

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
"КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ"

Я.М. Корнієнко, Р.В.Сачок

**ПРОЦЕСИ ПЕРЕНОСУ
В ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМАХ
Навчальний посібник**

КИЇВ 2011

УДК 628.5:66.002.9

ББК 32.965н73

X89

*Гриф надано Методичною радою НТУУ
„КПІ”
свідоцтво № Е 11/12-010
(Протокол № 1 від «22» вересня 2011 р.)*

Рецензенти: *Б. К. Ільєнко* (Інститут газу НАН України)

Ю. Ф. Снєжкін (ІТТФ НАН України)

Редактор: *А. Р. Степанюк*

Корнієнко Я. М., Сачок Р. В.

X89 **Процеси переносу в дисперсних системах : Навч. посіб. [Електронне видання]. 132 с.: іл.**

ISBN 000-00-000-0

Викладено фізичні та математичні моделі створення багат шарових гуміново-мінеральних твердих композитів.

Для студентів спеціальності "Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів".

УДК 628.5:66.002.9

ББК 32.965н73

ISBN 000-00-000-0

© Я.М. Корнієнко, Р.В. Сачок

ВСТУП.....	4
1 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ ЗНЕВОДНЕННЯ ТА ГРАНУЛЯЦІЇ У КИПЛЯЧОМУ ШАРІ.....	6
1.1 Основні способи застосування	6
1.2 Переробка сульфатів натрію і калію	8
2 ГІДРОДИНАМІКА ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ.....	15
2.1 Характеристика дисперсних матеріалів	15
2.2 Гідродинаміка шару.....	20
2.3 Фізичні основи процесів переносу в дисперсних системах	26
2.4 Математичні моделі процесів зневоднення та грануляції у псевдозрідженому шарі.....	31
2.5 Обладнання для виробництва гранульованих органічно-мінеральних добрив	35
3 ПЕРЕРОБКА РІДКИХ ВІДХОДІВ ВИРОБНИЦТВА КАПРОЛАКТАМУ.....	48
3.1 Утворення та переробка розчинів сульфату амонію	48
3.3 Властивості сульфату амонію та його розчинів	56
3.4 Застосування сульфату амонію.....	60
4 ФІЗИЧНЕ ТА МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТИВ З РІДКИХ СИСТЕМ.....	61
4.1 Фізична модель процесу	61
4.2 Математична модель процесу теплообміну у псевдозрідженому шарі.....	63
4.3 Методика проведення експериментальних досліджень	76
4.4 Опис дослідної установки	80
4.5 Організація процесу зневоднення рідких систем у грануляторі.....	83
4.6 Методика визначення температурного поля в апараті.....	85
5 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ.....	87
5.1 Дослідження геометрії факелу розпилю диспергаторів	87
5.2 Дослідження температурного поля в апараті з псевдозрідженим шаром	95
6 ПЕРЕВІРКА АДЕКВАТНОСТІ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ.....	106
7. ТЕОРЕТИЧНІ ЗАСАДИ АДГЕЗІЙНО-СОРБЦІЙНОГО СПОСОБУ ЗНЕВОДНЕННЯ І ГРАНУЛЯЦІЇ РІДКИХ КОМПОЗИТНИХ СИСТЕМ.....	109
8 УЗАГАЛЬНЕНА МОДЕЛЬ БАГАТОФАКТОРНИХ ПРОЦЕСІВ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТИВ В АПАРАТАХ З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ.....	115
8.1 Основні підходи щодо створення моделі.....	115
8.2 Математична модель безперервного процесу гранулоутворення	118
8.3 Узагальнена модель процесу гранулоутворення в дисперсних системах	122
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ.....	129

ВСТУП

В сучасних умовах фахівці всіх ОКР "бакалавр", "спеціаліст" та "магістр" інженерного спрямування повинні творчо підходити до вирішення технічних проблем, користуючись засадами сталого розвитку.

В першу чергу це стосується фахівців, які готуються за спеціальністю "Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів".

Тобто, за результатами критичного аналізу існуючих способів реалізації того чи іншого процесу та особливостей їх апаратного оформлення визначаються принципи та методи щодо усунення існуючих недоліків.

Набуття таких умінь, знань і навичок формується у студентів в процесі вивчення дисципліни "Основні процеси та апарати хімічних і нафтопереробних виробництв -2,3 (гідромеханічні та масообмінні процеси)".

В початковому посібнику за результатами наукових досліджень наведено приклад застосування техніки псевдозрідження як ефективного способу для зневоднення і грануляції побічних розчинів сульфату амонію виробництва капролактаму.

При цьому запропоновано спосіб реалізації, згідно якому суміщується низка технологічних стадій в одному апараті та відбувається одержання органо-мінеральних гранульованих добрив нового покоління з новими унікальними якісними характеристиками.

Сформульована фізична модель утворення твердих органо-мінеральних композитів з пошаровою структурою, хімічний склад яких визначається агрокліматичними умовами їх застосування з метою збереження екологічної рівноваги.

Запропоновані математичні моделі багатofакторних процесів, які описують процес гранулоутворення з рідких гомо- та гетерогенних систем.

Наведено результати експериментальних досліджень, які підтверджують адекватність фізичної і математичних моделей.

За результатами проведених досліджень розроблені конструктивні технічні рішення основних вузлів гранулятора з псевдозрідженим шаром.

Таким чином, в навчальному посібнику наведено приклад вирішення проблеми утилізації промислових відходів через застосування енергоефективного способу та одержання нового покоління органо-мінеральних добрив, необхідного для збереження родючості ґрунтів.

Запропоновано нові критерії оцінки процесу, які набувають максимальних значень при вдалому поєднанні процесів тепло- масообміну при взаємодії газового теплоносія з твердими частинками, на поверхні яких формується надтонка плівка робочого композитного розчину з наступним утворенням мікрошару мікрочастин мінеральної речовини, на поверхні яких осаджуються колоїдні частинки органічних речовин.

При багатократному повторенні циклу утворюється каркас з кристалічної речовини, в порах якого розташовані речовини органічного походження.

Завдяки такій організації процесу досягається рівномірність розподілення компонентів по всьому об'єму гранули, вміст яких знаходиться від 1 до 20%.

Цей посібник дозволить студентам ОКР "бакалавр" краще зрозуміти сутність та умови проведення процесів гранулоутворення кристалічно-аморфних структур і розробити алгоритм розрахунку апарата. Студентам ОКР "спеціаліст" та "магістр" відповідно сприятиме створенню нових технічних рішень і методів проведення аналітичних та експериментальних досліджень для підвищення ефективності процесу.

1 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ ЗНЕВОДНЕННЯ ТА ГРАНУЛЯЦІЇ У КИПЛЯЧОМУ ШАРІ

1.1 Основні способи застосування

Використання методу киплячого шару (КШ) з метою зневоднення суспензій, розчинів та деяких кристалогідратів має такі переваги [1]:

- заміна багатостадійного процесу одностадійним;
- можливість отримання гранульованого матеріалу;
- зменшення витрат палива та більш глибоке використання температурного потенціалу;
- багатократне зменшення матеріалоемності;
- зниження вартості обладнання;
- зменшення виробничих площ;
- можливість повної автоматизації технологічного процесу.

Класична схема зневоднення складається з наступних стадій:

- випарювання в одно- або багатокорпусних випарних апаратах, а також апаратах зануреного згоряння;
- згущення кристалічної пульпи;
- фільтрації або центрифугування;
- сушки осаду.

Якщо продукт необхідно одержати у гранульованому вигляді додатково використовується той або інший технічний спосіб грануляції з відповідним апаратним обладнанням.

Застосування КШ дозволяє здійснити практично всі зазначені вище стадії в одному апараті, який разом з системою насосів, вентиляторів, ежекційних установок, запірною та регулюючою арматурою утворює технологічну лінію.

