

УДК 66.099  
КП  
№ держреєстрації 0110U001152

Міністерство освіти і науки, молоді і спорту України  
Сумський державний університет  
(СумДУ)  
40007, м. Суми, вул. Римського-Корсакова, 2  
тел./факс: (0542) 33-40-49

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

Проректор з наукової роботи  
доктор фіз.-мат. наук, проф.

\_\_\_\_\_ А.М.Чорноус  
“ \_\_\_ ” грудня 2010 р.

**З В І Т**

**про науково – дослідну роботу**

**РОЗРОБКА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧОГО ОБЛАДНАННЯ  
ТА ПАРАМЕТРИЧНА ОПТИМІЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ГРАНУЛЯЦІЇ  
АЗОТНИХ ДОБРІВ БАШТОВИМ МЕТОДОМ**  
(проміжний)

Начальник науково-дослідної частини,  
канд. техн. наук., доц.

В.А.Осіпов

Науковий керівник теми,  
канд. техн. наук., доц.

В.А.Осіпов

2010

Рукопис закінчено 17 грудня 2010 р.  
Результати роботи розглянуто та прийнято на засіданні Наукової Ради СумДУ  
протокол № 6 від 23.12. 2010 р.

## СПИСОК АВТОРІВ

Зав. лабораторії грануляційного та  
масообмінного обладнання, к.т.н., доц.

В.А.Осіпов  
(розділи 1-5)

Старший науковий співробітник

М.П.Кононенко  
(розділи 1-5)

Старший науковий співробітник

О.І.Краєвський  
(розділ 3)

## РЕФЕРАТ

Звіт містить: 95 ст., 22 рис., 41 посилань.

Назва науково – дослідної роботи: « Розробка енергозберігаючого обладнання та параметрична оптимізація процесу грануляції азотних добрив баштовим методом».

Об'єктом дослідження та розробки є гранулятори плаву азотних добрив.

Метою роботи є оптимізація конструкції грануляційного обладнання та параметрів процесу грануло утворення з урахуванням енергозберігаючих аспектів, що забезпечить зменшення теплового навантаження грануляційної башти, шляхом підвищення моно дисперсності прил та інтенсифікації процесу теплообміну, за рахунок покращення розподілу крапель плаву по поперечному перетину башти.

Виконаний патентний пошук по сучасним напрямкам створення грануляційного обладнання та визначені найбільш перспективні конструкції грануляторів плаву азотних та комплексних добрив.

В роботі проведено уточнення математичної моделі руху плаву для відцентрових лопатевих та вихрових грануляторів з урахуванням впливу особливостей конструкції їх внутрішніх пристроїв на гідродинаміку руху та процес дроблення струменя рідини, розглянуті можливості регулювання процесу розпаду течії за допомогою зовнішніх збурень, виявлені основні принципи конструювання грануляторів, створена методика інженерного розрахунку.

Ключові слова: ПЛАВ АЗОТНИХ МІНЕРАЛЬНИХ ДОБРИВ, МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ, ГІДРОДИНАМІКА ТЕЧІЇ, ДРОБЛЕННЯ СТРУМЕНЯ, ЗБУРЕННЯ, ГРАНУЛЯТОР, БАШТА.

## ЗМІСТ

Вступ.....	8
1 Аналіз стану сучасного виробництва азотних добрив .....	11
1.1 Огляд конструктивних характеристик грануляційних башт.....	13
1.2 Основні конструкції грануляторів плаву азотних добрив та напрямки їх вдосконалення.....	18
1.2.1 Відцентрові гранулятори .....	21
1.2.2 Вихрові гранулятори.....	22
1.2.3 Статичні акустичні гранулятори.....	23
1.2.4 Вібраційні гранулятори з верхнім мембранним випромінювачем.....	24
1.2.5 Віброгранулятор з регулятором рівня плаву.....	26
1.2.6 Віброгранулятори з гофрованим днищем.....	27
1.2.7 Обертові віброгранулятори .....	30
1.2.8 Основні напрямки вдосконалення конструкції грануляторів плаву азотних добрив .....	31
2 Модель руху рідини в грануляторі.....	34
2.1 Окремі випадки розподілу швидкостей і тисків у рідині в просторі між циліндрами, які обертаються.....	40
2.1.1 Рух рідини з вільною поверхнею.....	41
2.1.2 Тиск рідини в просторі при ламінарному режимі руху між пористими або перфорованими циліндрами, що обертаються .....	42
2.2 Кінематика симетричного відносно вісі обертового потоку рідини.....	44
2.2.1 Стаціонарний рух рідини в зазорі між двома концентричними циліндрами .....	46
2.2.2 Усталений рух в'язкої рідини .....	47
2.3 Розрахунок форми вільної поверхні рідини.....	50
2.4 Коефіцієнт стиску струменя рідини .....	51
2.5 Розхід рідини через отвори порожньої перфорованої оболонки що обертається .....	54

	5
3 Дроблення рідини на краплі.....	56
3.1 Природне дроблення на краплі.....	56
3.1.1 Дроблення на краплі ламінарного струменя рідини .....	57
3.1.2 Дроблення на краплі турбулентного струменя рідини .....	60
3.1.3 Розпилення струменя рідини .....	61
3.2 Розпад струменів на краплі.....	61
3.3 Розпад на краплі струменів з обертових отворів .....	63
4. Теоретичні основи розрахунку грануляційної башти .....	67
4.1.Траєкторії, швидкість і час польоту гранул .....	67
4.2. Теплообмін .....	71
4.2.1 Теплообмін у процесі гранулювання.....	72
4.2.1 Конвективний теплообмін між сферичним тілом і газовим потоком.....	72
4.2.3 Пошарова кристалізація розплаву при $\theta_{кр}=\text{const}$ .....	73
5 Теоретичні основи розробки грануляторів.....	76
5.1 Основні принципи конструювання грануляторів .....	76
5.2 Оптимізація форми перфорованої оболонки грануляторів плаву .....	78
5.3 Секційні відцентрові гранулятори .....	79
5.4 Відцентрові гранулятори плавів .....	83
5.4.1 Лопатеві відцентрові гранулятори .....	83
5.4.2 Відцентрові гранулятори вихрового типу .....	86
5.5 Розрахунок розмірів отворів витікання .....	87
5.6 Розрахунок потужності привода відцентрових грануляторів .....	90
Висновки.....	92
Перелік посилань.....	93

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

$\alpha$	- коефіцієнт тепловіддачі
$\alpha_{\text{конв}}$	- коефіцієнт конвективної тепловіддачі
$c, c_r$	- теплоємність середовища та гранул
$d_k$	- діаметр краплі
$D$	- діаметр шийки струменя
$d$	- діаметр струменя, з якої утворюються краплі
$d_o$	- діаметр отвору сопла
$\bar{d}_k$	- середнє значення діаметра краплі
$G$	- модуль пружності
$H_{\text{пад}}$	- висота падіння (польоту) гранул
$f_{\text{отв}}$	- площа отвору витікання
$v_r$	- радіальна швидкість рідини
$v_\varphi$	- окружна швидкість рідини
$p$	- тиск
$\nu$	- коефіцієнт кінематичної в'язкості
$\rho$	- щільність рідини
$\mu$	- коефіцієнт динамічної в'язкості
$\sigma$	- поверхневий натяг рідини
$\lambda_{\text{max}}$	- довжина хвилі максимальної нестійкості
$\Omega_1$	- кутова швидкість
$v$	- швидкість краплі щодо газоподібного середовища
$\rho$	- щільність середовища
$\delta$	- товщина плівки рідини
$\varepsilon_1$	- відношення площі перетину струменя в місці розпаду до площі отвору витікання
$f_{\text{стр}}$	- площі перетину струменя в місці розпаду
$\tau$	- час, с

$x_{\max}$	- максимальний виліт гранул
$\omega, \omega_T, \omega_{кр}$	- швидкість середовища, твердої частки та початку псевдозрідження
$\theta, \theta_{кр}$	- температура твердої частки, кристалізації
$g$	- прискорення вільного падіння
$k$	- коефіцієнт охолодження
$Ar$	- критерій Архимеда
$Bi$	- критерій
$Fr$	- число Фрослінга
$Nu$	- критерій Нуссельта
$Re$	- число Рейнольдса радіального потоку
$We$	- критерій дроблення (Вебера)

## ВСТУП

Подальший прогрес народного господарства України тісно пов'язаний з питаннями енергетики. Протягом останніх десятиліть формування промислового комплексу йшло з урахуванням наявності доступних і дешевих джерел енергії. Тому розвиток виробництв з точки зору енергоспоживання, у тому числі й хімічних, йшло екстенсивним шляхом.

Поряд з тим, що хімічна промисловість дає близько 6% внутрішнього валового продукту й 13% загального експорту, вона є одним із ключових енергозатратних секторів у промисловості України. Хімічна галузь посідає третє місце (після електроенергетики і металургії) в загальному енергоспоживанні промисловості держави й становить майже 11% від загальної частки витрати палива. Енергоємність продукції діючих виробництв в 1,4-3,0 рази вище, ніж на аналогічних виробництвах у країнах Європейського союзу /1/.

Як показує світова практика, підвищення показників з енерго ефективності виробництв іде у двох напрямках: зміни в технології та процесах; підвищення енерго ефективності встаткування діючих виробництв.

Структура виробництва азотних добрив на підприємствах України характеризується, в основному, баштовим способом їх отримання, при цьому значна частина потужностей працює на експорт. Вітчизняні азотно-тукові підприємства виробляють карбамід та аміачну селітру з основною частиною гранул 2,0-2,5 мм і міцністю 0,8-1,4 кг на гранулу.

Зарубіжні підприємства випускають продукцію з діаметром гранул 1,5-2,0 мм і міцністю близько 0,7 кг на гранулу. Отримані частинки використовуються в якості ретуру для наступної обробки в грануляторах обкатування або фонтануючого шару. Зарубіжний досвід не може бути використаний тому, що гранулятори (диспергатори) плаву, які виробляються іноземними фірмами («Кребер» та інші), майже не враховують індивідуальні особливості конкретної башти. Окрім цього, для отримання азотних добрив, що мають збільшений діаметр гранул (понад 2 мм), використовуються інші технології та обладнання (барабанні



гранулятори, апарати псевдо зрідженого шару та інші). Створення таких виробництв потребує значних додаткових капітальних вкладень на будівництво окрім башт ще й на виробництва для дорощування туків, отриманих методом диспергування плаву.

Для поліпшення якості гранул азотних добрив доцільно збільшити їх розмір до 2,5-4 мм. Але збільшення діаметру гранул до такого розміру приводить до збільшення теплового навантаження на башту, налипання частинок на робочих поверхнях башти. Разом з цим збільшується кількість непродуктивних зупинок обладнання на чистку. Це все погіршує якість добрив, потребує частих зупинок обладнання на ремонт і, як наслідок, до зупинок виробництва і непродуктивних втрат продукту та енергоносіїв.

Виходячи з цього, необхідно розробити обладнання, яке дозволить отримувати монодисперсні гранули в вузькому фракційному діапазоні та оптимізувати питомий розподіл прил по поперечному перетину башти.

Найбільш раціональним напрямком є розробка вузла диспергування плаву азотних мінеральних добрив, на якому можливе отримання монодисперсних гранул з розплаву карбаміду або аміачної селітри.

Виходячи з цього, необхідно провести комплекс науково-дослідних робіт з метою створення грануляційного обладнання, яке б забезпечило можливість отримання монодисперсних гранул азотних добрив на існуючих виробництвах баштовим методом.

Завдяки розробленій математичній моделі гідродинаміки руху рідини в грануляторі та розпаду струменів плаву з'явилась можливість створити високоефективне грануляційне обладнання, впровадження якого в виробництво дасть можливість: розширити номенклатуру продукції, що виробляється; поліпшити споживчі властивості мінеральних добрив на основі аміачної селітри та карбаміду до рівня світових вимог по якості та вибухонебезпечності; підвищити агротехнічну цінність добрив; зменшити енерговитрати при виробництві добрив за рахунок: по-перше, зниження відсотку некондиційних гранул, які повертаються на переробку, по-друге, непродуктивних зупинок обладнання на чистку; отримати

екологічну користь, яка пов'язана з зменшенням негативного впливу від викидів в атмосферу пилу добрив з башт.

## 1. АНАЛІЗ СТАНУ СУЧАСНОГО ВИРОБНИЦТВА АЗОТНИХ ДОБРІВ

Аналіз світового досвіду одержання гранульованих азотних добрив показує, що сучасний стан виробництва цих туків характеризується двома основними способами одержання гранул: приплювання та грануляція.

Спосіб приплювання характеризується диспергацією плаву азотних добрив на краплі в грануляційній башті, з наступним їхнім охолодженням і кристалізацією у тверді гранули в процесі вільного падіння у висхідному потоці холодного повітря. Схема отримання азотних добрив приплюванням наведена на рис.1.1.

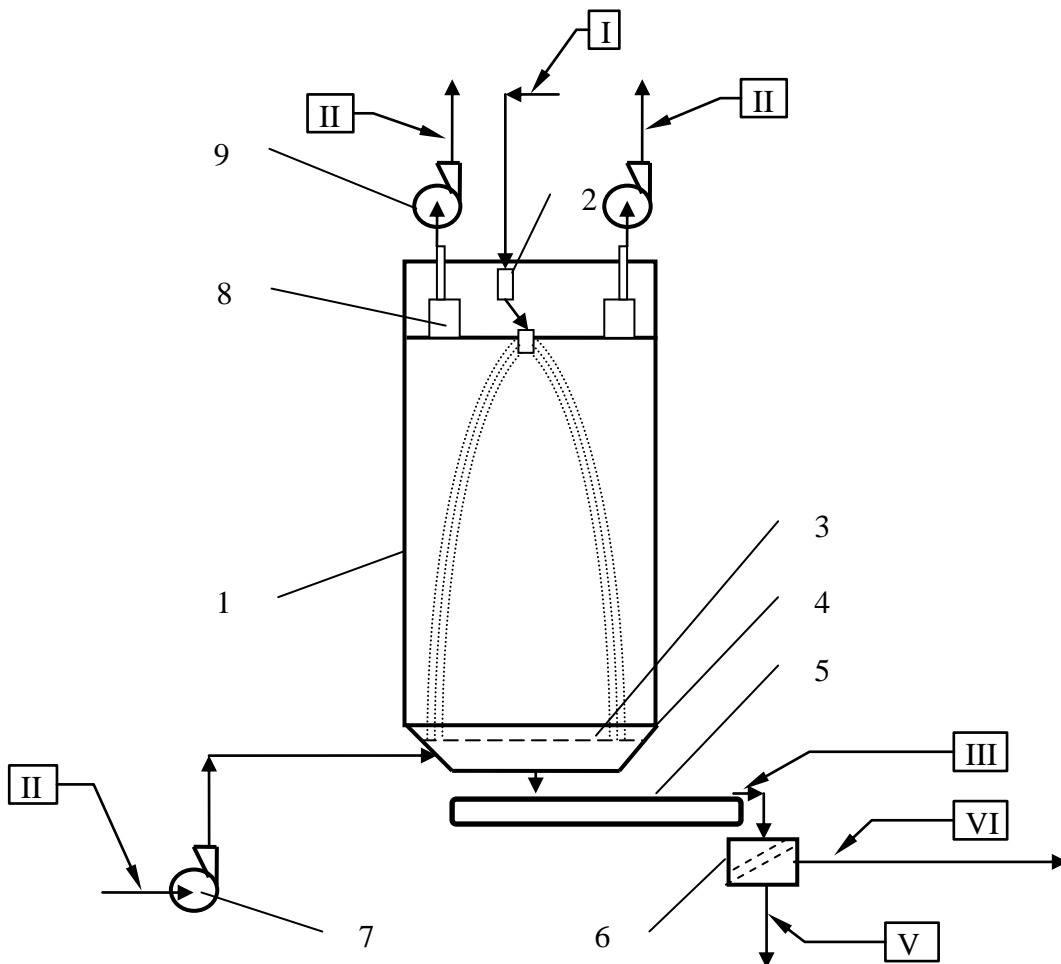


Рис. 1.1. Схема приплювання азотних добрив: 1–грануляційна башта; 2 – відділення грануляції ( напірний бак, фільтр плаву, гранулятор); 3 – охолоджувач гранул типу «киплячого шару»; 4 – конуси; 5 – транспортер; 6 – грохот; 7– напірний вентилятор; 8–очищувачі повітря; 9–витяжні вентилятори. Потоки: I– плав азотного добрива; II – повітря; III – гранули з башти; IV– гранули товарної фракції; V– некондиційні гранули на переробку.

Спосіб грануляції зводиться до розпилення й наступному багаторазовому нашаруванню плаву добрива на «затравочні» (тверді) частки некондиційного продукту з утворенням сферичних гранул і наступному охолодженню останніх. В якості основного технологічного обладнання пропонуються грануляція у киплячому шарі - фірми "Мицуй Тооцу" і "Тое Інжиніринг", високотемпературний процес тарілчастої грануляції фірми "Норск Гидро" і барабанної грануляції фірми "Кальтенбах Тюрінг Процес". Розроблені способи грануляції у фонтануючому шарі й гранулювання пресуванням. [2] Схема отримання гранульованих азотних добрив наведена на рис.1.2.

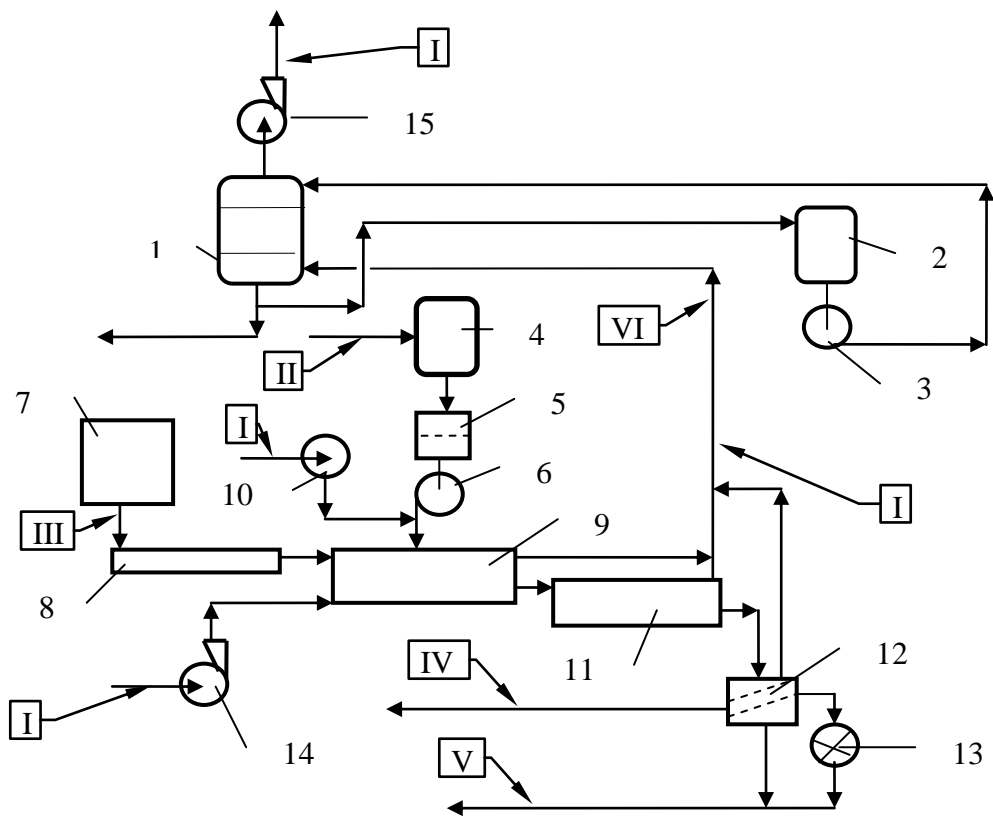


Рис.1.2. Схема отримання азотних добрив способом грануляції: 1– скруббер для очистки повітря від пилу азотних добрив; 2 – ємність розчину; 3,6 – насос; 4– ємність; 5 – фільтр; 7 – бункер ретур; 8 – дозатор; 9 – гранулятор; 10 – компресор; 11– охолоджувач гранул; 12 – грохот; 13 – подрібнювач; 14 – напірний вентилятор; 15 – витяжний вентилятор. Потоки: I – повітря; II – плав азотного добрива; III – ретур; IV – гранули товарної фракції; V – некондиційні гранули на переробку.

Основною перевагою гранульованого продукту, отриманого цими способами, є можливість одержання гранул у широкому діапазоні гранулометричного складу від 2 до 12 мм; висока міцність гранул (1, 5-4,0 кг/гранулу). Зазначені технології досить гнучкі й дозволяють без істотного переналагодження встаткування організувати капсулювання отриманих добрив, змінити розмір готових гранул. Однак капітальні витрати на будівництво установки гранулювання продукту в середньому в 1,5-1,8 раз вище, ніж приллювання. Крім того, установка гранулювання азотного добрива характеризується також більшою займаною площею, наявністю великої кількості ретура (до 50% від виробітку), порівняно високими енерго- і експлуатаційними витратами. Пропонований фірмою "Кальтенбах Тюрінг Процес" спосіб барабанної грануляції має дуже високу вартість устаткування й, окрім цього, для здійснення процесу необхідне одержання висококонцентрованого плаву.

Для одержання гранул азотних добрив у світовій практиці найпоширенішим є спосіб приллювання. Проте на сьогоднішній день темпи росту потужностей гранульованого продукту перевищують темпи росту приллірованого.

### 1.1 Огляд конструктивних характеристик грануляційних башт

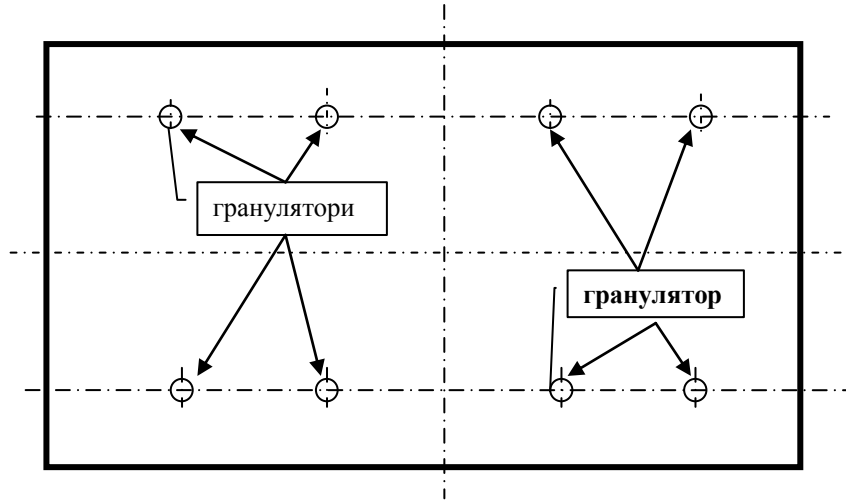
Процес гранулювання плаву азотних добрив способом приллювання здійснюється в циліндричних баштах діаметром 12-24м або прямокутних вежах з розмірами в плані від 8×11м до 15×24м. Висота польоту гранул 28-55м для аміачної селітри та 50-90м для карбаміду. В основному башти виконуються з монолітного залізобетону, зсередини футеровані кислототривкою цеглою; нижня частина вежі - днище виконується у вигляді усічених конусів, між якими є кільцеві зазори (щілини) для підсмоктування повітря у башту й очищення конусів від гранул азотного добрива. Нагорі башти встановлюється гранулятор - кошик конічної, циліндричної або радіальної форми, на бічній поверхні якого перебуває кілька тисяч отворів різного або однакового діаметра. На стелі встановлені 3 - 4 вентилятори, що відсмоктують повітря з башти. Повітря піднімається через вікна, які розташовані в нижній частині по всьому периметру башти. До башти подається

250 - 700 тис. м<sup>3</sup> повітря в годину, що на виході з неї містить мілкі дисперсні частки добрива. Струмені плаву, що витікають із отворів гранулятора, подрібнюються на краплі, які при падінні з висоти обмиваються холодним потоком повітря й застигають, формуючись у гранули, при цьому вони злегка підсушуються. Чим вище концентрація плаву й інтенсивніше охолодження його краплі, тим менше пор і тріщин утвориться в гранулах і тим вище стає їхня міцність.

