкладення шарів дорівнюють 6–8°, кути відкладень крупних фракцій досягають 10–12° (для шламу кут природного укусу дорівнює 18°).

На другій стадії експериментів вивчалися різні варіанти закачування шламу і відбору розсолу, зокрема стосовно наших умов значного рознесення точок подачі шламу розсолотвору.

Для дослідів використовувалися кювети розмірами 300x120x120 і 240x170x120 зі вклеєною вертикальною пластиною солі з різним розміщенням трубок, що імітують колони труб.

Для визначення концентрації розсолу і його каламутності за об'ємом моделі були змонтовані системи пробовідбірників. Формоутворення камер фіксувалося відеомагнітофоном, ступінь каламутності визначався за допомогою нефелометра ЛМФ–69.

Для спостереження за траєкторією окремих частинок у камері застосовувалися фарбувальні й флуоресціювальні мітки.

Як шлам використовувалися частинки розміром не більше 0,2 мм (просівалися через сито 0,2 мм), при цьому шламова суспензія готувалася на

розсолах різних концентрацій.

На третьому етапі виконувалися розрахунки за математичною моделлю.

Результати лабораторних досліджень показали, що динаміка осадоутворення залежить від розміщення точки шламоподачі по відношенню до дна камери і ступеня насичення розсолу: при розташуванні точки подачі високо над дном камери ($h_2 \approx 1/3H_{\text{заг}}$, h_2 – перевищення над дном), струмінь шламової суспензії ($\rho > \rho_p$) опускається, зберігаючи свої контури і створює на дні камери майже горизонтальний шар осаду. Сприятливі умови осадоутворення зберігаються при подачі шламового розчину, приготовленого на насиченому розсолі, на дні камери: в цьому разі струмінь шламу реверсує і шлам, що виходить з дослідного каналу в осаді не змучує розсіл у камері, а розтікається поблизу поверхні осаду. У міру руху розчину вгору відбувається його освітлювання. Такий режим шламоподачі достатньо зручний для камер, невеликих за висотою розмірів, проте вимагає безперервної подачі шламу і піднімання колони при зупиненні.

Крім того, зміна співвідношення $T : P$ в пульпі в межах від $1 : 3$ до $1 : 10$ істотно не змінює картини осадоутворення в камері.

Прилипання й осідання дрібнодисперсного шламу відбувається на поверхнях, що розчиняються, при кутах нахилу до 70° до горизонту.

Експерименти показали, що найвигідніше для закладання шламу використовувати систему сполучених камер, оскільки зникають складнощі процесів, властивих одиночній камері. Рекомендується закладання шламу проводити постійно в одну камеру, а з іншої витягувати освітлений розсіл. У міру осідання шламу відбувається його ущільнення, ступінь ущільнення залежить від гранулометричного складу шламу, періоду ущільнення і тиску стовпа рідини. Результати цих досліджень були опубліковані в наукових працях [90, 91].

4.2. Вплив гідродинаміки на процес осідання твердої фази відходів у камері вилуговування

Схему гідравлічних потоків розглянемо на прикладі свердловини, розсолу, обладнаної робочими колонами з діаметрами 219 і 146 мм, що має циліндричну камеру вилуговування з радіусом 100 м і заввишки 100 м, що працює з продуктивністю за рідиною $50 \text{ м}^3/\text{год}$. Площа поперечного перерізу міжтруб'я внутрішнього і зовнішнього висячих працюючих колон – $0,0144 \text{ м}^2$. Площа перерізу внутрішньої колони – $0,0125 \text{ м}^2$. Площа горизонтального перерізу камери вилуговування – 7854 м^2 . Центральну частину стелі камери діаметром 60 м беруть прикритою нерозчинником.

4.2.1. Умови осідання частинок шламу та формування осаду в камері-відстійнику

При використанні камери як відстійника для осідання шламу розрізняють декілька гідродинамічних зон, що поступово переходять одна в одну. Частина

камери, вища за башмак шламоподавальної колони, є зоною витіснення освітленого розсолу. Нижче за башмак шламоподавальної колони розташована зона вільного осідання частинок. Їх рух відбувається в ламінарному режимі (область освітлювання). Ще нижче – зона обмеженого осідання частинок, що характеризується зниженням швидкості руху й зіткненням одна з одною. У самому низу розташовані зона згущування суспензії та зона осаду (закладання). Три останні зони відносять до умовної області ущільнення.

У першій області за законом Стокса можуть осідати частинки з діаметром не більше

$$d_{\max} = \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{\rho_p(\rho_p - \rho_m)}} = 0,0951 \text{ см} = 951 \text{ мкм}. \quad (4.1)$$

Оскільки максимальні розміри частинок шламу не перевищують 250 мк, то їх осідання йде в ламінарному режимі.

Звідси максимальна швидкість осідання ω_{oc} частинки діаметром 250 мк дорівнює

$$\begin{aligned} \omega_{oc} &= \frac{d_0^2(\rho_m - \rho)}{18 \cdot \mu} = \frac{(0,025)^2 \cdot (2,65 - 1,20) \cdot 9,81 \cdot 10^{-2}}{18 \cdot 1,895} = \\ &= 0,026 \text{ см / с} = 0,936 \text{ м / год}, \end{aligned}$$

де μ – динамічна в'язкість розсолу, $\mu = 1,895$ пз (г/см^с); ρ_m, ρ – густина твердої частинки і розсолу, відповідно $\rho_m = 2,65$ г/см³; $\rho = 1,2$ г/см³.

Уточнене значення критерію Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{\omega_{oc} \cdot d_0 \cdot \rho}{\mu} = 0,4 \cdot 10^{-3}.$$

Таким чином, осідання шламу відбувається в області так званих «повзучих течій» ($\text{Re} \ll 1,0$), де переважальну роль відіграють сили в'язкості.

Оскільки швидкість осідання в статичних умовах може змінюватися від 0,36 м/год (визначено експериментально) до критичної 0,936 м/год, то для розрахунків процесів осідання шламу в реальній камері беремо середню величину швидкості осідання $\omega_{oc} = 0,6$ м/год.

4.2.2. Вплив гідродинаміки, викликаної механічними силами, на осідання частинок у камері вилуговування

Густину і в'язкість рідини в зоні вільного осідання частинок беруть сталими (масообмін у камері виключається).

Відмітними рисами гідродинаміки розсолу у свердловині, викликаної механічними силами, є:

а) точкове введення шламу в центральну частину стелі камери і виведення розсолу, розміщене по вертикалі. У плані введення і виведення

рідини суміщені, що обумовлює симетричність радіальних потоків. Площі живого перерізу робочих колон дуже малі, порівняно з площею живого перерізу камери і становлять від неї $1,6 \cdot 10^{-6} - 1,8 \cdot 10^{-6}$, або площа перерізу камери в 550 – 630 тис. разів більша за переріз робочих колон. Наслідком цієї обставини відповідно до умови Бернуллі є:

$$P = p + \frac{\gamma w^2}{2} + \gamma q^2 = \text{const},$$

або повний напір у рухомій рідині, що складається із статистичного швидкісного і гідравлічного натиску, є сталою величиною, тому що середні швидкості рідини в камері вилуговування мізерні порівняно зі швидкістю її в робочих колонах;

б) відношення продуктивності свердловини до об'єму камери є дуже малою величиною, внаслідок чого час між введенням у камеру об'єму рідини і виведення його з камери є досить великим. При продуктивності 50 м³/год оновлення об'єму рідини, що займає 1 м за висотою камери при площі перерізу 7854 м², відбувається за 156 годин, або 6,5 доби. Тривалість перебування в камері рідини, що подається в неї, сприяє роботі камери як відстійника.

За гідродинамічними особливостями в свердловині та розсолі насамперед відокремлюються робочі колони та камери вилуговування.

У робочих колонах звичайно не повинно бути значного звуження живого перерізу труб і тому рідина в них рухається практично рівномірно зі швидкістю близько 1 м/с (за продуктивності 50 м³/год).

У камері вилуговування виділяються три зони, що мають чітко виражені гідродинамічні відмінності: пристельовий компенсаційний потік, зону практично вертикального переміщення рідини, проміжну зону і зону доцентрового руху рідини до точки вилучення її з камери.

Природу пристельового компенсаційного потоку можна пояснити таким чином. Якщо із циліндричної камери через точку вилучення відбирати рідину з продуктивністю q , м³/год, без компенсації спаду об'єму рідини в камері, то рівень рідини, при збереженні горизонтальності її поверхні, знижуватиметься зі швидкістю w_{\downarrow} м/год, що дорівнює

$$w_{\downarrow} = \frac{q}{S_k}, \quad (4.2)$$

де S_k – площа колового перерізу циліндричної камери, лінійна величина зниження рівня за одиницю часу дорівнює швидкості зниження

$$h = w_{\downarrow}. \quad (4.3)$$

У нашому прикладі

$$h = \frac{50}{7854} = 0,0064 \text{ м}.$$

Таким чином, при відборі з камери впродовж 1 години 50 м^3 рідини, об'єм, що звільнився, – це циліндр із діаметром, що дорівнює діаметру камери, тобто 100 м і заввишки $0,0064 \text{ м}$, щоб зберегти заповнення камери (виключити зниження рівня рідини). Об'єм, що звільняється, повинен компенсуватися рідиною, яка подається через центральну точку, де явище і спостерігається в камері вилуговування під час роботи за принципом «вичавлювання».

Нехтуючи незначними опорами граничних поверхонь на більшій частині площі розширення пристельового компенсаційного потоку (колового перерізу камери) камера вилуговування має форму циліндра висотою $h = \frac{q}{S_k}$, в якій

рідина рухається як ідеальна від точки надходження в центрі стелі камери радіально до її периферії.

Башмак зовнішньої висячої колони має бути обладнаний відбивною муфтою, яка переводить вертикальний напрям низхідного потоку рідини в міжтруб'я колон у радіальний рух рідини на вході в камеру відповідно до спрямованості руху в пристельовому компенсаційному потоці. Якщо відбивна муфта відсутня, то рідина проміж робочих колон рухається вниз до погашень енергії затопленого струменя. Концентрично цьому струменю відкидається вгору до стелі еквівалентний за витратою і середньою швидкістю потік рідини, що живить пристельову зону.

При постійній потужності (висоті) h пристельового потоку характер розподілу радіальних швидкостей рідини $w_{n \rightarrow}$ і їх величини є функціями продуктивності свердловин q , радіуса камери вилуговування R_k і відстані кільцевого живого перерізу радіального потоку r_n від його центра.

Радіальна швидкість потоку рідини визначається об'ємом рідини, що проходить через одиницю площі кільцевого перерізу за одиницю часу, і набирає вигляду

$$w_{n \rightarrow} = \frac{q}{S_{\bar{\sigma}n}}, \quad (4.4)$$

де $w_{n \rightarrow}$ – швидкість радіального потоку в точці; q – продуктивність свердловини; $S_{\bar{\sigma}n}$ – площа бічної поверхні кільцевого перерізу радіального потоку на відстані:

$$S_{\bar{\sigma}n} = 2\pi r_n h, \quad (4.5)$$

де r_n – відстань від центра радіального потоку до точки; h – потужність (висота) радіального потоку.

$$h = \frac{q}{S_k}, \quad (4.6)$$

де S_k – площа колового перерізу циліндричної камери (вилуговування).

$$S_k = \pi R_k^2, \quad (4.7)$$

де R_k – радіус циліндричної камери (вилуговування).

Підставимо у вираз (4.4) значення $S_{\text{бн}}$ із (4.5), h із (4.6) і S_k із (4.7):

$$w_{\rightarrow} = \frac{q}{2\pi r_n h} = \frac{q\pi R_k^2}{2\pi r_n q} = \frac{R_k^2}{2r_n}; \quad (4.8)$$

$$w_{\rightarrow} = \frac{R_k^2}{2r_n}.$$

При $r = R_k$ (відстань до бічної поверхні камери)

$$w_{\rightarrow} = 0,5R_k. \quad (4.9)$$

Одержана формула (4.8) показує, що швидкість рідини в радіальному пристельовому потоці:

- а) знаходиться в прямій квадратичній залежності від радіуса камери;
- б) в оберненій залежності від відстані до центра потоку;
- в) не залежить від продуктивності свердловини.

Фізичний сенс цих залежностей очевидний.

У нашому прикладі ($R_k = 50$ м) формула (4.8) після підстановки значень набирає вигляду

$$w_{\rightarrow} = 1250 \frac{1}{r_n}.$$

Табл. 4.1 і рис. 4.1 відображають характер зміни радіальної швидкості пристельового потоку рідини залежно від відстані до центра потоку (точки введення рідини камери) при $R_k = 50$ м

Таблиця 4.1

Залежність швидкості пристельового потоку рідини від відстані рідини r до точки введення рідини, при радіусі камери R , що дорівнює 50 м

r , м	0,25	0,5	1,0	5,0	10,0	20,0	30,0	40,0	50,0
w_{\rightarrow} , м/год	5000	2500	1250	250	125	62,5	41,7	31,2	25,0
w_{\rightarrow} , м/с	1,389	0,6940	0,347	0,069	0,035	0,017	0,012	0,009	0,007

У нашому прикладі при продуктивності 50 м³/год від точки введення рідини в центрі стелі камери до бічної її поверхні на відстані 50 м швидкість рідини в пристельовому потоці як статична функція згасає практично від

швидкості рідини в трубах – 1 м/с до 0,007 м/с, тобто в 140 разів.

Відповідно згасає динамічний $(\frac{\gamma w_{\rightarrow}^2}{2})$ і зростає статичний тиск.

Перевищення швидкості руху рідини в трубах розрахунковою швидкістю пристельового потоку в радіусі менше 0,5 м від точки введення рідини викликане тим, що площі колового перерізу потоку на цій ділянці при розрахунковій потужності потоку менше живого перерізу робочих колон. Фактично за відсутності відбивної муфти ця ділянка потрапляє в зону дії затопленого струменя.

Зона практично вертикального механічного переміщення рідини в циліндричній камері (вилуговування) розташована нижче за пристельовий компенсаційний потік і обумовлена точковим відбором (вичавлюванням) рідини з об'єму камери через робочу колону труб із придонної осьової частини камери. За нижню межу зони беруть півсферу з радіусом R_k , що спирається на периметр колової основи – дна камери.

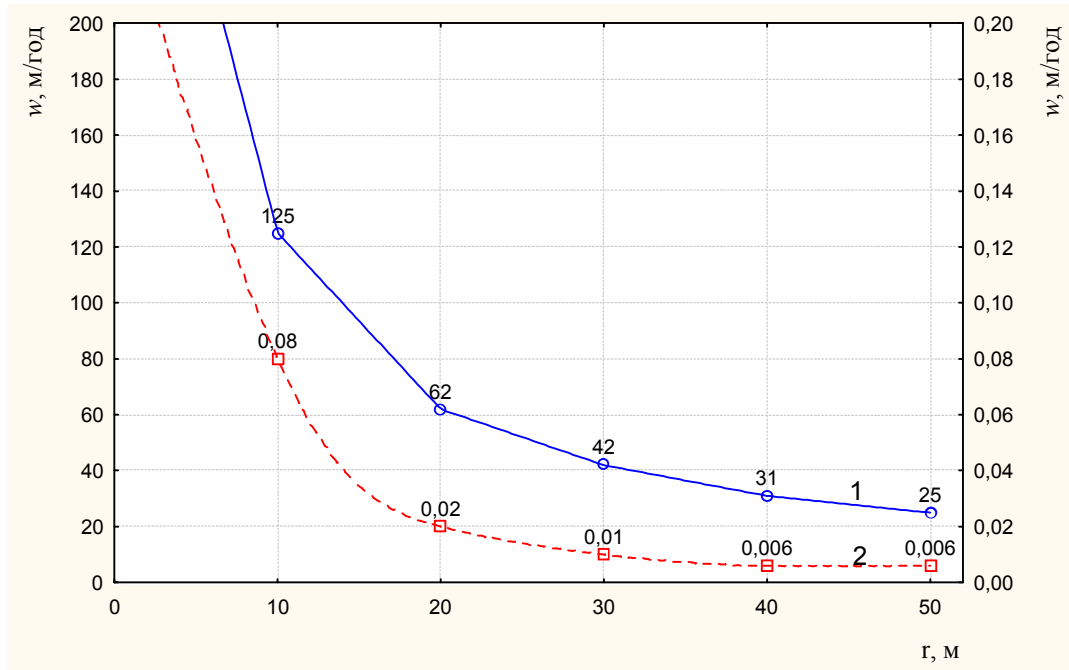


Рис. 4.1. Значення швидкості руху рідини в циліндричній камері при витраті рідини $q = 50 \text{ м}^3/\text{год}$ та радіусі камери $R_k = 50 \text{ м}$: 1 – пристельовий компенсаційний потік; 2 – зона розвантаження

Вертикальна швидкість w_{\downarrow} руху рідини є функцією продуктивності свердловини та площі поперечного перерізу камери, що, як зазначалося раніше, описується формулою

$$w_{\downarrow} = \frac{q}{S_k}.$$

При $S_k = \text{const}$ залежність w_{\downarrow} від q описується рівнянням прямої

$$w_{\downarrow} = aq, \quad (4.10)$$

де a – сталий для даного перерізу камери коефіцієнт. Його величина знаходиться в оберненій квадратичній залежності від радіуса камери. Так, наприклад, при $R_k = 50$ м, $a = 0,000127$, а при $R_k = 25$ м $a = 0,00051$, тобто зі зменшенням радіуса вдвічі коефіцієнт пропорційності збільшився в 4 рази.

При $q = const$ постійну залежність w_{\downarrow} від R_k можна виразити формулою

$$w_{\downarrow} = a \frac{1}{R_k^2}, \quad (4.11)$$

де коефіцієнт $a = \frac{q}{2\pi}$.

На рис. 4.2 наведені як приклад графіки зміни w_{\downarrow} при зміні продуктивності від 0 до 100 м³/год і сталому діаметрі камери 100 м, та зміні діаметра від 10 до 100 м при сталому дебіті.

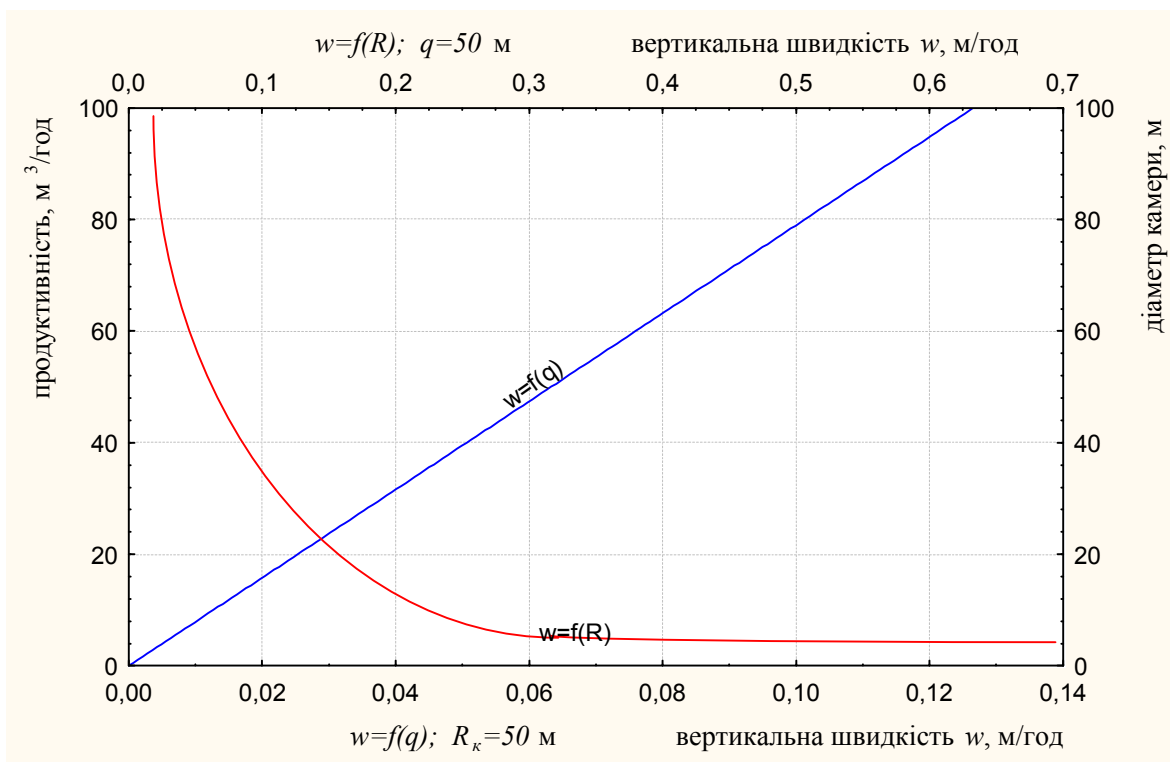


Рис. 4.2. Значення швидкостей руху рідини в циліндричній камері в зоні вертикального переміщення

У зоні доцентрового руху рідина переміщується до точки вилучення її з камери, розташованої в нашому прикладі в центральній частині дна. Беремо швидкості рідини в рівновіддалених від вилучення точках однаковими (прискорення сили для розв'язуваної задачі тут не відіграє визначальної ролі і для спрощення не враховується). Точки рівних швидкостей розміщуватимуться

на сферичних поверхнях, рівновіддалених від центра, – точки вилучення рідини (рис. 4.3).

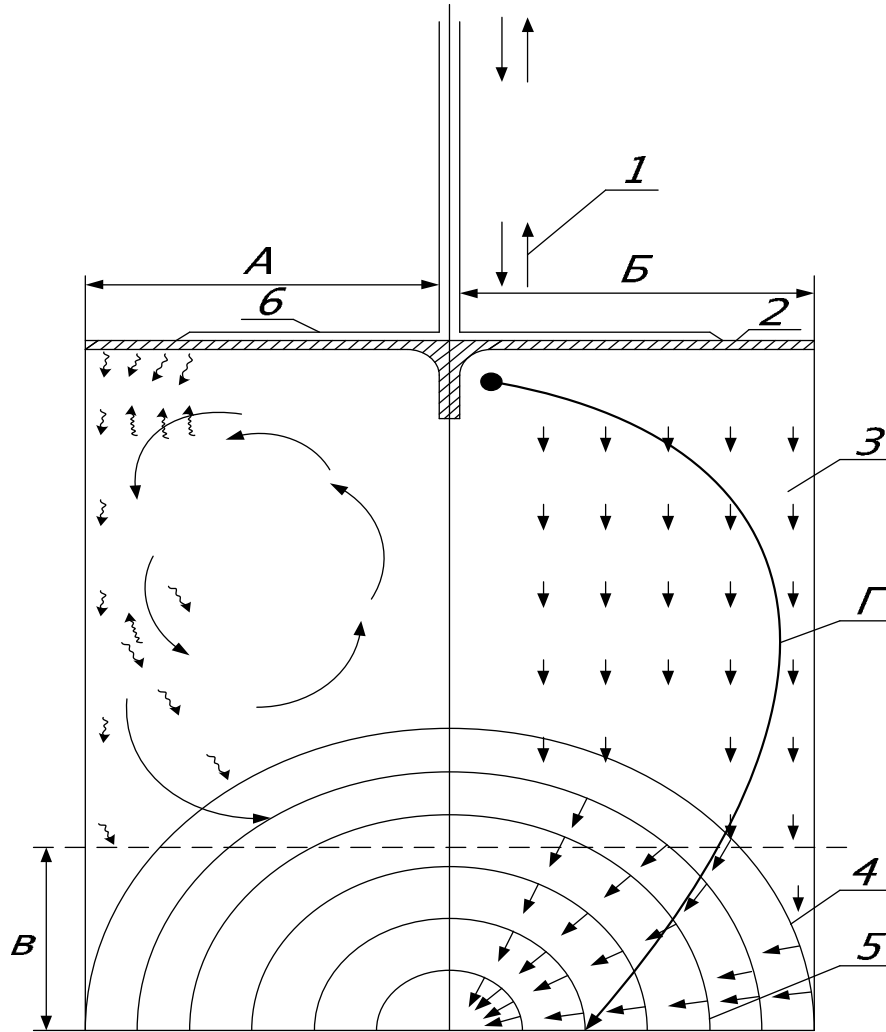


Рис 4.3. Схема потоків рідини у свердловині вилугування:
 а – схема конвективних потоків в камері; б – схема струмів механічного руху в камері; в – зона насичених розсолів; г – схема траєкторій падіння твердої частинки. 1 – рухи рідини в робочих колонах; 2 – пристельовий компенсаційний потік; 3 – зона вертикального переміщення; 4 – нижня межа зони практично вертикального переміщення (зовнішня–проміжна зони); 5 – зовнішня межа зони практично вертикального переміщення (нижня – проміжна зони); 6 – плівка розчинника.

Швидкість доцентрового руху рідини виражається формулою

$$w_q = \frac{q}{S_{ncfn}}, \quad (4.12)$$

де S_{ncfn} – поверхня півсфери з радіусом

$$S_{ncfn} = 2\pi r_n^2. \quad (4.13)$$

У зоні доцентрового руху величина швидкості рідини змінюється від швидкості в зоні практично вертикального переміщення w_{\downarrow} до швидкості закінчення в труби робочих колон – w_{\uparrow} . Звідси верхньою межею зони відцентрового руху рідини є поверхня півсфери, від якої набирає прискорення рух рідини, починаючи зі швидкості, що дорівнює за величиною швидкості вертикального переміщення, до швидкості закінчення рідини в трубах робочих колон. У нашому прикладі ($R_k = 50$ м; $q = 50$ м³/год) швидкість у зоні доцентрового руху змінюється від 0,0064 м/год ($1,8 \cdot 10^{-6}$ м/с) до 4000 м/год (1,1 м/с), тобто збільшується більш ніж у 600 тис. разів.

На поверхні зовнішньої межі зони доцентрового руху рідини

$$w_{\downarrow} = w_q$$

або

$$\frac{q}{S_k} = \frac{q}{S_{ncfn}},$$

тобто площа граничної поверхні зони доцентрового руху рідини дорівнює площі поперечного перерізу камери:

$$S_{ncfn} = S_k \text{ або } 2\pi r_q^2 = \pi R_k^2.$$

Звідси

$$r_q = \sqrt{0,5 R_k^2}. \quad (4.14)$$

У нашому прикладі ($R_k = 50$ м) $r_q = \sqrt{1250} = 35,35$ м.

При $q = const$ функціональну залежність w_q від r_n можна записати

$$w_q = a \frac{1}{r_n^2}, \quad (4.15)$$

де коефіцієнт $a = \frac{q}{2\pi}$

Ця залежність ілюструється графіком (рис. 4.1).

В об'ємі, обмеженому двома півсферами, між зонами вертикального переміщення і розвантаження виділяється проміжна перехідна зона. Вона характеризується зміною вертикальної спрямованості руху рідини до доцентрового при швидкостях, близьких до швидкостей зони вертикального переміщення.

У табл. 4.2 подане зіставлення гідродинамічних характеристик зон, що виділяються в циліндричній камері.

Таблиця 4.2

Стан гідродинамічних характеристик зон циліндричної камер

при $R_k = 50$ м; $H_k = 100$ м; $q = 50$ м³/год

Гідродинамічна зона	Характер руху рідини	Формула швидкості	Величина швидкості, w м/с		Об'єм зони, V тис. м ³	Час оновлення рідини в зоні, t, година	Швидкість оновлення зони $V_s = \frac{q}{t}$ м ³ /год	$\frac{V_{з1}}{V_n}$
			max	min				
1. Компенсаційний (пристельовий потік)	Сповільнений потік постійної потужності, що радіально розтікається (висоти)	$w_{\rightarrow} = \frac{q}{2\pi r_n h}$ $h = w_{\downarrow}$	1	$7 \cdot 10^{-3}$	$5 \cdot 10^{-2}$	1	50	1
2. Зона вертикального переміщення	Рівномірний низхідний потік у циліндрі сталого перерізу	$w_{\downarrow} = \frac{q}{\pi R_k^2}$	$2 \cdot 10^{-6}$	$2 \cdot 10^{-6}$	525	10470	$5 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^4$
3. Проміжна зона	Зміна напрямку руху з вертикального на доцентровий, швидкість стала		–	–	170	3385	$1 \cdot 10^{-2}$	$3 \cdot 10^3$
4. Зона розвантаження	Прискорення доцентрове	$w_q = \frac{q}{2\pi r_n^2}$	1	$2 \cdot 10^{-6}$	90	1850	$3 \cdot 10^{-2}$	$2 \cdot 10^3$

З матеріалів викладу і табл. 4.2 впливають такі основні висновки в аспекті даного питання про вплив гідродинаміки на процеси осідання твердих частинок.

Для порівняння візьмемо характерні для швидкості осідання частинок в умовах статичності – 0,2 м/год або $6 \cdot 10^{-5}$ м/с.

Основну роль у процесах осідання твердих частинок відіграють зони пристельового компенсаційного потоку і зона розвантаження, в яких спрямованості руху рідини протилежні відповідно від центра до периферії і навпаки.

Оскільки в зоні вертикального переміщення швидкості осідання частинок ($6 \cdot 10^{-5}$ м/с) у багато разів перевищують вертикальні швидкості руху рідини ($2 \cdot 10^{-6}$), то зростання зони позитивно проявляється у збільшенні часу для відстоювання.

Унаслідок тих самих дуже малих швидкостей руху рідини, що і в зоні вертикальних переміщень, роль проміжної зони приблизно аналогічна зоні вертикального переміщення.

Отже, як уже відмічено, основний вплив гідродинамічних чинників на процеси осідання твердих частинок у камері вилуговування роблять зони компенсаційна і розвантаження. Опір гідродинаміки швидкостей рідини в цих

зонах наведений у табл. 4.3.

Найбільш активною з позицій гідродинаміки є зона компенсаційного пристельового потоку. Вона характеризується максимальними швидкісними тисками, що подають у напрямі від точки введення рідини в центрі стелі камери до периферії – бічної поверхні камери в її верхній частині.

Другою за «активністю» є зона розвантаження. Швидкості, й відповідно, швидкісні тиски рідини в цій зоні збільшуються у напрямі до точки вилучення рідини, тобто в напрямі, протилежному компенсаційному потоку.

Таблиця 4.3

Опір гідродинаміки швидкостей рідини в зонах компенсаційній і розвантаження

Зона \ $r_n, \text{ м}$	0,5	1,0	5,0	10,0	20,0	30,	35,35	50,0
1. Компенсаційна (пристельова)	$7 \cdot 10^{-1}$	$3 \cdot 10^{-1}$	$7 \cdot 10^{-2}$	$4 \cdot 10^{-2}$	$2 \cdot 10^{-2}$	$1 \cdot 10^{-2}$	$1 \cdot 10^{-2}$	$7 \cdot 10^{-3}$
2. Розвантаження	$9 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$	$9 \cdot 10^{-5}$	$2 \cdot 10^{-5}$	$6 \cdot 10^{-6}$	$3 \cdot 10^{-6}$	$2 \cdot 10^{-6}$	$2 \cdot 10^{-6}$
3. Кратність $\frac{W_{\rightarrow}}{W_{\downarrow}}$	80	$1,6 \cdot 10^2$	$8 \cdot 10^2$	$1,6 \cdot 10^3$	$3 \cdot 10^3$	$5 \cdot 10^3$	$5,6 \cdot 10^3$	$3,5 \cdot 10^3$

Швидкості закачування шламу в камеру (зона компенсації) і вилучення розсолу з камери (зона розвантаження) практично дорівнює 1 м/с. Проте розподіл швидкостей на рівновіддалених живих перерізах потоків від цих точок носить різні характери. Швидкості в зоні компенсації на декілька порядків вищі, ніж у зоні розвантаження. Так, на відстані від 35,35 до 0,5 м, рахуючи від точки вилучення розсолу, швидкість рідини зростає з $2 \cdot 10^{-6}$ до $9 \cdot 10^{-3}$ м/с (у 4500 разів), а на відповідній ділянці в компенсаційній зоні в протилежному напрямі падає від $7 \cdot 10^{-1}$ до $1 \cdot 10^{-2}$ (всього в 70 разів). При відношенні величин швидкостей рідини в точках введення і вилучення, що дорівнює 1, вже за 0,5 м від них швидкість компенсаційного потоку в 80 разів, за 5 м – у 800 разів, а на відстані 35,35 м – у 5600 разів більша швидкості розвантаження.

Мінімальна швидкість компенсаційного потоку на відстані 5 м від точки введення – $7 \cdot 10^{-3}$ м/с. Вона в $3,5 \cdot 10^{-3}$ рази вища за мінімальну швидкість на межі зони розвантаження в 35,35 м від точки вилучення рідини. У зоні розвантаження швидкість потоку досягає мінімального значення швидкості компенсаційного потоку $7 \cdot 10^{-3}$ м/с лише на відстані 0,6 м від точки відбору і на цьому відрізьку зростає до мінімального значення 1 м/с. Різниця в характерах розподілу швидкостей у цих зонах очевидно обумовлена тим, що пристельовий компенсаційний потік є плоским потоком постійної потужності, що радіально розтікається. Залежність уповільнення руху рідини в цій зоні є функцією першого ступеня від відстані до точки введення. Потік у зоні розвантаження є радіальним доцентровим в об'ємі півкулі. Прискорення руху рідини в цій зоні є

квадратичною функцією від відстані до точки введення.

У цій площині показовими є також такі зіставлення. У нашому прикладі об'єм зони компенсації дорівнює 50 м^3 (за величиною він завжди дорівнює продуктивності свердловин), а розвантаження – 90 тис. м^3 , тобто в 1800 разів більше за однакової витрати зон $50 \text{ м}^3/\text{год}$. Відповідно в тій самій кратності знаходяться і відношення часів оновлення рідини в зонах (в табл. 4.2 наведені заокруглені цифри).

Наведені приклади мали на меті підкреслити якісні відмінності гідродинамічних характеристик зон камери вилуговування, що відіграють певну роль у впливі гідродинамічних чинників на кінцеві результати осідання твердих частинок. У світлі викладеного впливу гідродинаміки, обумовленої механічними силами – введення і відбору рідини, на процеси осідання твердих частинок спостерігаємо в такому вигляді.

В умовах нерухокої рідини (статика) осідання твердих частинок підлягає закону Стокса, що виражається формулою [82]:

$$w_{c\downarrow} = \frac{2R_c^2 q (\gamma_c - \gamma_p)}{q\mu}, \quad (4.16)$$

де R_c – радіус частинки; q – прискорення сили тяжіння; γ_c – густина частинки; γ_p – густина рідкого середовища; μ – коефіцієнт в'язкості середовища.

Сила опору рідини рухомому в ній тілу за Стоксом виражається залежністю

$$f_c = 6\pi R_c \mu w_c, \quad (4.17)$$

де f_c – сила опору рідини рухомому в ній тілу; R_c – радіус кулястої частинки; w_c – швидкість руху частинки.

За законом Ньютона ця формула справедлива для всіх випадків відносного переміщення частинки та рідини (наприклад, якщо частинка нерухома – закріплена, а рухається рідина).

З наведених залежностей виходить, що умовами падіння частинок під впливом сили ваги є перевищення густини частинки над густиною середовища (сила ваги повинна перевищувати Архімедові сили) і щоб сили тертя між частинками і рідиною були менші за сили ваги частинки. У нашому розгляді вважаємо, що ці умови дотримані. Для прикладу використовуємо співвідношення густини частинки та рідини, а також радіуса частинки, при яких швидкість осідання дорівнює $0,2 \text{ м/год}$, або $6 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$.

Розглянемо вплив руху рідини на процеси осідання твердих частинок по зонах свердловини для частинки, що потрапляє в камеру (вилуговування) разом з рідиною, що подається.

У трубах, по яких рідина потрапляє в камеру, на швидкість осідання частинки, що описується формулою (4.16), накладається швидкість руху

низхідного потоку рідини. Але внаслідок короткочасності перебування рідини в трубах, турбулентного її руху і, головне, багатократного перевищення швидкостей рідини над швидкістю осідання частинки правомірно вважати, що в точці введення шламу в камеру швидкість руху частинки дорівнює швидкості введення шламу, в нашому прикладі 1 м/с.

У камері вилуговування частинка потрапляє в радіально-горизонтальний підстельовий компенсаційний потік зі сповільненим рухом рідини. Траєкторія руху частинки складається з горизонтального переміщення, компенсаційного потоку і вертикального – падіння в полі сил тяжіння. Початковою швидкістю частинки, так само як і рідини, можна взяти таку, що дорівнює швидкості руху в трубах робочих колон (у нашому прикладі 1 м/с). У зв'язку з тим, що густина твердої частинки (за умовою) вища за густину рідини, кількість руху частинки більша, ніж рідини (інертність вища). Внаслідок цього уповільнення швидкості руху частинки менша, ніж у рідини. Різниця швидкостей твердої частинки та рідини викликає гальмівні рухи частинки сили тертя з рідиною:

$$f_T = 6\pi R_c \mu (w_c - w_p), \quad (4.18)$$

де w_c – швидкість руху частинки; w_p – швидкість руху рідини в підстельовому компенсаційному потоці.

При $w_c = w_p$ сили тертя (опори рідини) дорівнюють 0.

Таким чином, гідродинамічна роль підруслового компенсаційного потоку в процесі осідання твердої частинки виражається в тому, що частинки відкидаються від осьової зони у напрямі до периферії камери. Відстань, на яку відкидається частинка від осі камери, залежить від швидкості введення шламу в камеру, густини та в'язкості рідини, початкової швидкості, розміру та густини частинки і може бути розрахована, якщо відомі ці величини.

У зоні практично вертикального переміщення рідини вниз швидкість падіння частинки під впливом сил тяжіння, як правило, значно вища за швидкість переміщення рідини і визначається рівнянням Стокса. Позитивний вплив зони вертикального переміщення рідини на повноту осідання твердих частинок визначається значним часом оновлення цієї зони (табл. 4.2) й, отже, великим часом відстоювання. Приблизно таке ж значення має проміжна зона.

У зоні доцентрового руху рідини до точки її вилучення з камери переважають сили всмоктування, спрямовані на переміщення твердої частинки до цієї точки. Проте, як було показано вище, в практично відчутному розмірі ці сили, що визначаються швидкістю руху рідини, виявляються в зоні, найближчій до точки вилучення рідини. Про це свідчить також наведена нижче таблиця кратності швидкостей руху рідини в зонах компенсації і розвантаження зі взятою для прикладу швидкістю осідання частинки 0,2 м/год, або $6 \cdot 10^{-5}$ м/с (табл. 4.4).

Викладене дозволяє зробити дуже важливий у практичному відношенні висновок, що перенесення частинки силами відкидання в зоні пристельового потоку не врівноважується напрямленим назад силам усмоктування, частинка

осідає на дно камери і не виноситься рідиною, що забирається з камери.

Таблиця 4.4

Кратність віднесення швидкостей рідини та осідання частинки $6 \cdot 10^{-5}$ м/с у зонах компенсації і розвантаження

Зона \ r_n , м	0,5	1,0	5,0	10	20	30	35,35	50
1. Компенсаційна $\frac{w_{\rightarrow}}{w_q}$, м/с	$1 \cdot 10^4$	$7 \cdot 10^3$	$1 \cdot 10^3$	$7 \cdot 10^2$	$3,5 \cdot 10^2$	$2 \cdot 10^2$	$1,5 \cdot 10^2$	$1 \cdot 10^2$
2. Розвантаження $\frac{w_q}{w_q}$, м/с	$1,5 \cdot 10^2$	$4 \cdot 10$	$1,5$	$4 \cdot 10^{-1}$	$1 \cdot 10^{-1}$	$5 \cdot 10^{-2}$	$3 \cdot 10^{-5}$	$3 \cdot 10^{-5}$

Схема траєкторії осідання твердої частинки внаслідок взаємодії сили тяжіння і гідродинамічних сил показана на рис. 4.3.

Результати цих досліджень і моделювання опубліковані в статтях [93, 94].

4.3. Моделювання процесу осідання твердої фази в соляній камері під час закладання її відходами

Під час закладання відходів існує ймовірність підсмоктування твердих частинок шламу із зони осадонакопичення в зону забору освітленого розсолу. Для того щоб запобігти цьому небажаному явищу рекомендується розташовувати розсолозабірну і шламоподавальну колони на певній висоті від дна камери. Ця висота залежить від властивостей шламової суспензії, а також геометричних параметрів соляної камери. Визначення оптимальної висоти розташування шламоподавальної та розсолозабірної колон для заданих параметрів камери можливо лише шляхом розв'язання вісесиметричної задачі осадження шламових відходів у підземній камері із застосуванням методів математичного моделювання процесу.

Розглянемо задачу осадження шламових відходів у камері.

Маємо циліндричну камеру радіусом R та висотою H , що заповнена повністю насиченим розчином солі густиною ρ_1 спочатку в нерухомому стані. У камеру опущені дві труби – одна, що подає відходи (довжина від верху камери l_1 , діаметр труби d_1), та друга, що відкачує розчин (довжина від верху камери l_2 , діаметр труби d_2).

У шламоподавальну колону зі швидкістю V_1 , м³/с, подаються шламові відходи густиною ρ_2 . Відходи складаються з насиченого розчину солі та нерозчинних твердих частинок густиною ρ_3 з початковою концентрацією c_1 , так, що $\rho_2 = \rho_3 c_1 + \rho_1 (1 - c_1)$. Під дією сили тяжіння тверді частинки

опускаються вниз і під дією сил дифузії поширюються горизонтально. З відбірної труби відбирається рідина зі швидкістю V_2 , м³/с.

Розглянемо рідину, що складається з розчину солі й твердих частинок. Дослідимо рух цієї двофазної рідини.

Запишемо основні рівняння руху. Позначимо через ρ повну густину рідини, через c – концентрацію твердих частинок у рідині. При цьому

$$\rho = \rho_3 c + \rho_1 (1 - c). \quad (4.19)$$

Позначимо через \mathbf{v} вектор швидкості функції. Тоді умова безперервності рідини дає рівняння

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div} \mathbf{v} = 0. \quad (4.20)$$

Запишемо рівняння Нав'є-Стокса для в'язкої рідини [32, 64]:

$$\rho \left[\frac{\partial \mathbf{v}}{\partial t} + (\mathbf{v} \cdot \nabla) \mathbf{v} \right] = -\operatorname{grad} p + \eta \Delta \mathbf{v} + \boldsymbol{\gamma}, \quad (4.21)$$

де p – тиск у рідині; η – коефіцієнт динамічної в'язкості, що залежить від концентрації твердих частинок; $\boldsymbol{\gamma}$ – вектор масових сил, що описує гравітаційний вплив.

Оскільки в камері концентрація твердих частинок неоднакова, то в системі відбуватиметься дифузійне масоперенесення, що описується рівнянням дифузії у вигляді [95, 96]:

$$\rho \left[\frac{\partial c}{\partial t} + \mathbf{v} \nabla c \right] = \rho D \Delta c + f, \quad (4.22)$$

де D – коефіцієнт дифузії; f – функція, що описує джерела речовини (у розглянутій задачі це подача розчину в камеру і відбір із камери).

Одержали систему 6 диференціальних рівнянь у частинних похідних (4.21) – (4.22) для 6 невідомих – векторної величини \mathbf{v} та 3 скалярних величин ρ, c, p .

Оскільки внаслідок геометрії камери задача має вісесиметричний характер, уведемо циліндричну систему координат (r, φ, z) , причому в даній задачі всі величини не залежать від координати φ . Розмістимо вісь z уздовж осі камери, спрямувавши її вниз. Центр координат розмістимо зверху камери. Запишемо отриману систему рівнянь для введеної циліндричної системи координат, урахувавши, що всі похідні по координаті φ дорівнюють 0:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{1}{r} \frac{\partial (r \mathbf{v}_r)}{\partial r} + \frac{\partial \mathbf{v}_z}{\partial z} = 0 \text{ – рівняння безперервності,} \quad (4.23) \\ \rho \left[\frac{\partial \mathbf{v}_r}{\partial t} + \mathbf{v}_r \frac{\partial \mathbf{v}_r}{\partial r} + \mathbf{v}_z \frac{\partial \mathbf{v}_r}{\partial z} \right] = -\frac{\partial p}{\partial r} + \eta \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \mathbf{v}_r}{\partial r} \right) - \frac{\mathbf{v}_r}{r^2} + \frac{\partial^2 \mathbf{v}_r}{\partial z^2} \right), \\ \text{– рівняння Нав'є–Стокса,} \quad (4.24) \\ \rho \left[\frac{\partial \mathbf{v}_z}{\partial t} + \mathbf{v}_r \frac{\partial \mathbf{v}_z}{\partial r} + \mathbf{v}_z \frac{\partial \mathbf{v}_z}{\partial z} \right] = -\frac{\partial p}{\partial z} + \eta \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \mathbf{v}_z}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 \mathbf{v}_z}{\partial z^2} \right) + \rho g, \\ \rho \left[\frac{\partial c}{\partial t} + \mathbf{v}_r \frac{\partial c}{\partial r} + \mathbf{v}_z \frac{\partial c}{\partial z} \right] = \\ \text{– рівняння дифузії.} \quad (4.25) \\ = \rho D \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) + f(r, z) \end{array} \right.$$

Граничними умовами є:

1) умови рівності нулю швидкості рідини на стінках камери:

$$\mathbf{v}|_{r=R} = 0, \mathbf{v}|_{z=H} = 0, \mathbf{v}|_{z=0} = 0; \quad (4.26)$$

2) умови рівності нулю градієнта концентрації по нормалі до стінки:

$$\left. \frac{\partial c}{\partial r} \right|_{r=R} = 0, \left. \frac{\partial c}{\partial z} \right|_{z=H} = \left. \frac{\partial c}{\partial z} \right|_{z=0} = 0; \quad (4.27)$$

Початкові умови набувають вигляду:

1) рівність 0 швидкості точок рідини:

$$\mathbf{v}|_{t=0} = 0; \quad (4.28)$$

2) рівність концентрації твердих частинок у рідині 0:

$$c|_{t=0} = 0; \quad (4.29)$$

3) тиск у рідині розподілено гідростатично:

$$p = \rho g z. \quad (4.30)$$

Таким чином, маємо систему рівнянь (4.20), (4.23)–(4.25) із граничними умовами (4.26)–(4.27) і початковими умовами (4.28)–(4.30). Для замикання системи залишилося визначити функцію f , що описує джерела речовини. Оскільки шламоподавальна колона знаходиться на позначці $z = l_1$, то вона дає

потік речовини, що описується дельта-функцією $\rho_2 V_1 \delta(r-0) \delta(z-l_1)$. Аналогічно колона, що відбирає розсіл, дає потік речовини $-\rho V_2 \delta(r-0) \delta(z-l_2)$.

В'язкість рідини буде істотно залежати від концентрації твердих частинок. Візьмемо цю залежність у вигляді

$$\eta = \eta_0 \left[1 + 0.75 \frac{c}{1-c} \right]^2,$$

де η_0 – в'язкість насиченого соляного розчину.

Таким чином, в'язкість у твердій фракції відходів вважається нескінченно великою.

Отримана система рівнянь є системою нелінійних рівнянь другого порядку в частинних похідних. Її розв'язання аналітичним способом не є можливим. Тому в роботі була реалізована схема чисельного розв'язання даної системи за допомогою сіткових методів. Наведемо короткий опис застосованої методики.

Уведемо просторову сітку $(r_k, z_m), k = 0..K, m = 0..M$ і часову сітку $t_n, n = 0..N$. При цьому крок сітки за змінною r дорівнює $\Delta r = \frac{R}{K}$, початкове значення $r_0 = 0$; крок сітки за змінною z дорівнює $\Delta z = \frac{H}{M}$, початкове значення $z_0 = 0$; крок сітки за змінною t дорівнює $\Delta t = \frac{T}{N}$, початкове значення $t_0 = 0$. Тут T – час розрахунку, достатньо великий для виходу системи на стаціонарний режим роботи.

Розглянемо шукані величини в точках сітки – $c_{km}^n, \rho_{km}^n, v_{rkm}^n, v_{zkm}^n, p_{km}^n$. Похідні в рівняннях (4.23) – (4.25) замінимо їх кінцевими різницями. Тоді отримаємо таку систему рівнянь [97]:

$$\left\{ \begin{aligned}
& \frac{\rho_{km}^{n+1} - \rho_{km}^n}{\Delta t} + \frac{1}{r_k} \left(\mathbf{v}_{rkm}^n + r_k \frac{\mathbf{v}_{rk+1,m}^n - \mathbf{v}_{rkm}^n}{\Delta r} \right) + \frac{\mathbf{v}_{zk,m+1}^n - \mathbf{v}_{zkm}^n}{\Delta z} = 0, \\
& \rho_{km}^n \left[\frac{\mathbf{v}_{rkm}^{n+1} - \mathbf{v}_{rkm}^n}{\Delta t} + \mathbf{v}_{rkm}^n \frac{\mathbf{v}_{rk+1,m}^n - \mathbf{v}_{rkm}^n}{\Delta r} + \mathbf{v}_{zkm}^n \frac{\mathbf{v}_{rk,m+1}^n - \mathbf{v}_{rkm}^n}{\Delta z} \right] = -\frac{p_{k+1,m}^n - p_{km}^n}{\Delta r} + \\
& + \eta_{km}^n \left(\frac{1}{r_k} \left(\frac{\mathbf{v}_{rk+1,m}^n - \mathbf{v}_{rkm}^n}{\Delta r} + r_k \frac{\mathbf{v}_{rk+2,m}^n - \mathbf{v}_{rk+1,m}^n + \mathbf{v}_{rkm}^n}{(\Delta r)^2} \right) - \frac{\mathbf{v}_{rkm}^n}{r_k^2} + \frac{\mathbf{v}_{rk+2,m}^n - \mathbf{v}_{rk+1,m}^n + \mathbf{v}_{rkm}^n}{(\Delta z)^2} \right), \\
& \rho_{km}^n \left[\frac{\mathbf{v}_{zkm}^{n+1} - \mathbf{v}_{zkm}^n}{\Delta t} + \mathbf{v}_{rkm}^n \frac{\mathbf{v}_{zk+1,m}^n - \mathbf{v}_{zkm}^n}{\Delta r} + \mathbf{v}_{zkm}^n \frac{\mathbf{v}_{zk,m+1}^n - \mathbf{v}_{zkm}^n}{\Delta z} \mathbf{v}_z \right] = -\frac{p_{km+1}^n - p_{km}^n}{\Delta z} + \\
& + \eta_{km}^n \left(\frac{1}{r_k} \left(\frac{\mathbf{v}_{zk+1,m}^n - \mathbf{v}_{zkm}^n}{\Delta r} + r_k \frac{\mathbf{v}_{zk+2,m}^n - \mathbf{v}_{zk+1,m}^n + \mathbf{v}_{zkm}^n}{(\Delta r)^2} \right) + \frac{\mathbf{v}_{zk+2,m}^n - \mathbf{v}_{zk+1,m}^n + \mathbf{v}_{zkm}^n}{(\Delta z)^2} \right) + \rho_{km}^n \mathbf{g}, \\
& \rho_{km}^n \left[\frac{c_{km}^{n+1} - c_{km}^n}{\Delta t} + \mathbf{v}_{rkm}^n \frac{c_{k+1,m}^n - c_{km}^n}{\Delta r} + \mathbf{v}_{zkm}^n \frac{c_{km+1}^n - c_{km}^n}{\Delta z} \right] = \\
& = \rho_{km}^n D \left(\frac{1}{r_k} \left(\frac{c_{k+1,m}^n - c_{km}^n}{\Delta r} + r_k \frac{c_{k+2,m}^n - c_{k+1,m}^n + c_{km}^n}{(\Delta r)^2} \right) + \frac{c_{km+2}^n - c_{km+1}^n + c_{km}^n}{(\Delta z)^2} \right) + f(r_k, z_m).
\end{aligned} \right.$$

Ця система є явною схемою різницевого методу, що дозволяє на кожному кроці за часом обчислювати значення невідомих величин на наступному часовому шарі через значення, отримані для поточного шару. Початкові значення величин визначаються початковими умовами:

$$\mathbf{v}_{rkm}^0 = \mathbf{v}_{zkm}^0 = 0, c_{km}^0 = 0, p_{km}^0 = \rho_{km}^0 g z_m, \rho_{km}^0 = \rho_3.$$

Граничні умови (4.35)–(4.36) призводять до умов:

$$\mathbf{v}_{rKm}^n = \mathbf{v}_{zKm}^n = 0, \mathbf{v}_{rk0}^n = \mathbf{v}_{zk0}^n = 0, \mathbf{v}_{rkM}^n = \mathbf{v}_{zkM}^n = 0, \\ c_{K-1,m}^n = c_{Km}^n, c_{k,0}^n = c_{k,1}^n, c_{k,M-1}^n = c_{k,M}^n.$$

Оскільки отримана система також є нелінійною (через нелінійність параметра $\eta_{km}^n = \eta_0 \left[1 + 0.75 \frac{c_{km}^n}{1 - c_{km}^n} \right]^2$), то розв'язання в одному часовому шарі уточнювалися з урахуванням зміни нелінійних параметрів.

У розрахунку були взяті такі значення параметрів: $R = 100$ м, $H = 100$ м, $\rho_1 = 1200$ кг/м³, $\rho_2 = 2650$ кг/м³, $c_1 = 0,155$, $d_1 = 0,146$ м, $d_2 = 0,219$ м, $V_1 = 60$ м³/год, $V_2 = 60$ м³/год. Були отримані поля швидкостей, концентрації,

густини та тиску в камері залежно від розташування труби, що подає, l_1 . На рис. 4.4 наведені графіки розподілу концентрації відходів за висотою камери для різних r у момент часу $t = \frac{T}{10}$, де T – час повного заповнення камери. Тут взяли $l_1 = 0,4H$.

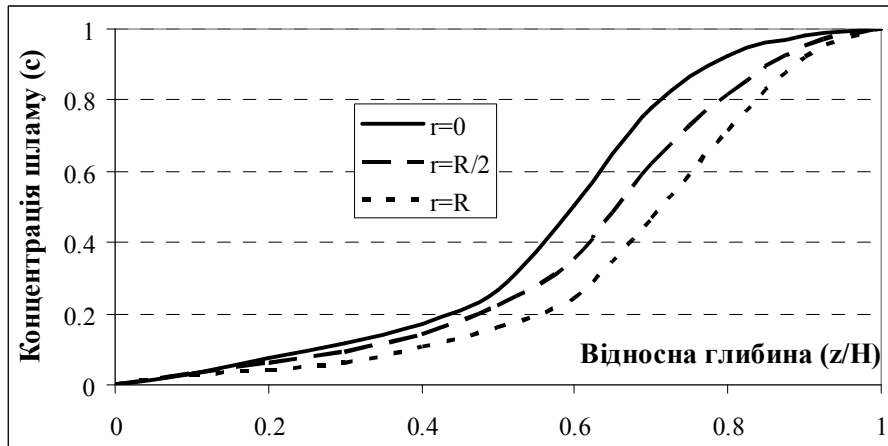


Рис. 4.4. Розподіл концентрації домішок в камері при $l_1 = 0,4H$

На рис. 4.5 наведено графік розподілу густини рідини для цих даних.

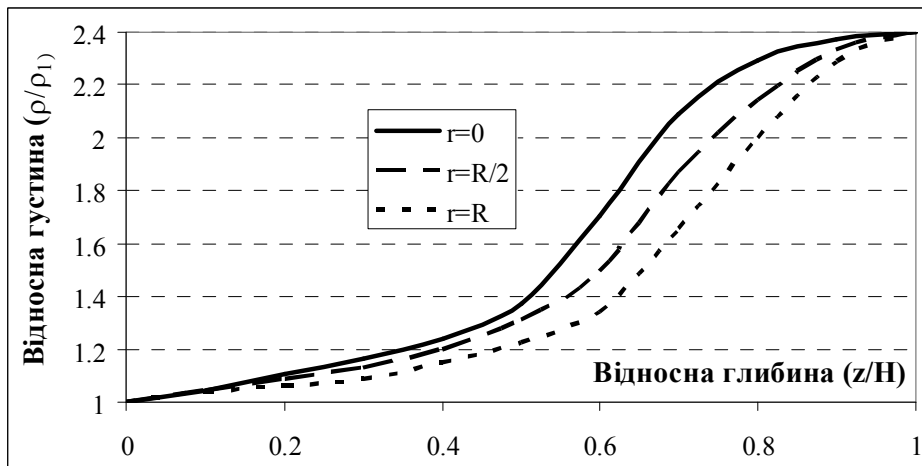


Рис. 4.5. Розподіл густини рідини в камері при $l_1 = 0,4H$

У роботі було досліджено вплив висоти подавальної труби на розподіл концентрації відходів у камері. На рис. 4.6–4.8 наведено розподіл концентрації відходів у камері, рис. 4.7 відповідає $l_1 = 0$, рис. 4 – $l_1 = 0,2H$, рис.5 – $l_1 = 0,6H$.

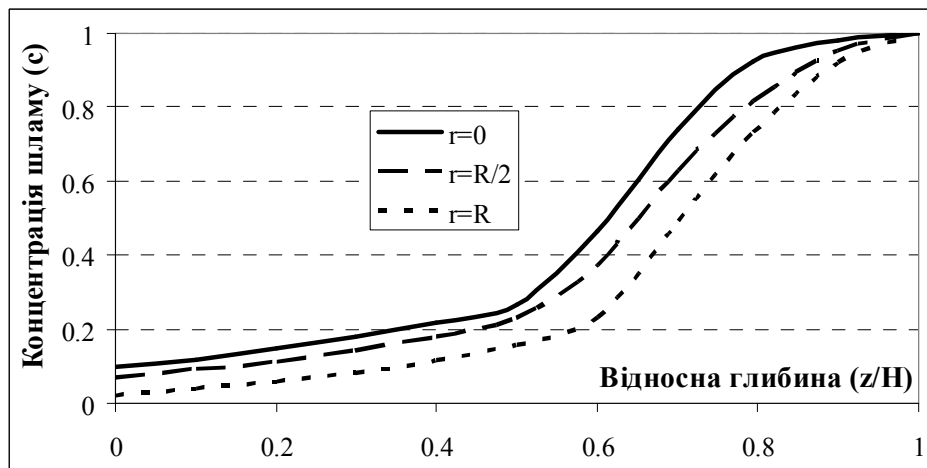


Рис. 4.6. Розподіл концентрації домішок у камері при $l_1 = 0$

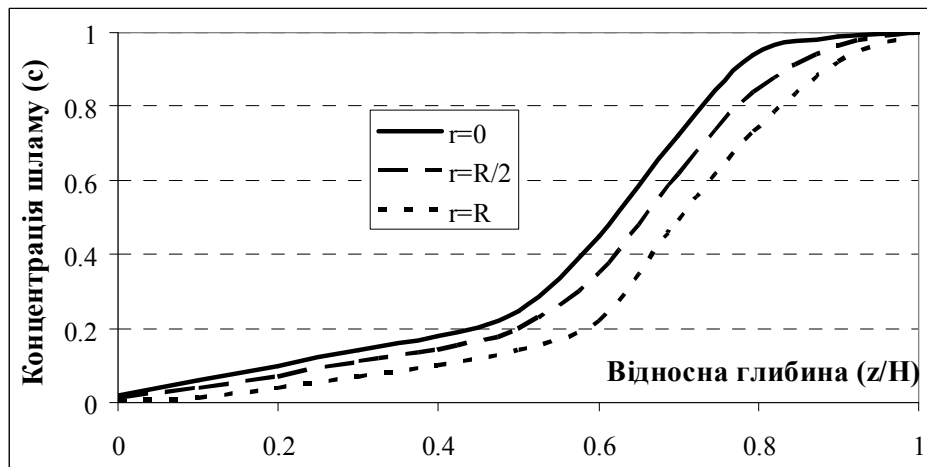


Рис. 4.7. Розподіл концентрації домішок у камері при $l_1 = 0,2H$

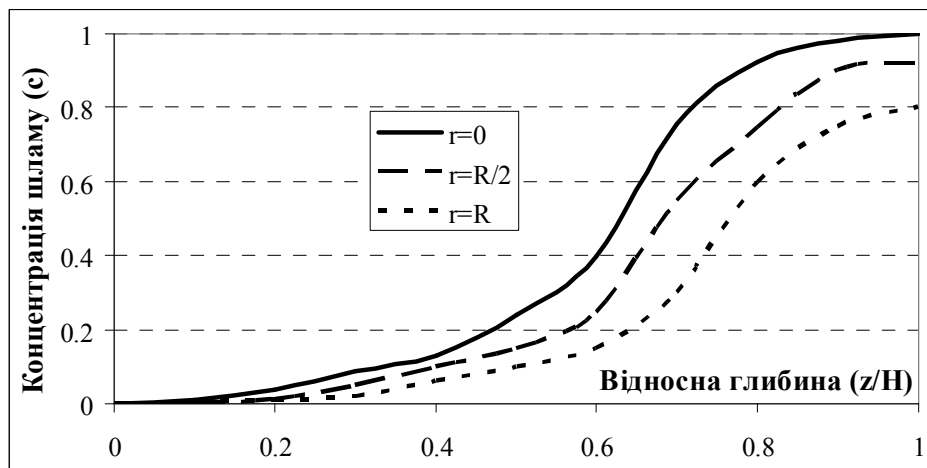


Рис. 4.8. Розподіл концентрації домішок у камері при $l_1 = 0,6H$

Як бачимо з наведених графіків, при невеликій висоті подавальної труби, біля верхнього краю камери за рахунок перемішування рідини спостерігається певна концентрація відходів, що перешкоджає відбору очищеного розчину солі (див. рис. 4.6). При підвищенні глибини подавальної труби спостерігається явище неповного заповнення камери відходами, що призводить до зменшення максимальної місткості камери (див. рис. 4.8). Таким чином, виконаний чисельний експеримент дозволяє зробити висновок про оптимальну глибину опускання шламоподавальної колони в діапазоні $(0,3H; 0,4H)$.

Висновки до розділу 4

Проведені в лабораторних умовах дослідження на маломасштабних моделях та розрахунки за математичною моделлю дозволяють зробити нижченаведені висновки.

1. Умовами осідання частинки в підземній камері вилуговування є: перевищення густини частинки над густиною рідини; початкове перевищення сили ваги частинки над силами тертя між частинкою та рідиною.

2. Гідродинамічна структура камери вилуговування сприяє вилученню винесення осідаючих частинок з камери через розсоліпіднімальну колону. За часом оновлення рідини в об'ємі камери рідиною (а отже, і часом для осідання), що нагнітається, і структурою гідродинамічних потоків камери вилуговування є ідеальним відстійником.

3. Наявність напрямної муфти або розподільного пристрою (наприклад, дифузора) на водоподавальній колоні, що змінює напрям руху рідини з вертикального в горизонтально-радіальний покращують умови роботи камери як відстійника та інтенсифікує процес розчинення кам'яної солі в потрібному напрямку.

4. Для виключення підсмоктування твердих частинок із дна камери башмак розсоліпіднімальної колони повинен бути підведений над дном на розрахункову висоту, що відповідає зоні практично вертикального переміщення і дорівнює перевищенню над дном камери в діапазоні 0,3–0,4 від загальної висоти.

РОЗДІЛ 5. РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩОДО ВИБОРУ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ТА ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ЗАКАЧУВАННЯ ШЛАМУ У ВІДПРАЦЬОВАНІ СОЛЯНІ ПОРОЖНИНИ

5.1. Рекомендації щодо апаратурно-технологічного оформлення процесу підготовки і закачування суспензії

Технологічні параметри закачування шламової суспензії та осідання шламу визначаються:

- заданою продуктивністю установки в межах 55–65 м³/год;
- умовами осідання шламу в камері;
- необхідністю зняття каламутності розчину після входу суспензії в камеру;
- геометричними параметрами камери, її конфігурацією.

Вибір технологічних параметрів здійснюється на основі узагальнення результатів лабораторних досліджень, які показали таке.

1. Виконані нами дослідження дозволили рекомендувати проведення стадії приготування шламової суспензії при співвідношенні $P : T = 5 - 6$.

При вказаному вище режимі роботи установки і вибраному технологічному режимі (співвідношення $P : T$) об'єм суспензії, що закачується в камери підземного вилуговування, становить 55–60 м³/год.

2. Для інтенсифікації процесу освітлення рідкої фази в соляній камері та запобігання винесенню твердої фази з розсолем доцільно використовувати поліакриламід.

Отримані результати показують, що найбільша ефективність освітлювання рідкої фази досягається при використанні поліакриламиду: через 2–3 години одержуємо кондиційний розсіл хлориду натрію, без вмісту завислих частинок. Тому можна рекомендувати використання поліакриламиду в процесі приготування шламової суспензії для освітлювання розсолу хлориду натрію кількістю 30–40 г 100 % ПАА на 1 т шламу. Використання додаткових домішок та коагулянтів, а також підвищення кількості ПАА майже не впливає на швидкість освітлення.

3. Вміст у шламовій суспензії значної кількості іонів кальцію та магнію може спричиняти їх осідання на стадії приготування. Додавання соди та вапняного молока можна запобігти забрудненню розсолу камери. Дослідження можливості забруднення розсолу іонами кальцію та магнію при незначному вмісту лугу показало, що перехід цих іонів дуже незначний і майже не впливає на кондицію розсолу.

4. Для виключення підсмоктування твердих частинок із дна камери башмак розсолопіднімальної колони повинен бути вищим за дно на розрахункову висоту.

Відповідно до результатів лабораторних досліджень технологічний режим подачі відходів і розташування робочих колон щодо дна камери повинні

забезпечувати постійне співвідношення зон освітлювання й ущільнення $1 : 2 - 1 : 3$, тобто зона ущільнення повинна бути в 2–3 рази більшою за зону освітлювання. Башмак шламоподавальної колони має бути встановлений у зоні освітлювання, орієнтовно вище на 4–5 м від розрахункової межі зон освітлювання й ущільнення. Величини цих зон встановлюються дослідним шляхом.

5. Гідродинамічна структура соляної камери сприяє зниженню винесенню осідаючих частинок з камери через розсолопіднімальну колону. За часом оновлення рідини в об'ємі камери та структурою гідродинамічних потоків камера вилуговування є ідеальним відстійником.