Залежно від показників випарювання ефективність одностадійного зневоднення в КШ за рахунок зменшення капітальних та експлуатаційних витрат становила 1–2 млн. крб (у цінах 1989 року) на кожні 100 000 тонн річної продукції [1].

Найбільший ефект для великотоннажних виробництв досягається заміною стандартних сушарок (у першу чергу барабанних) на апарати КШ. Ефективність визначається скороченням витрат палива, багатократним зменшенням металоємності та вартості апаратів.

Зменшення витрат палива зумовлено значним скороченням теплових втрат і глибшим використанням температурного потенціалу теплоносія. Теплові втрати від стінок апаратів КШ обмежуються самою зоною КШ, висота якого звичайно становить 1,0–1,5 м, а температура – 120–150 °С. Завдяки теплоізоляції втрати становлять 3–5 %.

У барабанних сушарках теплота втрачається всім барабаном, довжина якого звичайно складає від 16 до 25 м, а температура нетеплоізованих стінок

змінюється відповідно до зміни температури теплоносія від початкової до кінцевої. Крім того, в процесі видалення вологи інтенсивність сушіння у барабанних сушарках зменшується, внаслідок чого з метою досягнення малого вмісту вологи в продукті на кінці барабана сушарки необхідно підтримувати температуру газу вищою, ніж температура матеріалу (інколи на 100–150 °С). Термічний коефіцієнт корисної дії процесу при цьому зменшується.

У апаратах КШ глибоке сушіння відбувається за однакових температур газу та матеріалу. Ця особливість процесу забезпечує додаткове зменшення питомих витрат палива.

У табл. 1.1 подано порівняльні показники процесу сушіння неорганічних продуктів у апараті КШ та в барабанних апаратах максимальної продуктивності.

Враховуючи, що середня витрата палива в апаратах КШ на 35–45 % нижча, ніж у барабанних сушарках, перехід на технологію КШ в умовах середньо- та великотоннажного (10^6 – 10^7 т/рік) виробництв забезпечить суттєве покращання загального балансу витрат палива.

Максимальні одиничні продуктивності установок КШ в 1,2–1,5 рази перевищують відповідний показник для барабанних сушарок. При зневодненні розчинів кількість випареної в установках КШ вологи сягає 14–15 т/год.

Таблиця 1.1 — Показники сушіння солей на великотоннажних установках КШ та барабанних сушарках.

Показник	Апарат КШ з площею решітки 8–10 м ²	Барабанна сушарка діаметром 3,5 м та довжиною 22 м
Продуктивність за випареною вологою, т/год	8–10	5–7
Продуктивність за продуктом, т/год	120–130	80–100
Маса металевих деталей, т	25–26	220
Витрата мазуту на тонну випареної вологи, кг	130–150	200–240
Витрата повітря на тонну випареної вологи, приведена до нормальних умов, м ³	4 500–5 500	6 200–7 500

Поряд із зменшенням витрати палива, використання апаратів КШ забезпечує багатократне зменшення металоємності. Як можна побачити з табл. 1.1, маса металевих деталей апарата КШ приблизно вдесятеро менша за масу металевих деталей барабанної сушарки.

Оскільки апарати КШ прості у виготовленні, вартість установки продуктивністю 14–15 т/год за випареною вологою складає 70–100 тис. крб (у цінах 1989 року). Розподіл витрат за складовими наведено в табл. 1.2.

Дані табл. 1.2 свідчать, що вартість власне апарата КШ становить тільки 7 % від вартості всієї установки КШ. Застосування КШ з метою зневоднення розчинів та суспензій.

Таблиця 1.2 — Розподіл витрат за складовими установки КШ

Обладнання	Вартість, % від вартості всієї установки
Апарат КШ	7
Топка	5
Вентилятори та газодувки	12
Циклони	20
Апарат мокрої очистки газів	12
Насоси та ємкості	3
Засоби контролю та автоматичного регулювання	41

Зневоднювання відбувається за рахунок випарювання, кристалізації, сушки.

Пряме зневоднення розчинів у КШ вперше у світовій практиці було впроваджено у СРСР у 60-і роки при виробництві сульфату цинку (цинковий купорос). [1]

Розчин $ZnSO_4$ утворювався після обробки сірчаною кислотою відходів, що містили цинк. Одержаний розчин випарювали у трубчастих випарниках до концентрації 31–35 % і далі кристалізували у барабанному кристалізаторі з виділенням семиводного сульфату цинку ($ZnSO_4 \cdot 7H_2O$). Товарний продукт з масовим вмістом вологи 35–37 % відвантажували споживачам.

Після переходу від випарювання та зневоднення у КШ за одну стадію одержали гранульований продукт із вмістом вологи 5–7 % ($ZnSO_4 \cdot H_2O$). Крім того, звільнилися від турбот з ремонтом випарників, строк служби трубчатки яких не перевищував одного року. Зневоднення розчину цинкового купоросу в киплячому шарі впроваджена практично на всіх виробництвах цього продукту.

1.2 Переробка сульфатів натрію і калію

Необхідність переробки стоків сульфатів натрію і калію виникає у виробництві барвників, силікагелю, синтетичних жирних кислот (СЖК) тощо.

При зневодненні сульфатних стоків одержують гранульований сульфат натрію з 6–7 % органічних домішок. Особливістю процесу є необхідність подавати в КШ розчин з масовою концентрацією 21–22 % (інакше знижується ступінь грануляції). З метою підвищення концентрації розчин випарюють у випарнику або під час промивки заплених газів у режимі випарювання.

Для реалізації комплексного виробництва СЖК та гранулювання сульфату калію з розчинів розроблено метод стимулювання гравітаційної шляхом введення в розчин домішок P_2O_5 у вигляді дегідрофосфату калія. З наступною обробкою розчину розчином КОН до $p^H=4,5-5,5$. Оптимальна кількість фосфорної кислоти становить в перерахунку на сухий продукт не більше 2-2,5 % P_2O_5 . Вихід гранул фракції 1мм становить 95-97 %.

Із введенням P_2O_5 зменшився винос пилу та зростає міцності гранул. При вмісті 0,5 % P_2O_5 винос пилу 50 %, міцність гранул 1 МПа, при вмісті 2,5 % винос пилу був 3-5 %, а міцність 2-2,5 МПа [2].

Кристалізація солі з розчину у псевдозрідженому шарі відбувається за рахунок переохолодження розчину [2,3]. Фірмою “Continental Engeneering” використовується кристалізатор для одержання кристалів сульфату амонію. Розміри апарату становлять: діаметр 5,2м висота 6 м.

Технологічні показники кристалізаційної установки:

Продуктивність по солі	6125 кг/год
Середній розмір кристалів	25 мм
Кількість розчину що циркулює	2600 м ³ /год
Переохолодження	30 ⁰ С

Апарати з киплячим шаром застосовуєть для зневоднення розчинів природної соди озерних родовищ . При цьому отримують гранульований продукт з часточками від 0,5 до 3 мм.

Зневоднення суспензій реалізоване при переробці суспензій кремнефосфоритів на інертах. Апарат КШ забезпечував продуктивність по випареній воді 1800-2500 кг/(м² год) при відношенні рідини до твердої фази від 2-3 до 4-5

Підбір інерта з високою абразивністю та розмірами часток 2-3мм дозволяє зневоднити не тільки суспензії, але й самі розчини. Тверда фаза при цьому повністю здирається з інерту.

Метод та техніка киплячого шару широко застосовується для виготовлення мінеральних, та орґано мінеральних добрив. Добрива аба їх суміші у вигляді розчинів, суспензій, шламів спрямовуються в апарат киплячого шару, де відбувається утворення гранул шляхом кристалізації на поверхні часточок з одночасним випаровуванням вологи з поверхні гранул.