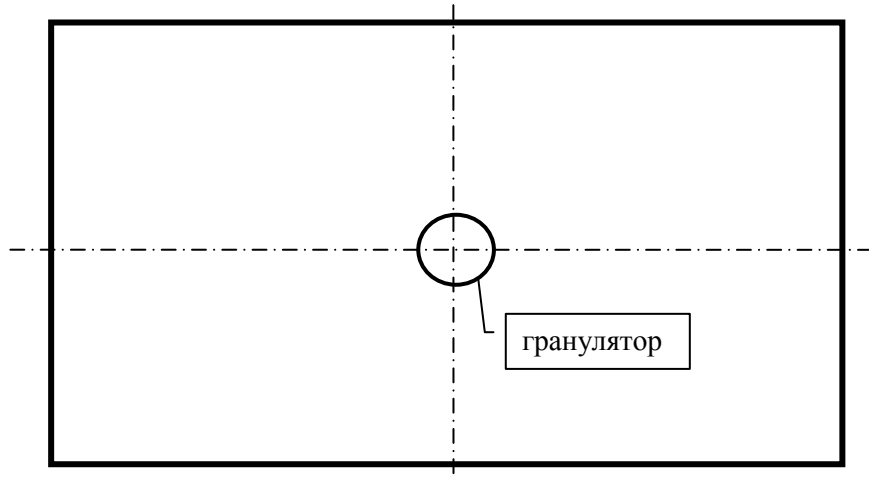
Температура гранул добрива на виході із грануляційної башти залежить від залежить від технічних умов здійснення процесу грануляції, питомого навантаження на башту, витрати, температури холодного повітря, висоти вільного падіння гранул і їхнього розміру. Температура гранул в нижній частині башти становить понад 80°C, тому в подальшому необхідно провести охолодження часток добрива. Гарячі гранули охолоджуються в апараті «киплячого шару». Це круглий або прямокутний апарат, що має секції, і решітку з отворами. Охолоджувачі гранул можуть бути як вбудовані в башту, так і «виносні» (побудовані поряд з баштою). Під решітку охолоджувача вентиляторами подається повітря; при цьому створюється псевдо зріджений шар гранул. Цей процес сполучають із до сушкою, нанесенням на поверхню гранул різних речовин. Для утворення киплячого шару досить, щоб лінійна швидкість агента, що охолоджує (повітря) була 0.9-1.2 м/сек., що досягається застосуванням звичайних вентиляторів. Повітря після охолодження часток добрива попадає в грануляційну башту. В основному башти мають вбудовані охолоджувачі гранул типу «киплячого шару».

Повітря, що виходить із грануляційної башти, забруднене частками азотного добрива, аміаком. Для очищення цих потоків у верхній частині грануляційної башти розташовані паралельно працюючі промивні скрубери тарілчастого типу. Частина розчину виводиться на стадію нейтралізації або упарювання, і, отже, використовується для виробництва продукції. Очищене повітря відсмоктується із грануляційної вежі вентилятором і викидається в атмосферу.

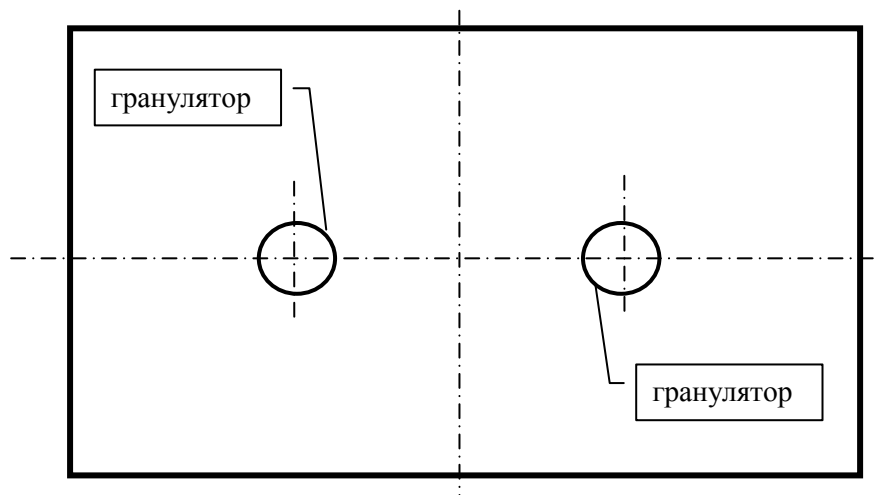
Нижче приведені схема розташування грануляторів в башті.



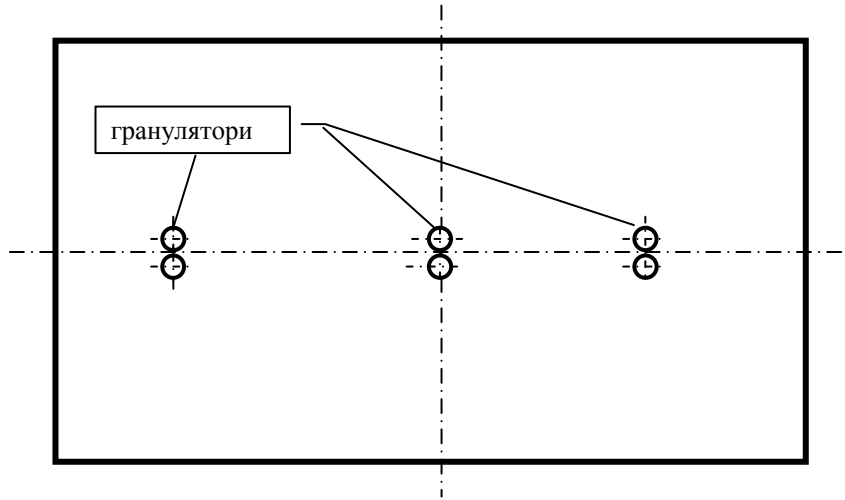
а)



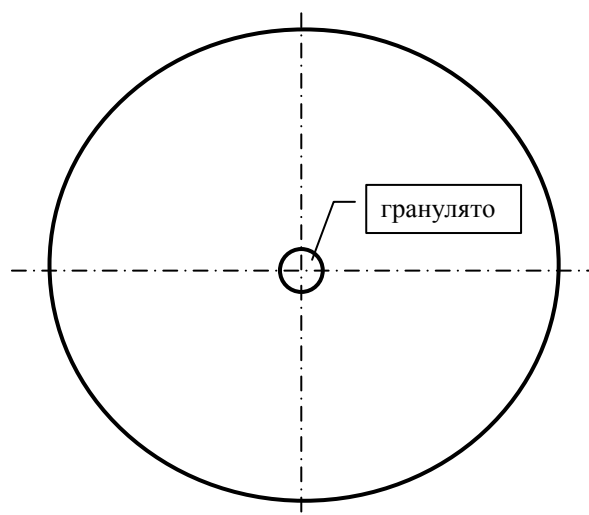
б)



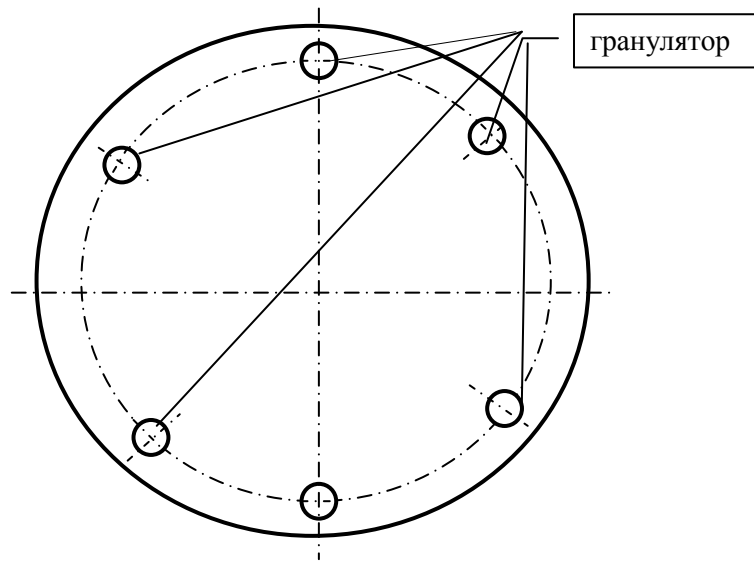
в)



г)



д)



е)



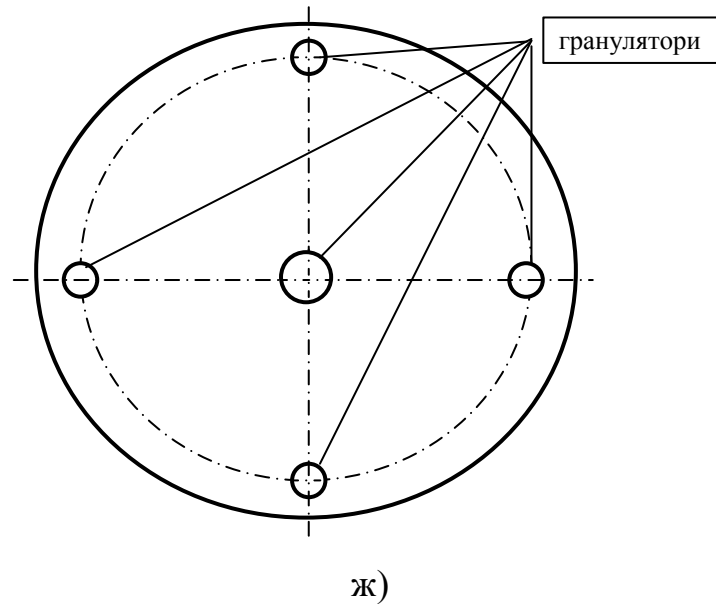


Рис.1.3. Схеми розташування грануляторів

Такі великі розбіжності по висоті башт та кількості повітря, що подається для охолодження гранул, зумовлені необхідністю повної кристалізації краплі й охолодженням гранул у польоті до температури 80-100°C для карбаміду та 100-140°C для аміачної селітри. При цьому необхідно планувати мінімальну кількість витрати повітря через вежу. з метою зменшення затрат електроенергії й швидкості повітря у башті. Потужність башт – 30-70т/год.

При обстеженні роботи грануляційних башт було відзначено, що за останній час ряд виробництв виконали заходи щодо підвищення потужності виробництв та збільшення середнього діаметру гранул товарної фракції. Підвищення потужності привело до роботи грануляторів на високих рівнях в них плаву, збільшення швидкості витікання рідини з отворів у турбулентному або перехідному режимі. Все це спричинило утворення «супутників» і, як наслідок, підвищенню частки гранул фракції менш 1мм (1,2-3,0 %), а в деяких випадках і до переливів плаву із гранулятора. Мимовільний розпад струменів також знижує зміст гранул фракції 2,0-4,0 мм до 58-84 % за рахунок збільшення частки часток розміром 1,7-2,0мм до 20-40 % і, як наслідок, приводить до погіршенню якості продукції та збільшення викидів пилу азотних добрив в атмосферу. Окрім цього, підвищення навантаження по плаву приводить до збільшення швидкості його витікання та крапель-гранул, і,

як наслідок, до зменшення часу падіння часток і зростання теплового навантаження на башту.

Збільшення середнього діаметру гранул товарної фракції з 2,0-2,5мм до 2,5-4,0мм за рахунок відсотка часток розміром 2,5-3,2мм до 50-80 % приводить до збільшення теплового навантаження на башту і, як наслідок, до погіршення якості продукції, злипанню гранул між собою, їх налипанню на конуса башти, дробленню гранул. Все це приводить до непродуктивних витрат продукції в вигляді пилу, що надходить в атмосферу та з некондиційними частками, які ідуть на повторну переробку.

У процесі гранулювання розплаву азотних добрив спостерігається налипання продукту в нижній частині башти. Для усунення цього явища конічну частину веж стали виконувати зі сталі й застосовувати вібраційні пристрої. При цьому в її нижній частині встановлюється спеціальний металевий каркас, не з'єднаний з корпусом башти. На такому каркасі змонтований сталевий конус, що складається із декількох поясів, кожний з яких закріплений на каркасі підвісками. На поясах конуса встановлюються вібратори. Вібратори, що приводяться в рух за допомогою передатних пристроїв електродвигуном, періодично включаються, і конус починає трястися. При цьому агломерати гранули, що прилипли на конус, відділяється від нього, скачується донизу башти. На ділянках найбільшого зчеплення гранул з конусом на його внутрішню поверхню укладають металевий прут, що відбиває гранули при включенні вібраторів. Застосування вібраційних конусів у грануляційних вежах усунуло багато недоліків, властивим нерухливим конусам: різко скоротилися простої башт для очищення, відпала необхідність у важких фізичних роботах усередині веж при очищенні конусів, значно зменшилися витрати праці при експлуатації башт.

До основних недоліків грануляційних башт можна віднести: порівняно висока температура гранул на виході з вежі (для охолодження); можливість використання їхнього обсягу приблизно тільки на 50%; великі капітальні витрати на удівництво, громіздкість. Ці недоліки частково обумовлені недосконалістю відцентрових грануляторів, що застосовуються для розбризкування плаву добрив.

## 1.2 Основні конструкції грануляторів плаву азотних добрив та напрямки їх вдосконалення

Перфоровані й пористі оболонки є основними елементами конструкцій відцентрових грануляторів плаву, розпилювачів рідини масообмінних колон, фільтруючих центрифуг. В свою чергу ці апарати знаходять широке застосування в ряді технологічних процесів хімічної промисловості. Так, відцентрові гранулятори широко застосовують для гранулювання плавів аміачної селітри, сечовини, складних добрив /3-6/. Перфоровані розпилювачі застосовують в масообмінних апаратах /4/. Основні галузі використання перфорованих обертових оболонок у технологічних процесах наведені в табл. 1.1.

Таблиця 1.1.

Області застосування оболонок	Технологічний процес, у якому використовуються перфоровані оболонки
Хімічна промисловість	Грануляція плавів, особливо з високою в'язкістю; центрифугування; створення поверхні фазового контакту в розпилювачах масообмінних апаратах (абсорбція, ректифікація, екстракція); розпилення розчинів у сушарках; зволоження газів; пиловловлення; швидкісне змішування рідин
Нафтохімічна промисловість	Розпилення рідин в апаратах вакуумної ректифікації
Металургійна промисловість, у тому числі кольорова металургія	Очищення вихідних газів від сірчистих і фтористих сполук та пилу.
Енергетика	Розпилення рідкого палива для його спалювання в енергетичних установках та газотурбінних двигунах
Сільське господарство	Обприскування рослин розчинами добрив і отрутохімікатів

Комунальне господарство	Розпилення рідини в кондиціонерах; ліквідація „смогу“, очищення повітря й створення штучного мікроклімату.
-------------------------	--

Найбільш поширеними грануляторами, що застосовуються в промисловості, є відцентрові, акустичні та вібраційні.

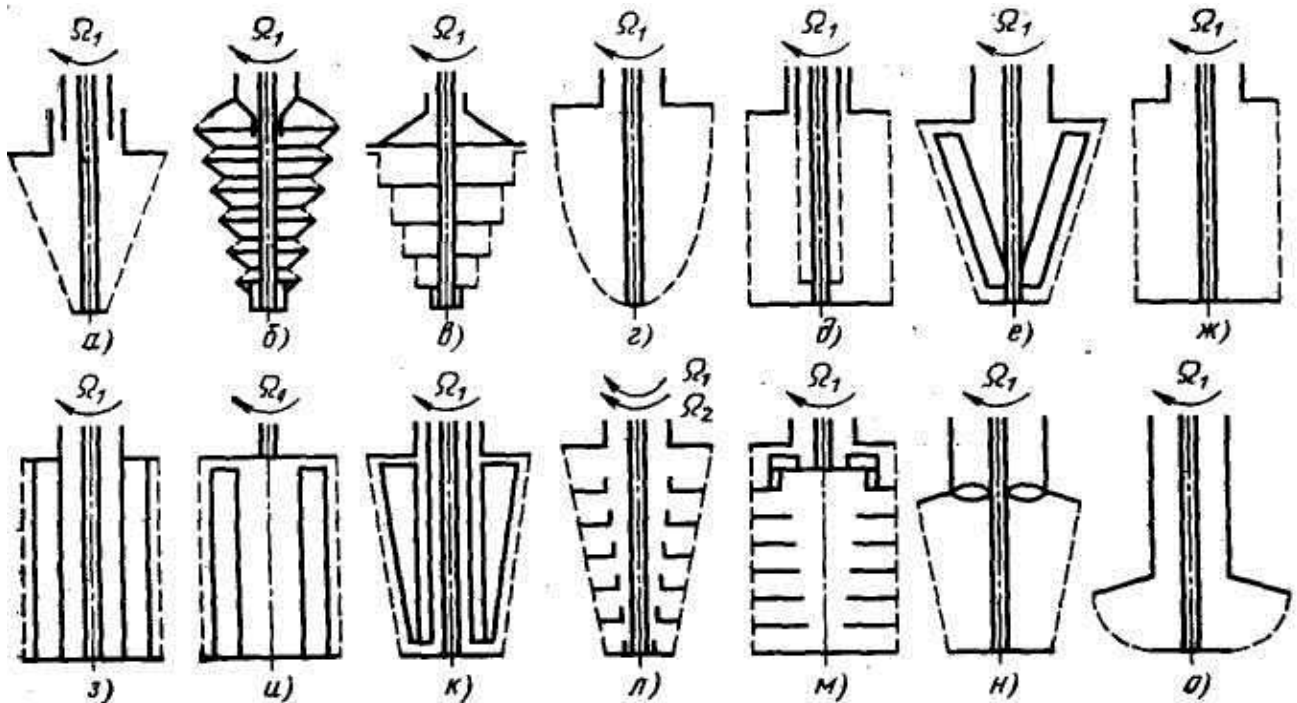


Рис. 1.4 - Форма перфорованих обертових оболонок, використовуваних у промисловості для диспергування й розподілу рідин і плавів /4/:

а) – порожня конічна; б) – порожня зі зворотними конусами; в) – ступенева порожня; г) – порожня параболоїдної форми; д) – циліндрична із внутрішнім перфорованим циліндричним розподільником; е) – конічна з радіальними лопатами; ж) – порожня циліндрична; з, і) – циліндричні з радіальними лопатами; к) – конічного з незалежно обертовими лопатами; л) – конічна з горизонтальними перегородками; м) – циліндрична з горизонтальними перегородками; н) – конічна з лопатами гвинтового профілю; о) – чашоподібна.

Перфоровані оболонки, які застосовуються для диспергування рідин і плавів, мають різну форму (рис. 1.4). Звичайно вони мають осьову симетрію. В останні роки перевагу в основному віддають циліндричним і чашоподібним оболонкам.

Це пояснюється простотою їх виготовлення й кращими показниками для одержання досить рівномірних крапель рідини або гранул.

### 1.2.1 Відцентрові гранулятори

Гранулятор відцентрового типу (рис. 1.5) виготовляється з нержавіючої сталі й обертається із частотою 6,7-7,5 1/с (400-450 об/хв.). При роботі таких грануляторів основне навантаження по гранулам доводиться на відносно невеликий кільцевий простір, що перебуває на відстані 4-6 м від осі грануляційної башти, а її центральний і бічний обсяги практично не працюють. Внаслідок різної кутової швидкості, навіть у випадку використання кращих відцентрових грануляторів, у башту викидаються неоднакові по розмірах краплі плав, на охолодження й формування яких потрібні різний час і різна висота польоту.

Відцентрові гранулятори /3-6/ найкраще відповідають вимогам для грануляції плавів, що містять суспензії і для плавів складних добрив. Основними труднощами при гранулюванні плавів, що містять суспензії, є часті забивання отворів твердими частками. Відфільтрувати частки суспензії, що закупорюють отвори витікання, в ряді випадків не можливо, тому що ці частки суспензії є або складовою частиною добрива, або їх вводять у плав для зменшення злежуваності.

Для таких плавів необхідні конструкції грануляторів, в яких необхідно створити гідродинамічний режим, що сприяє виходу часток домішок через отвори витікання. При цьому бажано, щоб розмір отворів витікання був максимальним і в той же час забезпечував одержання досить рівномірних гранул заданого розміру.

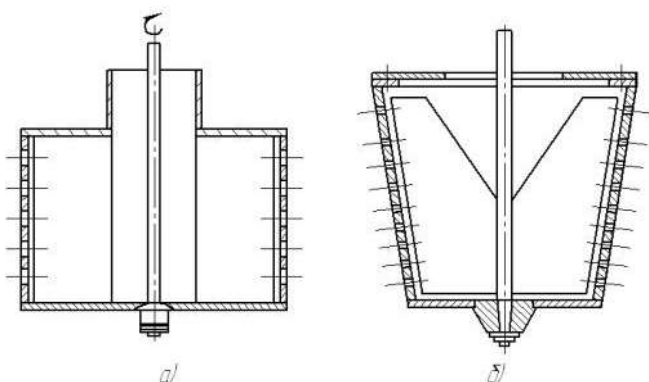


Рисунок 1.5. Відцентрові гранулятори циліндричної (а) і конічної форми (б)

### 1.2.2 Вихрові гранулятори

Особливістю таких розпилювачів [3-6] є те, що за допомогою лопатів, що розкручують рідину, або внаслідок тангенціального уведення рідини в перфоровану оболонку, рідині надається вихровий (обертальний) рух щодо нерухливих стінок цієї оболонки. Тоді, змінюючи значення тиску рідини в оболонці та її відносну швидкість, можна в широких межах міняти перетин струменів рідини, що витікають із отворів оболонки. Тонкі струмені рідини можна одержувати при витіканні рідини з отворів значно більшого діаметра, чим у випадку, коли відносна швидкість  $v_{отн} = 0$ . Це істотно підвищує надійність роботи розпилювача, дозволяє змінювати перетин струменів і, отже, краплі (гранули) шляхом зміни величини  $v_{отн}$ .

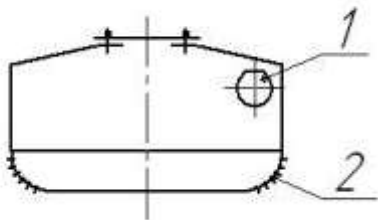


Рис. 1.6. Вихровий гранулятор з тангенціальним уведенням плаву 1 в перфоровану оболонку 2

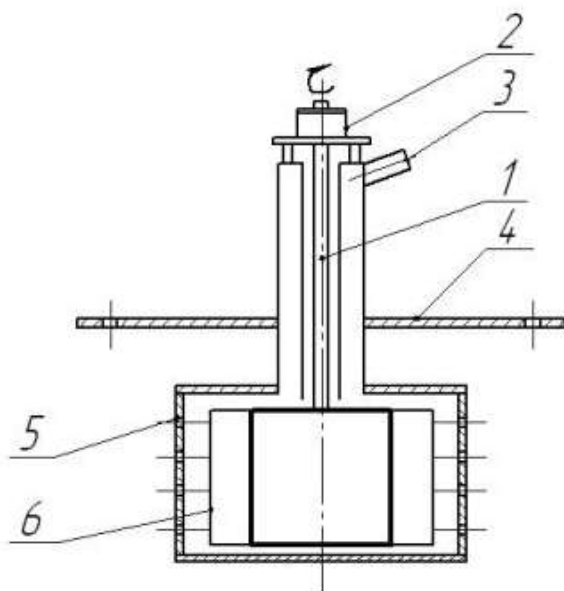


Рис. 1.7. Вихровий гранулятор з турбіною для розкручування плаву:

1 — вал; 2 — вузол підшипників; 3 — вхід плаву; 4 — кріпильний фланець; 5 — нерухома перфорована оболонка; 6 — обертова турбіна

### 1.2.3 Статичні акустичні гранулятори

Виходячи з умов розвитку хімічної галузі України за часів СРСР, виробництва азотних добрив проектувалися та споруджувалися під гранулятори конструкції НДІ «ХИММАШ». Для вітчизняних великотоннажних агрегатів аміачної селітри та карбаміду в НДІ «ХИММАШ» були створені два типи акустичних грануляторів АГ-316 і АГ-320 різної продуктивності й з різними (відповідно до розмірів грануляційних веж) розмірами зон зрошення. Ці гранулятори з 1975 р. серійно випускаються Димитровградським заводом хімічного машинобудування. При порівняно малих габаритах (діаметр 320мм, вага 23кг) ці гранулятори мають продуктивність відповідно 16 і 20 т/ч по готовому продукту й забезпечують великотоннажні виробництва обсягом 450 тис.т/рік. На базі серійних акустичних грануляторів в НДІ «ХИММАШ» були розроблені їх модифікації зі збільшеною продуктивністю до 25-30 т/год., які також експлуатуються на ряді заводів. Одержуваний на акустичних грануляторах продукт по гранулометричному складу перевищує вимоги ГОСТ 2-75 по товарній фракції гранул і по фракції 2-3мм. Так, за даними заводів, де працюють акустичні гранулятори, виробляється продукт в якому фракція 2-3мм становить 60-80%. Випробування акустичних грануляторів, а також обстеження, виконані за участю НДІ «ГИАП» і самих підприємств-виробників, указують на реальну можливість одержання практично монодисперсного продукту зі змістом гранул фракції 2-3 мм до 85%.