Динаміка осадоутворення залежить від розміщення точки шламоподачі по відношенню до дна камери і ступеня насичення розсолу: при розташуванні точки подачі високо над дном камери ($h_2 \approx 1/3 H_{\text{заг}}$, h_2 – перевищення над дном), струмінь шламової суспензії ($\rho > \rho_p$) опускається, зберігаючи свої контури, і створює біля дна камери майже горизонтальний шар осаду. Сприятливі умови осадоутворення зберігаються при подачі шламового розчину, приготовленого на насиченому розсолі, біля дна камери: в цьому разі струмінь шламу реверсує і не змучує розсіл у камері, а розтікається поблизу поверхні осаду. У міру руху розчину вгору відбувається його освітлювання. Такий режим подачі шламу достатньо зручний для камер, невеликих за висотою розмірів, проте вимагає безперервного процесу подачі шламу і піднімання колони при зупиненні.

6. Зміна співвідношення $T : P$ в пульпі в межах від $1 : 3$ до $1 : 10$ істотно не змінює картини осадоутворення в камері.

7. Прилипання та осідання дрібнодисперсного шламу відбувається на поверхнях, що розчиняються, при кутах нахилу до 70° до горизонту.

8. Експерименти показали, що найвигідніше для закладання шламу використовувати систему сполучених камер, оскільки зникають складнощі процесів, властиві одиночній камері. Рекомендується закладання шламу проводити постійно в одну камеру, а з іншої витягувати освітлений розсіл.

У міру осідання шламу відбувається його ущільнення, ступінь ущільнення залежить від гранулометричного складу шламу, періоду ущільнення і тиску стовпа рідини.

Наведена технологія спрямована на вирішення завдання щодо запобігання перемішуванню шламових відходів із розсолем у камері і винесення їх на поверхню з розсолем, забезпеченню до вилучення корисного компонента і зміцнення навколишнього масиву шляхом закладання вироблення твердою фазою суспензії.

9. Корозійні дослідження показали, що в заводських умовах сталь 12X18H10T піддається точковому руйнуванню. Вуглецева сталь руйнується з п'ятнистим характером при швидкості від 0,126 до 0,185 г/м²год. У сумішах стічних вод сталь 12X18H10T практично не руйнується, чавун СЧ 24–44 – зі швидкістю 0,41 г/м²год, вуглецева сталь – зі швидкістю 0,16 г/м²год. Для промислового стокопроводу рекомендується використовувати вуглецеву сталь.

10. Проведені дослідження показали, що під час приготування пульпової

суспензії в соляному розсолі можуть утворюватися перенасичені розчини карбонату кальцію, що сприятимуть випаданню інкрустацій у трубопроводі. Швидкість випадання інкрустацій залежить від концентрації свіжоутвореного карбонату кальцію, гідродинамічних умов, вмісту твердої фази, температури транспортування (яка може сягати 10 °С під час транспортування по підземному трубопроводу) та інших факторів.

Досліджено, що надійним способом повного зняття перенасичення шламової суспензії є інтенсивне перемішування шламів за наявності завислих частинок, які містяться в них. Виявлено, що при сумарному вмісті завислих частинок у суміші більш ніж 140 мг/л процес зняття насичення CaCO_3 прискорюється в 10 разів за рахунок кристалізації карбонату кальцію в об'ємі суспензії на поверхні завислих частинок. Це дозволяє рекомендувати проводити приготування пульпової суспензії у спеціальному перемішувачі.

11. Дослідження стабільності хімічного складу приготовленої шламової суспензії у спеціальному перемішувачі протягом 7 годин із перепадом температур від 22 до 10 °С показали, що хімічний склад суміші не змінюється й інкрустація відсутня.

12. У процесі вилуговування доцільне використання напрямної муфти на водоподавальної колоні, яка змінює напрям пересування рідини із вертикального в горизонтально-радіальне, що покращує роботу камери як відстійника.

13. Отримане значення швидкості осідання шламу (0,36 м/год), яке необхідно враховувати під час проектування трубопроводів для транспортування суспензії на закладання в підземну камеру. Пульпові насоси, які використовують у калійній соляній промисловості, типу «Гр.», забезпечують швидкість близько 1 м/с, що гарантує транспортування шламової суспензії без осідання шламу в трубопроводі.

Таким чином, технологічні й геометричні параметри процесу закачування шламових відходів такі:

- густина шламової суспензії – 1280–1500 кг/м³;
- співвідношення твердої фази до рідкої (Т : Р) – 5÷6;
- освітлювач рідкої фази в камері – додавання поліакриламід (ПАА) 30 г на 1 т сухого шламу;
- середня продуктивність закачування – 60 м³ /год;
- глибина установлення робочих колон труб: розрахункова.

5.2. Принципова технологічна схема закладання відходів у відпрацьованих соляних свердловинах

Згідно з узагальненою схемою [98], поданою на рис. 5.1, шламова пульпа вводиться по центральній колоні труб 6 у нижню частину камери. Водоподавальна колона 2 з установкою поблизу стелі має дифузори 3 для горизонтального напрямку води. У міжтрубні зони тампонажної 1 і водоподавальної колон закачується нерозчинник 4 (гідрофобна речовина, така як нафта, що попереджує руйнування стелі камери), а насичений розсіл

вичавлюється через міжтруб'я колон 5 і 6. За неможливості спуску додаткової четвертої колони процеси закладання шламу і розчинення чергуються.

Свердловину обладнують двома колонами труб: розсолотітнімальною і шламоподавальною, при цьому низ шламоподавальної колони встановлюють на рівні, що відповідає перевищенню над дном камери на третину від загальної висоти.

На основі фізико-хімічних характеристик підготовленої до закачування шламової суспензії розраховують швидкості осідання шламових частинок у зоні їх вільного осідання в соляній камері (вона знаходиться нижче за рівень подачі шламу в камеру і за висотою відповідає нижній частині інтервалу низьких температур). Спосіб застосовний як для одиночних, так і сполучених (двох і більше) підземних соляних камер.

Термометричні дослідження системи свердловин у період їх експлуатації свідчать, що зона низьких температур у цілому відповідає активній зоні камери. Постійна низька зона температур у камері в середньому близько 10–12,5 °С.

Глибина установки розсолотітнімальної колони залежить від швидкості витіснення розсолу з камери.

Співвідношення швидкостей осідання частинок шламу в умовах вільного осідання й витіснення розсолу з камери повинне знаходитися в межах величин 130–660.

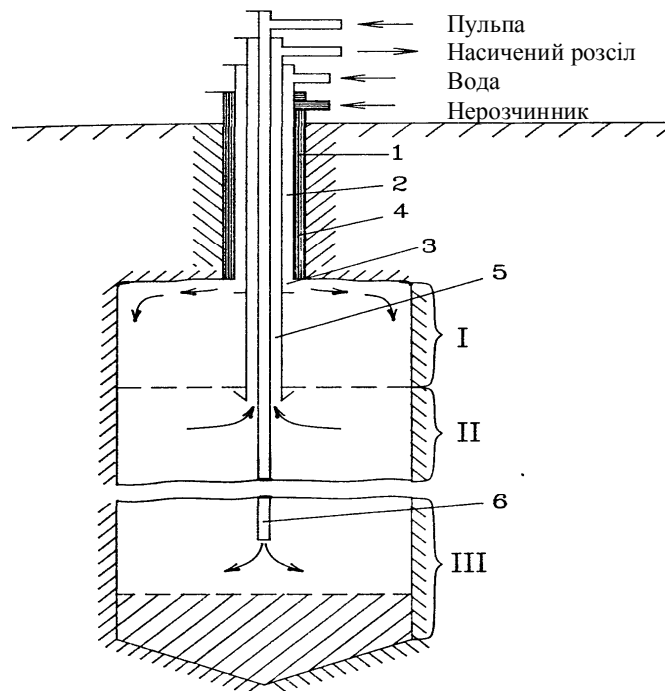


Рис. 5.1. Схема закладання шламу при поєднанні із видобуванням розсолу в одиночній свердловині:

1 – тампонажна колона; 2 – водоподавальна колона; 3 – дифузор; 4 – нерозчинник; 5 – розсолотітнімальна колона; 6 – пульпоподавальна колона

Перед закачуванням шламові відходи заздалегідь готують, щоб їх густина знаходилася в межах 1280–1500 кг/м³.

Під час приготування шламу за необхідності додається інгібітор корозії для запобігання корозії трубопроводу.

Перед захороненням до шламу додаються флокулянт поліакриламід, що сприяє інтенсифікації процесу освітлення рідкої фази за рахунок сумісного осідання твердих частинок, за рахунок чого виключається винесення твердих частинок з розсолом.

При заданій продуктивності камери 60 м³/год швидкість витіснення розсолу дорівнює $u = \frac{60}{3,14 \cdot R_e^2}$, м³/год, де R_e – середній еквівалентний радіус камери.

З урахуванням того, що добування розсолу може здійснюватись обвальним методом, як, наприклад, на Лисичанському содовому заводі, закладання відходів содового виробництва може здійснюватись за схемою, поданою на рис. 5.2.

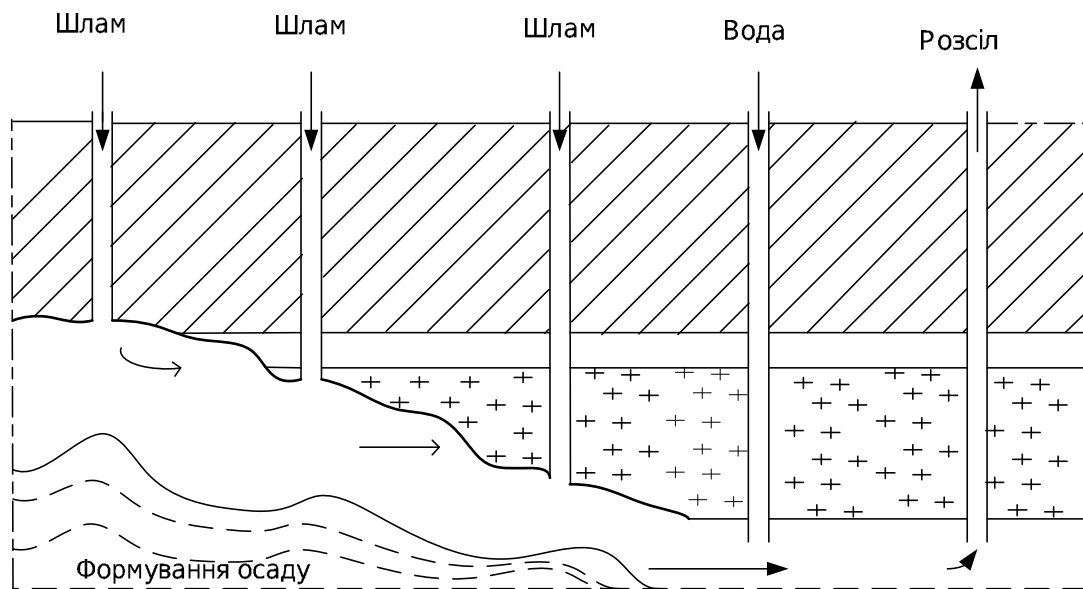


Рис. 5.2. Схема закладання відходів до системи свердловин при одночасному добуванні розсолу

Заздалегідь приготовлена шламозна суспензія подається в систему свердловин по черзі. Розсіл відводиться через розсолوپриймальну свердловину.

Кожна порожнина (крім розсолوپриймальної) виконує роль відстійника, в якому відбувається осідання твердої фази відходів та освітлювання рідкої фази, що виключає забруднення розсолу відходами. Рідка фаза розчиняє кам'яну сіль і утворює порожнину, яка заповнюється шламом, що подається. З урахуванням гідродинамічних потоків у підземній порожнині, за рахунок подачі шламу і руху насиченої рідини під дією гравітаційних сил, розчинення солі проходить переважно в горизонтальному і вертикальному напрямках. Тверда

фаза осідає в нижній частині порожнини, утворюючи відносно рівний горизонтальний шар.

Експериментальні дані показали, що час освітлювання шламу й осідання твердих частинок при додаванні ПАА (з урахуванням гідродинаміки) менший часу за розчинення кам'яної солі до обвалення стелі порожнини.

Після того як порожнина вимивається до розрахункового (критичного) розміру, подачу відходів проводять у подальші свердловини.

Технологічна схема вузла приготування суспензії шламу для закладання в підземну камеру наведена на рис. 5.3, схема матеріальних потоків – на рис. 5.4.

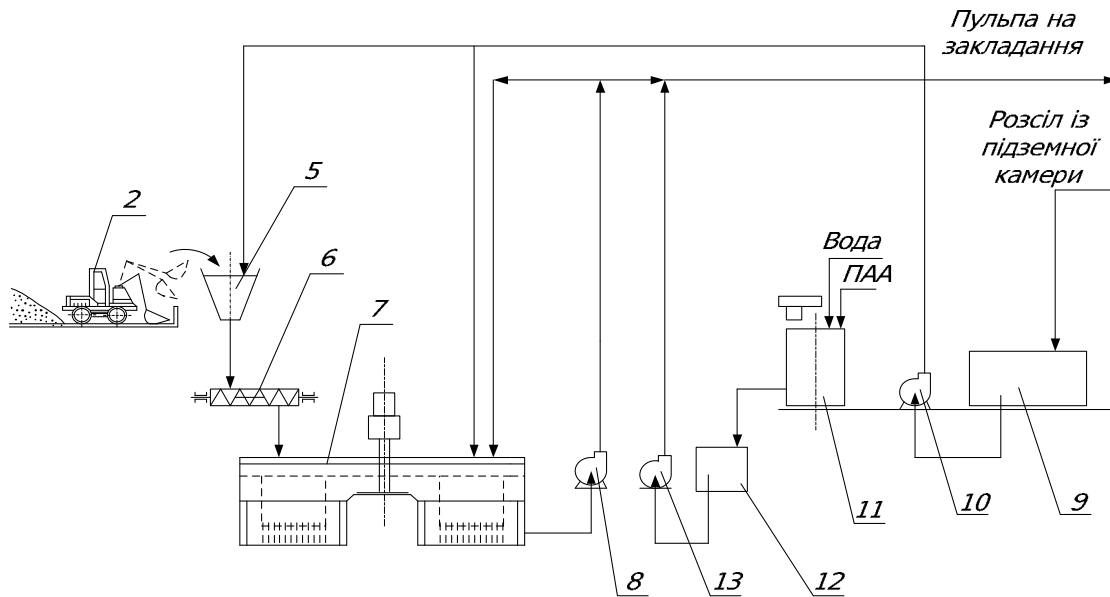


Рис. 5.3. Технологічна схема вузла приготування суспензії шламу для закладання в підземну камеру

Транспортування шламів до місця закладання здійснюється автотранспортом. Щоб уникнути можливого витікання шламу з кузова самоскида, доцільно оснастити автотранспорт металевими контейнерами. Шлам із автосамоскидів вивантажують на спеціально обладнаний бетонний майданчик із відбортовкою. У разі використання металевих контейнерів останні розвантажуються автокраном.

З бетонного майданчика автонавантажувач ТЕ-27-2А (поз. 2) навантажує шлам із бункера (поз. 5), закритий колосниковими ґратами, щоб уникнути потрапляння в нього великих сторонніх предметів, таких як механічні домішки, розмір яких перевищує розмір колосникових ґрат. По периметру бункера передбачена стаціонарна система змивання.

Розбавлений насиченим розсолем шлам із бункера гвинтовим живильником (поз. 6) подається в глинобовтушку СМЦ діаметром 12 м (поз. 7), де готується пульпова суспензія, з відношенням Р : Т = 1 : 5. Насичений розсіл хлориду натрію на приготування суспензії подається з горизонтального апарата ГКК1-1-100-00.07 (поз. 9), відцентровим насосом АХ125-80-250К (поз. 10) [99].

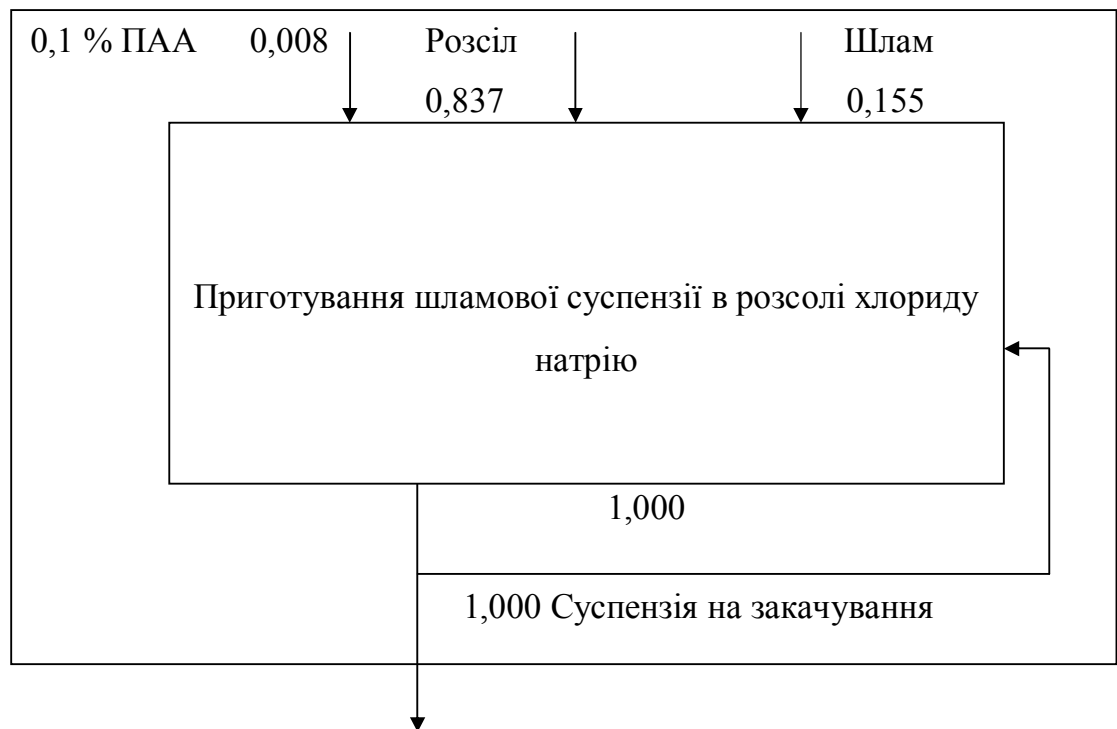


Рис. 5.4. Схема матеріальних потоків приготування шламової суспензії в т на 1 т суспензії

Приготування 0,1 % розчину поліакриламід (ПАА) здійснюється у дві стадії. Спочатку готується 1 % водний розчин, для цього у контактний чан КЧ-12.5 (поз. 11) заливають розрахункову кількість прісної води і загрузають поліакриламід-гель із контейнерів, перемішують протягом 2 годин.

Потім одержаний розчин розбавляють водою до концентрації 0,1 % ПАА і знову перемішують. Повний цикл приготування 0,1 % ПАА триває три години. Готовий розчин ПАА подають у витратну ємність ВПП-1-1-10 (поз. 12). Необхідна кількість розчину 0,1 % ПАА становить на добу – 10560 кг. Розчин ПАА вводять безпосередньо в трубопровід подачі шламової суспензії в підземну камеру насосом дозування НД1.0 1000/20 П14А (поз. 13). Для технічного обслуговування технологічного устаткування і завантаження гелю ПАА передбачений ручний кран відповідної вантажопідйомності. Устаткування виконується з легких будівельних конструкцій.

Норми технологічного режиму установки для закладання відходів подані в табл. 5.1. Експлікація устаткування наведена в табл. 5.2.

Готову шламову суспензію із глиномішалки закачують у камеру підземного вилуговування відцентровим насосом типу ГРАТ 85/40/1 (поз. 8).

Розроблена технологічна схема була описана в наукових працях [100] і захищена деклараційним патентом України на корисну модель [101].

Таблиця 5.1

Норми технологічного режиму установки для закладання відходів

Найменування показників	Значення показників
Витрата твердих відходів	9–10 т/год
Витрата розсолу	46–51 м ³ /год
Витрата 0,1 % розчину ПАА	575–600 кг/год
Густина шламової суспензії	1,28–1,36 г/см ³
Р : Т в мішалці	5–6
Витрата шламу на закладання	55–60 м ³ /год

Таблиця 5.2

Експлікація устаткування

Поз.	Найменування	Кіл	Характеристика
1	Автосамоскид	3	вантаж. 10–12 т
2	Навантажувач ТО–27–2А	1	V _p = 4,2 м ³
3	Контейнер для перевезення шламу	12	V = 4 м ³
4	Автокран	1	
5	Бункер	1	V = 8 м ³
6	Живильник	1	N = 18,5кВт
7	Глиномішалка СМЦ	1	D = 12 м
8	Насос відцентровий ГРАТ 85/40/1	2	Q = 85 м ³ /год, H = 40 м, N = 45 кВт
9	Горизонтальний суцільнозварний апарат із конічним не відбортованим днищем ГКК1–1–100–0.07	1	V = 50 м ³
10	Відцентровий насос АХ 125–80–250К	2	Q = 8 м ³ /год, H = 20 м, N=7,5 кВт
11	Чан контактний К4–12.5	1	V=12,5 м ³ /год; N=7,5 кВт
12	Вертикальний суцільнозварний апарат із плоскими днищами ВПП–1–1–10	1	
13	Насос дозувальний НД 1,0 1000/20ГП14А	2	Q = 1000 л/год, P = 2МПа, N = 3 кВт

Висновки до розділу 5

1. Розроблено і захищено патентом України спосіб закладання твердих відходів содових виробництв у підземних соляних камерах з одночасним добуванням кондиційного розсолу.

2. Запропоновано технологічну схему вузла приготування суспензії шламу для закладання в підземні камери вилуговування.

3. Технологічні й геометричні параметри процесу закачування шламових відходів такі:

- густина шламової суспензії – $1280\text{--}1500 \text{ кг/м}^3$;
- співвідношення твердої фази до рідкої (Т : Р) – 5 – 6;
- освітлювач рідкої фази в камері – додавання поліакриламідом кількістю 30 г на 1 т сухого шламу;
- середня продуктивність закладання – $60 \text{ м}^3 / \text{год}$;
- глибина установлення робочих колон труб – установлюється на рівні нижньої межі зони практично вертикального переміщення, яка визначається розрахунковим шляхом.

РОЗДІЛ 6. ЕКОЛОГО-ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА ЗАКЛАДАННЯ ТВЕРДИХ ВІДХОДІВ СОДОВИХ ВИРОБНИЦТВ У ПІДЗЕМНІ ПОРОЖНИНИ

6.1. Управління еколого-економічними ризиками під час закладання відходів содового виробництва у підземні камери вилуговування

Процес управління ризиками згідно з думкою різних авторів [102–106] у загальному випадку складається з таких етапів:

- ідентифікації ризиків;
- оцінки ризику;
- вибору методів управління ризиком і їх застосування.

Ідентифікація ризику полягає в систематичному виявленні й вивченні ризиків, які характерні для даного виду діяльності. При цьому визначаються:

- небезпеки, що становлять загрозу;
- ресурси підприємства, які можуть постраждати;
- чинники, що впливають на ймовірність реалізації ризику;
- збитки, в яких виражається дія ризику на ресурси.

Найбільший еколого-економічний збиток під час виробництва соди пов'язаний із добуванням сировини (розсолу) для технологічних потреб і утворенням багатотоннажних відходів виробництва, що потребують розширення діючих накопичувачів шламу. Застосування запропонованого способу закладання твердих відходів у відпрацьовані соляні камери призводить до підвищення рівня екологічної безпеки содових виробництв і зниження еколого-економічних ризиків, пов'язаних як із забрудненням навколишнього середовища, так і ризиком обвалення поверхні землі над відпрацьованими соляними камерами (табл. 6.1).

Таблиця 6.1

Аналіз еколого-економічних ризиків виробництва соди

Джерело небезпеки під час виробництва соди	Еколого-економічні ризики	Зниження ризику шляхом закладання відходів содового виробництва в підземні порожнини
Камери вилуговування кам'яної солі	Пов'язані з обвалом стелі свердловин, що приводить до неможливості ведення господарської діяльності в зонах видобування розсолу	Підвищення стійкості земної поверхні шляхом використання твердих відходів содових виробництв як тампонажного матеріалу
Шламонакопичувачі	Пов'язані з необхідністю відчуження сотень гектарів земельних угідь під шламонакопичувачі, капітальними і експлуатаційними витратами, а також можливістю вторинного забруднення навколишнього середовища	Використання відпрацьованих шламонакопичувачів при похованні накопичених відходів у підземних порожнинах, з одночасним виключенням вторинного забруднення

Оцінка ризику зводиться до визначення ступеня його ймовірності й розмірів потенційного збитку [102]. На сьогодні не існує чіткої методики оцінки ризиків для даної галузі промисловості, тому числовий вираз ступеня зниження еколого-економічного ризику візьмемо як зниження збитку в грошовому еквіваленті при застосуванні розробленої технології закладання відходів виробництва соди в підземні порожнини.

Як зазначалося раніше, закладання підземних порожнин кальцієвмісними шламами содового виробництва забезпечує:

- зниження шкідливого вторинного забруднення навколишнього середовища відходами содового виробництва за рахунок виключення забруднення підземних вод і засолення ґрунтів унаслідок негерметичності шламонакопичувача та пиловинесення;

- виключення плати за розміщення твердих відходів содового виробництва в шламонакопичувачі;

- відмову від будівництва додаткового шламонакопичувача або нарощування існуючих гребель за рахунок рекультивації і вторинного використання відпрацьованого шламонакопичувача;

- підвищення стійкості поверхні землі зони добування розсолу;

- додаткове добування кондиційного розсолу з відпрацьованих свердловин за рахунок його витіснення твердою фазою відходів і розчинення верхніх пластів солі.

Вибір стратегії управління ризиком базується на логічних операціях вибору напряму дій залежно від виконання критеріїв прийнятності величини і ціни екологічного ризику.

1. Якщо оцінка величини екологічного ризику показує, що він дуже малий, то екологічний ризик вважається незначним і подальші кроки не обов'язкові.

2. Якщо ризик знаходиться в діапазоні між незначним і гранично допустимим, то на основі оцінки ризику проводиться розрахунок ціни екологічного ризику. Якщо вона задовольняє задані вимоги, то подальші заходи не плануються.

3. Якщо ціна екологічного ризику перевищує прийнятний рівень, то необхідно реалізувати заходи, спрямовані на зниження ризику і запобігання збитку. Якщо реалізація планованих заходів приведе до зниження ціни екологічного ризику до прийняттого рівня, то завдання з управління ризиком вирішене.

4. Якщо екологічний ризик унаслідок оцінки перевищив гранично допустимий рівень, то необхідно:

- а) оцінити заходи щодо підвищення технічної безпеки техногенного об'єкта, спрямовані на зниження ймовірності реалізації несприятливих ефектів (основний напрям);

- б) оцінити ефект від підвищення захищеності об'єктів навколишнього середовища (додатковий напрям). У разі досягнення прийняттого рівня екологічного ризику залежно від його величини реалізується або перший, або другий варіант.

Таким чином, застосування технології, спрямованої на зниження екологічного ризику і запобігання економічному збитку вирішує задачу з управління ризиком.

6.2. Дослідження геомеханічних процесів, що відбуваються навколо соляної камери під час її закладання методом математичного моделювання

Згідно із запропонованою в роботі технологією утилізації твердих відходів у соляну камеру передбачається така постановка завдання. Раніше відпрацьована і заповнена розсолем соляна камера розташовується на глибині H від поверхні й має форму циліндра з діаметром d і висотою h . Передбачається, що пласт солі відпрацьований на повну потужність. Породи стелі та підшви соляного пласта прийняті без деталізації й задані середніми для Артемівського родовища значеннями. Потужність покривних відкладень прийнята 10 м. Завдання вирішується покроково. Кожен крок відповідає закладанню матеріалу на $0,25h$. Це дозволяє виявити особливості зміни геомеханічної ситуації в тих породах, що вміщують камеру під час її закладання.

Розв'язання задачі проводиться методом кінцевих елементів [107, 108], реалізація якого відбувається за допомогою програмного комплексу ANSYS. Завдання сформульоване в об'ємній постановці, масштаб моделювання 1:1. Моделюється ділянка масиву з розмірами 700x700м, що містить зазначену камеру. Масив розбивався на об'ємні кінцеві елементи тетрагонів. Унаслідок вісесиметричності завдання моделювалася половина перерізу. Загальний вигляд моделі поданий на рис. 6.1. Модельована ділянка масиву, розбита на кінцеві елементи, наведена на рис. 6.2. Завдання вирішується в нелінійній постановці, що пов'язане з наявністю в завданні контактних елементів. Властивості матеріалів підбиралися відповідно до [109].

Під час розв'язання вводяться такі властивості досліджуваних геоматеріалів – модуль пружності E (МПа), коефіцієнт Пуасона ν , об'ємна вага ρ , кг/м³, коефіцієнт тертя між шарами 0,8, контакт між закладним матеріалом і породами беруть жорстким і таким, що дорівнює 1. Властивості матеріалів зведені в табл. 6.2, відповідно до [110–114].

Таблиця 6.2

Властивості порід і закладних матеріалів, прийняті при математичному моделюванні

Найменування матеріалу	Модуль пружності E (ГПа)	Коефіцієнт Пуасона ν	Об'ємна вага, кг/м ³
1. Породи покрівлі та підшви	8,25	0,3	2500
2. Покривні відкладення	0,625	0,3	2000
3. Соляний шар	95	0,26	2200
4. Закладний матеріал	9,5	0,3	2650
5. Соляний розчин	–	–	1200

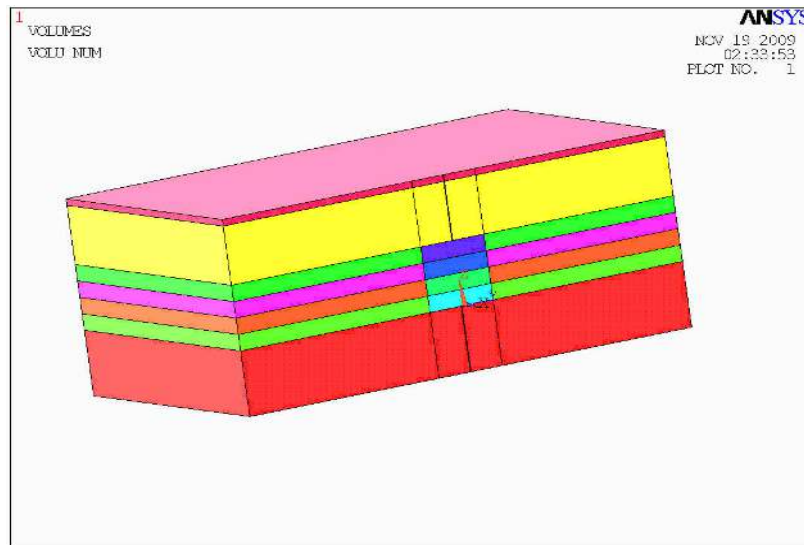


Рис. 6.1. Загальний вигляд модельованої ділянки масиву

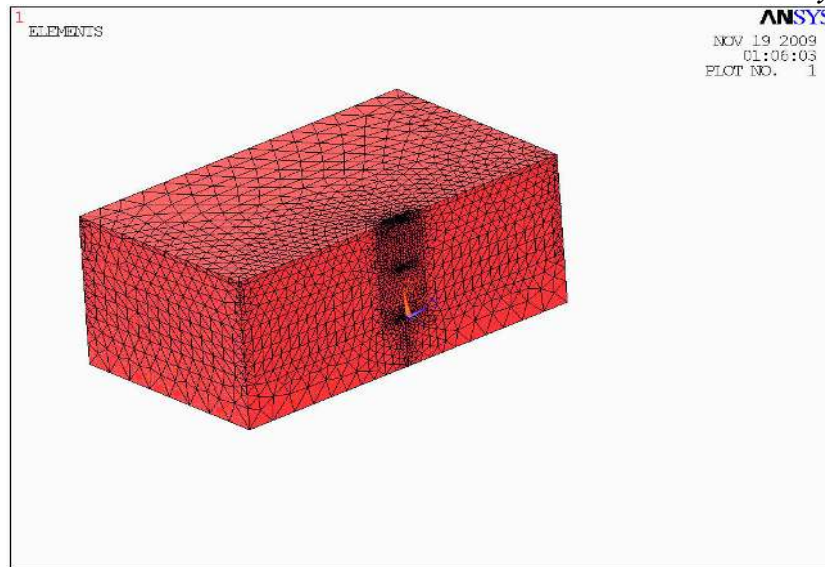


Рис. 6.2. Модельована ділянка масиву, розбита на кінцеві елементи

Дія сил гірського тиску в масиві приводить до деформацій порід стелі камери, що викликає зсуви земної поверхні над камерою і руйнування безпосередньо стелі в самій камері. Наслідки цих процесів можуть виражатись у появі на земній поверхні провалів і воронко обвалення, а також у додаткових зсувах і деформаціях земної поверхні. Ведення закладних робіт істотним чином підвищує стійкість камери і приводить до зниження зсувів земної поверхні, зокрема виключає виникнення провалів над відпрацьованими камерами.

Наведене завдання вирішується у два етапи. Метою першого етапу є встановлення закономірностей підвищення стійкості стелі камери та зменшення зсувів земної поверхні в процесі ведення закладних робіт. Для вирішення цього завдання прийняті характерні умови для солепромислу. Глибина закладання камери 100 м, камера має циліндричну форму з діаметром 100 м і заввишки також 100 м. Передбачається, що пласт солі відпрацьований на повну потужність.

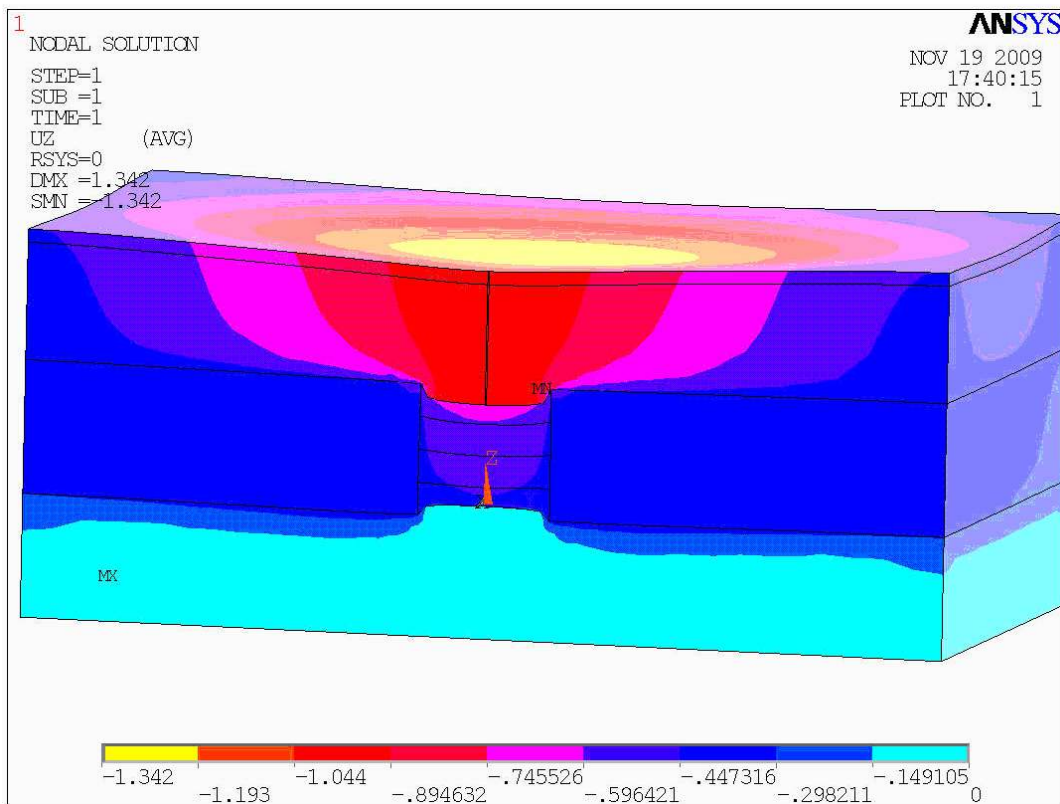


Рис. 6.3. Картина розподілу вертикальних зсувів у моделі до початку закладання

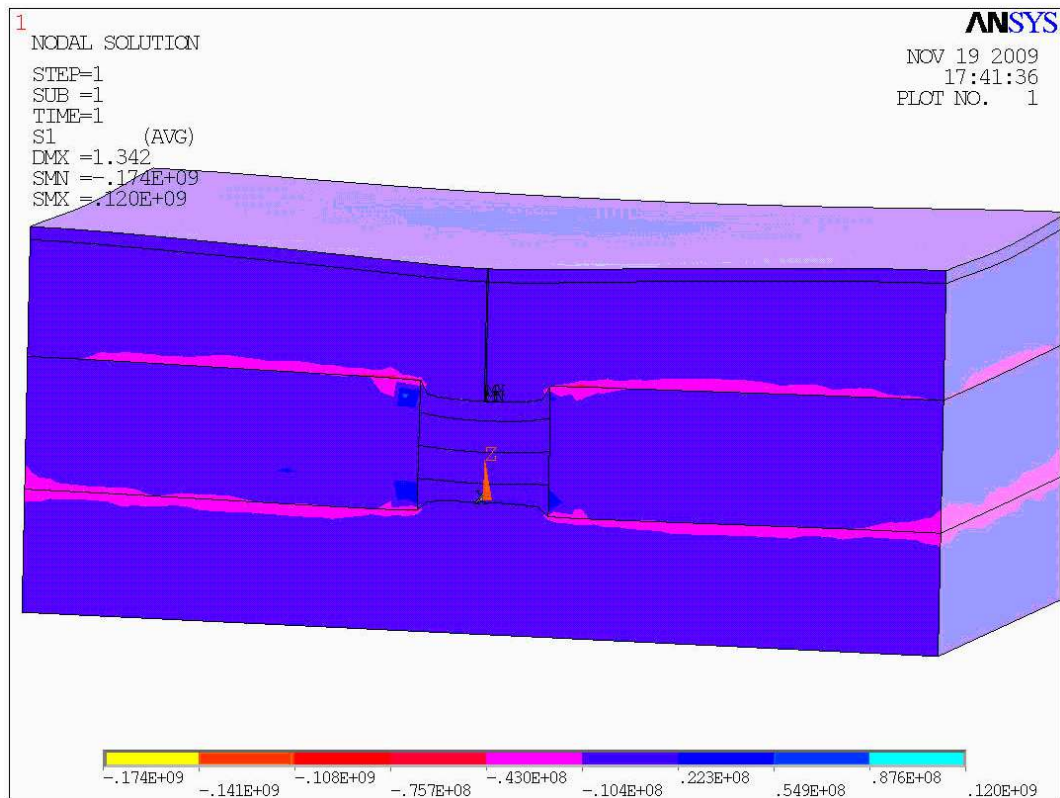


Рис. 6.4. Картина розподілу напруження, розрахованого за першою теорією міцності, до початку закладання

Картини розподілу вертикальних зсувів і напруження після проведення закладних робіт наведені на рис. 6.5, 6.6 відповідно.

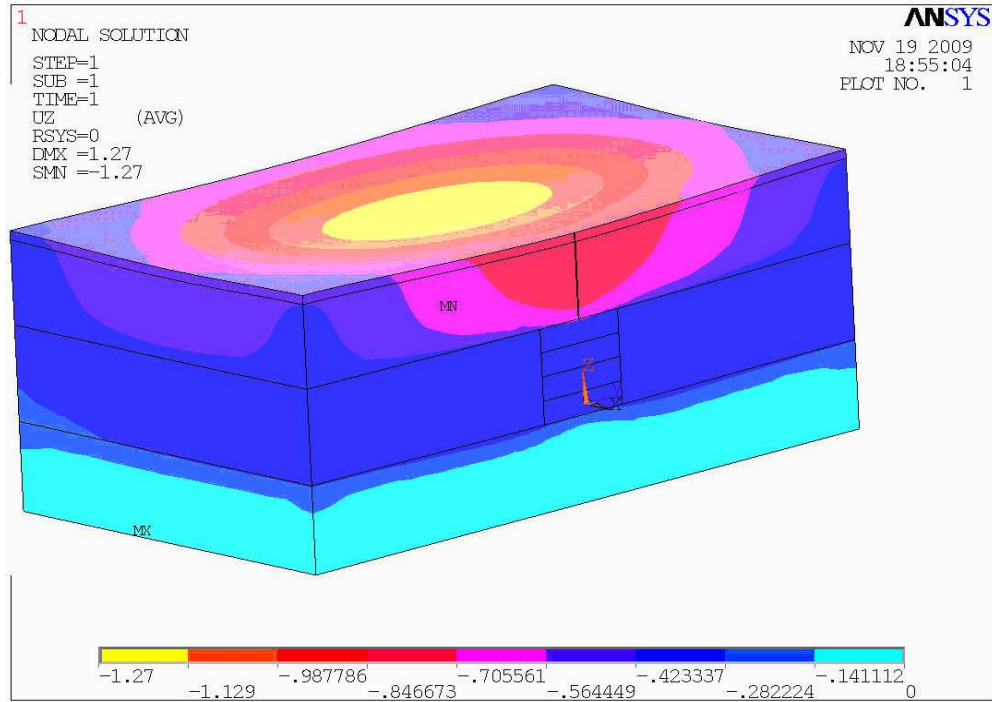


Рис. 6.5. Картина розподілу вертикальних зсувів у моделі після проведення закладних робіт

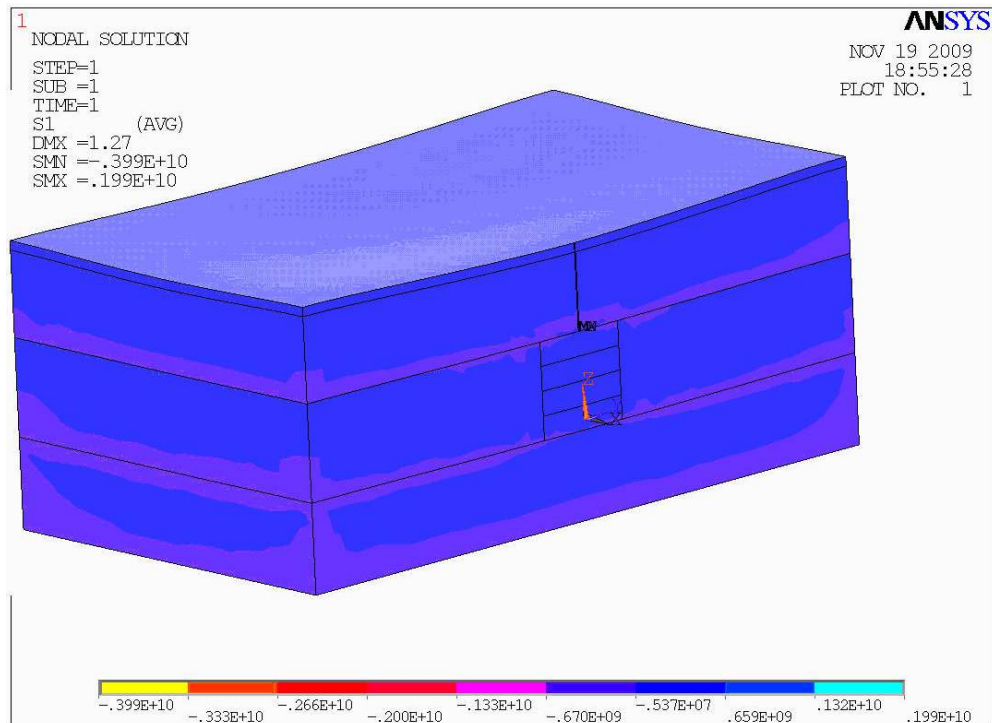


Рис. 6.6. Картина розподілу напруження, розрахованого за першою теорією міцності, після проведення закладних робіт

Наведені на рисунках ізополя напруження дають уявлення про якісний бік процесів, що відбуваються, проте не дозволяють їх оцінити кількісно. Для

кількісної оцінки побудуємо графіки розподілу вертикальних зсувів, що реалізуються на рівні умовної осі свердловини циліндричної форми, що проходить через центр основи, на рівні поверхні (рис. 6.7, 6.8) і стелі свердловини (рис. 6.10). Аналіз показує, що область впливу свердловини обмежується зоною в 300 м від її центра, максимальні зсуви при цій базі без проведення закладних робіт становлять 0,529 м, а з проведенням закладання 0,335 м. На основі графіків зсувів порід на рівні стелі камери бачимо, що вони становлять 0,655 і 0,09 м відповідно.

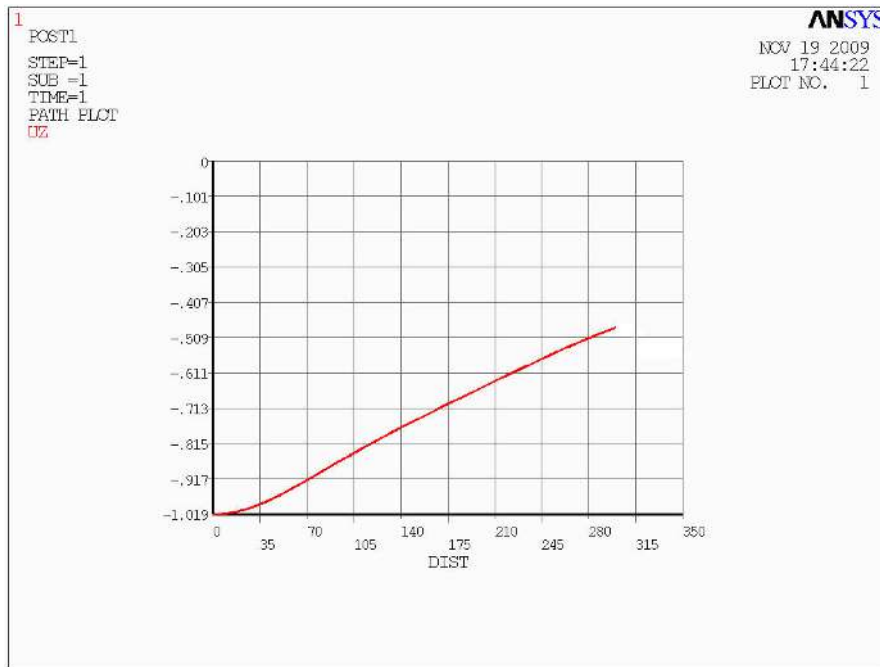


Рис. 6.7. Графік зсувів земної поверхні без закладання камери

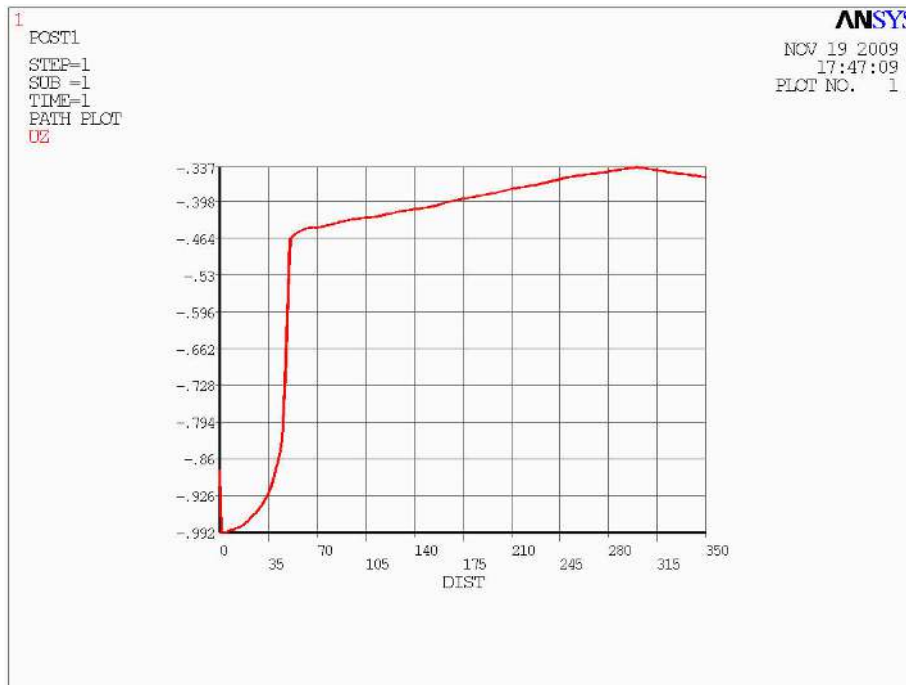


Рис. 6.8. Графік зсувів земної поверхні після закладання камери

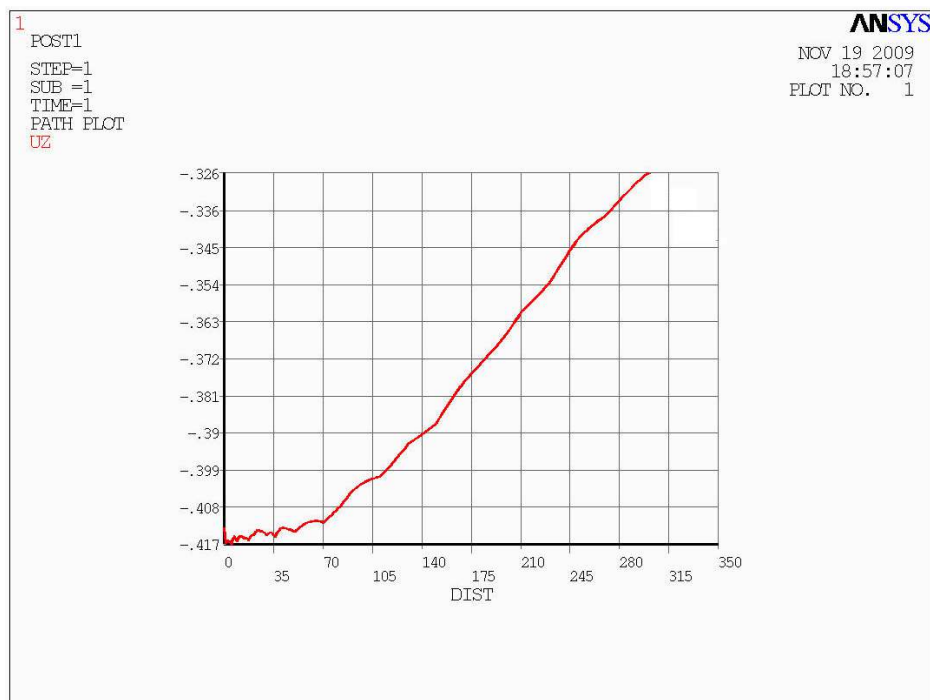


Рис. 6.9. Графік зсувів порід на рівні стелі камери після закладання

Знаючи, що максимально допустимі (до межі міцності) відносні деформації порід стелі знаходяться в діапазоні 0,02–0,03 [115], можемо з упевненістю сказати, що стеля камери в першому випадку руйнуватиметься, оскільки відносні зсуви становлять 0,0542. При цьому можливе утворення провалів на поверхні, що обумовлене перевищенням фактичними зсувами величини допустимих відносних деформацій, що призведе до руйнування несучого порідного шару, розвитку тріщин й утворення провалу. Аналіз графіка зсувів земної поверхні показує, що середні за базою 300 м відносні деформації становлять 0,0017, а отже, миттєвого об'ємного провалу не відбудеться, проте частковий аналіз кривої зсувів показує, що на ділянці 300–280 м від центра основи циліндра виникають відносні деформації 0,0095, тобто виникає реальна загроза розвитку обвалення порід і просідання земної поверхні.

Після проведення закладання на повну потужність шару бачимо, що руйнування стелі камери не відбувається, оскільки відносні деформації безпосередньої покрівлі 0,0009, що свідчить про те, що породи покрівлі знаходяться в пружній стадії. Небезпеки провалу і розвитку мультисуву також не виникає, оскільки за рахунок зниження після закладання на 63 % зсувів земної поверхні, відносні деформації, що виникають 0,0011, удвічі менші за граничні. Це дозволяє зі всією упевненістю стверджувати, що провали повністю виключені.

Співвідношення отриманих результатів з [116], граничні деформації згідно з якими наведені в табл. 6.3, показують, що після проведення закладання в зоні впливу камери, з урахуванням коефіцієнта надійності, можна закладати фундаменти виробничих і цивільних одноповерхових і багатоповерхових будівель із повним сталевим каркасом, будівлі та споруди, в конструкціях яких

не виникають напруження від нерівномірних осідань, проміжні прямі опори повітряних ліній електропередачі.

Таблиця 6.3

Граничні деформації основи

Споруди	Граничні деформації основи		
	Відносна різниця осідань $(Ds/L)_u$	Крен i_u	Середня S_u (у дужках – максимальна $S_{max,u}$) осаду, см
1. Виробничі й цивільні одно- і багатоповерхові будівлі з повним каркасом: залізобетонним; сталевим	0,002 0,004	– –	(8) (12)
2. Будівлі і споруди, в конструкціях яких не виникають напруження від нерівномірних осідань	0,006	–	(15)
3. Багатоповерхові безкаркасні будівлі з несучими стінами з: великих панелей; великих блоків або цегляної кладки без армування; те саме, з армуванням, зокрема з будовою залізобетонних поясів	0,0016 0,0020 0,0024	0,005 0,005 0,005	10 10 15
4. Споруда елеваторів їх залізобетонних конструкцій: робоча будівля і силосний корпус монолітної конструкції на одній фундаментній плиті; те саме, збірної конструкції; силосний корпус монолітної конструкції, що стоїть окремо; те саме, збірної конструкції; робоча будівля, що стоїть окремо	– – – – –	0,003 0,003 0,004 0,004 0,004	
5. Димарі заввишки H , м: $H < 100$; $100 < H < 200$; $200 < H < 300$; $H > 300$	– – – –	0,005 $1/(2H)$ $1/(2H)$ $1/(2H)$	40 30 20 10
6. Жорсткі споруди заввишки до 100 м, окрім вказаних у поз. 4 і 5	–	0,004	20
7. Антенні споруди зв'язку: стовби, щогли заземлені; те саме, електрично ізольовані; вежі радіо; вежі короткохвильових радіостанцій; вежі (окремі блоки)	– – 0,002 0,0025 0,001	0,002 0,001 – – –	20 10 – – –
8. Опори повітряних ліній електропередачі: проміжні прямі; анкерні й анкерно-кутові, проміжні кутові, кінцеві, портالي відкритих розподільних пристроїв; спеціальні перехідні	0,003 0,0025 0,002	0,003 0,0025 0,002	– –

При цьому відповідно до [117], який рекомендує території, що підпрацьовуються, поділяти на групи залежно від значень деформацій земної поверхні, відповідно до табл. 6.4 відбувається перехід територій від першої до другої групи.

Таблиця 6.4

Групи територій для спорудження будівель у зонах

Група територій	Деформації земної поверхні територій		
	відносна горизонтальна деформація e , мм/м	нахил i , мм/м	радіус кривини R , км
I	$12^3e > 8$	$20^3i > 10$	$1R < 3$
II	$8^3e > 5$	$10^3i > 7$	$3R < 7$
III	$5^3e > 3$	$7^3i > 5$	$7R < 12$
IV	$3^3e > 0$	$5^3i > 0$	$12R < 20$

Аналіз покрокового закладання моделі показав, що перші кроки закладання, аж до моменту її закінчення, істотно не впливають на стійкість камери і зсуви земної поверхні, оскільки з погляду геомеханіки закладання приводить до збільшення бічного підпору в камері, але при цьому ця відсіч пасивна, тобто при постійному градієнті напруги дотична напруга не змінюється і істотно не впливає на стійкість даної геомеханічної системи. Після повного закладання камери відбувається різке зниження деформацій земної поверхні, що пояснюється збігом вектора зсувів із напругою відсічі закладного матеріалу, що розвивається. Графік залежності виникаючих зсувів земної поверхні від висоти закладання в камері наведений на рис. 6.10.

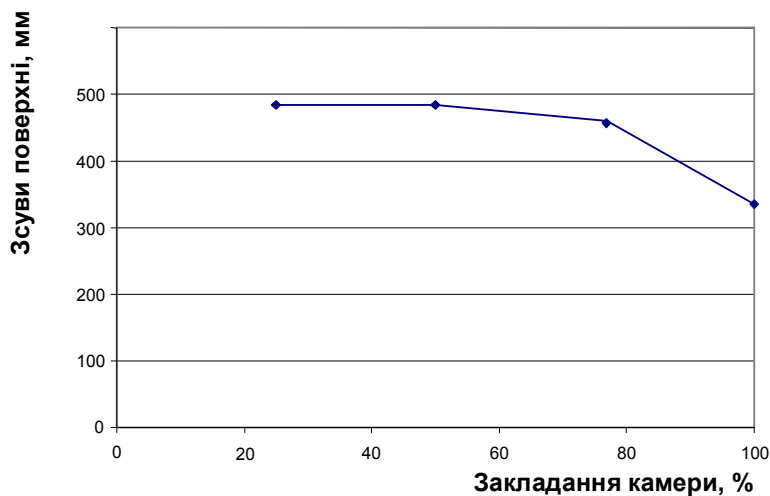


Рис. 6.10. Графік залежності зсувів поверхні над камерою від висоти її закладання

На другому етапі було проведено математичне моделювання за викладеною вище схемою із зміною параметрів модельованої камери. Як змінні параметри були вибрані діаметр камери (межі змінювання 20–200 м), глибина

розміщення камери (межі змінювання 20–200 м) і її висота (межі змінювання 20–200 м). Це дає можливість простежити вплив кожного з чинників на зсуви поверхні і стелі камери, а також отримати математичну залежність, що дозволяє прогнозувати зсув без проведення закладання і з проведенням закладних робіт.

Обробка результатів моделювання дозволила отримати залежності, наведені на рис. 6.11–6.16.

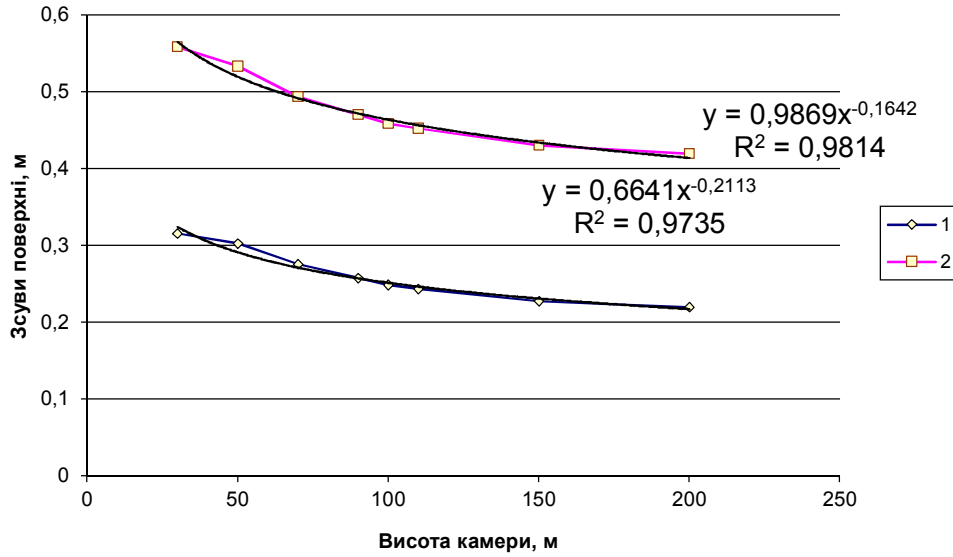


Рис. 6.11. Графіки залежності зсувів поверхні над камерою від висоти камери із застосуванням закладання (1) і без закладання (2)

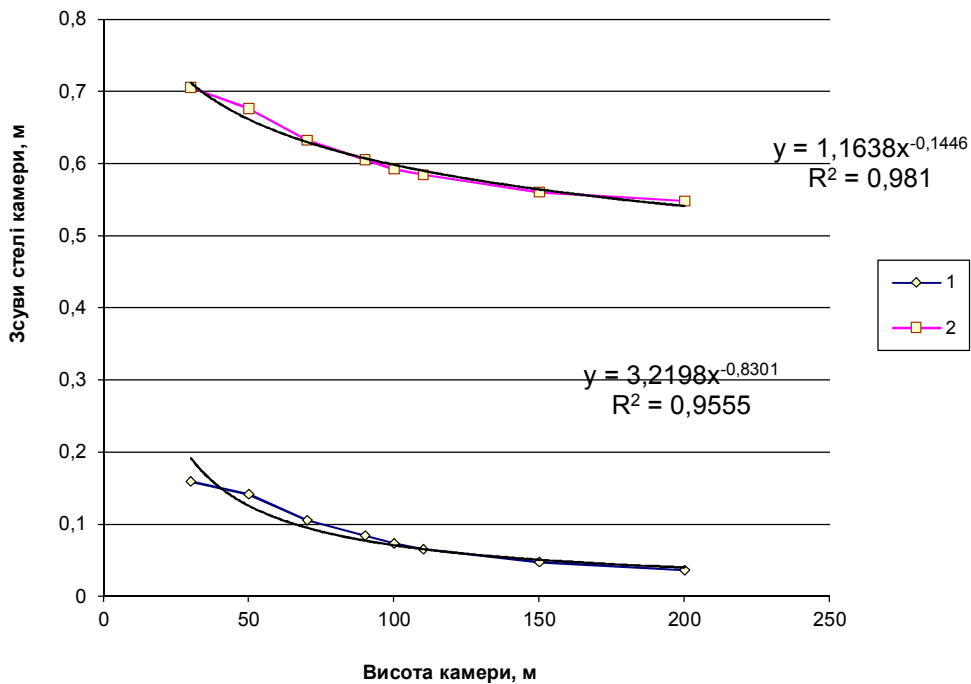


Рис. 6.12. Графіки залежності зсувів стелі камери від висоти камери із застосуванням закладання (1) і без закладання (2)

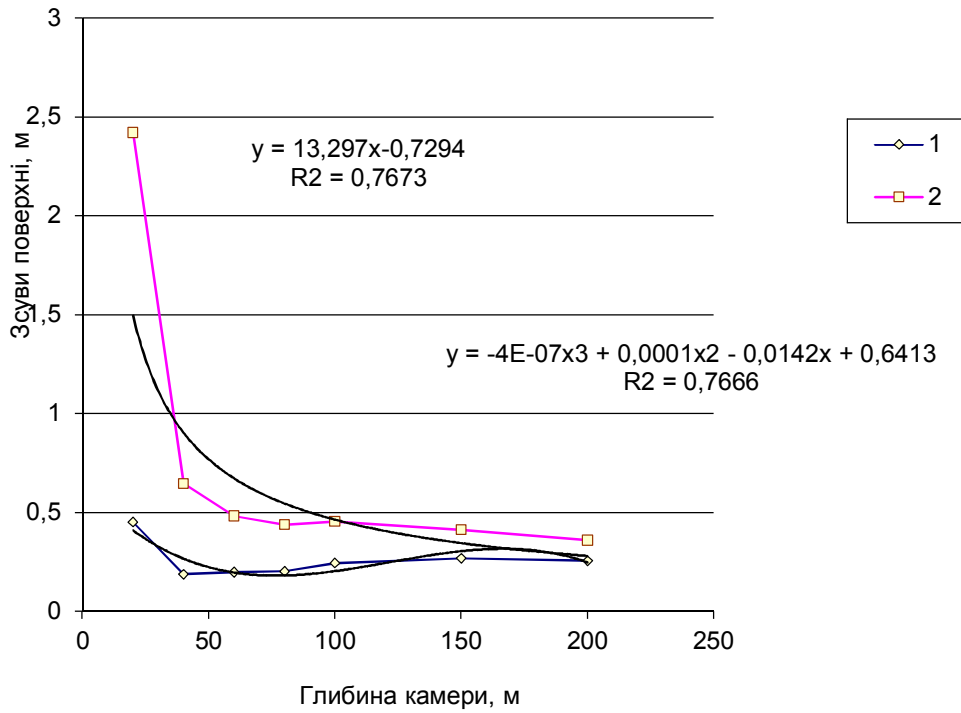


Рис. 6.13. Графіки залежності зсувів поверхні над камерою від глибини розташування камери із застосуванням закладання (1) і без закладання (2)

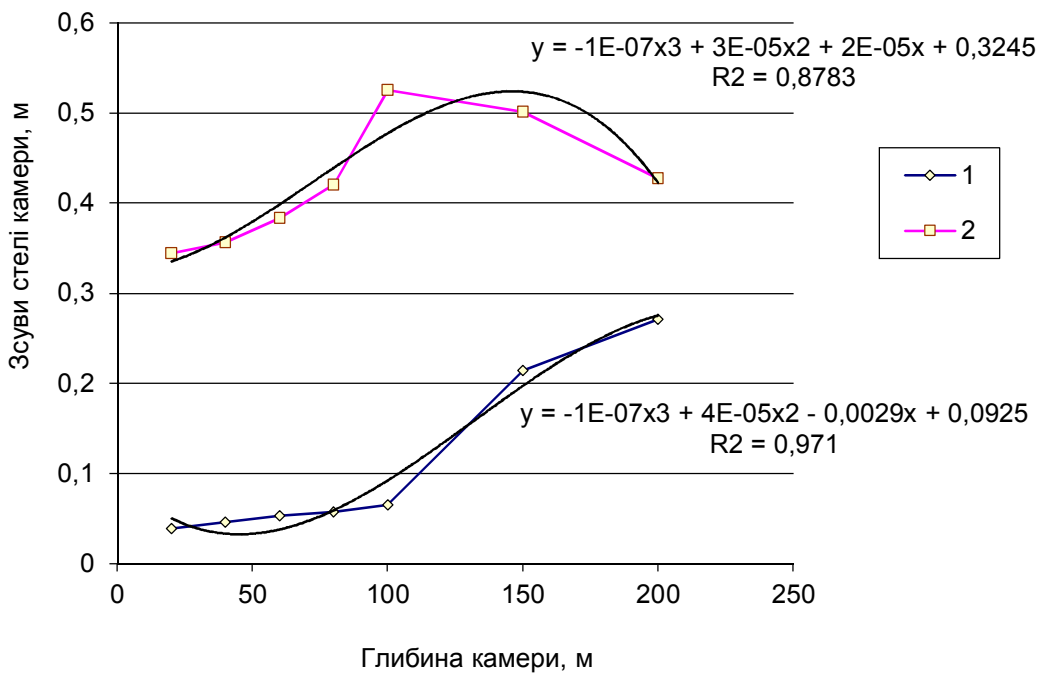


Рис. 6.14. Графіки залежності зсувів стелі камери від глибини розміщення камери із застосуванням закладання (1) і без закладання (2)

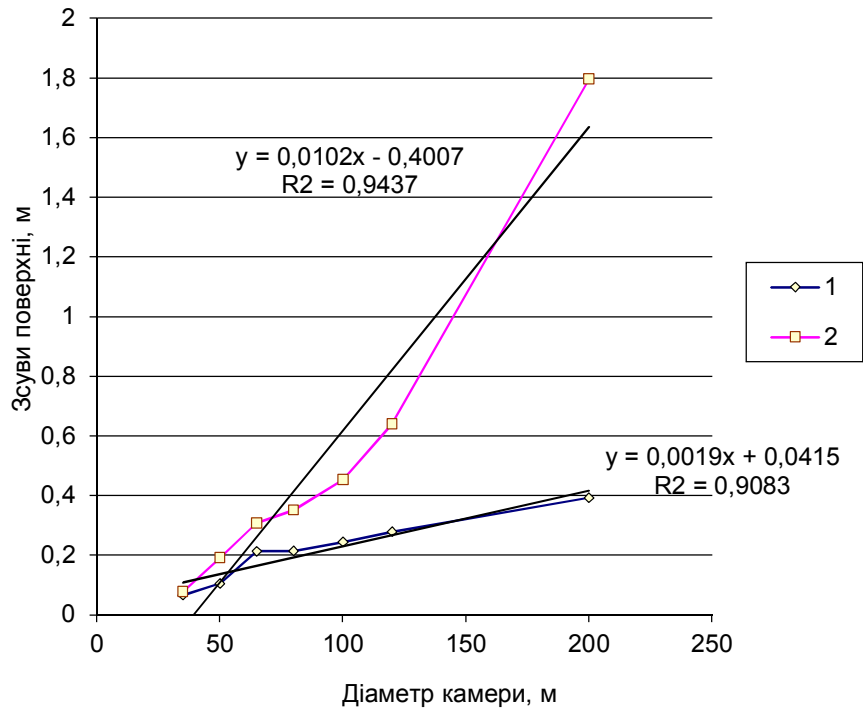


Рис. 6.15. Графіки залежності зсувів поверхні над камерою від діаметра камери із застосуванням закладання (1) і без закладання (2)

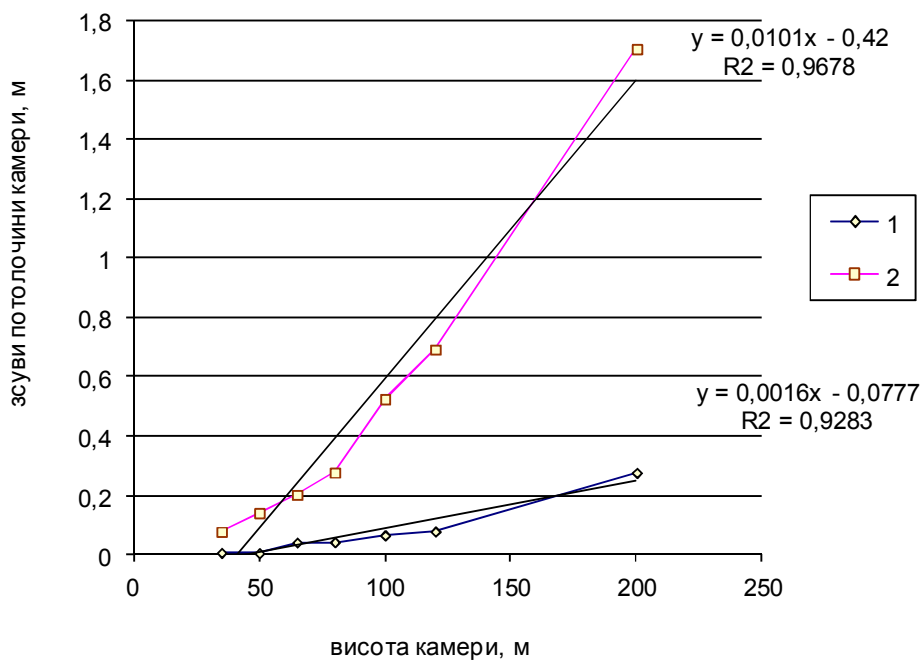


Рис. 6.16. Графіки залежності зсувів стелі камери від діаметра камери із застосуванням закладання (1) і без закладання (2)

На наведених графіках подані результати парної кореляції рівняння кореляції (кореляційне відношення), отримані в програмі Microsoft Excel. Значення кореляційних відношень показують, що зв'язок між досліджуваними параметрами надійний.