В таблиці 1.3 представлені показники роботи грануляторів з псевдозрідженим шаром.

Як бачимо із таблиці продуктивність грануляторів киплячого шару може становити 5000 кг на годину, а питома продуктивність по сухому продукту 2800 кг на годину з одного кв.метру газорозподільного пристрою. При цьому вологість готового продукту досягає 0,1% .

При цьому розмір гранул коливається в межах від 0,25 мм до 5 мм, що цілком відповідає вимогам, які ставляться сільсько-господарськими виробниками до гранульованих добрив.

Таблиця 1.3 — Показники роботи грануляторів з псевдозрідженим шаром [4]

Найменування продукту	Характеристики гранулятора	Температура, °С			Швидкість зріджуючого агента м/с	Концентрація на вході в апарат %	Продуктивність кг/год	Питома продуктивність			Вологість продукту %	Розмір гранул мм
		зріджуючого агента	розпилюючого агента	псевдозрідженого шару				по сухому продукту кг/м ² *Г	по волозі кг/м ² *Г	по волозі кг/м ³ *Г		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
СОДА	F=4 м ² , D=2,3 м	650-750	—	120-140	2,8	70	2500	625	1800	—	—	—
СУЛЬФАТ НАТРІЮ	F=6 м ² , D=2,8 м	650-700	—	120-140	2,5-2,7	—	4500-5000	750-830	—	—	—	—
	F=4 м ² , D=2,3 м	700-750	—	120-140	2,5	75	2400	600	1800	—	—	—
СУЛЬФАТ АМОНІЮ	F=3,8 м ² , 1,5 м x 2,5 м	110	600	—	—	60	4000	1070	1850	—	—	—
	F=0,3 м ² , 0,4 м x 0,8 м	120-150	730-800	100	1,0	60-70	—	—	1250-1430	—	0,1 - 0,3	0,5 - 5,0
	F=0,95 м ²	270	—	71 - 93	0,3	72	4,5-5,7	70	—	—	—	—
СУЛЬФАТ ЦИНКУ	F=0,95 м ² , D=1,1 м	950	—	130-140	2,9	65 - 70	1180	1240	2700-2900	—	—	1 - 4
АЗОТНО-КИСЛИЙ КАЛЬЦІЙ 1	F=2,7 м ² , D=1,9 м	350	—	150	—	12	3572	1330	182	—	—	—
	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
	F=0,5 м ² , D=0,8 м	130	700	—	2,0-2,5	50	200	400	400	50	0,4 - 0,6	1 - 4
ХЛОРИСТИЙ КАЛЬЦІЙ	F=0,39 м ²	520	—	180	12,9	65	1100	2800	520	180	2	—
ТІОСУЛЬФАТНІ СОЛІ	F=0,02 м ² , 0,1 м x 0,2 м	350-450	—	120-139	0,7-0,8	40-80	До 2	40 - 110	75 - 150	—	—	—

	F=1,3 м ²	250	—	150	2,5	35-45	900	690	460	—	—	—	
БІХРОМАТ НАТРІЮ	F=0,5 м ²	360-375	50-70	250	3,0-5,0	—	263	1315	—	—	—	3 - 5	
ХЛОРИСТИЙ МАГНІЙ	F=0,5 м ² , D=0,8 м	800	900	—	2,0-2,5	70	750	1500	3500	150	0	1 - 4	
ЇДКИЙ НАТР	F=0,32 м ²	280	—	150-160	2,0	60	90	280	420	—	—	0,9	
	F=0,16 м ² , D=0,45 м	30	—	0,9	0,9	0	91	570	—	—	—	—	
		283	—	251	2,9	65	0,057	—	—	—	—	2 - 3	
НІТРАТНО-ФОСФАТНІ СОЛІ	F=0,44 м ²	440	20-500	350	1,0	25	123	275	92	—	—	1,1	
ЦІАНІСТИЙ НАТРІЙ	F=0,07 м ² , D=0,3 м	132	—	90	1,9	67	4,5	64	—	—	—	—	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
ФЛЮОРИТОВИЙ КОНЦЕНТРАТ	F=0,03 м ²	415-1145	—	100-160	1,3-3,1	60-70	9-39	300-1300	500-2500	—	0,02-0,18	0,65	
СІРЧАНОКИСЛИЙ МАРГАНЕЦЬ	F=0,004 м ²	660	—	140	19,6	76	0,126	31,6	100	171	11,5	1 - 2	
ТРИХЛОРАЦЕТАТ НАТРІЮ	F=0,2 м ²	175	—	57-70	28,1	50-56	120	2260	160	80	3,3-4,5	3 - 4	
БАРВНИК ПРЯМИЙ ЧОРНИЙ	F=0,2 м ² , D=1,6 м	330-350	—	100-120	18-19	33	150-240	1000	110-180	—	2,2-4,0	0,4	
НАТРІЄВА СІЛЬ m-ДИСУЛЬФОКИСЛОТИ БЕНЗОЛУ	F=0,2 м ² , D=1,6 м	300	—	160	—	50	18	90	90	—	—	До 5	
ОРГАНІЧНІ ТА НЕОРГАНІЧНІ ПІГМЕНТИ	D=0,14 м	150-450	—	70-100	10-50	33-90	—	—	30 - 90	—	0 - 13	1 - 5	

ОРГАНІЧНІ БАРВНИКИ, ПРЯМІ, КИСЛІ, ЛАКИ	D=50 - 100 мм	100-200	—	60-150	5-70	44-84	—	—	10 - 210	—	0,9-0,15	1 - 5	
АМІАЧНА СЕЛІТРА	F=0,78 м ² , D=1,0 м	125	120	76	1,5	20	760	972	190	—	0,39	0,5 - 2	
1 СЕЧОВИНА	2 F=0,5 м ² , D=0,8 м	80	500	—	2,0-2,5	50	200	400	400	50	0,4 - 0,6	1 - 4	
		3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
		37	32	71	1,6	17	436	872	179	—	0,22	1 - 4	
		20	64	68	1,7	11	533	1066	132	—	0,30	1 - 4	
	F=0,32 м ²	120	—	60	2,0	30-40	192	600	323	—	—	0,1	
	F=0,02 м ² , D=0,15 м	100-170	—	60-110	1,5-2,5	16-19	3,4-16	250-900	—	—	0,1 - 0,2	—	
АМОФОС	F=7 м ² , D=3 м	170	750	105-110	1,8	40	1*10 ⁴	1430	915	—	0,5 - 0,8	1 - 4	
	F=0,78 м ² D=1 м	240	—	120	1,3	50	180	230	230	—	—	—	
		350	—	90	30-100	—	500	—	—	—	0,3	—	
	F=0,5 м ² D=0,8 м	160	700	—	2,0-2,5	50-23	225	450	450	50	1,0	1 - 4	
ДІАМОФОС	F=0,5 м ² D=0,8 м	95-120	700	—	2,0-2,5	30-50	240	480	450	50	0,5-1,5	1 - 4	
НІТРОФОСКА	F=0,61 м ² D=0,9 м	174	60	102	1,5	21,6	375	615	164	38	0,7	1 - 4	
	F=0,5 м ² D=0,8 м	150	650	—	2,0-2,5	25-30	360	720	240	40	0,5-0,7	1 - 4	
НІТРОФОС	F=0,5 м ² D=0,8 м	140	650	—	2,0-2,5	23-27	340	680	226	35	0,4-0,6	1 - 4	