Були створені акустичні гранулятори для плаву карбаміду з метою підвищити однорідність продукту й зміст у ньому фракції гранул 2-3мм. У порівнянні з гранулюванням аміачної селітри основна складність тут у тіму, що в карбаміду більше висока теплота кристалізації. З огляду на труднощі охолодження й кристалізації гранул в умовах промислового виробництва діючих цехів розроблені акустичні гранулятори карбаміду з продуктивністю 6-8 т/год. /5-7/

Разом з тим одержати продукт гарної якості з використанням грануляторів НДІ «ХИММАШ» неможливо виходячи через особливості конструкції

вібросистеми. Вібраційна система цих грануляторів розрахована для роботи на певному навантаженні по плаву. Зміни витрати плаву спричиняють відмову у роботі вібросистеми. Це приводить до вільного розпаду струменів. Крім того, зміни витрати плаву можуть приводити до роботи вібросистеми в нестабільному режимі, що приводить до розбіжності частотних характеристик вібросистеми зі швидкістю витікання плаву з отворів, що, у свою чергу, погіршує якість продукту.

#### 1.2.4 Вібраційні гранулятори з верхнім мембранним випромінювачем

Віброгранулятори з верхнім мембранним випромінювачем коливань — це одна з перших конструкцій грануляторів вібраційного типу /3,4,6/. На рис. 1.8, показаний цей пристрій. Гранулятор має патрубок 1 для уведення плаву, розподільну решітку 2, перфороване чашоподібне днище 3 з отворами для витікання плаву. У верхній частині порожнини днища є еластична або пружна мембрана 4, з'єднана за допомогою штока 5 з механічним або електродинамічним вібратором 8 тієї або іншої конструкції. Вібратор 8 установлений на амортизаційній підкладці 7. Чашоподібне перфороване днище кріпиться до корпусу фланцевою сполукою 6. Віброгранулятор працює в таким чином. Плав по патрубку 1 через розподільну решітку 2 надходить у порожнину чашоподібного днища 3 і витікає у вигляді струменів з отворів днища 3 у грануляційну башту. Одночасно вібратор 8 через шток 5 приводить в дію мембрану 4, розташовану в плаву, у коливальний рух із фіксованою частотою.

У порожнині днища 3 у плаву поширюються пружні хвилі. Це приводить до періодичної зміни тиску (напору) плаву перед отворами витікання й відповідно до періодичної зміни швидкості витікання плаву з отворів. При цьому на поверхні струменів плаву, що витікають зі змінною швидкістю, утворюються збурювання (звуження й розширення) із частотою, рівній частоті вібратора. Якщо відстань між двома сусідніми звуженнями більше довжини окружності незбуреного струменя, то збурювання швидко



росте під дією сили поверхневого натягу плаву, і струмінь розпадається на рівномірні краплі. Падаючи у вежі назустріч потоку холодного повітря, краплі плаву кристалізуються, перетворюючись у гранули.

При роботі на змушених коливаннях в якості мембрани може бути використаний фторопласт або гофрована нержавіюча сталь. При роботі в режимі резонансу мембрану виготовляють із титану або нержавіючої сталі. Форма мембрани може бути опуклої або плоскої. Плоска мембрана простіше у виготовленні.

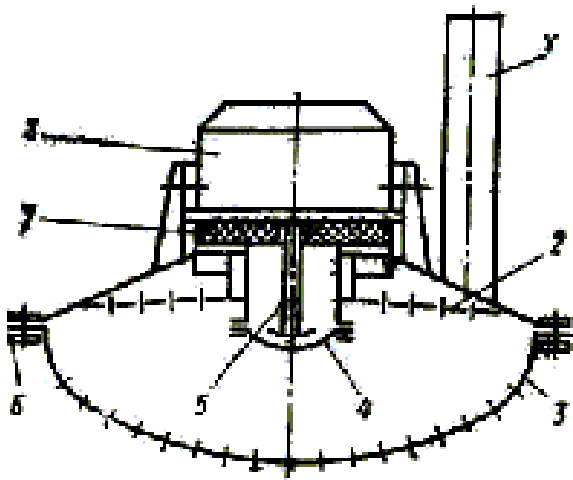


Рис. 1.8. Вібраційний гранулятор з мембранним випромінювачем

Віброгранулятор з мембраною-днищем. У цьому грануляторі мембрана, що випромінює коливання, являє собою плоску центральну неперфоровану частину чашоподібного днища (рис. 1.9). У перших конструкціях такого гранулятора кульковий вібратор був прикріплений під днищем у центрі /3 – 7/. Згодом вібратор 10 був винесений наверх і з'єднаний із центральною частиною днища стрижнем 3.

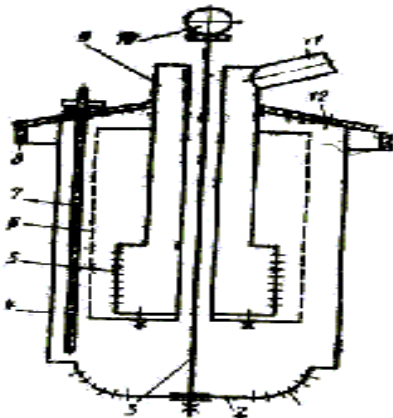


Рис. 1.9. Модифікація вібраційного гранулятора

Гранулятор працює в такий спосіб. Плав по трубі 11 по кільцевому каналу 9 через розподільник 5 (тієї або іншої конструкції) надходить у порожнину перфорованого днища 1 і витікає з отворів у цьому днищі. Центральна частина 2 днища 1 діаметром 100-300 мм виготовлена плоскою й без отворів. При роботі вібратора 10 днище 1, з'єднане зі стрижнем 3, вібрує, випромінюючи акустичні коливання в плав, що заповнює порожнину днища. Це приводить до дроблення струменів плаву на рівномірні краплі, як в описаному вище грануляторі.

Якщо в гранулятор разом із плавом попадає повітря, то пухирці повітря сепаруються на вільній поверхні плава й виходять із гранулятора через отвір 12. У корпусі 4 гранулятора встановлений пьезометричний датчик 7 для контролю рівня плаву в грануляторі й регулювання навантаження. Для запобігання засмічування отворів витікання випадковими твердими частками й для сепарування пухирців повітря передбачена сітка 6. У башті гранулятор установлюється на опорне й ущільнювальне кільце 8.

#### 1.2.5 Віброгранулятор з регулятором рівня плаву

Для стабілізації напору плаву перед отворами витікання розроблений віброгранулятор із простим і надійним поплавковим регулятором рівня плаву /3, 4, 6/ (рис. 1.10). Цей гранулятор має вібратор 1, з'єднаний стрижнем 6 з перфорованим днищем 7, патрубок 2 для підведення плаву, датчик 3 напору, кришку 4. Для регулювання рівня в грануляторі передбачена поворотна заслінка 5, пов'язана з поплавком 6. У днище 7 є отвори 8 для витікання плаву. Змінна фільтрувальна сітка 9 запобігає засмічуванню отворів 8 випадковими частинками, які можуть бути в плаву, і сепарує пухирці повітря. Розподільник 10 служить для рівномірного введення плаву. У верхній частині гранулятора передбачене фланцеве ущільнення 11. У грануляторі над вільною поверхнею плаву може підтримуватися заданий тиск повітря, що вводиться по патрубку 12.

При певному рівні плаву поплавець 6 спливає й прикриває поворотну заслінку 5, запобігаючи подальшому підвищенню рівня.

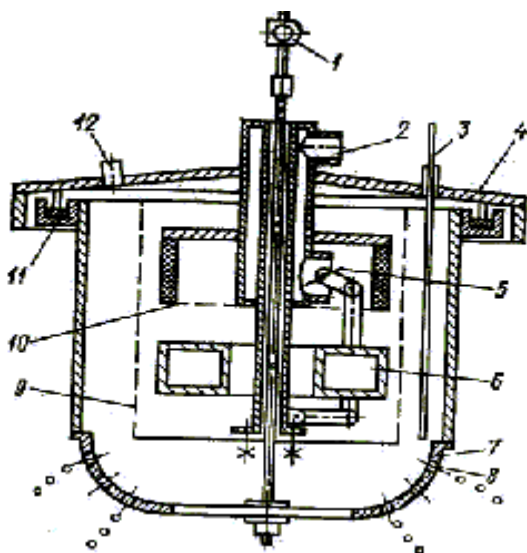


Рис. 1.10. Віброгранулятор з поплавковим регулятором рівня

Для тонкого регулювання пропускну́ї здатності гранулятора при постійному рівні плаву над вільною поверхнею плаву створюється будь-який заданий тиск повітря, що надходить по патрубку 12. П'єзометричний датчик рівня 3 дозволяє контролювати загальний напір плаву перед отворами витікання.

Цей гранулятор забезпечує стабілізацію процесу гранулоутворення й високу якість гранул.

### 1.2.6 Віброгранулятори з гофрованим днищем

При грануляції плавів спостерігаються зіткнення рівномірних крапель, отриманих при вібродрібленні струменів, з утворенням гранул з подвоєною й навіть потроєною масою. Азотно-тукові заводи випробували віброгранулятори з отворами витікання від 0,8 до 1,4 мм. При цьому ситовим аналізом і візуальним контролем було встановлено, що кількість подвоєних гранул істотно залежить від діаметра отворів витікання, напору плаву перед отворами витікання, різниці між температурою плаву й температурою його кристалізації./4,6/

Застосування віброгранулятора із плоским перфорованим днищем дозволяє здійснити процес вібродріблення в більше широкому діапазоні навантажень. Однак такий віброгранулятор дає вертикальний вузький щільний факел

гранул, що погіршує умови теплообміну й веде до їхніх зіткнень і злиття в польоті, налипанню на стінках вежі.

Усунути зазначені недоліки можна зміною форми перфорованого днища. Віброгранулятор із днищем у вигляді кільцевих, симетричних відносно вісі гофр, у яких на одному горизонтальному рівні просвердлені отвори, а їхні осі спрямовані під різними кутами до обрїю, показаний на рис. 1.11.

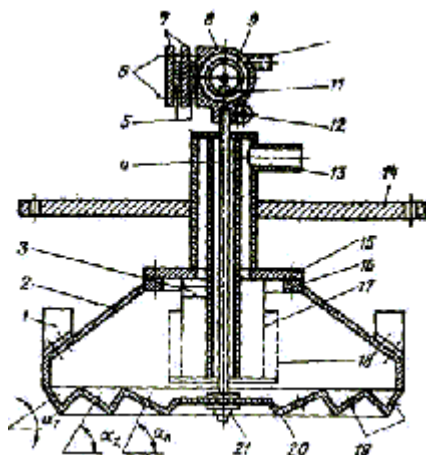


Рис. 1.11. Віброгранулятор з гофрованим днищем

На віброгранулятор встановлюється вібратор 8, який має обойму 9 від шарикопідшипника, тангенціальне уведення 10 для подачі стисненого повітря, сталева кулька 11, вільно розміщену у біговій доріжці обойми 9, пластину-резонатор 5, кріпильні пластини 7, болти 6, хомут 12 для кріплення, стрижень 4, закріплений гайкою 21 до нижньої частини гофрованого перфорованого днища 20 з отворами 19 для витікання плаву. Устя отворів розташовані в одній горизонтальній площині, але під різними кутами до обрїю. На кришці 2 є додаткові вібратори 1 для створення крутильних коливань при роботі на плаву, що містить велику кількість часток шламу. Труба 13 служить для підведення плаву в гранулятор, а сітки 17, 18 призначені для рівномірного розподілу плаву перед отворами витікання та для ламінаризації потоку плаву. Патрубок 3 призначений для видалення газів із гранулятора. Фланці 15 і 16 служать для з'єднання нижньої й верхньої частин гранулятора, а фланець 14 для кріплення гранулятора в башті.

Віброгранулятор працює наступним чином. Плав по трубі 13, подається в гранулятор, проходить через розподільні сітки 17 та 18 і через отвори 19,

просвердлені в днищі 20 витікає у вигляді струменів у башту або апарат під різними кутами до обрію. Тому що гирло отворів 19 розташовані в одній горизонтальній площині, а їх вісі за рахунок осесиметричних гофрів розташовані під різними кутами до обрію, при роботі на будь-яких напорах швидкість витікання плаву із всіх отворів буде однакової, а факел розбризкування буде розширюватися, що поліпшує умови теплообміну й запобігає злиттю гранул у польоті.

Так як швидкість витікання плаву із всіх отворів однакова, то при роботі вібратора 8, що повідомляє центральній частині днища 20 коливання заданої стабільної частоти, на струмені плаву будуть накладатися збурювання з однаковою довжиною хвилі. Це приведе до дроблення всіх струменів на строго рівномірні краплі й при малих напорах.

Стиснене повітря на вібратор 8 подається по тангенціальному уведенню 10. Взаємодіючи з кулькою 11, повітряний вихор надає кульці обертовий рух. Виникаюча відцентрова сила через стрижень 4 діє на центральну частину днища 20, де немає отворів.

При коливаннях центральній частині днища 20 у плаву, що заповнює гранулятор, і по днищу 20 поширюються пружні хвилі, що приводять до утворення регулярних збурень на струменях плаву, що приводить до розпаду струменів на строго рівномірні краплі. Замість кулькового пневматичного вібратора можна використовувати будь-який вібратор, наприклад електродинамічний або електромагнітний, або мембранний випромінювач коливань (його встановлюють над перфорованим днищем).

При використанні кулькового вібратора для узгодження частоти роботи вібратора з оптимальною релеєвською частотою можуть бути передбачені дві або більше пластини-резонатори 5, розрахованих на різні частоти. Властивість кулькового вібратора така, що він настроюється на частоту одного з резонаторів (залежно від тиску стисненого повітря, яке подається по патрубку 10). Міняючи тиск повітря перед патрубком 10, можна міняти частоту збурень

струменів, що необхідно при зміні напору плаву перед отворами 19 більш ніж в 2 рази.

Використання описаного гранулятора доцільно при напорах плаву 0,3-0,1 м з одержанням гранул  $\varnothing$  2,5-3 мм. Однак для кристалізації таких великих крапель плаву необхідно збільшити час польоту гранул аміачної селітри у вежі до 5,5-7 с [4,5], що можливо або в результаті збільшення висоти або підвищення швидкості повітря у башті.

### 1.2.7 Обертові віброгранулятори

Коли неприпустима наявність у гранулометричному складі значної кількості гранул, що зштовхнулися («здвоєні» гранули), доцільно здійснювати обертання віброгранулятора за допомогою привода. При цьому кожна гранула буде рухатися по різних траєкторіях. Це зменшує кількість зіткнень гранул в 5-8 разів у порівнянні з даними для статичних грануляторів і при використанні отворів  $\varnothing$  1,2-1,5 мм дозволяє одержати практично монодисперсний продукт. Особливо важливо це при грануляції плаву карбаміду, тому що краплі подвоєної маси не встигають кристалізуватися у баштах висотою 20-30 м. Одна з конструкцій обертового віброгранулятора показана на рис. 1.12 /3-7/. Як вібратор можна застосувати сирену або кульковий вібратор. Застосування обертових віброгрануляторів - найбільш раціональний шлях одержання монодисперсних гранул у великих промислових масштабах

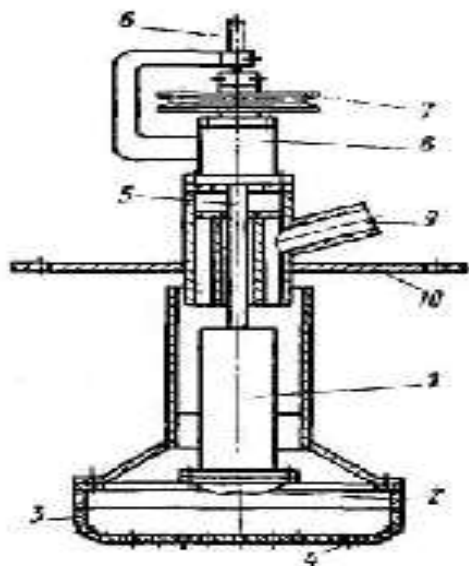


Рис. 1.12 - Обертовий  
вібраційний гранулятор:  
1 - вібратор; 2 - мембрана; 3 -  
перфорована оболонка; 4 -  
отвору витікання; 5 -  
порожній вал; 6 - патрубок  
для введення повітря; 7 -  
шків; 8 - вузол підшипників;  
9 – патрубок введення плаву;  
10 - фланець

НДІ «ХИММАШ» розробив акустичний гранулятор обертового типу для грануляційних башт діаметром 16 м і центральним зрошенням. Позитивною якістю цього типу гранулятора є використання в ньому принципу обертання для розсіювання крапель плаву по різних траєкторіях у грануляційній вежі. Це дає можливість інтенсифікувати процес теплообміну в башті. Розсіювання крапель плаву по різних траєкторіях зменшує кількість їх зіткнень між собою й дозволяє зберегти однорідність гранул. В результаті цього на обертовому грануляторі, в порівнянні з статичним, кількість гранул фракції 2-3мм підвищується в середньому до 80-90%, за рахунок зниження великих і недостатньо охолоджених гранул фракції більше 3мм.

#### 1.2.8 Основні напрямки вдосконалення конструкції грануляторів плаву азотних добрив

Вибір напрямків науково-дослідних робіт при створенні нових і модернізації існуючих об'єктів грануляційного встаткування не можливий без детального проведення патентних досліджень.

У результаті проведення пошуку по встаткуванню для грануляції (диспергування) плаву азотних і комплексних добрив на їхній основі баштовим

методом було виявлено, що даному типу встаткування приділяється належна увага вітчизняним і закордонними науково-дослідними й виробничими організаціями. Провідними країнами в області розробки такого типу грануляційного встаткування є Російська Федерація і Японія./6/

Найбільша кількість патентів видана на конструкції грануляторів, при роботі яких можливо одержувати мінеральні добрива поліпшеної якості, зокрема необхідного гранулометричного состава, що досягається за рахунок:

- регулюванням рівня напору розплаву (швидкості витікання плаву з отворів) у напірній ємності або ємності гранулятора;
- регулювання режимів гранулювання, таких як температурний режим, швидкість обігу ємності, при зміні параметрів вхідного й вихідного матеріалу, що надходить у гранулятор;
- зміни фізик-хімічних властивостей гранульованих матеріалів (введення до складу плаву азотного добрива різноманітних порошкоподібних або рідких добавок, які поліпшують їхні якісні характеристики).

Другим напрямком модернізації грануляційного встаткування є вдосконалення їхньої конструкції:

- усунення кристалізації плаву в грануляторах;
- розширення діапазону виробничих навантажень при збереженні монодисперсності готового продукту по гранулометричному составі;
- застосування більше ефективних пристроїв при проведенні окремих операцій процесу гранулювання (розподільників плаву, прибудував для подачі й фільтрування плаву в грануляторі).

Окремі вдосконалення конструкції грануляторів спрямовані на забезпечення більше високої надійності в їхній роботі за рахунок:

- зниження ерозійного зношування окремих поверхонь корпусу гранулятора;
- зміни величини гідродинамічних впливів на деталі гранулятора;
- виключення застійних зон при роботі гранулятора;
- спрощення окремих елементів конструкції.



Виходячи з аналізу патентів уявляється можливим, залежно від поставлених завдань і виробничих умов, розробити більше ефективне встаткування для грануляції плаву азотних добрив.

## 2 МОДЕЛЬ РУХУ РІДИНИ В ГРАНУЛЯТОРІ

Дослідимо ряд випадків руху рідини. При конструюванні грануляторів для в'язких плавів (складні добрива) перш за все цікавить характер симетричного відносно осі обертального руху і розподіл тисків в рідині, що заповнює без розривів простір між двома перфорованими коаксіальними циліндрами, які обертаються з різними кутовими швидкостями  $\Omega_1$  і  $\Omega_2$  (рис.2.1), і окремі випадки цієї задачі. Рішення задачі про рух в'язкої рідини між двома непроникними циліндрами приведено в роботах /4, 8/.

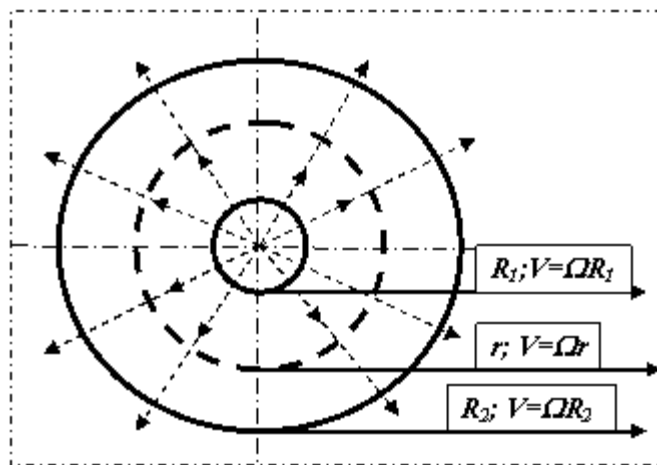


Рис. 2.1. Схема руху рідини в просторі між двома коаксіальними перфорованими (пористими) обертливими циліндрами

Виходячи з того, що рідина, вийшовши з внутрішнього пористого циліндра з зовнішнім радіусом  $R_1$  рухаються під дією відцентрової сили і гідростатичного тиску в горизонтальних площинах, перпендикулярно осі обертання циліндрів. Вісь обертання вертикальна.

Масова витрата рідини, віднесена до одиниці площі внутрішньої поверхні зовнішньої перфорованої оболонки з радіусом  $R_1$ , дорівнює  $m$ .

Рівняння Нав'є-Стокса руху рідини в циліндричних координатах і рівняння нерозривності для розглянутого випадку будуть мати вигляд:

$$\left\{ \begin{array}{l} v_r \frac{\delta v_r}{\delta r} - \frac{v_\varphi^2}{r} = -\frac{1}{\rho} + \nu \left( \frac{\delta^2 v_r}{\delta r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\delta v_r}{\delta r} - \frac{v_r}{r^2} \right) \\ v_r \cdot \frac{\delta v_\varphi}{\delta r} + \frac{v_r v_\varphi}{r} = \nu \left( \frac{\delta^2 v_\varphi}{\delta r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\delta v_\varphi}{\delta r} - \frac{v_\varphi}{r^2} \right) \\ g + \frac{1}{\rho} \cdot \frac{\delta p}{\delta z} = 0; \quad \frac{\delta v_r}{\delta r} + \frac{v_r}{r} = 0 \end{array} \right. \quad (2.1)$$

де:

- $r$  - відстань від розглянутої частки об'єму рідини до осі симетрії;
- $v_r$  - радіальна швидкість рідини;
- $v_\varphi$  - окружна швидкість рідини;
- $p$  - тиск;
- $\nu$  - коефіцієнт кінематичної в'язкості;
- $\rho$  - щільність рідини;
- $z$  - осьова координата.

З рівняння нерозривності  $\frac{\delta v_r}{\delta r} + \frac{v_r}{r} = 0$ , та огляду на крайові умови, при  $r = R_1$ ;

$v_r = \frac{m}{\rho}$  знайдемо

$$v_r = \frac{m \cdot R_1}{\rho \cdot r} \quad (2.2)$$

Тут і надалі часткові похідні заміняємо повними у випадках, коли похідна даної функції залежать тільки від одного аргументу.