Для отримання рівняння залежності усіх трьох досліджуваних чинників на зсуви поверхні і стелі камери за наслідками проведеного математичного моделювання методом кінцевих елементів був проведений математичний аналіз із застосуванням програмного продукту SPSS 13.0 [118]. Була проведена множинна кореляція. Аналіз результатів моделювання проводився у декілька етапів.

На першому етапі всі результати, отримані при моделюванні, поділялися на дві групи. До першої групи входили результати математичного моделювання без проведення закладання, до другої – із закладанням камери.

На другому етапі проводився пошук усіх існуючих стандартних видів залежностей, застосованих при статистичній обробці результатів. Результатами пошуку стали такі стандартні види залежностей:

лінійний

$$\bar{y} = a_0 + \sum_{i=1}^n a_i x_i ; \quad (6.1) \quad [119]$$

експоненціальний

$$\bar{y} = e^{a_0 + \sum_{i=1}^n x_i^{a_i}} ; \quad (6.2) \quad [119]$$

ступеневий

$$\bar{y} = e^{a_0} \prod_{i=1}^n x_i^{a_i} ; \quad (6.3) \quad [119]$$

логарифмічний

$$\bar{y} = a_0 + \sum_{i=1}^n a_i \ln x_i ; \quad (6.4) \quad [119]$$

квадратичний

$$\bar{y} = a_0 + \sum_{i=1}^n a_i x_i^2 ; \quad (6.5) \quad [119]$$

параболічний

$$\bar{y} = a_0 + \sum_{i=1}^n a_i x_i^2 + b_i x_i ; \quad (6.6) \quad [120]$$

гіперболічний

$$\bar{y} = a_0 + \sum_{i=1}^n a_i \frac{1}{x_i} ; \quad (6.7) \quad [120]$$

показовий

$$\bar{y} = a_0 \prod_{i=1}^n a_i^{x_i} . \quad (6.8) \quad [120]$$

На третьому етапі здійснювався вибір із стандартних видів залежностей, які можна використовувати при існуючій постановці завдання.

На четвертому етапі за допомогою засобів програмного пакета SPSSv13.0, використовуючи вибрані види залежностей, визначалися коефіцієнти рівняння множинної регресії. На основі отриманих коефіцієнтів складала рівняння регресії.

На п'ятому етапі для вибраних видів залежностей визначали коефіцієнт детермінації $R_{yx_i}^2$.

Коефіцієнт детермінації $R_{yx_i}^2$ розраховували за формулами [119, 120]:

$$R_{yx_i}^2 = \frac{\sum (y - \bar{y})^2 - \sum (y - \bar{y}_x)^2}{\sum (y - \bar{y})^2}, \quad (6.9)$$

де y – фактичне значення результативної ознаки (у даному випадку – фактичне значення критичної конвергенції або критичного навантаження на заанкеровані шари порід); \bar{y} – значення загальної середньої результативної ознаки (у даному випадку – середнє значення фактичної критичної конвергенції або критичного навантаження на заанкеровані шари порід); \bar{y}_x – розрахункове значення результативної ознаки (у даному випадку – розрахункове значення критичної конвергенції або критичного навантаження на заанкеровані шари порід).

Коефіцієнт детермінації визначає, яка частинка варіації ознаки у враховується в моделі і обумовлена впливом на неї незалежних чинників. Таким чином, чим вищий коефіцієнт детермінації, тим вища та частинка варіації ознаки y , яка враховується в моделі і обумовлена впливом на неї незалежних чинників.

Для коефіцієнта детермінації визначалася статистична достовірність [120]

$$\frac{R_{yx_i}^2}{\sigma_R} > 3, \quad (6.10)$$

де σ_R середньоквадратична похибка коефіцієнта детермінації, яка розраховувалася за формулою [108];

$$\sigma_R = \frac{1}{\sqrt{n-1}}, \quad (6.11)$$

де n – кількість дослідів.

Якщо нерівність (6.10) правильна, то коефіцієнт детермінації достовірний.

На шостому етапі проводився остаточний вибір виду залежності. Критеріями вибору став найбільший коефіцієнт детермінації.

Найбільш близьким виявився логарифмічний вид залежності для визначення зсувів до закладання і ступеневої – для визначення зсувів після закладання. Формули, отримані для розрахунку зсувів, і кореляційні відношення відповідних залежностей наведені в табл. 6.5.

Таблиця 6.5

Результати кореляційного аналізу

Рівняння регресії	Коефіцієнт кореляції R^2
$U_{нов1} = -0,766 \cdot \ln(D) - 0,820 \cdot \ln(H) - 0,60 \cdot \ln(L) + 0,18 \cdot H + 6,238$	0,779
$U_{см1} = 0,102 \cdot \ln(D) - 0,564 \cdot \ln(H) - 0,138 \cdot \ln(L) + 0,16 \cdot H + 1,717$	0,958
$U_{нов2} = 4 \cdot 10^{10} \cdot H^{-8,69} + 0,02 \cdot D - 0,01L + 0,119$	0,874
$U_{см2} = -424,529 \cdot H^0 + 0,02 \cdot D - 0,01L + 421,176$	0,704

де $U_{нов1}$, $U_{нов2}$ – зсуви поверхні без і із проведенням закладання, відповідно, м; $U_{см1}$, $U_{см2}$ – зсуви стелі камери без і із проведенням закладання відповідно, м; D – діаметр камери, м; H – глибина заставляння камери, м; L – висота камери, м.

Таким чином, знаючи розміри камери і глибину її закладання користуючись отриманими формулами, можна прогнозувати зсуви без закладання й із проведенням закладних робіт визначити, коли виникає реальна загроза розвитку обвалення порід і просідання земної поверхні, чи можна їм запобігти, а також, використовуючи табл. 6.3 і 6.4 і описану вище методику, визначити, чи можна закладати фундаменти і до якої групи територій для спорудження будівель належить ця площа.

6.3. Техніко-економічне обґрунтування закладання підземних порожнин шламами содового виробництва

Розрахунок економічної ефективності виконаний орієнтовно на стадії початкових даних із розрахунку закладання підземних порожнин розсолупромислу кальцієвмісними відходами содового виробництва в кількості

25 тисяч тонн на рік у перерахунку на суху речовину із доставкою відходів автотранспортом.

Розрахунки виконувалися згідно з єдиною методикою в такій послідовності:

- визначено збиток від складування відходів у шламонакопичувачі;
- наведено розрахунок капітальних, експлуатаційних і зведених витрат, необхідних для закладання відходів відпрацьованого шламонакопичувача в підземних порожнинах розсолопромислу;
- розраховано техніко-економічну ефективність рекомендованого заходу, яка визначалася шляхом зіставлення витрат від закладання відходів у підземні порожнини із збитком від їх складування і зберігання у шламонакопичувачі.

6.3.1. Визначення збитку від складування відходів у шламонакопичувачі

Якщо тверді відходи не утилізують, то їх знищують або накопичують на звалищах та у шламосбірниках. Процеси, що відбуваються під час цих операцій, призводять до вторинного забруднення повітря, водоймищ, ґрунту та підземних вод. Економічні збитки при цьому необхідно розраховувати за всіма реципієнтами (об'єктами), на які впливає забруднення [122].

У загальному вигляді формула для визначення економічних збитків від складування відходів має вигляд [123]:

$$Z_{відх} = B_{відх} + Z_{тер} + Z_{атм}^{втор} + Z_{вод}^{втор}, \quad (6.12)$$

де $Z_{відх}$ – загальний збиток від розташування відходів у шламонакопичувачі із урахуванням необхідності його розширення (нарощування гребель) або використання (будівництва) додаткового, грн; $B_{відх}$ – капітальні і експлуатаційні витрати на утримання шламонакопичувача і зберігання відходів, грн; $Z_{тер}$ – розмір збитків від вилучення території під складування, грн; $Z_{атм}^{втор}$, $Z_{вод}^{втор}$ – збитки від вторинного забруднення повітря і водних об'єктів, грн.

У подальшому розрахунку збитки від вторинного забруднення навколишнього середовища не обчислювалися.

$$B_{відх} = (H_{баз} + B_{утр} + E_n \cdot K_c) A_{відх}, \quad (6.13)$$

де $H_{баз}$ – базова ставка плати за розміщення відходів у шламонакопичувачі (для небезпечних нетоксичних відходів содового виробництва становить 0,3 грн/т); $B_{утр}$ – експлуатаційні витрати, пов'язані з обслуговуванням додаткового шламонакопичувача, в який спрямовують відходи, 1,7 грн/т; E_n – нормативний коефіцієнт ефективності капітальних вкладень, візьмемо $E_n = 0,16 \text{ рік}^{-1}$; K_c – питомі капітальні витрати на будівництво, розширення і ремонт додаткового шламонакопичувача, що становлять 69,92 грн/т; $A_{відх}$ – кількість відходів, т/рік.

$$B_{відх} = (0,3 + 1,7 + 0,16 \cdot 69,92) \cdot 25000 = 329680 \text{ грн.}$$

$$Z_{тер} = (B_{зем} + B_{рек.з})SA_{відх}, \quad (6.14)$$

де $B_{зем}$ – економічна оцінка 1 га землі нормативом витрат на відшкодування збитку сільськогосподарського виробництва, грн/га; $B_{рек.з}$ – витрати на санітарно-гігієнічну рекуперацію землі, грн/га; S – площа, яка використовується для зберігання відходів. Беруть за галузевими нормативами в середньому від 0,0002 га за 1 т відходів.

Якщо взяти вартість 1 га землі $B_{зем}$ в умовах України за 24 500 грн (за цінами в 1989 р.), а витрати на рекуперацію $B_{рек.з} = 2618$ грн/га, то одержимо таку формулу:

$$Z_{тер} = 27118SA_{відх}K_{інфл}, \quad (6.15)$$

де $K_{інфл}$ – коефіцієнт інфляції, що дорівнює 2,373.

$$Z_{тер} = 27118 \cdot 0,0002 \cdot 25000 \cdot 2,373 = 321755 \text{ грн.}$$

Таким чином,

$$Z_{відх} = 329680 + 321755 = 651435 \text{ грн.}$$

6.3.2. Розрахунок капітальних і експлуатаційних витрат, необхідних для закладання відходів у підземних порожнинах видобування розсолу

Поточні витрати на транспортування відходів B_m до розсолотропію (40 км) становитимуть 7,58 грн з урахуванням витрат на вантажні і розвантажувальні роботи 5,68 грн/т і заробітної плати для двох осіб (із заробітною платою в середньому 20000 грн/рік) 40000 грн.

$$B_m = 7,58 \cdot 25000 + 40000 = 229500 \text{ грн.}$$

Орієнтовний розрахунок капітальних витрат наведений в табл. 6.6.

Витрата на утримання і експлуатацію основних виробничих фондів складе, за даними ВАТ «Лисичанська сода», близько 15 %, або 28505 грн/рік.

Витрата електроенергії, споживана цими установками, розрахована виходячи з робочої потужності електроустаткування за формулою Зубицького:

$$Q_{заг} = \frac{\sum Q_c \cdot K_n}{K_{дв} \cdot K_{к.м.}}, \quad (6.16)$$

де Q_c – загальна річна витрата електроенергії з урахуванням різної кількості годин роботи електроустаткування; K_n – коефіцієнт попиту, що враховує навантаження електроустаткування, $K_n = 0,65$; $K_{дв}$ – к. к. д. двигуна, $K_{дв} = 0,85$; $K_{к.м.}$ – к. к. д. кабельної мережі, $K_{к.м.} = 0,92$.

$$Q_{\text{заг}} = \frac{89 \cdot 2016 \cdot 0,65}{0,85 \cdot 0,98} = 140006 \text{ кВт} \cdot \text{год},$$

або

$$Q_{\text{заг}} = 140006 \cdot 0,24 = 33602 \text{ грн},$$

де 2016 – кількість робочих годин на рік; 89 – сумарна потужність устаткування; 0,24 – вартість 1 кВт/год електроенергії, грн.

Розрахунок капітальних витрат на приготування пульпової суспензії і її закачування в підземні порожнини наведений у табл. 6.6.

Фонд заробітної плати для обслуговуючого персоналу із трьох осіб, що працюють в одну зміну із 8-годинним робочим днем, становитиме приблизно 60000 грн (20000 грн/рік на одну особу).

Таблиця 6.6

Капітальні витрати на приготування пульпової суспензії та її закачування в підземні порожнини

Поз.	Найменування	Кільк.	Загальна вартість, грн	Сума амортизаційних відрахувань	
				%	грн
1	Контейнери для перевезення відходів	22	3000	10	300
2	Бункер	1	260	10	26
3	Глиномішалка СМЦ	1	5000	12,3	1230
4	Насос відцентровий ГРАТ 85/40/1	1	720	12,6	92
5	Відцентровий насос АХ 125–80–250К	2	360	12,6	46
6	Чан контактний К4–12.5	1	389	11	42,8
7	Вертикальний суцільнозварний апарат із плоскими днищами	1	750	13	97,5
8	Насос дозування НД 1,0 1000/20ГП14А	2	500	13	65
9	Трубопровід D=200 мм		3890	11	428
10	Невраховане устаткування та будівельні матеріали		50000	12	6000
11	Вартість будівельних і монтажних робіт, а також інші витрати		58504	3,5	2048
Загальні капітальні витрати			123373		10375

Таким чином, загальні витрати на закладання відходів содового виробництва становитимуть:

$$229500 + 33602 + 60000 + 28505 + 0,16 \cdot 123373 = 371442 \text{ грн}.$$

6.3.3. Техніко-економічна ефективність закладання відходів содового виробництва в підземних порожнинах

Сьогодні плата за складування відходів у шламонакопичувачі згідно із даними ВАТ «Лисичанська сода» становить приблизно 26,06 грн за 1 тону в перерахунку на суху речовину.

Використовуючи кальцієвмісні відходи содового виробництва в кількості 25000 тонн для закладання підземних порожнин, плата за розміщення твердих відходів зменшується на 651,5 тис. грн.

У той самий час будуть потрібні витрати на автотранспорт, будівництво і обслуговування установки гідрозакладання шламів содового виробництва.

Згідно з орієнтовними розрахунками експлуатаційні витрати на закладання 25000 т/рік кальцієвмісних відходів становитимуть 371,5 тис. грн, або 14,84 грн за 1 тону. У цих розрахунках припускається, що інспектуючі організації не повинні стягувати плату за розміщення (закладання) шламів у підземних камерах, оскільки шлами використовуються як тампонажний матеріал.

Економічна ефективність щодо здійснення робіт закладання підземних камер кальцієвмісними шлами становитиме приблизно:

$$E = 651,5 - 371,5 = 280 \text{ тис. грн / рік.}$$

В економічному розрахунку не врахований ефект від підвищення стійкості земної поверхні, зниження вторинного забруднення навколишнього середовища (засолення ґрунтів і забруднення природних вод), можливості отримання прибутку від додаткового вилучення з відпрацьованих свердловин кондиційного розсолу і відмови від додаткового нарощування гребель існуючого шламонакопичувача з повними капітальними витратами.

Висновки до розділу 6

1. Розроблена технологія закладування твердих відходів содового виробництва ВАТ «Лисичанська сода» спрямована на зниження екологічного ризику і запобігання економічному збитку підприємства.

2. Математичне моделювання зсувів земної поверхні для типових соляних камер зони видобування розсолу для ВАТ «Лисичанська сода» показало, що використання твердих відходів содового виробництва як тампонажного матеріалу зменшує ризик зсуву земної поверхні майже удвічі.

3. Розроблена математична модель оцінки стійкості земної поверхні дозволяє прогнозувати зсуви без закладування і з проведенням закладних робіт, визначати, коли виникає реальна загроза розвитку обвалення порід і просідання земної поверхні, чи можна їй запобігти, а також, використовуючи табл. 6.3 і 6.4 і описану вище методику, визначити, чи можна закладати фундаменти і до якої групи територій для спорудження будівель належить ця площа.

4. Економічний ефект від впровадження на виробництві запропонованої технології приблизно становитиме 280000 тисяч гривень за 1 рік.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ ДО ПЕРШОЇ ЧАСТИНИ

Унаслідок проведених досліджень зроблено такі висновки:

1. Аналіз літературних джерел та проведені патентні дослідження показали перспективність використання підземних порожнин із контрольованими геометричними параметрами, утворених підземним розчиненням кам'яної солі, для закладання твердих нетоксичних відходів, таких як відходи содового виробництва.

2. Виконані дослідження дозволили рекомендувати проведення стадії приготування шламової суспензії. Визначено, що відношення рідкої фази до твердої повинно бути в межах від 5 до 6. Для інтенсифікації процесу освітлення рідкої фази у соляній камері та запобігання винесенню твердої фази з розсолом доцільно використовувати поліакриламід у кількості 30 г на 1 тону твердих відходів.

3. Дослідження можливості забруднення розсолу іонами кальцію та магнію при незначному вмістові луку показало, що перехід цих іонів дуже незначний та майже не впливає на кондиціонування розсолу.

4. Дослідження кінетики утворення карбонатних відкладень показали, що для зняття перенасичення за карбонатом кальцію, за умов зниження температури при транспортуванні та похованні в порожнинах достатньо перемішувати суспензію за наявності завислих частинок у кількості не менше ніж 120–140 мг/л упродовж 15–20 хвилин. Також треба зазначити, що використання як рідкої фази суспензії концентрованого соляного розсолу попереджає випадання карбонатних інкрустацій.

5. Виявлено основні закономірності впливу гідродинаміки в соляній камері на процес осідання твердих частинок пульпової суспензії. Гідродинамічна структура камери вилуговування сприяє виключенню винесення осідаючих частинок із камери через розсолопійомну колону. За часом оновлення рідини в об'ємі камери рідиною, що нагнітається, і структурі гідродинамічних потоків камера вилуговування є якісним відстійником.

6. На підставі математичного моделювання седиментаційних та гідродинамічних процесів у соляній камері визначено глибину розташування шламоподавальної колони, що знаходиться в діапазоні 0,3–0,4 висоти камери.

7. Розроблено математичну модель оцінки зсувів земної поверхні навколо соляних камер, яка дозволяє прогнозувати зміну стійкості земної поверхні при закладанні підземної порожнини твердими відходами. Доведено, що використання твердих відходів як тампонажного матеріалу підвищує міцність земної поверхні над камерою та сприяє зниженню просідання пластів ґрунту навколо неї.

8. На підставі отриманого експериментального і теоретичного матеріалу розроблено рекомендації щодо процесів під час приготування, транспортування і закладання твердих відходів содового виробництва у відпрацьованих соляних камерах з одночасним видобуванням розсолу, які дозволяють використати тверді відходи виробництва соди як тампонажного матеріалу і підвищити стійкість земної поверхні над підземними порожнинами промислового походження.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ ДО ПЕРШОЇ ЧАСТИНИ

1. Ткач Г. А. Производство соды по малоотходной технологии / Г. А. Ткач, В. П. Шапоров, В. М. Титов, – Харьков : ХГПУ, 1998. – 429 с.
2. Гринин А. С. Промышленные и бытовые отходы: Хранение, утилизация, переработка / А. С. Гринин, В. Н. Новиков – М. : ФАИР–ПРЕСС, 2002. – 336 с.
3. Шокин И. Н. Технология соды / И. Н. Шокин. – М. : Химия, 1975. – С. 164–165.
4. Применение дистиллерной жидкости для повышения нефтеотдачи пластов / Ю. Н. Ягафаров и др. // Нефтяное хозяйство. – М. : ЗАО «Издательство «Нефтяное хозяйство»», 2003. – № 5. – С. 70–73.
5. Цейтлин М. А. Абсорбция очистка газов от диоксида серы с использованием отходов содового производства [Текст] / М. А. Цейтлин, В. Ф. Райко, М. Э. Дассуки // Вестник Национального технического университета «ХПИ»: сб. науч. тр. : темат. вып. 43: Новые решения в современных технологиях / Харьковский политехнический ин-т, Нац. техн. Ун-т. – Х. : НТУ «ХПИ», 2008. – С. 90–93.
6. Куцина М. И. Способ подготовки твердых отходов содового производства для применения их в сельском хозяйстве / М. И. Куцина, К. В. Расторгуева. – Черкассы, 1977. – 8 с. – Деп. в ОНИИТЭХИМ, № 1429 / 77.
7. Гордашевский П. Ф. Производство гипсовых вяжущих материалов из гипсосодержащих отходов / П. Ф. Гордашевский, А. В. Долгорев. – М. : Стройиздат, 1987. – 104 с.
8. Мещеряков Ю. Г. Гипсовые попутные промышленные продукты и их применение в производстве строительных материалов / Ю. Г. Мещеряков. – Л. : Стройиздат, 1982. – 144 с.
9. Получение пероксида кальция при утилизации дистиллерной жидкости / О. Ю. Филиппова, Р. Р. Насыров, Р. Р. Даминев, Н. С. Шулаев // Наука, технология, производство: статьи и тез. докл. межвуз. науч.-техн. конф. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2005. – С. 114–115
10. Насыров Р. Р. Новые подходы к утилизации отходов производства кальцинированной соды / Р. Р. Насыров., А. Ю. Бакиев, Р. Р. Даминев // Башкирский химический журнал. – Уфа : ООО «НИИ истории, науки и техники», 2006. – Т.13, № 3. – С. 67–69.
11. Насыров Р. Р. Метод переработки основного отхода производства кальцинированной соды / Р. Р. Насыров, Р. Р. Даминев // Башкирский химический журнал. – Уфа : ООО «НИИ истории, науки и техники», 2008. – Т. 15, № 3. – С. 80–85.
12. Семенюк В. Д. Комплексное использование воды в промышленном узле / В. Д. Семенюк, В. Е. Терновце. – Киев: Будівельник, 1974. – 213 с.
13. Проект кондиций на каменную соль Ново-Карфагенского месторождения Украинской ССР / В. Л. Однопозов, П. С. Бобко, А. Е. Кругликов, Н. Ф. Пашковский. – Л. : НТБ ВНИИГ, 1962. – 54 с.
14. Романов В. С. Оценка устойчивости камер и целиков для условий

Славянского рассолопромысла / В. С. Романов, А. Г. Кошин. – Л. : НТБ ВНИИГ, 1972. – С. 102–109.

15. Зайцева И. С. Сравнительный анализ антропогенного воздействия на водные ресурсы России и США / И. С. Зайцева // Изв. РАН. Сер. геогр. – 2003. – № 4. – С. 77–85.

16. Berest P. Safety of Salt Caverns Used for Underground Storage / Berest P., Brouard B // Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP. – 2003. – Vol. 58, № 3. – P. 361–384.

17. Тимонин А. С. Инженерно–экологический справочник / А. С. Тимонин. – Калуга : Издательство Н. Бочкаревой, 2003. – 917 с.

18. Хрущов Д. П. Литологические предпосылки создания подземных камер–хранилищ в соляных толщах / Д. П. Хрущов. – Киев : КИГФМ, 1982. – 52 с. – (Препринт / АН УССР. Ин-т геохимии и физики минералов).

19. Захоронение промышленных стоков горнодобывающих предприятий АК "АЛРОСА" в криолитосфере [Текст] / А. В. Дроздов // Горный журнал. – М. : ЗАО «Издательский дом «Руда и Металлы», 2006. – № 6. – С. 12–15.

20. Богданов Ю. М. Восстановление герметичности затрубного пространства скважин ПХ в каменной соли / Ю. М. Богданов // Газовая промышленность. – М. : ООО «Газоил пресс», 2004. – № 2. – С. 28–30.

21. Экологическая безопасность строительства и эксплуатации подземных хранилищ газонефтепродуктов в отложениях каменной соли / О. Е. Аксютин, В. А. Казарян, А. Г. Ишков [и др.]. – М. : Ижевск : РХД; Ин-т компьют. исслед., 2010. – 419 с.

22. Bays C. A. Use of Salt Solution Cavities for Underground Storage / Bays C. A. // Symp. Salt-Northern Ohio Geol. Soc. – Ohio, 1963. – 564 p.

23. Thoms R. L. A brief history of salt cavern use (keynote paper) / Thoms R. L., Gehle R. M. // Proc. 8th World Salt Symp. / R. M. Geertman ed. – Elsevier, 2002. – P. 207–214.

24. Шехунова С. Б. Використання соляних формацій для ізоляції радіоактивних відходів: світовий досвід, проблеми, перспективи України / С. Б. Шехунова // Геол. журн. – К. : Вид-во КІГЛ, 1999. – № 4. – С. 45–53.

25. Шехунова С. Б. Литологические особенности и реологические свойства каменной соли / С. Б. Шехунова // Литологические критерии оценки участков и перспективы строительства подземных сооружений различного целевого назначения в соляных толщах. – К. : Изд-во КИГЛ, 1989. – 46 с. – (Препр. / АН УССР. Ин-т геол. Наук ; 89–3).

26. Усачев А. П. Применение системного подхода к разработке систем обеспечения безопасности хранилищ сжиженного газа мини-ТЭС [Текст] / А. П. Усачев, А. Л. Шурайц, А. А. Феоктистов // Вестник Саратовского государственного технического университета. – Саратов : СГТУ, 2007. – № 24. – С. 140–150.

27. Богданов Ю. М. ПХГ в каменной соли: повышение эффективности закачки и отбора газа / Ю. М. Богданов, Е. А. Корнилова // Газовая промышленность. – М. : ООО «Газоил пресс», 2009. – № 7. – С. 47–51.

28. Интенсивная технология сооружения подземных хранилищ в каменной соли [Текст] / Л. Б. Чабанович [и др.] // Газовая промышленность. – М. : ООО «Газоил пресс», 2009. – № 7. – С. 51–53.

29. Сильверстов Л. К. Подземные резервуары и повышение экологической безопасности нефтегазодобычи / Л. К. Сильверстов, В. М. Коренев // Энергия: экономика, техника, экология. – М. : Наука, 2010. – № 11. – С. 24–28.

30. Дубровский Л. К. Опыт захоронения высокотоксичных и радиоактивных отходов в соляных кавернах / Л. К. Дубровский, Ю. А. Нечаев // Галогенні формації України: матеріали наук. –техн. семінару (22-24 жовт. 2002 р.). – К. : ДГСУ, 2002. – С. 56–60.

31. Моисеев Р. С. Захоронение радиоактивных отходов в геологических структурах на Дальнем Востоке: проблемы оценки / Р. С. Моисеев. – Владивосток : Дальнаука, 1998. – 140 с.

32. Казарян В. А. Технология строительства резервуаров Калининградского подземного хранилища газа / В. А. Казарян, П. Г. Цыбульский // Горный журнал. – М. : ЗАО «Издательский дом «Руда и Металлы», 2010. – № 3. – С. 48–51.

33. Дудко П. М. Рассолопромыслы / П. М. Дудко – М. : Недра, 1986. – 110 с.

34. Гаев А. Я. Подземные резервуары / А. Я. Гаев, В. Д. Щугорев, А. П. Бутолин. – Л. : Недра, 1986. – 223 с.

35. Бобко П. С. Методы подземного выщелачивания соляных залежей / П. С. Бобко // Тр. ВНИИГ. – Л. : Недра, 1972. – Вып. 56. – С. 161–168.

36. Смайльс Н. Ю. Обзор исследований по естественному и искусственному формообразованию подземных камер в растворимых породах / Н. Ю. Смайльс // Горный журнал. – М. : ЗАО «Издательский дом «Руда и Металлы», 1998. – № 4. – С. 34–38.

37. Смайльс Н. Ю. Закономерности формообразования подземной камеры при подземном растворении пластов каменной соли / Н. Ю. Смайльс // Горный информационно-аналитический бюллетень. – М. : Изд-во МГГУ 2001. – № 9. – С. 42–45.

38. Дудко П. М. Добыча рассолов выщелачиванием каменной соли через буровые скважины / П. М. Дудко, Э. В. Лехтимяки // Гидрогеология и геология соляных месторождений. – Л. : Недра ; ВНИИГ, 1972. – Вып. 56. – С. 146–175.

39. Гаджиев М. С. Геологические аспекты строительства скважин в соленосных отложениях / М. С. Гаджиев, С. Б. Свинцицкий // Проблемы технологии сооружения газовых и газоконденсатных скважин. – М. : ВНИИГаз, 1985. – С. 3–8.

40. Пат. 2256796 Российская Федерация, МПК E21C45/00. Способ скважинной гидродобычи полезных ископаемых и устройство для его осуществления / А. С. Хрулев ; заявитель и патентообладатель А. С. Хрулев. – № 2003135596/03 ; заявл. 12.10.03 ; опубл. 20.07.05.

41. Пат. 2012079 Российская Федерация, МПК G21F9/24. Способ

захоронения экологически опасных объектов / Н. А. Седых; заявитель и патентообладатель Седых Н. А. – № 5050501/25 ; заявл. 02.07.92 ; опубл. 30.04.94.

42. Brzezowski T. Hydrauliczna metoda wypetniania Komòz poeksploatacyjnych w Kopaeni soli materiatem skatnym / Brzezowski T., Kopec J., Urban W. // Sympozyum Krakow 8–10.XI. , 1984.

43. Пат. 3586378 США, МКИ E 21 B 43/28 Method for recovering slt from a subsurface earth formation by solution manning / Dietz Daniel (США) ; SHELL OIL CO. – № USD3586378 ; заявл. 07.07.69; опубл. 22.06.71.

44. Пат. США 3817039, МКИ E21C41/00, E21F15/08 Method of filling subterranean voids with a particulate material / DOW CHEMICAL CO. – № US19700086755 ; заявл. 11.03.71 ; опубл. 14.08.74.

45. Исходные данные для проектирования строительства Среднеазиатского калийного завода мощностью 700 тыс. тон K_2O в год / Е. П. Каратыгин и др. – Л. : НТБ ВНИИГ, 1987.

46. Пат. 2099263 Российская Федерация, МПК В 65 G 5/00. Способ захоронения шламовых отходов в соляных камерах / А. В. Воронин, Е. П. Каратыгин, А. В Кубланов и др. – № 96109993/03 ; заявл. 21.05.96 ; опубл. 20.12.97.

47. Пат. 3768865 США, МКИ E21B 43/28. Process for the disposal of salt solutions contaminated with azide / Dehn F. (США) ; PPG INDUSTRIES INC – № US19720271436 ; заявл. 07.13.72 ; опубл. 30.10.73.

48. Гурьянова О. Н. Захоронение радиоактивных отходов в различных геологических формациях / О. Н. Гурьянова // Горный информационно–аналитический бюллетень (научно-технический журнал МГГУ). – М. : МГГУ, 2007. – № 1 – С. 201–203.

49. Веригин Н. Н. О захоронении промышленных стоков в глубокие водоносные горизонты / Н. Н. Веригин, В. С. Саркисян, А. В. Шибанов // Водные ресурсы – Л. : НТБ ВНИИГ. – 1976. – № 1. – С. 188–197.

50. Пат. 4596490 США, МПК B65G5/00. Underground storage chambers and methods therefore / Van Fossan Neal (США), Rutherford John (США) ; TEXAS BRINE CORP (US). – № US19840589942 ; заявл. 15.03.84 ; опубл. 24.06.86.

51. Пат. 3141885 ФРГ, МПК B09B1/00; B65G5/00; C02F9/00F. Verfahren zum einlagern von ganz oder teilweise wiederwendbaren fluessigen abfallstoffen in untertaegige salzumschlossene hohlraeume BZW. SALZKAVERNEN / Lindoerfer walter (ФРГ) ; WINTERSHALL AG. – № DE19813141885 ; заявл. 22.10.81 ; опубл. 05.05.83.

52. О механизме образования инкрустаций в дистиллере / Н. Н. Дрозин, Е. К. Овечкин, М. И. Куцина и др. // Тр. НИОХИМ. – Харьков, 1959 – Т. 12. – С. 64–72.

53. Исследование кинетики кристаллизации твердой фазы из пересыщенного раствора / Ю. А. Иванов, В. П. Шапорев, С. В. Титов, А. Ф. Долкарт // Сб. «Химия и технология производства основной химической промышленности». – Харьков, 1998. – Т. 61. – С. 82–84.

54. Мелихов И. В. Наука о кристаллизации на пороге третьего

тысячелетия / И. В. Мелихов, А. М. Кутепов // Теоретические основы химической технологии. – М. : Наука – 2001. – № 5. – С. 451–456.

55. Методика исследования скорости образования гипсовых и карбонатных инкрустаций / Е. К. Овечкин, Н. Н. Дрозин, М. И. Куцина и др. // Тр. НИОХИМ. – Харьков, 1961. – Т. XIII. – С. 124–132.

56. Салохин В. И. Методика расчета параметров процесса осаждения нерастворимых включений при создании подземного резервуара / В. И. Салохин, А. С. Хрулев, Д. В. Каналин // Горный информационно-аналитический бюллетень. – М. : Изд-во МГГУ, 2000. – № 5. – С. 117–119.

57. Ветошкин А. Г. Процессы и аппараты защиты окружающей среды / А. Г. Ветошкин. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2008. – 640 с.

58. Процеси та апарати харчових виробництв / за ред. А. М. Поперечного. – К. : Центр учбової літератури, 2007. – 304 с.

59. Полиакриламидные флокулянты / В. А. Мягченков, А.А. Баран, Е. А. Бектуров, Г. В. Булидорова. – Казань: Из-во Каз. гос. технол. ун-та, 1998. – 288 с.

60. Вейцер Ю. И. Высокомолекулярные флокулянты в процессах очистки природных и сточных вод / Ю. И. Вейцер, Д. М. Минц – М. : Стройиздат, 1984. – 202 с.

61. Вязов В. В. Складирование глинистых шламов калийного производства / В. В. Вязов, В. Н. Авиллов – Л. : НТБ ВНИИГ, 1972.

62. Запольский А. К. Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды: Свойства. Получение. Применение / А. К. Запольский, А. А. Баран. – М. : Химия, 1987. – 208 с.

63. Гаркушин П. К. Расчёт параметров сдвижения земной поверхности при разработке калийных месторождений по камерно-столбовой системе / П. К. Гаркушин // Горный журнал. – М. : ЗАО «Издательский дом «Руда и Металлы», 1995. – № 12. – С. 26–29.

64. Шашенко А. Н. Геомеханические процессы в породных массивах / А. Н. Шашенко, Т. Майхерчик, Е. А. Сдвижкова – Днепропетровск: Изд-во НГУ, 2005. – 237 с.

65. Горовой А. Ф. Геохимия твердых промышленных отходов предприятий Донбасса / А. Ф. Горовой, Н. А. Горовая // Минералогический журнал. – К. : Наукова думка, 2001. – № 4. – С. 136–142.

66. Салохин В. И. Влияние гидродинамических процессов в камере подземного растворения на осаждение и вынос нерастворимых включений / В. И. Салохин, А. С. Хрулев, Д. В. Каналин // Горный информационно-аналитический бюллетень. – М. : Изд-во МГГУ, 2002. – № 12. – С. 122–125.

67. Салохин В. И. Моделирование процесса конвективного смешения воды и рассола в камерах подземного растворения каменной соли / В. И. Салохин, А. С. Хрулев, Д. В. Каналин // Горный информационно-аналитический бюллетень. – М. : Изд-во МГГУ, 2001. – № 9. – С. 158–162.

68. Гидрогеологические исследования при проектировании ПХГ / В. Г. Грицаенко, Н. В. Бондаренко, Ю. М. Бутковский, Н. А. Эдиашвилли // Газовая промышленность. – М. : ООО «Газоил пресс», 1999. – № 11. – С. 56–58.

69. Корчагина Е. Н. Технология разработки соляных месторождений подземным выщелачиванием / Е. Н. Корчагина // Сб. науч. тр. – Л. : ВНИИГ, 1977. – С. 21–29.

70. Давыдов В. И. О закономерностях влияния погружения водоподдачи на формирование концентрационной стратификации в камерах подземного выщелачивания / В. И. Давыдов, Ю. А. Шахов – Л. : ВНИИГ, 1974. – Деп. № 448/75.

71. Хаппель Дж. Гидродинамика при малых числах Рейнольдса / Дж. Хаппель, Г. Бреннер – М. : Мир, 1976. – 630 с.

72. Белкин В. В. Мониторинг геологической среды в процессе разработки калийных месторождений / В. В. Белкин // Геоэкология, инженерная геология, гидрогеология, геокриология. – М. : Недра. – 2008. – № 1. – С. 49–59.

73. Хинце И. О. Турбулентность: ее механизм и теория / И.О. Хинце – М. : Физматгиз, 1963. – 680 с.

74. Штилькинд С. Т. О компьютерном моделировании процессов создания подземных резервуаров в отложениях каменной соли путем растворения / С. Т. Штилькинд // Горный информационно-аналитический бюллетень. – М. : ЗАО «Издательский дом «Руда и Металлы», 2006. – № 11. – С. 246–249.

75. Штилькинд С. Т. Моделирование пространственного течения при размыве подземных резервуаров в каменной соли / С.Т. Штилькинд // Горный информационно-аналитический бюллетень. – М. : ЗАО «Издательский дом «Руда и Металлы», 2006. – № 6. – С. 231–237.

76. Дементьев М. А. Общие уравнения и динамическое подобие взвесенесущих потоков / М. А. Дементьев. – Л. : НТБ ВНИИГ. 1963. – Т. 73. – С. 24.

77. Кулеш Н. П. К вопросу о расчете длины отстойников / Н. П. Кулеш // Тр. ЛПИ, Гидротехника. – М. : Госэнергоиздат, 1960. – № 208.

78. Малюков В. П. Исследование массопереноса при стоитьельстве подземных хранилищ в каменной соли / В. П. Малюков// Наука и техника в газовой промышленности. – М. : Газпромэкспо, 2007. – С. 64–71.

79. Борисова Е. А. Основы химического анализа в экологии / Е. А. Борисова. – Севастополь: Изд-во СевГТУ, 2001. – 140 с.

80. Куцина М. И. Исследование по подготовке дистиллерной жидкости содового производства для транспортирования и заводнения нефтяных пластов: дис. канд. техн. Наук : 05.17.08 / Куцина Марина Ивановна. – Харьков, 1973. – 173 с.

81. Фурман А. А. Поваренная соль. Производство и применение в химической промышленности / А. А. Фурман, М. П. Бледы, И. Д. Соколов – М. : Химия, 1989. – 264 с.

82. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: справочник / сост. А. А. Лашинский, А. Р. Толчинский. – Л. : Машиностроение, 1970. – 752 с.

83. Насосы: каталог–справочник. – М. : Машиздат, 1959. – 552 с.

84. Шестопалов О. В. Закладка отходов содового производства в

отработанные соляные скважины / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін // Тези доп. V Міжнародної наукової конференції аспірантів та студентів «Охорона навколишнього середовища та раціональне використання природних ресурсів» (Донецьк, 11–13 квітня 2006 р.). – Донецьк : ДонНТУ, 2006. – С. 40–41.

85. Дослідження процесу осідання твердої фази пульпової суспензії при транспортуванні і похованні відходів содового виробництва / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко, О. В. Лясота // Вісник Тернопільського державного технічного університету імені І. Пулюя. – Тернопіль : ТДТУ, 2008. – № 4. – С. 215–221.

86. Шестопапов О. В. Исследование стабильности химических смесей, составленных из промышленных сточных вод содового завода / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко // Матеріали V Міжнародної конференції «Молодь у вирішенні регіональних та транскордонних проблем екологічної безпеки», (Чернівці, 5–6 травня 2006 р.). – Чернівці : «Зелена Буковина», 2006. – С. 391–394.

87. Шестопапов О. В. Дослідження кінетики утворення карбонатних інкрустацій при змішенні і транспортуванні пульпової суспензії / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків : НТУ «ХПІ», 2008. – № 8. – С. 28–33.

88. Маттссон Э. Электрохимическая коррозия / Э. Маттссон ; пер. со швед. В. М. Новаковского, Я. М. Колотыркина. – М. : Металлургия, 1991. – 156 с.

89. Романов В. В. Методы исследования коррозии металлов / В. В. Романов – М. : Металлургия, 1965. – 280 с.

90. Шестопапов О. В. Влияние структуры потоков жидкости в камере выщелачивания поваренной соли на процессы осаждения твердых частиц / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків : НТУ «ХПІ». – 2006. – № 42. – С. 104–108.

91. Шестопапов О. В. Дослідження процесу закачування шламів у відпрацьовані соляні свердловини на маломасштабних моделях / О. В. Шестопапов // «Інтегровані технології та енергозбереження». – Харків : НТУ «ХПІ». – 2008. – №1. – С. 37–45.

92. Киреев В. А. Краткий курс физической химии / В. А. Киреев – М. : Химия, 1970. – 640 с.

93. Шестопапов О. В. Утилизация сточных вод содовых заводов путем их использования в качестве растворителя каменной соли / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків : НТУ «ХПІ». – 2008. – № 3. – С. 40–47.

94. Шестопапов О. В. Вплив гідродинаміки на осідання твердої фази відходів содового виробництва в камері вилуговування / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко // Східноєвропейський журнал передових технологій. – Харків : Технологічний центр. – 2008. – № 6/4 (36). – С. 50–55.

95. Ландау Л. Д. Теоретическая физика / Л. Д. Ландау, Е. М. Лифшиц. – М. : Наука, 1988. – 736 с.

96. Нигматулин Р. И. Динамика многофазных сред / Р. И. Нигматулин – М. : Наука, 1987. – 464 с.

97. Шестопапов О. В. Моделювання процесу осідання твердої фази в соляній камері під час закладки її відходами / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін, В. Ф. Райко // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків : НТУ «ХПІ», 2010. – № 4. – С. 18–24.

98. Шестопапов А. В. Технические решения по захоронению и закладке отходов химических производств в соляных камерах / А. В. Шестопапов, М. А. Цейтлин, В. Ф. Райко // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків : НТУ «ХПІ», 2007. – № 11. – С. 103–109.

99. Черкасский В. М. Насосы, вентиляторы, компрессоры / В. М. Черкасский. – М. : Энергия, 1977. – 424 с.

100. Шестопапов О. В. Технология утилизации отходов содового производства в отработанных соляных скважинах / О. В. Шестопапов, М. А. Цейтлін // Матеріали ІХ Міжнародної науково-практичної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Екологія. Людина. Суспільство» – (17–19 травня, 2006 р., Київ). – Київ, 2006. – С. 145.

101. Пат. №35317 А Україна, МПК 7 B65G5/00, E21F 17/16. Спосіб закладки твердих відходів содових виробництв в підземних соляних камерах / Шестопапов О. В., Цейтлін М. А., Райко В. Ф. ; заявник та власник патенту О. В. Шестопапов – № u200804917 ; заявл. 16.04.08 ; опубл. 10.09.08, Бюл. № 17.

102. Осипов В. А. Особенности экологического риска и критерии его оценки / В. А. Осипов // Исследования эколого-географических проблем природопользования для обеспечения территориальной организации и устойчивости развития нефтегазовых регионов России: Теория, методы и практика. – Нижневартовск : НГПИ, ХМРО РАЕН, ИОА СО РАН, 2000. – С. 29–32.

103. Баранов О. В. Управление эколого–экономическими рисками в системе задач стратегического планирования предприятием / О. В. Баранов // Тезисы докладов и сообщений VII Всероссийского симпозиума «Стратегическое планирование и развитие предприятий». – М. : ЦЭМИ РАН, 2006. – С. 31–32.

104. Порфирьев Б. Н. Экологическая экспертиза и риск технологий / Б. Н. Порфирьев // Итоги науки и техники. Сер. Охрана природы и воспроизводство природных ресурсов. – М. : ВИНТИ, 1990. – Т. 27. – 204 с.

105. Хохлов Н. В. Управление риском / Н. В. Хохлов – М. : ЮНИТИ-ДАНА, 1999. – 239 с.

106. Сафонов В. С. Теория и практика анализа рисков в газовой промышленности / В. С. Сафонов, Г. Э. Одишария, А. А. Швыряев. – М. : НУМЦ Минприроды России, 1996. – 208 с.

107. Норри Д. Введение в метод конечных элементов : пер. с англ. / Д. Норри, Ж. Де Фриз. – М. : Мир, 1981. – 304 с.

108. Агапов В. П. Метод конечных элементов в статике, динамике и устойчивости пространственных тонкостенных подкрепленных конструкций /

В. П. Агапов – М. : Изд-во АСВ, 2000. – 152 с.

109. Болдырев Г. Г. Моделирование деформационных процессов в грунтах с использованием программ ANSYS и LS-DYNA / Г. Г. Болдырев, А. Ю. Муйземнек, И. М. Малышев // Сб. трудов VI конференции пользователей программного обеспечения CAD-FEM GMBH (20–21 апреля 2006 г.). – 2006. – С. 9–20.

110. Распределение и корреляция показателей физических свойств горных пород: справочное пособие / сост. М. М. Протодяконов, Р. И. Тедер, Е. И. Ильницкая и др. – М. : Недра, 1981. – С. 185–187.

111. Котов В. В. Исследование проницаемости каменной соли на моделях подземных резервуаров / В. В. Котов, И. И. Зыбинов, Р. В. Бочкарева // Геоэкология. – М. : Недра, 2000. – № 3. – С. 280–285.

112. Врачев В. В. О взаимосвязи деформируемости и пористости каменной соли / В.В. Врачев // Геоэкология. – М. : Недра, 2000. – № 4. – С. 344–351.

113. Лапочкин Б. К. Инженерно-геоэкологическая оценка соляных формаций для захоронения промышленных отходов / Б. К. Лапочкин, Т. Ю. Журавлева // Геоэкология. – М. : Недра, 2000. – № 1. – С.20–27.

114. Лапочкин Б. К. Петрогенетическая природа прочности каменных солей / Б. К. Лапочкин, Т. Ю. Журавлева // Геоэкология. – М. : Недра, 2000. – № 3. – С. 241–248.

115. Черняк И. Л. Повышение устойчивости подготовительных выработок / И. Л. Черняк. – М. : Недра, 1993. – 256 с.

116. СНиП 2.02.01–83. Основания зданий и сооружений. Взамен СНиП II–15–74 и СН 475–75. Введ. 01.01.85. – М. : Госстрой СССР, 1983. – 78 с.

117. СНиП 2.01.09–91. Здания и сооружения на подрабатываемых территориях и посадочных грунтах. Взамен главы СНиП II–8–78. Введ. 01.01.85. – М. : Госстрой СССР, 1991. – 85 с.

118. Кулаичев А. П. Методы и средства анализа данных в среде Windows / А.П. Кулаичев. – М. : ИнКо, 2002. – 341 с.

119. Методологічні положення зі статистики //Редкол.: О. Г. Асауленко та ін. // Держ комстат. України. – К. : ЗАТ «Август», 2006. – Вип. 1. – 552 с.

120. Колемаев В. А. Теория вероятностей и математическая статистика / В. А. Колемаев, В. Н. Калинина – М. : ИНФРА-М, 1997. – 302 с.

121. Справочник по теории вероятностей и математической статистике [Текст]: справочное издание / В. С. Королук, Н. И. Портенко, А. В. Скороход, А. Ф. Турбин. – К. : Наук. думка, 1978. – 584 с.

122. ДСанП: Н2.2.7.029–99. Гігієнічні вимоги щодо поводження з промисловими відходами та визначення їх класу небезпеки для здоров'я населення. – К. : УНГЦ, МОЗ України, 1999. – 23 с.

123. Методичні рекомендації щодо комплексного вивчення промислових відходів як техногенних родовищ корисних копалин / В. С. Міщенко, Г. П. Виговська, М. І. Лебідь, К. О. Суходольський та ін. – К. : РВПС НАН України, 2000. – 49 с.

ЧАСТИНА ДРУГА

ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ СОДОВОГО ВИРОБНИЦТВА ШЛЯХОМ ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ОЧИЩЕННЯ ВИКИДІВ

ВСТУП ДО ДРУГОЇ ЧАСТИНИ

На сьогодні однією із глобальних проблем сучасності не лише України, а й узагалі всіх країн є питання охорони довкілля від шкідливого впливу промислових виробництв. Це обумовлено тим, що за останні 30-45 років відбувався бурхливий розвиток промисловості, у тому числі й на території нашої країни, а природоохоронним заходам належної уваги не приділялося. Це привело до значного техногенного впливу на навколишнє середовище підприємств хімічної, нафтохімічної, гірничо-збагачувальної, газодобувної та інших галузей. Тому постало завдання зменшення техногенного навантаження на атмосферу та гідросферу шляхом ефективного очищення стічних вод та відхідних газів. Саме тому значну увагу необхідно звернути на вдосконалення існуючих технологічних процесів та розроблення нових для комплексної переробки сировини, ефективного використання енергії, знешкодження та утилізації промислових викидів та відходів.

Існуюче на сьогодні очисне обладнання не забезпечує потрібних вимог щодо потужності, капітальних затрат та ефективності роботи. Тому розроблення нових і ефективних пристроїв та апаратури є актуальним завданням.

Раніше головним напрямком розвитку провідних галузей хімічної промисловості: основної хімії, мінеральних добрив, пластичних мас, содового виробництва, нафтохімічного синтезу та інших було укрупнення одиничних потужностей агрегатів. Наприклад, для хімічної промисловості зростання одиничної потужності з 100000 – 200000 т/рік у шестидесятих роках до 300000–450000 т/рік на початку 80–х років ХХ ст. Виникало питання виготовлення великотоннажного обладнання, що тісно перепліталось з його транспортуванням на об'єкти будівництва у стані максимальної заводської готовності, що зводить до мінімуму роботи з виготовлення на місці монтажу і підвищує якість виготовлення та забезпечує безпеку праці. Транспортування великотоннажних колонних апаратів викликає труднощі, тому підвищення потужності агрегатів за рахунок збільшення розмірів обладнання нерациональне. У ціні обладнання хімічних підприємств на частку колонної апаратури припадає до 20–25 %. Цим значною мірою визначаються ті обставини, що замовники дуже обережно підходять до заміни одного виду обладнання на інше, і опробовані типи цих апаратів застосовуються у промисловості упродовж десятків років.

Кальцинована сода є одним із найважливіших продуктів хімічної промисловості України. Виробництво соди має ряд значних недоліків, зокрема, недосконалість технології та обладнання, що призводить до утворення великої

кількості відходів, викидів в атмосферу та нераціональне використання сировини. З технологічного циклу содового виробництва виводяться газові потоки, що містять аміак, двоокис вуглецю, NO_x , SO_2 , пил. Щорічно содові заводи СНГ викидають до 178 млн m^3 забруднених газових потоків різних газоподібних викидів та пилу як наслідок недосконалості процесів абсорбції аміаку та згорання палива в печах, сушарках, котлоагрегатах ТЕЦ [1, 2]. Кількість шкідливих компонентів, які содове виробництво викидає в атмосферу, становить (із розрахунку на 1 т соди): аміак – 1,5 кг, оксид вуглецю – 2,7 кг, оксид азоту – 0,8 кг, двоокис сірки – 5,6 кг, сірководень – 0,15 кг [2]. Джерелами викидів на виробництві є: стадія абсорбції (повітря фільтрів і газ після стадії карбонізації), стадія кальцинації (топкові гази вогневих кальцинаторів або котельні у випадку застосування парових кальцинаторів), печі обпалу вапняку.

У розробленому в 70-ті роки ХХ ст. обладнанні на стадії абсорбції як контактні елементи були застосовані провальні тарілки, перфоровані великими отворами, зокрема для промивача повітря фільтрів [3, 4]. Однак недоліком такої конструкції є те, що в ній відбувається нерівномірний розподіл рідини по перерізу апарата, і, як наслідок, гірше, ніж у раніше працюючих перехреснотечійних тарілках, очищення газу на одному контактному елементі. Тому удосконалення технології, апаратури та виробництва для максимального використання сировини та енергоресурсів є питанням сьогодення.

Технологія газоочищення і розділення газових сумішей базується на дифузійних сорбційних процесах (фізичній абсорбції і хемосорбції). Закономірності пиловловлювання – макромасопередачі аналогічні закономірностям дифузійних процесів, оскільки тиск зважених частинок у турбулентному газовому потоці подібний до руху молекул. Аналіз показує, що швидкість гетерогенних процесів масопередачі визначається гідродинамічними умовами в апараті.

Останніми роками чітко визначився напрям, пов'язаний із проведенням дифузійних і подібних до них процесів в інтенсивних режимах розвиненої турбулентності при великих швидкостях потоків газів і рідин. У таких режимах працюють і пінні апарати, і насадні інтенсифіковані (емульгування) колони, і швидкісні масообмінні апарати, і тому подібне устаткування, що дозволяє різко підвищити знімання продукції з одиниці об'єму апарата. Саме турбулізація газорідної (Г–Р) системи призводить до збільшення інтенсивності масообмінних апаратів.

Одним із способів турбулізації системи газ – рідина є перетворення її на дуже рухливу нестабільну піну за рахунок кінетичної енергії газу [4]. Підвищення турбулізації двофазного потоку викликає безперервне проникнення вихрів кожної фази через межу їх поділу, тобто веде до її розширення за рахунок роботи проти сили поверхневого натягу. Наслідком безперервного оновлення є зменшення середнього віку поверхні. Крім того, підвищення турбулентності призводить до зростання вихрового обміну і, зокрема, перенесення маси або тіла до межі поділу фаз, унаслідок чого зменшуються ефективність товщини дифузійних (чи термічних) опорів, які

стають тим меншими, чим сильніший турбулентний обмін [5].

При інтенсивному барботажі на тарілці барботажного апарата спостерігаються три зони розподілу рідини. Нижня зона – зона барботажу – є суцільним шаром рідини, пронизаним бульбашками газу. Над нею знаходиться зона піни, а ще вище – зона бризок. При малих об'ємних швидкостях газу, які, як правило, підтримуються в апаратах, основна маса рідини знаходиться в зоні барботажу і кількість піни і бризок невелика. Проте дифузія маси і теплообмін відбуваються найактивніше в шарі піни [5]. Навіть при малій висоті піни порівняно з висотою барботажного шару він має переважне значення, оскільки процеси, що відбуваються в ньому, набагато інтенсивніші, ніж у зоні барботажу. Отже, збільшенням шару піни за рахунок зменшення шару барботажу можна різко інтенсифікувати процес. Збільшення шару піни може бути досягнуте підвищенням швидкості газу. Проведення процесів при високошвидкісному режимі за газовою фазою можливе в апаратах із провальними тарілками, перфорованими великими отворами. Тарілки цього класу широко застосовуються для комплексного очищення газів, дозволяють стабільно працювати в умовах інкрустації, налипання речовин [6–11].

Існує ряд недоліків під час роботи провальних тарілок у режимі високотурбулізованої піни, зокрема: нерівномірна робота тарілки по всій її площі, розгойдування пінного шару, значне бризковіднесення при настанні струминного режиму [12–15]. Для вирішення цієї проблеми багато авторів використовують принцип комбінування провальних та регулярних і нерегулярних контактних елементів.

Є багато праць, присвячених вирішенню зменшення нерівномірного розподілу рідини та газу у вільному перерізі апарата та інтенсифікації процесу масообміну [16–22].

Удосконалення апаратного оформлення процесу поглинання газів під час абсорбції у промивачі повітря фільтрів із використанням нового комбінованого контактної пристрою дозволить уникнути проблем нерівномірного розподілу рідини на контактному ступені і підвищити ефективність масопередачі при порівняно незначному збільшенні гідравлічного опору.

Враховуючи важливість апаратного оформлення для очищення газових викидів у содовому виробництві, розроблення науково-практичних рекомендацій щодо удосконалення конструкції промивача повітря фільтрів для інтенсифікації процесу абсорбції на одному контактному ступені для поглинання аміаку та двоокису вуглецю є актуальним науково-практичним завданням, вирішенню якого присвячена ця монографія.

Метою досліджень другої частини цієї монографії було встановлення гідродинамічних та кінетичних закономірностей, що відбуваються на провальних тарілках із застосуванням регулярних насадок, та створення перспективного, надійного високоефективного енерго- і ресурсозберігаючого обладнання.

Для досягнення зазначеної мети необхідно було вирішити такі завдання:

– узагальнення науково-практичних даних щодо застосування

провальних, сітчастих, струминних тарілок із різними насадковими елементами (регулярні рулонні, пластинчасті, нерегулярні (зважені));

- розроблення конструкції комбінованого контактної пристрою для колонних масообмінних апаратів;

- дослідження існування зон гідродинамічної системи в комбінованому контактному пристрої;

- аналіз впливу режимних та конструктивних параметрів на гідродинамічні та масообмінні характеристики комбінованого контактної пристрою (ККП);

- отримання залежності для розрахунку основних робочих параметрів досліджуваної конструкції ККП та вдосконалення розроблених конструкцій; видати рекомендації щодо конструктивного оформлення;

- розроблення науково обґрунтованої методики розрахунку колонного апарата з використанням комбінованого пристрою залежно від параметрів технологічного процесу.

РОЗДІЛ 7. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРИ ЩОДО ПРОБЛЕМИ ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ АБСОРБЦІЇ ГАЗІВ

7.1. Тенденції розвитку принципу комбінування сітчастих, провальних тарілок у колонних апаратах з регулярними та нерегулярними насадками

На сьогоднішній день науковці та інженери державних та приватних підприємств працюють над створенням принципово нового обладнання, яке б могло покращити процеси тепломасопередачі, енергозбереження, зниження собівартості та затрат на монтаж і експлуатацію [23–26].

Найбільш поширеною помилкою при проектуванні і експлуатації масообмінних колон, як показує дослідження промислових апаратів, є їх недозавантаження і незадовільний розподіл газових і рідинних потоків. Так, насадкові ректифікаційні і екстракційні колони діаметром 1–2 м при навантаженні 80 % від захлинювання мають у 2–3 рази вищу ефективність, ніж при завантаженні 40–50 % від граничного навантаження. Це пов'язано не лише з інтенсифікацією процесу масоперенесення і збільшенням міжфазової поверхні контакту, але і значною мірою із зниженням масштабного ефекту. Останній досягається за рахунок збільшення рівномірності розподілу потоків у поперечному перерізі колони [27].

Так, на сьогодні зросла зацікавленість до малотоннажних установок, зокрема нафтопереробних, які відповідають вищепереліченим вимогам і мають додаткові переваги, а також можливість встановлення їх на причепах, борту судна, танкера або бурової платформи [20]. У цьому випадку для скорочення габаритів колони як контактний пристрій було застосовано сітчасту насадку великої питомої поверхні і спеціальної форми, що покращує розподіл газорідинної фази, причому для розширення діапазону ефективної роботи колони ця насадка використана разом із масообмінними тарілками.

У джерелах [5, 28] зазначається, що високих коефіцієнтів масопередачі можна досягти шляхом інтенсифікації турбулентної течії в одній або обох фазах і забезпечення високих швидкостей щодо їх руху. Ця перевага досягається за рахунок збільшення витрат на підведення енергії, необхідної для проведення тієї чи іншої операції. Високі швидкості потоку приводять до збільшення не лише коефіцієнтів масопередачі, але і поверхні контакту фаз. До якоїсь межі розмір контактної пристрою збільшується повільніше, ніж зменшується площа його поперечного перерізу, тому ефективний об'єм апарата знижується, і великі енергетичні затрати можуть бути компенсовані завдяки меншим капіталовкладенням.

Підвищення ефективності масообміну, зниження перепаду тиску і розширення діапазону роботи колон може бути досягнуто за рахунок комбінування в них контактних пристроїв різних видів: тарілок із насадкою, насадок різних типів [29–31].

Автори [19] запропонували апарат для контакту рідини з газом (рис. 7.1). Конструкція виконана так, що дозволяє збільшити діапазон ефективної роботи

апарата та зменшити його висоту. Це досягається тим, що в апараті розміщені секції із увігнутими шарами, насадки обмежені за профілем насадки зверху та знизу основами, під основою кожної секції насадки розміщені з можливістю пересування по осі апарата провальні тарілки з таким живим перерізом отворів, що забезпечує режим захлинання апарата на максимальних навантаженнях за газом і рідиною. Завдяки такій конструкції частина рідини, що барботує на тарілці, перетікає на нижню секцію насадки, а інша – потрапляє на верхню, тим самим забезпечується додатковий час контакту її з газом по всьому об'ємі насадок як верхньої, так і нижньої секції. Це приводить до збільшення ефективності роботи апарата з двох до трьох. За рахунок підвищення ефективності зменшується його висота.

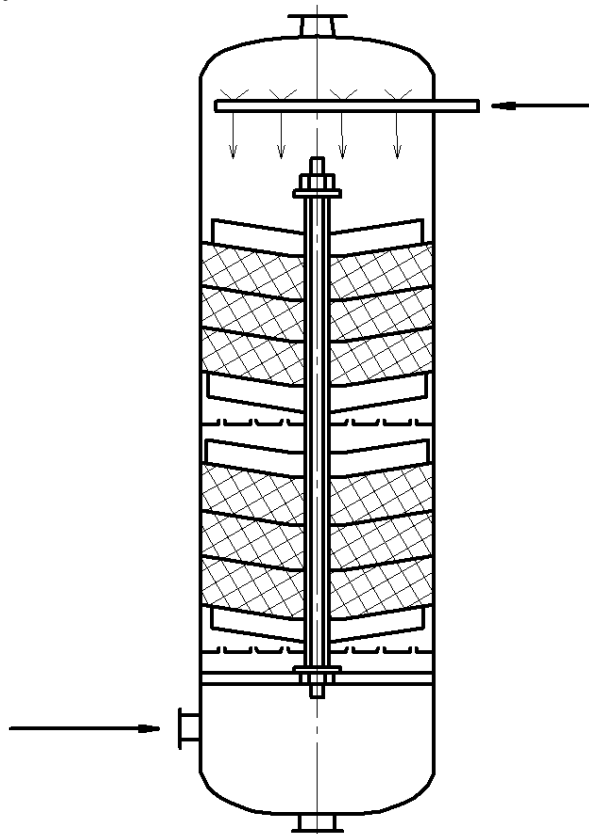


Рис. 7.1. Апарат для контакту рідини з газом

Цікавою конструктивно є колона із насадкою (рис. 7.2) [21]. Новим є те, що в колоні розміщені з проміжком тарілки, що надають можливість рідині пінитися. Причому кожна тарілка має багато паралельних, розміщених із проміжком, окремих жолобків із переливами, виконаними так, що дає змогу забезпечити достатню кількість рідини для того, щоб вона пінилася.