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
КАРБОАМОФОСКА	F=0,36 м ² 0,6 м x 0,6 м	117	115	75	2,7	25	216	600	189	24	0,72	1 - 4	
	F=0,5 м ²	70	700	70-75	—	30-40	500	1000	430	—	0,5-1,0	1 - 4	
КАРБОАМОФОС	F=0,36 м ² 0,6 м x 0,6 м	120	120	83	2,7	18	355	986	128	16	0,86	1 - 4	
		132	115	76	2,4	31	280	780	203	25	0,87	1 - 4	
	F=0,08 м ² D=0,15 м	115-125	—	70-80	0,7-0,8	—	2-12	580	—	—	0,2-0,7	1 - 4	
СКЛАДНО-ЗМІШАНІ ДОБРИВА	F=0,013 м ² , D=0,13 м	85-130	120-150	55-100	1,2-2,2	10-30	3,1-7,3	240-560	35-240	—	0,2-3,0	1 - 4	
СКЛАДНІ НР — ДОБРИВА	F=0,018 м ² , D=0,15 м	110	—	70	1,5-2,0	—	4-10	280-570	—	—	0,2-0,8	3	
ФОСФАТИ КАЛІЮ	F=1 м ² , D=1,25 м	400-200	—	150-170	3,0-3,5	80-85	280	280	650-750	—	—	1 - 4	
	F=0,125 м ² , D=0,4 м	650-750	—	300-450	—	40-70	31	250	250	—	0	1 - 4	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
ХЛОРИСТИЙ КАЛІЙ	—	400-500	—	130-150	—	12	—	4220	575	—	0,1	0,25 - 5	
ПОЛІФОСФАТИ АМОНІЮ	F=0,36 м ² , 0,6 м x 0,6 м	28-52	22-160	39-64	2,2-2,9	0,5-0,8	75-125	208-348	—	—	0,5-0,8	1 - 4	
ПОДВІЙНИЙ СУПЕРФОСФАТ	F=0,14 м ² , D=0,42 м	450	—	120-130	1,7	50	70	500	500	—	—	1 - 4	

2 ГІДРОДИНАМІКА ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ

При проходженні газу або рідини через шар зернистого матеріалу відзначають три основних стани шару :

- щільний шар, частинки якого майже не змінюють відносно положення, відстань між частинками та об'єм шару лишають незмінними;

- зважений шар, окремим випадком якого є псевдозріджений (киплячий) шар, частинки знаходяться в русі, а відстань між ними і об'єм шару залежать від швидкості газового потоку ;

- пневмотранспорт, відбувається при підвищених швидкостях.

В основу гідродинамічних розрахунків псевдозрідженого шару, як дисперсної двофазної системи, покладено закони збереження імпульсу енергії, закони механіки. Рух газів (рідин) через шар зернистого матеріалу становить змішану задачу гідродинаміки.

2.1 Характеристика дисперсних матеріалів

Гідродинаміка киплячого шару в значній мірі залежить від властивостей твердого сипучого матеріалу : дисперсності, розмірів та форми частинок, гранулометричного складу, густини та структури.

2.1.1 Дисперсність частинок та коефіцієнт форми

Дисперсність - термодинамічна величина, що характеризує поверхню розділу твердої та газової фаз.

$$S = F / V ,$$

де F - поверхня твердого тіла, V - його об'єм.

Оскільки поверхня та об'єм дорівнюють

$$F = k_1 \cdot l^2, V = k_2 \cdot l^3, \text{ то } S = (k_1 \cdot l^2) / (k_2 \cdot l^3) = \Phi / l .$$

де $\Phi = k_1 / k_2$ - коефіцієнт форми тіла.

Для тіл ізометричної та канонічної форм коефіцієнт Φ легко обчислюється.

Для кулі та куба $\Phi = 6$. Для циліндрів та дисків з діаметром d та висотою h

$$S = (2/h) + (4/d), \text{ а } \Phi = (2d/h) + 4 ,$$

для тетраедра $\Phi = 14,7$, октаедра - $7,37$, додекаедра - $2,7$.

На практиці форма частинок відрізняється від ізометричної. В цьому випадку розмір частинок умовно замінюється діаметром сфери еквівалентної частинці по об'єму V .

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6 V}{\pi}}$$

Неправильність форми враховується через фактор форми, що характеризує відхилення реальної форми від сферичної. За фактор форми приймають :

- коефіцієнт сферичності

$$\varphi_s = \frac{F_{сф}}{F} = \frac{\pi d_e^2}{F} ,$$

- коефіцієнт несферичності

$$f = \frac{I}{\varphi_G} = \frac{F}{F_{сф}}$$

Останній також часто називають коефіцієнтом форми частинки. Завжди $0 < \varphi_s \leq 1$, $f \geq 1$, а для кулі $\varphi_s = f = 1$.

Через величини d_e та f знаходяться дисперсність сипучого матеріалу.

$$S = 6f/d_e.$$

Для частинок неправильної форми коефіцієнти φ_s та f знаходяться дослідним шляхом. В таблиці 2.1 подані величини коефіцієнтів сферичності та несферичності для деяких матеріалів [5,6].

Коефіцієнти сферичності φ_s та несферичності f .

Таблиця 2.1

Форма часточок, матеріал	φ_s	f
Округлі, без різких виступів (глина, шалют, річковий пісок, короткі циліндри та ін.)	0.83-0.86	1.16-1.2
Гострозернисті, шорсткі, продовгуваті (антрацит), подрібнене скло, вугільний пил природний	0.65	1.54
Пісок		
круглий	0.83	1.2
кутоватий	0.73	1.37
гострокутий	0.6	1.67
середнє значення для всіх типів	0.75	1.33
Активне вугілля d=1...2 мм	0.64	1.56
d= 1.5 мм	0.92	1.09
d= 1.5...4.5 мм	0.79	1.27
Сланець d= 2.5...11.2 мм	0.426	2.35
d= 34...62.5 мм	0.758	1.32
Кам'яне вугілля d=6...11.25 мм	0.536	1.87
Гравій d = 12...20 мм	0.68	1.47
d = 3.7 мм	0.725	1.38
Селікогель	0.18...0.33	3.03...5.56
Алюмоселікогель	0.25...0.55	1.82...4.0
Щебінь d=5...7 мм	0.54	1.85
d=25...30 мм	0.62	1.61

Коефіцієнт несферичності застосовують також для визначення динамічного коефіцієнта форми f_δ , визначається як відношення коефіцієнта лобового опору несферичної форми частинок до коефіцієнта лобового опору сферичної частинки з таким ж об'ємом [5]:

$$f_{\delta} = \left(0.843 \lg \frac{1}{0.065 f} \right)^{-1} \text{ при } Re_b < 0.2;$$

$$f_{\delta} = f^{0.9} \cdot Re_b^{0.15} \cdot \sqrt{f - 1} \text{ при } 0.2 < Re_b < 2 \cdot 10^3;$$

$$f_{\delta} = 1 + 11.6 \cdot (\sqrt{f} - 1) \text{ при } Re_b > 2 \cdot 10^3.$$

де $Re_b = \frac{W_b \cdot d}{\nu}$, W_b - відносна швидкість частинки і газу.

В процесі гранулювання розміри матеріалу змінюються, через збільшення величин гранул, а також протилежних процесів - подрібнення, стирання, тому дисперсність матеріалу в апараті можна визначити як середню між початковою S_0 та в кінцевою S_k .

$$\bar{S} = \frac{S_0 + S_k}{2}, \text{ якщо } \frac{S_0}{S_k} \leq 2$$

$$\bar{S} = \frac{S_0 - S_k}{\ln\left(\frac{S_0}{S_k}\right)}, \text{ якщо } \frac{S_0}{S_k} > 2$$

2.1.2 Густина дисперсного матеріалу

Визначення характеристик псевдозрідженого шару, та процесів тепло-масообміну потребує знання густини продуктів.