Підставляючи значення  $v_r$  в друге рівняння системи (2.1) і прийнявши позначення  $\frac{m \cdot R_1}{\rho} = n$ ,

$$\frac{n}{\nu} = \frac{m \cdot R_1}{\rho \cdot r} = \frac{m \cdot R_1}{\mu} = Re \quad (2.3)$$

де

$\mu$  - коефіцієнт динамічної в'язкості;

$Re$  - число Рейнольдса радіального потоку,

знайдемо, що

$$\frac{d^2 v_\varphi}{dr^2} \cdot r^2 + (1 - Re) \frac{dv_\varphi}{dr} \cdot r - (1 + Re) \cdot v_\varphi = 0 \quad (2.4)$$

Тоді

$$\frac{dv_\varphi}{dr} = kr^{k-1}; \quad \frac{d^2 v_\varphi}{dr^2} = (k^2 - k) \cdot r^{k-2}$$

Підставляючи значення  $v_\varphi$ ;  $\frac{dv_\varphi}{dr}$ ;  $\frac{d^2 v_\varphi}{dr^2}$  у рівняння (2.4), одержано

характеристичне рівняння  $k^2 - k Re - (1 + Re) = 0$ . Коренями цього рівняння будуть  $k_1 = Re + 1$  і  $k_2 = -1$ . Тоді загальним рішенням диференціального рівняння (2.4) буде

$$v_\varphi = \tilde{N}_1 r^{Re+1} + C_2 r^{-1} \quad (2.5)$$

Для розглянутого випадку руху рідини, що заповнює простір між двома концентричними циліндрами, що обертаються, постійні інтегрування  $C_1$  і  $C_2$  знайдемо виходячи з граничних умов на поверхнях обертючих циліндрів, що стикаються з рідиною: при  $r = R_1$ ,  $v_\varphi = v_1 = \Omega_1 R_1$ ;  $r = R_2$ ,  $v_\varphi = v_2 = \Omega_2 R_2$ . Тоді /4/

$$\tilde{N}_1 = \frac{\Omega_1 \cdot R_1^2 - \Omega_2 \cdot R_2^2}{R_1^{Re+2} - R_2^{Re+2}} \quad (2.6)$$

$$\tilde{N}_2 = \frac{R_1^2 \cdot R_2^2 (\Omega_2 \cdot R_1^{Re} - \Omega_1 \cdot R_2^{Re})}{r \cdot (R_1^{Re+2} - R_2^{Re+2})} \quad (2.7)$$

Підставляючи значення  $C_1$  й  $C_2$  у рівняння (2.5), одержано

$$v_\varphi = \frac{\Omega_1 \cdot R_1^2 - \Omega_2 \cdot R_2^2}{R_1^{Re+2} - R_2^{Re+2}} r^{Re+1} + \frac{R_1^2 \cdot R_2^2 (\Omega_2 \cdot R_1^{Re} - \Omega_1 \cdot R_2^{Re})}{r \cdot (R_1^{Re+2} - R_2^{Re+2})} \quad (2.8)$$

З рівняння (2.3) випливає фізичний зміст безрозмірної величини  $Re$

$$Re = \frac{m \cdot R_1}{\rho \cdot v} = \frac{m \cdot R_1}{\mu} \quad (2.9)$$

Підставляючи значення  $m = v_r \rho$  в рівняння (2.9),

$$Re = \frac{v_r \cdot R_1 \cdot \rho}{\mu} \quad (2.10)$$

Структура цього рівняння цілком збігається зі структурою критерія  $Re$  і, отже, виражає цей критерій для випадку радіального потоку, отриманий при рішенні диференціальних рівнянь системи (2.1).

Однак це рішення базується на допущеннях, які спрощують розв'язок, що в деяких випадках не дозволяє без методу послідовних наближень визначити геометричні розміри пристрою. Зокрема, необхідно знати параметри в'язкого потоку на двох циліндричних поверхнях уздовж радіуса робочої камери, що приводить до невизначеності й деякої умовності одержуваних результатів.

Виходячи з цього, виникла необхідність провести уточнення математичної моделі гідродинаміки руху рідини в грануляторі та виконати комплекс науково-дослідних робіт з метою створення грануляційного обладнання, яке б забезпечило можливість отримання монодисперсних гранул азотних добрив на існуючих

З рівняння нерозривності, та огляду на крайові умови, при  $r = R_1$ ;  $V_r = V_{R1}$  автори отримали диференціальне рівняння другого порядку

$$\frac{d^2 V_\varphi}{dr^2} r^2 + \left(1 - \frac{V_{R1} R_1}{\varepsilon^*}\right) \frac{dV_\varphi}{dr} r - \left(1 + \frac{V_{R1} R_1}{\varepsilon^*}\right) V_\varphi = 0. \quad (2.11)$$

Виходячи з граничних умов на поверхнях циліндричних перетинів (при  $r = R_1$ ;  $V_\varphi = V_{\varphi 1}$ ;  $r = R_2$ ;  $V_\varphi = V_{\varphi 2}$ ), та ввівши постійні інтегрування  $\tilde{N}_1$ ,  $C_2$  і

позначивши  $Re = \frac{V_{R1} R_1}{\varepsilon^*}$  отримано рішення для знаходження окружної складової

швидкості між двома циліндричними поверхнями

$$V_\varphi = \frac{V_{\varphi 1} R_1 - V_{\varphi 2} R_2}{R_1^{Re+2} - R_2^{Re+2}} r^{Re+1} + \frac{V_{\varphi 2} R_2 R_1^{Re+2} - V_{\varphi 1} R_1 R_2^{Re+2}}{R_1^{Re+2} - R_2^{Re+2}} r^{-1}. \quad (2.12)$$

Але таке рішення звужує можливості розрахунку у тому випадку, коли

потрібно якраз і визначити розміри радіусу однієї з оболонок.

З цієї точки зору цікавим буде отримання аналітичного рішення, яке б враховувало граничні умови тільки на одному з циліндричних перетинів. У такому разі стає можливим, задавши потрібне значення величини обертової швидкості, визначити радіус циліндричного перетину, на якому буде досягнуто таку швидкість. Це дає змогу визначити розміри другої циліндричної оболонки, яка формує об'єм робочої камери апарата.

У такому разі, виходячи також із умови, що рішенням рівняння нерозривності є

$$V_{r(r)} = \frac{V_{r1} R_1}{r} \quad Vr(r) := \frac{Vr1 R_1}{r}, \quad (2.13)$$

можна записати друге рівняння системи (1) у вигляді

$$\frac{V_{r1} R_1 \left( \frac{d}{dr} Vf(r) \right)}{r} + \frac{V_{r1} R_1 Vf(r)}{r^2} = \varepsilon \left( \frac{d^2}{dr^2} Vf(r) + \frac{d}{dr} Vf(r) \frac{1}{r} - \frac{Vf(r)}{r^2} \right) \quad (2.14)$$

Рішенням такого диференційного рівняння буде

$$Vf(r) = \frac{C_2}{r} + C_3 r^{\frac{Vr1 R_1 + \varepsilon}{\varepsilon}} \quad (2.15)$$

Виходячи з припущення, що на радіусі  $R_1$  (рис.2.1) похідна по радіусу практично дорівнюється 0, а значення  $V_\phi = V_{\phi1}$ , для визначення постійних  $\tilde{N}_2$  та  $\tilde{N}_3$  можна отримати систему рівнянь

$$0 = -\frac{\tilde{N}_2}{R_1^2} + \frac{C_3 R_1^{\frac{Vr1 R_1 + \varepsilon}{\varepsilon}} (Vr1 R_1 + \varepsilon)}{\varepsilon R_1} \quad (2.16)$$

$$Vf1 = \frac{\tilde{N}_2}{R_1} + C_3 R_1^{\frac{Vr1 R_1}{\varepsilon}}$$

рішенням якої буде

$$\tilde{N}_2 = \frac{Vf1 R_1 (V_{r1} R_1 + \varepsilon)}{V_{r1} R_1 + 2\varepsilon}$$

та

$$C_3 = \frac{Vf1 \varepsilon}{R_1^{\frac{Vr1 R_1 + \varepsilon}{\varepsilon}} (Vr1 R_1 + 2\varepsilon)} \quad (2.17)$$

А у цілому рівняння для визначення обертової складової швидкості в'язкого середовища, у разі вихрової течії уздовж радіусу такої вихрової камери, має вигляд

$$V_f(r) = \frac{V_f I \left( R_I^2 V_r I + R_I \varepsilon + R_I \frac{-V_r I R_I + \varepsilon}{\varepsilon} \varepsilon r \frac{V_r I R_I + 2\varepsilon}{\varepsilon} \right)}{(V_r I R_I + 2\varepsilon)r} \quad (2.18)$$

Якщо порівняти отримані результати з рішенням для визначення обертової швидкості ідеальної рідини /4/, що має вигляд  $V_f 0 = \frac{V_f I R_I}{r}$ , для значень  $R_I = 0.7 \dot{i}$   $V_{\phi I} = 33 \dot{i} / \dot{n}$  отримаємо наступні графічні залежності

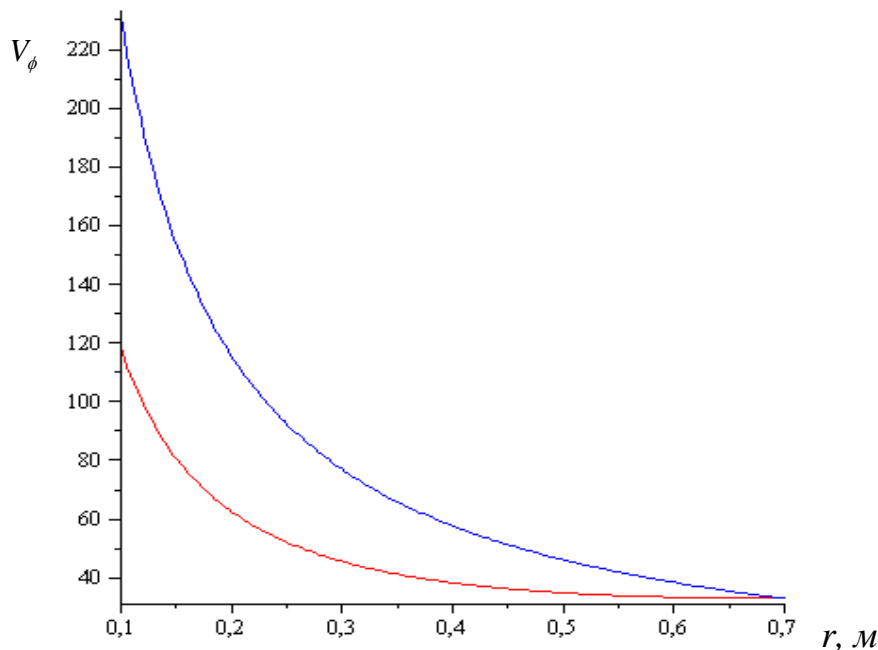


Рис.2.2. Зміна обертової швидкості уздовж радіусу вихрової камери: верхня лінія – ідеальна рідина; нижня лінія – в'язке середовище

Порівняння теоретично розрахованих значень обертової швидкості зі значеннями гідродинамічних показників між коаксимальними циліндричними поверхнями у вібраційному грануляторі утруднено у зв'язку зі складнощами замірів між оболонками, що обертаються. Але, якщо порівняти отримані результати з експериментальними значеннями, що отримані, наприклад, для вихрової масообмінної камери ВРПМА /9/, то графічна залежність для в'язкого середовища практично співпадає зі значеннями обертової швидкості газового потоку.

Таким чином, отримані результати дають змогу отримувати більш точні результати розрахунку робочих камер ВРПМА та оболонок вібраційних грануляторів.

2.1 Окремі випадки розподілу швидкостей і тисків у рідині в просторі між циліндрами, які обертаються

Рівняння (2.8) і постійні інтегрування  $C_1$  і  $C_2$  [рівняння (2.6) і (2.7)] дозволяють одержати більш п'ятдесятьох рівнянь для визначення розподілу швидкостей у різних окремих випадках.

В рівнянні (2.8) завжди  $R_1 > R_2$ . Всі інші величини можуть приймати наступні можливі значення:

$$\begin{array}{cccc} R_2 = 0 & R_2 \neq 0 & \Omega_1 = \Omega_2 & \Omega_1 = 0 \\ \Omega_1 > 0 & \Omega_1 < 0 & \Omega_2 = 0 & \Omega_2 > 0 \\ \Omega_2 < 0 & Re = 0 & Re > 0 & Re < 0 \end{array}$$

Значення  $Re < 0$  відповідає випадкові руху рідини від периферії до центра, тобто від зовнішнього до внутрішнього циліндра. Користуючись рівнянням (2.8) і наведеним вище переліком можливих значень величин, що входять у ці рівняння, можна записати будь-який окремий випадок рівняння (2.8).

Розглядаючи ці варіанти можна відзначити, що при  $Re = 0$ , тобто коли рідина заповнює простір між непроникними обертовими циліндрами, рівняння (2.8) приймає вигляд

$$v_{\varphi} = \frac{(\Omega_1 \cdot R_1^2 - \Omega_2 \cdot R_2^2)r^2 + R_1^2 \cdot R_2^2(\Omega_2 - \Omega_1)}{r(R_1^2 - R_2^2)} \quad (2.19)$$

Це широко відоме рівняння отримане при рішенні задачі про рух в'язкої рідини в просторі між концентричними непроникними обертовими циліндрами /10/.

При  $Re = 0, R_2 = 0$ , тобто коли непроникна обертова оболонка цілком



заповнена рідиною,

$$v_{\varphi} = \Omega_1 r \quad (2.20)$$

а рідина буде обертатися разом з оболонкою, як тверде тіло.

### 2.1.1 Рух рідини з вільною поверхнею

Розглянемо випадок, коли рідина знаходиться в зовнішньому перфорованому циліндрі радіусом  $R_1$  і утворює вільну поверхню радіусом  $R_{\Pi}$ , а рідина рівномірно розпорошується з отворів, розташованих на бічній поверхні нерухомого внутрішнього циліндра. Дією сили ваги зневажаємо. Тоді в сталому режимі вільна поверхня рідини буде мати форму циліндра з постійним радіусом вільної поверхні  $R_{\Pi}$ .

Виведемо рівняння для швидкості і тиску рідини в різних місцях простору між циліндрами. Рух рідини буде описуватися рівнянням

$$v_{\varphi} = \tilde{N}_1 r^{Re+1} + C_2 r^{-1}$$

у якому постійні інтегрування  $C_1$  і  $C_2$  знаходяться з граничних умов на зовнішній і внутрішній границі рідини (радіуси  $R_1$  і  $R_{\Pi}$ ).

Гранична умова для зовнішньої границі рідини радіусом  $R_1$  визначається з умови що  $r = R_1$ .

$$v_{\varphi} = v_1 = \Omega_1 R_1 \quad (2.21)$$

Труднощі постановки другої крайової умови полягає в тому, що невідома швидкість рідини на вільній поверхні радіусом  $R_{\Pi}$ . Для цього випадку введемо припущення, що як граничну умову врахувати значення напруги сил в'язкого тертя, які виникають на вільній поверхні радіусом  $R_{\Pi}$  при рівномірному розпиленні на неї рідини.

Відповідно до закону збереження моменту імпульсу, зміна моменту імпульсу рідини дорівнює моментові сил в'язкого тертя, які виникають на цій поверхні при рівномірному розпиленні на неї рідини:

$$2\pi R_I m v_{\dot{r}} R_{\dot{r}} = \mu \left( \frac{dv_{\dot{r}}}{dR_{\dot{r}}} - \frac{v_{\dot{r}}}{R_{\dot{r}}} \right) 2\pi R_{\dot{r}}^2 \quad (2.22)$$

Після перетворення одержуємо

$$\frac{dv_{\dot{r}}}{v_{\dot{r}}} = \frac{dR_{\dot{r}}}{R_{\dot{r}}} (1 + Re) \quad (2.23)$$

Вирішуючи рівняння (2.15) при граничних умовах  $R_{\dot{r}} = R_I$  і  $v_{\dot{r}} = \Omega_I R_I$ , одержимо

$$v_{\dot{r}} = \Omega_I \left( \frac{R_{\dot{r}}}{R_I} \right)^{Re} \cdot R_{\dot{r}} \quad (2.24)$$

Тепер можна остаточно сформулювати другу граничну умову при  $r = R_{\Pi}$

$$v_{\varphi} = v_{\dot{r}} = \Omega_I \left( \frac{R_{\dot{r}}}{R_I} \right)^{Re} \cdot R_{\dot{r}} \quad (2.25)$$

Підставляючи граничні умови (2.13) і (2.17) у рівняння (2.5), знаходимо постійні інтегрування

$$\tilde{N}_I = \frac{\Omega_I}{R_I^{Re}}; \quad C_2 = 0 \quad (2.26)$$

Підставляючи ці значення постійних у рівняння (2.5), знайдемо

$$v_{\varphi} = \Omega_I r \left( \frac{r}{R_I} \right)^{Re} \quad (2.27)$$

Структура рівняння (2.17) для визначення швидкості рідини на вільній поверхні збігається зі структурою рівняння (2.27) для визначення швидкості  $v_{\varphi}$  рідини в будь-якій частині об'єму. Це дозволяє зробити висновок, що положення вільної поверхні, тобто величина радіуса  $R_{\Pi}$ , не впливає на розподіл швидкостей в рідкому кільці, якщо величина  $Re$  залишається незмінною.

### 2.1.2 Тиск рідини в просторі при ламінарному режимі руху між пористими або перфорованими циліндрами, що обертаються

Вирішуючи послідовно перше і третє рівняння системи (2.1), знайдемо

залежність для тиску в будь-якій частині рідини, яка заповнює простір між концентричними циліндрами:

$$\delta = -\frac{\rho n^2}{2r^2} + \rho \left( \frac{C_1^2 r^2 Re+2}{2 Re+2} + \frac{2C_1 C_2 r^{Re}}{Re} - \frac{C_2^2 r^{-2}}{2} \right) + \rho g z + C_3 \quad (2.28)$$

З урахуванням граничної умови  $r = R_2$ ,  $z = 0$ ,  $p = p_0$  рівняння (2.28) прийме наступний вигляд:

$$\begin{aligned} \delta = \rho \left( \frac{n^2}{2R_2^2} - \frac{n^2}{2r^2} \right) + \\ + \rho \left[ \left( \frac{C_1^2 r^2 Re+2}{2 Re+2} + \frac{2C_1 C_2 r^{Re}}{Re} - \frac{C_2^2 r^{-2}}{2} \right) - \left( \frac{C_1^2 R_2^2 Re+2}{2 Re+2} + \frac{2C_1 C_2 R_2^{Re}}{Re} - \frac{C_2^2 R_2^{-2}}{2} \right) \right] + \\ + \rho g z + p_0 \end{aligned} \quad (2.29)$$

Перший член отриманого рівняння (2.29)

$$\rho \left( \frac{n^2}{2R_2^2} - \frac{n^2}{2r^2} \right) \quad (2.30)$$

є складовою тиску, що зумовлена від'ємним значенням величини прискорення рідини при радіальному русі від центра до периферії.

Другий член цього рівняння

$$\begin{aligned} \rho \left[ \left( \frac{C_1^2 r^2 Re+2}{2 Re+2} + \frac{2C_1 C_2 r^{Re}}{Re} - \frac{C_2^2 r^{-2}}{2} \right) - \left( \frac{C_1^2 R_2^2 Re+2}{2 Re+2} + \frac{2C_1 C_2 R_2^{Re}}{Re} - \frac{C_2^2 R_2^{-2}}{2} \right) \right] + \\ + \rho g z + p_0 \end{aligned} \quad (2.31)$$

являє собою складову тиску, яка обумовлена відцентровою його складовою, за рахунок обертанням рідини, і статичним напором.

При русі рідини з вільною поверхнею, коли постійні інтегрування  $C_1$  й  $C_2$  описуються рівняннями (2.26), рівняння (2.29) буде мати такий вигляд:

$$\delta = \rho \left( \frac{n^2}{2R_2^2} - \frac{n^2}{2R_1^2} \right) + \rho \left( \frac{\Omega_1^2 R_1^2 Re+2}{R_1^2 Re (2 Re+2)} + \frac{\Omega_1^2 R_i^2 Re+2}{Re_1^2 Re (2 Re+2)} \right) + \rho g z + p_0 \quad (2.32)$$

При  $m=0$  і  $Re=0$  рівняння (2.32) перетвориться в відоме рівняння для відносного спокою рідини

$$\delta = \rho \frac{\Omega_1^2}{2} (R_1^2 - R_i^2) \quad (2.33)$$

В випадку, коли значенням  $R_{II}$  можна знехтувати, то для розрахунків можливо використовувати рівняння

$$\delta = \rho \left( \frac{n^2}{2R_i^2} - \frac{n^2}{2R_1^2} \right) + \frac{\rho \Omega_1^2 R_1^2}{2Re + 2} \quad (2.34)$$

Областю визначення рівняння (2.32) буде  $R_1 > r > R_{II}$ .

## 2.2 Кінематика симетричного відносно вісі обертового потоку рідини

При аналізі симетричного відносно вісі обертового потоку в'язкої рідини необхідно знати її тиск і швидкість на різних відстанях від осі обертання, а також швидкість рідини щодо оболонки. У ряді випадків рішення задач про симетричний відносно вісі рух в'язкої рідини їх можна спростити і зробити більш зрозумілими.

Розглянемо ці можливості

Кутова швидкість рідини може бути визначена з залежності для вихру швидкості

$$\Omega = \frac{1}{2} \operatorname{rot} \bar{v} = \frac{1}{2r} \left( \frac{\delta(rv_\varphi)}{\delta r} - \frac{\delta v_\varphi}{\delta \varphi} \right) \quad (2.35)$$

або для симетричного відносно вісі потоку

$$\Omega = \frac{1}{2r} \left( v_\varphi + \frac{dv_\varphi}{dr} r \right) = \frac{1}{2} \left( \frac{v_\varphi}{r} - \frac{dv_\varphi}{dr} \right) \quad (2.36)$$

Для дослідження структури виразу (2.36), визначимо фізичний зміст його доданків, що дають у сумі кутову швидкість руху рідини. Виділимо в рідині симетричну відносно вісі поверхню радіусом  $r$ . Внаслідок осьової симетрії тангенціальна швидкість у всіх частинах такої поверхні буде однаковою. Назвемо цю поверхню “несучою поверхнею”.

Величину

$$\omega = \frac{v_{\varphi}}{r} \quad (2.37)$$

назвемо кутовою швидкістю несучої поверхні. Тоді  $v_{\varphi}$  у випадку симетричного відносно вісі обертового потоку рідини, можна розглядати як функцію двох перемінних  $\omega$  і  $r$ :

$$v_{\varphi} = \omega r \quad (2.38)$$

Продіференціюємо по  $r$  функцію (2.38)

$$\frac{dv_{\varphi}}{dr} = \frac{rd\omega}{dr} + \omega \quad (2.39)$$

Підставивши в рівняння (2.36) замість  $v_{\varphi}$  і  $\frac{dv_{\varphi}}{dr}$  їхні значення, виражені через  $\omega$ , знайдемо

$$\Omega = \omega + \frac{1}{2} \frac{rd\omega}{dr} = \frac{1}{2} \text{rot} \vec{v} \quad (2.40)$$

Це рівняння можна розглядати як окремий випадок теореми Гельмгольца про швидкість рідкої частки, тобто в розглянутому випадку кутова швидкість рідини буде дорівнює сумі кутової швидкості несучої поверхні  $\omega$  і середньої кутової швидкості деформації рідкої частки на несучій поверхні  $\frac{1}{2} \frac{rd\omega}{dr}$ . Ця деформаційна кутова швидкість рідини не вносить вклад у складову тиску. В той же час друга складова кутової швидкості рідкої частки цілком визначає складову тиску, що обумовлена обертанням рідини.

$$\delta = \int_{R_1}^{R_2} \rho \omega^2 r dr \quad (2.41)$$

Такий аналіз розкриває значення і фізичний зміст складової кутової швидкості рідкої частки в випадку симетричного, відносно вісі, обертового потоку рідини. Напругу в'язкого тертя також зручно виразити через  $\omega$ .

Як відомо, тензор дотичного напруження в'язкого тертя в циліндричних координатах визначається рівнянням /11/.

$$\tau = \mu \left( \frac{1}{r} \frac{\delta v_r}{\delta \varphi} + \frac{\delta v_\varphi}{\delta r} - \frac{v_\varphi}{r} \right) \quad (2.42)$$

З огляду на те, що для симетричного відносно вісі обертового потоку рідини  $\frac{\delta v_r}{\delta \varphi} = 0$  і, підставляючи в рівняння (2.42) знайдене значення  $\frac{\delta v_\varphi}{\delta r}$ , одержимо:

$$\tau = \mu r \frac{d\omega}{dr} \quad (2.43)$$

Формула (2.43) являє собою гіпотезу Ньютона про дотичне напруження сил в'язкого тертя в рідині, виражену кутовою швидкістю несучої поверхні.