Тарілки мають перфорацію 10–40 %, діаметр перфорацій дорівнює 3,2–25,2 мм, перфорована зона становить 20–40 %. Тарілки розподіляють траєкторію потоку в проміжному відрізку корпусу на висоті 20–200 см. Як насадки використовуються багато дискретних набивних матеріалів, що вибираються із групи, що має міні-кільця, підкладки та насадки упорядкованого типу.

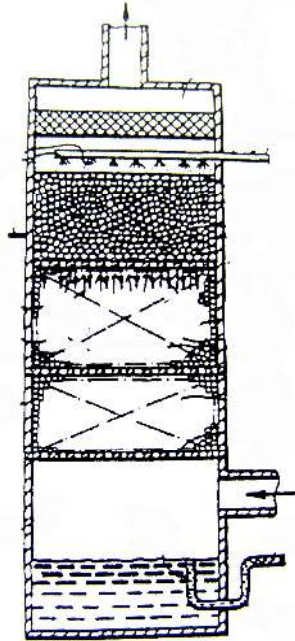


Рис. 7.2. Колона з насадкою

Наступна конструкція авторів [22] є цікавою тим, що збільшується ефективність апарата та зменшуються його габарити. Це досягається завдяки тому, що в колоні, яка має тепломасообмінні пристрої з відбійниками, що виконані з горизонтальних рядів нахилених пластин, кожний відбійник оснащений однією або більше пластинами, нижній кінець кожної з яких встановлений нижче від верхнього кінця зливної пластини. При цьому пластини верхнього ряду відбійника нахилені в бік прилеглих зливних пристроїв, а відстань від тарілки до відбійника становить 0,5–2,0 від висоти відбійника.

Наявність у відбійника планок, що створюють зливні кармани з гідрозатворами, забезпечує циркуляцію рідини на тарілці в контактному пристрої. З верхньої площадки відображувача рідина зливається на тарілку, повторно беручи участь у процесі масообміну на даній тарілці.

За рахунок цього збільшуються запас рідини на тарілці і відповідно поверхня контакту фаз та ефективність процесу. Нахил пластин верхнього ряду відбійника в бік прилеглих карманів сприяє швидкому вивільненню верхньої площини від об'ємів рідини, що збільшує діапазон роботи пристрою за газовою фазою, тим самим попереджає заклинювання відбійника. Також збільшується циркуляція рідини між тарілкою та відбійником. Розміщення відбійника близько від тарілки, що дорівнює 0,5–2,0 від його висоти, змінює структуру газорідинного шару. Між тарілкою і відбійником утворюється інтенсивно турбулізований газорідинний шар дрібнопористої структури (режим інверсії фаз – режим емульгації), що сприяє підвищенню ефективності процесу і зниженню габариту колони в 1,5–2 рази.

Відбійник, як правило, має висоту 100–150 мм і розміщується над тарілкою на відстані 0,5–2,0 від висоти відбійника. Відстань між тарілкою і відбійником вибирається залежно від швидкості газу в колоні. В системі газ–вода при швидкості газу 1 м/с відстань між тарілкою та відбійником 0,5–2,0 від висоти відбійника, а при 2 м/с і більше – 1–2,0 від висоти відбійника.

Цікавим є застосування регулярної насадки «косий подвійний риф» в апараті із рухомою насадкою [32] як розподільника газового потоку та підтримуючої решітки для насадки (рис. 7.3). Наявність у корпусі апарата опорно-розподільної решітки із пакетів шарів регулярної насадки, що розміщена на рівні повітроприймальних вікон, безпосередньо в їх отворах, дозволяє здійснювати рівномірне подання газу на вході в апарат без спеціальних випрямних пластин, що знижує втрати напору на 1–2 %. Повертання потоку та вирівнювання його швидкості відбувається в самій опорно-розподільній решітці. Відпадає необхідність в газорозподільній камері, що дозволяє зменшити висоту апарата на 10–20 %. Вертикальне розміщення основного рифу шарів регулярної насадки в пакеті опорно-розподільної решітки забезпечує повний стабільний дренаж рідини при різних навантаженнях за газом.

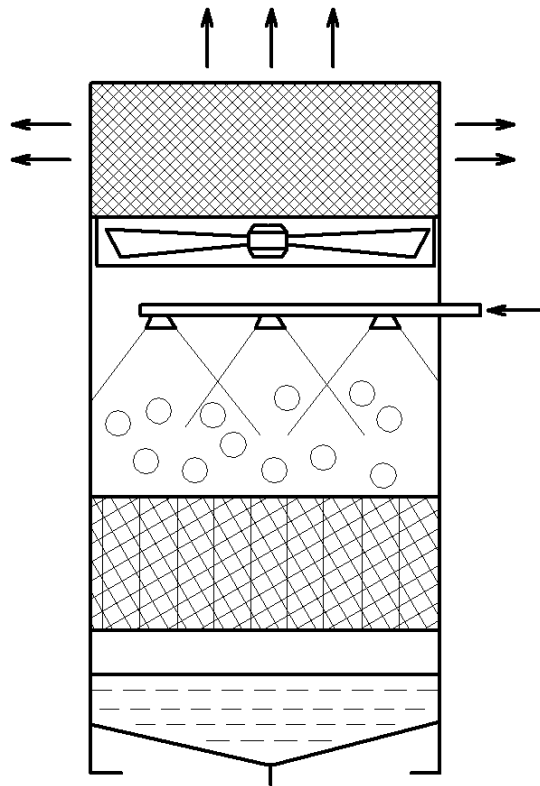


Рис. 7.3. Апарат із рухомою насадкою

Цікавими є також контактні тарілки, виконані із застосуванням стабілізаторів газорідинного шару [33, 34]. Так, сітчаста тарілка авторів [33] виконана із застосуванням стабілізатора газорідинного шару у вигляді пакета сіток. Недоліком такої конструкції є те, що вона нечутлива до великомасштабних пульсацій шару, що призводить до появи різних видів

поздовжньої та поперечної нерівномірностей потоків на полотні тарілки, і таким чином знижується ефективність її роботи. Наступна тарілка [34] включає перфороване полотно з діаметрально розміщеними переливними пристроями, причому над основою встановлений стабілізатор із просічно-втяжного листа. Недоліком цієї конструкції є те, що вона дуже слабо впливає на наявність поздовжніх та поперечних пульсацій газорідного шару, що викликає зниження ефективності процесу тепломасообміну.

Подібною до [34] є конструкція тарілки [35]. Щоб досягти зменшення поздовжніх та поперечних пульсацій газорідного шару, на основу тарілки з діаметрально розміщеними переливами встановлюється стабілізатор із просічно-втяжного листа (рис. 7.4). Стабілізатор виконаний із двох гофрованих листів, що розміщуються один над одним, гофри яких орієнтовані під кутом 90° , а відігнуті кромки отворів гофр розміщені вертикально.

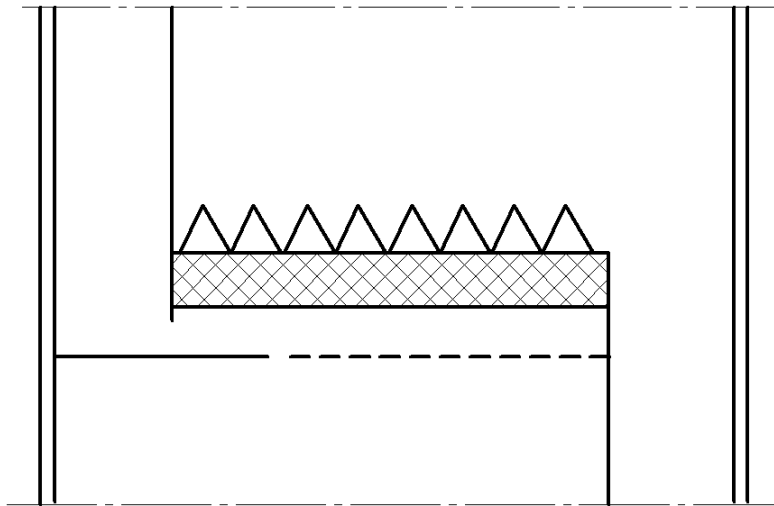


Рис. 7.4. Контактна тарілка

Наприклад, для покращання характеристик сітчастих тарілок у джерелі [17] запропоновано встановлювати на тарілці спеціальні сітки. На кожен тарілку поміщають насадку, яка складається із п'яти шарів сітки із нержавіючої сталі. Товщина насадки приблизно 25 мм. У результаті проведених досліджень встановлено, що за наявності насадки загальний перепад тиску та перепад тиску в аерованій рідині прямо пропорційно залежать від витрат газу. При цьому обидва перепади більші через додатковий перепад тиску, що виникає у насадці.

Розраховували на те, що використання сіткової насадки дозволить знизити щільність піни не лише у середині насадки, але і над нею. З'ясовано, що під час роботи сітчастих тарілок нової конструкції у перехідному режимі насадка знижує утримувальну здатність щодо рідини і середню щільність піни приблизно на 40 %. Але при пінному режимі або режимі зрошення її вплив зменшується.

При низьких витратах газу насадка сприяла зменшенню бризковіднесення на 30 %, а при високих – на 85 %, що свідчить про зменшення кількості крапель розпиленої рідини над піною.

Таким чином, встановлення на звичайні сітчасті тарілки спеціальних

сіткових насадок приводить при відносно низьких витратах газу до зниження бризковіднесення, тобто до більш високої ефективності тарілки, та посилення масоперенесення на тарілці без помітного впливу на висоту піни.

У роботі [20] автори відзначають, що ефективність роботи апарата з пакетними гофрованими насадками можна збільшити встановленням пакетів насадки із деяким зазором стосовно один одного. При цьому інтенсифікація масоперенесення буде обумовлена проявом вхідних ефектів унаслідок частого розорення і оновлення поверхні плівок рідини, багатократним дроселюванням газового потоку за висотою насадки при розширенні його в зазорах між пакетами та звуженням у порах насадки (що приводить до турбулізації фаз і до модулювання низькочастотних пульсацій), покращанням рівномірності розподілу потоків по висоті апарата.

Стосовно міжтарілчастого простору автори [36] розглядали розроблений контактний пристрій (рис. 7.5). Він складається із провальних тарілок із часткою живого перерізу до 35 %, що чергуються із шарами регулярної насадки у вигляді пучка труб круглого перерізу дотичними бічними стінками. До кожної труби пуску по верхній кромці приєднана пружинка, що вільно дотикається до нижньої поверхні вищерозміщеної тарілки.

Діаметр труб у кожному шарі насадки може змінюватися по висоті колони. Як показали дослідження колон діаметрами 0,07 і 0,5 м на дослідному стенді, мінімальна щільність зрошування, при якій забезпечується рівномірне змочування окремих трубчастих елементів насадки, становить приблизно $7,8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$.

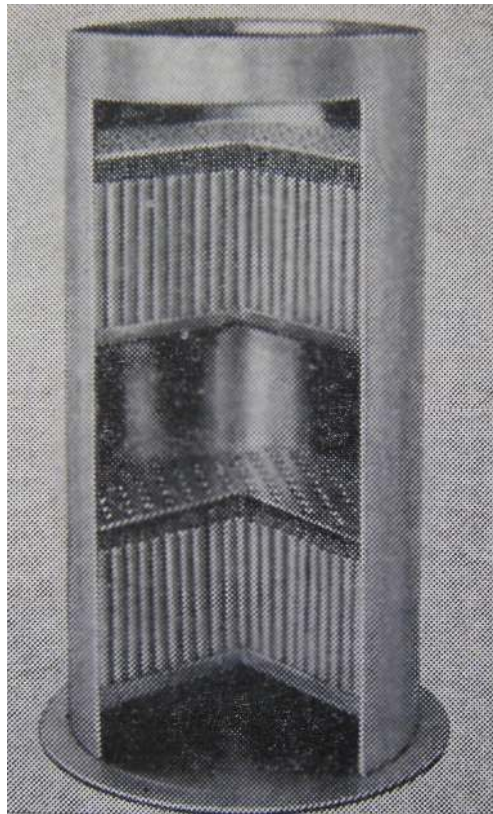


Рис. 7.5. Контактний пристрій

Ця конструкція контактної пристрою була встановлена в абсорбері відхідних газів виробництва хлорхолінхлориду. Стара колона діаметром 0,8 м і висотою 14,4 м для очищення газів від домішок триметиламіну потоком води до 10 м³/год не забезпечувала необхідної міри абсорбції (при максимальному навантаженні у момент приймання триметиламіну у складські ємності, колона захлинювалася, а при нормальних режимах роботи не забезпечувала необхідної ефективності масообміну).

Заміна існуючих одинадцяти стандартних ковпачкових тарілок і шару насадки з кілець Рашига 25×25×4 мм заввишки 7,2 м на двадцять три нові контактні пристрої дозволила істотно знизити викиди триметиламіну в довкілля і виконати вимоги стандартних норм.

Провальні тарілки мали частку вільного перерізу – 30 %, діаметр отворів – 10 мм, відстань між тарілками – 0,5 м, висота труб насадки – 0,25 м, товщина дроту пружин – 1,5 мм, діаметр труб насадки у нижній, верхній і середній частинах колони становить відповідно 50×2,55; 38×2 і 32×2 мм. Аналіз роботи промислової колони показав, що при знижених навантаженнях щодо відхідних газів, вона працювала переважно у плівковому режимі течії рідини, а при підвищених – у барботажно-плівковому.

У ГІАП розроблені, досліджені і успішно впроваджені у промисловість нові регулярні насадки декількох видів, які можна використовувати для розміщення в над- і міжтарілковому просторі [37]. Насадки прості за конструкцією і можуть бути легко виготовлені і змонтовані ремонтними службами підприємств. На рис. 7.6 показана регулярна насадка, зібрана з ділянок тонких стрічок, забезпечених похилими гофрами, які на суміжних стрічках 1 і 2 нахилені до осі колони і під кутами у протилежні боки.

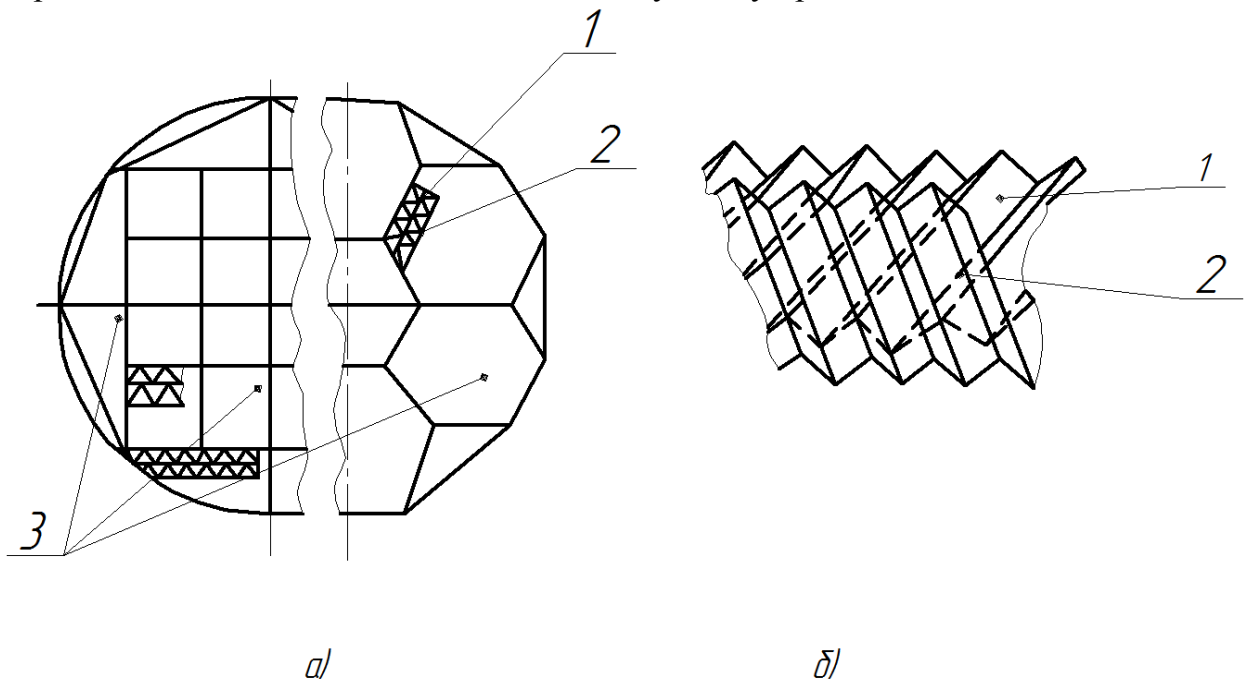


Рис. 7.6. Регулярна насадка

З таких стрічок виготовляють блоки з практично будь-яких форм і розмірів, які можна монтувати через люки колонної апаратури. При встановленні блоків у верхній частині колони над розподільником рідини в декілька шарів (не менше трьох) їх використовують як бризковідбійні пристрої. Ефективність сепарації крапель рідини при динамічному тиску газу у вільному перерізі колони 0,3–0,5 Па становить 90–93 %. Максимальна висота краплевідбійника не перевищує 0,3 м. Насадка має частку вільного перерізу до 95 % і еквівалентний гідравлічний діаметр каналів 15–20 мм. Вона ефективна при установленні в міжтарілчастому об'ємі колони і забезпечує підвищену пропускну здатність при гідравлічному опорі 50–100 Па. Оптимальні конструктивні параметри роботи колон із провальними тарілками, що чергуються із шарами регулярної насадки, наведені в роботі [16].

Для газоочищення мокрим способом значного поширення набули інтенсифіковані пінні апарати [38 – 40] із різними способами стабілізації пінного шару (рис. 7.7)

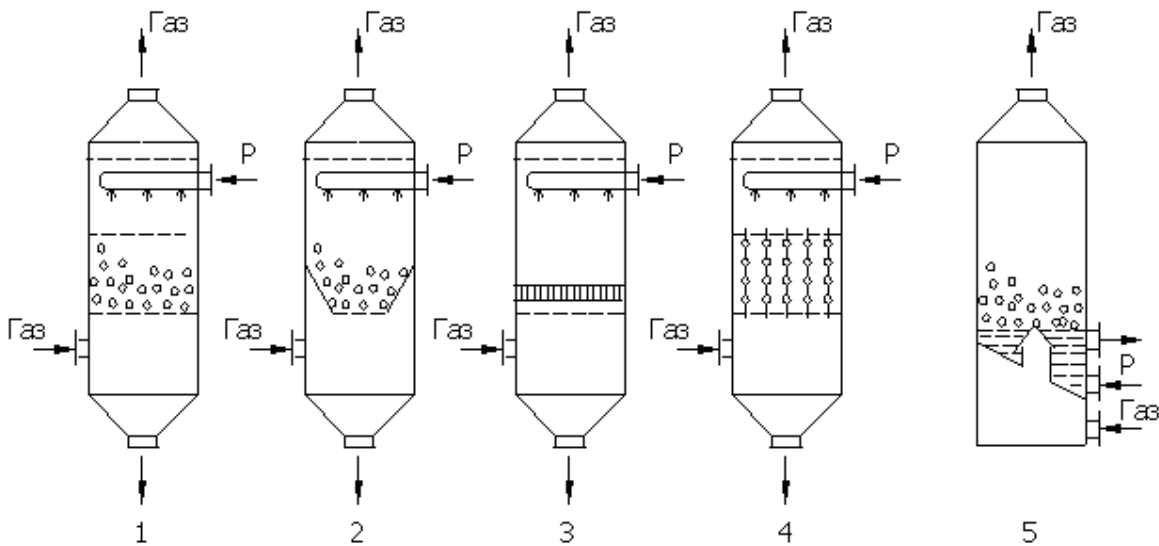
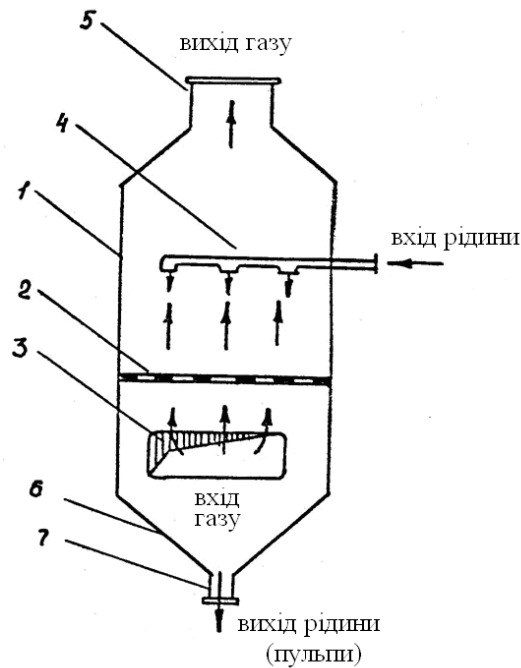


Рис. 7.7. Класифікація пінних апаратів із стабілізацією пінного шару:

1 – зваженою насадкою; 2 – фонтануючою насадкою; 3 – регулярною насадкою, 4 – регулярною рухомою насадкою; 5 – комбінованою насадкою

Розглядаючи пінні апарати запропонованих конструкцій, важливо відмітити, що пінні апарати з протічійним рухом газу і рідини відрізняються тим, що в них відсутні переливання. Рідина, що надходить на решітки, протікає через їх отвори, а висота пінного шару регулюється лише гідродинамічними чинниками (швидкістю газу в повному перерізі апарата W_2 і щільністю зрошування рідини L_o), і геометричними параметрами решіток. Схема такого апарата показана на рис. 7.8.



*Рис. 7.8. Принципова схема протитечійного пінного апарата :
 1 – корпус; 2 – решітки; 3 – патрубок для введення газу; 4 – введення рідини;
 5 – патрубок для виведення газу; 6 – бункер; 7 – патрубок
 для зливання рідини*

Для газоочищення значне поширення набули пінні апарати з повним протіканням рідини через отвори у зв'язку з простотою конструкції і можливістю запобігання забиванню і заростанню отвору.

Зацікавленість викликають конструкції авторів [41–43]. Вони являють собою решітчасту протитечійну тарілку великого вільного перерізу ($S_0 \geq 0,3 \text{ м}^2/\text{м}^2$) із встановленим над нею стабілізатором пінного шару. Відмічається, що при швидкості 2,0–2,2 м/с без стабілізатора такі тарілки починали працювати у хвильовому режимі, що стримувало подальшу інтенсифікацію процесу газоочищення. Тому подальше вдосконалення було спрямоване на попередження хвильового режиму.

Апарат із стабілізатором пінного шару (рис. 7.9) має прямокутний або круглий корпус, в якому встановлена горизонтальна протитечійна решітка. Безпосередньо на ній розміщений стабілізатор пінного шару (рис. 7.10), що являє собою стільникову решітку із вертикально розміщених пластин, що ділять переріз апарата і пінний шар на невеликі стільники. Газ надходить у підрешітковий простір апарата через вхідний патрубок, проходить решітку і утворює на ній шар рухомої піни при взаємодії із рідиною, яка подається із зрошувального пристрою. Очищений газ, що пройшов бризковловлювач, який встановлено у верхній частині апарата, виводиться через верхній патрубок. Відпрацьована рідина протікає через решітку і виводиться із бункера апарата через зливний патрубок.

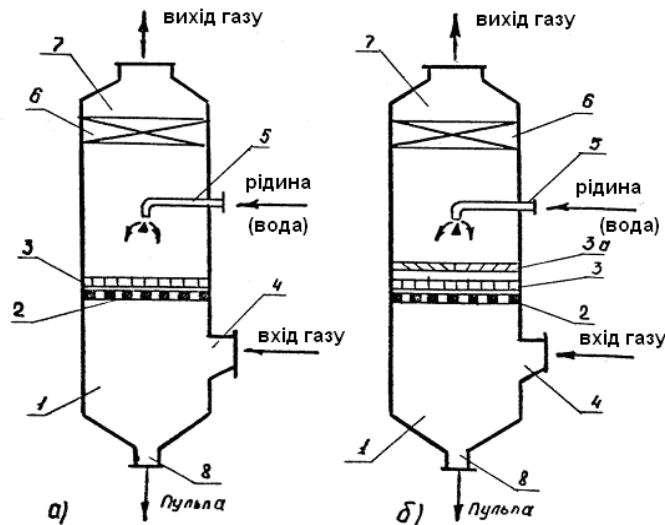


Рис. 7.9. Апарат із стабілізатором пінного шару:

а – апарат із одним стабілізатором з вертикальними пластинами; б – апарат із додатковим стабілізатором з нахиленими пластинами: 1 – корпус; 2 – робоча (піноутворювальна) решітка; 3 – стабілізатор з вертикальними пластинами; 3а – стабілізатор із нахиленими пластинами; 4 – патрубок введення газу; 5 – система введення рідини; 6 – бризковідбійник; 7 – патрубок виведення газу; 8 – штуцер виведення рідини (пульпи)

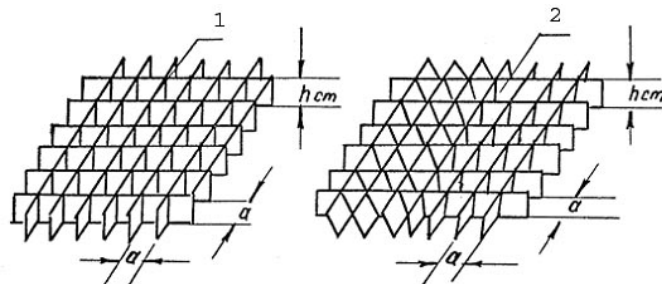


Рис. 7.10. Стабілізатор пінного шару:

1 – вертикальні пластини; 2 – пластини, нахилені до горизонту

Проте цей апарат має ряд недоліків: наявність бризковіднесення та підвищений гідравлічний опір у зв'язку з установленням додаткового стабілізатора.

У пінних абсорберах із стабілізатором значно збільшуються швидкість газів (4 м/с і більше) та інтенсивність масообміну в апараті (в 1,5–5 разів) [44]. Порівняно з абсорберами з нерухомою насадкою, що застосовується у виробництві сірчаної кислоти, пінні абсорбери зі стільниковим стабілізатором пінного шару дозволяють збільшити лінійні витрати газу в 3 рази, зменшити витрати рідини, що подається на зрошення, у 6 разів, підвищити коефіцієнт теплопередачі у 10 разів.

Наступним різновидом апаратів цього типу є пінний апарат із стабілізатором, який виконано у вигляді відцентрової закрутки [45]. Відцентровий стабілізатор (рис. 7.11) складається із коаксіально розміщених

кілець шириною 300 мм, між якими приварені лопаті із нахилом до вертикальної осі апарата. Число кілець залежить від діаметра апарата та зручності конструкції. У відцентровому стабілізаторі газовий потік проходить через піноутворюючу решітку і вступає в контакт із рідиною. Пінний шар, що утворився, постійно накопичується між решіткою та стабілізатором і виходить за межі стабілізатора. За рахунок нахилу лопатей газорідинний шар отримує закручувальний рух. Відцентрова сила відкидає краплі рідини до стінок апарата, і вона стікає вниз на газорідинний шар, вступаючи в контакт із газом. У результаті цього в апараті утворюється постійний обертальний рух навколо осі апарата.

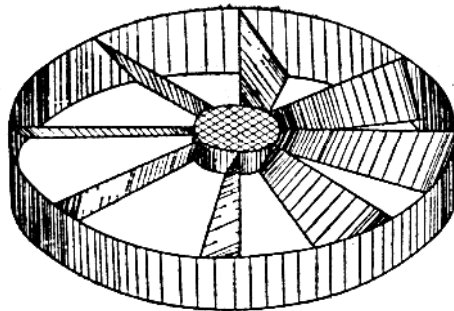


Рис. 7.11. Стабілізатор у вигляді відцентрового закручувача

Однак така конструкція складна у виготовленні і неефективна при малих навантаженнях щодо рідини.

Цікавою конструкцією пінних апаратів є стільниковий пінний апарат, здатний надійно працювати при висоті пінного шару в діапазоні від 80–100 мм до 3–4 м і більше, розмір якої може бути обмежений або достатністю забезпечення оптимальних умов проведення заданого процесу, або потужністю тягодуттєвого устаткування. Стільниковий пінний апарат містить корпус, реакційну камеру, сепаратор, решітки, пристрій переливання, піддон, патрубки, що підводять газ, стільникові решітки, теплообмінник. Решітками служить горизонтально розміщений перфорований лист із рівномірно розміщеними отворами круглої або іншої форм, до яких згори герметично щільно під'єднують патрубки аналогічної в плані форми і заданої висоти, що підводять газ. У кожному стільнику стільникових решіток по центру розміщений патрубок, що відводить газ, висота якого дорівнює глибині піддона, а нижня частина пластин стільникових решіток занурена під рівень рідини в піддоні. Над реакційною камерою апарата встановлений дифузор, в якому по центру розміщений рухомий стабілізатор газового потоку, керований підймно-спусковим механізмом [46]. Проте така конструкція складна у виготовленні.

Існує безліч регулярних насадок, що ефективно зарекомендували себе в роботі. Так, відома регулярна насадка Меллапак фірми «Sulzer», що є пакетом вертикально встановлених перфорованих гофрованих листів, гофрування яких виконане під певним кутом до вертикалі і на сусідніх листах спрямоване у протилежні боки [47]. Недоліком існуючої насадки є невисока ефективність

через відсутність на шляху руху потоків у каналах насадки напрямних або сепараційних елементів, які могли б сприяти кращому перерозподілу потоків газу (пара) і рідини в шарі насадки, а також помітне віднесення рідкої фази разом з газовою.

Наступною цікавою конструкцією є насадка авторів [48]. Насадка складається з вертикально встановлених гофрованих листів, дотичних гофрами, що виступають, один з одним, а кожен гофр листа виконаний із назад увігнутими елементами, розміщеними в місцях перетину паралельних ліній із ребрами гофра. На гофрах уздовж паралельних ліній, в місцях їх перетину з ребрами гофра, виконані поперечні надрізи, а в кожному з надрізів розміщені назад увігнуті елементи у вигляді трикутників із основами, що дорівнюють довжині надрізу, з вершинами, розміщеними на ребрах гофра, і перегнуті таким чином, що лінії перегину розміщені на навпаки увігнутих ребрах гофра, причому надрізи із навпаки увігнутими елементами виконані і на гофрах зі зворотного боку листа. Паралельні лінії, що перетинають ребра гофра у місцях виконання навпаки увігнутих елементів, розміщені під кутом 60–90° до ребер гофра. Між гофрованими листами встановлені перфоровані листи або сітки, осередки яких виконані з розмірами, що забезпечують безвідривну течію рідини по ній. За рахунок турбулізації потоків усередині шару насадки досягається підвищення ефективності тепло- і масообміну. Недоліками відомої насадки є складність виготовлення і низька ефективність роботи на середовищах, що характеризуються підвищеною забрудненістю і здатністю до утворення осаду, що пов'язано із наявністю навпаки увігнутих елементів, листового перфорованого і сітчастого матеріалу між гофрованими листами, що сприяють відкладенню забруднень на поверхні таких елементів, їх забиванню і зниженню ефективності роботи насадки.

Автори [49] пропонують таку конструкцію насадки: складається з гофрованих листів з отворами, в якій гофри сусідніх листів спрямовані один щодо одного у протилежні боки. На кожному листі отвори виконані в кожній частині гофра, що виступає в один бік, і відстань між отворами дорівнює кроку гофра. Частини гофра, що виступають в інший бік, встановлені в такі самі отвори сусіднього листа з утворенням проміжків між кромкою отворів і цією частиною гофра. Таке конструктивне виконання забезпечує утворення одночасно по перерізу насадки каналів зигзагоподібної форми і каналів типу «дифузор – конфузор», з'єднаних між собою. Винахід підвищує ефективність роботи насадки при одночасному спрощенні її конструкції за рахунок поліпшення перерозподілу потоків газу і рідини по перерізу насадки, підвищення турбулізації потоків усередині шару насадки, зниження віднесення рідкої фази разом із газовою.

Цікавою конструкцією є рулонна насадка (рис. 7.12) [36]. Така насадка виготовляється пропусканням металевої стрічки шириною 50–200 мм між двома зубчастими колесами, що знаходяться в зачепленні, потім гофрована стрічка закручується у формі двозахідної спіралі Архімеда в рулон необхідного діаметра. Залежно від типу використаних колес насадка може бути із прямим або косим гофром.

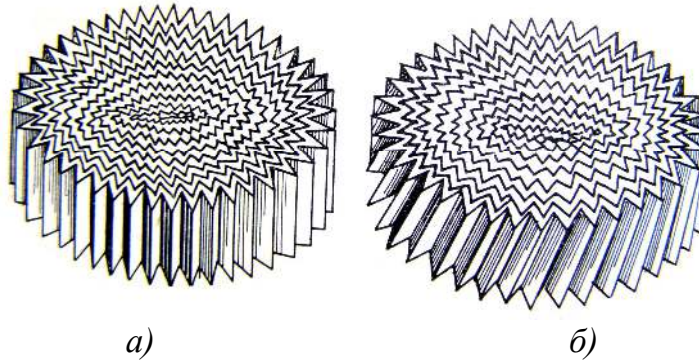


Рис. 7.12. Рулонна насадка: а) із прямим гофром; б) із косим гофром

7.2. Особливості гідродинамічних режимів тарілок. Критичні швидкості роботи апарата із протитечійними тарілками

Із багатьох літературних джерел відомо, що барботажні тарілки, як правило, працюють у таких основних гідродинамічних режимах [12, 50]:

- барботажний режим – бульбашковий і струминний, в якому крізь шар рідини проходять бульбашки або струмені газу, утворюючи над барботажною зоною малорухливу піну;

- пінний режим (режим вільної турбулентності), в якому зона рідини з барботуючим через неї газом зникає, піна стає рухливою і сильно турбулізованою;

- інжекційний (бризковий) режим, в якому газові факели виходять на поверхню піни і руйнують її, утворюючи потік бризків.

На протитечійних, решітчастих і дірчастих тарілках відрізняли три гідродинамічних режими [51, 52]: режим добре структурованої піни, висота пропорційна квадрату швидкості газу в отворах (область першої квадратичної залежності); режим, у якому піна змінюється мало (область експоненціальної залежності); режим із безструктурною системою бризків і плівок рідини, факельним проривом газу, в якому висота газорідного шару знову зростає пропорційно квадрату швидкості газу (область другої квадратичної залежності). У визначених умовах цими авторами зміна режимів не спостерігалася: на тіпалках із великим вільним перерізом і значним еквівалентним діаметром отворів ($\Psi \geq 0,3 \text{ м}^2/\text{м}^2$ і $d_e \geq 0,012 \text{ м}$ для дірчастих або $d_e \geq 0,006 \text{ м}$ для решітчастих тарілок) по всьому діапазоні швидкостей існував лише режим погано структурованої піни.

За спостереженнями авторів [53] на протитечійних решітчастих тарілках із зростанням швидкості газу виникають такі режими:

- барботажний, в якому існують зона відносно чистої рідини із бульбашками, що проходять через неї, і розміщена вище зона піни; висота газорідного шару на тарілці зростає у середньому пропорційно швидкості газу;

- режим аерації (емульгування), при якому газорідний шар на тарілці

переходить у стан високотурбулізованої піни; висота газорідинного шару в межах цього режиму із зростанням швидкості газу зростає незначно;

– хвильовий режим (факельний режим барботажу), при якому струмені газу, що проходять поперемінно в різних областях тарілки, приводять газорідинний шар до коливальних рухів із одночасним зростанням кількості бризків і ростом міжтарілкового бризковіднесення.

Автори роботи [13] стверджують, що пінний режим як режим розвиненої вільної турбулентності є автотельним. Рухлива піна є домінуючим видом двофазної системи у значному діапазоні зміни швидкостей, від $\omega_2 = 0,7-1,3$ м/с до $\omega_2 = 3-4$ м/с залежно від різних умов. Рухлива піна складається із двох основних структурних утворень: а) піна, що утворюється бульбашками (сотами) малого розміру, рівномірно розподілена в рідині і б) великі деформовані газові агрегати (факели, мішки).

Для сітчастих тарілок виділяють такі режими:

1. Газ, розподілений у рідині. Цей режим охоплює діапазон швидкостей газу в повному перерізі апарата від 0,9 до 1,1 м/с. Безперервною фазою є рідина, що містить бульбашки газу, які безперервно зливаються, руйнуються та рухаються, а також більш великі газові пустоти. У межах цього режиму із збільшенням швидкості газу рідина починає відокремлюватися, утворюючи деформовані агрегати рідини, що безперервно зливаються і руйнуються при швидкості газу 0,5–0,7 м/с і при початковій висоті рідини 30–70 мм.

2. Інверсія фаз. При цьому режимі ($0,9-1,1 \leq \omega_2 \leq 1,4-1,6$ м/с) рідка і газова фази майже повністю перебувають у вигляді відокремлених, деформованих агрегатів, що безперервно зливаються і руйнуються, які більш-менш рівномірно розподілені по об'єму шару. Розміри агрегатів рідини і газових пустот та каналів майже однакові.

3. Рідина, розміщена в газі. У цьому режимі ($\omega_2 \geq 1,4-1,6$ м/с) безперервною фазою є газ, а дисперсною – рідина. Із збільшенням швидкості газу неоднорідність шару зростає, і в результаті чого зменшується кількість рідини, що знаходиться у вигляді агрегатів. При $\omega_2 = 1,8-2,5$ м/с починають з'являтися яскраво виражені маледеформовані канали газу – це приводить до помітного зменшення швидкості флуктуації структурних параметрів. Таке співвідношення структури шару не змінюється відповідно до швидкостей віднесення рідини.

Межі зазначених гідродинамічних режимів залежать від гідродинамічних, фізико-хімічних і конструктивних параметрів системи і можуть коливатися у широких межах.

Межами режиму турбулентної піни є [54] такі значення критерію Re_r (лінійний розмір взятий за 1,13 м):

при $Re_r = (0,8-1,0) \cdot 10^5$ – перехід від барботажного режиму в режим рухливої піни;

при $Re_r = (2,6-2,8) \cdot 10^5$ – перехід від режиму рухливої піни в бризковий режим (інжекційний).

Гідродинамічні режими, що виникають на протитечійних решітках у пінних апаратах [13, 55, 56], як правило, розглядаються у вигляді залежності

повного гідравлічного опору решіток (з урахуванням газорідного шару) ΔP від лінійної швидкості газу W_g при постійному навантаженні щодо рідини ($L_o = \text{const}$). Типова залежність такого роду для дірчастих решіток із невеликим вільним перерізом ($S_o < 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^3$) показана на рис. 7.13.

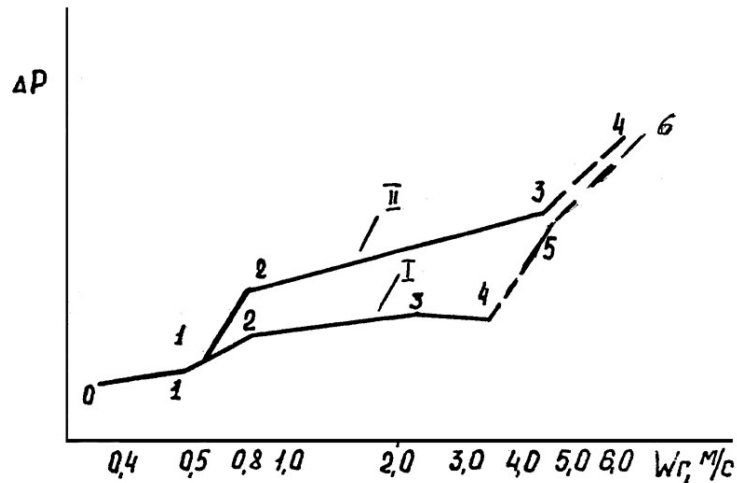


Рис. 7.13. Залежність гідравлічного опору пінного шару з решітками «провального» типу від швидкості газу в повному перерізі апарата: I – без стабілізатора пінного шару; режими: 0–1 – барботажний; 1–2 – перехід до пінного; 2–3 – пінний; 3–4 – перехід до хвильового; 4–5 – хвильовий; 5–6 – захлинання апарата; II – із стабілізатором пінного шару, режими: 0–1 – барботажний; 1–2 – перехід до пінного; 2–3 – пінний; 3–4 – захлинання апарата

Перший режим (0–1), що спостерігається при низьких швидкостях газу, визначається як барботажний режим, в якому газові бульбашки барботують через шар рідини на решітці. У міру подальшого зростання швидкості газу рідина на решітках утворює структуровану комірчасту піну (1–2), що потім переходить у стан турбулізованої піни, – виникає пінний режим (2–3). У межах цього режиму відбувається значне зростання гідравлічного опору зі збільшенням швидкості газу. У кінці пінного режиму зростання швидкості газу призводить до утворення газових струменів, які, прориваючись спочатку в одному, потім у іншому місці решітки, створюють коливання шару рідини, – починається хвильовий режим (3–4). Надалі відбувається накопичення рідини на решітках (4–5). Характерною ознакою цього режиму є інтенсивне віднесення крапель рідини, значне зростання гідравлічного опору у зв'язку із захлинюванням апарата.

Точка хвилеутворення (3), що характеризує початок переходу від пінного режиму до хвильового, з'являється на кривих для решіток із великим вільним перерізом при більш високих швидкостях газу, ніж для решіток із невеликим вільним перерізом. Навпаки, із зростанням L_o швидкість газу, що відповідає хвилеутворенню, зменшується.

Запропоновано [57] для визначених умов формулу для розрахунку швидкості газу, яка відповідає переходу від режиму рухливої піни в

інжекційний режим:

$$\omega_2 = 0,14 \frac{\rho_p^{0,65} \cdot \sigma^{0,1} \cdot h_n^{0,22} \cdot d_0^{0,47}}{\rho_2^{0,65} \cdot \mu_p^{0,1} \cdot t^{0,24}} \quad (7.1)$$

або за формулою [58]

$$\omega_0 = 3,13 \frac{\sigma^{0,23} b^{0,4} H^{0,25} D^{0,23} g^{0,27}}{\rho_G^{0,23} d^{0,84}} \left(\frac{L}{G} \right)^m \quad (7.2)$$

Авторами [6, 59] запропоновано формулу для визначення меж режимів роботи протічійних дірчастих і щілинних тарілок у системі повітря – вода:

$$\frac{\omega_2^2}{g \cdot d_0 \cdot S_0} \cdot \frac{\rho_2}{\rho_p} \left(\frac{\mu_p}{\mu_2} \right)^{0,16} = \text{Vexp} \left[-4 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_2}{\rho_p} \right)^{0,25} \right] \quad (7.3)$$

Величина В названа авторами індикатором гідродинамічного режиму: $B \geq 2,5$ відповідає режиму структурованої піни; $2,9 < B < 10$ – відповідає режиму рухливої піни; $B \geq 10$ – переходу від режиму піни в режим бризковіднесення.

Деяко інший вигляд формули (7.2) використано у джерелі [60] для розрахунку параметрів процесу на початку барботажного і хвильового режимів протічійних щілинних решіток:

$$\lg \left(\frac{\omega_2^2}{g \cdot d_0 \cdot S_0} \cdot \frac{\rho_2}{\rho_p} \cdot \mu_p^{0,16} \right) = B - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_2}{\rho_p} \right)^{0,125} \quad (7.4)$$

Тут ω_2 відповідає початку барботажного режиму при $B = 0,7$, початку хвильового режиму при $B = 0,04 d_{an}/d_{щ}$.

Початок режиму спінювання («емульгування») визначається за формулою [12]:

$$\frac{2b_{щ}\omega_2\rho_2}{\mu_2 g S_0} = 0,3 \left(\frac{b_{щ}}{0,003} \right) \cdot \left(\frac{8b_{щ}^3 \rho_p}{\mu_2} \right)^{0,5} \left[\frac{(1 - \rho_n/\rho_p)^3}{\rho_n/\rho_p} \right]^{0,3}, \quad (7.5)$$

де μ_2 – динамічна в'язкість газу, Па·с.

При пінному режимі зі збільшенням швидкості газу відсотки вільного перерізу решітки, зайняті газом, збільшуються. При незмінній кількості рідини, що підводиться до решітки, і зниженні відсотка отворів $(1 - \phi_{o,z})$, через які відбувається протікання газу, відповідно повинна збільшуватися швидкість

протікання рідини ω_{np} . У другому випадку повинен був би інтенсивно збільшуватися шар піни на решітці, що однак (перехід від пінного режиму до хвильового) не спостерігається. Збільшення ω_{np} можливе лише зі збільшенням гребенів хвилі на поверхні пінного шару, висота яких Δh викликає протікання рідини через решітку.

Автори [12] зазначають, що з подальшим зростанням швидкості газу відбувається зменшення величини $(1-\phi_{o,z})$. Це уже не може компенсуватися збільшенням ω_{np} , тому спостерігається різке зростання h_0 і ΔP , що призводить до захливання апарату. З урахуванням того, що при перехідному режимі приріст ΔP дорівнює нулю, було отримано рівняння [59]:

$$\omega_{кр} = C^{3,34} \left[\frac{10^{-4} (\rho_z \rho_p)^{1,17}}{L^{0,44}} \right]. \quad (7.6)$$

Швидкість газу, м/с, в апараті із протитечійними щілинними решітками, що відповідає точці захливання, може бути визначена за формулою [61]:

$$\omega_3 = \frac{1,87 S_0 d_{an}^{0,25} \rho_p^{0,53} \sigma^{0,3} Y^{0,5}}{b_{щ}^{0,125} \rho_z^{0,68} \mu_p^{0,08} \mu_z^{0,07}}, \quad (7.7)$$

де $Y = c(L/G + 0,05)^{-0,78}$, для решітки шириною щілини 3 мм коефіцієнт $c = 9,3 \cdot 10^{-3}$, для інших решіток $c = 6,5 \cdot 10^{-3}$.

Обчислення швидкості захливання [62]:

$$Y = w_3^2 \cdot \frac{a}{\varepsilon^3 \cdot g} \cdot \mu_p^{0,16} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p}, \quad (7.8)$$

$$X = \left(\frac{L_0}{G_0} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_p} \right)^{0,125}, \quad (7.9)$$

$$Y = A \cdot \exp(-4 \cdot X), \quad (7.10)$$

де w_3 – швидкість заклинання, м/с; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення сили падіння, Па·с; $\rho_z; \rho_p$ – густина газу та рідини, кг/м³; L_0 – масові витрати рідини, кг/с; G_0 – масові витрати газу, кг/с; A – коефіцієнт.

Для обчислення верхніх параметрів протитечійних ґратчастих тарілок автори запропонували [63] таку формулу:

$$W_{0\max} \left(\frac{\rho_G}{\rho_{Gn}} \right)^{0,5} = 6,9 \left(\frac{L}{G} \right)^{-0,34}, \quad (7.11)$$

де ρ_{Gn} – густина повітря при 20 °С і тиску 1 бар ($\rho_{Gn} = 1,2 \text{ кг/м}^3$).

Використовуючи при аналізі руху рідини в отворах протитечійних тарілок плівкову модель, автори роботи [64, 65] отримали формулу для розрахунку граничних швидкостей газу:

$$W_{0\max} Am \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \psi (1 - \tau). \quad (7.12)$$

Для режиму входження тарілки в роботу $A_{\min} = 0,185$; для режиму захлинання – $A_{\max} = 0,416$; τ – обчислюють за формулою [12]:

$$\tau = \frac{E'}{1 + E'}, \quad (7.13)$$

де

$$E' = \left[\left(\frac{L}{G} \right)^2 \frac{\rho_G}{\rho_L} \cdot \frac{\beta}{\xi \alpha^2} \right]^{0,33}, \quad (7.14)$$

α – коефіцієнт витрат при витіканні рідини із отвору (можна взяти $\alpha = 0,62$);

β – відношення середнього статичного тиску газорідинного шару в зоні барботажу до статичного тиску шару в зоні стікання рідини $\beta = 1$.

7.3. Висота пінного та початкового шарів рідини

Висота піни є одним із основних показників піноутворення. При такій площі решітки питомий об'єм піни дорівнює її питомій висоті:

$$\frac{\mathcal{G}_n}{\mathcal{G}_p} = \frac{H}{h_0} = H_{y\partial} \quad \text{або} \quad H_{y\partial} = \frac{\phi_2 + \phi_p}{\phi_p} = \frac{1}{\phi_p} = \frac{1}{1 - \phi_2}. \quad (7.15)$$

Стабніков В. Н. [66], узагальнивши літературні дані щодо сітчастих ректифікаційних тарілок, дійшов висновку, що існує верхня межа робочої швидкості газу, при якій рідина на тарілці повністю спінюється. Насправді ж такі швидкості газу є граничними лише для барботажного режиму роботи сітчастих тарілок, який при більш високих швидкостях і відстані між тарілками поступається більш інтенсивному пінному режиму.

Чим більша швидкість газу, тим рухливіша піна і менші розміри її стільників. Із зростанням ω_2 стільникова структура поступово зникає і замінюється на вихрові потоки бульбашок і струменів газу і плівок рідини. При

$\omega_2 > 2,0-2,5$ піна має струминний характер. Подальше збільшення швидкості газу викликає закономірне зростання висоти піни, яке продовжується залежно від висоти початкового шару рідини до $\omega_2 = 3-3,5$ м/с і навіть до 4 м/с. При таких швидкостях газу різко зростає бризковіднесення [13].

Для будь-якої системи газ – рідина як у апаратах без переливів, так і в апаратах із переливними пристроями за відсутності витікання рідини через отвори решіток, якщо відома висота початкового шару рідини [13]:

$$\frac{H}{h_0} = \alpha_2 \left(\frac{\omega_2 d_{an}}{v_2} \right)^{0,5} \left(\frac{g \rho_p h_0^2}{\sigma} \right)^{1,3} \left(\frac{v_2}{v_p} \right)^{0,25} \left(\frac{d_{an.e}}{h_0} \right)^3, \quad (7.16)$$

де $\alpha_2 = 2,83 \cdot 10^{-5} v_2^{0,25} (g \rho_p)^{-1,3}$; $d_{an.e}$ – еквівалентний діаметр апарата (взято $d_{an.e} = 1,13$ м); v_2, v_p – кінематична в'язкість газу та рідини, м²/с.

Із рівняння (7.13) отримано

$$H = 4,35 \cdot 10^{-5} h_0^{0,6} \cdot \omega_2^{0,5} / \sigma^{1,3} v_p^{0,25}, \text{ м.} \quad (7.17)$$

Просте рівняння [67]:

$$H = 4 d_{0.e} \left(\frac{\omega_0^2}{g d_{0.e}} \right)^{0,2}. \quad (7.18)$$

Досить надійною для практичних розрахунків H , мм, для протитечійних решіток є формула [68]:

$$H = 11,9 \omega_2^{1,1} m^{0,3} / d_0^{0,36} S_0, \quad (7.19)$$

яку отримано стосовно умов пиловловлювання в межах $\omega_2 = 1-2$ м/с, питомі витрати рідини $m = 0,4-1,2$ л/м³, $d_0 = 3-7$ мм, $S_0 = 0,14-0,20$ м²/м².

Для апарата із стабілізатором пінного шару у вигляді стільників запропоновані такі рівняння для визначення висоти пінного шару для великодірчастих і дрібнодірчастих тарілок [13, 14, 69]:

$$H = 428,10^{-4} \omega_2^{1,5} L^{0,35} d_e^{0,8} S_0^{-2,15}, \quad (7.20)$$

$$H = 210 \omega_2^{0,75} L^{0,35} d_e^{0,8} S_0^{-2,15} \rho_p^{-1,25}, \quad (7.21)$$

$$H = 4,3 \omega_2^{0,79} m^{0,2} / d_e^{0,14} S_0^{1,9}. \quad (7.22)$$

Початковий шар рідини є важливим гідродинамічним параметром, за величиною якого можна стверджувати про висоту пінного шару, в тому числі і про час перебування рідини на решітці.

Дослідженнями [61, 70] встановлено, що висота початкового шару рідини на протитечійній решітці підвищується із зменшенням вільного перерізу і діаметра отвору решітки і сильно залежить від лінійної швидкості газу в апараті і пропускної здатності решітки щодо рідини, що дорівнює в даному випадку щільності зрошення L_0 , або від питомих витрат рідини m . Тоді для умов роботи протитечійних решіток можна записати:

$$h_0 = f(\omega_2, L_0(m), t(S_0)d_0). \quad (7.23)$$

Якщо із гідродинамічних режимів, можливих на протитечійній решітці, розглядати пінний режим, то h_0 постійно зростає при $\omega_2 = 1-2$ м/с, а при $\omega_2 \geq 2$ м/с виникає хвильовий режим, що супроводжується спочатку зниженням h_0 , а потім її зростанням.

Так, отримана емпірична формула для визначення h_0 , мм, на протитечійних решітках при пінному режимі для системи повітря – вода при 20°C ($\omega_2 = 1-2$ м/с, питомі витрати рідини $m = 0,4-1,2$ л/м³, $d_0 = 3-7$ мм, $S_0 = 0,14-0,20$ м²/м²):

$$h_0 = 4,4\omega_2^{0,5} m^{0,3} / d_0^{0,36} S_0. \quad (7.24)$$

Для великодірчастих тарілок [70]:

$$h_0 = 335,3 \cdot 10^{-4} \omega_2^{0,75} L_0^{0,5} d_e^{1,2} S_0^{-2,6}. \quad (7.25)$$

Для решітчастих тарілок запропоновано таку формулу [12]:

$$h_L = 5,3 \cdot 10^{-6} W_{0L}^{0,5} W_0^{1,5} a^{-1,5}. \quad (7.26)$$

7.4. Гідравлічний опір апарата

У літературі наведено багато рівнянь для визначення основних гідродинамічних характеристик сітчастих, дірчастих провальних тарілок, комбінованих контактних пристроїв та регулярних насадок.

Так, наприклад, для визначення гідравлічного опору решітки можна скористатися залежністю [71–73]:

$$\Delta P = \Delta P_{c.p} + \Delta P_{ш}. \quad (7.27)$$

Гідравлічний опір сухих решіток однофазному потоку газу складається із:
1) втрат на стискання струменя при вході в отвори; 2) тертя в отворах;
3) втрати на розширення струменя при виході із отвору і може бути виражений залежністю у такому вигляді [13]:

$$\Delta P_{c.p} = f(\text{Re}_0, S_0, \delta/d_{0,e}, t/d_{0,e}), \quad (7.28)$$

$$\Delta P_{c.p} = k[0,4(0,125 - S_0) + \lambda \delta / d_{0,e} + (1 - S_0)] \frac{\omega_2^2 \rho_2}{2S_0}. \quad (7.29)$$

Як правило, гідравлічний опір сухої решітки визначають за формулою [13]:

$$\Delta P_{c.p} = \xi \frac{\omega_2^2 \rho_2}{2S_0^2}, \quad (7.30)$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору.

Для розрахунку коефіцієнта опору найчастіше застосовують формулу [52]:

$$\xi = (1 - S_0)^2 + \xi_p + \frac{4000S_0d_0}{\text{Re}_0^{0,2}} \cdot \frac{\delta}{d_{an,e}}. \quad (7.31)$$

Існують більш прості рівняння для розрахунку опору сухих тарілок, наприклад, рівняння [12]:

$$\Delta P_G = \left(\frac{1}{k\psi} - 1 \right)^2 \frac{W^{1,78} \rho_G}{2}. \quad (7.32)$$

Касаткін О. Г. із співробітниками, розглядаючи шар піни як місцевий гідравлічний опір, отримали просту залежність [51]:

$$\Delta P_{cm} = g\rho_n H \approx g\rho_p h_0. \quad (7.33)$$

При обробці об'ємного матеріалу було отримане рівняння [51]:

$$\Delta P_{cm} = 0,33\rho_p H^{1,2} g / \omega_2^{0,4} S_0^{0,1}. \quad (7.34)$$

Однією із формул, що враховує протікання рідини через отвори решітки, є [70]:

$$\Delta P = \frac{\zeta}{1 - \beta_P} \cdot \frac{\rho_2 w_0^2}{2(1 - \varphi_{0,ж})^3} [1 - \varphi_{0,ж}(1 - \beta_P)] + \frac{4\sigma}{d_{0,з}(1 - \beta_P)}, \quad (7.35)$$

де β_P – відношення середнього статичного тиску газорідинного шару в зоні барботажу до статичного тиску в зоні стікання рідини через отвори; $\varphi_{0,п}$ – частка перерізу отворів, зайнята стікаючою рідиною.

$$\beta_P = \Delta P_{ст} / \rho_{ж} H, \quad (7.36)$$

$$\varphi_{0,ж} = E' / (1 - E'), \quad (7.37)$$

$$\text{де } E' = \left[\left(\frac{L}{G} \right)^2 \frac{\rho_{\Gamma} \beta_P}{\rho_{\text{ж}} \zeta \mu_p^2} \right]^{0,33}, \quad (7.38)$$

а μ_p можна взяти як 0,62.

Частку вільного перерізу решітки, яка зайнята протікаючою рідиною, можна визначити із виразу

$$1/\varphi_{0,\text{ж}} = 0,41 + 1,03(\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})^{0,33} (w_0/w_{0,\text{ж}})^{0,66}. \quad (7.39)$$

Узагальнене рівняння для протитечійних решіток [13]:

$$\Delta P_{\text{с.р}} = \frac{\zeta_{\Gamma} w_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}{2S_o^2 \varphi_{0,\Gamma}^2}, \quad (7.40)$$

де ζ_{Γ} – коефіцієнт гідравлічного опору для газового потоку.

Величину $\varphi_{0,\Gamma}$ можна підрахувати за формулою

$$1 - \varphi_{0,\Gamma} = \frac{0,1033 \sqrt[3]{m^2}}{\sqrt[3]{\zeta_{\Gamma}} + 0,1033 \sqrt[3]{m^2}}. \quad (7.41)$$

Силу тиску гідростатичного стовпа рідини по перерізу отвору можна вважати еквівалентною гідравлічному опору шару піни газового потоку щодо швидкості газу на виході із отворів решітки. Тоді [12, 74]:

$$\Delta P_{\text{сл}} = \frac{\zeta_{\Pi} w_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}{2S_o^2 \varphi_{0,\Gamma}^2}, \quad (7.42)$$

де ζ_{Π} – коефіцієнт гідравлічного опору при проходженні газом шару піни.

Для розрахунку гідравлічного опору протитечійних решіток з невеликим вільним перерізом ($S_o = 0,15 \div 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$), у яких $\zeta_{\Gamma} = \text{const}$, при пінному і хвильовому режимах можна користуватися формулою

$$\Delta P = N^2 \frac{w_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}{2S_o^2} + \Delta P_{\sigma}, \quad (7.43)$$

де параметр $N^2 = (\zeta_{\Gamma} + \zeta_{\Pi}) / \varphi_{0,\Gamma}^2$ обчислюється за різними формулами залежно від режиму роботи апарата:
при пінному режимі [12]:

$$N = 38,8 L^{-0,57} (L/G)^{0,7} (\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})^{0,35}; \quad (7.44)$$

при хвильовому режимі:

$$N = 54,8L^{-0,43} (L/G)^{0,56} (\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}})^{0,28}. \quad (7.45)$$

Гідравлічний опір за рахунок сил поверхневого натягу для щілинних решіток

$$\Delta P_{\sigma} = 2\sigma/b_{\text{щ}}; \quad (7.46)$$

для дірчастих решіток:

$$\Delta P_{\sigma} = 4\sigma/(1,3d_0 + 0,08d_0^2). \quad (7.47)$$

У решіток із великим вільним перерізом ($S_0 = 0,3 - 0,7 \text{ м}^2/\text{м}^2$), для яких характерні різні значення ζ , при швидкостях газу 2,9–5,5 м/с отримане рівняння

$$\Delta P_{\text{сл}} = 2,9 \frac{w_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}{S_0^2} \left(\frac{L}{G} \right)^{0,4} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,2}. \quad (7.48)$$

Загальний гідравлічний опір протитечійних решіток із великим вільним перерізом розраховується за формулою [12, 75]:

$$\Delta P = \zeta \frac{w_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}{2S_0^2} + 2,9 \frac{w_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma}}{S_0^2} \left(\frac{L}{G} \right)^{0,4} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,2} + \frac{4\sigma}{d_{0,3}}. \quad (7.49)$$

Також емпіричні формули для визначення гідравлічного опору контактного ступеня з використанням стабілізатора у вигляді стільників [70]:

для протитечійних великодірчастих тарілок $S_0 \geq 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_0 = 0,06 \text{ м}$:

$$\Delta P = \frac{\xi_p \rho_z \omega_z^2}{2gS_0^2} + 3,97 H_n \rho_p \omega_z^{-0,5} + \xi \frac{\omega_z \rho_z}{2}; \quad (7.50)$$

для протитечійних дрібнодірчастих тарілок $S_0 \geq 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_0 = 0,005 \text{ м}$ [53]:

$$\Delta P = \frac{\xi_p \rho_z}{2gS_0^2} \left(\frac{W_z}{1 - \phi_{0p}} \right)^2 + 2,27 g_n \rho_p \frac{W_z^{0,26} L_0^{0,24}}{S_0^{1,65} d_0^{0,14}} + \frac{4\delta}{1,3d_0 + 0,08d_0^2}; \quad (7.51)$$

для комбінованого контактної пристрою [16]:

$$\Delta P_m = \frac{\xi_p \rho_z W_0^2}{2(1 - \beta)(1 - \tau)} [1 - \tau(1 - \beta)] + \frac{4\delta}{d_0(1 - \beta)}; \quad (7.52)$$

для провальних тарілок із вільним перерізом 12 % автори [76] отримали

$$\Delta p_{\text{н}} = 247 w_{\text{к}}^{0,26} L_{\text{п}}^{0,32}. \quad (7.53)$$

7.5. Бризковіднесення, утримувальна здатність контактних пристроїв

Бризковіднесення в тарілчастих (ковпачкових і сітчастих) колонах вивчалось багатьма дослідниками [13]. Як правило, вважається, що бризковіднесення визначає розмір колони – відстань між тарілками.

Було встановлено, що загальне бризковіднесення є сумою двох видів віднесення [70].

$$\frac{l}{G} = \frac{l'}{G} + \frac{1}{B(2\pi)^{0,5}} \exp\left(-\frac{S^2}{2S_0^2}\right), \quad (7.54)$$

де l' – відсоток віднесення, що не залежить від висоти сепараційного простору, кг/(м²год); S – висота сепараційного простору, м; S_0 – середня висота підскакування краплин; B – функція імовірності потрапляння краплин на вищерозміщену тарілку.

Відносне бризковіднесення також визначається в основному висотою сепараційного простору і відстанню між тарілками в системі вода – повітря [12]:

$$\frac{l}{G} = 8,15 \cdot 10^{-3} \frac{H^{3,0}}{S^{2,73}}. \quad (7.55)$$

Для розрахунку бризковіднесення з тарілок різного типу в різних газорідних системах запропоновано формулу

$$\frac{l}{G} = A \frac{W^{3,69}}{\psi_0^2 H^n} (52,1h_L - 0,206)^{m_1 m_2}, \quad (7.56)$$

де ψ – відсоток дзеркала барботажу у загальному перерізі апарата; $A = 7,7 \cdot 10^{-6}$ і $n = 4,36$ при $H < 0,4$ м; $A = 2,27 \cdot 10^{-4}$ і $n = 0,95$ при $H \geq 0,4$ м;

$$m_2 = \frac{1}{m_W^{3,69}}.$$

Для розрахунку бризковіднесення з протитечійних тарілок запропоновано ряд емпіричних кореляцій, прикладом може бути формула [77], отримана при дослідженні решітчастих і дірчастих тарілок із діаметром отворів 0,002–0,006 м і вільним перерізом 0,12–0,22 м²/м²:

$$l = 0,16 \exp\left(4 \cdot 10^{-3} \frac{W}{\psi h_L}\right). \quad (7.57)$$

Узагальнене рівняння для решіток різних конструкцій [13]:

$$L_{\delta} = \left[\left(\frac{80}{\psi^{(l)}} \right)^2 \frac{\omega_2^2 \rho_2}{2g\rho_p h_e} - 1 \right]^2 \frac{0,2(h_e - h_n)^{0,5}}{\omega_2 \rho_2}, \quad (7.58)$$

де $\psi^{(l)}$ – коефіцієнт що дорівнює 0,7–0,85 для перехреснотечійних решіток і 0,8–0,85 – для протитечійних.

Бризковіднесення дуже зростає при малому шарі піни або при нерівномірному покритті нею решіток, особливо великих розмірів, коли можуть бути струменеві проривання газу.

Для визначення бризковіднесення з протитічних щілинних решіток у системі повітря – вода застосовують формулу [78]:

$$L_b = 1,14 \cdot 10^{-4} (\omega_2 / h_{c.3})^{2,56} \quad (7.59)$$

де $h_{c.3}$ – висота сепараційної зони.

При застосуванні стабілізаторів були отримані такі залежності, за якими можна обчислити бризко віднесення, г/м³:

$$L_{b(c)} = 1,2\omega_2^{2,4} L_0^{-0,2} S_0^{0,5}, \quad (7.60)$$

$$L_{b(c)} = 0,91\omega_2^{2,2} L_0^{-0,2} S_0^{0,5}. \quad (7.61)$$

Ефективність роботи апаратів у пінному режимі залежить від протікання рідини через решітки. Сильне витікання викликає зменшення запасу рідини на решітках і в кінцевому підсумку призводить до зниження ККД апарата [13].

Витікання рідини сильно збільшується при нерівномірному підведенні газу під решітку, що відмічалось при випробуваннях промислових однополичних апаратів.

Газ намагається проходити через отвори решіток у місцях найменшого опору, тому шлях газу, навіть при відносно невеликих ω_2 , визначається випадковими коливаннями рівня рідини і має місце деяке протікання рідини.