Розрізняють - густину твердої фази ρ_T в матеріалі, насипну густину ρ_n , густину частинок дисперсного матеріалу ρ_M , об'ємну густину ρ_V . Величина ρ_T - відношення сухої маси речовини до об'єму, що займає суха речовина

$$\rho_T = \frac{m_T}{V_T}$$

ρ_n - насипна густина, це густина вільно насипного шару дисперсного матеріалу

$$\rho_n = \frac{m_n}{V_n}$$

ρ_M - густина частинок дисперсного матеріалу визначається масою матеріалу в одиниці об'єму частинки

$$\rho_M = \frac{m_M}{V_M}$$

ρ_V - відношення маси твердої фази до об'єму матеріалу

$$\rho_V = \frac{m_T}{V_M}$$

Величини густин та об'ємів пов'язані з відносною пористістю частинок ε_M та пористістю нерухомого шару ε_0 . За допомогою цих параметрів встановлюється зв'язок між густинами дисперсних систем. Оскільки

$$\varepsilon_M = \frac{V_M - V_T}{V_M}$$

$$\varepsilon_0 = \frac{V_n - V_M}{V_n},$$

то використовуючи ці відношення можна записати

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_M}, \text{ або}$$

$$\rho_n = \rho_M (1 - \varepsilon_0).$$

Для більшості матеріалів ε_0 становить 0.4

$$\rho_V = \rho_T (1 - \varepsilon_M)$$

$$\rho_M = \rho_V (1 + C),$$

де C - вологість матеріалу

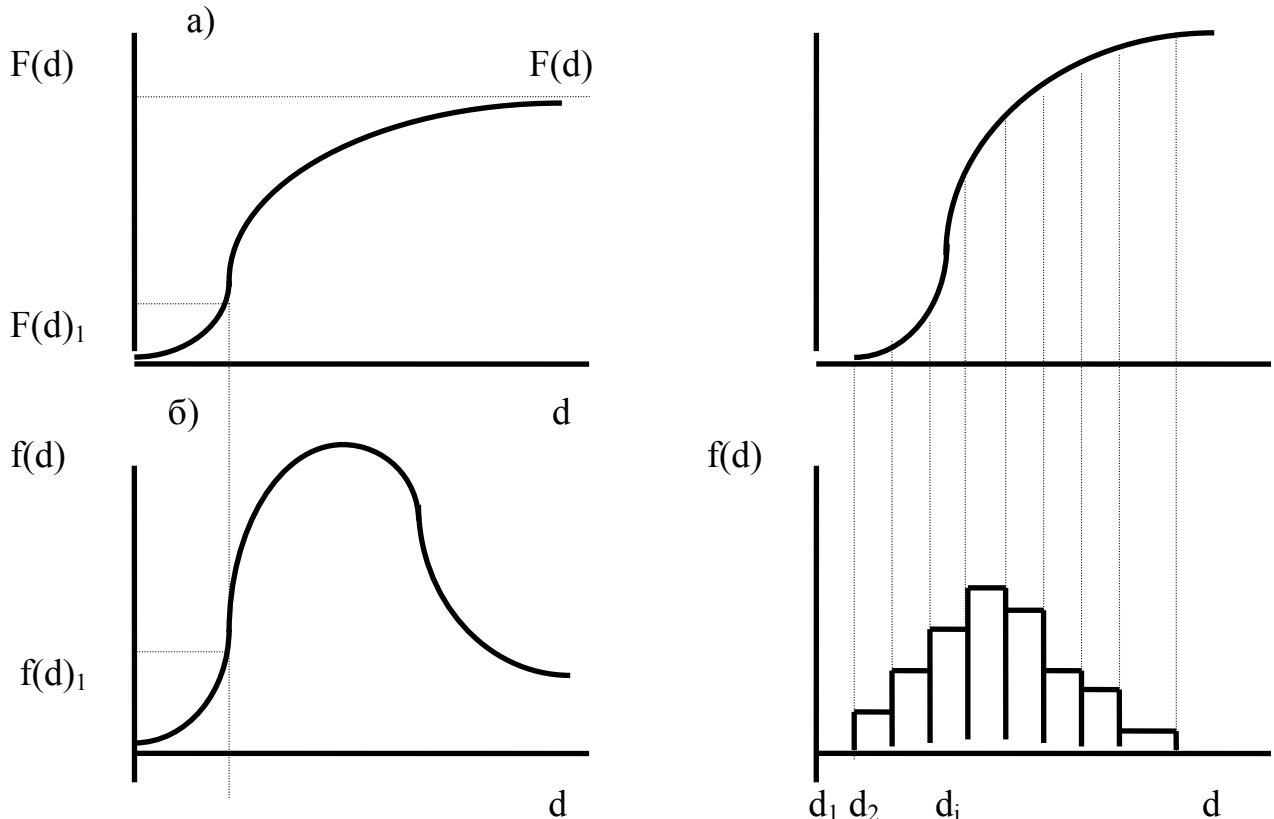
$$\rho_M = \rho_T (1 - \varepsilon)(1 + C)$$

2.1.3 Гранулометричний склад сипучого матеріалу

Гранулометричний склад, або розподіл частинок за розмірами, характеризується диференційною $f(d)$ і інтегральною $F(d)$ функціями (кривими) розподілу. Аргументом завжди є розмір частинок, а функцією вміст частинок даного розміру, відображений через масу, об'єм або число частинок.

Гранулометричний склад визначається методами ситового, седиментаційного, мікроскопічного або методом пневмоповітряної сепарації. Функція $F(d)$ - визначає вміст частинок з розмірами меншими за d , а функція $f(d)$ - $d(d)$ - вміст частинок з розмірами від d до $d+d(d)$.

Форма інтегральних та диференційних кривих показана на рисунку 2.1.



I

II

Рис.2.1 . Інтегральна (а) та диференційна (б) криві розподілу частинок за розмірами .

I - при безперервному розподілі ; II - при дисперсному розподілі.

Дисперсний склад багатьох промислових тонкоподрібнених матеріалів підпорядковується логарифмічно нормальному закону розподілу

$$F(d) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^t e^{-d^2/2} \cdot d(d),$$

$$\text{де } t = \frac{\lg\left(\frac{d}{M(d)}\right)}{\lg \sigma_d};$$

$M(d)$ - середнє значення діаметру частинок (математичне очікування або перший початковий момент випадкової величини).

σ_d^2 - дисперсія випадкової величини (другий центральний момент).

2.1.4 Еквівалентний діаметр частинок

В процесі експериментального дослідження гранулювання у псевдозрідженому шарі необхідно використовувати осереднені розміри частинок. Застосовують різні засоби визначення частинок по діаметрам. В таблиці 2.2. приведені залежності для різних значень середнього діаметру частинок.

Таблиця 2.2.–Способи обчислення середнього діаметру частинок .

Назва	Формула	Позначення
1	2	3
1.Середній арифметичний діаметр	$d_e = \frac{\sum_{i=1}^n d_i n_i}{n} = \frac{\sum_i \frac{g_i}{d_i^2}}{\sum_i \frac{g_i}{d_i^3}} \quad (2.1)$	<p>n-загальна кількість частинок</p> <p>n_i-число частинок і-фракції</p> <p>d_i-середній діаметр і-фракції</p> <p>g_i-масова доля частинок і-фракції</p>
2.Середній квадратичний діаметр	$d_e = \left[\frac{\sum_{i=1}^n d_i^2 n_i}{n} \right]^{1/2} = \left(\frac{\sum_i \frac{g_i}{d_i}}{\sum_i \frac{g_i}{d_i^3}} \right)^{1/2} \quad (2.2)$	
3.Середній гармонічний діаметр	$d_e = \frac{1}{\sum_i \frac{y_i}{d_i}} = \frac{\sum_i \frac{g_i}{d_i^3}}{\sum_i \frac{g_i}{d_i^4}} \quad (2.3)$	

4. Середній діаметр за масою

$$d_e = \sum_{i=1}^n g_i d_i = \left(\frac{\sum n_i d_i^4}{n} \right)^{1/4} \quad (2.4)$$

Вибір еквівалентного діаметру та засіб його розрахунку визначається постановою задачі.