### 2.2.1 Стаціонарний рух рідини в зазорі між двома концентричними циліндрами

Стаціонарний рух рідини в зазорі між двома концентричними циліндрами, що обертаються з кутовими швидкостями  $\Omega_1$  і  $\Omega_2$  (течія Куэтта). Якщо немає розриву рідини між зовнішнім циліндром радіусом  $R_1$  і внутрішнім циліндром, то відповідно до третього закону Ньютона момент сил в'язкого тертя, прикладений до будь-якої поверхні радіусом  $r$ , де  $R_1 > r > R_2$ , буде постійним. Виразимо величину моменту цих сил для одиниці поверхні радіусом  $r$ , використавши закон Ньютона у формі (2.43):

$$M_1 = 2\pi\mu r^3 \frac{d\omega}{dr} \quad (2.44)$$

Розділяючи перемінні й інтегруючи рівняння (2.44), одержимо

$$\omega = \frac{M_1}{4\pi\mu r^2} + \tilde{N} \quad (2.45)$$

З умов “прилипання” рідини до внутрішньої поверхні зовнішнього і внутрішнього циліндрів, знаходимо  $\dot{\Gamma}_1$  і  $C$  при:  $r = R_1, \omega = \Omega_1, r = R_2, \omega = \Omega_2$

$$M_1 = \frac{4\pi\mu(\Omega_2 - \Omega_1)R_2^2 R_1^2}{R_1^2 - R_2^2} \quad (2.46)$$

$$\tilde{N} = \frac{R_1^2 \Omega_2 - R_2^2 \Omega_1}{R_1^2 - R_2^2} \quad (2.47)$$

Момент сил, прикладений до циліндра радіусом  $R_2$ , буде таким же по абсолютній величині, але зі зворотним знаком:

$$M_2 = -\frac{4\pi\mu(\Omega_2 - \Omega_1)R_2^2 R_1^2}{R_1^2 - R_2^2} \quad (2.48)$$

Потужність, яку потрібно затратити для подолання сил в'язкого тертя в рідині, віднесена до одиниці довжини поверхні циліндрів,

$$N = \frac{4\pi\mu(\Omega_2 - \Omega_1)R_2^2 R_1^2}{R_1^2 - R_2^2} \quad (2.49)$$

Для кутової швидкості несучої поверхні, розташованої на відстані  $r$  від осі  $Z$ , будемо мати

$$\omega = \frac{R_2^2 R_1^2 (\Omega_2 - \Omega_1) + r(\Omega_1 R_1^2 - \Omega_2 R_2^2)}{r^2 (R_1^2 - R_2^2)} \quad (2.50)$$

Отримані залежності (2.46) і (2.50) після виконання операції зворотного перетворення для  $\omega(v_\varphi = \omega r)$  збігаються з формулами, отриманими для відповідних величин при рішенні рівнянь Нав'є - Стокса /10/.

### 2.2.2 Усталений рух в'язкої рідини

Усталений рух в'язкої рідини в порожньому обертовому пористому циліндрі нескінченної довжини з відводом і подачею рідини можна дослідити, використовуючи рівняння (2.43). Нехай порожній пористий циліндр із внутрішнім радіусом  $R_1$ , частково заповнений в'язкою рідиною, обертається з кутовою швидкістю  $\Omega_1$ . Без врахування зовнішніх масових сил вільна поверхня рідини в сталому режимі утворить циліндричну поверхню з постійним радіусом  $R_\Pi$ . Нехай з кожної одиниці поверхні пористого циліндра витікає в одиницю часу маса рідини  $m$ . Масова витрата рідини, віднесена до одиниці довжини циліндра, що

дорівнює  $2\pi R_1 m$ , компенсується рівномірним радіальним розпиленням рідини з центральної розподільної труби на вільну поверхню радіусом  $R_1$ .

Розглянемо несучу поверхню, розташовану на відстані  $r$  від осі обертання. Використовуючи формулу (2.43) рівняння збереження моменту імпульсу для нестисливої рідини, що проходить через цю поверхню за одиницю часу, можна записати в наступному вигляді:

$$2\pi r^3 \mu \frac{d\omega}{dr} = 2\pi R_1 m \omega r^2 \quad (2.51)$$

Зробивши скорочення і вирішивши отримане рівняння, знайдемо

$$\ln \omega = \frac{mR_1}{\mu} \ln r + C \quad (2.52)$$

З урахуванням граничних умов при  $r = R_1$   $\omega = \Omega_1$  знайдемо, що

$$\omega = \Omega_1 \cdot \left(\frac{r}{R_1}\right)^{\frac{mR_1}{\mu}}$$

або

$$\frac{\omega}{\Omega_1} = \left(\frac{r}{R_1}\right)^{Re} \quad (2.53)$$

На рис. 2.3 приведені графіки рівняння (2.53) для різних значень  $Re$ . Уже при  $Re > 100$  основна маса рідини, що заповнює оболонку, обертається з досить малою кутовою швидкістю, якою можна знехтувати.

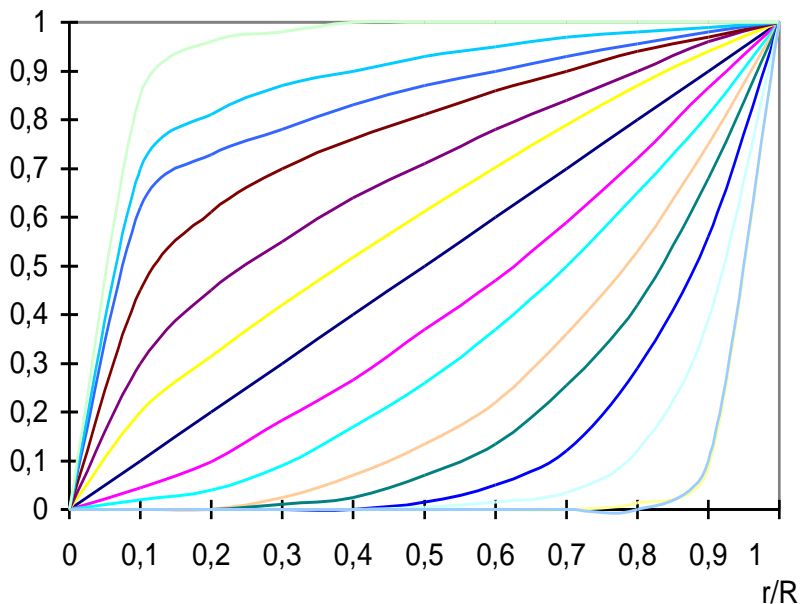


Рисунок 2.3. Графіки рівняння для різних значень  $Re$



Виходячи з того, що дійсні значення  $Re$  радіального потоку рідини в грануляторах і розпилювачах значно перевищують 100 можна зробити висновок, що в грануляторах і розпилювачах основна маса рідини, за винятком досить тонкого прикордонного шару, практично не обертається (рис. 2.3). Лише в тих випадках, коли в'язкість плаву досягає  $200 \text{ Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$  і більш, наприклад при грануляції плаву складних добрив, в обертальному русі буде приймати участь більша частина рідини, котра прилягає до перфорованої оболонки. Це впливає з рівняння (2.53).

Так як  $\omega = \frac{v_\varphi}{r}$ , то з рівняння (2.53) завжди можна знайти величину

$$v_\varphi = \frac{r^{Re+1}}{R_1^{Re}} \Omega_1 \quad (2.54)$$

Потужність  $N$ , віднесена до одиниці довжини оболонки, що затрачується на подолання сил в'язкого тертя, можна визначити з урахуванням рівняння (2.53)

$$\left( \frac{d\omega}{dr} \right)_{r=R_1} = \Omega_1 Re \frac{R_1^{Re-1}}{R_1^{Re}} = \frac{\Omega_1 Re}{R_1} \quad (2.55)$$

Тоді

$$N = M\Omega_1 = 2\pi m \Omega_1^2 R_1^3 \quad (2.56)$$

Відносна потужність на розпорошення рідини

$$\alpha = \frac{N - E - \dot{I}}{N} \quad (2.57)$$

де

$$\dot{I} = p \frac{2\pi R_1 m}{\rho} = \frac{2\pi R_1 m \Omega_1^2 (R_1^{2Re+2} - R_2^{2Re+2})}{R_2^{2Re} (2Re+2)} \quad (2.58)$$

$$\dot{A} = \pi m \Omega_1^2 R_1^3 \quad (2.59)$$

або

$$\alpha = \frac{1}{2} \frac{Re - \left(\frac{R}{R_1}\right)^{2 Re+2}}{Re+1} \quad (2.60)$$

Тут  $E$  и  $\Pi$  — кінетична і потенційна енергія рідини, що проходить через оболонку в одиницю часу.

### 2.3 Розрахунок форми вільної поверхні рідини

Розглянемо перфоровану або пористу оболонку з вертикальною віссю обертання. Тиск рідини в оболонці в основному визначається другим членом рівняння (2.32). З обліком цього для випадку, коли оболонка цілком заповнена рідиною і діє сила ваги,

$$p = \frac{\rho \Omega_1^2 r^{2 Re+2}}{(2 Re+2) R_1^2 Re} + \rho g z \quad (2.61)$$

Рівняння ліній рівного тиску ( $p = const$ ) буде мати вигляд

$$const = p = \frac{\rho \Omega_1^2}{(2 Re+2) R_1^2 Re} r^{2 Re+2} + \rho g z \quad (2.62)$$

Для вільної поверхні ( $p = 0$ )

$$\frac{\rho \Omega_1^2 r^{2 Re+2}}{(2 Re+2) R_1^2 Re} + \rho g z = 0 \quad (2.63)$$

Звідкіля

$$z = \frac{-\Omega_1^2 r^{2 Re+2}}{(2 Re+2) R_1^2 Re g} \quad (2.64)$$

На рис. 2.4 приведені графіки рівнянь вільної поверхні при різних значеннях  $Re$ . Як видно з графіків, при  $Re > 100$  вільна поверхня майже по всьому перетині оболонки близька до горизонтальної площини ( $z = const$ ) і тільки поблизу стінок оболонки вона трохи піднімається.

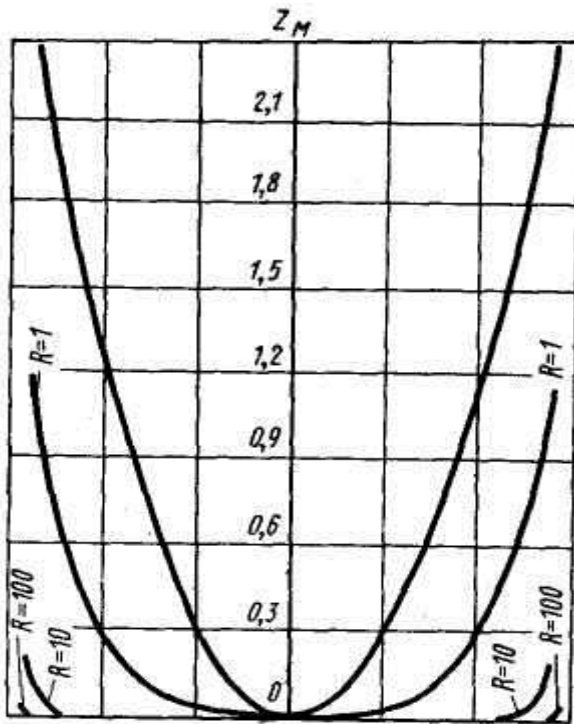


Рисунок 2.4. Форма вільної поверхні рідини в перфорованій оболонці при різних значеннях  $Re$

Для порівняння на рис. 2.4 нанесена форма вільної поверхні параболоїдної форми для випадку, коли  $Re=0$  і рідина обертається з тією ж кутовою швидкістю, що й оболонка. Виходячи з цього можна зробити висновок про необґрунтованість використання уявлень про параболоїдну форму вільної поверхні і поверхонь рівного тиску рідини в порожніх перфорованих оболонках грануляторів для обґрунтування конструктивних рішень [3, 12, 13]. При  $Re=0$  рівняння (2.64) перетвориться до виду

$$z = -\frac{\Omega^2 r^2}{2g} \quad (2.65)$$

Це - відоме рівняння вільної поверхні рідини при її спокої щодо обертової оболонки [10, 14].

#### 2.4 Коефіцієнт стиску струменя рідини

Вище було показано, що в перфорованій оболонці має місце градієнт кутової швидкості уздовж радіуса. Величину цього градієнта визначимо

диференціюванням рівняння (2.59) по  $r$

$$\frac{d\omega}{dr} = \Omega_1 Re \frac{r^{Re-1}}{R_1^{Re}} \quad (2.66)$$

При  $Re = 1$  величина градієнта не буде залежати від  $r$ :

$$\left| \frac{d\omega}{dr} \right|_{Re=1} = \frac{\Omega_1}{R_1} \quad (2.67)$$

Максимальна величина градієнта кутової швидкості буде у внутрішньої поверхні оболонки при  $r = R_1$

$$\left( \frac{d\omega}{dr} \right)_{max} = \frac{\Omega_1 m}{\nu} \quad (2.68)$$

Припустивши, що закон зміни кутової швидкості несучої поверхні рідини в граничному шарі має лінійний характер, для перфорованої оболонки з характеристиками  $m = 100 \text{ кг}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ ,  $\nu = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$  та  $\Omega_1 = 100 \text{ 1/с}$ , кутова швидкість рідини буде близька до нуля вже на відстані 0,05 мм від внутрішньої поверхні оболонки.

Таким чином, на досить малій відстані від внутрішньої поверхні перфорованої або пористої оболонки знаходиться рідина яка практично не обертається. Швидкість рідини щодо оболонки, яка обертається, буде близька до окружної швидкості внутрішньої поверхні оболонки.

Розглянемо процес витікання рідини з отворів оболонки при  $Re > 100$ . Виходячи з того, що витікання рідини з круглих отворів не є потенційним, плоским і симетричним відносно осі, не можливо визначити кінематичні характеристики витікання, використовуючи методи теорії функцій комплексного перемінного.

Отримати просте наближене розрахункове рівняння, що відповідає фізичному змістові явища витікання, можна використавши закони збереження енергії і кількості руху. Вирішувати задачу будемо при наступних допущеннях:

- діаметр отворів витікання значно менше відстані між центрами двох найближчих отворів  $t$ ;

- утрата кутової швидкості рідиною

$$\dot{\alpha} = \frac{\Omega_1}{\left(\frac{d\omega}{dr}\right)_{\max}}$$

зневажливо мала в порівнянні з діаметром отвору витікання;

- товщина оболонки  $\delta \approx d$ ;
- величина  $\frac{2p}{\rho} \ll \Omega_1^2 R_1^2$ .

Фізична картина процесу витікання рідини в цьому випадку представиться наступним чином (рис. 2.5). Внутрішня поверхня оболонки рухається щодо основної маси рідини з відносною швидкістю, близької до  $v_{\hat{a}z\hat{a}} = \Omega_1 R_1$ . Через велику відносну швидкість оболонки і малу товщину шару рідини, в якому губиться кутова швидкість, тиск в області над отвором витікання буде близьким до тиску  $p$  у внутрішньої поверхні оболонки між отворами. Це дозволяє приблизно знайти імпульс, який має рідина в напрямку осі отвору витікання, а також записати рівняння Бернуллі для перетинів I-I і II-II (рис.2.5):

$$dmv_2 = p f \hat{a} dt \quad (2.69)$$

$$\frac{\alpha_1 \Omega_1^2 R_1^2}{2} + \frac{p}{\rho} = \frac{\alpha_2 v_2^2}{2} + \xi \frac{v_2^2}{2}$$

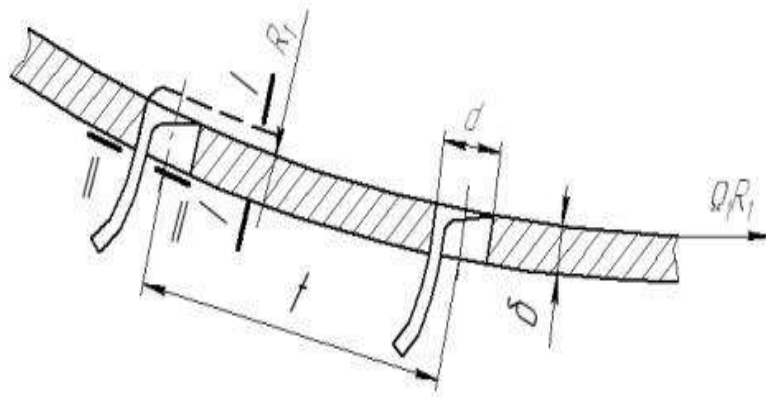


Рисунок 2.5. Схема руху рідини в перфорованій оболонці в пристінковій області

Вирішуючи отриману систему рівнянь для сталого руху рідини

$\frac{dm}{dt} = const = v_2 f_{\dot{\alpha}} \delta \rho$ , знайдемо коефіцієнт стиснення струменя  $\varepsilon$  і швидкість

витікання  $v_2$  рідини з отворів:

$$\varepsilon = \frac{f_{\dot{\alpha}} \delta}{f_{\dot{\alpha}}} = \frac{p(\alpha_1 + \xi)}{\rho \left( \Omega_1^2 R_1^2 \alpha_1 + \frac{2p}{\rho} \right)} \quad (2.70)$$

$$v_2 = \sqrt{\frac{\frac{2\delta}{\rho} + \Omega_1^2 R_1^2 \alpha_1}{\alpha_2 + \xi}} \quad (2.71)$$

## 2.5 Розхід рідини через отвори порожньої перфорованої оболонки що обертається

Отримані рівняння для  $\varepsilon$  і  $v_2$  дозволяють визначити об'ємну витрату рідини через отвір

$$Q = \varepsilon f_{otv} v_2 = \frac{f_{otv} p}{\rho} \sqrt{\frac{\alpha_2 + \xi}{\Omega_1^2 R_1^2 \alpha_1 + \frac{2\delta}{\rho}}} \quad (2.72)$$

Рівняння (2.64) прийнятне для випадку  $Re > 100$  і  $\frac{2\delta}{\rho} \ll \Omega_1^2 R_1^2$ .

Враховуючи те, що величина  $\Omega_1 R_1 = v_{\dot{\alpha}}$ , рівняння (2.62)-(2.64) можна представити в наступному виді:

$$\varepsilon = \frac{p(\alpha_2 + \xi)}{\rho \left( v_{\dot{\alpha}}^2 \alpha_1 + \frac{2p}{\rho} \right)} \quad (2.73)$$

$$v_2 = \sqrt{\frac{\frac{2\delta}{\rho} + v_{\dot{\alpha}}^2 \alpha_1}{\alpha_2 + \xi}} \quad (2.74)$$

$$Q = \frac{f_{omv} p}{\rho} \sqrt{\frac{\alpha_2 + \xi}{v_{\hat{a}^3 \ddot{u}}^2 \alpha_1 + \frac{2\delta}{\rho}}} \quad (2.75)$$

Отримана залежність дозволяє провести розрахунок об'ємної витрати рідини через отвір.

### 3 ДРОБЛЕННЯ РІДИНИ НА КРАПЛІ

#### 3.1 Природне дроблення на краплі

Великий науковий і практичний інтерес представляє встановлення явищ, при яких тонкі струмені рідини, що витікають з перфорованих оболонок, можуть розпадатися на рівномірні краплі без використання коливних або обертових частин, або зовнішніх джерел коливань.

У роботі /15/ Д.Релей описує цікавий дослід Савара, у якому збурювання поверхні струменя рідини виникало при падінні крапель, що утворилися при розпаді цього ж струменя, у приймач (ємкість або пластинку). Коли приймач крапель був зв'язаний з ємкістю, з якої витікала рідина, розпад струменя на краплі набувало повної регулярності і супроводжувалося музичним тоном. Розмір крапель був близький до розміру, визначеному Д.Релеєм для випадку максимальної нестійкості струменя під дією капілярних сил.

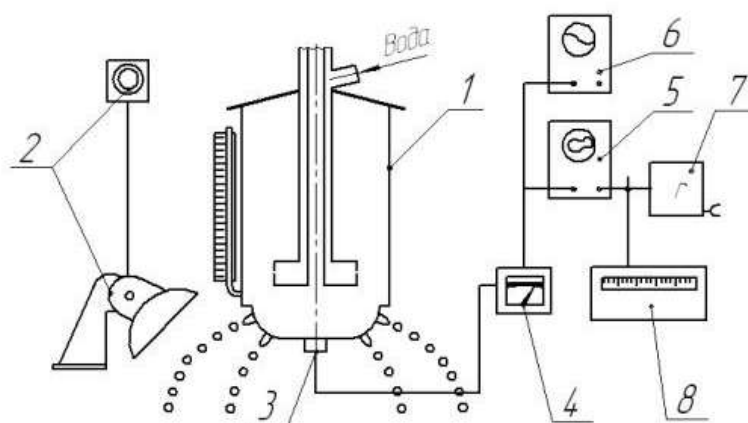


Рисунок 3.1 - Блок-схема експериментальної установки для дослідження спонтанних коливань:

1 — судина з перфорованим дном; 2 — стробоскоп СТ-5; 3 — датчик вібрацій; 4 — віброметр із підсилювачем; 5 — осцилограф для спостереження і фотографування форми коливань; 7 — генератор звукової частоти; 8 — хронометр-частотомір Ф-599



Механізм виникнення початкових збурень на струмені обумовлений імпульсом, що передається кожною окремою краплею приймачеві та за допомогою того або іншого зв'язку ємкості, з якої витікала рідина. Цей механізм збурювання порушується, коли із ємкості одночасно витікає і дробиться на краплі велика кількість струменів рідини, тому що під впливом різних причин змінюється частота ударів крапель в ємкості для приймання.

В загалі, вплив регулярних збурень, від зовнішнього джерела коливань тим ефективніший, чим менше на струмінь накладається випадкових турбулентних збурень.

### 3.1.1 Дроблення на краплі ламінарного струменя рідини

Найпростішим випадком дроблення рідини на краплі є утворення крапель при повільному їх витіканні з невеликого круглого отвору в нерухомій ємкості. Якщо отвір спрямований вниз, а вісь його вертикальна, то розміри одержуваних крапель при витіканні в повітря рівномірні і визначаються рівнянням

$$d_k = \sqrt[3]{\frac{6D\sigma}{\rho \cdot g}} \quad (3.1)$$

де  $d_k$  - діаметр краплі;  $D$  - діаметр шийки струменя;  $\sigma$  - поверхневий натяг рідини;  $\rho$  - щільність рідини.

Однак, такий метод утворення краплі не ефективний, і його важко реалізувати в таких багатотоннажних виробництвах, як, наприклад, виробництво аміачної селітри. При збільшенні швидкості витікання рідини з отвору утворюється циліндричний ламінарний струмінь, що на деякій відстані від отвору розпадається на краплі. В природних умовах причиною розпаду струменів на краплі є нестійкість циліндра рідини що витікає, під дією капілярних сил і випадкових збурень.

Досить малі випадкові збурювання циліндричної поверхні струменів, причиною яких можуть бути струс ємкості, радіальний рух рідини в струмені, вплив, що передається з навколишнього повітряного простору, приводять до

утворення перетяжок в місцях первинних збурень. Збурювання, що приводять до розпаду струменів на краплі, повинні відбуватись одна від іншої на відстані більше довжини окружності струменя. Це впливає з енергетичної умови: загальна поверхня крапель, що утворилися, повинна бути трохи менше поверхні струменя, з якої ці краплі утворені. Частина поверхневої енергії витрачається на переміщення часток рідини при розпаді струменів.

Мінімальний діаметр краплі, що може бути отримана при збереженні описаного механізму розпаду струменів, у 1,5 рази більше початкового діаметра струменя, що розпадається на краплі. Разом з тим, існує така відстань між двома сусідніми збуреннями (довжина хвилі збурень), при якому відбувається найбільш швидкий розпад струменя на краплі. Задачу про визначення довжини хвилі максимальної нестійкості на поверхні тонких струменів нев'язкої рідини в лінійній постановці уперше вирішив Релей. Він знайшов довжину хвилі максимальної нестійкості  $\lambda_{max}$  для мало в'язкої рідини:

$$\lambda_{max} = 4,5d \quad (3.2)$$

де  $d$  - діаметр незбуреного струменя. При цьому Релей визначив, що при довжині хвилі максимальної нестійкості на струмінь води діаметром 1мм величина збурювання під дією капілярних сил зростає в 1000 разів за 1/40 с. Цим пояснюється досить швидка розбивка струменів невеликого діаметра на краплі під дією досить малих початкових збурень.

Довжина суцільної частини струменя мало в'язкої рідини при природному розпаді:

$$L = 2,99v \sqrt{\frac{\rho \cdot d^3}{\sigma}} \quad (3.3)$$

де  $v$  - швидкість струменя.

Бассет /16/ і Генлейн /17/ визначили довжину хвилі максимальної нестійкості в'язкої рідини:

$$\lambda_{max} = 13 \sqrt{\frac{v \cdot \rho \cdot d^3}{\sigma}}$$

і довжину суцільної частини струменя:

$$L = v \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\sigma},$$

де  $v$  - кінематична в'язкість рідини;  $\rho$  - щільність рідини.

Блінов В.І. і Файнберг Б.Л. досліджували питання про характер пульсації струменя рідини і про розпад її на краплі /18, 19/. Дослідження по витіканню рідини з отворів різної форми показали, що характер не стійких хвиль, що ведуть до розпаду струменя на краплі, не змінюється при зміні форми отвору.

Різні умови витікання струменів впливають лише на характер загасаючих коливань форми струменя. Ці коливання, наприклад для еліптичних отворів, виражаються в тому, що еліптичний перетин струменя, проходячи через кругову форму, під дією капілярних сил робить коливання в радіальному напрямку таким чином, що велика і мала осі еліпса періодично міняються місцями. Причому амплітуда цих коливань поступово зменшується, а струмінь приймає форму, близьку до круглої, після чого і відбувається розпад струменя внаслідок появи не стійких хвиль. Розпад протікає так само, як і розпад струменя, що витікає з круглого отвору.