Для визначення пропускної здатності протитечійних решіток при різній висоті пінного шару, L_y , м³/м²год, авторами отримана емпірична формула для системи повітря – вода [13]:

$$L_y = n(0,7d_0^2 - 5,2d_0 + 10)(156H^2 - 56H + \omega_2 + 1), \quad (7.62)$$

де $n = 2,27(\delta/d_0) - 5,9(\delta/d_0) + 2,33$,

якщо $H = 0,1-0,24$ м; $\omega_2 = 1-2,5$ м/с; $d_0 = 3,5$ і 6 мм; $S_0 \approx 13$ %.

Наведена формула [5]:

$$e = \frac{d^4}{\mu_L \delta t^2} \left[a_1 \rho_L (h_L + \delta) - a_2 \rho_G W_0 - a_3 \frac{\sigma}{d} \right]. \quad (7.63)$$

Вода дозволяє оцінити лише характер впливу параметрів конструкції і режиму на величину провалу рідини, оскільки значення коефіцієнтів a_1 , a_2 , a_3 не наводяться.

7.6. Кінетика масопередачі сітчастих, провальних тарілок, комбінованих контактних пристроїв

Рухома піна сприяє створенню інтенсивного масо- і теплообміну між газом і рідиною в умовах розвиненої поверхні контакту фаз і знижених дифузійних опорів, що забезпечує високу швидкість процесів.

На сьогодні ще немає загальних способів розрахунку коефіцієнтів масопередачі, які можна застосовувати для різних умов проведення процесу. Труднощі у розробленні чисто аналітичних методів розрахунку коефіцієнтів масопередачі, а також необхідність узагальнення експериментального матеріалу змушують дослідників широко використовувати напівемпіричний апарат теорії подібності і розмінностей. У цій сфері досягнуто значних результатів.

Відомо, що в загальному випадку залежність між критеріями подібності має вигляд

$$Nu' = f_1(Re, Pr', Fo', We, Ga, \Gamma_1 \Gamma_2 \dots) \quad (7.64)$$

$$Nu' = A Re^m (Pr')^n We^p \Gamma^v \quad (7.65)$$

У таблиці 7.1 наведені рівняння, які запропоновані різними авторами, для розрахунку коефіцієнтів масопередачі в газовій і рідкій фазах в абсорбційно-десорбційних апаратах із решітками.

Таблиця 7.1

Рівняння для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі в газовій фазі

№ пор.	Рівняння	Номер рівняння
1	2	3
1	$Nu'_r = 0,017 Re_r^{0,85} Pe_r^{(0,5)},$ $\text{де } Pe_r = \frac{K_r d_{\Pi}}{D_r}; \quad Re_r = \frac{\omega_r d_{\Pi}}{\varphi_r \nu_r}$	(7.66)
2	$Nu'_r = 0,012 Re_r^{0,7} Pr_r^{(0,5)} (d_{\Pi}/d_0)^{0,5},$ $\text{де } Nu'_r = \frac{K_r d_{\Pi}}{D_r}; \quad Re_r = \frac{\omega_r d_{\Pi}}{\nu_r} \quad d_0 = 4 \text{ мм}$	(7.67)

1	2	3
3	$Nu'_r = 2,1 Re_r^{0,7} We^{-0,38} Pr_r^{(0,5)},$ <p>де $Nu'_r = \frac{K_v h_0}{D_r}$; $Re_r = \frac{\omega_r d_0}{\nu_r}$; $We = \frac{\sigma}{h_0^2 \rho g}$</p>	(7.68)
4	$Nu'_r = 1,53 Re_r^{0,72} We^{-0,25} Pr_r^{(0,5)},$ <p>де $Nu'_r = \frac{K_v \chi}{D_r}$; $Re_r = \frac{\omega_r \chi}{\nu_r}$; $We = \frac{\sigma}{h_0^2 \rho g}$; $\chi = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_{жс} g}}$</p>	(7.69)
5	$Nu'_r = 2 Re_r^{0,9} Pr_r^{(0,25)}$	(7.70)
6	$\frac{K_{rS} l}{S_0 D_r} = 6,24 \cdot 10^5 \left(\frac{w_r l}{\varphi_r D_r} \right)^{0,5} \left(\frac{\mu_r}{\mu_r + \mu_{ж}} \right) h_0$	(7.71)
7	$K_{rS} = A_1 w_r^m h_0^n \text{ [М / ч]}$ <p>для сітчастих та перехреснотечійних решіток $A_1 = 1575$; $m = 0,72$; $n = 0,5$</p>	(7.72)
8	$Nu' = 1,47 Re^{0,7} Pr^{(0,5)} We^{-0,38}$	(7.73)
9	$Nu' = 6,3 \cdot 10^{-2} Re^{1,1} Pr^{(0,5)} K_\tau^{-0,38}$	(7.74)
10	$\frac{k_G h_0}{D_G} = 1,13 \left(\frac{W_{\rho G} h_0}{\mu_G} \right) \left(\frac{\delta}{g \rho_L h_0^2} \right)^{-0,38} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{0,5}$	(7.75)
11	$\frac{K_L}{W_L} = 1,55 \cdot 10^3 \left(\frac{m}{P} \right)^{0,2} \left(\frac{W_L l}{\nu_L} \right)^{-0,5} \left(\frac{h}{h_0} \right)^{0,5} \left(\frac{h_0}{l} \right)^{0,4} \left(\frac{\nu_L}{D_L} \right)^{-0,5}$	(7.76)
12	$Nu_G = 1,7 Re^{0,9} Pr^{0,3}$	(7.77)
13	$\beta_{zs} = 35,8 \frac{\omega_2^{1,3} S_2 D_2^{0,5}}{\phi_{cp}^{1,3} \sigma^{0,4} d_k^{0,1}} \text{ при } Re_k > 800$ $\beta_{zs} = 895 \frac{\omega_2^{0,8} S_2^{0,4} D_2^{0,5} \gamma_2^{0,5}}{\phi_{cp}^{0,8} \sigma^{0,4} d_k^{0,6}} \text{ при } 100 \leq Re_k < 800$	(7.78)
Рівняння для розрахунку коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі		
14	$Nu'_{ж} = 6,24 \cdot 10^5 Pe'_{ж(0,5)} \Gamma \left(\frac{\mu_r}{\mu_r + \mu_{ж}} \right)^{0,5}$	(7.79)
15	$Nu'_{ж} = 1,5 Re_{ж}^{0,67} Pr'_{ж(0,5)}$	(7.80)

1	2	3
16	$Nu'_{ж} = 17 We^{0,15} Ga_{ж}^{0,7} Pr'_{ж}(0,5)$	(7.81)
17	$Nu' = 1,13 Re_r We^{-0,38} Pr'(0,5)$	(7.82)
18	$\beta_{p2} = W_p \frac{1,62(D_{p\theta})^{0,155}}{R_k^{0,31} - 1,62(D_{p\theta})^{0,155}}$	(7.83)

Як показав аналіз, ці рівняння для розрахунку об'ємних коефіцієнтів справедливі при визначених гідродинамічних режимах [12, 13, 16, 66, 79, 80].

7.7. Постановка завдань дослідження

Удосконалення апаратів для проведення масообмінних процесів відбувається в напрямі розширення діапазону допустимих навантажень, підвищення швидкостей матеріальних потоків, зменшення опору контактних пристроїв, зменшення нерівномірної взаємодії потоків газу та рідини по всій площі контактного ступеня. Одним із важливих принципів досягнення вищеперелічених цілей та покращання технологічних показників відбувається за рахунок комбінування різних типів контактних пристроїв.

Головною перевагою апаратів із комбінованими контактними пристроями є їх висока ефективність, що досягається за рахунок збільшення поверхні контакту фаз, розширення діапазону роботи, зменшення бризковіднесення, при незначному зростанні опору.

У літературі не достатньо висвітлені питання, які стосуються дослідження комбінованих контактних пристроїв із використанням провальних тарілок та регулярних насадок із листового матеріалу, які можуть працювати в пінному режимі.

Для розглянутих конструктивних конструкцій характерні в основному лише для них рівняння гідродинамічних характеристик та коефіцієнтів масопередачі. Тому більшість рівнянь наведено для конкретних контактних пристроїв, що викликано характерними конструктивними особливостями та характером взаємодії газорідинної фази.

З літературних даних випливає, що надійною методикою вивчення процесу масообміну є розгляд його окремо за фазами і проведення дослідів на системах, в яких масопередача лімітується опором або газової фази, або рідкої фази.

Важливу роль відіграє вибір моделі для проведення досліджень, що дозволяє підвищити точність отриманої інформації, спростити аналіз процесу питання масштабного переходу.

Аналіз вищевикладеного матеріалу дозволив сформулювати основні завдання цього дослідження:

– узагальнити науково-практичні дані щодо застосування провальних, сітчастих, струминних тарілок із різними насадковими елементами (регулярні, рулонні, пластинчасті, нерегулярні (зважені));

– розробити конструкції комбінованого контактної пристрою для колонних масообмінних апаратів;

– дослідити існування зон гідродинамічної системи в комбінованому контактному пристрої;

– проаналізувати вплив режимних та конструктивних параметрів на гідродинамічні та масообмінні характеристики комбінованого контактної пристрою (ККП);

– отримати залежності для розрахунку основних робочих параметрів досліджуваної конструкції ККП та вдосконалення розроблених конструкцій; дати рекомендації щодо конструктивного оформлення;

– розробити науково обґрунтовану методику розрахунку колонного апарата з використанням комбінованого пристрою залежно від параметрів технологічного процесу.

РОЗДІЛ 8. ОПИС ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ СТЕНДІВ, КОНСТРУКЦІЙ КОМБІНОВАНОГО КОНТАКТНОГО ПРИСТРОЮ ТА МЕТОДИК ДОСЛІДЖЕННЯ

8.1. Лабораторні методи дослідження гідродинамічних характеристик комбінованого контактного пристрою

Значна частина питань, які необхідно вирішити, – доцільність застосування того чи іншого типу контактної пристрою, реальний діапазон визначення параметрів конструкції та технологічного режиму, порівняльна оцінка ефективності різних варіантів оформлення моделювального процесу – може бути вирішена вже на стадії фізичного моделювання. І ці важливі для подальшого дослідження дані, поряд з експериментальними даними для побудови математичної моделі елементарних ланок процесу, можуть бути отримані в необхідній кількості лише при правильному та ретельно доведеному виборі методів фізичного моделювання [12].

Тому на першому етапі було проведено моделювання на лабораторній установці при лабораторних умовах. Відомо, що при моделюванні та проектуванні масообмінних апаратів існує проблема масштабного переходу, тобто зниження ефективності роботи апарата при збільшенні його розмірів. Так, гідродинамічні дослідження та дослідження з абсорбції NH_3 та CO_2 проводилися на лабораторному стенді з колоною діаметром 250 мм, системами підготовки, подачі робочих середовищ (повітря, води, аміаку, вуглекислого газу) та замірялися їх показники.

8.1.1. Лабораторна установка для проведення гідродинамічних досліджень

Враховуючи вищезазначене, вивчення гідродинаміки було проведене на лабораторному стенді, що поданий на рис. 8.1.

Для дослідження комбінованих контактних пристроїв у лабораторній колоні було встановлено три комбінованих пристрої для того, щоб верхній міг сформулювати потік води, а нижній – газу. Середній контактний пристрій ми досліджували.

Працював лабораторний стенд так: рідина (вода) насосом 7 подавалася в колонний апарат царги-бази 1 із водопровідної системи. Вода за рахунок сил тяжіння взаємодіяла із протитоком повітря та відводилася у царгу-основу 8, де повторно подавалася насосом 7 знову наверх, що дозволяло збільшувати об'єм подачі води. Повітря подавалося знизу в царгу-основу 8 повітродувкою через камерну діафрагму 6, взаємодіяло з рідиною і видалялося із апарата в атмосферу. За модельні речовини були вибрані вода та повітря, оскільки це було обумовлено виробничими можливостями та вимогами, правилами з техніки безпеки.

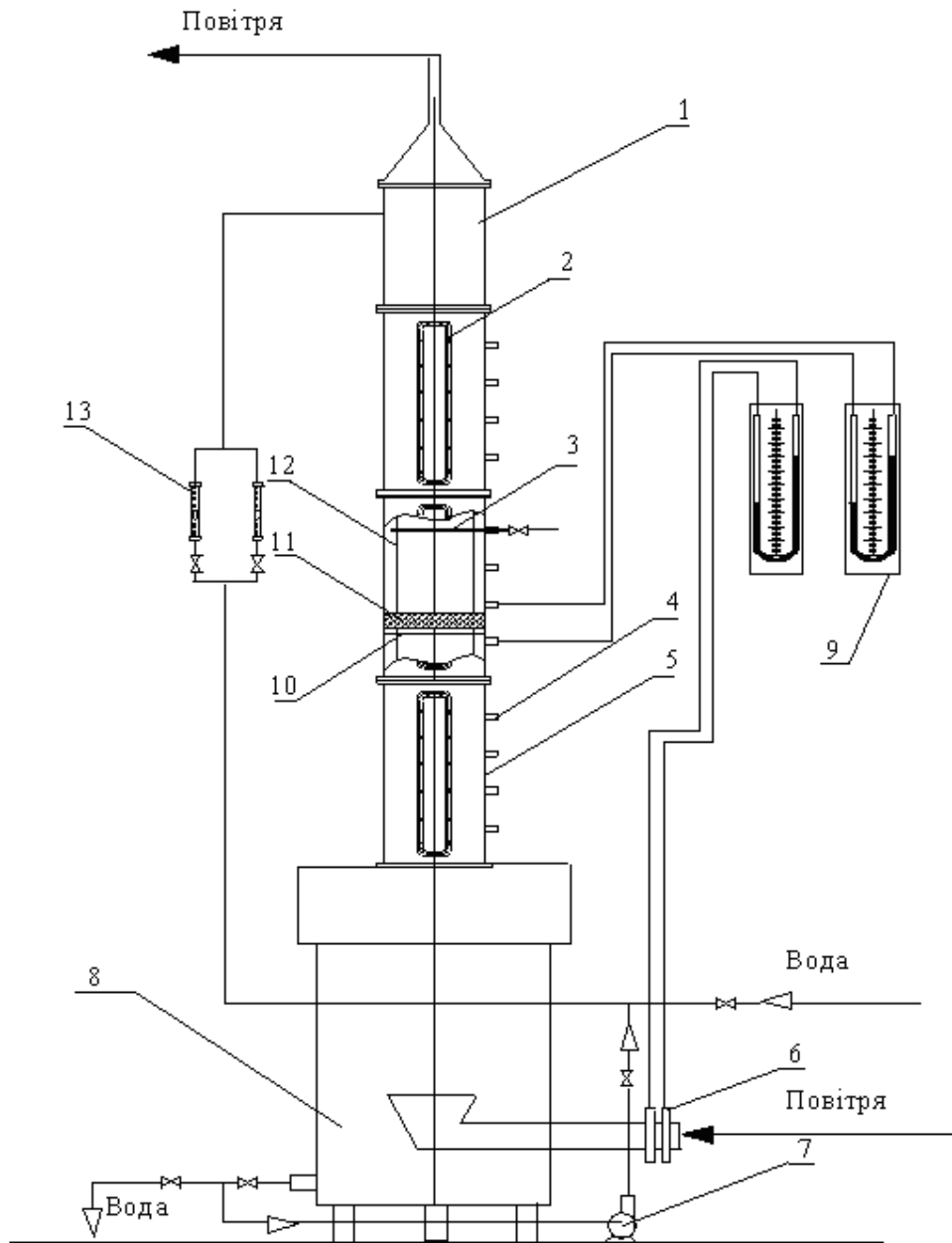


Рис. 8.1. Принципова схема лабораторного стенда:

1 – царга-ковпак; 2 – оглядові вікна; 3 – пробовідбирач; 4 – штуцер для підключення дифманометра або пробовідбирача; 5 – нижня царга; 6 – камерна діафрагма; 7 – насос; 8 – царга-основа; 9 – V-подібні дифманометри, заповнені водою; 10 – провальна тарілка; 11 – регулярна насадка; 12 – штанги з закріплюючими трубками; 13 – ротаметри

Заміряли такі параметри режиму: витрати води і газу в установці – нормальним камерними діафрагмами 6 в комплекті з дифманометрами 9; тиск газу перед діафрагмою і під тарілкою та насадкою – скляними V-подібними манометрами 9 з водяним наповненням; гідравлічний опір сухого контактного пристрою і гідравлічний опір пристрою: провальна тарілка та регулярна

насадка – скляними V-подібними дифманометрами 9 з водяним заповненням. Візуально відмічали висоту газорідинного і динамічного шару на решітці. Для візуального вивчення двофазного шару і вимірювання його висоти в нижній та двох верхніх змінних царгах зроблені по два оглядових віконця прямокутної форми розміром 440×100 мм. Бризковіднесення з контактної пристрою заміряли за допомогою жолобкового вливаювача крапель, який встановлювали на різній висоті від комбінованого контактної пристрою, це забезпечувалося конструкцією трьох царг, в яких із кроком 100 мм були зроблені штуцери з ґрундбуксами.

Воду в розподільник подавали насосом 7, що забезпечує максимальні витрати 20 м³/ч. Витрати води заміряли ротаметрами (РМ–0,25 ГОСТ 13043–67 кл. 2,5) 13. Із розподільника вода надходила на досліджуваний контактний пристрій, пройшовши який поверталася знов у водяний бак. Повітря в царгубазу подавали газодувкою марки 1Г 24–30–2В.

На подавальному повітропроводі газодувки була встановлена засувка з дистанційним управлінням.

Дослідження гідродинаміки було проведено в широкому інтервалі зміни навантажень: витрати рідини змінювали від 1 до 20 м³/м² · год при швидкості газу в повному перерізі від 1,0 до 4,5 м/с.

Температуру газу та рідини підтримували в межах 18–23 °С.

Експериментальні дані з гідродинаміки наведені в додатку В.

Лабораторна колонна установка працювала при атмосферному тиску.

Колона (рис. 8.2) складається з царги-бази 1, встановленої на неї циліндричного апарата 2 діаметром 0,25 м і висотою 2,0 м (нижня царга, дві змінні царги та верхня царга-ковпак). До нижньої царги 3 на опорний диск із середини кріпляться три штанги 4, довжиною 1,5 м в отвори, що розміщені на площині диска з кроком 120°. Між другою змінною царгою та царгою-ковпаком передбачено притисне кільце із заглибленнями 5 мм, які розташовані з кроком 120° відповідно до опорного диска нижньої царги, для закріплення штанг. Усі контактні елементи – провальні тарілки 5 та регулярні насадки 6 одиваються на штанги 4. Для закріплення тарілок на штангах знизу та зверху передбачені трубки 7. Така конструкція колони, а також пристроїв дозволяє змінювати міжтарілчасту відстань і робити заміну контактних пристроїв 5, 6 без повного розбирання апарата.

Для візуального вивчення двофазного шару і вимірювання його висоти в нижній та двох верхніх змінних царгах зроблені по два оглядових віконця 8 прямокутної форми розміром 440×100 мм. Для вивчення бризковіднесення з контактної пристрою було передбачені пробовідбирачі 9, які встановлювали на різній висоті від комбінованого контактної пристрою, це забезпечувалося конструкцією трьох царг, в яких з кроком 100 мм були зроблені штуцери з ґрундбуксами 10. У верхній царзі передбачений розподільник для подачі води на досліджуваний контактний пристрій.

Колона складається із: царги діаметром 250 мм і висотою 500 мм із сталі 12Х18Н10Т $s_R = 0,003$ м – 2 шт., царги нижньої діаметром 250 мм і висотою 500 мм із сталі 12Х18Н10Т $s_R = 0,003$ м – 1 шт., ковпака колони із сталі

12X18Н10Т $s_R = 0,003$ м діаметром 250 мм і висотою 500 мм – 1 шт., трубки довжиною 500 мм – 9 шт., 400 мм – 12 шт., 350 мм – 12 шт., 300 мм – 15 шт., 250 мм – 18 шт., 200 мм – 21 шт., 150 мм – 30 шт., 100 мм – 45 шт., 50 мм – 90 шт., штанги довжиною 1500 мм, діаметром 3 мм – 3 шт. із сталі 12X18Н10Т, пробовідбирачів – 6 шт., розподільвача рідини – 1 шт.

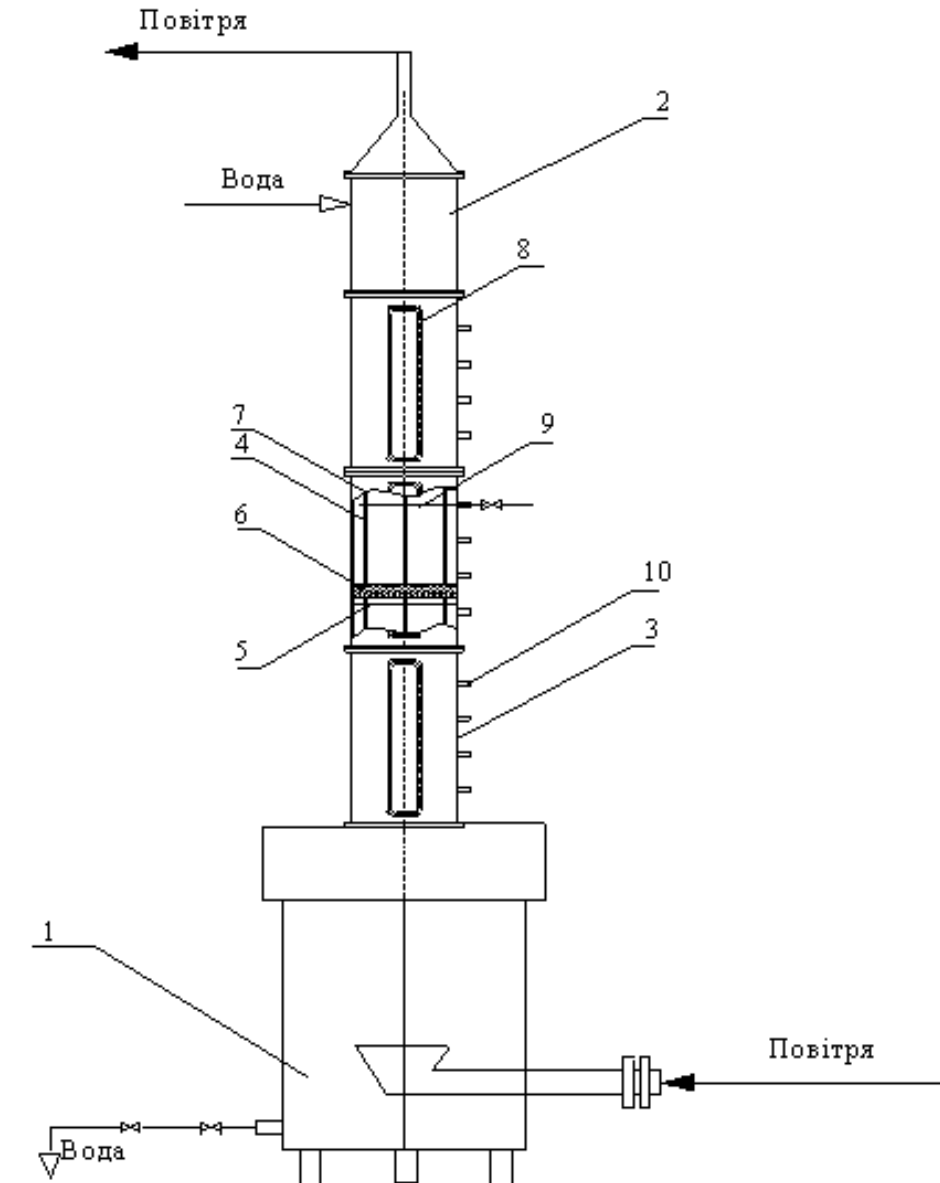


Рис. 8.2. Конструкція лабораторної колони:
 1 – царга-основа; 2 – колона; 3 – нижня царга; 4 – штанги; 5 – провальна тарілка; 6 – регулярна насадка; 7 – закріплючі трубки; 8 – оглядові вікна; 9 – пробовідбирач; 10 – ґрундбуksi

8.1.2. Контактні елементи

Досліджувані контактні пристрої являли собою комбінування дірчастих провальних тарілок та двох видів регулярних насадок, загальний вигляд та конструктивні параметри яких наведені на рис. 8.3 та у табл. 8.1.

Таблиця 8.1

Значення конструктивних параметрів насадок

Геометрична характеристика	Н1 (стабілізатор із перфорованого листа)	Н2 (сітчаста насадка)
Питома площа поверхні a_p , м ² /м ³	250	1300
Висота блоку насадки $h_{бл}$, м	0,05	0,05
Вільний переріз насадки ε , м ² /м ²	0,96	0,95
Кут нахилу гофри в стрічці до вертикальної осі α , °	20–45	45
Кут гофрування β , °	90	90
Конфігурація гофри	Трикутна	Синусоїдальна
Довжина основи гофри b , м	0,043	0,008
Довжина сторони гофри s , м	0,03	0,005
Висота гофри h , м	0,022	0,0032
Крок гофрування t , м	0,043	0,008
Товщина листа насадки δ , м	0,0005	0,00035

Використовувалися регулярні насадки двох типів: перший тип Н1 виконана із смуг гофрованого перфорованого матеріалу, причому сусідні смуги розміщені так, що перехрещуються. Другий тип Н2 [80] – регулярна сітчаста насадка. За провальні тарілки використовувалися дрібнодірчасті тарілки з отворами $d_e = 0,005$ м, S_0 від 0,18 до 0,50 м²/м², та великодірчасті $d_e = 0,012$ –0,07 м, S_0 від 0,2 до 0,49 м²/м². Розміщення насадки над полотном тарілки міняли в діапазоні від 0,05 до 0,90 м.

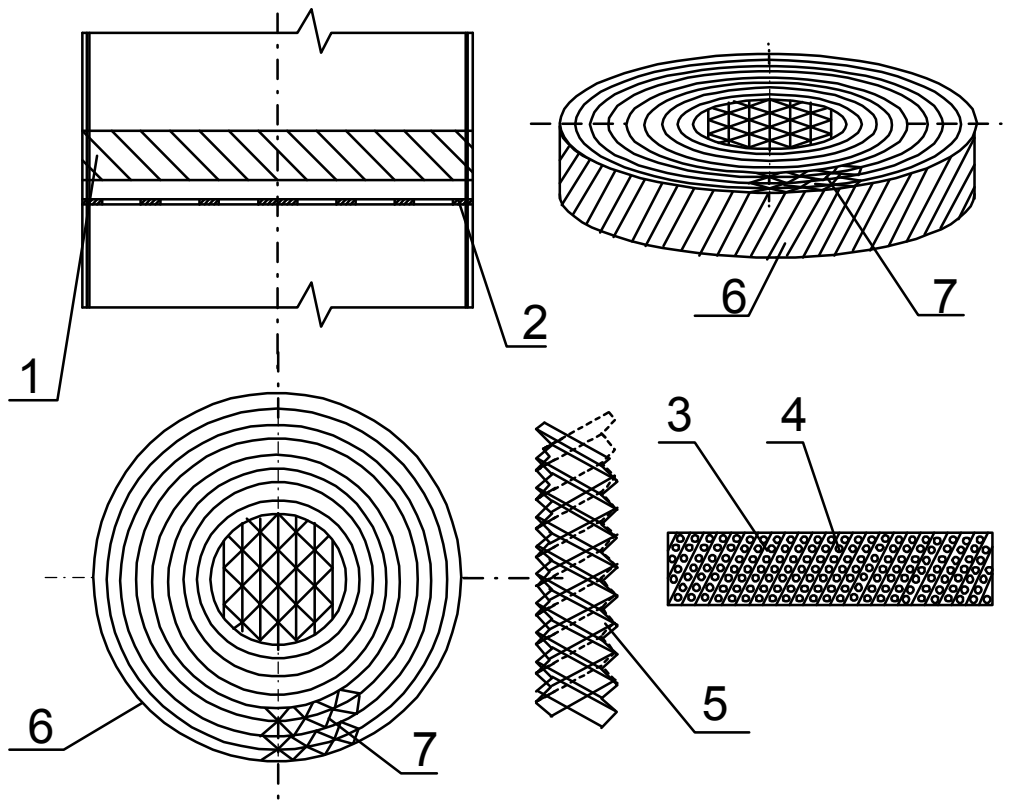


Рис. 8.3 Загальний вигляд досліджуваного комбінованого контактної пристрою з використанням насадки Н1:

1 – регулярна насадка; 2 – дірчаста провальна тарілка; 3 – гофрована перфорована смуга; 4 – отвори; 5 – фрагмент розміщення смуг у насадці; 6 – регулярна насадка; 7 – фрагмент розміщення закручених смуг

Другий тип контактної пристрою Н2 [80] – регулярна сітчаста насадка, виконана із нержавіючої саржевої тканиної сітки 12Х18Н10Т № 4 $d = 0,002$ м висотою 0,05 м, висота гофри виконувалася в діапазоні 0,005–0,015 м, кут нахилу гофрування 20 та 45°. Смуги тканини гофрувалися спеціальним станком та склалися так, що сусідні смуги перехрещувалися гофрами у протилежному напрямку. Значення конструктивних параметрів Н2 подані в табл. 8.1 Загальний вигляд досліджуваного комбінованого контактної елемента – поданий на рис. 8.4.

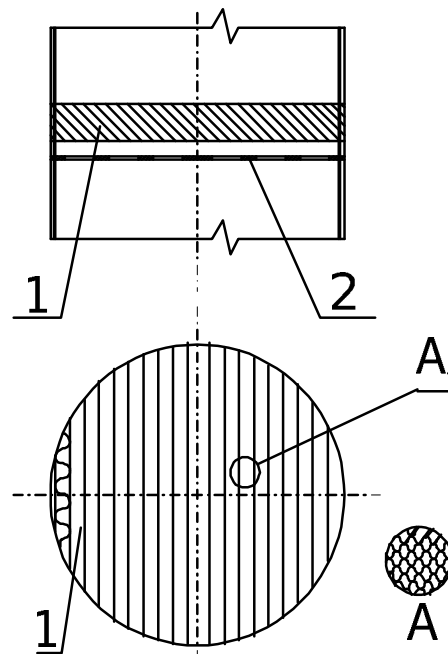


Рис. 8.4. Загальний вигляд ККП із насадкою Н2:

1 – регулярна сітчаста насадка; 2 – дірчаста провальна тарілка

8.1.3. Методика дослідження бризковіднесення

Бризковіднесення з контактних пристроїв є однією із важливих гідродинамічних характеристик масообмінних колон, які призначені для оброблення парогазових та рідинних потоків, ним значною мірою визначаються верхні граничні навантаження, розподіл рухомих сил міжфазного масо- і теплопереносу в колоні та її гідравлічний опір. При високих парогазових навантаженнях вплив бризковіднесення на процес може стати вирішальним.

На сьогодні використовують два методи вимірювання бризковіднесення: за допомогою уловлювачів, які сепарують винесені краплини рідини із парогазового потоку, та за допомогою трасуючих речовин, які переносяться потоком бризків із нижчерозміщеного комбінованого контактного пристрою на вищерозміщений та змінюють деякі характеристики рідини (наприклад, оптична густина). Застосування першого методу не є ефективним, тому що не можливо створити реальний протитечійний рух фазових потоків і таким чином врахувати сепараційну дію струменів рідини, яка стікає з верхнього комбінованого контактного пристрою.

Виходячи з вищесказаного, дослідження міжтарілчастого бризковіднесення проводилося на гідродинамічному стенді (рис. 8.5) діаметром 0,25 м, який був модернізований після проведення гідродинамічних досліджень. Було залишено один комбінований контактний пристрій для дослідження.

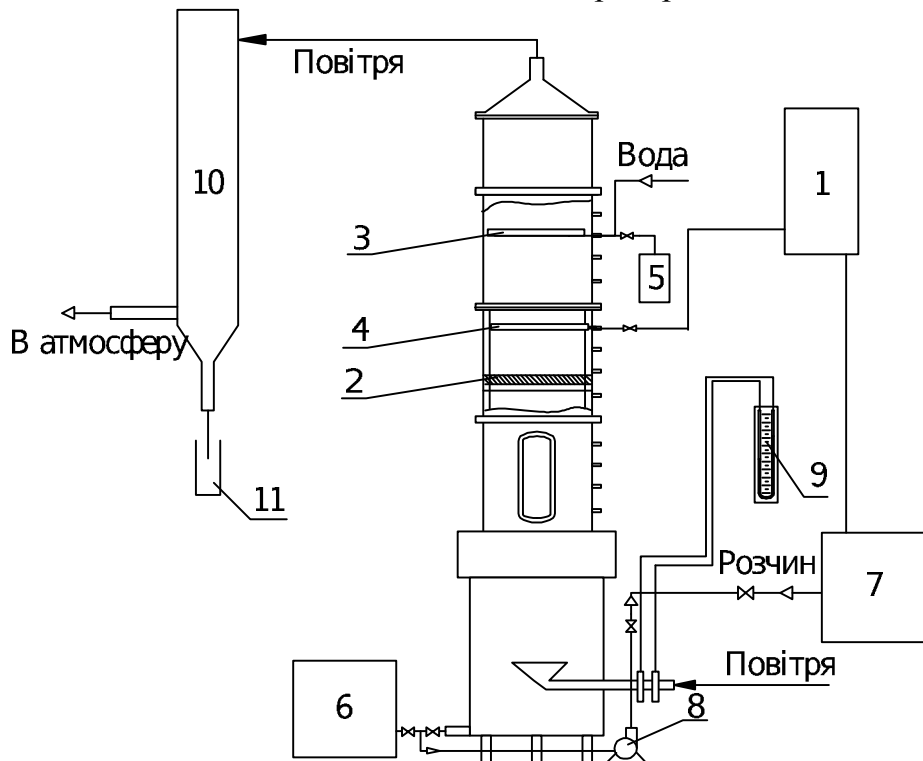


Рис. 8.5. Схема лабораторної установки для вивчення бризковіднесення:
1 – напірний бак; 2 – комбінований контактний пристрій; 3 – жолобковий уловлювач; 4 – розподільник рідини; 5 – ємність; 6 – мірний бачок; 7 – бачок із розчином лугу; 8 – відцентровий насос; 9 – U-подібний дифманометр;
10 – циклон, 11 – мірний стакан

Рідина для зрошення подавалася на контактний пристрій 2. Над досліджуваною тарілкою розміщували жолобковий уловлювач крапель рідини 3, і по окремо виведеному шлангу від уловлювача рідина потрапляла в ємність 5. Зрошувальною рідиною був луг (розчин NaOH) із концентрацією 0,05N. Розчин луку готували в бачку 7, після чого відцентровим насосом 8 подавали в напірний бак 1, із якого рідина надходила в мірний бачок 6, а із нього відцентровим насосом знову перекачувалася в напірний бак 1. На жолобковий уловлювач наливали шар чистої води. Повітря нагнітали газодувкою. Кількість повітря заміряли камерною діафрагмою. Для вловлювання крапель, що вилетіли з колони, передбачено циклон 10 та мірну ємність 11.

Після закінчення досліджень зливали рідину з жолобкового вловлювача, заміряли її кількість і титрували 0,01 N розчином соляної кислоти. Потім визначали кількість рідини, що потрапила на верхню тарілку. Під час вивчення бризковіднесення використовували такі параметри: навантаження за рідиною 1–20 м³/м²·год, швидкість газу 1,5–4,5 м/с.

За рівнянням матеріального балансу NaOH розраховували бризковіднесення:

$$L_{\delta} = \frac{(L_{zp} - L_{\delta 1})C_1}{C_2 - C_1}, \quad (8.1)$$

де C_1 , C_2 – концентрації розчину NaOH відповідно на жолобковому уловлювачі крапель та на контактному елементі;

L_{zp} – витрати розчину NaOH, м³/м²·год;

$L_{\delta 1}$ – бризковіднесення із апарата, м³/м²·год.

Експериментальні дані щодо бризковіднесення наведені в додатку В.

8.2. Методика дослідження масопередачі

Відомо, що при проведенні досліджень газорідинного масообміну експериментальним шляхом можна визначити лише коефіцієнт масопередачі.

Коефіцієнти масовіддачі не можуть бути визначені безпосередньо із експерименту, оскільки до цього часу відсутні методи, які дозволяють виміряти концентрації фаз на межі їх розподілу. Тому для знаходження за експериментальними даними коефіцієнтів масовіддачі досліди проводять у таких умовах, коли можна нехтувати опором однієї із фаз.

8.2.1. Методика дослідження масопередачі в газовій фазі

За абсорбувальний компонент взято аміак, за поглинач – воду. Повітря розглядалося як інертний газ, що не розчиняється у воді.

Опис лабораторної установки

Дослідження масопередачі проводилося на лабораторній установці, зображеній на рис. 8.6.

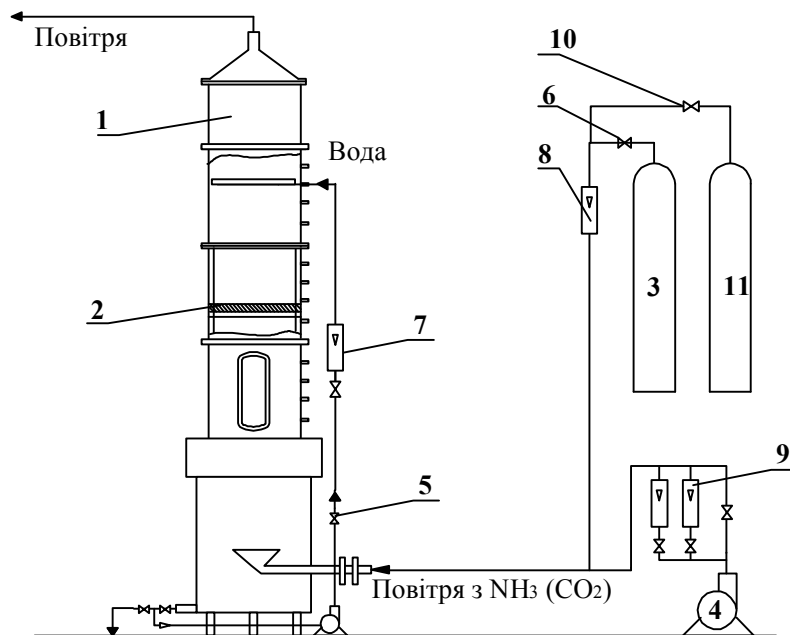


Рис. 8.6. Лабораторна установка із дослідження масопередачі в газовій фазі: 1 – колона; 2 – контактний пристрій; 3 – балон з аміаком; 4 – газодувка; 5, 6, 10 – вентиля; 7, 8, 9 – ротаметри; 11 – балон із двоокисом вуглецю

У середині колони 1 розміщений комбінований контактний пристрій 2. У низ колони подавали повітряно-аміачну суміш, яку одержували при змішуванні аміаку із балона 3 із повітрям, що нагніталось газодувкою 4. Зрошувальну воду подавали наверх колони із водопровідної системи.

Аміачну воду слабкої концентрації, що утворилася в результаті абсорбції, скидали в каналізацію, а очищене повітря виводили в атмосферу. Витрати води та аміаку регулювали вентилями 5, 6 і заміряли відповідно ротаметрами 7, 8.

Вміст аміаку визначали відбором проб із подальшим титруванням.

Витрати рідини від 3,5–20 $\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$, швидкість газу – 1,5–4,5 $\text{м}/\text{с}$.

Порядок відбирання проб такий: відкривали вентиль подачі води і задавали потрібні витрати. Потім запускали газодувку і встановлювали витрати повітря, що відповідали пінному режиму (візуально). Відкривали вентиль 6 для подачі аміаку і встановлювали його витрати. Через 10 хвилин відбирали проби газу внизу і вверху колони та пробу рідини внизу колони. Температура середовища становила 20 $^{\circ}\text{C}$. Потім знову повторювали відбір проб. По закінченні вимірювань закривали подачу аміаку, виключали газодувку і перекривали воду.

Вміст аміаку в пробі визначали за допомогою фенолфталеїну, розчину сірчаної кислоти та розчину гідроксиду натрію.

Витрати і кількість абсорбованого аміаку визначається матеріальним балансом абсорбції [81–84].

8.2.2. Методика дослідження масопередачі в рідкій фазі

Для визначення коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі β_p проводять досліди з абсорбції погано розчинного газу (головним чином двоокису вуглецю CO_2 у воді). У цьому випадку опором газової фази можна нехтувати і вважати, що коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі β_p приблизно дорівнює сумарному коефіцієнту масопередачі K_p [85].

Експериментальні дослідження рідкофазної масовіддачі проводилися на установці, загальний вигляд якої зображено на рис. 8.6. Порядок відбору проб проводили аналогічно, як і для дослідження масопередачі в газовій фазі. Замість балона із аміаком підключали балон 11 із двоокисом вуглецю та відкривали вентиль 10.

Вміст двоокису вуглецю в пробі визначали за допомогою фенолфталеїну, розчину сірчаної кислоти та розчину гідроксиду натрію за відомою методикою [82, 83].

8.3. Оцінка похибки експериментів і оброблення даних

Надійність виміру залежить від їх точності, тобто від величини помилок, допущених при цих вимірах. Усі помилки при проведенні експериментів, можна розглядати як суму систематичних і випадкових. Усі прилади, використані в дослідженні, заздалегідь були відкалібровані.

Що стосується випадкових похибок, то при проведенні повторних вимірів однієї і тієї самої величини, що проводяться з однаковою ретельністю, їх вплив на отриманий результат після виключення систематичних і грубих помилок можна оцінити з деякою вірогідністю [86].

У цій праці при обробці результатів ряду повторних вимірів, що містять випадкові похибки, знаходили середнє значення, що є кінцевим результатом вимірів, виходячи з рівняння [87]:

$$\bar{X} = \frac{X_1 + X_2 + \dots + X_n}{n}, \quad (8.2)$$

де X_1, X_2, \dots, X_n – ряд вимірних значень; n – число вимірювань.

В усіх випадках для оцінки випадкової похибки визначали дисперсію серії паралельних дослідів [88]:

$$S_i^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2, \quad (8.3)$$

а для перевірки відтворюваності дослідів обчислювали критерій Кохрена:

$$G_p = \frac{\max S_i^2}{\sum_{i=1}^n S_i^2}. \quad (8.4)$$

Результати розрахованих значень порівнювали з табличними G_T і при виконанні умови $G_P < G_T$ досліди вважали відтворними, а оцінки дисперсій однорідними. При цьому передбачалося, що усі дані підлягають нормальному закону розподілу, а рівень довірчої ймовірності 0,95. Оскільки у справжньому дослідженні доводилося мати справу з похибками декількох приладів, то в цьому випадку необхідно було розглянути їх на загальній основі.

У працях [88, 89] запропоновані різні методи визначення загальної оцінки похибки результату експерименту.

Для оцінки користувалися правилом «складання похибок»: якщо результат є функцією добутків декількох величин, то квадрат відносної похибки результату дорівнює сумі квадратів відносних похибок окремих вимірів [89]. Таким чином,

$$\delta_P^2 = \sum_{i=1}^n \delta_i^2, \quad (8.5)$$

де $\delta_i = \pm \frac{\Delta}{N_K - N_H} 100\%$ – зведена допустима похибка приладу; $\Delta = X - X_D$ – абсолютна похибка; X – покази приладу; X_D – дійсне значення вимірюваної величини; $N_{K,H}$ – діапазон показів приладу, max, min; δ_P – похибка результату, %.

Відповідно до таблиці А.1 для усіх приладів, використаних в цьому дослідженні, визначили загальну похибку вихідних параметрів експерименту, яка становила:

$$\delta_P = \sqrt{(0,1^2 + 0,015^2 + 2,5^2 + 0,01^2 + 0,1^2)} \approx 2,5 \%. \quad (8.6)$$

Оскільки значення δ_P не дуже велике, можна допустити, що вимірювальні прилади, використані в цій роботі, не вносять істотних похибок у визначення гідравлічного опору.

Для запропонованого виду залежностей складали матрицю початкових даних, над якою для кожної величини робили такі операції:

- визначали дисперсії за формулою (8.3);
- складали кореляційну таблицю для оцінки зв'язку між величинами, що входять до залежності (8.6);
- проводили ранжування початкових параметрів.

Результати експерименту обробляли в програмі «Statistica 6» – в модулі «множинна регресія» [90]. При проведенні розрахунків множинної регресії передбачалося, що залишки (передбачені та ті, що спостерігалися) розподілені нормально, тобто підлягають закону нормального розподілу.

Коефіцієнт детермінації є однією із основних статистичних показників і відображує частку загального розкиду, що пояснюється побудованою регресією.

Невисокі значення коефіцієнтів детермінації в експерименті визначаються паралельними досліддами, оскільки при повторних досліддах неможливо добитися, щоб коефіцієнт детермінації дорівнював 1.

Важливим елементом статистичного аналізу є оцінка адекватності моделі. Саме після того, як доведена адекватність моделі, отримані результати можна використовувати для застосування при проектуванні колонних апаратів із використанням комбінованих контактних пристроїв.

У результаті визначали коефіцієнти рівнянь [91] і відносні похибки розрахункових і експериментальних даних.

Висновки до розділу 8

1. Для виявлення закономірностей процесу поглинання аміаку та двоокису вуглецю в комбінованому контактному пристрої розроблено методику проведення досліджень, яка передбачає основні етапи теоретичного та експериментального дослідження роботи комбінованого контактного пристрою, а також оптимізації конструктивних параметрів при визначених технологічних параметрах.

2. Для проведення експериментальних досліджень розроблено лабораторну установку, методику визначення бризковіднесення, проведено вдосконалення комбінованого контактного пристрою, оцінено похибки вимірів.

РОЗДІЛ 9. ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК КОМБІНОВАНОГО КОНТАКТНОГО ПРИСТРОЮ

9.1. Визначення структурних параметрів газорідинного шару в комбінованому контактному пристрої

Гідродинаміка процесу повністю визначає його математичну модель [12]. Вигляд основних рівнянь безпосередньо впливає із структури потоків рідини та газу в контактному пристрої, граничні гідродинамічні режими служать границями області існування розв'язання математичної моделі процесу.

Під час проведення досліджень гідродинамічних режимів та візуального спостереження установлені такі зони газорідинного шару комбінованого контактному пристрою (рис. 9.1): для газорідинної системи без використання насадки під час роботи дрібнодірчастих тарілок газорідинний шар неоднорідний, вміщує пустоти (великі газові бульбашки), канали, мішки та факели, а також спостерігається сильне розгойдування газорідинного шару, яке призводить до оголення полотна тарілки в деяких місцях і проскакування газу, що підтверджується багатьма джерелами [12, 14, 54].

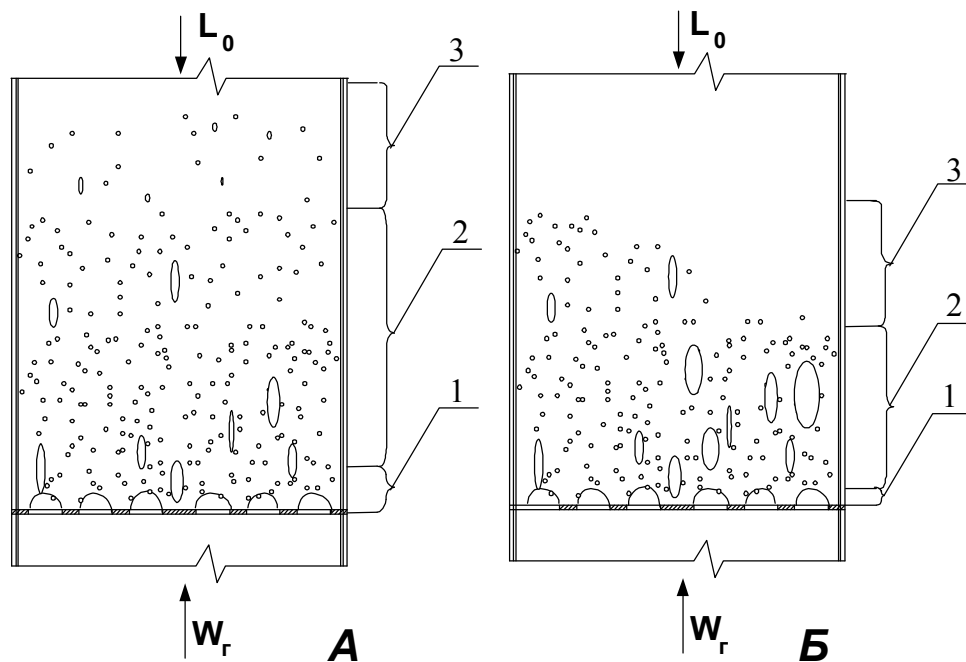


Рис. 9.1. Газорідинний шар без використання насадок на великодірчастих тарілках:
А – звичайний режим; Б – розгойдування газорідинного шару;
1 – зона руйнування газових потоків; 2 – зона газорідинного шару; 3 – зона бризків

При застосуванні насадки Н1 (рис. 9.2, 9.3) отримано однорідну газорідинну високоструктуровану турбулізовану структуру. За допомогою Н1 вдалося досягти скручування газових та рідинних потоків і відповідно рівномірного розподілу по всій площі перерізу апарата, нівелювання

байпасування та розгойдування газорідного шару, збільшити висоту піни, зменшити зону бризків та збільшити тим самим поверхню масообміну.

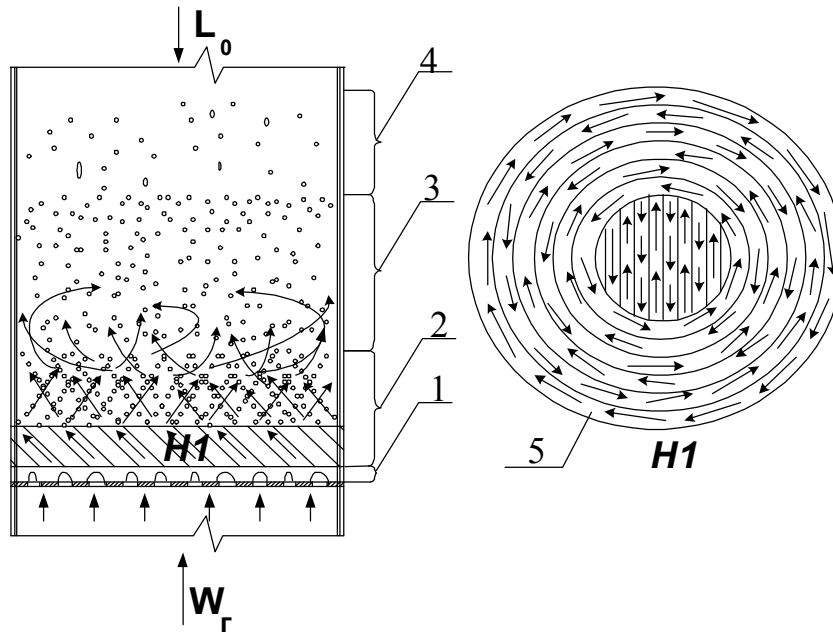


Рис. 9.2. Газорідний шар у ККП із використанням Н1 (дрібнодірчасті тарілки): 1 – зона руйнування газових потоків; 2 – зона турбулізації газорідного шару; 3 – зона однорідного газорідного шару; 4 – зона бризків; 5 – формування зони турбулізації газорідного шару в регулярній насадці (вигляд зверху)

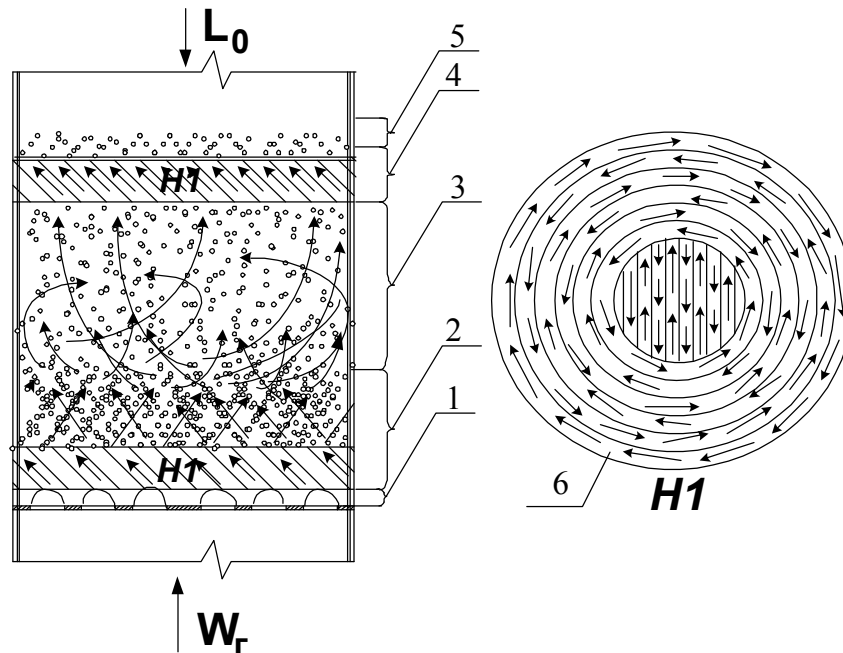


Рис. 9.3. Газорідний шар у ККП із використанням Н1 (великодірчасті тарілки): 1 – зона руйнування газових потоків; 2 – зона турбулізації газорідного шару; 3 – зона однорідного газорідного шару; 4 – зона другої турбулізації шару; 5 – зона бризків; 6 – формування зони турбулізації газорідного шару в регулярній насадці (вигляд зверху)

При встановленні насадки Н2 спостерігалось значне зменшення зони бризків, оскільки ця насадка за рахунок своєї конструкції та входних ефектів, що в ній створюються на кінці кожної ламелі та нитки сітки, розподіляє вловлені бризки по всій геометричній поверхні, тим самим створює додаткову поверхню масообміну. Але насадка Н2 повністю руйнує пінний шар, що потрапляє всередину. Тому краще Н2 установлювати як бризковловлювач (рис. 9.4).

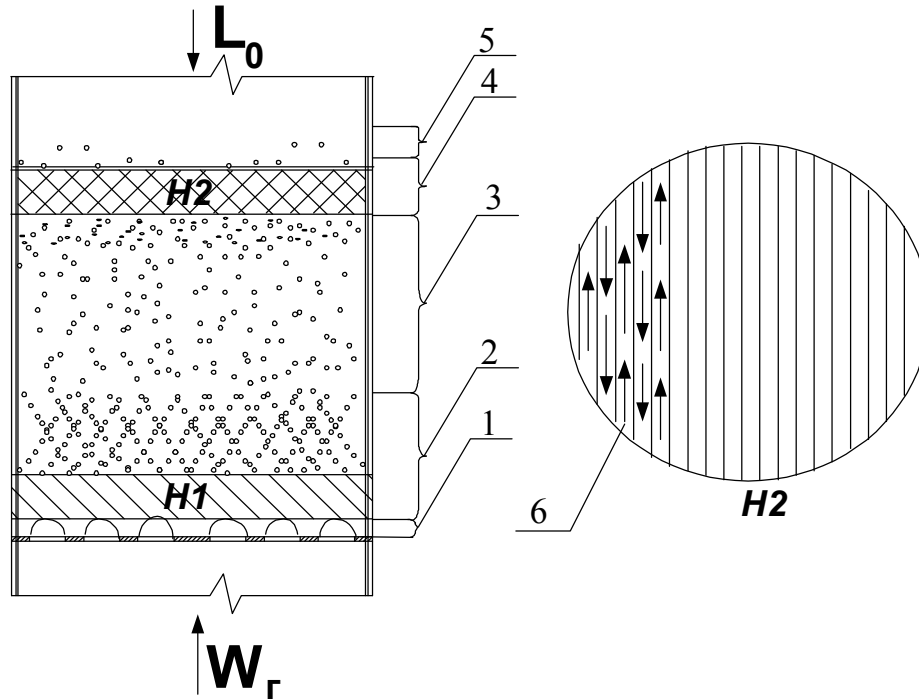


Рис. 9.4. Газорідинний шар у ККП із використанням Н1+Н2 (великодірчасті тарілки): 1 – зона руйнування газових потоків; 2 – зона турбулізації газорідинного шару; 3 – зона однорідного газорідинного шару; 4 – зона другої турбулізації шару; 5 – зона бризків; 6 – формування зони турбулізації газорідинного шару в регулярній насадці Н2, гасіння піни (вигляд зверху)

9.2. Теоретичні дослідження поведінки газорідинної системи у комбінованому контактному пристрої. Фізична модель взаємодії фаз

Газова фаза надходить у ККП знизу (рис. 9.5), проходить через отвори 1 провальних тарілок, взаємодіючи з рідкою фазою, і потрапляє у вигляді бульбашок та плівок, що постійно руйнуються та оновлюються, у регулярну насадку 2, де набирає спрямованого під кутом руху. При цьому завдяки конструкції насадки в центрі насадки відбувається різноспрямований до площини насадки рух всієї газорідинної фази з утворенням вихрів, а в основному об'ємі за рахунок нахилених ламелей – обертальних рух навколо осі апарата різноспрямовано для кожної наступної ламелі.

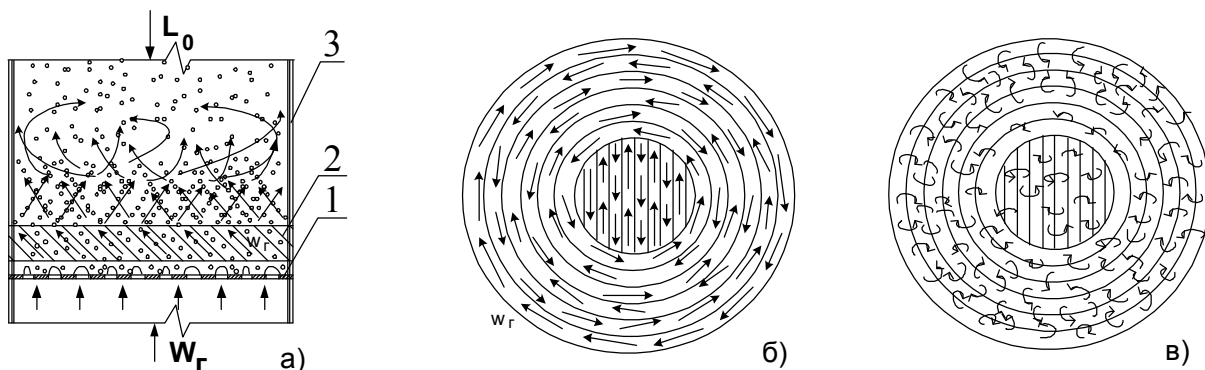


Рис. 9.5. Схема руху фаз в комбінованому контактному пристрої:
 а) загальний вигляд ККП: 1 – провальна тарілка; 2 – насадка; 3 – колона;
 б) закручування газорідних потоків; в) завихрення газорідних потоків

Пінний шар у комбінованому контактному пристрої складається із газової та рідинної фаз, що задовольняють рівняння руху і може розглядатися як суцільне середовище.

Методи і положення теорії гідродинамічної стійкості сьогодні все частіше застосовуються для опису і пояснення деяких явищ гідродинамічних процесів хімічної технології. Як приклад, до таких явищ можна віднести хвилі на поверхні розділу між газом і рідиною, вихори за обтічним тілом, циркуляція рідини при барботажі і стійке утворення бульбашок при виході газу з отвору [92, 93].

У пінних апаратах, досягнув критичної швидкості газової фази, виникають коливання газорідного шару, які істотно змінюють гідродинамічну обстановку в апараті. Втрату стійкості (виникнення хвильового режиму) можна передбачити так само, як і характер руху, що виникає при цьому, за допомогою розгляду рівнянь руху і безперервності. Система диференціальних рівнянь, що включає рівняння безперервності і рівняння руху, дозволяє вирішити основне завдання гідродинаміки – визначити поле швидкостей і тисків. Розв'язання цієї задачі можливе в наближенні для ідеальної рідини або при відомому виді залежності густини і в'язкості від тиску; інакше система рівнянь безперервності і руху доповнюється рівняннями енергії і стану. Для замикання системи рівнянь і отримання розв'язку для конкретної задачі задаються граничні і початкові умови.

Необхідно відмітити, що система рівнянь, яка описує двофазний протічаний рух, складніша за відповідні рівняння для однофазного середовища, тому розв'язання можливе лише після деяких спрощень, що впливають на точність аналізу стійкості даної системи. Очевидно, що аналіз можливих причин нестійкості пінного шару дозволяє намітити шляхи їх запобігання, а отже, й оптимізувати роботу пінного апарата.

Для комбінованого контактної пристрою було розглянуто три яскраво виражені зони руху газорідної системи: зона закручування, зона завихрення, зона рівномірної піни.

Для першої зони – зони закручування пінного шару – застосуємо рівняння

кутових витрат для течії із спрощеннями [92, 93]:

– визначимо, що існує зона, за межами якої не відбувається закручування потоків – Γ ;

– при завихрених течіях може бути хоч одна точка, в якій швидкість дорівнює нулю, $\phi = const$. І тому можливий або максимум, або мінімум:

$$\frac{\partial \phi}{\partial x} = -V_y = 1, \quad \frac{\partial \phi}{\partial y} = V_x = 0;$$

– у центрі зони, що розглядається, існує точка D в z_0 .

Потік швидкості V через будь-яку криву γ , що лежить в D , дорівнює приросту функції течії ϕ на цій кривій (тобто різниці значень ϕ в її кінцях). Потік V через будь-яку криву, що з'єднує фіксовану точку z_0 області із її межею Γ , дорівнює $\phi(\zeta) - \phi(z_0)$, де $\zeta \in \Gamma$, і не залежить від вигляду даної кривої, оскільки у нас ϕ – стала для Γ . Для цієї ситуації можна записати рівняння кутових витрат:

$$\Omega = \int_{\gamma} d\phi = \phi(\zeta) - \phi(z_0). \quad (9.1)$$

Для того щоб відшукати функцію ϕ , задачу можна звести до задачі Дирихле для гармонічних функцій. Замість ϕ шукати функцію $\psi = \phi + \frac{\omega y^2}{2}$, для якої $\Delta \psi = \Delta \phi + \omega = 0$ і відповідно вона є гармонічною в точці D . Тоді граничні умови для даної функції наберуть вигляду:

$$\psi|_{\Gamma_0} = \frac{\omega}{2} y_0^2(x), \quad (9.2)$$

$$\psi|_{\Gamma_1} = H + \frac{\omega}{2} y_1^2(x), \quad (9.3)$$

де H – задані витрати.

Праві частини рівнянь (9.2) та (9.3) можемо визначити із початкових умов.

Для розгляду зони завихрення можемо записати рівняння завихрення для двовимірного руху в'язкої нестисливої рідини:

$$\frac{\partial \zeta}{\partial t} + \frac{1}{r} \frac{\partial(\zeta, \psi)}{\partial(r, \theta)} = \nu \Delta \zeta, \quad (9.4)$$

де ϕ – функція струму, $\zeta = -\Delta \phi$ – завихрення, а лапсасіан матиме

вигляд
$$\Delta = \frac{\partial^2}{\partial r^2} + \frac{\partial}{r \partial r} + \frac{\partial^2}{r^2 \partial \theta^2}$$
 у полярних координатах (r, θ) .

Взявши малі двовимірні збурення радіальної течії, отримаємо:

$$\phi = \frac{1}{2} Q(\psi + \phi'), \quad (9.5)$$

де $\psi(\theta)$ – ров'язання задачі Джеффрі-Гамеля, лінеаризувавши рівняння завихрення і граничні умови на фіксованих твердих стінках $\theta = \pm\alpha$ і, отримаємо:

$$\Delta\zeta = R \frac{\partial\zeta'}{\partial t} + \frac{R}{r} \frac{d\psi}{d\theta} \frac{\partial\zeta'}{dr} + \frac{R}{r^3} \frac{d^3\psi}{d\theta^3} \frac{\partial\phi'}{\partial r} + \frac{2R}{r^4} \frac{d^2\psi}{d\theta^2} \frac{\partial\phi'}{\partial\theta}, \quad (9.6)$$

$$\phi'(r, \theta, t) = \frac{\partial\phi'}{\partial\theta}(r, \theta, t) = 0 \text{ при } \theta = \pm\alpha,$$

де $\zeta' = -\Delta\phi'$ – збурення завихрення.

Число Рейнольдса визначається як $Re = \frac{Q}{2\nu}$ і використовуються безрозмірні змінні.

$$\phi(r, \theta, t) = \text{Re} \left\{ \exp \left[ik(\alpha^{-1} \ln r - ct / \alpha^2 r^2) \right] f(y) \right\}, \quad (9.7)$$

де $y = \theta / \alpha$, k – дійсне хвильове число; c – комплексна швидкість.

Отже, бачимо, що на утворення вихрів впливають швидкість газу, радіус утворення вихру в пінному шарі.

При визначенні параметрів, що впливають на поведінку пінного шару вже над насадкою Н1, можна скористатися описом рівнянь авторів [13]. Було запропоновано використовувати феноменологічний метод дослідження гідродинамічних закономірностей пінного шару, який полягає в тому, що для цієї системи записуються мікроскопічні рівняння руху і рівняння безперервності. Цей метод припускає, що коефіцієнти пропорційності між градієнтом швидкості і дотичною напругою відомі.

Припустимо, що густина газу ρ_2 значно менша від густини рідини $\rho_2 \ll \rho_{ж}$, що дає можливість нехтувати величиною ρ_2 у виразах типу $(\rho_2 + \rho_{ж})$. У той самий час необхідно мати на увазі, що при великому газовмісті член $(1 - \phi_2)$ може бути настільки малим, що вирази $\rho_{ж}$ і $\rho_{ж} \cdot \phi_2$ незначно відрізнятимуться. Густина рідкої фази стала - $\rho_{ж} = \text{const}$.

Так, при швидкості течії 3 м/с відносна зміна густини за рахунок стисливості матиме величину приблизно $5 \cdot 10^{-6}$, що дозволяє розглядати газ теж як нестисливу рідину. Далі візьмемо, що в пінному шарі виконуються умови ізотропної і, таким чином, відсутні переважаючі напрями.