Наприклад, при розрахунках поверхні тепло- чи масообміну краще користуватись визначеннями (2.1) та (2.2). Згідно з (2.1) сумарна поверхня частинок дорівнює поверхні частинки з d_e помноженою на кількість частинок. Згідно з (2.2) питома поверхня частинки з діаметром d_e дорівнює питомій поверхні частинок.

В розрахунках чи дослідах, де враховуються масові сили, кращі результати отримують при виконанні формули (2.3). При отриманні емпіричних залежностей необхідно обумовлювати спосіб визначення. Здебільшого за середній діаметр приймають середній гармонічний.

2.2 Гідродинаміка шару

2.2.1 Діапазон існування псевдозрідженого шару

Умовою переходу зернового матеріалу у псевдозріджений шар є співвідношення

$$\Delta P = \frac{m \cdot g}{S},$$

тобто втрата напору ΔP дорівнює сумарній вазі шару, віднесений до площі поперечного перерізу S , незалежно від величини швидкості. Ця властивість ілюструється графіком, рисунок 2.2.

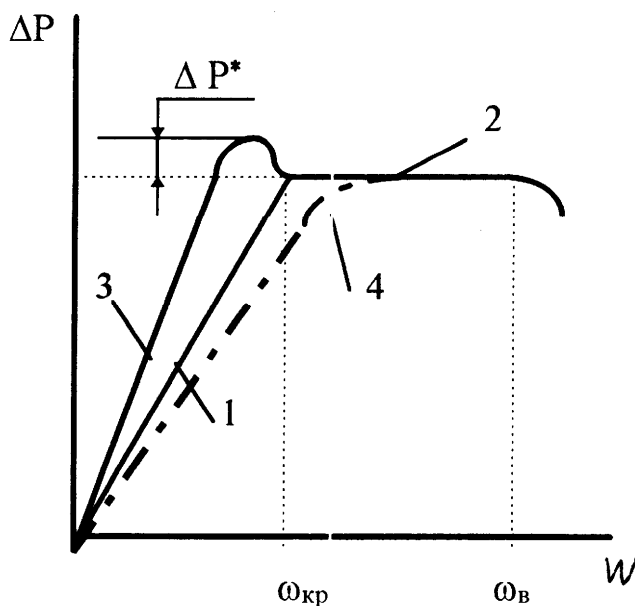


Рис 2.2 Криві псевдозрідження
 1- крива, яка відповідає фільтрації крізь стаціонарний шар гладких сухих кульок
 2- псевдозріджений стан
 3- перехід у псевдозріджений стан шару з часточками між якими існує зчеплення
 4- перехід у псевдозріджений стан полідисперсного матеріалу

Існує значна кількість залежностей для визначення критичної швидкості $W_{кр}$, які відрізняються видом функції та

числовими коефіцієнтами. Причину різноманітності залежностей слід шукати перш за все в різному підході авторів до відображення фізичної картини утворення псевдозрідженого шару.

В розробці гідродинамики зрідженого шару існує два напрямки. Згідно з першим, залежності, що описують гідродинаміку шару отримують з рівнянь рівноваги сил прикладених до твердої часточки [7]. Другий напрямок базується на рівняннях руху потоку через нерухомий шар (рівняння руху для фільтрації) та рівняннях, що характеризують гідравлічний опір зрідженого шару.

За першим напрямком умова рівноваги часточки

$$mg - \frac{mg}{\rho_T}(\rho_T - \rho_\delta) = F,$$

де F - сила опору середовища.

Для сферичної часточки

$$F = \xi \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\rho_T \omega^2}{2},$$

де ξ - коефіцієнт лобового опору.

Після зміни $\psi = \frac{\pi}{8} \xi$ (ψ - коефіцієнт опору), отримують формулу для визначення швидкості

$$W = \sqrt{\frac{\pi d}{6} \cdot \frac{g(\rho_T - \rho_\delta)}{\psi \rho_T}},$$

Оскільки коефіцієнт опору ψ залежить від критерія Рейнольдса Re, то для розв'язання задачі необхідно застосувати метод послідовних наближень. Вперше придатний для практики метод запропонував П.В.Лященко. В результаті отримані широкорозповсюджені графіки та таблиці

$$\text{Re} = f_1(\psi \text{Re}^2); \text{Re} = f_2\left(\frac{\psi}{\text{Re}}\right)$$

На основі першого напрямку отримані теоретико-експериментальну формулу оптимальної швидкості газового потоку, що запезпечує інтенсивний псевдозріджений шар є формула (І.М.Федорова). [8]

$$\text{Re}_{\text{опт}} = 0.19 \text{Ki}^{1.56},$$

яка застосовується при $40 \leq \text{Ki} \leq 200$.

Ki - критерій Кірпичова

$$\text{Ki} = d \sqrt[3]{\frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_T - \rho_\delta)}{\nu \rho_\delta}} = \sqrt[3]{\frac{4}{3} A_\delta}$$

Другий напрямок базується на рівнянні фільтрації

$$\Delta P = \lambda \frac{h}{d_k} \cdot \frac{W_k^2 \rho}{2}$$

де λ - коефіцієнт тертя

h - висота каналу в шарі матеріалу;

d - розмір каналу;

W_k - швидкість в каналі.

З іншого боку, вага шару часток, що припадає на одиницю площі решітки

$$\Delta P = h_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_T g$$

Із спільного розв'язання формул (1.4) та (1.5) отримують критичну швидкість газового потоку

$$W_{кр} = \sqrt{\frac{2d\rho_n\varepsilon_0^3g}{f \cdot \lambda\rho_d(1-\varepsilon_0)}}$$

Коефіцієнт тертя λ , залежить від критерія Рейнольдса та від режиму течії потоку. Орієнтовно ламінарний режим існує при $Re \leq 35$, турбулентний при $Re > 70$. Перхідний режим течії-при $Re = 35...70$.

Найбільш розповсюджена залежність [9] придатна для сферичних часточок, має вигляд:

$$Re_{кр} = \frac{A_r}{150 \cdot \frac{1 - \varepsilon_{кр}}{\varepsilon_{кр}^3} + \left(\frac{1.75}{\varepsilon_{кр}^3} A_r \right)^{0.5}}$$

На розрахункову величину швидкості псевдозрідження $W_{кр}$ значно впливає порізність $\varepsilon_{кр}$ під час псевдозрідження, незважаючи на те, що її величина лише на 10 % перевищує порізність нерухомого шару.

При оцінці швидкості $W_{кр}$ для несферичних часточок корисні наближені співвідношення [10]

$$\frac{f}{\varepsilon_{кр}^3} \approx 14 \quad \text{та} \quad \frac{f^2 (1 - \varepsilon_{кр})}{\varepsilon_{кр}^3} \approx 11$$

де f - коефіцієнт форми

У випадку, коли зріджується матеріал, між часточками якого існує зчеплення, спостерігається раптове збільшення перепаду втрати тиску ΔP^* (крива 3, рис.1.10). Для сипучих матеріалів його величина не перевищує 1.5-5 % . В апаратах переріз яких збільшується по висоті величина ΔP^* може в 2-3 рази перевищувати тиск ΔP в стані псевдозрідження. При цьому можливе утворення фонтануючого шару.

Початок псевдозрідженості полідисперсного матеріалу характеризується поступовим переходом від режиму фільтрації до псевдозрідження (крива 4), що пояснюється різними критичними швидкостями для часточок різних розмірів.