Якщо початкові збурювання на поверхні струменя зумовлені випадковими імпульсами різної інтенсивності, то струмінь рідини розпадається на краплі різного розміру /18/. Однак максимальна кількість крапель буде мати розмір, близький до розміру крапель, об'єм яких дорівнює об'єму ділянки струменя з довжиною, рівною довжині хвилі максимальної нестійкості. Їх розмір може бути визначений з матеріального балансу для  $\lambda_{max}=4,51d$ :

$$d_k = \sqrt[3]{\frac{3}{2} \lambda_{max} d^2} = \sqrt[3]{\frac{3}{2} \cdot 4,51 \cdot d^3} = 1,89 \cdot d \quad (3.4)$$

де  $d_k$  - діаметр краплі;  $d$  - діаметр струменя, з якої утворюються краплі.

Питання течії та дроблення ламінарних струменів на краплі розглянуті в роботі /20/.

### 3.1.2 Дроблення на краплі турбулентного струменя рідини

Подальше збільшення швидкості витікання рідкого струменя приводить до того, що головною причиною, яка обумовлює їх дроблення на краплі, стає турбулентність струменя і сили аеродинамічного впливу навколишнього середовища. Струмінь має хвилеподібний характер, тобто з'являються не тільки симетричні хвилі (збурювання), але хвилеподібно викривляється сама вісь струменя. Вебер К. розглянув причини утворення хвилястого струменя, проводячи аналогію між струменем і балкою, що згинається силами опору повітря. Він показав, що хвилеподібна деформація струменя зростає в міру віддалення від отвору витікання, що і приводить до розпаду струменя на краплі. Ним знайдена залежність для визначення довжини хвилі  $\lambda$  збурювань для цього випадку.

$$\frac{\lambda}{d} = \pi\sqrt{2} \cdot \sqrt{1 + \frac{3 \cdot \nu}{\sqrt{\rho \cdot \sigma \cdot d}}} \quad (3.5)$$

Теоретичні й експериментальні результати для хвилеподібної форми розпаду струменів в значній мірі відрізняються між собою, чим для симетричної відносно осі форми розпаду. Це пояснюється складністю явища, для якого важко вибрати модель, що відповідає його дійсній фізичній картині. Істотну роль тут грає і турбулентність рідини в струмені. Панасенков М.С. /21/ досліджував вплив турбулентності струменя на її розпилення. Після математичної обробки результатів дослідження їм отримане емпіричне рівняння для визначення діаметра одержуваних крапель

$$d_k = \frac{6 \cdot d_o}{Re^{0,15}} \quad (3.6)$$

де  $d_k$  - діаметр одержуваних крапель;  $d_o$  - діаметр отвору сопла, з якого відбувається витікання (досліджені сопла діаметром 0,34-1,2 мм).

Було визначено, що зі збільшенням швидкості витікання рідини довжина суцільної частини струменя спочатку зростає, а потім при  $Re \geq 4000$  починає зменшуватися. У дослідах М.С.Панасенкова швидкість витікання рідини досягала 16 м/с.

### 3.1.3 Розпилення струменя рідини

При подальшому збільшенні швидкості витікання відбувається розпилення рідини, що характеризується тим, що поверхня крапель, які утворюються, в багато разів більше поверхні струменя, з якого вони утворені.

Крім внутрішньої турбулентності, тут значний вплив починає спричиняти аеродинамічна взаємодія з навколишнім середовищем. У даному випадку аналітичне рішення задачі про розпад струменя не можливе. Кінцевий розмір крапель є результатом складного багаторазового дроблення окремих часток рідини, на які спочатку розпався струмінь. Краплі, що утворилися, мають більш різні розміри, чим у випадку дроблення не турбулентного струменя.

Якщо основною причиною диспергування рідини на краплі є опір навколишнього середовища, при відносному русі рідини в ньому зі швидкістю  $v$ , то розмір отримуваних крапель може бути визначений по рівнянню

$$d_k = \frac{12 \cdot \sigma}{\rho \cdot v^2} \quad (3.7)$$

### 3.2 Розпад струменів на краплі

При накладенні регулярних збурень струмінь розпадається на краплі строго однакового розміру, якщо довжина  $\lambda$  утворених хвиль буде більше  $\pi d$ . Розмір крапель може бути визначений по рівнянню

$$d_k = \sqrt[3]{\frac{3}{2} \lambda \cdot d^2} \quad (3.8)$$

Регулярні збурювання струменя можна викликати наступними основними способами.

1. Поширенням у рідині, що заповнює перфоровану ємкість, пружних хвиль від тіла, що коливається (мембрани, пластинки, стрижня і т.п.)
2. Поперечними коливаннями сопла або оболонки з отворами витікання.
3. Подовжніми коливаннями сопла або оболонки.

4. Періодичною зміною розходу рідини, яка подається до отворів витікання.
5. Поширенням інтенсивних акустичних хвиль в середовищу навколо струменя.
6. Впливом на струмінь перемінного електричного або магнітного поля.
7. Комбінацією зазначених вище способів.

Великі можливості використання монодисперсного розпаду струменів у технології в період бурхливого технічного прогресу обумовили поновлення інтересу до цього явища. Цей вид розпаду струменів має особливе значення для протікання технологічних процесів як у хімічній промисловості (грануляція плавів, ректифікація, абсорбція газів, екстрагування з рідин, полімеризація), так і в інших галузях промисловості, наприклад, у металургійній (одержання кульок малого діаметра, розкислювачів).

Одержання рівномірних крапель при диспергуванні плавів або рідин дозволяє здійснити оптимізацію при виконанні зазначених технологічних процесів. Сутність цього принципу полягає в тому, що при безперервному процесі обробки сировини і проміжних речовин необхідно прагнути досягти однакового технологічного впливу на оброблювану речовину на всіх стадіях його виробництва (нагрівання, охолодження, дифузійні процеси і т.д.). Очевидно, що при виборі і конструюванні технологічного устаткування, особливо для теплових і дифузійних процесів, технічні рішення варто оцінювати насамперед з погляду відповідності принципів рівномірності вхідних компонентів.

При диспергуванні плаву добрив на рівномірні краплі процес їх кристалізації для одержання гранул може бути здійснений у башті мінімальної висоти, а сам процес багаторазово інтенсифікований, зменшені аерозольні викиди, отриманий якісно новий продукт із мінімальною злежувальністю, що робить його придатним для безтарних перевезень. Саме велика перспективність диспергування рідин і плавів на рівномірні краплі для технології обумовила в останні роки нову інтенсивну хвилю досліджень у всіх країнах.

На основі нелінійної теорії описане дослідження впливу кінцевої амплітуди на розпад струменів на краплі. Показано, що довжина хвилі максимальної нестійкості є функцією величини початкових збурень. Це поки, мабуть,

найважливіший для практики висновок нелінійної теорії. Він добре пояснює експериментальний факт одержання краплі різного розміру при природному розпаді ламінарних струменів і експериментальний факт розпаду струменя на строго рівномірні краплі при накладенні регулярних збурень з довжиною хвилі, відмінної від довжини хвилі максимальної нестійкості.

### 3.3 Розпад на краплі струменів з отворів, що обертаються

Великий обсяг в основному емпіричних досліджень по диспергуванню рідини за допомогою обертового сопла або отвору виконаний Т. Курабаяси /32/. При дослідженнях був використаний стробоскопічний метод. В роботах Т. Курабаяси, як і в роботі [23], досліджений вплив різних факторів (швидкості обертання, діаметра сопла, фізичних властивостей рідини) на розмір одержуваних крапель. Крім того, показано, що при витіканні струменя рідини з обертового сопла перетин струменя зменшується за рахунок відносного прискорення, перш ніж струмінь розпадеться на краплі. Більш в'язкі рідини давали при розпиленні краплі меншого діаметра. Це пояснено подовженням суцільної частини струменя. Т.Курабаяси також відзначає три режими розпаду струменя рідини, при її витіканні з отвору що обертається або сопла: симетричний відносно осі, при якому йде формування максимальне рівномірних крапель, хвильовий і режим розпилення.

Деяким недоліком робіт /22, 23/ є те, що при дослідженні й обробці результатів експерименту не був врахований вплив внутрішньої гідродинаміки порожнього обертового циліндра, з якого відбувалося витікання рідини, а, як це було показано раніше, внутрішня гідродинаміка перфорованих оболонок, може мати визначальне значення. Цей недолік частково може бути переборений, якщо виходити з того, що струмінь рідини, яка витікає з сопла або обертового отвору при ламінарному режимі, розпадається при релеевській довжині хвилі максимальної нестійкості  $4,51d$ . Тоді розмір одержуваних крапель

$$d_{\hat{e}} = 1,89d_0\sqrt{\varepsilon_1} \quad (3.9)$$

де

$\varepsilon_1$  - відношення площі перетину струменя в зоні початку розпаду на краплі до площі отвору витікання.

При протіканні процесів грануляції, бажано, щоб не відбувалося вторинне дроблення отриманих крапель плаву в польоті. При розпиленні рідини і взаємодії з газовим потоком це явище лежить в основі процесу. В польоті краплі можуть руйнуватися, якщо сила аеродинамічного впливу газоподібного середовища, в якому відбувається рух краплі рідини, віднесений до одиниці площі краплі, перевищить силу поверхневого натягу рідини в середині краплі. Умови такого вторинного дроблення краплі рідини при відносному русі в середовищі визначаються критерієм Вебера

$$We = \frac{\rho v^2 d_{\hat{e}}}{\sigma} \quad (3.10)$$

тут

$We$  - критерій дроблення (Вебера);

$v$  - швидкість краплі щодо газоподібного середовища;

$\rho$  - щільність середовища.

Крапля буде дробитися, якщо величина  $We$  перевищить визначене критичне  $We_{\hat{e}\delta}$  значення. Значення  $We_{\hat{e}\delta}$ , за даними різних дослідників, коливається в широких межах (від 3,5 до 14) /24-26/.

Якщо прийняти  $We_{\hat{e}\delta} = 6$ , знайдене М. С. Волинським /41/, то діаметр краплі

$$d_{\hat{e}} = \frac{12\sigma}{\rho v^2} \quad (3.11)$$

Можливо також визначати критичний розмір крапель по емпіричній формулі:

$$d_{\hat{e}} = \frac{1,83}{v^2} \sqrt{\frac{\sigma}{\rho g}} \quad (3.12)$$

Найбільше поширення і практичне застосування для розрахунку середнього діаметра краплі, що утворюються при роботі обертового дискового розпилювача, має формула Н. М. Ластовцева /27/



$$\bar{d}_{\hat{e}} = 81 \frac{\delta^{0,46} \alpha^{0,46} \mu^{0,08}}{\nu_0 \rho^{0,5}} \quad (3.13)$$

де

$\bar{d}_{\hat{e}}$  - середнє значення діаметра краплі, м;

$\delta$  - товщина плівки рідини, м;

$\nu_0$  - окружна швидкість диска, м/с;

$\alpha$  - поверхневий натяг, дин/див;

$\rho$  - щільність розчину, г/см<sup>3</sup>;

$\mu$  - в'язкість розчину, сПз.

В тому випадку, коли є можливість визначити величину  $\delta$ , формула (3.13) дозволяє досить точно розрахувати розміри одержуваних крапель при розпиленні рідин обертовими розпилювачами.

Розмір крапель, одержуваних з обертового сопла в режимі розпилення, коли окружна швидкість більше критичної швидкості

$$v_{i\hat{e}\delta} > \sqrt{\frac{12\sigma}{\rho d_0 \cdot 1,89\sqrt{\varepsilon}}} \quad (3.14)$$

можна визначити по рівнянню (3.12) або (3.13).

В випадку коли рідина в перфорованій оболонці рухається щодо цієї оболонки зі швидкістю  $v_{\hat{a}^3\hat{e}}$ , вектор швидкості цього руху спрямований уздовж внутрішньої поверхні перфорованої оболонки перпендикулярно осям отворів витікання. В цьому випадку може рухатися рідина, а перфорована оболонка бути нерухомою, і навпаки.

Коефіцієнт стиску струменя  $\varepsilon$  визначається в цьому випадку наближеним рівнянням (2.65). Тоді розмір одержуваних крапель

$$d_{\hat{e}} = 1,89d_0\sqrt{\varepsilon} \quad (3.15)$$

Величина  $\varepsilon$ , як це впливає з рівняння (2.65), при збільшенні  $v_{\hat{a}^3\hat{e}}$  може приймати малі значення при витіканні рідини з отворів відносно великого діаметра, тобто можуть бути отримані краплі малого діаметра. Це важливо при розбризкуванні суспензій.

При бічному витіканні в отворі різко змінюється напрямок швидкості потоку. Це сприяє інтенсивному утворенню вихору і турбулізації рідини в струмені. В наслідок статистичного характеру турбулентності виникають самі несподівані поверхні струменя. Разом з тим відмічається, що при розпаді такого струменя чітко спостерігається, зменшення масової і загальної кількості дрібних крапель-супутників неправильної форми при бічному витіканні, ніж при розпаді симетричної відносно осі ламінарного струменя круглого перетину.

#### 4. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ РОЗРАХУНКУ ГРАНУЛЯЦІЙНОЇ БАШТИ

При розрахунку грануляційних башт основними процесами, які впливають на параметри установки є:

- гідромеханічні процеси (траєкторія, швидкість, час польоту гранул);
- теплообмінні процеси між твердими частками розплаву й повітряним потоком.

##### 4.1. Траєкторії, швидкість і час польоту гранул

Для визначення розмірів башти і її теплового розрахунку необхідно знати траєкторії, швидкість, час і висоту падіння гранул.

Швидкість руху гранул у башті змінюється від  $u_0 = 3-5$  м/с до  $w_{\text{вит}}$ , що залежить від режиму обтікання, розміру й щільності гранул. Для обчислення  $w_{\text{вит}}$  у будь-якому режимі обтікання сферичних часток зручно користуватися формулою [28]:

$$Re_{\text{дод}} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \quad (4.1)$$

Система диференціальних рівнянь для двомірного руху часток у будь-якому режимі їхнього обтікання середовищем має вигляд

$$m \frac{d^2 x}{d\tau^2} = (-Bw^n)_x \quad (4.2a)$$

$$m \frac{d^2 y}{d\tau^2} = (-Bw^n)_y + mg \quad (4.2б)$$

Рішення системи (4.2) відповідно до завдань балістики для частки, що вилітає під кутом  $\theta_{\text{про}}$  до обрію, у вигляді інтегралів було вирішено в роботі [29]:

$$x = -\frac{l}{R^2 g} \int_{p_0}^p \frac{dp}{C - \psi(p)} \quad (4.3)$$

$$y = -\frac{1}{R^2 g} \int_{p_0}^p \frac{p \delta p}{C - \Psi(p)} \quad (4.4)$$

$$\tau = \frac{1}{Rg} \int_{p_0}^p \frac{dp}{\sqrt{C - \psi(p)}} \quad (4.5)$$

де  $R$  характеризує розміри, масу частки й щільність середовища;

$$p = tg \theta_0$$

$$C = \frac{1}{R^2 w_0^2 \cos^2 \theta_0} + \psi(p)$$

$$\psi(\delta) = \delta \sqrt{1 + \delta^2} + \ln \left( \delta + \sqrt{1 + \delta^2} \right)$$

Для визначення значень  $p$  і  $C$  стосовно до рішення завдань балістики були складені таблиці так званих балістичних інтегралів. Зі збільшенням шляху польоту й наближенням траєкторії рухи гранул до стрімкого падіння значення  $p$  стають більше 100. У цьому випадку пропонується  $\psi(p)$  прийняти рівним  $p^2$  і інтеграли складати із двох частин: від 0 до 100 брати по таблицях, а від 100 до  $p$  обчислювати /30/.

Таким чином, обчислення, наприклад, координати  $x$  можна представити в наступному вигляді:

$$x = 2,5 \rho \delta d \delta \left[ \int_0^{100} \frac{dp}{\psi(p) + C} + \int_{100}^p \frac{dp}{p^2 + C} \right] \quad (4.6)$$

де

$$C = \frac{\rho \delta d \delta g}{0,4 w_0^2 \cos \theta_0} - \psi(p_0)$$

Для наближених розрахунків автори пропонують у всьому інтервалі зміни  $p$  замінити  $\psi(p)$  на  $p^2$  і для обчислення чотирьох параметрів, що цікавлять, використовувати формули:

$$x = 2,5 \rho \delta d \delta \int_0^p \frac{dp}{p^2 + C} = 2,5 \rho \delta d \delta \frac{1}{\sqrt{C}} \operatorname{arctg} \frac{p}{\sqrt{C}} \quad (4.7)$$

$$y = 2,5\rho_{\partial} d_{\partial} \int_0^p \frac{p \cdot dp}{p^2 + C} = 2,5\rho_{\partial} d_{\partial} \frac{1}{2} \ln \frac{p^2 + C}{C} \quad (4.8)$$

$$\begin{aligned} \tau &= \sqrt{\frac{2,5\rho_{\partial} d_{\partial}}{g}} \int_0^p \frac{dp}{\sqrt{p^2 + C}} = \\ &= \sqrt{\frac{2,5\rho_{\partial} d_{\partial}}{g}} \ln \frac{p + \sqrt{p^2 + C}}{\sqrt{C}} \end{aligned} \quad (4.9)$$

$$w_{\partial} = \sqrt{2,5\rho_{\partial} d_{\partial}} g \sqrt{\frac{1 + p^2}{p^2 + C}} \quad (4.10)$$

де  $\rho_{\partial}$ ,  $d_{\partial}$ ,  $w_{\partial}$  - щільність, діаметр і швидкість твердих часток;

$g$  - прискорення вільного падіння;

$w_0$  - швидкість середовища.

Рівняння (4.7)-(4.10) описують рух частки в нерухливому повітрі. У старих вежах повітря просмоктується зі швидкістю 0,3-0,4 м/с, і, так як швидкість падіння гранул у десятки разів перевищує швидкість повітря, для інженерних розрахунків ці рівняння можна застосувати. Однак у баштах, що будувалися в останній час, швидкість повітря збільшена до 1, 2-2 м/с, і гальмуючий ефект повітря необхідно враховувати.

Розгляд руху частки для перехідного й турбулентного режимів обтікання, з урахуванням відносної швидкості руху гранул і повітря, було виконано в роботах /31-33/. Відлік кута  $\theta_{про}$  рахується в них щодо вертикалі. Рівняння для випадку  $\xi = \text{const}$  (турбулентна область) /32/ за умови  $\theta_{про} \ll \pi/2$

$$x = w_0 \alpha \delta \tau \hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \frac{2}{\sqrt{\hat{E}_+ \hat{E}_-}} \left( \arctg \frac{\exp \tau / \tau \hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon}}{\sqrt{K_- / K_+}} - \arctg \sqrt{K_+ / K_-} \right) \quad (4.11a)$$

$$x_{max} = w_0 \alpha \delta \tau \hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \frac{2}{\sqrt{K_+ K_-}} \arctg \sqrt{K_- / K_+} \quad (4.11b)$$

$$y = g \tau \hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \left[ \ln 1/2 \left( K_+ \exp^{2\tau / \tau \hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon}} + K_- \right) - \left( 1 + w_{\hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon}} / w_{\hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon}} \right) \cdot \tau / \tau \hat{\alpha} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \hat{\epsilon} \right] \quad (4.12)$$

$$w_{\hat{a}^3\hat{a}i} = w_{\hat{a}\hat{e}\hat{o}} \frac{\left(\exp 2\tau/\hat{a}\hat{e}\hat{o}\right)_{-} K_{-}/K_{+}}{\left(\exp 2\tau/\tau\hat{a}\hat{e}\hat{o}\right)_{+} K_{-}/K_{+}} \quad (4.13)$$

де

$$\tau_{\hat{a}\hat{e}\hat{o}} = w_{\hat{a}\hat{e}\hat{o}}/g$$

$$K_{\pm} = 1 \pm w_{\hat{a}^3\hat{a}i}/\omega_{\hat{a}\hat{e}\hat{o}}$$

$$W_{\hat{e}i\hat{o}} = w_{\text{верт}} + w_{\epsilon}$$

$w_{\text{гор}}$ ,  $w_{\text{верт}}$  - відповідно горизонтальні й вертикальна складові швидкості падіння гранул;  $w_{\text{відн}}$  - відносна швидкість у початковий момент падіння.

Запропоновані [34] зручні рівняння для розрахунку траєкторій руху гранули. Їх параметричний вигляд дозволяє легко враховувати перераховані доповнення. Так, для башт робочою висотою 30-40 м радіус кола зрошення можна розраховувати по формулі:

$$x_{\text{max}} = \frac{u_0 \sin \theta_0}{Kg} \quad (4.14)$$

де

$u_0$  - початкова швидкість витікання розплаву;

$$K = \sqrt{\frac{1}{2} \cdot \frac{\rho \xi''}{mg}}$$

При визначенні радіуса факела зрошення ( $x_{\text{гор}}$ ) необхідно також урахувати [31] радіус розсіювання гранул, що рухаються ( $r_1$ ) і радіус самого гранулятора ( $r_{\text{гр}}$ ):

$$x_{\text{гор}} = x_{\text{max}} + r_1 + r_{\text{гр}} \quad (4.15)$$

Значення  $r_1$  можуть бути розраховані по формулі:

$$r_1 = \sqrt{\frac{d_{\zeta} \delta \xi}{8\sigma^2 A^2 H \ddot{a}a}} \quad (4.16)$$

де  $A$  - коефіцієнт, рівний 0,6 для умов статичного дроблення струменя й 0,73 - для вібророзпаду.

При визначенні  $H_{nad}$  тепловий розрахунок виконується для стрімкої траєкторії падіння, оскільки у факелі зрошення їй відповідає найменший час падіння.

Для визначення залежності між швидкістю, часом і висотою стрімкого падіння зручно використовувати рівняння Леппла:

$$\tau = \frac{2md_0}{\mu f_i} \int_{Re_0}^{Re} \frac{d Re}{\xi Re^2 - \xi Re^2} \quad (4.17)$$

де  $Re_0$ ,  $Re_{sum}$ ,  $Re$  - числа Рейнольдса, що відповідають  $u_0$ ,  $w_{sum}$  і швидкості, досягнутої за час падіння часток  $\tau$ .

Значення  $\xi$  визначаються відповідно до відносної швидкості гранула-повітря. Час падіння обчислюють методом графічного інтегрування:

$$\int_0^{\tau} w_{\alpha} d\tau \quad (4.18)$$

## 4.2. Теплообмін

У процесі падіння гранул в башті відбувається два види теплообміну: 1) у грануляційних вежах - нестационарний теплообмін між одиночними, падаючими з наростаючою швидкістю сферичними краплями-гранулами й зустрічним потоком повітря, ускладнений внутрішнім джерелом тепла у вигляді теплоти кристалізації й наступних модифікаційних переходів ( у випадку аміачної селітри), 2) в охолоджувачі з киплячим шаром - нестационарний теплообмін між групами часток і потоком повітря, у складних умовах, що безупинно, змінюються і швидкостей руху обох фаз.

Рішення цих завдань наштовхується на труднощі, обумовлені взаємозв'язками рядів факторів, що ускладнює або унеможлиблює одержання аналітичних математичних рівнянь, і відсутністю кількісних залежностей по кінетиці тепло виділень кристалізаційних процесів, характер протікання яких для різних речовин різний.

#### 4.2.1 Теплообмін у процесі гранулювання

Теоретичні розробки методу теплового розрахунку кристалізації сферичних крапель розплавів, дають можливість уявити собі фізичну картину процесу, обчислити час затвердіння продукту й висоту грануляційної башти.

Струмені розплаву на відстані 2-20 см від отвору, тобто через 0,02-0,06с, уже розриваються на краплі, тому відводом тепла від струменя можна зневажити. За 1 с падіння краплі відстань між ними досягає величини, при якій взаємний гідродинамічний вплив стає незначним. Щільність зрошення поперечного перерізу башти розплавом така, що падаючі краплі-гранули й у горизонтальному напрямку не роблять помітного взаємного впливу на їхнє обтікання повітряним потоком. Тому при визначенні конвективного коефіцієнта тепловіддачі  $\alpha_{\text{конв}}$  можна виходити із закономірностей, установлені для одиночної частки.

Внутрішній термічний опір крапель-гранул добрий порівняно невеликий і приблизно лише на 5-15 % гальмує відвід тепла. Однак у більшості випадків врахування внутрішньої теплової задачі необхідний тому, що при просуванні фронту кристалізації вглиб гранули, що вже встигла ствердіти, шар речовини продовжує прохолоджуватися й, до моменту завершення кристалізації, середня температура гранули в цілому виявляється значно нижче  $\theta_{\text{кр}}$ , а отже, доводиться відводити тепла більше, ніж  $q_{\text{кр}}$ .

#### 4.2.2 Конвективний теплообмін між сферичним тілом і газовим потоком

У результаті гідродинамічної особливості, що спостерігається при обтіканні сфер газовим потоком, тепла взаємодія між ними нерівномірно по поверхні тіла. Воно більше інтенсивно на лобовій півсфері, зверненої до потоку, і істотно нижче в кормовій її частині через відрив потоку від поверхні сфери.