Враховуючи прийняті припущення, запишемо рівняння безперервності:

– для рідкої фази

$$\nabla \vec{v} = 0; \quad (9.8)$$

– для газової фази

$$\nabla(\phi_2 \cdot \vec{w}_2) = 0. \quad (9.9)$$

Рівняння Нав'є-Стокса для протитечійного руху матиме вигляд

$$(1 - \phi_2) \rho_{жс} \left[\frac{\partial \vec{V}}{\partial t} + (\vec{V} \nabla) \vec{V} \right] = -\nabla P + (1 - \phi_2) \rho_{жс} g \vec{K} + \phi_2 \xi (\vec{W} - \vec{V}) \mu \nabla^2 \vec{V}; \quad (9.10)$$

для рідкої фази, і

$$\phi_2 \rho_2 \left[\frac{\partial \vec{W}}{\partial t} + (\vec{W} \nabla) \vec{W} \right] = -\nabla P + \phi_2 \rho_2 g \vec{K} + \phi_2 \xi (\vec{V} - \vec{W}); \quad (9.11)$$

для газової фази, де \vec{K} – одиничний вектор, а ξ – коефіцієнт опору і ∇ – диференціальний оператор. Для стоксовського наближення при взаємодії газової бульбашки із рідиною коефіцієнт опору ξ матиме вигляд

$$\xi = \frac{18\nu\rho_{жс}}{d_e^2}, \quad (9.12)$$

де d_e – еквівалентний діаметр бульбашки, отриманий із міделева перерізу. Рівняння (9.10) і (9.11) записані з урахуванням масових сил і поверхневих сил. Поверхневі сили вміщують сили: опору, зміни імпульсу в результаті зіткнення та ін. Сили міжфазної взаємодії враховуються третім членом у правій частині рівнянь (9.10) і (9.11), а перший член визначає середній градієнт тиску.

Ліанеризуємо рівняння (9.8–9.11) за малими збуреннями. Результуючу складову швидкості, тиски і газозміст можна подати як суму двох доданків:

$$\begin{aligned} \vec{W} &= \vec{W}_0 + \vec{W}_1, \\ P &= P_0 + P_1, \\ \vec{V} &= \vec{V}_0 + \vec{V}_1, \\ \phi_2 &= \phi_2^0 + \phi_2^1, \end{aligned} \quad (9.13)$$

де нульовий індекс означає усереднену за часом величину, періодична складова позначається штрихом. Припустимо тепер, що параметри протитечійного руху здійснюють періодичні коливання біля середніх значень

(процес стаціонарний), а для компонентів швидкості виконуються умови:

$$\begin{aligned} W_x &= W_x' & W_y &= W_y' & W_z &= W_z^0 + W_x'; \\ V_x &= V_x' & W_y &= W_y' & V_z &= V_z^0 + V_x'. \end{aligned} \quad (9.14)$$

Це означає, що основна течія спрямована уздовж осі апарата (z) і компоненти швидкості $W_x^0 = W_y^0 = V_x^0 = V_y^0 = 0$, $\vec{W}^0 = W^0 \vec{K}$.

Періодична складова, визначена за період, дорівнює нулю:

$$\left| \vec{V}' \right| = \left| \vec{W}' \right| = \overline{P'} = \overline{\phi_2} = 0, \quad (9.15)$$

де риска означає усереднювання.

При цьому виконуються умови крихти пульсаційної складової, що можна записати як

$$\begin{aligned} \left| \overline{W_2^0} \right| \gg \left| \overline{W_2'} \right|, & \quad \left| \overline{V_0} \right| \gg \left| \overline{V'} \right|; \\ P^0 \gg P', & \quad \phi_2^0 \gg \phi_2'. \end{aligned} \quad (9.16)$$

Величини зі штрихом плавно змінюються у просторі та часі, що свідчить про те, що їх похідні також малі.

Підставимо в рівняння руху вираз (9.13) враховуючи, що усереднена в часі складова є незалежним розв'язанням рівняння Нав'є-Стокса, отримаємо систему диференціальних рівнянь у приватних похідних, що описує поведінку збурень при протитечійному русі рідини і газу:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \vec{V}'}{\partial t} + (\vec{V} \nabla) \vec{V}^0 + (\vec{V}^0 \nabla) \vec{V}' &= \gamma \Delta \vec{V}' - \frac{\nabla P'}{\rho_{жс} (1 - \phi_2^0)} + \frac{\partial \vec{V}'}{\partial t} + \\ &+ \frac{\phi_2' g \vec{K}}{1 - \phi_2^0} + \frac{\xi \phi_2^0}{(1 - \phi_2^0) \rho_{жс}} (\vec{W}' - V') + \frac{\xi \phi_2'}{(1 - \phi_2^0) \rho_{жс}} (\vec{W}^0 - V^0), \\ \frac{\partial \vec{W}'}{\partial t} + (\vec{W} \nabla) \vec{W}^0 + (\vec{W}^0 \nabla) \vec{W}' &= \frac{\nabla P'}{\rho_2 \phi_2^0} + \frac{\xi \phi_2^0}{\rho_2 \phi_2^0} (\vec{V}' - \vec{W}'), \\ \nabla \vec{V}' &= 0, \quad \nabla (\phi_2' \vec{W}^0 + \phi_2^0 \vec{W}') = 0. \end{aligned} \quad (9.17)$$

У цій системі рівнянь члени, що містять похідні типу $\vec{W}' \vec{W}'$, $\vec{W}' \phi'$ та ін., відповідають взаємодії пульсацій між собою. Якщо окремі пульсації

W' , V' , P' , ϕ' мають частоту порядку ω , то їх похідні матимуть частоту 0 або 2ω , причому похідні більш високих порядків даватимуть гармоніку більш високих порядків. Тому при написанні рівнянь були вилучені величини другого порядку стосовно збурень і їх похідних на підставі умов (9.16). Крім того, нелінійні члени також вилучені з рівняння (9.17). Вважатимемо, що неоднорідність густини істотна лише в піднімальній силі (наближення Буссінеска), що дає $\phi^0 = \text{const}$ у рівнянні безперервності.

Для отримання системи рівнянь (9.17) у безрозмірному вигляді введемо такі одиниці розмірності: довжина – l (як одиницю довжини залежно від постановки завдання можна вибрати діаметр апарата, висоту шару або розмір осередку стабілізатора), швидкість рідини (газу) – $\frac{v}{l}$, газоваміст ϕ^0 і тиск

$$\frac{\rho_{ж} v^2}{l^2}, \text{ час } \left(\frac{v^2}{l^2} \right)^{-1}.$$

Скористаємося наведеними одиницями виміру і перейдемо до системи рівнянь безрозмірних збурень:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \overline{V}'}{\partial t} &= \Delta \overline{V}' - \nabla P + R^* \frac{\phi_2' \overline{K}}{1 - \phi_2^0} + \frac{\xi \phi_2^0 l^2}{(1 - \phi_2^0) v_{ж} \rho_{ж}} (\overline{W}' - \overline{V}') + \\ &+ \frac{\phi_2^0 \xi l^3 \phi_2'}{(1 - \phi_2^0) \rho_{ж} v_{ж}^2} (\overline{W}^0 - \overline{V}^0), \\ \frac{\partial \overline{W}'}{\partial t} + (\overline{W} \nabla) \overline{W}^0 + (\overline{W}^0 \nabla) \overline{W}' &= \frac{\nabla P'}{\rho_2 \phi_2^0} + \frac{\xi \phi_2^0}{\rho_2 \phi_2^0} (\overline{V}' - \overline{W}'), \\ \nabla \overline{V}' &= 0, \quad R^* = \frac{l^2 g \phi_2^0}{v_{ж}^2}, \\ \nabla \left(\frac{\phi_2^0 \overline{W}^0 l}{v_{ж}} \phi_2' + \phi_2 \overline{W}' \right) &= 0. \end{aligned} \quad (9.18)$$

Отриману систему диференціальних рівнянь у часткових похідних можна застосовувати для опису поведінки збурень при протитечійній течії як в лабораторних моделях, так і в промислових апаратах, причому масштабний перехід здійснюється за допомогою граничних умов і з дотриманням геометричної подібності. Безрозмірні величини V' , W' , P' , ϕ' для геометрично подібних систем і однакових чисел Рейнольдса залежать лише від безрозмірних координат. Це означає, що процеси, у яких поле безрозмірних параметрів

геометрично тотожні, є фізично подібними.

Граничні умови

Для повної фізичної визначеності розв'язків системи рівняння (9.17–9.18) необхідно задати граничні умови. Початковими умовами нехтують, оскільки процес піноутворення на протитечійних решітках відносять до класу стаціонарних. Область течії, для якої справедливі вищенаведені рівняння, обмежена твердими стінками, а поверхня міжфазного розділення постійно змінюється під дією поверхневих сил. Для поверхні розділення газ – рідина стрибок тиску визначають за формулою

$$P_2 - P_1 = \sigma \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right), \quad (9.19)$$

де P_1 і P_2 – тиск по різні боки поверхні розділення і R_1 , R_2 – радіуси кривизни для двох взаємно перпендикулярних напрямків і для шароподібної поверхні $R_1 = R_2$.

Для швидкості рідини (газу) на поверхні розділення виконуються такі умови:

1. Тангенціальні складові швидкості безперервні (9.17):

$$W_{1\tau} = W_{2\tau}. \quad (9.20)$$

2. Нормальна складова перетворюється на нуль у разі відсутності масоперенесення через поверхню:

$$W_{1n} = W_{2n} = 0. \quad (9.21)$$

Для в'язких рідин відбувається налипання на тверду поверхню частинок рідини, нормальна тангенціальна складова швидкості перетворюються на нуль, тобто

$$W_n = W_\tau = 0. \quad (9.22)$$

Очевидно, що газоутримування на твердій поверхні дорівнює нулю, а поза пінним шаром дорівнює одиниці.

Систему рівнянь (9.17) для компонента, розглядаючи плоский рух:

$$\frac{\partial V'_x}{\partial t} = \frac{\Delta^2 V'_x}{1-\phi^0} - \frac{\partial P' / \partial x}{1-\phi^0} + B(W'_x - V'_x) + E(W_x^0 - V_x^0),$$

$$\frac{\partial V'_z}{\partial t} = \frac{\Delta^2 V'_z}{1-\phi^0} - \frac{\partial P' / \delta_z}{1-\phi^0} + A\phi' \vec{k} + B(W'_z - V'_z),$$

$$\frac{\partial V'_x}{\partial X} + \frac{\partial V'_z}{\partial Z} = 0,$$

$$\frac{\partial \phi'}{\partial X} + \frac{1}{D} \left(\frac{\partial W'_x}{\partial x} + \frac{\partial W'_z}{\partial z} \right) = 0, \quad (9.23)$$

$$\frac{\partial W'_x}{\partial t} = -\frac{1}{\phi^0} \frac{\partial P'}{\partial X} - C(W'_x - V'_x) + \frac{1}{\phi^0} \Delta^2 W'_x,$$

$$\frac{\partial W'_z}{\partial t} = -\frac{1}{\phi^0} \frac{\partial P'}{\partial z} - C(W'_z - V'_z) + \frac{1}{\phi^0} \nabla^2 W'_z,$$

де прийняті такі позначення

$$A = \frac{l^3 \phi^0}{v^2 (1 - \phi^0)} \left[\frac{\xi (W^0 - V^0)}{\rho_{жс}} - g \right], \quad B = \frac{\xi l^2 \phi^0}{\rho_{жс} v (1 - \phi^0)}, \quad (9.24)$$

$$C = \frac{\xi l^2}{\rho_2 v}, \quad D = \frac{W^0 L}{v}, \quad E = \frac{\xi \cdot l^3 \phi^0}{\rho_{жс} v^2 (1 - \phi^0)}.$$

Таким чином, маємо шість рівнянь для визначення шести величин:

$$W'_x, W'_z, V'_x, V'_z, P', \phi'.$$

Скористаємося лінійністю системи рівнянь (9.23), а також умовами (9.24) і шукатимемо їх розв'язання у вигляді комплексних функцій:

$$W'_x = W_x(z) \exp[i(\alpha_x - \lambda t)], \quad (a)$$

$$W'_z = W_z(z) \exp[i(\alpha_z - \lambda t)], \quad (б)$$

$$V'_x = V_x(z) \exp[i(\alpha_x - \lambda t)], \quad (в)$$

$$V'_z = V_z(z) \exp[i(\alpha_z - \lambda t)], \quad (г) \quad (9.25)$$

$$P' = P(z) \exp[i(\alpha_x - \lambda t)], \quad (д)$$

$$\phi' = \phi(z) \exp[i(\alpha_x - \lambda t)], \quad (е)$$

де $W_x(z)$, $W_z(z)$, $V_x(z)$, $V_z(z)$, $P(z)$, $\phi(z)$ – комплексні амплітуди, що залежать від z ; α – речова величина (хвильове число) і може бути подана як $\lambda = \bar{\lambda} + i\bar{\lambda}$, де $\bar{\lambda}$ вказує на швидкість наростання збурень в часі. Якщо $\bar{\lambda} < 0$, то збурення експоненціально загасають, а при $\bar{\lambda} > 0$ – наростають, тобто має місце нестійкість. У цьому випадку збурення осцилюють з частотою, визначуваною речовою частиною декременту $\bar{\lambda}$. Крім того, відношення $\frac{\lambda}{\alpha}$ являє собою швидкість поширення хвиль у напрямі. Перепишемо

систему рівнянь (9.23), зберігаючи позначення (9.24) у вигляді, що буде

зручним для виділення єдиного шуканого чинника:

$$\frac{\partial \vec{V}}{\partial t} = -\frac{\nabla P}{1-\phi^0} + B(\vec{W} - \vec{V}), \quad (\text{а})$$

$$\frac{\partial \vec{W}}{\partial t} = -\frac{\nabla P}{\phi^0} - C(\vec{W} - \vec{V}), \quad (\text{б}) \quad (9.26)$$

$$\nabla \vec{V} = 0, \quad (\text{в})$$

$$\frac{1}{D} \frac{\partial \phi}{\partial z} + \nabla \vec{W} = 0. \quad (\text{г})$$

Із рівнянь (9.26 а) і (9.26 б) вилучимо ∇P і візьмемо дивергенцію від отриманого виразу, тоді з урахуванням безперервності для швидкості \vec{W} і \vec{V} і її похідної

$$\nabla \left(\frac{\partial \vec{V}}{\partial t} \right) = \frac{\partial}{\partial t} (\nabla \vec{V}), \quad (\text{а}) \quad (9.27)$$

$$\nabla \left(\frac{\partial \vec{W}}{\partial t} \right) = \frac{\partial}{\partial t} (\nabla \vec{W}). \quad (\text{б})$$

Використовуючи рівняння (9.26 в) і (9.26 г), рівняння в приватних похідних для збурень газовмісту має вигляд

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(-\frac{\phi^0}{D} \frac{\partial \phi}{\partial z} \right) + (C\phi^0 + B(1-\phi^0)) \frac{-1}{D} \frac{\partial \phi}{\partial z} + A \frac{\partial \phi}{\partial z} = 0. \quad (9.28)$$

Залежність газовмісту від однієї компоненти міститься в умові для $\vec{K} = (0, 0, K)$.

Оскільки

$$\frac{\partial \phi}{\partial z} = \phi'(z) e^{i(\alpha x - \lambda t)}, \quad (\text{а})$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{\partial \phi}{\partial z} \right) = -i\lambda \phi'(z) e^{i(\alpha x - \lambda t)}, \quad (\text{б}) \quad (9.29)$$

то підставивши (3.29 а), (3.29 б) і вилучивши експоненту як загальний множник, отримаємо рівняння

$$\phi'(z) \left\{ i\lambda - \left[C + B \left(\frac{1-\phi^0}{\phi^0} \right) \right] + DA \left(\frac{1-\phi^0}{\phi^0} \right) \right\} = 0, \quad (9.30)$$

в якому штрихом позначено диференціювання за z . Рівняння (9.30) справедливе

при $\phi'(z) = 0$ або при

$$i\lambda - C + B\left(\frac{1-\phi^0}{\phi^0}\right) - DA\left(\frac{1-\phi}{\phi^0}\right) = 0. \quad (9.31)$$

У нашій постановці завдання справедливе друге положення, оскільки газовміст за висотою змінюється. Скористаємося позначеннями (9.25) і, приймаючи, що l визначає лінійний розмір системи, запишемо умову (9.31) так:

$$i\lambda = \frac{l^2}{V_{жс}} \left[\frac{\xi}{\rho_2} - \frac{\xi}{\rho_{жс}} - W^0 \left(\frac{l}{V_{жс}}\right)^2 \left(\frac{\xi(W^0 - V^0)}{\rho_{жс}} - g\right) \right]. \quad (3.32)$$

Стійкість збурень визначається знаком першої частини рівняння (9.32), яке можна переписати як

$$\bar{\lambda} = -\frac{l^2}{V^2} \left[\frac{\xi}{\rho_2} - W^0 \left(\frac{l}{V}\right)^2 \left(\frac{\xi(W^0 - V^0)}{\rho_{жс}} - g\right) \right]. \quad (9.33)$$

Як бачимо з рівняння (9.33), найсильніше впливає на зростання амплітуди коливань лінійний розмір системи. Дійсно, якщо існують коливання пінного шару при великому значенні H , то їх амплітуди вищі, ніж для пінного шару з малою висотою. В'язкість рідини чинить стабілізуювальну дію. Визначальною умовою виникнення нестійкості є відносна швидкість руху між фазами ($W^0 - V^0$), збільшення якої призводить до зростання нестійкості.

Отже, проаналізувавши зони взаємодії газорідинної системи в комбінованому контактному пристрої, можна сказати, що найбільший вплив мають лінійні розміри системи та режимні параметри роботи, тобто – висота, вільний перерізу ККП та навантаження за газовою та рідкою фазами.

9.3. Визначення оптимальних конструктивних параметрів регулярної насадки Н1

Для досягнення найбільшої висоти газорідинного шару та однорідної піни у вигляді сот були проведені дослідження із визначення основних конструктивних параметрів комбінованого контактної пристрою з використанням насадки Н1 (рис. 9.6–9.9). У результаті досліджень було встановлено, що найбільш оптимальними є такі параметри: висота блока 30–60 мм, кут нахилу гофра до вертикальної осі 20–45°, кут між гранями гофра 80–100°, висота грані гофра 15–60 мм, ламель перфорована отворами 2–3 мм з кроком 6–9 мм залежно від технологічних умов процесу.

Під час дослідження висоти газорідинного шару виявлена така закономірність (рис. 9.6), висота газорідинного шару збільшується із збільшенням висоти блока регулярної листової насадки. Це обумовлено тим,

що при використанні насадки вдалося досягти рівномірного розподілу турбулізованої піни завдяки вирівнювання концентраційних профілів, закручування газорідних потоків, і тим самим уникнути масштабних пульсацій шару піни та утворення проскакування газу без взаємодії з рідиною. Подальше збільшення висоти насадки приводить до пропорційного зростання гідравлічного опору, а підвищення ефективності роботи відбувається більш повільніше.

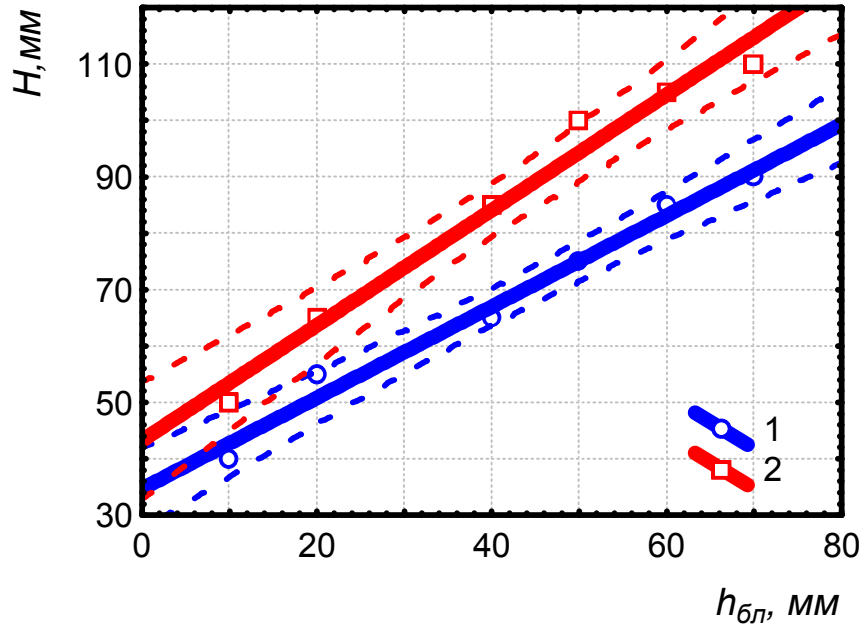


Рис. 9.6. Залежність висоти газорідного шару від висоти HI ($h_{0л}$), мм:
 $S_o = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 5 \text{ мм}$; $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $w_2 = 2,5 \text{ м/с}$; 2 – $w_2 = 3,0 \text{ м/с}$

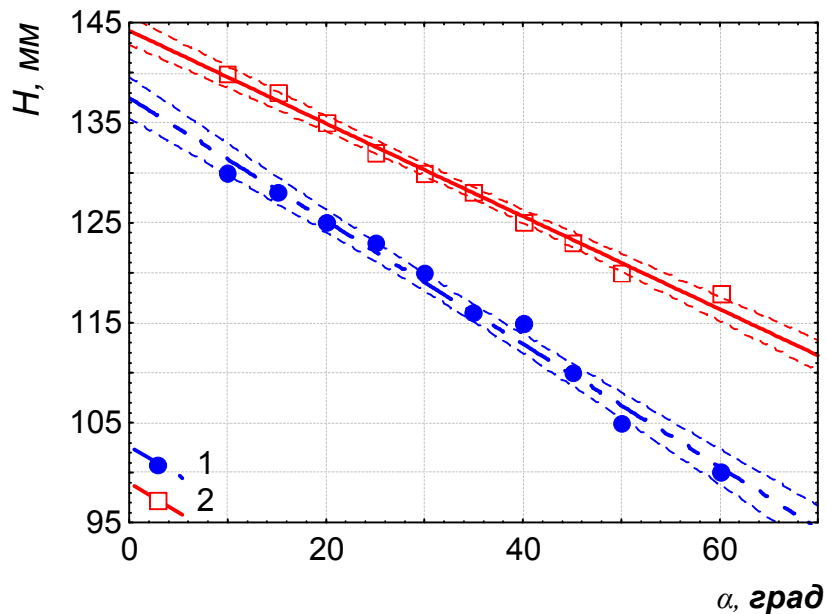


Рис. 9.7. Залежність висоти газорідного шару від кута нахилу гофра HI (α), град.:
 $S_o = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 5 \text{ мм}$; $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $w_2 = 2,5 \text{ м/с}$; 2 – $w_2 = 3,0 \text{ м/с}$

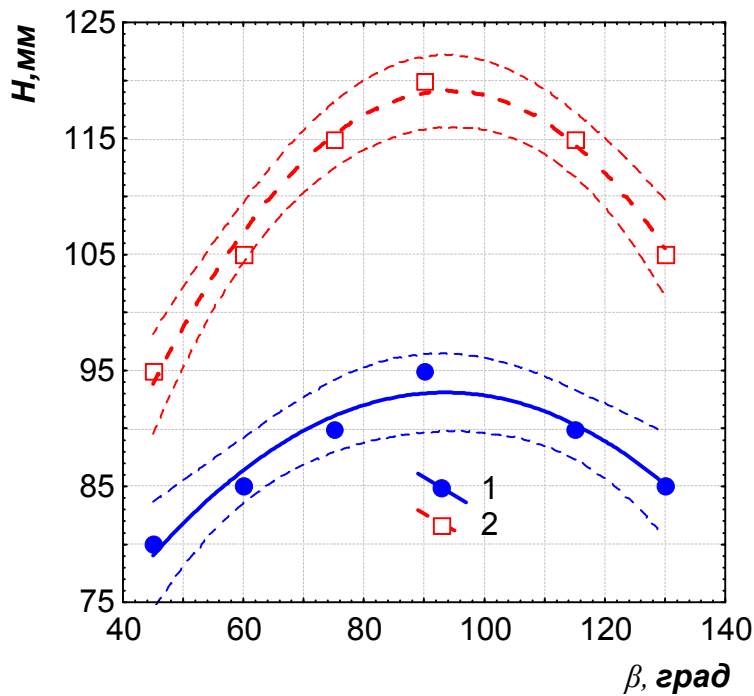


Рис. 9.8. Залежність висоти газорідного шару від кута гофрування β :
 $S_o = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 5 \text{ мм}$; $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $w_2 = 2,5 \text{ м/с}$; 2 – $w_2 = 3,0 \text{ м/с}$

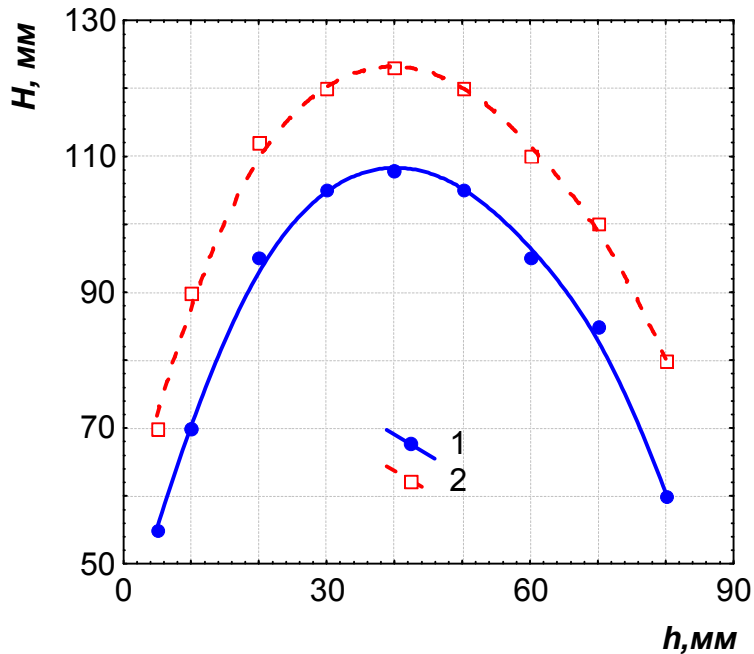


Рис. 9.9. Залежність висоти газорідного шару від висоти грані гофра h :
 $S_o = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 5 \text{ мм}$; $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $w_2 = 2,5 \text{ м/с}$; 2 – $w_2 = 3,0 \text{ м/с}$

Із збільшенням кута нахилу гофра насадки до горизонту (рис. 9.6) – висота газорідного шару поступово зменшується, а також зростає гідродинамічний опір ККП. Це зумовлено тим, що відбувається різке спрямування напрямку руху газорідної системи під кутом до горизонту та часткове руйнування пінного шару. Під час дослідження кута гофрування листової ламелі (рис. 9.8) висота

пінного шару H досягала максимумів при $\beta = 70\text{--}120^\circ$. Залежність висоти пінного шару від висоти грані гофра показує (рис. 9.9), що межа h , в якій ефективно працює ККП, обумовлена стабілізаційним ефектом пінного шару при збільшенні висоти грані до 50 мм, та подальшим зменшенням висоти в результаті мінімізації впливу на піну, що призводить до захлинання ККП.

Була проведена серія дослідів із визначення оптимальної висоти розміщення насадки Н1 над полотном тарілки. Для дрібнодірчастих тарілок $H_{\text{ст}} - 10\text{--}35$ мм (рис. 9.10), для великодірчастих $H_{\text{ст}} - 60\text{--}80$ мм (рис. 9.11). Як видно із рис. 9.10 та 9.11, встановлення Н1 значно впливає на висоту газорідного шару і залежить від висоти встановлення безпосередньо над полотном тарілки.

При визначенні співвідношення між вільним перерізом провальної тарілки S_0 та вільним перерізом стабілізатора ε беремо, що ε/S_0 повинно бути $\gg 1,5$ (для насадки Н1), оскільки насадка займає всього 4–5 % площі всього вільного перерізу апарата, і загальна площа вільного перерізу комбінованого контактної пристрою завдяки встановленню насадки не буде значно впливати на гідродинамічний процес.

На основі проведених досліджень вибираємо такі конструктивні параметри насадки Н1: висота блока насадки – 50 мм (виходячи із можливостей та зручностей виготовлення насадки і підтримки стабілізаційного ефекту); висота грані 40 мм; кут нахилу грані до вертикальної осі – 20° ; кут між гранями гофрування – 90° .

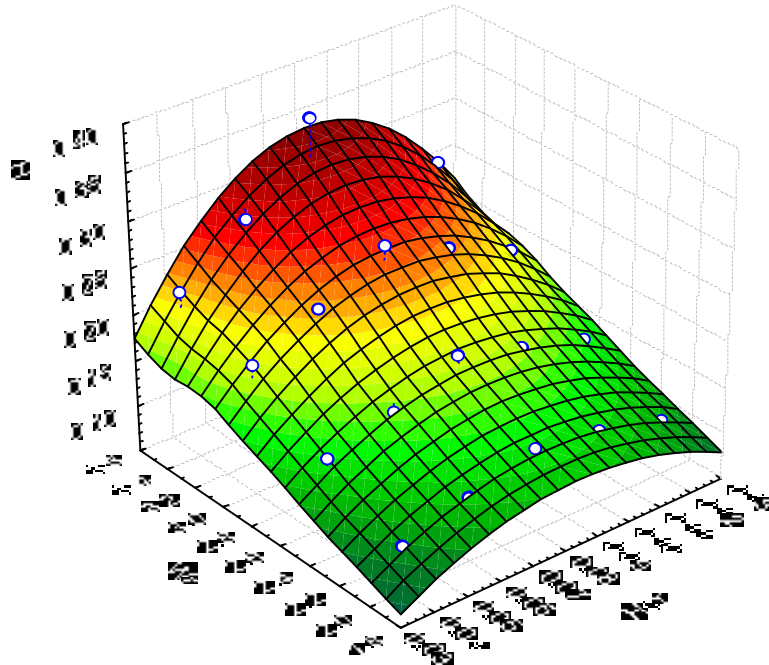


Рис. 9.10. Залежність висоти газорідного шару від розміщення насадки Н1 (стабілізатора) над полотном тарілки: $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,005 \text{ м}$

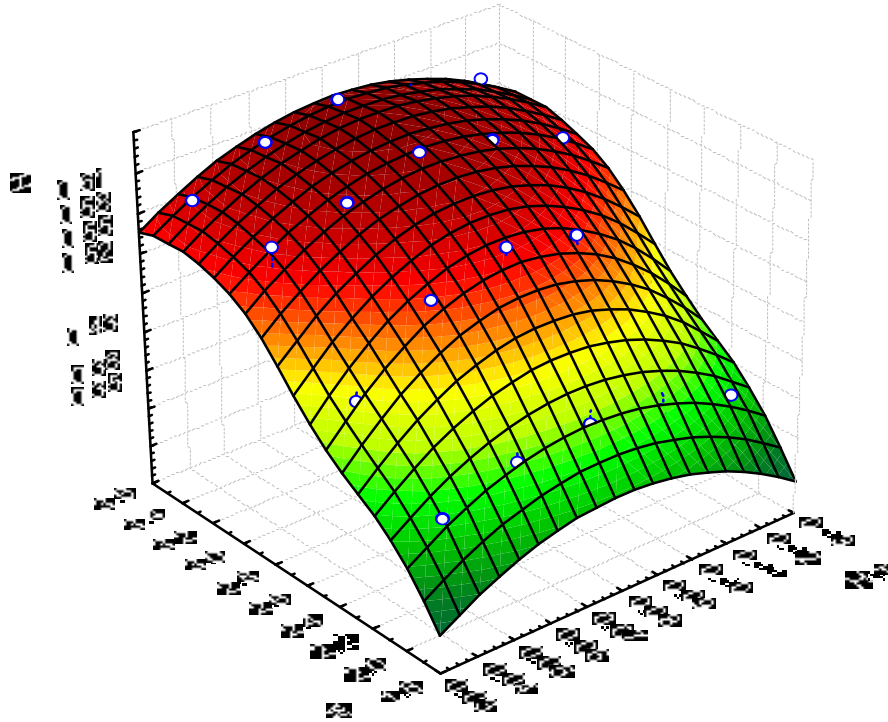


Рис. 9.11. Залежність висоти газорідного шару від розміщення насадки Н1 (стабілізатора) над полотном тарілки: $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

9.4. Визначення висоти газорідного шару в ККП

Висота піни є одним із основних показників піноутворення, яка дозволяє стверджувати про розвиток поверхні контакту фаз.

Виходячи із літературного огляду, були проведені дослідження із визначення висоти газорідного шару для системи повітря – вода, що описуються такою залежністю для дрібнодірчастих та великодірчастих тарілок з регулярною насадкою Н1:

$$H = f(W_2, S_0, d_e, L_0), \quad (9.34)$$

де W_2 – швидкість газу у вільному перерізі апарата, м/с; S_0 – вільний переріз ККП, $\text{м}^2/\text{м}^2$; d_e – діаметр отвору тарілки ККП, м; L_0 – густина зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$.

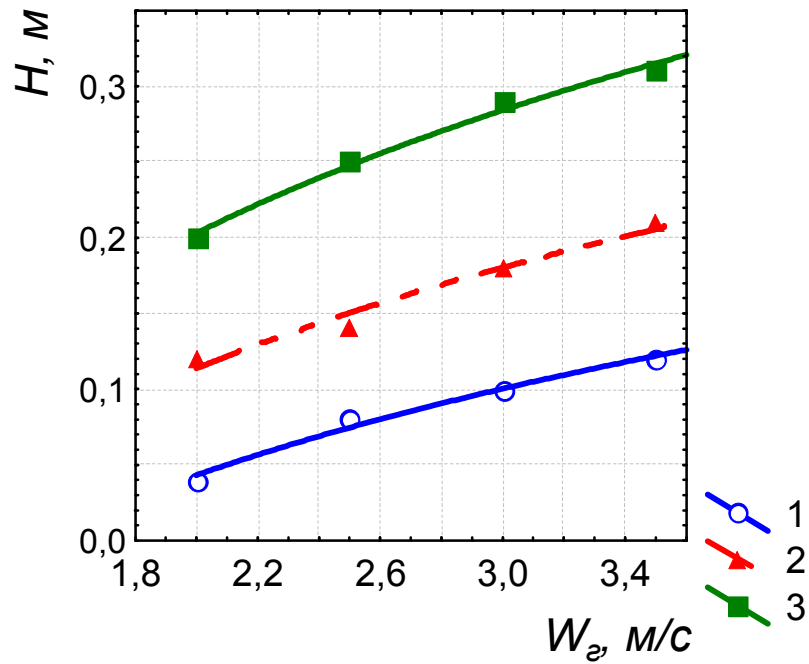


Рис. 9.12. Залежність висоти газорідного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата: $S_0 = 0,26 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,005 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
 1 – без стабілізатора; 2 – із стабілізатором стільникового типу;
 3 – ККП із насадкою НІ

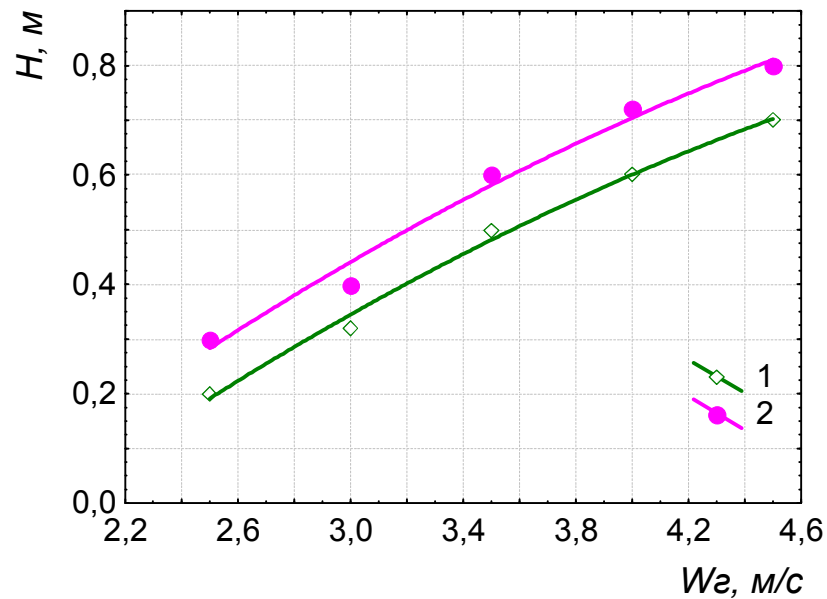


Рис. 9.13. Залежність висоти газорідного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата: 1, 2 – $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$;
 1 – $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 2 – $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$

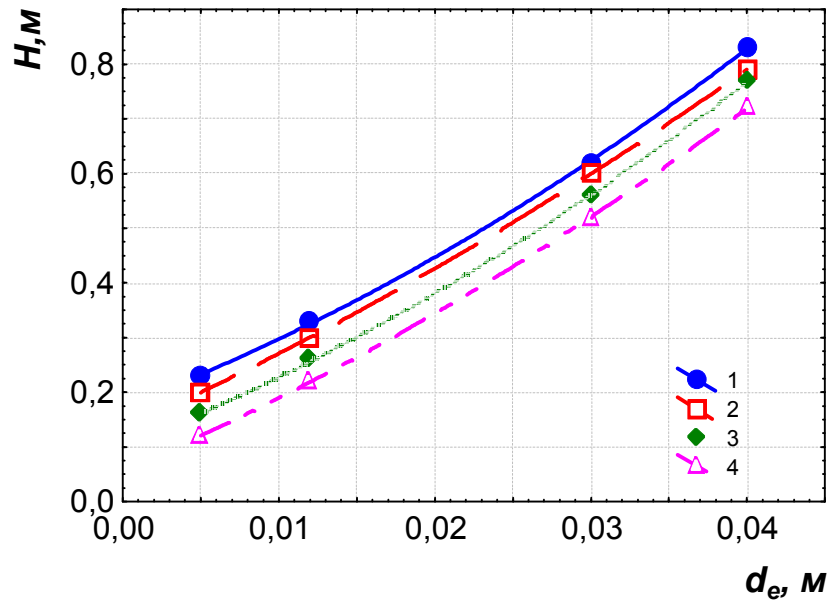


Рис. 9.14. Залежність висоти газорідного шару в ККП від діаметра отвору тарілки: 1 – $W_2 = 4$ м/с; $L_0 = 10$ м³/м²·год; 2 – $W_2 = 4$ м/с; $L_0 = 7$ м³/м²·год; 3 – $W_2 = 3$ м/с; $L_0 = 10$ м³/м²·год; 4 – $W_2 = 3$ м/с; $L_0 = 7$ м³/м²·год

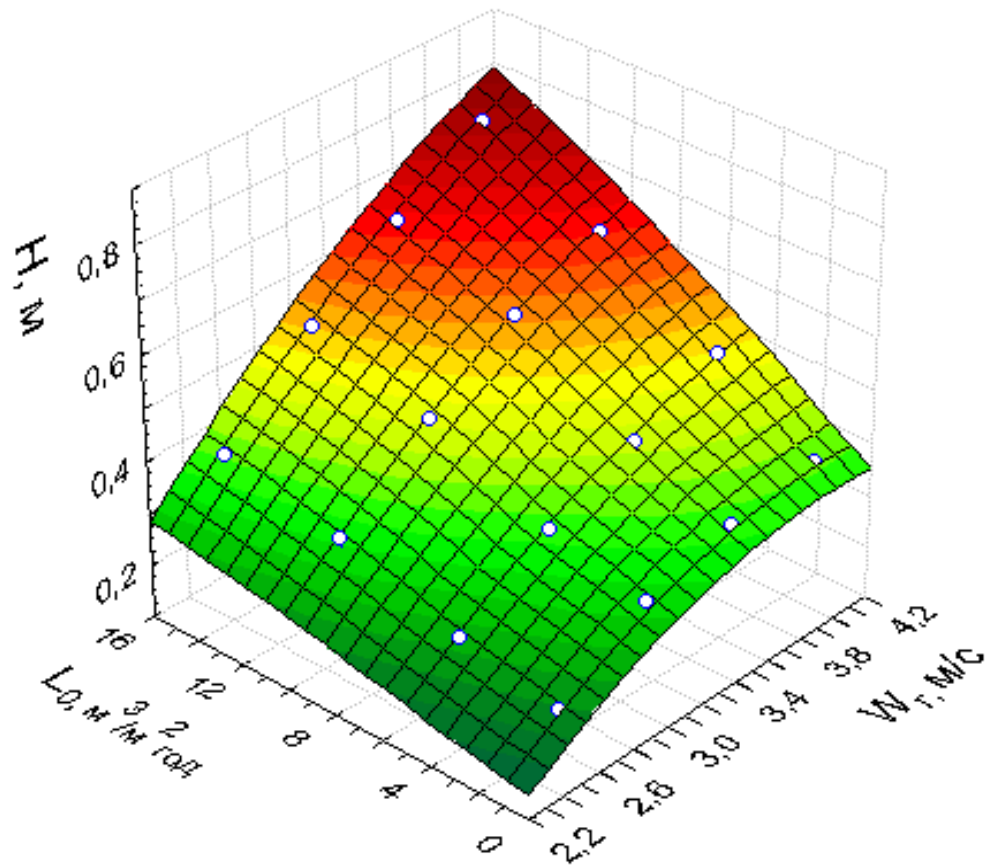


Рис. 9.15. Залежність висоти газорідного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата із насадкою НІ: $S_0 = 0,33$ м²/м²; $d_e = 0,04$ м

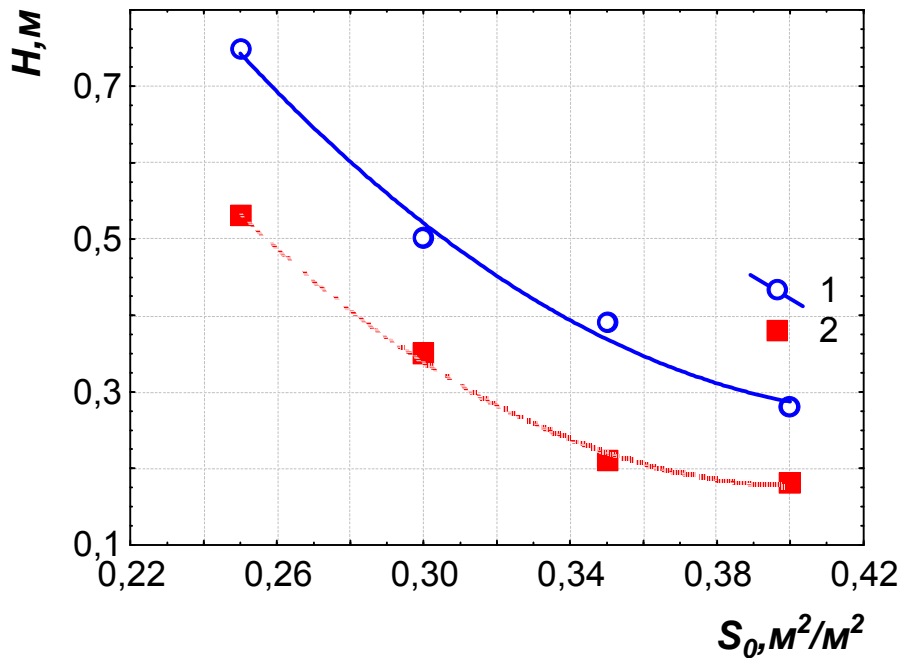


Рис. 9.16. Залежність висоти газорідного шару від вільного перерізу тарілки: $W_z = 3 \text{ м/с}$; $d_e = 0,04 \text{ м}$; L_0 : 1 – $15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 2 – $5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$

Дослідження висоти газорідного шару показали, що його висота залежить від швидкості газу у вільному перерізі. З її збільшенням відбувається і зростання H , як це бачимо на рис. 9.12. Причому зростання висоти газорідного шару ми порівнювали з роботою тарілки без насадки Н1 та із дослідженнями авторів [79], де застосовувався стільниковий стабілізатор пінного шару.

З рис. 9.13, 9.14 бачимо, що висота пінного шару залежить від діаметра отворів провальної тарілки. Як стверджують автори [78], це зумовлено тим, що при зростанні діаметра отворів спостерігається вторинне піноутворення і відповідно зростання пінного шару, що було підтверджене і для нового комбінованого контактної пристрою з насадкою Н1.

Відмічається також значний вплив вільного перерізу ККП (рис. 9.16), який в основному визначається вільним перерізом провальної тарілки. Зі збільшенням вільного перерізу спостерігалось зменшення висоти газорідного шару, що обумовлено зменшенням стримувальної здатності ККП.

Отже, дослідження із визначення факторів, що визначають висоту газорідного шару в комбінованому контактному пристрої, показали, що найбільш характерними параметрами, що впливають на висоту газорідного шару, є швидкість газу, діаметр отворів тарілки та вільний переріз апарата.

У результаті проведених досліджень та статистичної обробки даних було отримано рівняння для визначення висоти газорідного шару в комбінованому контактному пристрої з використанням дрібнодірчастих та великодірчастих тарілок (1), (2) відповідно:

$$H_1 = 1,68 \cdot 10^{-3} W_2^{0,75} \cdot L_0^{0,25} \cdot S_0^{-1,65} \cdot d_e^{-0,14}, \quad (9.35)$$

$$H_2 = 470,3 \cdot 10^{-4} W_2^{1,5} L_0^{0,35} d_e^{0,8} S_0^{-2,15}. \quad (9.36)$$

Відхилення розрахункових значень висоти газорідинного шару від експериментальних за формулами (9.35), (9.36) не перевищують 11 і 7 % відповідно.

9.5. Дослідження гідравлічного опору в ККП

Як було зазначено в літературному огляді, на гідродинаміку комбінованого контактного пристрою основний вплив мають швидкість газу в повному перерізі апарата, щільність зрошення та вільний переріз контактного ступеня.

Тому можна записати для системи повітря – вода загальну залежність:

$$\Delta P = f(W_2, L_0, S_0, d_e). \quad (9.37)$$

Гідравлічний опір комбінованого контактного пристрою та газорідинного шару, що створюється, залежить від режимних параметрів, зокрема від діаметра провальних тарілок, вільного перерізу пристрою, масових витрат рідини та газу. Загальний вигляд гідравлічного опору контактний ступеня ККП із шаром піни наведено у вигляді рівняння [12]:

$$\Delta P = P_{cКП} + P_{ш} + P_{\sigma}, \quad (9.38)$$

де $P_{cКП} = \zeta \frac{W_2^2 \rho_2}{2S_0}$ – опір сухого ККП;

$P_{ш} = g \rho_p \frac{W_2^6 L_0^k}{S_0^n d_e^m}$ – опір пінного шару в ККП;

$P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_e + 0,06d_e^2}$ – опір, що виникає в результаті дії сил

поверхневого натягу.

На рис. 9.17 подана залежність гідравлічного опору сухого ККП від швидкості газу у вільному перерізі колони.

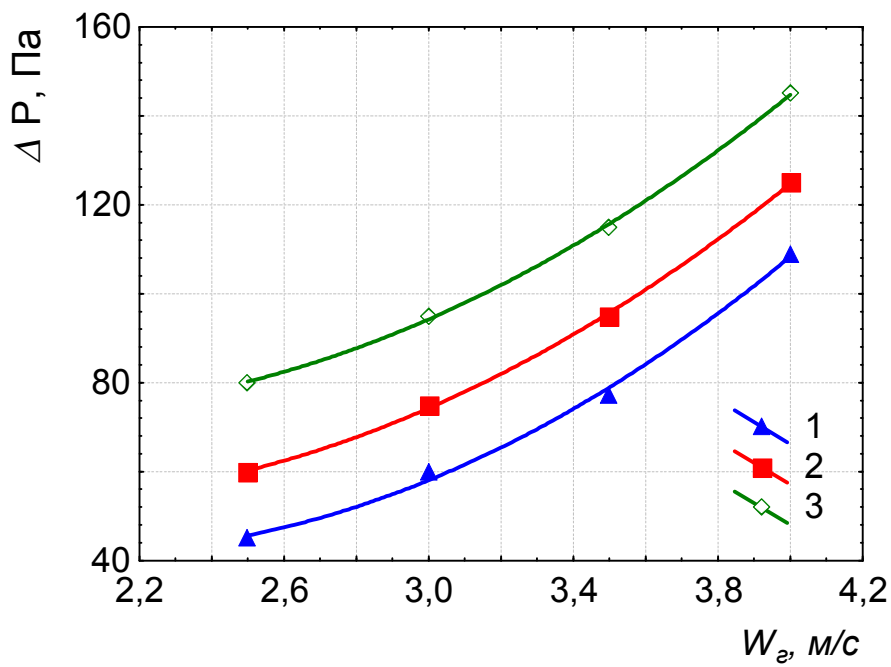


Рис. 9.17. Залежність гідравлічного опору сухого контактної пристрою від швидкості газу: 1 – $S_0 = 0,40 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,07 \text{ м}$; 2 – $S_0 = 0,30 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$; 3 – $S_0 = 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,012 \text{ м}$

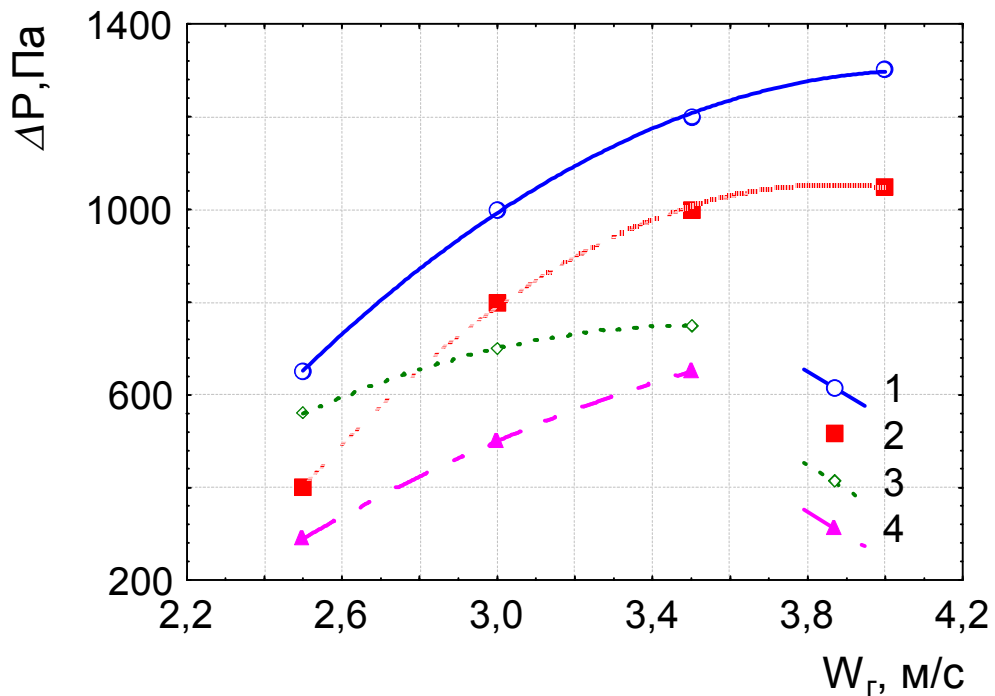


Рис. 9.18. Залежність гідравлічного опору ККП від швидкості газу: 1, 2 – $S_0 = 0,26 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$; 3, 4 – $S_0 = 0,19 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,005 \text{ м}$; L_0 : 1, 2 і 4 – $10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 3 – $7 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1, 2, 3 – із насадкою Н1; 4 – без насадки

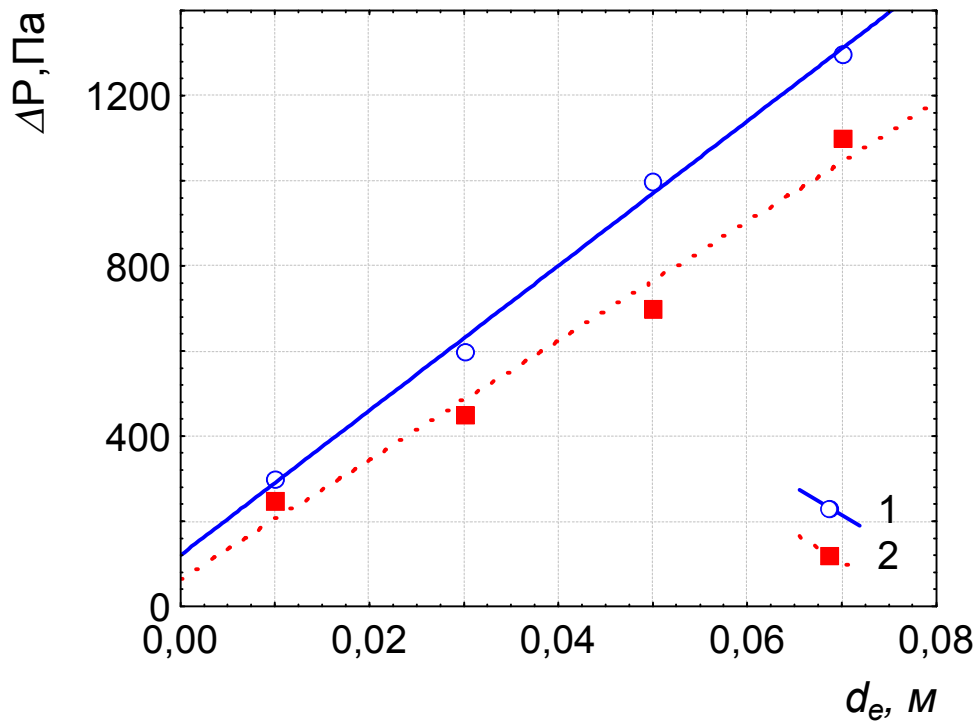


Рис. 9.19. Залежність гідравлічного опору від еквівалентного діаметра отвору:

$W_z = 5 \text{ м/с}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; S_0 : 1 – $0,30 \text{ м}^2/\text{м}^2$; 2 – $0,40 \text{ м}^2/\text{м}^2$

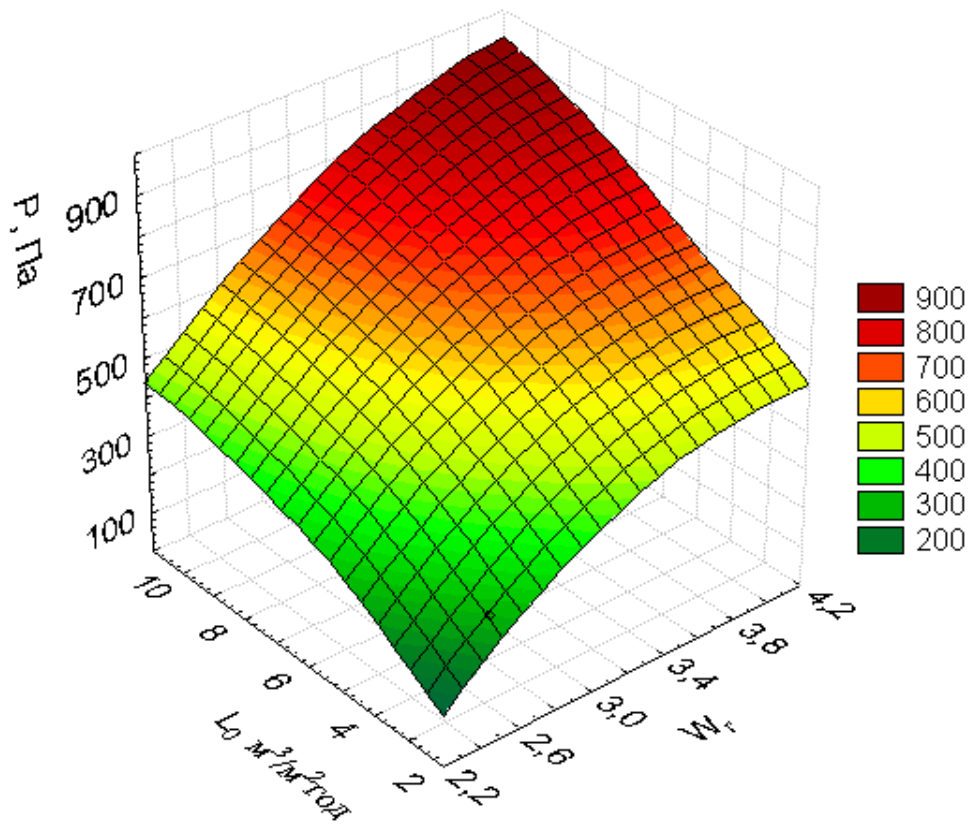


Рис. 9.20. Залежність гідравлічного опору від швидкості газу при різних щільностях зрошення: $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

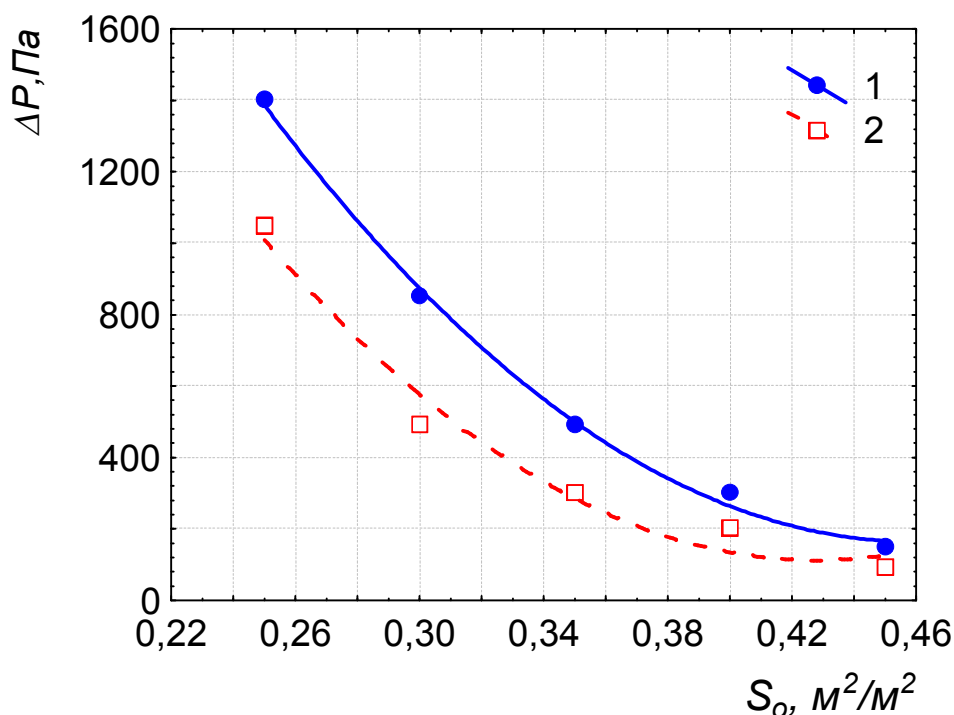


Рис. 9.21. Залежність гідравлічного опору від вільного перерізу контактного ступеня: $W_2 = 3 \text{ м/с}$; $d_e = 0,04 \text{ м}$; L_0 : 1 – $15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 2 – $5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$

На рис. 9.21 бачимо, що із зростанням швидкості газу збільшується гідравлічний опір, і чим менша площа вільного перерізу та діаметр отвору тарілки, тим опір більший.

За гідравлічним опором пінного шару роблять висновки не лише про затрачену енергію на процес, але і про інтенсивність процесу в цілому, оскільки висота піни і її гідродинамічний опір взаємозв'язані.

У результаті обробки даних було отримано емпіричне рівняння для визначення середнього гідравлічного контактного пристрою:

$$\Delta \bar{P} = 6,8 W_2^{1,5} L_0^{0,3} d_e^{0,7} S_0^{-3} . \quad (9.39)$$

Величина середнього значення ΔP , що розрахована за формулою (9.39), відрізняється від експериментальних значень не більше ніж на 15 %. Аналізуючи формулу (9.39), можна стверджувати, що на ΔP найбільший вплив мають вільний переріз та швидкість газу в повному перерізі апарата, що підтверджується рис. 9.18, 9.21. Отже, бачимо, що із зростанням швидкості газу збільшується гідравлічний опір ККП. Це зумовлено тим, що при зростанні швидкості збільшується висота газорідного шару, що призводить до збільшення опору. Зворотну залежність мають опір та вільний переріз ККП – із зростанням вільного перерізу – зменшується гідродинамічний опір, оскільки зменшується висота піни та утримувальна здатність контактного ступеня.

9.6. Визначення газовмісту в газорідинному шарі ККП

Газовміст і поверхня контакту фаз відіграють найбільш важливу роль при вивченні процесів, що відбуваються в системі газ – рідина та визначають ефективність роботи контактного ступеня.

Газовміст визначається як відношення об'єму, що зайнятий газом у газорідинному шарі, до загального об'єму шару [12]:

$$\phi_2 = \frac{(H - h_0)}{H} = \frac{1 - h_0}{H} = 1 - \rho_n^6. \quad (9.40)$$

Відомо, що зростання газовмісту до $\phi_2 = 0,9$ призводить до «заклинання» апарата [13]. Це можна пояснити тим, що при досягненні критичного значення газовмісту $\phi_2 = 0,75-0,8$ відбувається інтенсивне злиття бульбашок, що призводить до зміни режиму протічійного руху, та зменшення поверхні контакту фаз.

Під час дослідів величина відносної густини газорідинного шару експериментально замірялася як відношення висоти газорідинного шару H до висоти статичного шару рідини h_0 .

При застосуванні нами в комбінованому контактному пристрої насадки НІ в пінному шарі відбувається секціонування апарата, що призводить до затримки зростання газовмісту [16].

Під час дослідження газовмісту в ККП було виявлено, що газовміст зростає при підвищенні швидкості газу (рис. 9. 22).

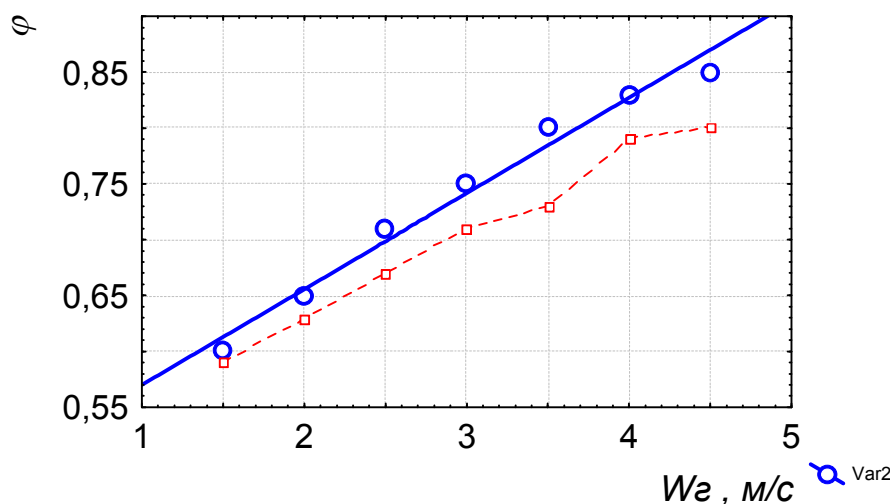


Рис. 9.22. Залежність газовмісту газорідинного шару в ККП від швидкості газу: $S_o = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 5 \text{ мм}$; $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ год}$;

1 – газівміст без насадки;

2 – газівміст із застосуванням насадки НІ

9.7. Бризковіднесення в комбінованому контактному пристрої

Важливою характеристикою для колонних апаратів є бризковіднесення. Оскільки в ККП спостерігалися режими високотурбулізованої газорідинної системи, спостерігалось явище бризковіднесення.

Дослідження бризковіднесення проводилося залежно від основних параметрів, що впливають на газорідинний шар у ККП. До них належать W_z , L_0 , S_0 , d_e .

На рис. 9.23 можна побачити, що чим більші отвори в тарілці ККП, тим більше бризковіднесення. Це можна пояснити тим, що при збільшенні отворів відбувається збільшення кінетичної сили, що при взаємодії із насадкою НІ утворює газові вихори більших діаметрів. Звідси випливає: зростає кінетична енергія всього пінного шару, в результаті чого відбувається відрив крапель.

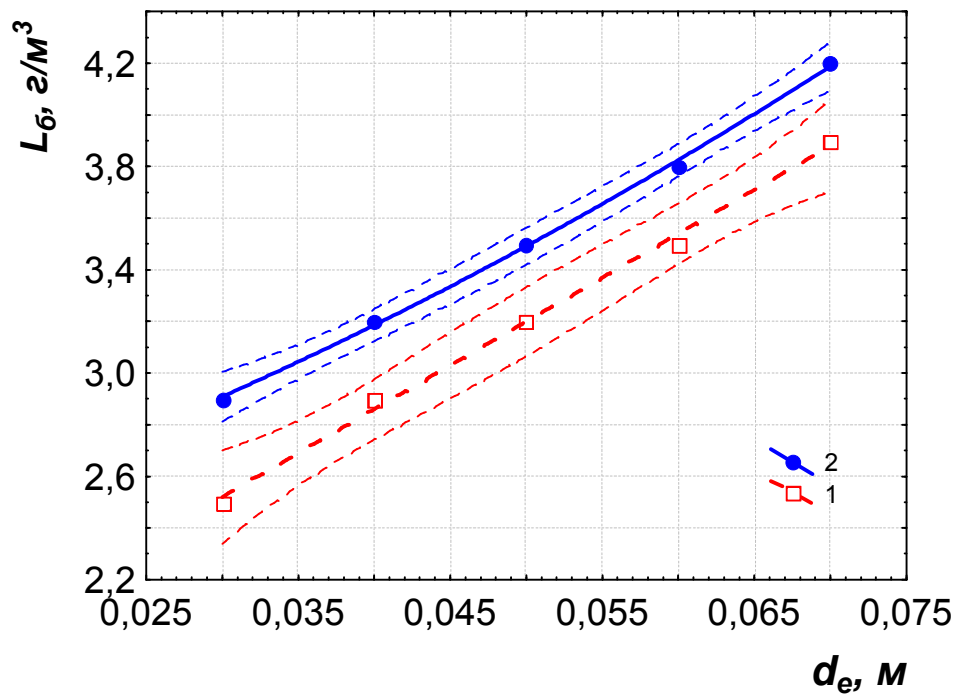


Рис. 9.23. Залежність питомого бризковіднесення від еквівалентного діаметру отворів: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $1 - S_0 = 0,30 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $W_z = 3 \text{ м/с}$;

$$2 - S_0 = 0,40 \text{ м}^2/\text{м}^2; W_z = 3 \text{ м/с}$$

Значний вплив на бризковіднесення має швидкість газу у вільному перерізі (рис. 9.24). При зростанні швидкості газу до 3,5 м/с верхній шар піни починає розтягуватися, і тим самим під дією кінетичної енергії газу починає руйнуватися.