Широке розповсюдження для грануляторів знайшла залежність [9]:

$$Re_{kp} = \frac{Ar}{1400 + 5.22\sqrt{Ar}}$$

Для полідисперсного матеріалу має значення та обставина, що зрідження крупних фракцій відбувається під дією зрідженого агента, з урахуванням передачі їм кількості руху від часточок менших розмірів [11].

$$Re_{kp} = 0.0736 Ar^{0.625} \cdot \varepsilon_{kp} (d_{max}/d_{\varepsilon})^{0.375},$$

Формула справедлива при $20 < Re < 1,5 \cdot 10^3$

При симетричному розподілі часток $d_e = (d_{max} + d_{min})/2$, і $d_{max}/d_e = 2\Pi(1+\Pi)$. $\Pi = d_{max}/d_{min}$ - показник полідисперсності.

З подальшим збільшенням швидкості газової фази відбувається розширення псевдозрідженого шару. При однорідному характері руху зріджуючого агента робоча висота H_p зв'язана з висотою нерухомого шару H_0

$$H_0(1 - \varepsilon_0) = H_p(1 - \varepsilon_p),$$

де ε_0 та ε_p відповідні порізності. Величина ε_p з точністю 10...15 % може бути обчислена за формулою [12]:

$$\varepsilon_p = \left[(18 Re + 0.36 Re^2) / A_r \right]^n$$

де $n = 0.21$ - при однорідному псевдозрідженні

$n = 0.1 \dots 0.2$ - при неоднорідному псевдозрідженні.

В апаратах змінного по висоті перерізу швидкість псевдозрідження досягається в різних перерізах неодноразомно. Під швидкістю псевдозрідження розуміють таку її величину, при якій зріджуються часточки в усіх перерізах апарату.

Аналіз літературних даних говорить про те, що перехід до псевдозрідженого стану обумовлений не чітко. Впливають неправильність форми часточок, відмінності у вологості, полідисперсності і таке інше.

Верхня межа існування псевдозрідженого шару обумовлена винесення матеріалу з апарату, що відбувається при швидкості W_e .

Існуючі уявлення про цю межу базуються на понятті швидкості винесення. Для розрахунку швидкості газу рекомендуються залежності Тодеса:

$$Re = A_r / 18 ; L_y = 1.71 \cdot 10^{-4} A_r^2 \text{ при } 0 \leq A_r \leq 36$$

$$Re = 0.153 A_r^{0.714} ; L_y = 0.00357 A_r^{1.14} \quad 36 < A_r \leq 8.33 \cdot 10^4 \quad (2.5)$$

$$Re = 1.74 \sqrt{A_r} ; L_y = 5.28 \sqrt{A_r} \text{ при } A_r > 8.25 \cdot 10^4$$

а також універсальні формули О.М. Тодеса для оцінки швидкості винесення при будь-яких режимах

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0.61 \sqrt{Ar}} \quad (2.6)$$

$$Ly = \frac{Ar^2}{(18 + 0.61 \sqrt{Ar})^3}$$

$$0 \leq Ar \leq 1.28 \cdot 10^5$$

В наведених формулах

$$Ar = \frac{gd^3}{v^2} \cdot \frac{\rho_n - \rho}{\rho}; \quad Ly = \frac{W_g^3 \cdot \rho}{vg(\rho_n - \rho)};$$

$$Re = \frac{W_B d}{v}$$

Критерій Re та Ar використовуються для визначення швидкості винесення W_g ; критерій Ar та Ly - для визначення розміру часточки, що виносяться з шару при заданій швидкості.

Внаслідок нерівномірності розподілу швидкості газу по перерізу апарату, впливу бульбашок газу, винесення починається при швидкостях нижчих за обчислені за формулами (2.6).

При виході газових бульбашок на поверхню, вибуху пакетів твердого матеріалу, часточки рухаються із швидкостями більшими або меншими в порівнянні з тими що були розраховано за виразами (2.5), (2.6).

Розподіл початкових швидкостей \mathcal{G}_x вильоту часток в надшаровий простір описуються розподілом, аналогічним розподілу Максвела (розподіл по швидкостям руху молекул ідеального газу)

$$f(\mathcal{G}_x) = (m_{\text{ч}}/2\pi k\omega)^{3/2} e^{(-m_{\text{ч}}\mathcal{G}_x^2/2k\omega) \cdot 4\pi\mathcal{G}_x^2}$$

Середня початкова швидкість вильоту визначається

$$\bar{\mathcal{G}}_{\text{ч}} = \int_0^{\infty} \mathcal{G}_{\text{ч}} f(\mathcal{G}_{\text{ч}}) d\mathcal{G}_{\text{ч}} = (2k\omega/\pi m_{\text{ч}})^{1/2}$$

де k - кінетичний параметр розподілу, його величина з попередніх формул

$$k = m \bar{\mathcal{G}}_{\text{ч}}^2 / 2.56W$$

Експериментальна залежність для k, підтверджує:

$$k = 3.16 \cdot 10^{-8} W^4$$

Сумарне розв'язання рівнянь (1.13) и (1.14) призводить до емпіричного рівняння для середньої швидкості вильоту часток з масою $m_{\text{ч}}$.

$$\bar{\mathcal{G}}_{\text{ч}} = 8.1 \cdot 10^{-8} \omega^5 / m_{\text{ч}}$$

У зв'язку з тим, що кінетичний параметр k є функцією лише енергетичного стану псевдозрідженої системи, припускається що рівняння справедливе і для полідисперсного шару.

Попередні співвідношення дозволяють розрахувати кількість речовини, що залишає апарат з газовою фазою.

Припускаючи, що висоту надшарового простору подолають часточки із початковою швидкістю винесення $\vartheta_{\text{ч}} > \vartheta'_{\text{ч}}$, можна отримати частку часточок, що потрапляють у винесення

$$Q_b = \sum_{i=1}^n q_{bi},$$

де $q_{bi} = \xi_i \int_{\vartheta_{\text{ч}}}^{\infty} f(\vartheta_{\text{ч}}) d\vartheta_{\text{ч}}$; ξ_i - вміст i -фракції у вихідній суміші.

Наведеними залежностями можливо скористатись при відомому розподілі початкових швидкостей вильоту часточок та гранулометричному складі продукту.

2.3 Фізичні основи процесів переносу в дисперсних системах

2.3.1 Масообмін у псевдозрідженому шарі

Процеси масообміну газу з зернами повинні бути подібні процесам міжфазного теплообміну, оскільки дифузійний критерій Шмідта $S_c = \nu/D$ для газів того ж порядку, що і Pr . Отже, залежність дифузійного критерію Шервуда $Sh = \beta \cdot d/D$ повинна визначатись аналогічною кореляцією (1.6), то невеликими будуть і коефіцієнти масообміну β . Співвідношення між масоємністю газового потоку та твердої фази може бути значно меншим, ніж відношення їх об'ємних теплоємностей, і усі характерні особливості міжфазного теплообміну справедливі і для процесів міжфазного масообміну.

Оскільки активна зона масообміну сконцентрована в області висотою $5 \div 10$ діаметрів зерен, над газорозподільним пристроєм, то при більш високих шарах концентрація на виході із апарату практично не відрізняється від рівноважної з твердою фазою C_p . Для розрахунку таких апаратів достатньо використовувати лише рівняння матеріального балансу. В більш низьких шарах вихідна концентрація відрізняється від рівноважної, і необхідно розраховувати β для даної системи і апарату.

Практично вимірюють і використовують деякий ефективний коефіцієнт масообміну β^* , який розраховується при умові роботи апарату в режимі ідеального витіснення. Для оцінки відхилення реального процесу від режиму ідеального витіснення вводиться коефіцієнт повздовжньої дифузії D_{ef} . Рівняння балансу суміші в потоці буде [13]:

$$\frac{dC}{d\tau} = -U \frac{dC}{dX} + D_{ef} \frac{d^2C}{dX^2} - K(C - C_p) \quad (2.7)$$

В стаціонарному режимі для досить довгого реактора встановлюється експоненціальне розподілення концентрації:

$$C_x - C_p = (C_0 - C_p) \exp(-X/X_e),$$

де характерна довжина масообміну

$$X_e = 2 \cdot D_{ef} / \sqrt{U^2 + 4K \cdot D_{ef} - U}$$

Такий самий експоненціальний характер буде мати крива зміни концентрації по довжині апарату, якщо замість зворотнього перемішування прийняти $D_{ef} = 0$.