Теплообмін вивчався у двох напрямках: у макроскопічних дослідженнях оцінювали загальну кількість переданого тепла й визначали середній коефіцієнт тепловіддачі, у мікроскопічних - локальні значення  $\alpha_{\text{конв}}$  на поверхні.



Макроскопічні дослідження виконувалися двома методами: в одному закріплені частки обмивалися потоком газів або рідини, в іншому частки рухалися зустрічно або попутно з потоком середовища.

Дані експериментів із закріпленими частками узагальнені /36/, і для випадку теплообміну з газовим потоком запропонована формула, застосовна для ламінарної й турбулентної областей:

$$Nu = 2 + 0,69Re^{0,5}Pr^{0,33} \quad (4.19)$$

Дані для часток, що рухаються в газовому потоці, апроксимуються наступними критеріальними залежностями /37/:

$$\text{При } 30 < Re < 480 \text{ з точністю } \pm 14,2 \% \quad (4.20)$$

$$Nu = 0,186Re^{0,8}$$

$$\text{При } 480 < Re < 2000 \text{ з точністю } \pm 10,6 \% \quad (4.21)$$

$$Nu = 1,14Re^{0,5}$$

У роботі /38/ показане значне розходження в інтенсивності процесів на лобовій і кільватерній сторонах частки. Для оцінки відносної інтенсивності локального переносу тепла використана безрозмірна група, названа числом Фрослінга:

$$Fr = \frac{Nu - 2}{Re^{0,5} Pr^{0,33}} \quad (4.22)$$

#### 4.2.3 Пошарова кристалізація розплаву при $\theta_{кр} = const$

Останнім часом особливий розвиток одержала теорія нестационарної теплопровідності, що протікає в умовах рівномірного конвективного відводу тепла від поверхні тіла (так звані граничні умови 3 роду), і від теплового балансу на поверхні твердої й рідкої фаз (граничні умови Стефана), у припущенні, що швидкість кристалізації залежить лише від інтенсивності тепловідводу й протікає при  $\theta_{кр} = const$ . Була записана система рівнянь Фур'є для переносу тепла у твердій фазі:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = \frac{\lambda_{\delta}}{\delta_{\delta} \tilde{n}_{\delta}} \nabla^2 \theta \quad \text{при } R < r < r_{\text{ш}} \quad (4.23)$$

конвективного теплообміну між поверхнею тіла й зовнішнім середовищем:

$$-\frac{\partial \theta}{\partial r} = \frac{\alpha}{\lambda_{\delta}} (\theta r_{\phi} - t) \quad \text{при } r = r_{\text{ш}} \quad (4.24)$$

гранична умова Стефана на між фазній поверхні

$$\frac{dR}{d\tau} = \frac{\lambda_{\delta}}{\rho_{\delta} q_{\text{кп}}} \cdot \frac{\partial \theta}{\partial r} \quad \text{при } r = R \quad (4.25)$$

і початкової умови

$$\text{при } \tau = 0 \quad \theta = \theta_{\text{кр}} \quad \text{при } 0 \leq r \leq r_{\text{к}} \quad (4.26)$$

де  $r_{\text{к}}$ ,  $r$  і  $R$  - відповідно радіус кулі, перемінний радіус кулі й границі кристалізації;

$\lambda_{\delta}$ ,  $\tilde{n}_{\delta}$  - коефіцієнт теплопровідності й теплоємність твердих часток;

$q_{\text{кр}}$  - питоме тепло кристалізації частки;

$\alpha$  - коефіцієнт теплопередачі;

$\theta$  - температура твердих часток.

Наведена система рівнянь не має аналітичного рішення. Конкретні завдання можуть обчислюватися приблизно різними методами, з яких найбільші застосування одержав метод кінцевих різниць; ступінь точності рішення звичайно залежить від обраного тимчасового кроку розрахунку й обліку різних факторів, що впливають.

У роботі /39/ автор, вдало сполучивши змінні величини рівнянь (4.23)-(4-26) у безрозмірні комплекси, привів систему до наступного виду:

$$\frac{Y \partial \theta^*}{\partial \tau^*} = \frac{\partial^2 \theta^*}{\partial r^{*2}} + 2 \frac{\partial \theta^*}{r^* \partial r^*} \quad (\text{при } R^* < r^* < 1) \quad (4.27)$$

$$-\frac{\partial \theta^*}{\partial r^*} = \frac{\theta^*}{\beta} \quad (\text{при } r^* = 1) \quad (4.28)$$

$$\frac{dR^*}{d\tau^*} = \frac{\partial \theta^*}{\partial r^*} \quad (\text{при } r^* = R^*) \quad (4.29)$$

$$\text{при } \tau^* = 0 \quad \theta = 1 \quad (\text{при } 0 \leq r^* \leq 1) \quad (4.30)$$

де  $\beta = \frac{l}{Bi} = \frac{\lambda_{\delta}}{\alpha r_{\phi}}$ ;  $\theta^* = \frac{\theta - t}{\theta_{\delta} - t}$  - безрозмірна температура;

$\tau^* = \frac{\tau \lambda_{\delta} (\theta_{\delta} - t)}{r_{\phi}^2 \rho_{\delta} q_{\delta}}$  - безрозмірний час;

$Y = \frac{\tilde{n}_{\delta}}{q_{\delta}} (\theta_{\delta} - t)$  - відносна тепломісткість твердої фази;

$r^* = \frac{r}{r_{\phi}}$ ;  $R^* = \frac{R}{r_{\phi}}$  - безрозмірні радіуси.

Отримані залежності дозволяють провести розрахунок теплового навантаження на башту з похибкою  $\pm 15\%$ .

## 5 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ РОЗРОБКИ ГРАНУЛЯТОРІВ

Хімічна промисловість повинна бути оснащена грануляторами, що забезпечують одержання високоякісної продукції в різних виробничих умовах при продуктивності від 5 до 100 т/год. Очевидно, що створити універсальну конструкцію гранулятора плаву, що відповідає всім зазначеним вище вимогам для настільки різних умов грануляції, неможливо. Тому доцільно розробити конструкції грануляторів, які максимально задовольняють вимогам для тих або інших конкретних умов виробництва, а також рекомендувати основні конструкції грануляторів для нових потужних виробництв.

Виходячи, з вимог виробництва, для існуючих грануляційних башт діаметром 6-16 м доцільно мати відцентрові гранулятори продуктивністю від 5 до 100 т/год для роботи на чистих плавах і на плавах, що містять суспензії, а також системи вібраційних грануляторів, що забезпечують максимальну рівномірність гранул при широкому діапазоні зміни навантажень /40, 41/.

Для башт діаметром 12 м і менш найбільше доцільно створювати гранулятори і системи грануляторів вібраційного і статичного типу.

Для грануляції плавів складних добрив і плавів з великою кількістю шламу необхідні гранулятори, що допускають застосування великих отворів витікання і дозволяють одержувати досить рівномірні гранули заданого розміру без налипань і комкування в баштах. Найбільш прийнятні тут відцентрові гранулятори.

Відцентрові гранулятори надійні в роботі, прості в обслуговуванні, вони дають симетричний круглого перетину смолоскип, що добре вписується в башту, мають високу продуктивність. Тому удосконаленню конструкцій відцентрових грануляторів приділяється велика увага як у нашій країні, так і за кордоном.

### 5.1 Основні принципи конструювання грануляторів

Теоретичні й експериментальні передумови дозволяють обґрунтувати конструкції відцентрових грануляторів для промислових плавів.

Чітко можна виділити три типи плавів, для яких необхідно розробити модифікації відцентрових грануляторів.

1. Чисті плави малої в'язкості, в яких відсутні нерозчинні домішки, і плави з розчинними добавками. До цих плавів відносяться плави карбаміду й аміачної селітри без добавок і з розчинними добавками (сульфатні, доломітні).

2. Плави малої в'язкості  $(3 \div 20) 10^{-2} \text{ Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$ , в яких є значна кількість твердих добавок. До таких плавів відносяться плави аміачної селітри з добавкою РАП, а також плави, що містять до 0,5% механічних домішок.

3. Плави високої в'язкості до  $(20 \div 100) 10^{-2} \text{ Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$ , що містять суспензії. До таких плавів можна віднести плави — суспензії складних добрив NPK, а також плав вапняно-аміачної селітри.

Основні вимоги, до грануляторів плавів:

- одержання крапель рідини заданого розміру;
- надійність в роботі;
- максимальна рівномірність одержуваних крапель;
- низька питома витрата енергії на розпилення рідини;
- простота обслуговування;
- можливість зміни продуктивності без погіршення дисперсності розпилення;
- корозійна й ерозійна стійкість коли це необхідно.

Основні принципи конструювання грануляторів плавів і розпилювачів рідини, що задовольняють максимальній кількості перерахованих вище вимог, можна сформулювати, використовуючи уявлення про фізичну картину руху рідини в порожніх перфорованих обертових оболонках і про особливості диспергування рідин на краплі.

Ці принципи в основному зводяться до наступного.

1. Враховувати особливості витікання рідини з отворів порожніх перфорованих оболонок, що обертаються, при обґрунтуванні діаметрів отворів витікання.

2. Використовувати можливість впливу конструктивними прийомами на

внутрішню гідродинаміку перфорованих обертових оболонок, що дозволить керувати параметрами витікання рідини з отворів перфорованих обертових оболонок і, отже, якістю одержуваних гранул (крапель).

Враховувати особливості внутрішньої гідродинаміки перфорованих обертових оболонок на основі теоретичних положень, що дозволить обґрунтувати конструктивні прийоми, які запобігають забивання отворів відцентрових грануляторів і розпилювачів рідини.

3. Враховувати, що при гранулюванні плавів добрив максимальна швидкість руху капель повинна бути менше швидкості їхнього руйнування при відносному русі в повітрі, щоб краплі плаву не дробилися.

## 5.2 Оптимізація форми перфорованої оболонки грануляторів плаву

В основному відцентрові гранулятори використовують в баштах діаметром 12-16 м. Найбільше поширення мають гранулятори циліндричної і конічної форми.

На рис. 5.1 показаний графік розподілу питомого навантаження по перетині  $\ell$  башти при роботі конічного і циліндричного грануляторів. Як видно з приведених графіків, обидва гранулятори не дозволяють досягти рівномірного розподілу гранул по перетину грануляційної башти. Трохи гірше розподіляється навантаження при роботі циліндричного гранулятора. Однак це несуттєво впливає на інтенсивність охолодження гранул однакового гранулометричного складу. При отриманні продукту однакового гранулометричного складу й однакового навантаженню на башту (35 т/год) різниця в температурі гранул перед охолоджувачем киплячого шару, отриманих на циліндричному і конічному грануляторах, складає 3-7 °С, що несуттєво.

Це пояснюється тим, що при гіршому розподілі гранул по перетину башти, отриманих на циліндричному грануляторі, гранулам надаються великі початкові швидкості, що інтенсифікує теплообмін на початковій ділянці траєкторії. Що стосується гранулометричного складу, то умови його одержання на

циліндричному грануляторі краще: однакова окружна швидкість всіх отворів витікання, менша різниця напору плаву перед отворами по висоті оболонки .

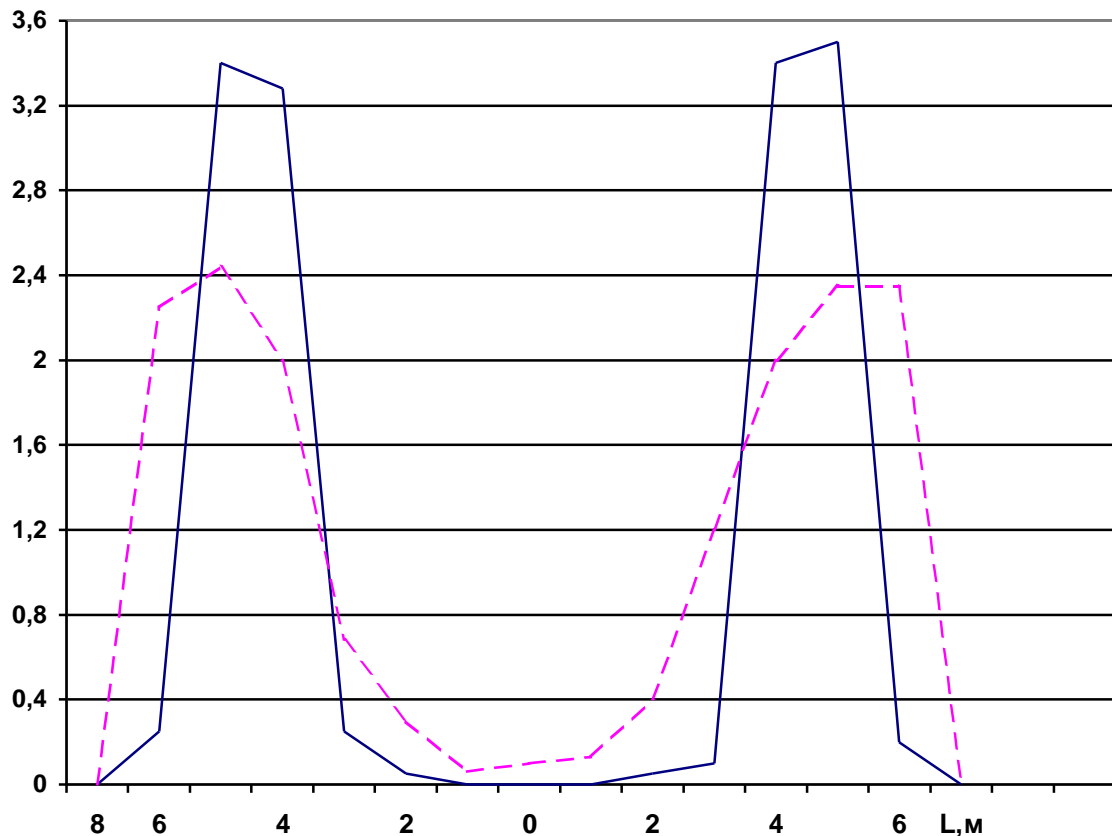


Рисунок 5.1 - Характерний розподіл навантаження по перетині вежі (18 м при роботі конічного 1 і циліндричного 2 грануляторів (навантаження 35 т/год)

Практика показує, що гранулятори циліндричної і конічної форм забезпечують одержання гранул досить високої якості. При виборі форми перфорованої оболонки розпилювача для розпилення рідини, доцільно надати рідині однакову початкову швидкість. В цьому випадку буде отриманий найбільш рівномірний розпил рідини.

### 5.3 Секційні відцентрові гранулятори

Теоретичні дослідження можуть бути використані для обґрунтування конструктивних рішень з метою керування процесом грануляції плаву. Якщо в рівнянні (2.65) відносна пристінкова швидкість  $v_{\hat{a}^3\hat{u}} = 0$ , то величина коефіцієнта

стиску струменя ( $\varepsilon$ ) на виході з отвору витікання обертової оболонки буде мати постійне значення, обумовлене формою вхідних крайок отвору. Для гострих вхідних крайок  $\varepsilon = 0,61$ , для округлених крайок  $\varepsilon \approx 1$ .

Відносна пристінкова швидкість буде практично дорівнювати нулю, якщо в порожнині оболонки установити радіальні ребра-перетинки, жорстко зв'язані з оболонкою [4]. Оболонка може мати конічну, циліндричну або іншу форму (рис. 1.5, а, б).

Обертаючись разом з оболонкою, перетинки ліквідують градієнт кутової швидкості  $\frac{d\omega}{dr}$  плаву і забезпечують обертання плаву з кутовою швидкістю перфорованої оболонки гранулятора. В цьому випадку відносна пристінкова швидкість плаву в грануляторі  $v_{\text{відн}} = 0$ , і, відповідно до рівняння (2.73),  $\varepsilon$  на виході з отворів стає постійною величиною. Це дозволяє одержати струменя плаву рівного діаметра, що дробляться на краплі з утворенням досить рівномірного гранулометричного складу.

*Рівняння для розрахунку продуктивності описаного секційного гранулятора.* При наявності перетинок плав у секційному грануляторі обертається з кутовою швидкістю  $\Omega_1$ , рівній кутовій швидкості оболонки. Продуктивність одного отвору може бути визначена по рівнянню

$$q_i = \mu f_i \delta a \sqrt{\Omega_1^2 r^2 + 2gh} \quad (5.1)$$

Загальна витрата всіх отворів оболонки буде

$$Q = \sum_{i=1}^n q_i \quad (5.2)$$

Разом з тим при практичному застосуванні такого дискретного методу розрахунку продуктивності для перфорованої поверхні виникають труднощі. Тому при розрахунку продуктивності секційного гранулятора доцільно використовувати метод аналізу нескінченно малих дискретних величин.

Виходячи з цього, продуктивність конічного гранулятора приблизно можна визначити в такий спосіб:



$$\bar{Q} = \mu \frac{f i \delta a}{\Delta s} \iint_s \sqrt{\Omega_I^2 r^2 + 2gh} \cdot ds \quad (5.3)$$

Нехай розгорнення конічної поверхні гранулятора розбиті на сітку лініями, розташованими на відстані  $t$  друг від друга (рис. 5.2). Площа одного осередку сітки  $\Delta s$ .

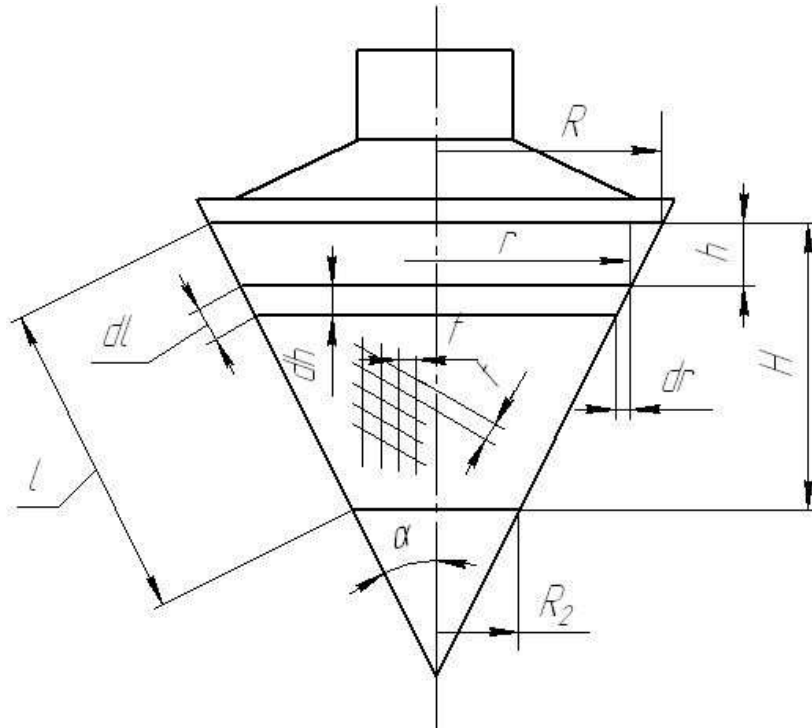


Рисунок 5.2. Розгорнення конічної поверхні гранулятора

Тоді при великому числі отворів, рівномірно розташованих по поверхні розгорнення гранулятора, для елементарної об'ємної витрати рідини через пасок на конічній поверхні гранулятора довжиною  $dl$  по утворюючої і з радіусами  $r$  і  $r - dr$  (рис. 5.2) з точністю до нескінченно малих другого порядку можна написати рівняння

$$dQ = \mu \frac{2\pi r f i \delta a}{\Delta s} \sqrt{\Omega_I^2 r^2 + 2gh} \cdot dl \quad (5.4)$$

З огляду на, що

$$h = (R_I - r) \operatorname{ctg} \alpha + H_0$$

і

$$dl = -\frac{dr}{\sin \alpha}$$

наближена формула (5.4) для загальної витрати через всі отвори конічного

гранулятора буде мати вигляд

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{2\pi R_1 \mu f \hat{\omega} \hat{\alpha}}{\Delta s} \int_{R_2}^{R_1} r \sqrt{2g \cdot H_o + 2g \cdot R_1 \operatorname{ctg} \alpha + 2g \cdot \operatorname{ctg} \alpha r + \Omega_1^2 r^2} \cdot dr = \\
 &= \frac{2\pi R_1 \mu f \hat{\omega} \hat{\alpha}}{\Delta s \sin \alpha} \left[ \frac{\sqrt{\left(2g \cdot H_o + \Omega_1^2 R_1^2\right)^3}}{3\Omega_1^2} - \frac{\sqrt{z}^3}{3\Omega_1^2} + \frac{\left(\Omega_1^2 R_1^2 - g \operatorname{ctg} \alpha\right) g \operatorname{ctg} \alpha}{2\Omega_1^4} \times \right. \\
 &\quad \times \sqrt{2g \cdot H_o + \Omega_1^2 R_1^2} - \sqrt{z} \frac{\left(\Omega_1^2 R_1^2 - g \operatorname{ctg} \alpha\right) g \operatorname{ctg} \alpha}{2\Omega_1^4} + \\
 &\quad \left. + \frac{g \operatorname{ctg} \alpha \left(2g \cdot H_o \Omega_1^2 + 2g \cdot R_1 \Omega_1^2 \operatorname{ctg} \alpha - g^2 \operatorname{ctg}^2 \alpha\right)}{2\Omega_1^5} \times \right. \\
 &\quad \left. \times \ln \frac{\Omega_1 \sqrt{2g \cdot H_o + \Omega_1^2 R_1^2} + \Omega_1^2 R_1 - \operatorname{ctg} \alpha}{\Omega_1 \sqrt{z} + \Omega_1^2 R_2 - g \operatorname{ctg} \alpha} \right] \quad (5.5)
 \end{aligned}$$

Де  $z = 2g \cdot H_o + 2g \cdot R_1 \operatorname{ctg} \alpha - 2g \cdot R_2 \operatorname{ctg} \alpha + \Omega_1^2 R_2^2 = 2g(H_o + H) + \Omega_1^2 R_2^2$

Для циліндричної перфорованої оболонки будемо мати

$$dQ = \frac{2\pi R \mu f \hat{\omega} \hat{\alpha}}{\Delta s} \sqrt{2g(H_o + h) + \Omega_1^2 R^2} \cdot dh \quad (5.6)$$

$$Q = \frac{2\pi R \mu f \hat{\omega} \hat{\alpha}}{3\Delta s g} \left[ \sqrt{\left(2gH_o + \Omega_1^2 R^2 + 2gh\right)^3} + \sqrt{\left(2gH_o + \Omega_1^2 R^2\right)^3} \right]$$

В ряді випадків величиною  $h$  у рівнянні (5.4) можна зневажити внаслідок її незначущості в порівнянні з величиною  $\Omega_1^2 r^2$ . Це дозволяє одержати більш просте рівняння для наближеного визначення продуктивності конічного гранулятора або розподільника рідини при  $H_o = 0$

$$Q = \frac{2\pi \mu f \hat{\omega} \hat{\alpha}}{\Delta s \sin \alpha} \frac{\Omega_1}{R_1} \int_{R_1}^{R_2} r^2 dr = \frac{2\pi \mu L \Omega_1}{3\Delta s} \left( R_1^2 + R_1 R_2 + R_2^2 \right) \quad (5.7)$$

При розрахунку продуктивності циліндричного гранулятора в рівнянні (5.7) варто прийняти  $R_1 = R_2 = R$ . Відстань  $t$  між розмічальними лініями, які необхідні

для виготовлення гранулятора, знаходиться з рівнянь (5.6) і (5.7), з огляду на те, що  $\Delta s = t^2$  при розмітці отворів витікання по кутах квадрата і  $\Delta s = 2t^2 \operatorname{tg} 30^\circ$  при розмітці отворів по кутах рівностороннього трикутника.

Геометричні розміри секційного гранулятора визначають з умов розрахунку траєкторії. При цьому вектор початкової швидкості краплі знаходиться як векторна сума відносної швидкості витікання плаву й окружної швидкості зовнішньої поверхні гранулятора в місці розташування отворів витікання

$$\vec{v}_{\text{в}} = \vec{v}_{\text{в}} + \vec{v}_{\text{о}} \quad (5.8)$$

Приведений наближений метод розрахунку продуктивності відцентрових грануляторів, відносна погрішність якого складає приблизно 2%. Слід зазначити, що рівняння

$$Q = \mu \frac{f \hat{\omega} \hat{a}}{\Delta s} \iint_s v ds \quad (5.9)$$

може бути використане для розрахунку продуктивності перфорованої оболонки будь-якої форми. У рівнянні (5.9)  $v$  – швидкість витікання в області розглянутого елемента поверхні  $ds$ .