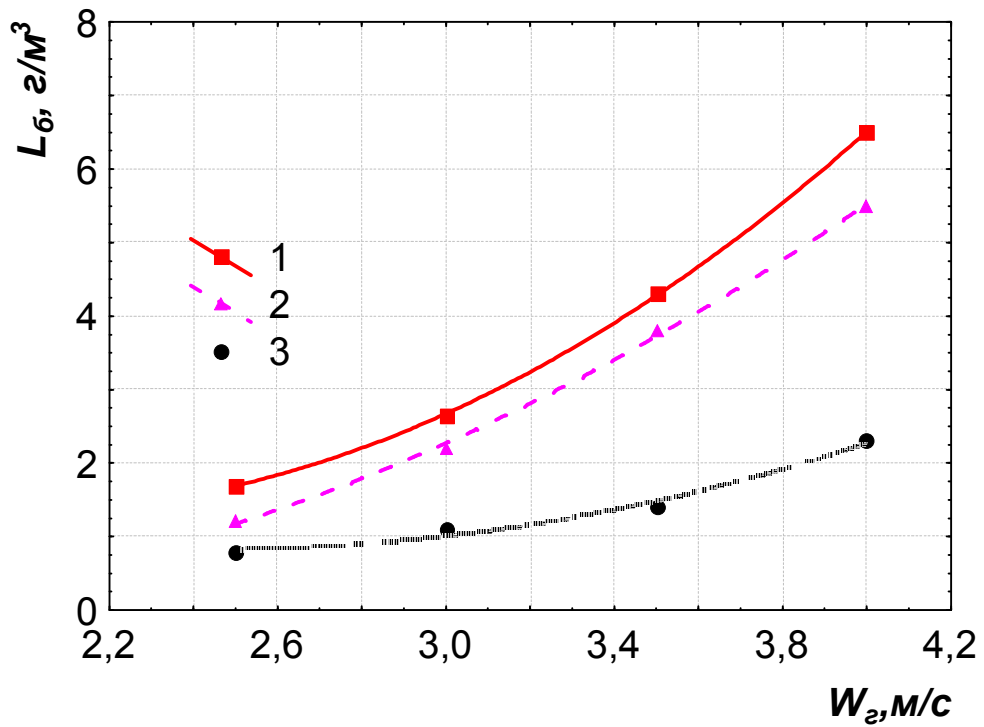


Рис. 9.24. Залежність питомого бризковіднесення від швидкості газу:
 $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $S_0 = 0,37 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,03 \text{ м}$; 2 – $S_0 = 0,24 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,03 \text{ м}$; 3 – $S_0 = 0,24 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,03 \text{ м}$ – використання двох насадок НІ

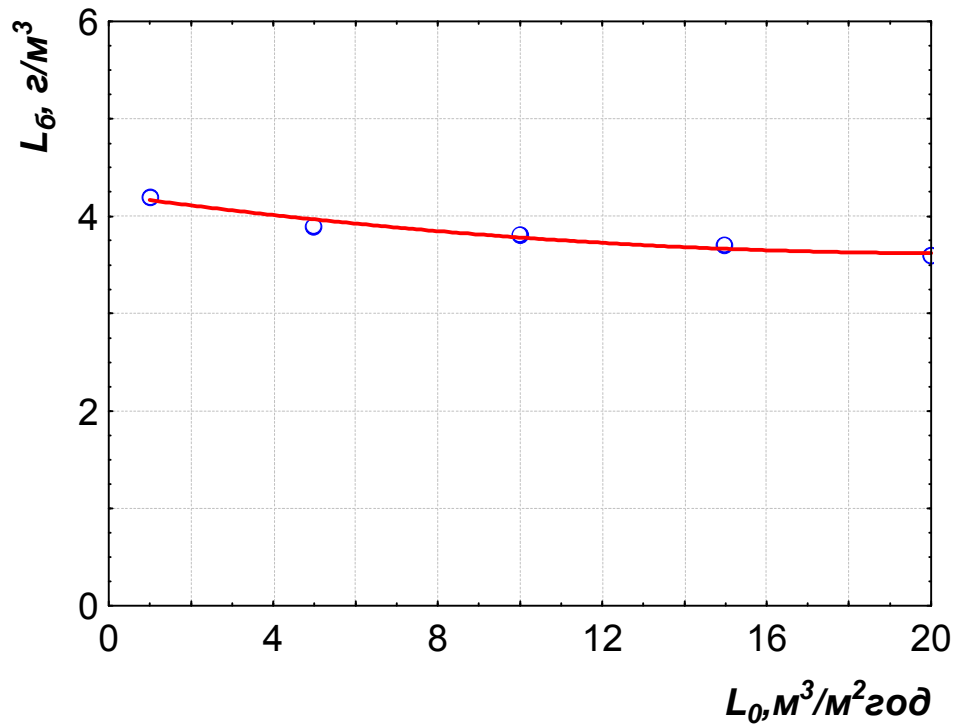


Рис. 9.25. Залежність питомого бризковіднесення від щільності зрошення: $W_2 = 3 \text{ м/с}$; $S_0 = 0,24 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

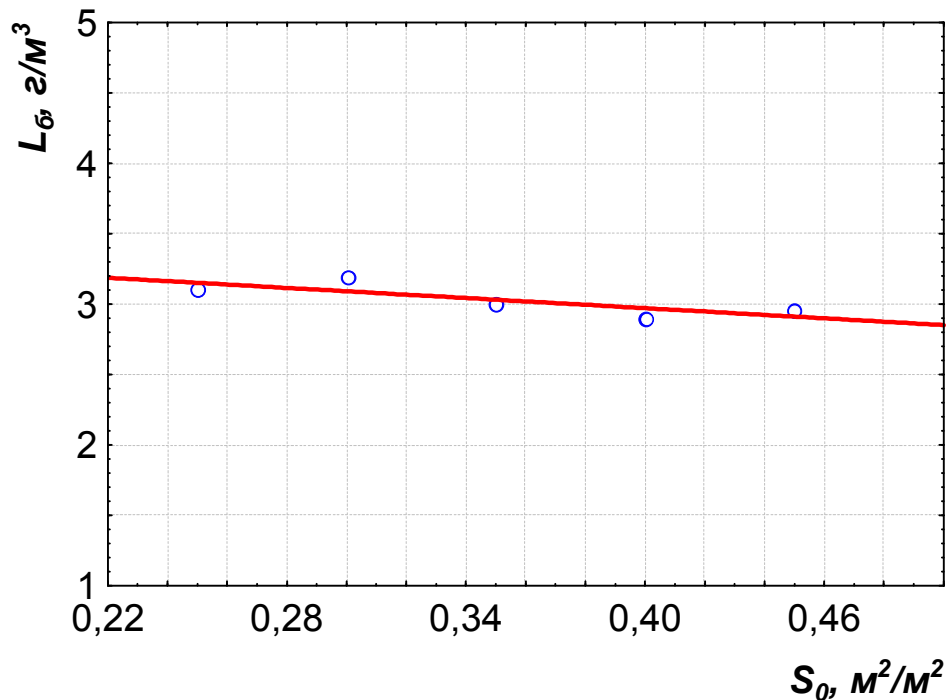


Рис. 9.26. Залежність питомого бризковіднесення від площі вільного перерізу: $W_z = 3$ м/с; $S_0 = 0,24$ м²/м²; $d_e = 0,04$ м

На підставі проведених досліджень була розроблена фізична модель виникнення бризковіднесення і отримана розрахункова залежність. Відмітною особливістю отриманих розрахункових залежностей є те, що вони дозволяють визначити величину бризковіднесення і дозволяють застосувати отримані залежності для широкого кола умов роботи ККП з насадкою Н1.

Аналіз процесів, що відбуваються в ККП, дозволив розробити таку фізичну модель формування бризковіднесення:

- утворення крапель рідини відбувається при дробленні крапель рідини в отворах тарілки, ламелях насадки Н1 та при руйнуванні великих і дрібних газових агрегатів та бульбашок у верхній частині пінного шару;

- частина крапель, діаметр яких менше діаметра кружляючих крапель, відноситься потоком повітря, становлячи частину віднесення, що транспортується;

- ті краплі, діаметр яких більше від діаметрі кружляючих крапель, повертаються на ККП і беруть участь у формуванні пінного шару;

- невелика частина крапель сепарується, але в цілому закономірності дроблення крапель визначаються процесами взаємодії потоків газу і рідини в отворах тарілки і ламелях регулярної насадки Н1.

При встановленні регулярної насадки у верхній частині шару, заглибленої на 15 см, спостерігалось значне скорочення бризків, оскільки газорідний потік мав повторне скручування та напрям газу і рідини під кутом до апарата.

Отже, кількісна величина бризко віднесення описується таким емпіричним рівнянням, г/м³:

$$L_0 = 0,12W_z^{2,25} d_e^{0,36} S_0^{-0,18}. \quad (9.41)$$

Величина бризковіднесення $L_{\bar{6}(2)}$, г/м^3 , на великодірчастих решітках із використанням двох насадок Н1 описується таким рівнянням,

$$L_{\bar{6}(2)} = 0,18W_2^{1,65}d_3^{0,45}S_0^{-0,20}. \quad (9.42)$$

Отже, проаналізувавши рівняння (9.41), (9.42), можна зробити висновок, що найбільший вплив на бризковіднесення в ККП має швидкість газу у вільному перерізі, навіть при подвійній стабілізації пінного шару. Похибка при розрахунках бризковіднесення за рівняннями (9.41), (9.42) становить $\pm 15\%$.

9.8. Дослідження провалу рідини. Параметри граничного режиму роботи комбінованого контактної пристрою

Під час дослідження провалу рідини в ККП із насадкою Н1 спостерігали рівномірне стікання рідини по всій площі тарілки. Це обумовлено конструкцією насадки Н1, яка створює рівномірно спрямований рух газорідинної системи на полотні тарілки, завдяки закручуванню потоків навколо осі апарата та рівномірному розподілу газорідинної системи. Точно встановити, в якому саме отворі відбудеться протікання рідини, не вдалося, воно мало випадковий характер.

Стікання рідини в отворах тарілки залежить від багатьох змінних [94, 95]: швидкості газу в повному перерізі апарата й отворах тарілки, висоти початкового шару рідини, діаметра отворів та їх форми, вільного перерізу тарілки, товщини тарілки, фізичних властивостей рідини і газу, висоти піни та ін.

Під час вивчення граничних режимів роботи ККП було встановлено, що виникнення газорідинного шару в комбінованому контактному пристрої відбувається при більш високих швидкостях газу порівняно із звичайними дрібнодірчастими і великодірчастими провальними тарілками. З підвищенням щільності зрошування відбувається зменшення швидкостей газу, при яких на тарілках виникає газорідинний шар. Збільшення вільного перерізу тарілок призводить до пропорційного зростання нижніх граничних швидкостей газу. Збільшення верхньої межі роботи при підвищенні вільного перерізу тарілок відстає від збільшення нижньої межі роботи. Це пояснюється тим, що виникнення газорідинного шару в ККП і перехід від струменевого режиму до режиму вільної турбулентності визначається процесами, що відбуваються в отворах перфорації, а верхня межа роботи обмежується інтенсивним бризковіднесенням. У цьому випадку значну роль відіграє і швидкість газу в апараті.

Аналіз літературних даних показав, що для розрахунку нижньої межі роботи апарата можливе використання відомого рівняння авторів роботи [64, 65], модифікованого нами:

$$W_0 = 0,145 \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} S_0 (1 - \tau), \quad (9.43)$$

де S_0 – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$; ρ_L, ρ_G – густини рідини та газу, $\text{кг}/\text{м}^3$; τ – частка перерізу отворів, яка зайнята рідиною, що стікає, $\text{м}^2/\text{м}^2$; $\kappa = 0,145$ – емпіричний коефіцієнт у ККП, що враховує режим початку роботи

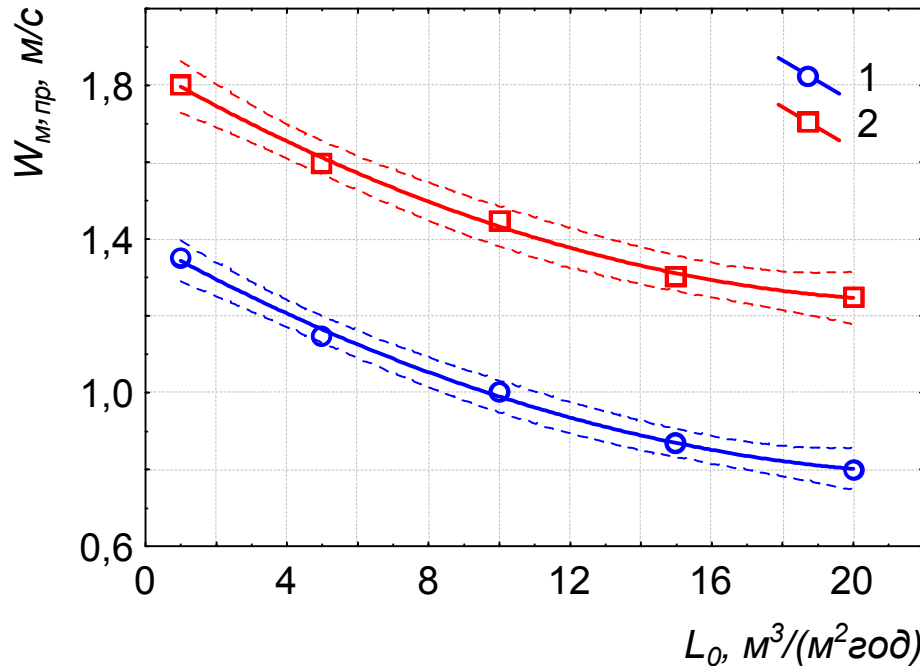


Рис. 9.27. Залежність критичної швидкості від щільності зрошення в ККП: 1 – при $\kappa = 0,185$; 2 – $\kappa = 0,145$; $d_0 = 0,04 \text{ м}$

З поданих на рис. 9.27 даних бачимо, що використання насадки Н1 значно зменшує швидкості газу, що відповідають нижній межі роботи великодірчастих провальних тарілок. Це пояснюється тим, що наявність стабілізатора сприяє рівномірному розподілу потоків газу і рідини по перерізу апарата і, найголовніше, перешкоджає байпасній течії їх потоків.

Виявлено, що верхня межа роботи досліджуваного типу тарілок залежить від вільного перерізу тарілок і щільності зрошування. Причому підвищення щільності зрошування і швидкості газу призводить до збільшення верхньої межі роботи. Наведені на рис. 9.28 дані свідчать про те, що зі зростанням щільності зрошування верхня межа роботи трохи збільшується, а зростання вільного перерізу також приводить до підвищення верхньої межі роботи.

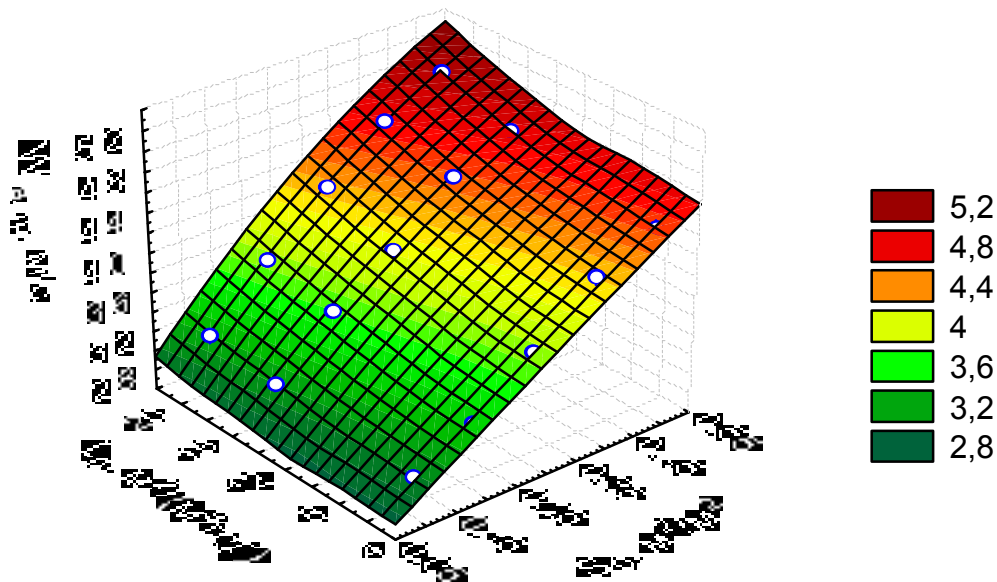


Рис. 9.28. Залежність верхньої межі роботи комбінованого контактного пристрою від вільного перерізу тарілки: $d_0 = 0,04\text{м}$; L_0 : 1 – $5\text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; 2 – $15\text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; 3 – $20\text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$

Для визначення верхньої межі роботи було отримано емпіричне рівняння, справедливе для системи вода – повітря і систем, близьких до цієї системи за фізико-хімічними властивостями:

$$W_0 = 5S_0^{0,45}L_0^{0,12}, \quad (9.44)$$

де L_0 – щільність зрошування, $\text{м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{год})$;

S_0 – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$.

Наведені на рис. 9.28 дані свідчать, що граничні швидкості газу можуть досягати 4–5,5 м/с, що свідчить про високу продуктивність цієї конструкції апарата за газом.

Похибка при розрахунках бризковіднесення за рівняннями (9.43), (9.44) становить $\pm 15\%$.

Висновки до розділу 9

У результаті проведених теоретичних та експериментальних досліджень гідродинамічних характеристик роботи комбінованого контактного пристрою було:

- виявлено існування зон газорідинної системи: руйнування газових потоків, формування турбулізації в насадці при скручуванні і завихренні газорідинного шару, однорідної високотурбулізованої піни, бризків у ККП;

- отримано функціональні залежності висоти пінного шару, гідродинамічного опору контактному ступеню для розрахунку основних робочих параметрів досліджуваної конструкції колонного апарата з ККП;

– встановлено, що найбільш оптимальними є такі параметри насадки Н1: висота блока 30–60 мм, кут нахилу гофра до вертикальної осі 20–45°, кут між гранями гофра 80–100°, висота грані гофра 15–60 мм. Тому для досліджень було взято такі параметри насадки Н1: висота блока насадки – 50 мм (виходячи із можливостей та зручностей виготовлення насадки та підтримки стабілізаційного ефекту), кут нахилу грані гофра до вертикальної осі – 20°; кут між гранями гофрування – 90°; висота грані – 40 мм.

– доведено, що оптимальна висота розміщення насадки Н1 над полотном тарілки для дрібнодірчастих тарілок $H_{ст} = 10\text{--}35$ мм, для великодірчастих $H_{ст} = 60\text{--}80$ мм;

– визначено, що при застосуванні насадки Н1 як стабілізатора пінного шару газоміст на контактному ступені скорочується, що приводить до більш стабільної та рівномірної роботи апарата;

– описано механізм формування та отримані емпіричні залежності бризковіднесення в комбінованому контактному пристрої;

– отримані емпіричні залежності для визначення нижньої та верхньої меж роботи комбінованого контактного пристрою.

РОЗДІЛ 10. ДОСЛІДЖЕННЯ МАСОПЕРЕДАЧІ В КОМБІНОВАНОМУ КОНТАКТНОМУ ПРИСТРОЇ

10.1. Масопередача в газовій фазі

Відомо, що найбільш ефективна робота масообмінного апарата досягається при певному поєднанні значень коефіцієнта масопередачі K та коефіцієнта корисної дії η , що характеризує повноту проходження процесу.

Між коефіцієнтом корисної дії та коефіцієнтом масопередачі є зв'язок [12]:

$$\eta_z = \frac{2K_S}{2\omega_z + K_S}. \quad (10.1)$$

Масовіддача в газовій фазі досліджувалася на стенді з колоною 0,25 м в умовах абсорбції аміаку водою.

Абсорбцію аміаку проводили при швидкості газу $\omega_z = 1-4,5$ м/с із використанням стабілізатора пінного шару у вигляді насадки Н1 визначених оптимальних параметрів. Установлювали насадку над полотном тарілки на висоті 0,025 м.

Основні дослідження були спрямовані на виявлення закономірностей поглинання аміаку від основних параметрів: швидкості газу в колоні, концентрації аміаку, вільного перерізу ККП, навантажень за рідиною. Експериментальні дані наведені в додатку В.

Під час вивчення поглинання аміаку з рис. 10.1 бачимо, що ККД апарата слабо залежить від швидкості газу. Однак можна спостерігати, що ККД із застосуванням насадки Н1 більший, ніж без насадки, і помітно більший при застосуванні насадки Н1 із тарілкою з отворами $d_e = 0,04$ м. Це можна пояснити тим, що тарілки із більшим вільним перерізом здатні створювати більшу висоту пінного шару і тим самим значно підвищувати поверхню для масообміну, про що свідчить зростання інтенсивності процесу абсорбції.

Проаналізувавши отримані дані на рис. 10.2, можна зробити висновок, що зменшення площі вільного перерізу приводить до зменшення ефективності роботи контактного ступеня.

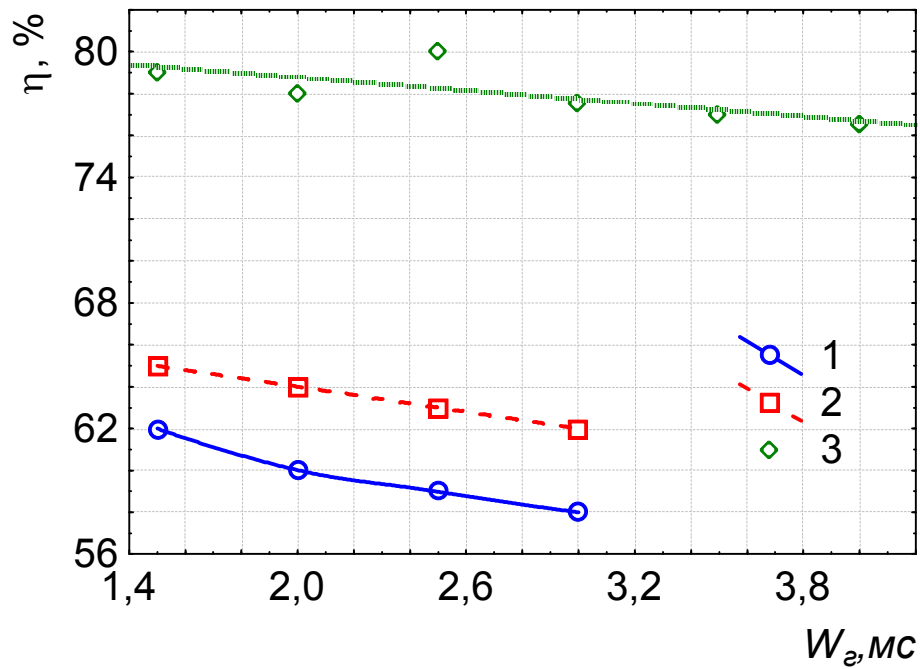


Рис. 10.1. Залежність коефіцієнта корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від швидкості газу: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
 1 – $d_e = 0,005 \text{ м}$; $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без насадку HI; 2 – $d_e = 0,005 \text{ м}$;
 $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із насадкою HI; 3 – $d_e = 0,04 \text{ м}$; $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із насадкою HI

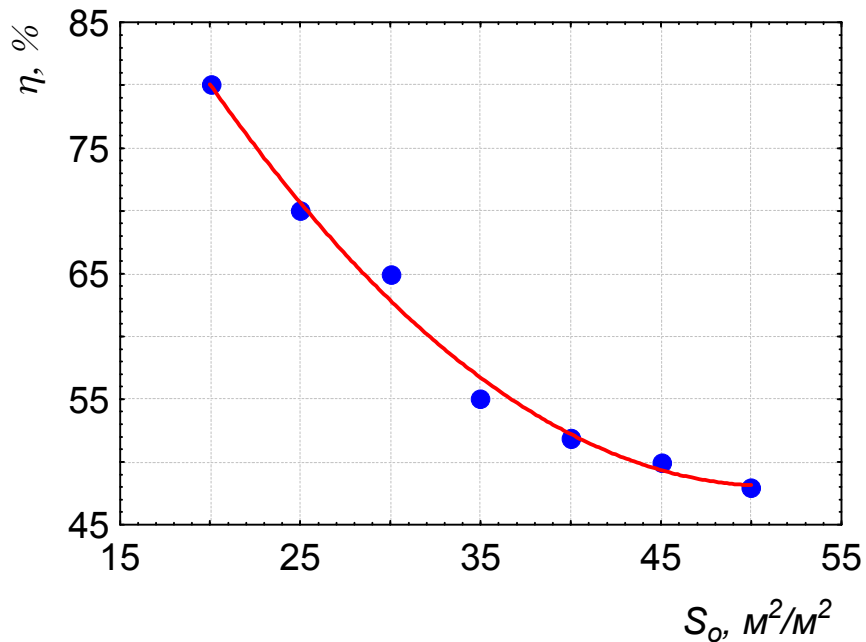


Рис. 10.2. Залежність коефіцієнта корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від вільного перерізу ККП:

$$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}; W_2 = 2,5 \text{ м/с}; d_e = 0,05 \text{ м}; C_{\text{NH}_3} = 2 \%$$

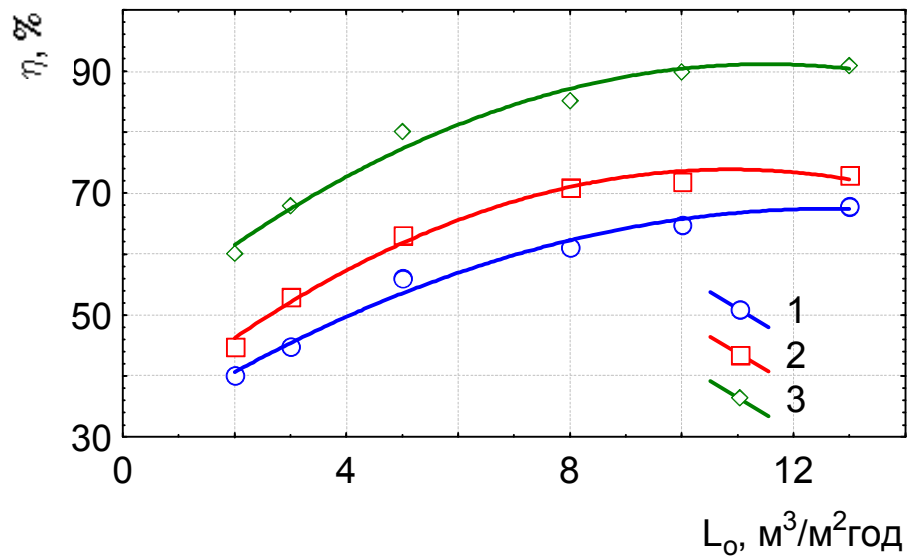


Рис. 10.3. Залежність коефіцієнта корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від щільності зрошення: $W_z = 2,5$ м/с; $C_{NH_3} = 2$ %; решітки: 1 – $d_e = 0,005$ м; $S_0 = 0,18$ м²/м² – без насадкою HI; 2 – $d_e = 0,005$ м; $S_0 = 0,18$ м²/м² – із насадкою HI; 3 – $d_e = 0,05$ м; $S_0 = 0,20$ м²/м² – із насадкою HI

Із рис. 10.3 бачимо, що щільність зрошення в комбінованому контактному пристрої впливає на абсорбцію лише до 8–10 м³/м²·год, далі її вплив не значний.

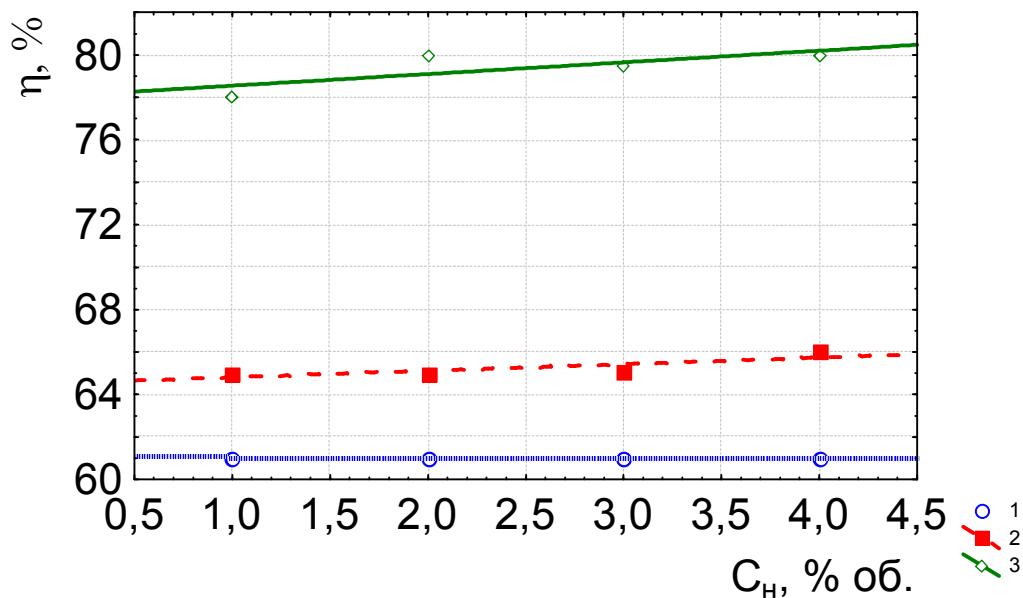


Рис. 10.4. Залежність коефіцієнта корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від початкової концентрації аміаку: $W_z = 2,5$ м/с; $L_0 = 5$ м³/м²·год; решітки: 1 – $d_e = 0,005$ м; $S_0 = 0,18$ м²/м² – без насадкою HI; 2 – $d_e = 0,005$ м; $S_0 = 0,18$ м²/м² – із насадкою HI; 3 – $d_e = 0,05$ м; $S_0 = 0,20$ м²/м² – із насадкою HI

При застосуванні насадки Н1 можемо спостерігати значне зростання ККД у ККП залежно від концентрації аміаку порівняно без застосування насадки Н1 (рис. 10.4). Ефективність роботи ККП зростає на 25–30 % при інших однакових умовах під час застосування насадки Н1 із великодірчастими тарілками. Це достатньо точно узгоджується із роботами авторів [12, 13], що дозволить нам користуватися відомими методами розрахунку потрібної кількості ступенів для досягнення ефективності процесу.

Отже, проаналізувавши рис. 10.5, можна сказати, що зі збільшенням зрошення збільшується коефіцієнт масопередачі.

При збільшенні площі вільного перерізу (рис. 10.6) спостерігалось зменшення поглинання аміаку. Це можна пояснити тим, що зменшується кількість рідини в ККП і тим самим зменшується поверхня контакту фаз.

При збільшенні діаметра отворів (рис. 10.7) у провальній тарілці відбувалося зростання коефіцієнта масопередачі, що обумовлено значною турбулізацією в отворах тарілки та створення більшого за висотою пінного шару, а відповідно і зростання швидкості оновлення поверхні контакту фаз.

Найбільший вплив на коефіцієнт масопередачі має швидкість газу, що бачимо з рис. 10.8.

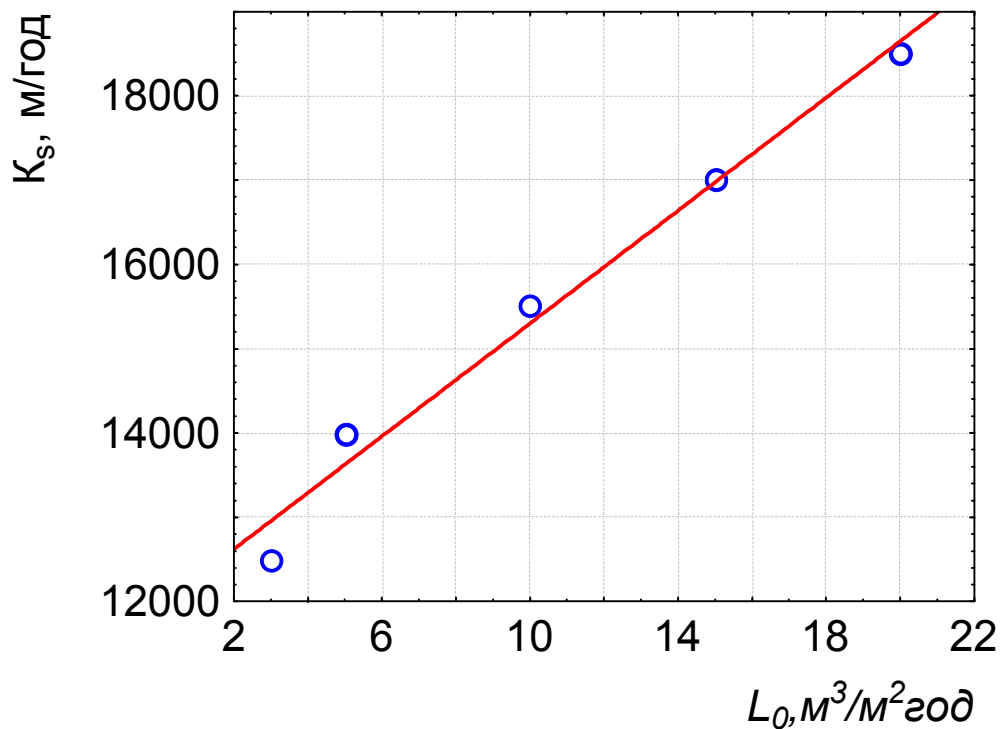


Рис. 10.5. Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі тарілки, від щільності зрошення. Система аміак – вода:
 $d_e = 0,05 \text{ м}; S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2; W_z = 2,5 \text{ м/с}$

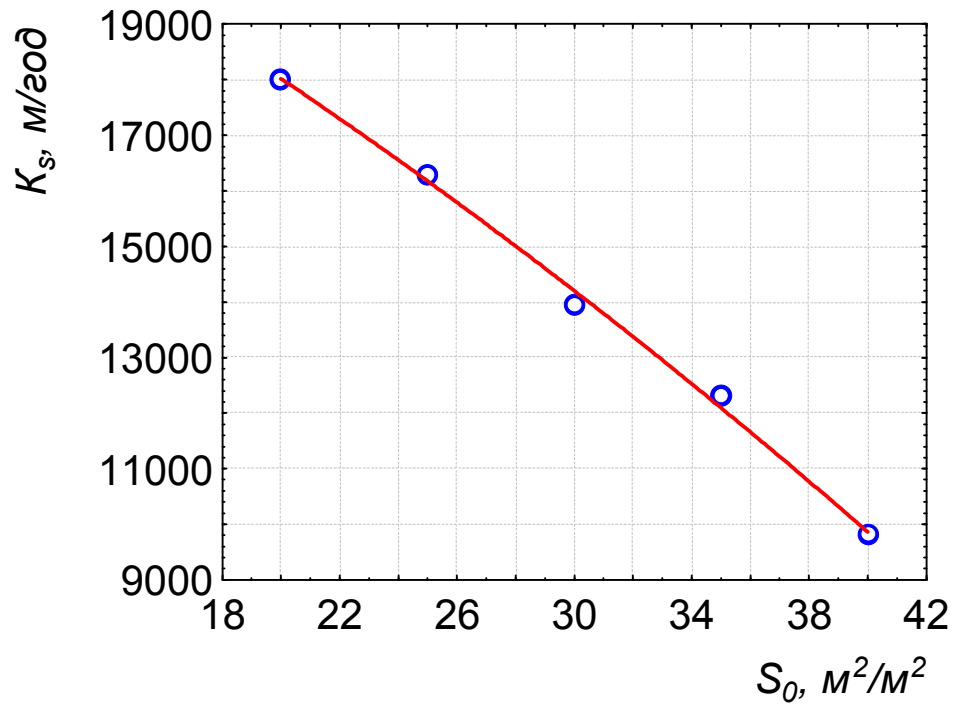


Рис. 10.6. Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі тарілки, від вільного перерізу тарілки. Система аміак – вода:
 $d_e = 0,05 \text{ м}$; $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $W_e = 2,5 \text{ м}/\text{с}$

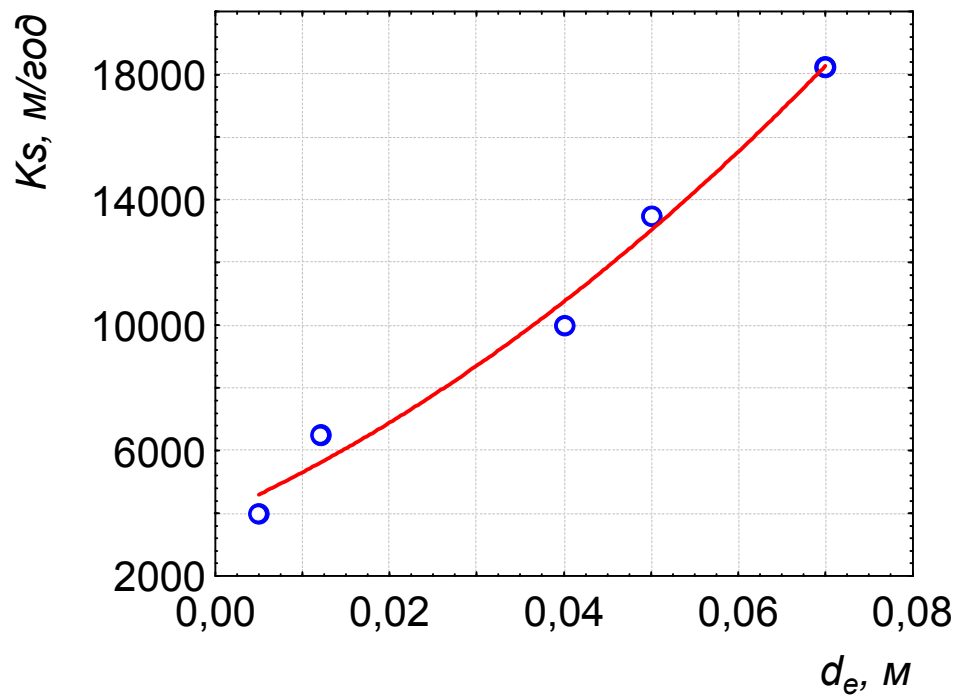


Рис. 10.7. Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі тарілки, від діаметра отворів тарілки. Система аміак – вода:
 $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $W_e = 2,5 \text{ м}/\text{с}$

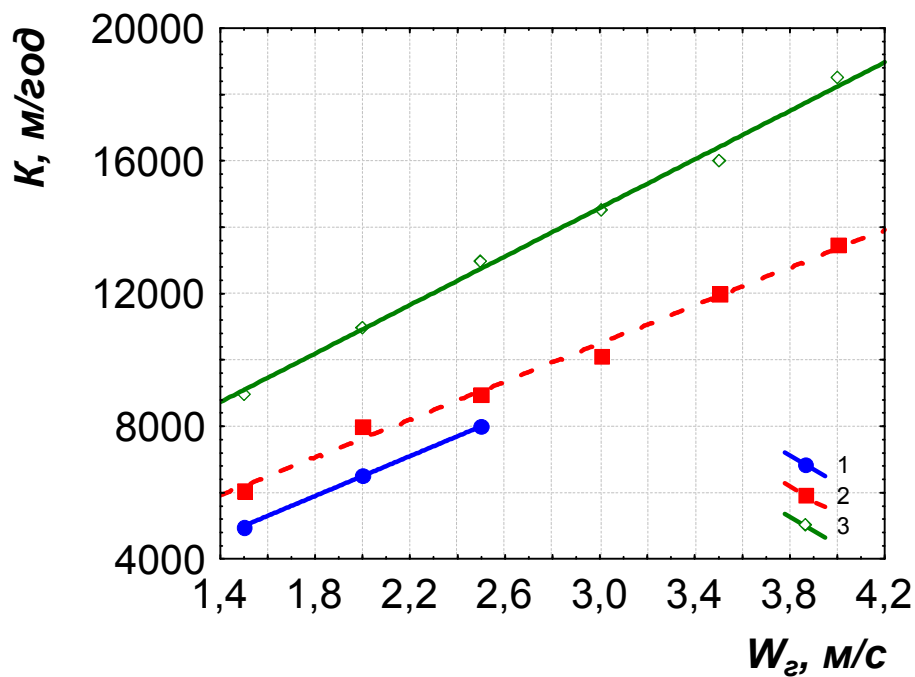


Рис. 10.8. Залежність коефіцієнта масопередачі комбінованого контактного пристрою від швидкості газу. Система аміак – вода:

$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $d_e = 0,005 \text{ м}$; $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без насадки НІ;

2 – $d_e = 0,005 \text{ м}$; $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із насадкою НІ;

3 – $d_e = 0,05 \text{ м}$; $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із насадкою НІ

У результаті обробки експериментальних даних було отримано таку емпіричну залежність для розрахунку коефіцієнта масопередачі в газовій фазі, м/год:

$$K_s = 1,3 \cdot 10^3 W_2^{1,5} L_0^{0,17} d_e^{0,38} S_0^{-0,77} \quad (10.2)$$

та при визначенні ККД, % :

$$\eta = 0,170 \cdot 10^3 W_2^{-1,7} L_0^{0,35} d_e^{-0,3} S_0^{-0,52} \quad (10.3)$$

при границях застосування формули: $W_2 = 2 - 4 \text{ м/с}$,
 $L_0 = 3 - 20 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$, $S_0 = 20 - 40 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_e = 0,012 - 0,07 \text{ м}$.

Похибка розрахунків за даними рівняннями не перевищила 20 %.

Під час виведення розрахункових критеріальних рівнянь при абсорбції аміаку залежність $K_s = f(H)$ виражають одночленом [12]:

$$K_s = n(H)^m \quad (10.4)$$

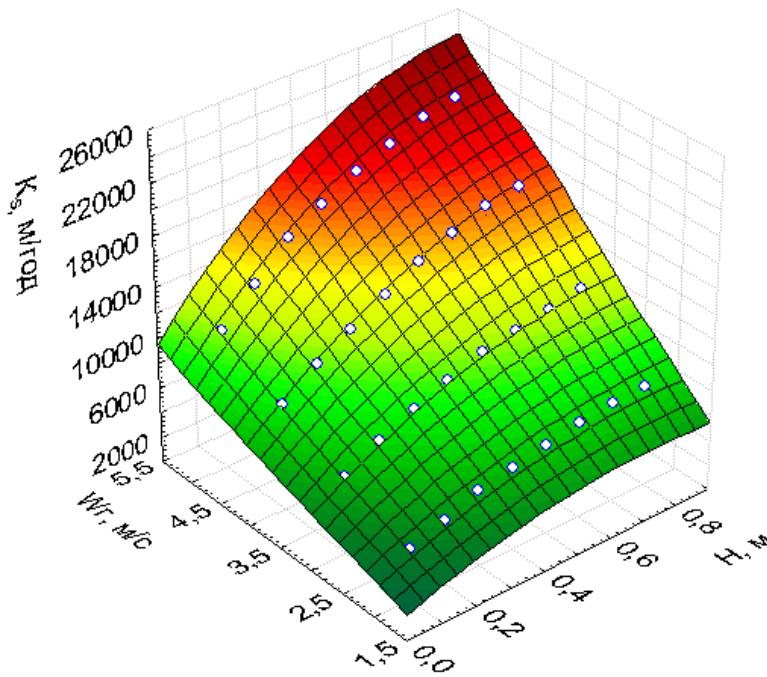


Рис. 10.9. Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі решітки, від висоти газорідного шару при різних швидкостях газу. Система аміак – вода: $d_e = 0,05$ м; $S_0 = 0,20$ м²/м²

У результаті обробки експериментальних даних було отримано рівняння для визначення коефіцієнта масопередачі в газовій фазі K_s , м/год:

$$K_s = 4853W_g H^{0,33} \quad (10.5)$$

Як бачимо із рис. 10.8, 10.9, швидкість газу істотно впливає на висоту газорідного шару та коефіцієнт масопередачі в ККП. Відхилення від розрахункових та експериментальних даних за рівнянням (10.5) не перевищило ± 15 .

Отже, ефективність масообміну в комбінованому контактному пристрої що працює в режимі високотурбулізованої піни, підтверджує, що конструкція ККП приводить до інтенсивного перемішування взаємодіючих потоків, стримування газомісту і зростання величини поверхні контакту фаз та швидкості їх оновлення.

Експериментальні дані наведені в додатку В.

10.2. Масопередача в рідкій фазі

Дослідження масопередачі в рідкій фазі проводилися при абсорбції важкорозчинного газу CO_2 водою. Процес абсорбції лімітувався в рідкій фазі.

Як зрозуміло із досліджень, описаних у попередніх розділах даної роботи, швидкість газу значно впливає на гідродинамічні процеси, що відбуваються в комбінованому контактному пристрої, зокрема впливає на початкову висоту рідини, висоту піни, турбулентність пінного шару, загальну поверхню контакту

фаз і швидкість оновлення цієї поверхні. Тому швидкість газу має значний вплив і на коефіцієнт швидкості поглинання газу, а також на характер поглинання впливає розчинність газу в рідині. Особливо це стосується важкорозчинних газів, таких, як двоокис вуглецю та інші [12].

На відміну від легкорозчинних газів ККД вловлювання важкорозчинних газів значною мірою залежить від швидкості газу в повному перерізі апарата. Збільшення W_2 понад певну межу в пінних апаратах без стабілізатора спричиняє зменшення величини міри поглинання газу. У зв'язку з тим що насичення рідини газом у цьому випадку проходить повільніше, ніж легкорозчинним газом, зменшення тривалості контакту фаз при збільшенні W_2 приводить до того, що досягає максимуму при значенні $W_2 = 1,5-2$ м/с. Коефіцієнт швидкості уловлювання K_s залежить як від W_2 , так і від h_0 .

Автори праці [13] пояснюють зниження ККД і коефіцієнта швидкості уловлювання важкорозчинних газів при збільшенні швидкості останніх зменшенням часу контакту фаз, яке вже не може компенсуватися збільшенням турбулентності системи. При швидкостях газу в повному перерізі пінного апарата більше 2 м/с до вищенаведених причин зниження ККД поглинання газу необхідно, віднести появу хвильового режиму, що викликає неоднорідність структури газорідної системи і обумовленого прориву газових струменів, із яких газ не встигає розчинятися в рідині. Амплітуда коливань висоти шару піни на решітках без стабілізатора може відрізнятись від середнього значення висоти шару піни більше ніж у 2 рази, особливо при $W_2 = 3-4,5$ м/с.

Збільшення щільності зрошування призводить до підвищення шару піни, зменшення амплітуди коливань висоти шару піни і, як наслідок, до деякого збільшення ККД вловлювання. Оскільки при поглинанні важкорозчинних газів ставиться за мету досягти найбільшого насичення рідини, збільшення витрати доцільне. Крім того, збільшення витрати рідини призводить до підвищення витрати енергії на її перекачування і дорожчання продукції.

Отже, для інтенсифікації поглинання важкорозчинних газів потрібне створення стійкого турбулізованого газорідного шару достатньої висоти при невеликій витраті зрошувальної рідини. Саме такий шар створюється в пінних апаратах на решітках із насадкою Н1.

Раніше показано [13], що установка стабілізатора на дірчастих решітках пінних апаратів значно покращує показники уловлювання слюдяного пилу, що, як правило, важко уловлюється в інших типах апаратів. Так, на дірчастих решітках $S_0 = 0,195$ м²/м² діаметром отворів 5 мм при питомому зрошуванні $m = 0,4$ л/м³ ККД уловлювання пилу досягав максимуму при $W_2 = 2,4$ м/с, потім починав знижуватися з подальшим зростанням W_2 .

Збільшення висоти шару піни, початкового шару рідини, інтенсивніша турбулізація газорідного шару і поліпшення показників уловлювання слюдяного пилу на решітках із стабілізатором [13] дозволили нам припустити, що під час використання за стабілізатор пінного шару насадку Н1 також

можлива інтенсифікація поглинання важкорозчинних газів.

Далі наведено дослідження поглинання CO_2 водою. Графічні залежності побудовані в логарифмічних координатах. Експериментальні дані наведені в додатку В.

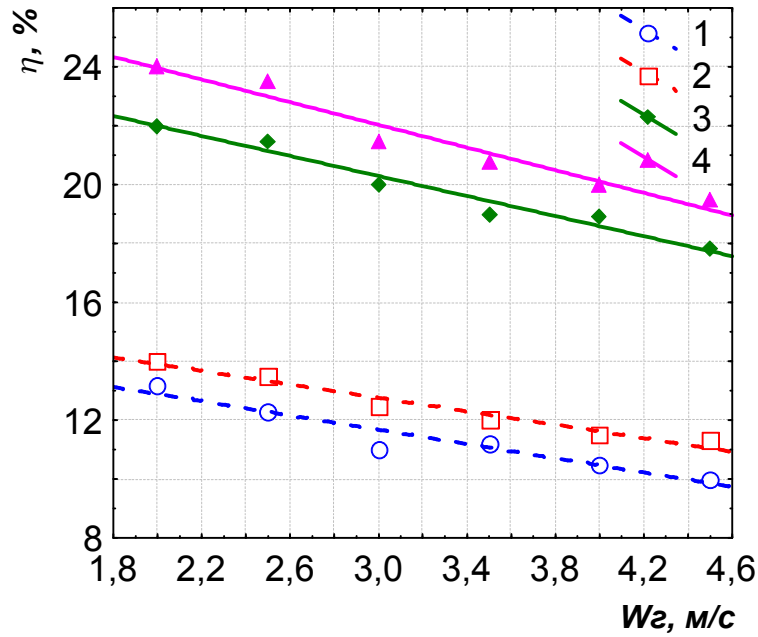


Рис. 10.10. Залежність ККД абсорбції CO_2 водою від швидкості газу:
 $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $d_0 = 0,05 \text{ м}$; S_0 : 1, 3 – $0,18$; 2, 4 – $0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$
 ————— із насадкою НІ - - - - - без насадки

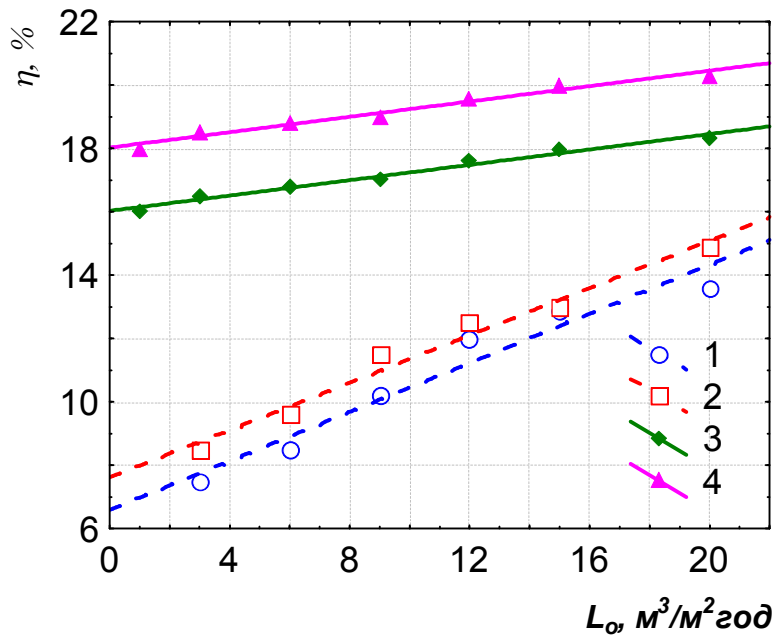


Рис. 10.11. Залежність ККД абсорбції CO_2 водою від щільності зрошення:
 $W_g = 3 \text{ м/с}$; $d_0 = 0,05 \text{ м}$; S_0 : 1, 2 – $0,18$; 3, 4 – $0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$
 ————— із насадкою НІ - - - - - без насадки

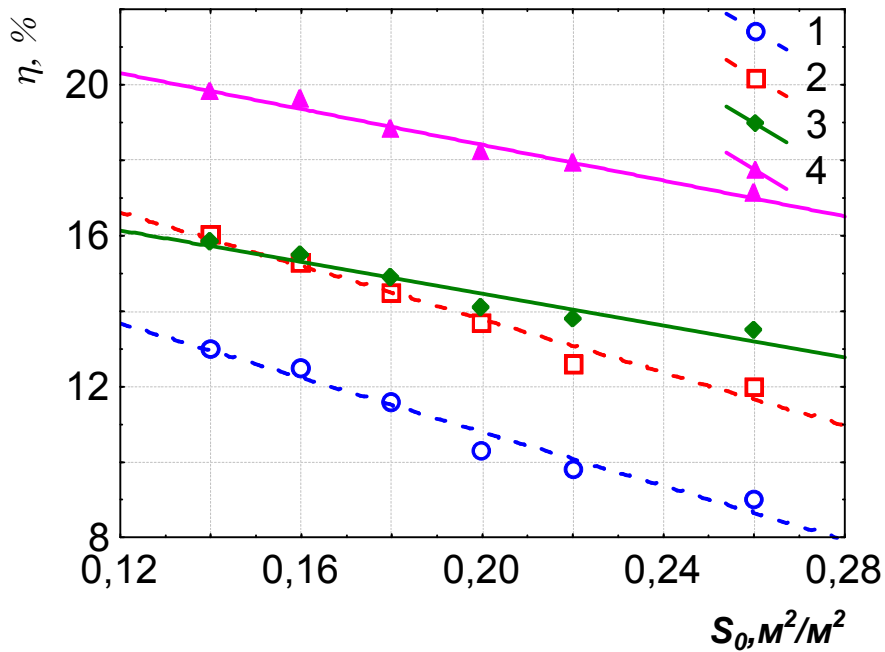


Рис. 10.12. Залежність ККД абсорбції CO_2 водою від вільного перерізу :
 $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $d_0 = 0,05 \text{ м}$; $W_2 = 2,3-2; 1,4-4 \text{ м/с}$
 ————— із насадкою Н1 - - - - - без насадки

Із рис 10.11 бачимо, що під час застосування насадки Н1 спостерігається менш різке зростання ККД полицки, ніж під час роботи апарата без насадки Н1. Це обумовлено тим, що при збільшенні щільності зрошення відбувається зменшення висоти пінного шару під вагою рідини, що надходить, і відповідно відбувається збільшення світлої рідини в комбінованому контактному пристрої, з якої утворюється пінний шар.

При збільшенні вільного перерізу ККП (тарілки) можна побачити, що ККД полицки зменшується (рис. 10.12). Це можна пояснити зменшенням висоти газорідного шару в комбінованому контактному пристрої, а відповідно і зменшенням поверхні контакту фаз.

При швидкості газу в повному перерізі апарата 4,5 м/с ККД поглинання CO_2 водою на ґратах із стабілізатором майже у 2 рази перевищує ККД поглинання CO_2 на решітках без стабілізатора. Характер залежності на решітках із стабілізатором дозволяє припустити, що можливе і подальше підвищення ККД поглинання важкорозчинних газів при збільшенні W_2 більше 4,5 м/с.

У результаті обробки експериментальних даних було отримана така емпіричну залежність:

$$\eta_{H1} = 6,9 W_2^{-0,2} L_0^{0,11} S_0^{-0,3}, \quad (10.6)$$

де 6,9 – коефіцієнт, який визначали експериментально (введено середнє значення d_0 для крупнодірчастих тарілок). При границях застосування

формули: $W_2 = 2 - 4 \text{ м/с}$; $L_0 = 3 - 20 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{год}$; $S_0 = 20 - 40 \text{ м}^2 / \text{м}^2$; $d_e = 0,012 - 0,07 \text{ м}$.

Відхилення експериментальних та розрахованих значень за формулою 10.6 не перевищують 15 %.

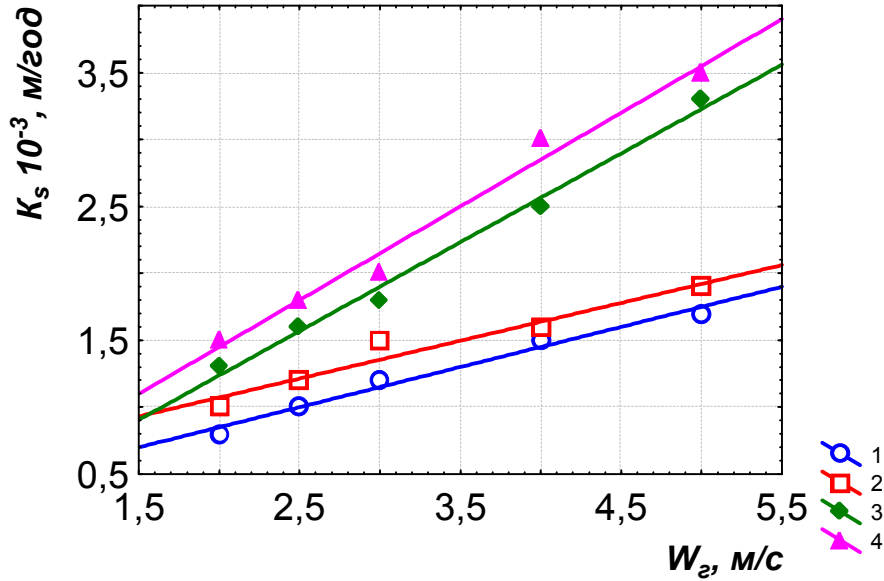


Рис. 10.13. Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих решітках від швидкості газу в повному перерізі апарата:
 S_0 : 1, 3 – 0,2; 2, 4 – 0,169 $\text{м}^2/\text{м}^2$; $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $d_0 = 0,05 \text{ м}$
 ————— із насадкою HI - - - - - без насадки

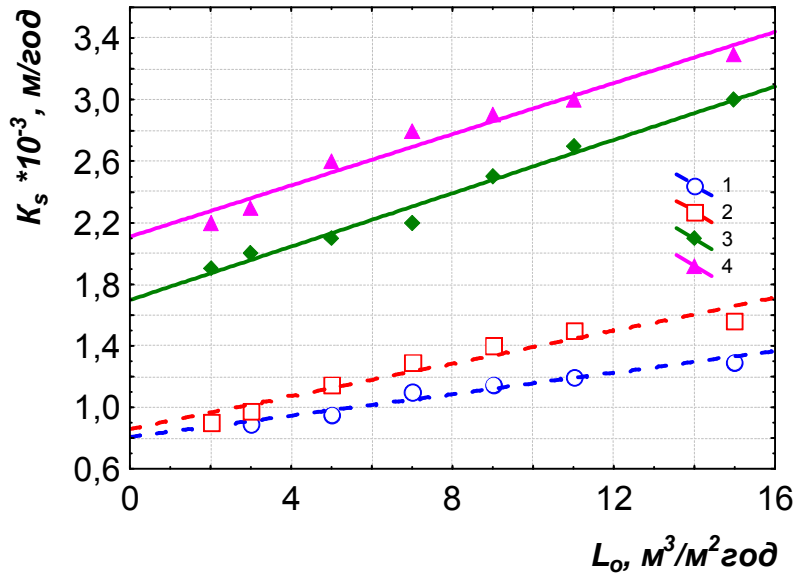


Рис. 10.14. Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих решітках від щільності зрошення:
 S_0 : 1, 3 – 0,20; 2, 4 – 0,18; $\text{м}^2/\text{м}^2$; $W_2 = 3 \text{ м/с}$; $d_0 = 0,05 \text{ м}$;
 ————— із насадкою HI - - - - - без насадки

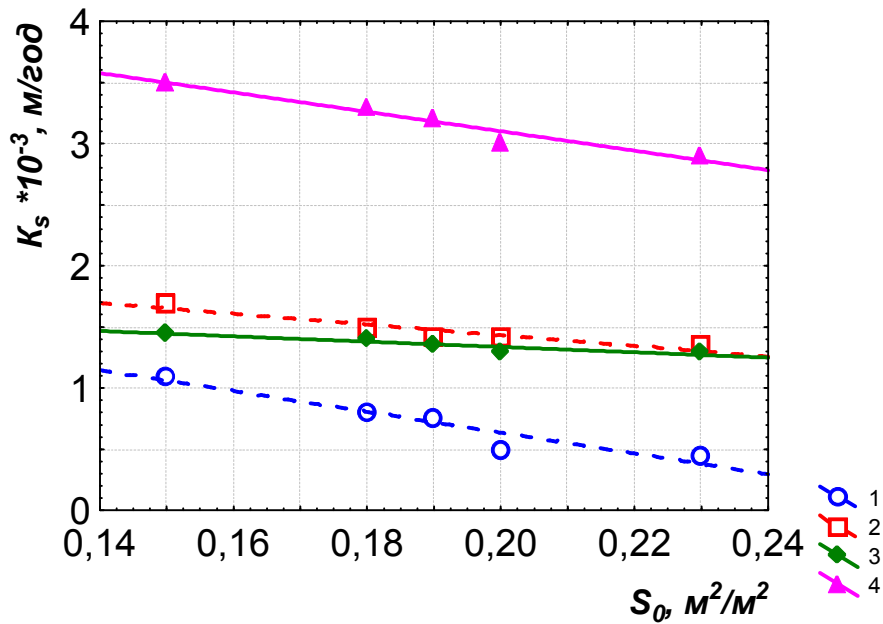


Рис. 10.15. Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих решітках від вільного перерізу:
 $L_0 = 8 m^3/m^2 \cdot год$; $W_2 = 1, 2 - 2; 3, 4 - 4 m/c$; $d_0 = 0,05 m$;
 ————— із насадкою Н1 - - - - - без насадки

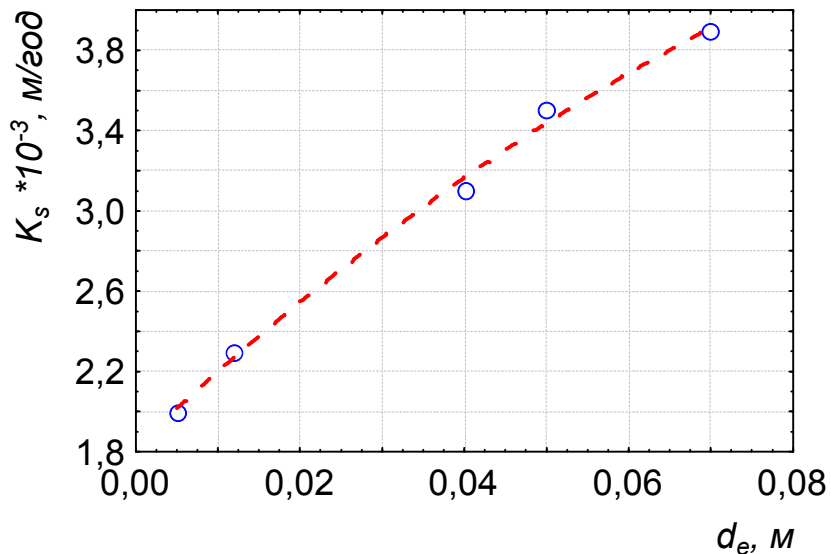


Рис. 10.16. Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих решітках від діаметра отворів тарілки:
 $L_0 = 8 m^3/m^2 \cdot год$; $W_2 = 2 m/c$; $S_0 = 0,20 m^2/m^2$;
 - - - - - із насадкою Н1

На рис. 10.13 наведено залежність $K_s = f(W_2)$. У результаті дослідження було виявлено, що K_s із застосуванням насадки Н1 збільшується порівняно з роботою тарілок без насадки і дає змогу значно інтенсифікувати процес.

При збільшенні щільності зрошення (рис. 10.14) відбувається зростання коефіцієнта масопередачі, але не так швидко, як без застосування насадки Н1. Таку зміну можна пояснити тим, що інтенсифікація відбувається за рахунок більшої турбулізації газорідного шару в ККП за допомогою насадки Н1. Також при зростанні щільності зрошення спостерігається поступове зменшення висоти пінного шару H , однак, це не призводить до різкого зниження K_s .

З рис 10.15 бачимо, що збільшення вільного перетину решітки призводить до незначного зменшення значень коефіцієнтів швидкості поглинання двоокису вуглецю. При цьому зменшується висота пінного шару, що в свою чергу призводить до зменшення поверхні контакту газової та рідкої фаз. Однак при застосуванні насадки Н1 спостерігається менш різке зниження K_s . Це можна пояснити тим, що насадка Н1 дозволяє затримувати більше рідини в комбінованому контактному пристрої, а відповідно створювати за рахунок закручування та турбулізації газорідної фази додаткову активну поверхню для взаємодії фаз. Виходячи з цього, можна зробити висновок, що при застосуванні насадки Н1 у комбінованому контактному пристрої при збільшенні вільного перерізу тарілок можна досягти значної інтенсифікації процесу абсорбції газів при цьому зменшити металоємність обладнання.

У результаті обробки експериментальних даних було отримано таку емпіричну залежність для розрахунку коефіцієнта масопередачі K_s , м/год:

$$K_{s(H1)} = 230W_2^{1,2}L_0^{0,16}S_0^{-0,22}, \quad (10.7)$$

де 230 – коефіцієнт, який визначали експериментально (введено середнє значення d_0 для великодірчастих тарілок) при межах застосування формули:

$$W_2 = 2 - 4 \text{ м / с}; \quad L_0 = 3 - 20 \text{ м}^3 / \text{м}^2 \text{ год}; \quad S_0 = 20 - 40 \text{ м}^2 / \text{м}^2;$$

$$d_e = 0,012 - 0,07 \text{ м}.$$

Відхилення експериментальних та розрахованих значень за формулою 10.6 не перевищують 20 %.

Висновки до розділу 10

У результаті проведених експериментальних досліджень масообмінних характеристик роботи комбінованого контактної пристрою із застосуванням насадки Н1:

- визначено залежності ефективності роботи комбінованого контактної пристрою від режимних та конструктивних параметрів;

- отримано масообмінні показники роботи комбінованого контактної пристрою залежно від режимних та конструктивних параметрів тарілки та встановленої над нею насадки;

- результати розрахунків за отриманими залежностями показують достатньо великий збіг із з експериментальними даними (відхилення для різних залежностей коливається в межах 7–15 %).

РОЗДІЛ 11. ПРАКТИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩОДО ВДОСКОНАЛЕННЯ АПАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕННЯ ПРОМИВАЧА ПОВІТРЯ ФІЛЬТРІВ ВІДДІЛЕННЯ АБСОРБЦІЇ. МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ

Із досліджень авторів [4] відомо, що процес поглинання аміаку розчином NaCl (107 н. д.) на одній полиці апарата із застосування провальних тарілок становить 70–80 %, а ступінь поглинання аміаку водою – 80–90 %. Для повного вловлювання аміаку встановлюють 4 контактні ступені – провальні тарілки, що працюють у пінному режимі. Загальний ступінь поглинання CO₂ у промивачі повітря фільтрів такої конструкції може досягати 65–70 %.

Необхідно зазначити, що дослідження, які проводилися на системі вода – повітря, помітно відрізняються від реальних за фізико-хімічними показниками. Але, як показує аналіз літературних джерел, фізико-хімічні властивості системи в умовах інтенсивного пінного режиму, який був в усьому діапазоні дослідження, відіграють меншу роль, ніж гідродинамічні. Тому отримані рівняння можна застосувати для розрахункової методики промивача повітря фільтрів із новими комбінованими контактними пристроями у відділенні абсорбції виробництва кальцинованої соди.

Для ділянки відділення абсорбції, на якому пропонується встановити комбінований контактний пристрій, виходячи із параметрів технологічного режиму, відкладання інкрустацій на комбінованому контактному пристрої не передбачено.

У результаті проведених досліджень у ККП було запропоновано такі конструктивні параметри промивача повітря фільтрів для реальних умов роботи:

1. Установити над великодірчастими провальними тарілками регулярну насадку Н1 із такими параметрами: висота блока насадки $h_{\text{бл}} = 0,05$ м, кут нахилу гофр у ламелі до вертикальної осі $\alpha = 20^\circ$, кут гофрування $\beta = 90^\circ$, висота гофри $h = 0,04$ м.

2. Насадку встановити над полотном тарілки на висоті 0,08 м.

3. Встановити за висотою промивача повітря фільтрів 4 комбінованих контактних пристрої.

Удосконалену конструкцію промивача повітря фільтрів комбінованими контактними пристроями наведено в додатку Д.

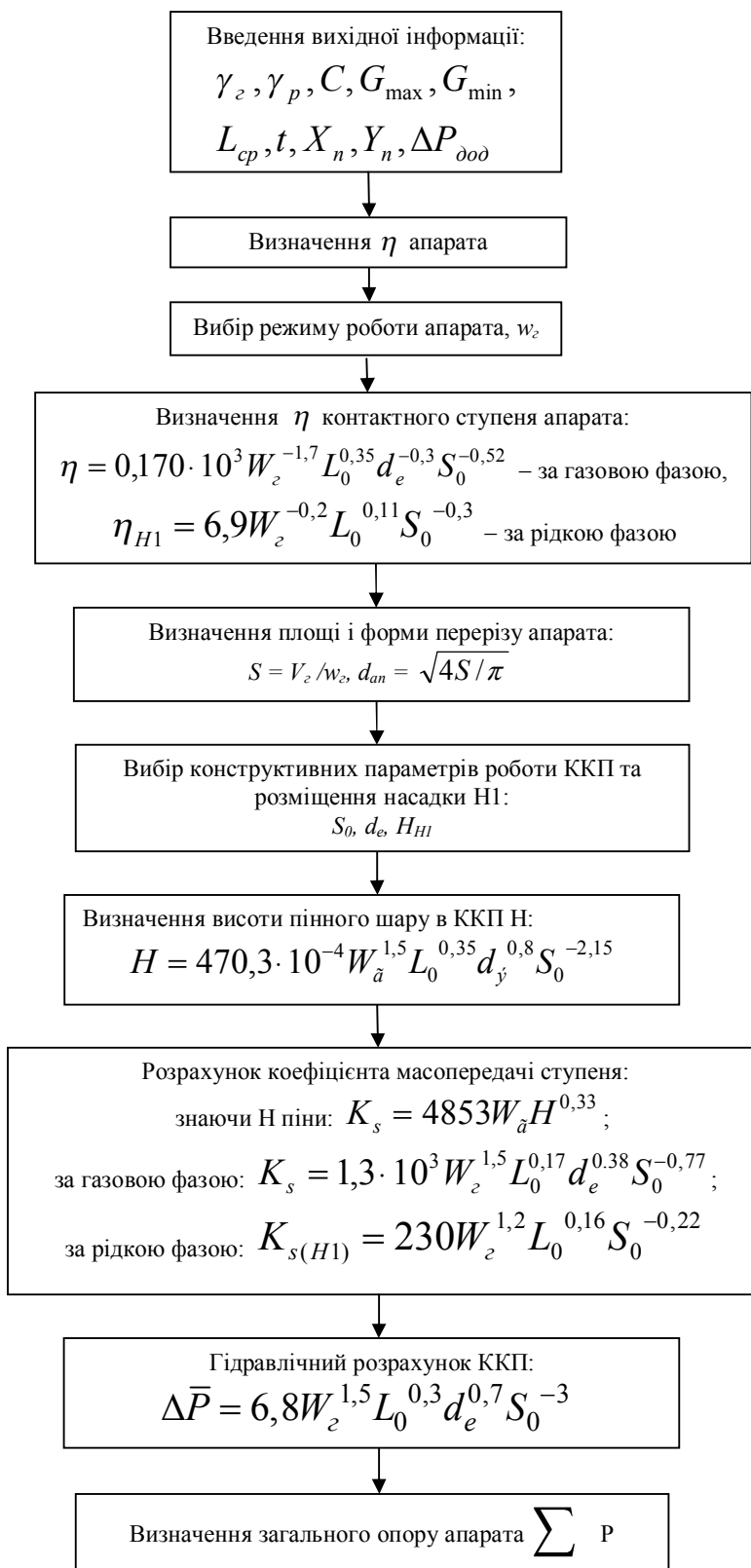


Рис. 11.1. Методика інженерного розрахунку промивача повітря фільтрів

Висновки до розділу 11

При узагальненні отриманих теоретичних та експериментальних результатів досліджень розроблена методика інженерного розрахунку комбінованого контактної пристрою.

Запропоновано вдосконалений комбінованими контактними пристроями промивач повітря фільтрів для відділення абсорбції.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ ДО ДРУГОЇ ЧАСТИНИ

Процес абсорбції реалізовано в колонному апараті з використанням комбінованого контактної пристрою. У процесі досліджень отримані такі висновки:

1. Аналіз літературних джерел показав, що принцип комбінування провальних, сітчастих, струминних тарілок із різними насадковими елементами (регулярні рулонні, пластинчасті, нерегулярні (зважені)) в колонних апаратах усе частіше використовується для різних масообмінних процесів.

2. Експериментально та теоретично обґрунтовано і розроблено конструкцію комбінованого контактної пристрою, що складається із провальної тарілки та регулярної листової насадки Н1.

3. Виявлено та досліджено існування різних зон газорідної системи: руйнування газових потоків, турбулізацію газорідних фаз у насадці Н1 при скручуванні та завихренні газорідного шару, однорідної високотурбулізованої піни, бризків у комбінованому контактному пристрої.

4. Досліджено гідравлічний опір комбінованого контактної пристрою у широкому діапазоні навантажень за фазами і від конструктивних параметрів. Визначено граничні навантаження й області роботи комбінованого контактної пристрою. Виявлено кореляційну залежність, що дозволяє розрахувати гідравлічний опір та сумарне віднесення рідини комбінованого контактної пристрою за різними робочими параметрами.

5. Виявлено закономірності масоперенесення для газової та рідкої фаз при абсорбції легко- і важкорозчинних газів водою в комбінованому контактному пристрої. Отримано залежність для визначення коефіцієнта масовіддачі від основних режимних і конструктивних параметрів: швидкості газу у вільному перерізі апарата, щільності зрошення, вільного перерізу ККП, діаметра отворів дірчастої провальної тарілки та фізико-хімічних властивостей системи.

6. Визначені області роботи та конструктивні характеристики комбінованого контактної пристрою: швидкість газу в апараті – 1–4 м/с, навантаження за рідиною – 1–15 м³/м²·год, вільний переріз – 0,18–0,30 м²/м², діаметр отворів провальної тарілки – 0,005 – 0,04 м, висота блока насадки Н1 – 30–60 мм, кут нахилу грані гофра до вертикальної осі – 20–45 град, кут між гранями гофра – 95°, висота грані гофра – 30–60 мм, гофрована ламель перфорована отворами діаметром 2–3 мм із кроком 6–9 мм залежно від параметрів технологічного процесу. Висота розміщення насадки Н1 над полотном тарілки: для дрібнодірчастих тарілок Н_{ст} – 10–35 мм, для великодірчастих Н_{ст} – 60–80 мм.

7. Обґрунтовано методику розрахунку колонного апарата з використанням нового комбінованого пристрою залежно від параметрів технологічного процесу, яка відрізняється врахуванням конструктивних особливостей ККП.

8. На основі отриманих даних у роботі обґрунтовано рекомендації щодо вдосконалення конструкції колонних апаратів новими комбінованими пристроями.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ ДО ДРУГОЇ ЧАСТИНИ

1. Ткач Г. А. Производство соды по малоотходной технологии / Г. А.Ткач, В. П. Шапорев, В. М. Титов. – Харьков : ХГПУ, 1998. – 429 с.
2. Цейтлин М. А. Абсорбционная очистка газов в содовом производстве / М. А. Цейтлин, В. Ф. Райко, Л. Л. Тovaжнянский, В. П. Шапорев. – Харьков : НТУ «ХПИ», 2005. – 144 с.
3. Позин М. Е. Пенный способ обработки газов и жидкостей / М. Е. Позин, И. П. Мухленов, Е. С. Тумаркина и др. // Труды ЛТИ им. Ленсовета. – Л. : Госхимиздат, 1955. Вып. 31. – 258 с.
4. Позин М. Е. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы. Работа и расчет пенных аппаратов / М. Е. Позин, И. П. Мухленов, Е. Я. Тарат. – Л. : Госхимиздат, 1959. – 153 с.
5. Тараненко Г. В. Гидродинамика и массопередача комбинированного контактного устройства : автореф. дис. на соискание науч. степени канд. техн. наук : спец. 05.17.08 «Процессы и оборудование химической технологии» / Г. В. Тараненко, [ГИАП]. – М., 1984. – 24 с.
6. Ткач А. Г. Исследование абсорбционно-десорбционных процессов содового производства с целью их интенсификации : автореф. дис. на соискание науч. степени д-ра техн. наук : спец. 05.17.08 «Процессы и аппараты химических технологий» / А. Г. Ткач. – Харьков, 1977. – 41 с.
7. Колесниченко В. Т. Применение плоских тарелок с большими отверстиями в средах, инкрустирующих и забивающих аппараты осадками / В. Т. Колесниченко // Оборудование, его эксплуатация, ремонт и защита от коррозии в химической промышленности: реф. сб. – М. : НИИТЭХИМ, 1977. – № 12. – С. 1–5.
8. Цейтлин М. А. Массопередача в процессах очистки и охлаждения газов и жидкостей содового производства : дис. ... д-ра техн. наук : 05.17.08 / Моисей Абрамович Цейтлин. – Харьков, 2003. – 305 с.
9. Крашенников С. А. Технология соды / С. А. Крашенников. – Химия, 1988. – 304 с.
10. Гурець Л. Л. Очистка промислових газів в апаратах із провальними тарілками великих отворів / Л. Л. Гурець, І. С. Козій // Вісник КДПУ ім. М. Остроградського. – 2008. – № 5 (52). Частина 2. – С. 162–164.
11. Козій І. С. Дослідження ефективності пилоочищення в апараті з провальними тарілками великих отворів / І. С. Козій, Л. Л. Гурець // Вісник КДПУ ім. М. Остроградського. – 2010. – № 6 (65). – С. 160–162.
12. Тарат Е. Я. Пенный режим и пенные аппараты / Е. Я. Тарат, И. П. Мухленов, А. Ф. Туболкин, Е. С. Тумаркина. – Л. : Химия, 1977. – 304 с.
13. Тovaжнянский Л. Л. Интенсивные аппараты со стабилизированным слоем пены для очистки отходящих газов : монография / Л. Л. Тovaжнянский, В. Ф. Моисеев, В. Б. Байрачный, В. П. Шапорев. – Харьков : НТУ «ХПИ», 2003. – 228 с.
14. Моисеев В. Ф. Закономерности гидродинамики пенного слоя со

стабилизатором / В. Ф. Моисеев, О. Н. Филенко, П. В. Кузнецов // Вісник Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут». – Харків : НТУ «ХПІ», 2004. – № 39. – С. 64–71.

15. Молдабеков Ш. М. Очистка фосфор-, фтор- и серусодержащих газов производства фосфора и его соединений : дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.01 / Ш. М. Молдабеков. – М., 1984. – 529 с.

16. Филенко О. Н. Структурные параметры пенного слоя на мелкодырчатых противоточных решетках со стабилизатором / В. Ф. Моисеев, О. Н. Филенко, П. В. Кузнецов // Східно-європейський журнал передових технологій. – Харків : Технологічний центр, 2004. – № 4 (10). – С. 84–88.

17. Industrial and Engeneering Chemical Process Des. and Dev. – 1984. – № 3. – P. 561–565.

18. Промышленные установки Линас [Электронный ресурс]. – Режим доступа : <http://www.linax.ru>.

19. Пат. 2119814 Рос. Федерация, МПК В01D53/18. Апарат для контакта жидкости с газом / Зиберт Г. К.; заявитель и патентообладатель Дочернее акционерное общество «Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры». – № 97119975/25; заявл. 19.11.97; опубл. 10.10.98, Бюл. №14.

20. Тютюнников А. Б. Контактные элементы массообменных колонн: учеб. пос. / А. Б. Тютюнников, Л. Л. Товажнянский, А. П. Готлинская. – К. : ИСДО, 1993. – 440 с.

21. Пат. 2135252 Рос. Федерация, МПК В01D53/18. Колонна с насадкой / Карл Т. Чуанг; заявитель и патентообладатель «Дзе Гавернес оф дзе Юниверсити оф Альберта». – № 93053898/25, заявл. 05.02.92, опубл. 27.08.99, Бюл № 11.

22. А. с. 899050 СССР, МКИ В01D3/04–3/22. Колонна для масообмена / В. Г. Плаксин, О. Д. Путилина и др. ; заявитель и патентообладатель «Восточный НИИ углехимический институт», заявл. 05.02.80; опубл. 27.08.82, Бюл № 23.

23. Andzzej I. Stankiewicz. Process Intensification: Transforming chemical Enginiring / Andzzej I. Stankiewicz, Jacob A. Mouijn // Chemical Enginiring Process. January. – 2000. – P. 7–12.

24. ANEMA 2000. International meeting on Chemical Engineering. Presse-Information [Электронный ресурс]. Режим доступа : <http://www.achema.de>.

25. Technik und Umweltschutz. № 38: Schallminderyng durch rechnergestutzte Konstruktion von verkehrsmitteln / Hrsg: Kommission Umweltschutz beim Prasadium der Kammer der Technik. – Leipzig : Dt. Verl. Fur Grundstoffind. 1990. – 244 s.

26. Страус В. Промышленная очистка газов / В. Страус. – М. : Химия, 1981. – 625 с.

27. Вертузаев Е. Д. Опыт масштабного перехода при разработке промышленных массообменных аппаратов / Е. Д. Вертузаев // Химическая промышленность. – 1990. – № 4. – С. 31–35.

28. Шервуд Т. Массопередача / Т. Шервуд, П. Пикфорд, Ч. Уилки ; пер. с

англ. канд. хим. наук Н. Н. Кулова ; под ред. чл.-кор. АН СССР В. А. Малюсова. – М. : Химия, 1982. – 696 с.

29. Китаин Ю. В. Насадки массообменных колонн для системы газ – жидкость / Ю. В. Китаин, В. Я. Филин. – М. : ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1980. – 50 с.

30. Годзиевский А. Ф. Конструктивные особенности контактных устройств провального типа для колонных аппаратов / А. Ф. Годзиевский, А. М. Кутепов, В. А. Тарасов и др. – М. : НИИТЕХИМ, 1990. – 35 с.

31. Декларацийний пат. 57669 А Україна, МКИ В 01 D 47/02. Апарат для мокрогo очищення газів / Пляцук Л. Д., Лазненко Д. О., Гурець Л. Л. (Україна) та ін; Сумський державний університет. – № 2002108337; заявл. 22.10.2002; опубл. 16.06.2003, Бюл. № 6. – 3 с. ил.

32. Пат. 1097357 SU: МПК В01D47/14 Апарат с подвижной насадкой / Алексеев В. П., Дорошенко А. В., Угольников Н. П. и др., заявитель и патентообладатель Одесский технологический институт холодильной промышленности. – № 2667975/23–26; заявл. 05.07.78; опубл. 15.06.84, Бюл. № 22.

33. US Patent 3387665, International Class: В 01 D 261/114, 1975. Masstransfer device / Pekar, John A. Assignee Imperial Chemical Industrial Chemical Industries Limited (London, GB). – № 03/953886; filed 25.11.72; patented 12.05.74.

34. Патент Англии № 1250703 кл. В01R, Массообменное устройство / Леонард Рональд Д., Джонсон Кеннет М., 23.10.71.

35. А. с. 915872 СССР, МКИ В01D3/22, В01D3/32 Контактная тарелка / И. Л. Александров, М. Ш. Валеев, А. Ш. Дехтерман и др; заявитель и патентообладатель Производственное объединение «Горькнефтеоргсинтез» и всесоюзный заочный политехнический институт. – № 2831075/23; заявл. 29.10.79; опубл. 30.03.82.

36. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / В. М. Олевский, А. М. Калашников, В. И. Чернышов; под ред. В. М. Олевского. – М. : Химия, 1988. – 240 с.

37. Исследование работы ректификационной колонны с регулярными насадками / В. И. Чернышов, В. А. Герцовский, М. Е. Сквирский, В. М. Олевский // Химическая промышленность. – 1983. – № 11. – С. 48–50.

38. Интенсификация газожидкостных взаимодействий с применением пенных аппаратов / И. П. Мухленов, А. Ф. Туболкин, Г. В. Черепков и др. // Химическая промышленность. – 1986. – № 6. – С. 47–49.

39. Декларацийний патент на винахід. № 32340 А Україна, МПК В 01 J 19/32. Тепломасообмінний апарат / Пляцук Л. Д., Гурець Л. Л. № 99042049; заявлено 13.04.1999; опубл. 15.12.2000, Бюл. № 7-II. – 4с. ил.

40. А. с. 1586736 СССР, МКИ В 01 D 3/30. Контактное устройство для взаимодействия газа с жидкостью / Балабеков О. С., Омаркулов П. К., Пляцук Л. Д. и др. (СССР). – № 4433220/31-26; заявлено 30.05.88; опубл. 23.08.90, Бюл. № 42. – 3 с. ил.

41. А. с. 434969 СССР, МКИ В01D3/22, В01D3/32. Массообменное устройство / Ковалев О. С., Тарат Э. Я.; заявлено 05.02.71; опубл. 13.09.74,

Бюл. № 25.

42. А. с. 578091 СССР, МКИ В01D3/22, В01D3/32. Газоочиститель ПАСС–П / Тарат Э.Я., Ковалев О.С., Мухленов И.П. – 1979. – Бюл. № 38.

43. Пат. 44700 України, МПК (2009) В01D47/04. Пінний апарат / Пляцук Л. Д., Гурець Л. Л., Козій І. С.; заявник та утримувач патенту Сумський державний університет. – № а 2009 00337; заявл. 19.01.09; опубл. 10.08.10, Бюл. № 15.

44. Балабеков О. С. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты / О. С. Балабеков, Л. Ш Балтыев. – М. : Химия, 1991. – 256 с.

45. А. с. № 1053859 СССР, МКИ В01D3/22, В01D3/32. Центробежный завихритель / О. С. Ковалев. – 1983. – Бюл. № 42.

46. Пат. 2163835 Рос. Федерация, МПК В01D47/04. Сотовый пенный аппарат / Герсимов А. Ф.; заявитель и патентообладатель Герасимов А. Ф. – № 99119462/12, заявл. 07.09.1999; опубл. 10.03.2001, Бюл. № 12.

47. Скобло А. И. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А. И. Скобло. – М. : Недра, 2000. – 677 с.

48. Пат. 2188706 Рос. Федерация, МПК В01J19/32, В01F3/04. Регулярная насадка для тепло- и массообменных аппаратов / Зиберт Г. К., Кащицкий Ю. А., Куликова С. Н.; заявитель и патентообладатель Дочернее открытое акционерное общество «Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры Открытого акционерного общества «Газпром»». – № 2001101106/12; заявл. 15.01.2001; опубл. 10.09.2002, Бюл. № 12.

49. Пат. 2384362 Рос. Федерация, МПК В01J19/32. Регулярная насадка / Тютюник Г. Г., Аджиев А. Ю., Бойко С. И., Литвиненко А. В., заявитель и патентообладатель «Открытое акционерное общество «Научно-исследовательский и проектный институт по переработке газа» (ОАО «НИПИгазпереработка»). – № 2008151482/15№; заявл. 24.12.2008; опубл. 20.03.2010.

50. Стадников В. Н. Гидродинамика и массообмен в барботажном слое / В. Н. Стадников, О. Г. Муравская // Изв. вузов. СССР. Пищевая технология. – 1959. – № 5. – С. 108–125.

51. Касаткин А. Г. Гидравлические закономерности процессов на барботажных тарелках / А. Г. Касаткин, Ю. И. Дытнерский, Д. М. Попов // Химическая промышленность. – 1961. – № 7. – С. 482–491.

52. Касаткин А. Г. Гидравлика газожидкостных систем / А. Г. Касаткин, Ю. И. Дытнерский, С. У. Умаров // Химическая промышленность. – 1958. – № 3. – С. 166–172.

53. Зеленский Ю. Г. Удельный вес газожидкостной эмульсии на решётчатых тарелках / Ю. Г. Зеленский, В. В. Кафаров // Журнал прикладной химии. – 1962. – Т. 35. – № 9. – С. 1989–1995.

54. Мухленов И. П. Исследование десорбции газов при пенном режиме / И. П. Мухленов // Труды НИОХИМ. – 1958. – № 11. – С. 141–165.

55. Мухленов И. П. Взаимодействие газов с жидкостями в пенном режиме / И. П. Мухленов, Г. А. Ткач, И. Д. Зайцев // Химическая промышленность. –

1983. – № 8. – С.38–44.

56. Вальберг А. Ю. К вопросу о предельных параметрах пенного режима в аппаратах с полным протеканием жидкости через отверстия / А. Ю. Вальберг, Э. Я. Тарат // Журнал прикладной химии. – 1970. – Т. 83, № 8. – С. 1712–1715.

57. Позин М. Е. К вопросу об улавливании пыли и газов пенными способами / М. Е. Позин, И. П. Мухленов, Э. Я. Тарат // Журнал прикладной химии. – 1957. – Т. 30, № 2. – С 293–299.

58. Шахов Ю. А. Процессы химической технологии. Гидродинамика, тепло- и массопередача / Ю. А. Шахов, А. А. Носков, П. Г. Романков. – М. : Наука, 1965. – 31 с.

59. Интенсивные колонные аппараты для обработки газов жидкостями / Э. Я. Тарат, О. С. Балабеков, Н. П. Болгов и др.; под ред. Э. Я. Тарата. – Л. : Изд-во ЛГУ им. А. А. Данова, 1976. – 244 с.

60. Кафаров В. В. Определение граничных режимов работы барботажных тарелок / В. В. Кафаров, Ю. Г. Зеленский // Журнал прикладной химии. – 1964. Т. 37, № 12. – С. 2678–2686.

61. Позин М. Е. О высоте исходного слоя жидкости на решетке пенного аппарата с переливными устройствами / М. Е. Позин, Э. Я. Тарат // Известия вузов. Химия и хим. технол. – 1963. – Т. 6, № 2. – С. 240–246; № 6. – С. 1003–1010.

62. Тараненко Г. В. Расчет верхнего рабочего предела комбинированного контактного устройства / Г. В. Тараненко, В. И. Созонтов // Вестник Национального технического университета «Харьковский политехнический институт». – Харьков : НТУ «ХПИ», 2002. – № 2 – С. 156–165.

63. P. E. Feldes, Brit. Chem. Eng. – 1960. – Vol. 5. – № 7. – P. 498–501.

64. Сум–Шик Л. Е. Газосодержание и висота барботажного слоя на беспереливних тарелках // Химическая промышленность. – 1968. – № 2. – С. 146–149.

65. Шарафиев А. Ш. Гидродинамика и массообмен на крупнодырчатых провальных тарелках со стабилизатором газожидкостного слоя активного типа : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук : спец. 05.17.08 «Процессы и оборудование химической технологии» / А. Ш. Шарафиев, [ЮКГУ]. – 2000. – 27 с.

66. Стабников В. Н. Ректификационные аппараты / В. Н. Стабников. – М. : Машиностроение, 1965. – 356 с.

67. Majewski J. Brit. Chem. – 1959. – Vol. 4. – № 6. – P. 336–341.

68. Ковалев О. С. Графоаналитический метод гидродинамического расчета пенных аппаратов с решетками «провального» типа / О. С. Ковалев, С. Я. Тарат // Деп. в ВИНТИ. – 1976. – № 1859/76. – С. 56–63.

69. Мухленов И. П. Абсорбция и пылеулавливание в производстве минеральных удобрений / под ред. И. П. Мухленова, О. С. Ковалева. – М. : Химия, 1987. – 186 с.

70. Сум–Шик М. Е. Исследование рабочих характеристик провальных тарелок / М. Е. Сум–Шик, М. Э. Аеров, Т. А. Быстрова // Химическая промышленность. – 1962. – № 7. – С. 530–532.

71. Мухленов И. П. О гидравлическом сопротивлении газожидкостного слоя в ситчатых аппаратах / И. П. Мухленов, Э. Я. Тарат // Журнал прикладной химии. – 1959. – Т. 32, № 9. – С. 2006–2013.

72. Касаткин А. Г. Расчет тарелчатых, ректификационных и абсорбционных аппаратов / А. Г. Касаткин, А. Н. Планвоский, О. С. Чехов. – М. : Стандартгиз, 1961. – 81 с.

73. Маяк В. И. Расчет гидравлического сопротивления провальных тарелок / В. И. Маяк, В. В. Дильман, Е. Н. Шестопапов // Теоретические основы химической технологии. – 1979. – № 4, Т. 13. – С. 614–616.

74. Neckman C. I. // Chemical Technology. – 1967. – Bd. 19. – № 5. – P. 267–271.

75. Лыков А. В. Теория переноса энергии и вещества / А. В. Лыков, Ю. А. Михайлов. – Минск : Изд-во АН СССР, 1959. – 330 с.

76. Кузнецова Н. А. Интенсификация абсорбционной очистки газовых выбросов в аппаратах с объемной сетчатой псевдоожиженной насадкой : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук : спец. 05.17.08. «Процессы и оборудование химической технологии» / Н. А. Кузнецова, [ИГХТУ]. – Иркутск, 2007. – 18 с.

77. Вальберг А. Ю. Исследование уноса жидкостей из пенных аппаратов с провальными решетками / А. Ю. Вальдберг, Є. Я. Тарат, М. М. Зайцев // Химическое и нефтехимическое машиностроение. – 1969. – № 4. – С. 45–62.

78. Мухленов И. П. Абсорбция и пылеулавливание в производстве минеральных удобрений / под. ред. И. П. Мухленова, О. С. Ковелева. – М. : Химия, 1987. – 206 с.

79. Бельцер И. И. Исследование гидродинамики и массопереноса в колоннах с регулярной пакетной гофрированной насадкой : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук : спец. 05.17.08 «Процессы и оборудование химической технологии» / И. И. Бельцер. – М., 1981. – 23 с.

80. Сиренко В. И. Сравнительный анализ конструктивных особенностей геометрических параметров регулярных насадок для тепломасообменных аппаратов / В. И. Сиренко, В. Н. Бабенко // Вестник Национального технического университета «Харьковский политехнический институт». – Харьков : НТУ «ХПИ», 2003. – № 11, – С. 90–95.

81. Аммиак водный технический. Технические условия: ГОСТ 9–92. – [Действительный от 30.03.1992]. – М. : ИПК Издательство стандартов, 2002. – 15 с.

82. Шарло Г. Методы аналитической химии. Количественный анализ неорганических соединений / Г. Шарло ; пер. с фр., дополн. и общ. ред. проф. Ю. Ю. Лурье. – Л. : Химия, 1965. – 976 с.

83. Лурье Ю. Ю. Аналитическая химия промышленных и сточных вод / Ю. Ю. Лурье. – М. : Химия, 1984. – 488 с.

84. Усюкин И. П. Основы гидравлического расчета ситчатых ректификационных колонн. Гидравлические сопротивления ситчатых тарелок / И. П. Усюкин, Л. С. Аксельрод. – М. : Кислород, 1949. – № 1. – С. 11–13.

85. Bomio P. Sulzer-Kolonnen für Absorptions und Desorptionsprozesse //

Thechn, Rdzch. Sulzer. – 1979. – Bd. 61, JS 2. – S. 62–68.

86. Калинин Т. В. Статистическая обработка результатов эксперимента по методу регрессионного анализа / Т. В. Калинин, Е. С. Пахомова. – М. : Статистика, 1975. – 45 с.

87. Саутин С. Н. Планирование Эксперимента в химии и химической технологии / С. Н. Саутин. – М. : Химия, 1975. – 48 с.

88. Вознесенский В. А. Статистические методы планирования эксперимента в технико-экономических исследованиях / В. А. Вознесенский. – М. : Финансы и статистика, 1981. – 263 с.

89. Шенк Х. Теория инженерного эксперимента / Х. Шенк. – М. : Наука, 1971. – 207 с.

90. Боровиков В. П. Популярное введение в программу Statistica / В. П. Боровиков. – М. : КомпьютерПресс, 1998. – 267 с.

91. Герасимович А. С. Определение параметров аппроксимирующих функций / А. С. Герасимович. – Сергиев Посад : Все для Вас. – Подмоскowie, 2007. – 132 с.

92. Zenz T.A., Stone L., Crane M. Hydrocarbon Process. – 1967. – Vol. 46. – № 12. – P. 138–142.

ДОДАТКИ

Додаток А
(обов'язковий)

Таблиця А. 1

Допустима похибка приладів

Вимірювання	Прилад	Допустима похибка, %
Перепад тиску	U-подібний манометр	0,1
Температура	Термометр ТЛ-6	0,015
Витрати	Ротаметр РМ – 0,25 ГОСТ 13043-67	2,5
	Діафрагма	0,01
Рівень	Рівнемір 12кч11бк	0,1

Додаток Б
(обов'язковий)

Таблиця Б. 1

Залежність висоти газорідинного шару від висоти Н1 (h_{01}), мм
 $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 5 \text{ мм}$; $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{Год}$

№ пор.	w_r	1	2	3	4	5	6
H, м	$w_r = 2,5 \text{ м/с}$	40	55	65	75	85	90
h_{01}		10	20	40	50	60	70
H, м	$w_r = 3,0 \text{ м/с}$	50	65	85	100	105	110
h_{01}		10	20	40	50	60	70

Таблиця Б. 2

Залежність висоти газорідинного шару від кута нахилу гофра Н1 (α), °:
 $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 5 \text{ мм}$; $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{Год}$

№ пор.	w_r	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H, м	$w_r = 2,5 \text{ м/с}$	130	127	125	123	120	116	115	110	105	100
(α), °		10	15	20	25	30	35	40	45	50	60
H, м	$w_r = 3,0 \text{ м/с}$	140	137	135	127	130	127	125	123	120	117
(α), °		10	15	20	25	30	35	40	45	50	60

Таблиця Б. 3

Залежність висоти газорідинного шару від кута гофрування Н1 β :
 $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 5 \text{ мм}$; $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{Год}$

№ пор.	w_r	1	2	3	4	5	6
H, м	$w_r = 2,5 \text{ м/с}$	80	85	90	95	90	85
β , °		45	60	75	90	115	130
H, м	$w_r = 3,0 \text{ м/с}$	95	105	115	120	115	105
β , °		45	60	75	90	115	130

Таблиця Б. 4

Залежність висоти газорідинного шару від висоти грані гофра Н1 h :
 $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 5 \text{ мм}$; $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{Год}$

№ пор.	w_r	1	2	3	4	5	6	7	8	9
H, м	$w_r = 2,5 \text{ м/с}$	55	70	95	105	108	105	95	85	60
h , мм		5	10	20	30	40	50	60	70	80
H, м	$w_r = 3,0 \text{ м/с}$	70	90	112	120	122	120	110	100	80
h , мм		5	10	20	30	40	50	60	70	80

Таблиця Б. 5

Залежність висоти газорідного шару від розміщення насадки Н1
(стабілізатора) над полотном тарілки: $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

№ пор.	$h_{ст}, \text{ м}$	$w_{г}, \text{ м/с}$	$H, \text{ м}$
1	0,04	2	0,35
2	0,06	2	0,38
3	0,08	2	0,39
4	0,1	2	0,37
5	0,12	2	0,35
6	0,04	2,5	0,43
7	0,06	2,5	0,52
8	0,08	2,5	0,55
9	0,1	2,5	0,53
10	0,12	2,5	0,44
11	0,04	3	0,56
12	0,06	3	0,58
13	0,08	3	0,61
14	0,1	3	0,59
16	0,12	3	0,56
17	0,04	3,5	0,56
18	0,06	3,5	0,6
19	0,08	3,5	0,62
20	0,1	3,5	0,59
21	0,12	3,5	0,58

Таблиця Б. 6

Залежність висоти газорідного шару від розміщення насадки Н1
(стабілізатора) над полотном тарілки: $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,005 \text{ м}$

№ пор.	$h_{ст}, \text{ м}$	$w_{г}, \text{ м/с}$	$H, \text{ м}$
1	2	3	4
1	0,04	2	0,1
2	0,06	2	0,12
3	0,08	2	0,14
4	0,1	2	0,13
5	0,12	2	0,11
6	0,04	2,5	0,14
7	0,06	2,5	0,16
8	0,08	2,5	0,19
9	0,1	2,5	0,17
10	0,12	2,5	0,15
11	0,04	3	0,19
12	0,06	3	0,22

Продовження табл. Б. 6

1	2	3	4
13	0,08	3	0,26
14	0,1	3	0,23
16	0,12	3	0,2
17	0,04	3,5	0,22
18	0,06	3,5	0,27
19	0,08	3,5	0,35
20	0,1	3,5	0,28
21	0,12	3,5	0,25

Таблиця Б. 7

Залежність висоти газорідинного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата: $S_0 = 0,26 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,005 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
 1 – без стабілізатора, 2 – із стабілізатором стільникового типу,
 3 – ККП із насадкою Н1

№ пор.	Конструкція	1	2	3	4
Н, м	Без стабілізатора	0,04	0,08	0,1	0,13
$w_{г}$, м/с		2,0	2,5	3,0	3,5
Н, м	Із стабілізатором стільникового типу	0,13	0,145	0,165	0,21
$w_{г}$, м/с		2,0	2,5	3,0	3,5
Н, м	Із насадкою Н1	0,2	0,25	0,28	0,32
$w_{г}$, м/с		2,0	2,5	3,0	3,5

Таблиця Б. 8

Залежність висоти газорідинного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата: 1, 2 – $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

№ пор.	L_0 , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	2	3	4	5
Н, м	$L_0 = 5$	0,2	0,36	0,5	0,6	0,7
$w_{г}$, м/с		2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
Н, м	$L_0 = 10$	0,3	0,4	0,6	0,72	0,8
$w_{г}$, м/с		2,5	3,0	3,5	4,0	4,5

Таблиця Б. 9

Залежність висоти газорідинного шару від діаметра отвору тарілки

Умови	$W_r = 4 \text{ м/с};$ $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		$W_r = 4 \text{ м/с};$ $L_0 = 7 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		$W_r = 3 \text{ м/с};$ $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		$W_r = 3 \text{ м/с};$ $L_0 = 7 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	
	$d_e \text{ м}$	$H, \text{ м}$	$d_e \text{ м}$	$H, \text{ м}$	$d_e \text{ м}$	$H, \text{ м}$	$d_e \text{ м}$	$H, \text{ м}$
1	0,005	0,23	0,005	0,2	0,005	0,16	0,005	0,12
2	0,012	0,33	0,012	0,3	0,012	0,26	0,012	0,22
3	0,04	0,83	0,04	0,79	0,04	0,77	0,04	0,72

Таблиця Б. 10

Залежність висоти газорідинного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата із насадкою Н1: $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

№ пор.	$w_r, \text{ м/с}$	$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	$H, \text{ м}$
1	2,5	3	0,22
2	3,0	3	0,32
3	3,5	3	0,37
4	4,0	3	0,39
5	2,5	5	0,27
6	3,0	5	0,32
7	3,5	5	0,39
8	4,0	5	0,41
9	2,5	10	0,32
10	3,0	10	0,42
11	3,5	10	0,49
12	4,0	10	0,58
13	2,5	15	0,39
14	3,0	15	0,51
16	3,5	15	0,62
17	4,0	15	0,71

Таблиця Б. 11

Залежність висоти газорідинного шару від вільного перерізу тарілки:

 $W_r = 3 \text{ м/с}; d_e = 0,04 \text{ м}$

№ пор.	$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	2	3	4
$H, \text{ м}$	$L_0 = 15$	0,75	0,5	0,4	0,29
$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$		0,25	0,30	0,35	0,40
$H, \text{ м}$	$L_0 = 5$	0,52	0,36	0,22	0,19
$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$		0,25	0,30	0,35	0,40

Таблиця Б. 12

Залежність гідравлічного опору сухого контактної пристрою
від швидкості газу

Умови	$S_0 = 0,40 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,07 \text{ м}$		$S_0 = 0,30 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$		$S_0 = 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,012 \text{ м}$	
№ пор. Назва параметра	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па
1	2,5	42	2,5	60	2,5	80
2	3,0	60	3,0	75	3,0	95
3	3,5	78	3,5	96	3,5	115
4	4,0	114	4,0	125	4,0	145

Таблиця Б. 13

Залежність гідравлічного опору ККП від швидкості газу

УМОВИ	$S_0 = 0,26 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ із насадкою Н1		$S_0 = 0,26 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$; $L_0 = 7 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ із насадкою Н1		$d_e = 0,005 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ із насадкою Н1		$d_e = 0,005 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	
№ пор. Назва параметра	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па	w_{Γ} , м/с	ΔP , Па
1	2,5	620	2,5	400	2,5	580	2,5	290
2	3,0	1000	3,0	800	3,0	700	3,0	500
3	3,5	1200	3,5	1000	3,5	750	3,5	650
4	4,0	1310	4,0	1050				

Таблиця Б. 14

Залежність гідравлічного опору від еквівалентного діаметру отвору:

$$W_{\Gamma} = 5 \text{ м/с}; L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$$

№ пор.	$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$	1	2	3	4
ΔP , Па	$S_0 = 0,30$	300	600	1000	1280
d_e , м		0,01	0,03	0,05	0,07
ΔP , Па	$S_0 = 0,40$	250	420	690	1100
d_e , м		0,01	0,03	0,05	0,07

Таблиця Б. 15

Залежність гідравлічного опору від швидкості газу при різних щільностях зрошення: $S_0 = 0,33 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

№ пор.	$w_r, \text{ м/с}$	$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	$\Delta P, \text{ Па}$
1	2,5	3	360
2	3,0	3	410
3	3,5	3	520
4	4,0	3	620
5	2,5	5	450
6	3,0	5	530
7	3,5	5	630
8	4,0	5	710
9	2,5	10	520
10	3,0	10	630
11	3,5	10	790
12	4,0	10	930
13	2,5	15	600
14	3,0	15	690
16	3,5	15	860
17	4,0	15	1070

Таблиця Б. 16

Залежність гідравлічного опору від вільного перерізу контактного ступеня: $W_r = 3 \text{ м/с}$; $d_e = 0,04 \text{ м}$

№ пор.	$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	2	3	4	5
$\Delta P, \text{ Па}$	$L_0 = 15$	1400	850	480	300	180
$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$		0,25	0,30	0,35	0,40	0,45
$\Delta P, \text{ Па}$	$L_0 = 5$	1030	450	350	200	110
$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$		0,25	0,30	0,35	0,40	0,45

Таблиця Б. 17

Залежність газовмісту газорідного шару в ККП від швидкості газу: $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 5 \text{ мм}$, $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$

№ пор.		1	2	3	4	5	6	7
φ	Газовміст без насадки	0,6	0,65	0,71	0,75	0,8	0,83	0,85
$w_r, \text{ м/с}$		1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
φ	Газовміст із застосуванням насадки Н1	0,59	0,64	0,67	0,71	0,73	0,79	0,8
$w_r, \text{ м/с}$		1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5

Таблиця Б. 18

Залежність питомого бризковіднесення від еквівалентного діаметра отворів:

$$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}; W_r = 3 \text{ м/с}$$

№ пор.	$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	1	2	3	4	5
$L_b, \text{г/м}^3$	$S_0 = 0,30$	2,5	2,9	3,2	3,5	3,9
$d_e, \text{м}$		0,03	0,04	0,05	0,06	0,07
$L_b, \text{г/м}^3$	$S_0 = 0,40$	2,9	3,2	3,5	3,8	4,2
$d_e, \text{м}$		0,03	0,04	0,05	0,06	0,07

Таблиця Б. 19

Залежність питомого бризковіднесення від швидкості газу: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$

УМОВИ	$S_0 = 0,37 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,03 \text{ м}$; одна насадка Н1		$S_0 = 0,24 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,03 \text{ м}$; одна насадка Н1		$d_e = 0,03 \text{ м}$; з двома насадками Н1	
№ пор. Назва параметра	$W_r, \text{м/с}$	$L_b, \text{г/м}^3$	$W_r, \text{м/с}$	$L_b, \text{г/м}^3$	$W_r, \text{м/с}$	$L_b, \text{г/м}^3$
1	2,5	1,8	2,5	1,2	2,5	0,8
2	3,0	2,6	3,0	2,1	3,0	1,1
3	3,5	4,2	3,5	3,8	3,5	1,3
4	4,0	6,5	4,0	5,3	4,0	2,2

Таблиця Б. 20

Залежність питомого бризковіднесення від щільності зрощення:

$$W_r = 3 \text{ м/с}; S_0 = 0,24 \text{ м}^2/\text{м}^2; d_e = 0,04 \text{ м}$$

№ пор.	1	2	3	4	5
$L_b, \text{г/м}^3$	4,2	3,9	3,8	3,7	3,6
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	5	10	15	20

Таблиця Б. 21

Залежність питомого бризковіднесення від площі вільного перерізу:

$$W_r = 3 \text{ м/с}; S_0 = 0,24 \text{ м}^2/\text{м}^2; d_e = 0,04 \text{ м}$$

№ пор.	1	2	3	4	5
$L_b, \text{г/м}^3$	3,1	3,2	3,0	2,9	2,95
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45

Таблиця Б. 22

Залежність критичної швидкості від щільності зрошення в ККП: $d_0 = 0,04$ м

№ пор.	Коефіцієнт κ	1	2	3	4	5
$w_r, \text{м/с}$	$\kappa = 0,185$	1,35	1,15	1,0	0,85	0,8
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$		1	5	10	15	20
$w_r, \text{м/с}$	$\kappa = 0,145$	1,8	1,6	1,42	1,3	1,27
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$		1	5	10	15	20

Таблиця Б. 23

Залежність верхньої межі роботи комбінованого контактного пристрою від вільного перерізу тарілки: $d_0 = 0,04$ м

№ пор.	$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$	1	2	3	4
$w_r, \text{м/с}$	1–5 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$	3,2	3,5	3,6	4,5
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,05	0,20	0,30	0,40
$w_r, \text{м/с}$	2–15 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$	3,3	3,59	3,8	4,6
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,05	0,20	0,30	0,40
$w_r, \text{м/с}$	3–20 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$	3,4	3,7	3,9	4,8
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,05	0,20	0,30	0,40

Додаток В
(обов'язковий)

Таблиця В. 1

Залежність коефіцієнта корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від швидкості газу

№ пор.	$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	2	3	4	5	6
$\eta, \%$	$1 - d_e = 0,005 \text{ м},$ $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2 -$ без насадки Н1	62	60	59	58	-	-
$w_r, \text{ м/с}$		1,5	2,0	2,5	3,0	-	-
$\eta, \%$	$2 - d_e = 0,005 \text{ м},$ $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2 -$ із насадкою Н1	65	64	63	62	-	-
$w_r, \text{ м/с}$		1,5	2,0	2,5	3,0	-	-
$\eta, \%$	$3 - d_e = 0,05 \text{ м},$ $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2 -$ із насадкою Н1	79	78	80	77,5	77	76,5
$w_r, \text{ м/с}$		1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0

Таблиця В. 2

Залежність коефіцієнту корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від вільного перерізу ККП:

$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}; W_r = 2,5 \text{ м/с}; d_e = 0,05 \text{ м}; C_{\text{NH}_3} = 2 \%$

№ пор.	1	2	3	4	5	6	7
$\eta, \%$	80	70	65	55	52	50	47
$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50

Таблиця В. 3

Залежність коефіцієнту корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від щільності зрошення

№ пор.	$W_r = 2,5 \text{ м/с},$ $C_{\text{NH}_3} = 2 \%$	1	2	3	4	5	6
$\eta, \%$	$1 - d_e = 0,005 \text{ м},$ $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2 -$ без насадки Н1	40	45	55	60	65	68
$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	8	10	12
$w_r, \text{ м/с}$	$2 - d_e = 0,005 \text{ м},$ $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2 -$ із насадкою Н1	45	53	62	70	71	72
$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	8	10	12
$w_r, \text{ м/с}$	$3 - d_e = 0,05 \text{ м},$ $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2 -$ із насадкою Н1	60	68	80	85	90	91
$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	8	10	12

Таблиця В. 4

Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі тарілки від щільності зрошення. Система аміак – вода:
 $d_e = 0,05$ м; $S_0 = 0,20$ м²/м²; $W_{\Gamma} = 2,5$ м/с

№ пор.	1	2	3	4	5
K_s , м/год	12500	14000	15500	17000	18500
L_0 , м ³ /м ² ·год	3	5	10	15	20

Таблиця В. 5

Залежність коефіцієнта корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному пристрої від початкової концентрації аміаку

№ пор.	$W_{\Gamma} = 2,5$ м/с, $L_0 = 5$ м ³ /м ² ·год	1	2	3	4
η , %	1 – $d_e = 0,005$ м, $S_0 = 0,18$ м ² /м ² – без насадки Н1	60	60	60	60
C , %		1,0	2,0	3,0	4,0
w_{Γ} , м/с	2 – $d_e = 0,005$ м, $S_0 = 0,18$ м ² /м ² – із насадкою Н1	65	65,5	65,3	66
C , %		1,0	2,0	3,0	4,0
w_{Γ} , м/с	3 – $d_e = 0,05$ м, $S_0 = 0,20$ м ² /м ² – із насадкою Н1	78	80	79,5	80
C , %		1,0	2,0	3,0	4,0

Таблиця В. 6

Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі тарілки від вільного перерізу тарілки. Система аміак – вода:
 $d_e = 0,05$ м; $L_0 = 5$ м³/м²·год; $W_{\Gamma} = 2,5$ м/с

№ пор.	1	2	3	4	5
K_s , м/год	18000	16250	14000	12500	8900
S_0 , м ² /м ²	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40

Таблиця В. 7

Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до площі тарілки від діаметра отворів тарілки. Система аміак – вода:
 $S_0 = 0,20$ м²/м²; $L_0 = 5$ м³/м²·год; $W_{\Gamma} = 2,5$ м/с

№ пор.	1	2	3	4	5
K_s , м/год	4000	6500	10000	13500	18000
d_e , м	0,005	0,012	0,04	0,05	0,07

Таблиця В. 8

Залежність коефіцієнта масопередачі комбінованого контактного пристрою від швидкості газу. Система аміак – вода

№ пор.	$W_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с}$, $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	2	3	4	5	6
K_s , м/год	1 – $d_e = 0,005 \text{ м}$, $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без насадки Н1	5000	5200	8000	-	-	-
w_{Γ} , м/с		1,5	2,0	2,5	-	-	-
K_s , м/год	2 – $d_e = 0,005 \text{ м}$, $S_0 = 0,18 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із насадкою Н1	6000	8000	9000	10000	12000	13500
w_{Γ} , м/с		1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
K_s , м/год	3 – $d_e = 0,05 \text{ м}$, $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із насадкою Н1	9000	11000	13500	14500	16000	18200
w_{Γ} , м/с		1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0

Таблиця В. 9

Залежність ККД абсорбції CO_2 водою від швидкості газу:
 $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $d_e = 0,05 \text{ м}$; S_0 : 1, 3 – 0,18; 2, 4 – 0,20 $\text{м}^2/\text{м}^2$

№ пор.	S_0 , $\text{м}^2/\text{м}^2$	1	2	3	4	5	6
η , %	0,18	13	12,5	11	11,1	10,5	10
w_{Γ} , м/с		1,5	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
η , %	0,20	14	13,5	12,5	12	11,5	11,3
w_{Γ} , м/с		1,5	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
η , %	0,18	22	21,5	20	19	18,5	18,3
w_{Γ} , м/с		1,5	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5
η , %	0,20	24	23,5	21,5	21	20	19,5
w_{Γ} , м/с		1,5	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5

Таблиця В. 10

Залежність ККД абсорбції CO_2 водою від щільності зрошення:
 $W_{\Gamma} = 3 \text{ м/с}$; $d_e = 0,05 \text{ м}$; S_0 : 1, 2 – 0,18; 3, 4 – 0,20 $\text{м}^2/\text{м}^2$

№ пор.	S_0 , $\text{м}^2/\text{м}^2$	1	2	3	4	5	6
1	0,18	3	4	5	6	7	8
η , %		7,5	7,8	8,3	10,2	12	13,5
L_0 , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	0,20	3	5	10	12	15	20
η , %		8,5	9,5	11,5	12,5	13,0	15
L_0 , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		3	5	10	12	15	20

Продовження табл. В.10

1	2	3	4	5	6	7	8
$\eta, \%$	0,18	16,5	16,8	17	17,5	18	18,3
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		3	5	10	12	15	20
$\eta, \%$	0,20	18,5	18,3	18,8	19,3	20	20,1
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		3	5	10	12	15	20

Таблиця В. 11

Залежність ККД абсорбції CO_2 водою від вільного перерізу $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $d_e = 0,05 \text{ м}$; $W_{\Gamma} = 2, 3 - 2$; $1, 4 - 4 \text{ м/с}$

№ пор.	$w_{\Gamma}, \text{м/с}$	1	2	3	4	5	6
$\eta, \%$	4	13	12,5	11,8	10,2	9,8	9
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,16	0,18	0,20	0,22	0,25
$\eta, \%$	2	16	15,5	14,2	13,8	12,8	12
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,16	0,18	0,20	0,22	0,25
$\eta, \%$	2	15,8	15,3	15	14,1	13,7	13,6
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,16	0,18	0,20	0,22	0,25
$\eta, \%$	4	19,8	19,5	18,9	18,2	18,0	17,1
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,16	0,18	0,20	0,22	0,25

Таблиця В. 12

Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих решітках від швидкості газу в повному перерізі апарата S_0 : $1, 3 - 0,2$; $2, 4 - 0,169 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $d_e = 0,05 \text{ м}$

№ пор.	$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	1	2	3	4	5
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,2	0,75	1	1,2	1,5	1,78
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2,0	2,5	3,0	4,0	5,0
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,169	1,5	1,3	1,5	1,6	1,85
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2,0	2,5	3,0	4,0	5,0
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,2	1,37	1,62	1,74	2,5	2,73
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2,0	2,5	3,0	4,0	5,0
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,169	1,5	1,77	2,0	3,0	3,5
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2,0	2,5	3,0	4,0	5,0

Таблиця В. 13

Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих
решітках від щільності зрошення S_0 :
1, 3 – 0,20; 2, 4 – 0,18; $\text{м}^2/\text{м}^2$; $W_r = 3 \text{ м/с}$; $d_e = 0,05 \text{ м}$

№ пор.	$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	1	2	3	4	5	6	7
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,2	0,8	0,98	1,19	1,37	1,2	1,22	1,3
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	7	9	11	15
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,169	0,89	1,0	1,25	1,36	1,4	1,55	1,59
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	7	9	11	15
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,2	1,9	2,0	2,1	2,2	2,5	2,7	3
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	7	9	11	15
$K_s 10^3, \text{м/год}$	0,169	2,2	2,3	2,6	2,8	2,9	3,0	3,25
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		2	3	5	7	9	11	15

Таблиця В. 14

Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих
решітках від вільного перерізу:
 $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $W_r = 1, 2 - 2; 3, 4 - 4 \text{ м/с}$; $d_e = 0,05 \text{ м}$

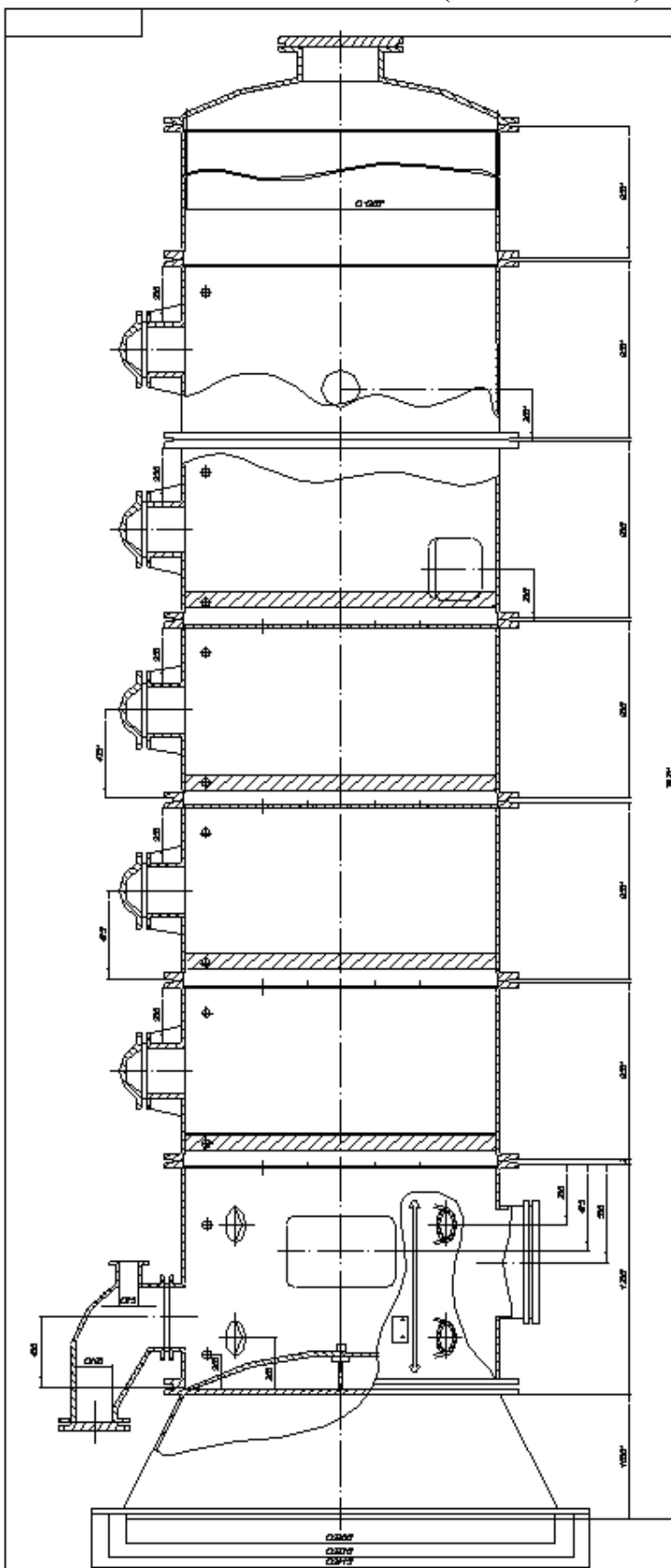
№ пор.	$w_r, \text{м/с}$	1	2	3	4	5
$K_s 10^3, \text{м/год}$	2	1,2	0,75	0,65	0,5	0,46
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,18	0,19	0,20	0,23
$K_s 10^3, \text{м/год}$	2	1,7	1,5	1,48	1,45	1,37
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,18	0,19	0,20	0,23
$K_s 10^3, \text{м/год}$	4	1,47	1,4	1,32	1,3	1,29
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,18	0,19	0,20	0,23
$K_s 10^3, \text{м/год}$	4	3,5	3,3	3,2	3,0	2,9
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$		0,15	0,18	0,19	0,20	0,23

Таблиця В. 15

Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2
водою на дірчастих решітках від діаметра отворів тарілки:
 $L_0 = 8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $W_r = 2 \text{ м/с}$; $S_0 = 0,20 \text{ м}^2/\text{м}^2$

№ пор.	1	2	3	4	5
$K_s 10^3, \text{м/год}$	2,0	2,1	3,15	3,5	3,9
$d_e, \text{м}$	0,005	0,012	0,04	0,05	0,07

Додаток Г (обов'язковий)



Технічна характеристика

1. Апарат призначений для уловлювання
остатків аміаку з відходячих газів
відділення фільтр рації
2. Тиск робочий 460 мм рт. ст.
3. Температурна 30 С
4. Середня корозійна
5. Число ККП 5

Технічні вимоги

1. Апарат виготовити у відповідності з
ОСТ 26.01-382-71
2. Апарат виробовувати на міцність
тиском 2 кг/см² (по кілька царе,
зібраних разом)
3. Апарат пофарбувати ЕМТФ 115 сірим
кольором IV-A СГП 0120-323-71
4. Цари маркувати шифрами, нумерація
знизу. Цифри нанести білою фарбою
Висота шифр 100 мм
5. Монтаж проводити у відповідності з
СНІП III-Г-10-1 0-65
6. * Розміри для довідок

№	Вид	Дата	Відомство	Ініціали	Підпис
1	Схематична	1971	Дніпропетровський обл. інститут нафтохімії	В. П. К.	
2	Технічна	1971	Дніпропетровський обл. інститут нафтохімії	В. П. К.	
3	Технічна	1971	Дніпропетровський обл. інститут нафтохімії	В. П. К.	
4	Технічна	1971	Дніпропетровський обл. інститут нафтохімії	В. П. К.	
5	Технічна	1971	Дніпропетровський обл. інститут нафтохімії	В. П. К.	

ЗМІСТ

ПЕРЕДМОВА	С 3
ЧАСТИНА ПЕРША	
ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ СОДОВИХ ВИРОБНИЦТВ ШЛЯХОМ ЛІКВІДАЦІЇ ВІДПРАЦЬОВАНИХ ШЛАМОНАКОПИЧУВАЧІВ	
Вступ до першої частини	4
Розділ 1. Аналітичний огляд літератури щодо принципів та методів закладання твердих нетоксичних відходів у підземних порожнинах	6
1.1. Утворення відходів у виробництві соди аміачним методом і способи їх утилізації у вітчизняній практиці	6
1.2. Використання підземних порожнин промислового походження для захоронення відходів	8
1.3. Наявні технічні рішення щодо захоронення і закладання відходів хімічних виробництв у соляних камерах	11
1.4. Гідромеханічні процеси утилізації твердих відходів содового виробництва у підземних соляних камерах	22
1.4.1. Інкрустаційні процеси під час транспортування відходів содових виробництв до місць захоронення	22
1.4.2. Осідання твердих частинок та ущільнення осаду в підземній камері вилуговування	23
1.4.3. Структура потоків рідини в підземній камері вилуговування	26
1.4.4. Гідродинаміка в камерах вилуговування під впливом масообміну і гравітаційних сил	30
1.4.5. Умови подібності процесу закачування шламів у відпрацьовані камери вилуговування	31
1.5. Обґрунтування обраного напрямку досліджень	34
Висновки до розділу 1	36
Розділ 2. Методика фізико-хімічних і технологічних досліджень із визначенням складу і властивостей шламової суспензії	39
2.1. Методика відбору проб та аналізу хімічного складу твердих та рідких відходів	39
2.2. Опис конструкції лабораторної установки	40
2.3. Методика проведення лабораторних дослідів та фізичного моделювання	42
Розділ 3. Дослідження на лабораторній установці властивостей шламової суспензії під час транспортування та закладання у підземних порожнини	45
3.1. Дослідження складу і властивостей шламів	45
3.2. Визначення швидкості осідання шламу і складу шламової суспензії з урахуванням домішок	47
3.3. Вплив дифузії на чистоту розсолу	51

3.4. Ущільнення шламової суспензії в підземній камері	52
3.5. Дослідження кінетики утворення карбонатних інкрустацій при змішенні і транспортуванні пульпової суспензії	54
3.6. Корозійні дослідження	60
Висновки до розділу 3	61
Розділ 4. Гідродинамічні умови закладання шламу в підземній камері	63
4.1. Фізичне і математичне моделювання процесу закладання	63
4.2. Вплив гідродинаміки на процес осідання твердої фази відходів у камері вилуговування	64
4.2.1. Умови осідання частинок шламу та формування осаду в камері-відстійнику	64
4.2.2. Вплив гідродинаміки, викликані механічними силами, на осідання частинок у камері вилуговування	65
4.3. Моделювання процесу осідання твердої фази в соляній камері під час закладання її відходами	77
Висновки до розділу 4	84
Розділ 5. Рекомендації щодо вибору технологічної схеми та технологічних параметрів закачування шламу у відпрацьовані соляні порожнини	85
5.1. Рекомендації щодо апаратурно-технологічного оформлення процесу підготовки і закачування суспензії	85
5.2. Принципова технологічна схема закладання відходів у відпрацьованих соляних свердловинах	87
Висновки до розділу 5	93
Розділ 6. Еколого-економічна оцінка закладання твердих відходів содових виробництв у підземні порожнини	94
6.1. Управління еколого-економічними ризиками під час закладання відходів содового виробництва у підземні камери вилуговування	94
6.2. Дослідження геомеханічних процесів, що відбуваються навколо соляної камери під час її закладання методом математичного моделювання	96
6.3. Техніко-економічне обґрунтування закладання підземних порожнин шламами содового виробництва	109
6.3.1. Визначення збитку від складування відходів у шламонакопичувачі	110
6.3.2. Розрахунок капітальних і експлуатаційних витрат, необхідних для закладання відходів у підземних порожнинах видобування розсолу	111
6.3.3. Техніко-економічна ефективність закладання відходів содового виробництва в підземних порожнинах	112
Висновки до розділу 6	113
Загальні висновки до першої частини	114
Список літератури до першої частини	115

ЧАСТИНА ДРУГА	
ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ СОДОВОГО ВИРОБНИЦТВА ШЛЯХОМ ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ОЧИЩЕННЯ ВИКИДІВ	
Вступ до другої частини	124
Розділ 7. Аналіз літератури щодо проблеми підвищення ефективності абсорбції газів	128
7.1. Тенденції розвитку принципу комбінування сітчастих, провальних тарілок у колонних апаратах з регулярними та нерегулярними насадками	128
7.2. Особливості гідродинамічних режимів тарілок. Критичні швидкості роботи апарата із протитечійними тарілками	140
7.3. Висота пінного та початкового шарів рідини	145
7.4. Гідравлічний опір апарата	147
7.5. Бризковіднесення, утримувальна здатність контактних пристроїв	151
7.6. Кінетика масопередачі сітчастих, провальних тарілок, комбінованих контактних пристроїв	153
7.7. Постановка завдань дослідження	155
Розділ 8. Опис експериментальних стендів, конструкцій комбінованого контактного пристрою та методик дослідження	157
8.1. Лабораторні методи дослідження гідродинамічних характеристик комбінованого контактного пристрою	157
8.1.1. Лабораторна установка для проведення гідродинамічних досліджень	157
8.1.2. Контактні елементи	161
8.1.3. Методика дослідження бризковіднесення	163
8.2. Методика дослідження масопередачі	164
8.2.1. Методика дослідження масопередачі в газовій фазі	164
8.2.2. Методика дослідження масопередачі в рідкій фазі	166
8.3. Оцінка похибки експериментів і оброблення даних	166
Висновки до розділу 8	168
Розділ 9. Дослідження гідродинамічних характеристик комбінованого контактного пристрою	169
9.1. Визначення структурних параметрів газорідного шару комбінованому контактному пристрої	169
9.2. Теоретичні дослідження поведінки газорідної системи у комбінованому контактному пристрої. Фізична модель взаємодії фаз	171
9.3. Визначення оптимальних конструктивних параметрів регулярної насадки Н1	181
9.4. Визначення висоти газорідного шару в ККП	185
9.5. Дослідження гідравлічного опору в ККП	189
9.6. Визначення газомісту в газорідному шарі ККП	193
9.7. Бризковіднесення в комбінованому контактному пристрої	194
9.8. Дослідження провалу рідини. Параметри граничного режиму роботи комбінованого контактного пристрою	197

Висновки до розділу 9	199
Розділ 10. Дослідження масопередачі в комбінованому контактному пристрої	201
10.1. Масопередача в газовій фазі	201
10.2. Масопередача в рідкій фазі	207
Висновки до розділу 10	213
Розділ 11. Практичні рекомендації щодо вдосконалення апаратного оформлення промивача повітря фільтрів відділення абсорбції	214
Методика розрахунку	214
Висновки до розділу 11	216
Загальні висновки до другої частини	217
Список літератури до другої частини	219
Додатки	226

Наукове видання

**Шапорєв Валерій Павлович,
Цейтлін Мусій Абрамович,
Райко Валентина Федорівна та ін.**

**СУЧАСНІ НАПРЯМИ ПІДВИЩЕННЯ ЕКОЛОГІЧНОЇ
БЕЗПЕКИ ВИРОБНИЦТВА СОДИ**

Монографія

Художнє оформлення обкладинки С. В. Сидоренка
Редактори: Н. В. Лисогуб, Н. З. Клочко
Комп'ютерне верстання: О. В. Шестопалов, О. М. Філенко

Формат 60x84/8. Ум. друк. арк. 28,83. Обл.-вид. арк. 23,90. Тираж 300 пр. Зам. №

Видавець і виготовлювач
Сумський державний університет,
вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 3062 від 17.12.2007.