## 5.4 Відцентрові гранулятори плавів

### 5.4.1 Лопатеві відцентрові гранулятори

Відцентрові гранулятори найкраще відповідають вимогам для грануляції плавів, що містять суспензії і для плавів складних добрив. Основними труднощами при гранулюванні плавів, що містять суспензії, є часті забивання отворів твердими частками. Відфільтрувати частки суспензії, що закупорюють отвори витікання, в ряді випадків не можливо, тому що ці частки суспензії є або складовою частиною добрива, або їх вводять у плав для зменшення злежуваності.

Для таких плавів необхідні конструкції грануляторів, в яких створений гідродинамічний режим, що сприяє виходу часток домішок через отвори витікання. При цьому бажано, щоб розмір отворів витікання був максимальним і в

той же час забезпечував одержання досить рівномірних гранул заданого розміру.

В приведеному раніше рівнянню для визначення коефіцієнта стиску струменя рідини при витіканні з отворів оболонки

$$\varepsilon = \frac{\delta(\alpha_2 + \xi)}{2\delta + \rho v_{\hat{a}^3\hat{u}}^2 \alpha_1} \quad (5.10)$$

Розмір одержуваних крапель може бути знайдений по рівнянню (3.15).

Швидкість, що  $v_{\hat{a}^3\hat{u}}$  при цьому може мати значну величину.

Якщо висота  $H$  такого гранулятора буде менше висоти напору, створюваного плавом що обертається, то всі отвори гранулятора будуть працювати на стійкому режимі витікання. Такий гранулятор може мати досить великі отвори витікання, що забезпечують одержання гранул заданого розміру.

Так як в грануляторах для гранулювання плавів, що містять суспензії, кутова швидкість плаву не дорівнює кутовій швидкості обертання перфорованої оболонки, не можна використовувати рівняння (5.5) і (5.6) для розрахунку його продуктивності.

Наближене рівняння, що дозволяє з достатньою точністю розраховувати продуктивність описаних грануляторів можна отримати з огляду на те, що гранулятори працюють при великих значеннях  $Re$  і можна зневажити збільшення моменту імпульсу плаву в зазорі 1 (рис. 5.3) між лопатнями і перфорованою оболонкою.

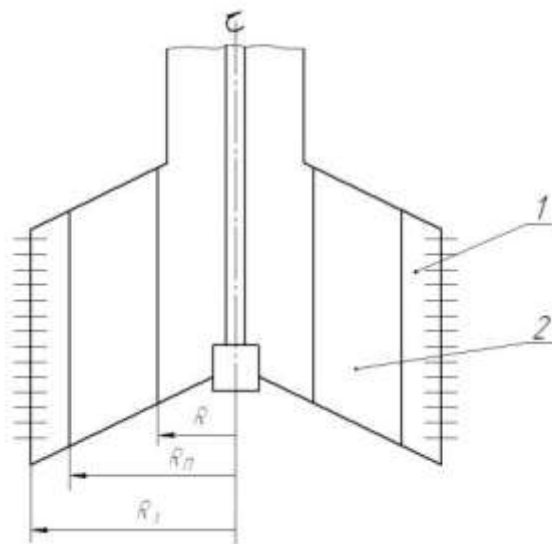


Рисунок 5.3 – Схема лопатевого гранулятора

Плав буде стікати з лопатнів 2, маючи момент імпульсу  $G\Omega_1 R_{\xi}^2$ . З огляду на нестисливість рідини і прийняту умова збереження моменту імпульсу, можна знайти значення кутової швидкості рідини для будь-якого радіуса  $r$  в зазорі 1:

$$\omega = \frac{\Omega_1 R_{\xi}^2}{r}; \quad R_1 > r > R_{\pi} \quad (5.11)$$

Складовою відцентрового тиску, що виникає в результаті обертання рідини в зазорі 1, буде:

$$\delta_2 = \int_{R_{\xi}}^{R_1} \rho \omega^2 r dr = \int_{R_{\xi}}^{R_1} \Omega_1^2 R_{\xi}^2 \rho \ln \frac{R_1}{R_{\xi}} \quad (5.12)$$

Загальний тиск, створюваний обертовою рідиною,

$$\delta_2 = \delta_1 + \delta_2 = \Omega_1^2 R_{\xi}^2 \rho \ln \frac{R_1}{R_{\xi}} + \frac{\rho \Omega_1^2}{2} (R_{\xi}^2 - R^2) \quad (5.13)$$

Коли висота оболонки гранулятора мала, з достатньою точністю, як це прийнято для центрифуг, можна зневажити силою ваги і прийняти, що вільна поверхня рідини в грануляторі з радіальними лопатнями має циліндричну форму радіусом  $R$ . Тоді максимальна продуктивність циліндричного гранулятора при  $\alpha_1 = \alpha_2 = 1$ ,  $\xi = 0$  з урахуванням рівнянь (2.75) і (5.13) буде

$$Q_{max} = \frac{k f \hat{\rho} \hat{a} p}{\rho \sqrt{v_{\hat{a}^3 \hat{u}}^2 + \frac{2 \delta}{\rho}}} \quad (5.14)$$

З умови збереження моменту імпульсу

$$v_{\hat{a}^3 \hat{u}}^2 = \Omega_1^2 \left( R_1 - \frac{R_{\xi}^2}{R_1} \right)$$

Для масової продуктивності рівняння (5.14) прийме наступний вигляд

$$G = \frac{k f \hat{\rho} \hat{a} p}{\sqrt{v_{\hat{a}^3 \hat{u}}^2 + \frac{2 \delta}{\rho}}} \quad (5.15)$$

#### 5.4.2 Відцентрові гранулятори вихрового типу

Рівняння (2.73) і (2.75) для коефіцієнта стиску струменя і розходу через отвір витікання не зміняться також у випадку, коли перфорована оболонка буде нерухомою, а рідина всередині оболонки буде рухатися уздовж перфорованої поверхні з відносною швидкістю  $v_{\text{від}}$ .

З огляду на вплив коефіцієнта Кориоліса  $\alpha_1$  й  $\alpha_2$  і  $\xi$  на витрату, за допомогою узагальненого коефіцієнта  $C$  рівняння (2.75) можна привести до виду

$$Q = \frac{C \hat{\rho} p}{\rho \sqrt{v_{\hat{a}^3 \hat{u}}^2 + \frac{2 \delta}{\rho}}} = \frac{C \hat{\rho} gh}{\rho \sqrt{v_{\hat{a}^3 \hat{u}}^2 + 2gh}} \quad (5.16)$$

Значення величини  $C$  для малов'язкої рідини необхідно визначити експериментально, досліджуючи пропускну здатність  $q$  отворів витікання при різних значеннях  $v_{\hat{a}^3 \hat{u}}$ , напорі (або тиску  $p$ ), і діаметра  $d_0$  отворів витікання.

По результатам експериментів витрата  $q$  через отвір витікання добре апроксимуються рівнянням:

$$q = 1,6 \frac{gh \hat{\rho}}{\sqrt{v_{\hat{a}^3 \hat{u}}^2 + 2gh}} \quad (5.17)$$

Величина  $C$  в рівнянні (5.16) може бути прийнята рівною 1,6, а рівняння (5.17) можна використовувати при оцінних і технічних розрахунках.

Використання закономірностей, описуваних рівняннями (2.73) і (5.17), дозволяє створити високоефективні вихрові розпилювачі для рідин і гранулятори плаву. Особливістю таких розпилювачів є те, що за допомогою лопатків, що розкручують рідину, або внаслідок її тангенціального введення в перфорованій оболонці відбувається вихровий (обертальний) рух щодо нерухомих стінок цієї оболонки. Тоді, як випливає з рівняння (2.73), змінюючи значення  $p$  і  $v_{\text{від}}$ , можна в широких межах змінювати перетин струменів рідини, що витікає з отвору постійного діаметра. Тонкі струмені рідини можна одержувати при витіканні рідини з отворів значно більшого діаметра, чим у випадку, коли  $v_{\hat{a}^3 \hat{u}} = 0$ .

Це істотно підвищує надійність роботи розпилювача, дозволяє змінювати перетин струменів і, отже, розмір крапель (гранул) шляхом зміни величини  $v_{\text{від}}$ .

На рис. 1.6 і 1.7 показані основні конструкції вихрових грануляторів, створених з використанням рівняння (2.73). Продуктивність цих грануляторів можна розрахувати по рівнянню

$$Q = \frac{\rho \cdot \omega \cdot d^3}{4s} \iint_s v(r) ds \quad (5.18)$$

Головні переваги цих грануляторів – їх висока надійність в роботі, обумовлена зазначеними особливостями гідродинаміки, низький зміст дрібної і великої фракції гранул, ліквідація налипань при роботі в жарких умовах. Найбільші перспективи мають ці гранулятори для заводів, розташованих у південних районах країни, і для заводів, що застосовують добавки.

### 5.5 Розрахунок розмірів отворів витікання

Краплі плаву, що утворюються при розпаді струменів плаву в відцентровому грануляторі обумовлені статичною нестійкістю форми рідкого циліндра — струменя під дією сил поверхневого натягу і випадкових збурень. Розмір гранул може бути визначений по формулі (3.8). Для мало в'язких рідин довжина хвилі максимальної нестійкості  $\lambda_{max} = 4,51d$ , тому при розпаді струменів рідин з малою в'язкістю, наприклад води, розмір крапель по формулі (3.8),  $d_k = 1,89d = 1,89d_0 \cdot \sqrt{\varepsilon}$ .

В'язкість плаву азотних добрив, наприклад аміачної селітри, перед подачею на гранулятор ( $t \approx 170^\circ\text{C}$ ) більш ніж у 4 рази вище в'язкості води і складає  $4,78 \cdot 10^3 \text{ Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2$  /25/. Однак після витікання, ще до розпаду на краплі, струмінь плаву інтенсивно охолоджується, і в'язкість її підвищується в кілька разів. Очевидно, що довжина хвилі максимальної нестійкості і розмір одержуваних крапель плаву будуть залежати від в'язкості

$$\lambda_{max} = 13 \sqrt{\frac{\nu \cdot \rho \cdot d^3}{\sigma}} \quad (5.19)$$

Важко провести які-небудь виміри температури і в'язкості плаву в струмені, що виливається з отвору в оболонці на різних відстанях від отворів, щоб по формулі (5.19) розрахувати значення  $\lambda$ . Однак спостереження показують, що для плаву аміачної селітри, що розпорошується в башту при температурі на 4-10° С вище температури кристалізації, діаметр одержуваних гранул у 2,2-2,5 рази більше діаметра струменів, з яких вони утворюються. При розпаді струменів плаву аміачної селітри, температура якого близька до температури його кристалізації, розмір гранул може досягати трьох-чотирьох діаметрів струменя.

Якщо розпадається струмінь плаву, температура якого дорівнює температурі кристалізації або переохолоджений плав, то замість сферичних утворюються циліндричні частки.

З огляду на це розмір гранул може бути визначений по рівнянню:

$$d_{\hat{e}} = 2,5d_o \cdot \sqrt{\varepsilon_1}$$

де  $\varepsilon_1$  - відношення площі перетину струменя  $f_{cmp}$  в місці розпаду до площі отвору витікання  $f_{omv}$ . Тоді розмір отвору витікання

$$d_o = \frac{d_{\hat{e}}}{2,5 \cdot \sqrt{\varepsilon_1}} \quad (5.20)$$

Отже, величина  $\varepsilon_1$  визначається коефіцієнтом стиску струменя відповідно до рівняння (2.73) і додатковим стиском  $\varepsilon_2$  при русі струменя щодо обертової оболонки після витікання. Цей додатковий стиск тим більше, чим довша суцільна частина струменя від отвору витікання до місця розпаду.

На рис. 5.4 показані проекції ліній струму і траєкторій струменів плаву, що витікають з отворів перфорованої обертової оболонки. Швидкість витікання плаву з отворів перфорованої оболонки близька до окружної швидкості. Тому шлях, що проходить струмінь поблизу оболонки за час  $\Delta\tau$  між утворенням двох гранул, що витікають друг за другом, буде пропорційний довжині дуги "а", а шлях, що пройдений за час  $\Delta\tau$  (на лінії струму), у місці розпаду на краплі буде дорівнює довжині дуги  $b$ .



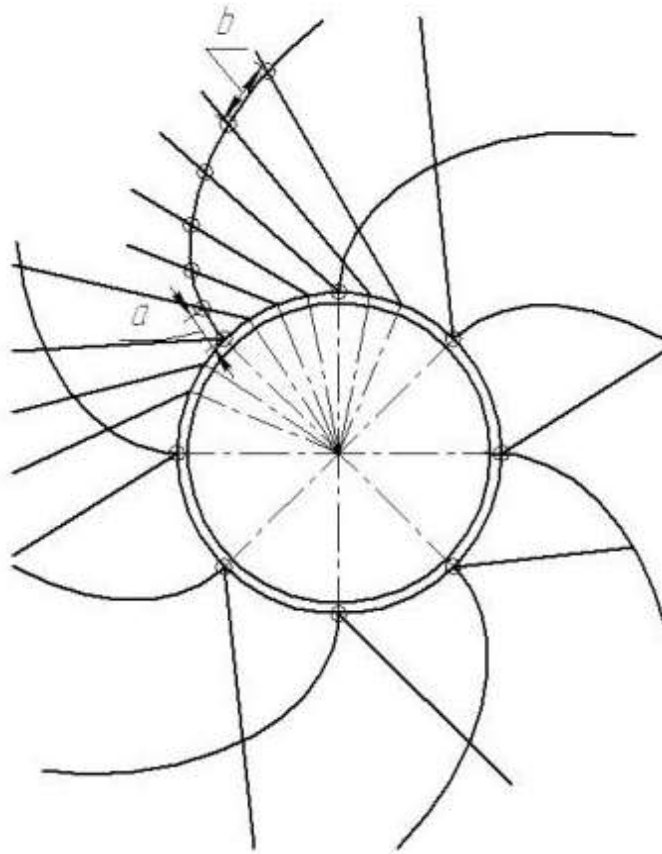


Рисунок 5.4 - Горизонтальні проекції ліній струму (спіралі) і траєкторії (прямі лінії) струменів рідини, що витікають з обертового розпилювача або гранулятора

Тому відношення перетину струменя через час  $\Delta\tau$  у місці її розпаду до перетину струменя на виході з отвору витікання буде

$$\varepsilon_2 = \sqrt{\frac{a}{b}} \quad (5.21)$$

Чим більше кінематична в'язкість плаву, тим більше час розпаду і довжина суцільної частини струменя. Таким чином, з урахуванням рівняння (5.21) діаметр отвору витікання в обертовому перфорованому грануляторі або розпилювача буде:

$$d_o = \frac{d_{\hat{e}}}{2,5 \cdot \sqrt{\varepsilon_2 \cdot \varepsilon}} \quad (5.22)$$

Величину  $\varepsilon$  можна визначити по формулі (2.73).

## 5.6 Розрахунок потужності привода відцентрових грануляторів

Отвори витікання відцентрового гранулятора розподіляють звичайно рівномірно і свердлять по нормалі до поверхні оболонки. У цьому випадку потужність на розпорошення рідини гранулятором будь-якої форми може бути визначена відповідно до закону збереження моменту імпульсу по рівнянню

$$N = \iint_s \frac{\rho \Omega_1^2}{\Delta s} q(r) r^2 ds \quad (5.23)$$

де

$\rho$  - щільність рідини, що розприскується;

$s$  - площа перфорованої поверхні;

$\Delta s$  - площа перфорованої поверхні гранулятора, віднесена до одного отвору витікання;

$q(r) = f_{\text{в}} \mu \nu_{\text{в}}(r)$  - об'ємна витрата одного отвору витікання, розташованого в області  $r$ ;

При конкретних розрахунках у рівняння (5.23) необхідно підставити значення  $q(r)$  і  $ds$ , що відповідають розглянутому випадкові. Так, наприклад, потужність для випадку розпорошення рідини циліндричним гранулятором з радіальними лопатями

$$q(r) = f_{\text{в}} \mu \sqrt{\Omega_1^2 r^2 + 2gh}, ds = 2\pi R_1 dh$$

буде

$$\begin{aligned} N_1 &= \frac{2\pi\rho\Omega_1^2 f_{\text{в}} \mu R_1^3 H}{\Delta s} \int_0^H \sqrt{\Omega_1^2 R_1^2 + 2gh} dh = \\ &= \frac{2}{3} \frac{\pi\rho\Omega_1^2 f_{\text{в}} \mu R_1^3}{\Delta s g} \sqrt{(\Omega_1^2 R_1^2 + 2gH)^3} \end{aligned} \quad (5.24)$$

Якщо впливом сили ваги на витрату рідини з отвору можна зневажити, то рівняння (5.24) спроститься

$$N_1 = \frac{2\pi\rho\Omega_1^3 R_1^4 f_{\text{в}} \mu}{\Delta s} \quad (5.25)$$

Рівняння (5.24) є точним. У такому написанні воно враховує гідравлічні втрати в середині розпилювача, які практично неможливо розрахувати і врахувати, якщо розрахунок потужності вести через залежність для кінетичної енергії рідини. Аналогічно з рівняння (5.23) можуть бути отримані формули для розрахунку потужності на розбризкування рідини конічним, сферичним або іншими розпилювачами.

Сумарна потужність  $N$  привода буде складатися зі знайденої потужності  $N_1$  на розпорошення, потужності  $N_2$  на створення нової поверхні (утворення струменів рідини), потужності  $N_3$  на тертя розпилювача при обертанні в навколишній середовищі, потужності  $N_4$  вентиляційних утрат, потужності  $N_5$ , що витрачаються в механізмах привода.

Складові потужності привода  $N_2 - N_5$  визначаються властивостями рідини, що розпорошується, і конструктивними особливостями розпилювача і можуть бути розраховані відомими методами. Для тихохідних грануляторів плаву потужностями  $N_2 - N_5$  можна зневажити.

## ВИСНОВКИ

1. Виконаний патентний пошук по сучасним напрямкам створення грануляційного обладнання та визначені найбільш перспективні конструкції грануляторів плаву азотних та комплексних добрив.

2. Розроблена математична модель руху плаву для відцентрових лопатевих та вихрових грануляторів з урахуванням впливу особливостей конструкції їх внутрішніх пристроїв на гідродинаміку руху.

3. Розглянуті можливості регулювання процесу розпаду течії за допомогою зовнішніх збурень, виявлені основні принципи конструктивних рішень накладення збурень.

4. Проведений аналіз конструкцій башт та їх характеристик з метою врахування індивідуальних особливостей конкретного типу башт та оптимізації робочої поверхні гранулятора (диспергатора) плаву.

5. Розглянуті принципи конструювання грануляторів та системи дроблення струменя рідини з урахуванням енергозберігаючих аспектів при створенні обладнання та проведена параметрична оптимізація процесу грануляції азотних добрив баштовим методом.

6. Створена методика інженерного розрахунку для відцентрових лопатевих та вихрових грануляторів.

7. Розроблені основні конструктивні рішення побудови дослідного зразка обладнання для грануляції азотних добрив з урахуванням енергозберігаючих аспектів.

## ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Энергоэффективность в химической промышленности. March Consulting Group. Европейская комиссия - 1999, 170 с.
2. Холин Б.Г., Кононенко Н.П. Некоторые аспекты развития азотной промышленности Украины. // Вісник Сум ДУ. – 2001 – № 9(30)-10(31) – С. 58-61.
3. Холин Б.Г., Кирный Л.Г., Кононенко Н.П. Основные направления исследований и внедрения в производство грануляционного и массообменного оборудования // Вісник Сум ДУ. – 2001 – № 9(30)-10(31) – С. 10-16.
4. Холин Б.Г. Центробежные и вибрационные грануляторы плавов и распылители жидкости. М., Машиностроение, 1977, 182 с.
5. Казакова Е.А. Гранулирование и охлаждение азотосодержащих удобрений. М., «Химия», 1980, 288с.
6. Осіпов В.А., Кононенко М.П., Хібарна Л.О., Грищенко Л.Ю. Обладнання для грануляції плавів азотних та комплексних добрив. Звіт про патентні дослідження, СумДУ, 2007, 77с.
7. <http://niik.ru/>
8. Склабинский В.И. Расчет гидродинамики вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата // Экотехнологии и ресурсосбережение. 1998. № 4. С.52-55.
9. Склабінський В.І. Вплив гідродинамічних параметрів вихрового газового потоку на роботу вихрового розпилювального протитечієного масообмінного апарата // Вісник Сум ДУ. - 2000. - №. 15. – С. 46 - 51.
10. Кочин Н.Е., Кибель И.А., Розе Н.В. Теоретическая гидромеханика. ч.1, 2 М., Гостехиздат, 1948, с.535-613.
11. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. М., Наука, 1973, 845 с.
12. Асеев В.И., Хан В.С., Кириченко Э.А., Петраченков А.Х. Теоретические основы работы и интенсификации грануляционных башен. Тула, Приокское книжное изд. – 1969, с.272.

13. Хохлов С.Ф. Расчет гранулятора аммиачной селитры. – В кн. Труды Днепропетровского химико-технологического института. Вып. 10, 1960, с.61.
14. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1971, - 784 с.
15. Релей Д. Теория звука. М., Изд. Техничко-теоретической литературы. 1955, т.1, 503 с., т.2. 475 с.
16. Basset A.V. Waves and jets in a viscous liquid.- “Amer. Journal of Mathematics”, 1894, XVI, 93-110.
17. Гелейн А. Распад струи жидкости. – В кн.: Двигатели внутреннего сгорания. М., ОНТИ НКТП СССР, 1936, т.1 с.16.
18. Блинов В.И. О дисперсности механически распыленной воды. М., ВТИ, 1931, 211 с.
19. Блинов В.И., Файнберг Е.Л. О пульсации струи и разрывы ее на капли. – ЖТФ, т.3, вып.5.
20. Ульєв Л.М. Ламінарні течії в соусних конічних каналах: Монографія в 2-х т.; Під ред.. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Т. 1. – Харків: НТУ «ХП», 2006 .- 660 с. – Рос.мовою
21. Пасенков М.С. О влиянии турбулентности жидкой струи на ее распыление. – ЖТФ, 1951, т.21, вып.2, с.160-166.
22. Kurabayasi T. Atomization of liquids by means of a rotating nozzle.- “1-st report. Experimental analysis of the mechanism of atomization. 2-nd report. Effect of liquil jets. – “Trans. Japan Soc. Mech. Tngrs”, 1960, vol.25, № 160, 1252-1273.
23. Трошкин О.А., Плановский А.А., Макаров Ю.И. Распад струи жидкости, вытекающей из отверстия в стенке вращающегося цилиндра. – ТОХТ, т.6, № 4, с.640-643.
24. Бухман С.В. Экспериментальные исследования распада капель. – Вестник АН Казахской ССР, 1954, № 1, с.38-43.
25. Волынский М.С. О дроблении капель в потоке воздуха. – ДАН СССР, 1948, т.52, № 3, с.263.

26. Клячко А.Л. К теории дробления капли потоком газа. – Инженерный журнал, 1963, т.3, № 3, с.554-557.
27. Ластовцев А.М. Уравнение дробления жидкости вращающимися распылителями. - Труды МИХП, 1957, т.30, с.45.
28. Розенбаум Р.Б., Годес О.М. - ДАН СССР, 1957, т. 115, № 3, с.504.
29. Жуковский Н.Е. Теоретическая механика. М., Изд-во Техн. -теорет. лит., 1952. 811 с.
30. Асеев В.И. и др. - Теорет. основы работы и интенсификации грануляционных башен. Тула, Приокское кн. изд-во, 1969. 270 с.
31. Иванов А.Б. Канд.дисс. М., ГИАП, 1975.
32. Иванов М.Е., Иванов А.Б., Линдин В.М. - Теорет. основы хим. технол., 1969, т.3, № 5, с.800.
33. Иванов М.Е., Иванов А.Б. - Инж.- физ. журн., 1975, т.28, № 1, с.119.
34. Бахтин Л.А., Бедняков А.И., Вагин А.А. - Теорет. основы хим. технол., 1973, т.7, № 1, с 43.
35. Lapple C.E., Shepherd C.B. - Ind. Eng. Chem., 1940, v.32, № 5, p.605.
36. Rowe R.N., Claxton R.T., Lewis Y.B. - Trans. Inst. Chem. Eng., 1965, v.43, № 1, p.14.
37. Горбис З.Р. Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков. М., Энергия, 1970. 423 с.
38. Frossling N. - Gerl. Beitr. Geophys., 1938. Bd. 52 (1/2). S. 170.
39. Tao L.C. - AIChE J., 1967, v.13, № 1, p.165.
40. Бухман С.В. Экспериментальные исследования распада капель. – Вестник АН Казахской ССР, 1954, № 1, с.38-43.
41. Волынский М.С. О дроблении капель в потоке воздуха. – ДАН СССР, 1948, т.52, № 3, с.263.