Введення двох кінетичних коефіцієнтів β та D_{ef} замість одного β^* , як і в міжфазовому теплообміні, дає якісне пояснення причин дуже низьких значень Sh^* . Для практики достатньо оцінювати і розраховувати величину X_e , тобто знати лише ефективний коефіцієнт масообміну, який в першому наближенні оцінюється по кореляційній залежності (2.7) з заміною Nu на Sh та Pr на S_c .

2.3.2 Теплообмін у псевдозрідженому шарі

В процесах зневоднення та грануляції температура теплоносія на вході до псевдозрідженого шару після газорозподільного пристрою θ суттєво відрізняється від температури самого псевдозрідженого шару T . Температура тіла газорозподільного пристрою при цьому має проміжне значення $T_{грп}$, яка визначається загальним балансом теплоти, теплообміном з газом та твердою фазою і теплопровідністю прилеглих стінок апарата [12]. Тому час реалізації корисної різниці температур і висота на якій це відбувається являє значний науковий практичний інтерес.

Спостереження і вимірювання в апаратах різного масштабу, проведені авторами [7, 11,12, 14, 15] показують, що ця висота майже не перевищує 10 діаметрів зерен, що зумовлюється значною різницею значень коефіцієнтів міжфазового переносу в порівнянні з середніми по всьому псевдозрідженому шару.

В роботі [15] подано перелік найдостовірніших дослідних даних в координатах $Nu \cdot Pr^{-0.33}$ і Re/ε в дуже широкому інтервалі зміни цих параметрів.

Оскільки точність кореляцій [16] порядку 100–200%, то для оцінок можна обмежитись опосередкованою кореляцією:

$$Nu = 10^{-2} (Re/\varepsilon) Pr^{1/3} \quad (2.8)$$

За цим співвідношенням може бути оцінена висота псевдозрідженого шару h_0 , на якій відбувається вирівнювання температур газу і частинок твердого матеріалу.

При високій теплопровідності твердої фази вирівнювання температури в середині зерна не дуже великого діаметра практично миттєве. Рівняння теплообміну для кожної із фаз окремо в одиниці об'єму записується у вигляді [12]:

$$\begin{aligned} \varepsilon \cdot C_{Г} \cdot \rho_{Г} \frac{d\theta}{dt} &= \frac{6(1-\varepsilon)}{d} \alpha (T - \theta); \\ (1-\varepsilon) \cdot C_{Т} \cdot \rho_{Т} \frac{dT}{dt} &= \frac{6(1-\varepsilon)}{d} \alpha (\theta - T); \end{aligned} \quad (2.9)$$

Характеристичний час t_r прогріву газу при незмінній температурі твердої фази ($T=\text{const}$) і прогріву твердої фази t_m при незмінній температурі газу ($\theta=\text{const}$) визначається за виразом [14]:

$$t_r = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \cdot \frac{c_u \cdot \rho_u \cdot d}{6 \cdot \alpha}; t_r = \frac{c_T \cdot \rho_T \cdot d}{6 \cdot \alpha} \gg t_u$$

Тоді рівняння міжфазного теплообміну набувають вигляду [14]:

$$t_r \frac{d\theta}{dt} = T - \theta; t_r \frac{dT}{dt} = \theta - T$$

Розв'язок системи має вигляд:

$$T - T_k = (T_0 - T_k)_{\text{exp}}(-t/t_0) \quad ; \quad \theta - T_k = (\theta_0 - T_k)_{\text{exp}}(-t/t_0)$$

з характеристичним часом теплообміну t_0 , що визначається за співвідношенням:

$$t_0 = \frac{t_u \cdot t_r}{t_u + t_r} \approx t_r$$

Характеристичний час міжфазного теплообміну $t_0=t_r$ визначає шлях h_r , на якому температура газу вирівнюється з температурою шару. Використовуючи співвідношення (2.8) і (2.9), одержано [14]:

$$h_u = U \cdot t_u = U \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{C_u \rho_u \cdot d}{6\alpha} = \frac{\varepsilon^2}{(1 - \varepsilon)} \cdot Pr \cdot 100d \approx 10d$$

В роботі [12] використано замість жорсткого наближення (2.7) більш детальні формули, за рахунок того, що при значеннях $d \approx 2$ мм існує перелом в характері залежності h_r/d від діаметра і для більш крупних зерен відносна висота активної зони стає більшою, ніж для дрібних.

Питання про природу та механізм різко занижених значень критерія Нусельта при $Re < 200$ обговорювалося порівняно мало. Для аналогічного випадку міжфазного теплообміну в нерухомому шарі було показано, що дійсні значення коефіцієнта теплообміну α відрізняються в цій області на 1-2 порядки при зменшенні розмірів зерен та швидкості зріджуючого агента. Отже, за відсутністю інших причин, слід вважати, що висота активної зони повинна зменшуватись пропорційно розмірам зерен та швидкості. Така розтягнутість температурного профілю θ_x пояснюється ефективною теплопровідністю вздовж потоку $\lambda_{\text{еф}}$, яка при великих швидкостях відіграє незначну роль і нею можна знехтувати, але при малих швидкостях має вирішальне значення.

Повне рівняння балансу теплоти для газу в стаціонарному режимі повинно мати вигляд:

$$-U \cdot C_r \cdot \rho_r \frac{d\theta}{dx} - \frac{G(1 - \varepsilon)}{d} \cdot \alpha(\theta - T) + \lambda_{\text{еф}} \cdot \frac{d^2\theta}{dx^2} = 0$$

Розігрів твердої фази відносно малий, а за рахунок її інтенсивного перемішування можна вважати $T = \text{const}$ впродовж усього потоку. Не беручи до уваги повздовжню теплопровідність $\lambda_{\text{еф}}$, маємо:

$$\theta - T = (\theta_0 - T) \exp[-6(1 - \varepsilon) \cdot \alpha_x / U \cdot C_r \cdot \rho_r \cdot d]$$

і відстань h_r , на якій перепад температур $\theta - T$ зменшується в $e = 2,71 \dots$ рази, пов'язана з коефіцієнтом тепловіддачі співвідношеннями:

$$\alpha = U \cdot C_r \rho_r \cdot d / 6(1 - \varepsilon) \cdot h_r \text{ та } Nu = \frac{\alpha d}{\lambda_r} = Ud^2 / 6(1 - \varepsilon) a_r \cdot h_r$$

В протилежному граничному випадку, коли

$$\left| \lambda_{\text{еф}} \frac{d^2\theta}{dx^2} \right| \gg \left| \frac{G(1 - \varepsilon)}{d} \cdot \alpha(\theta - T) \right|,$$

також з'являється експоненціальний профіль розподілу температур:

$$\theta - T = (\theta_0 - T) \cdot \exp[-U \cdot C_r \rho_r x / \lambda_{\text{еф}}]$$

Але тепер $h_r = \lambda_{\text{эф}} / U \cdot C_r \cdot \rho_r = (\lambda_{\text{эф}} / \lambda_r)(a_r / U)$ і не залежить від α .

Звідси можна оцінити за дослідними даними відносну повздовжню теплопровідність потоку, використовуючи наближення (2.7) при $Pr=1$:

$$\lambda_{\text{эф}} / \lambda_r = \frac{100\varepsilon}{6 \cdot (1 - \varepsilon)} \cdot Re,$$

що вказує на конвективний характер величини $\lambda_{\text{эф}}$.

У великих промислових апаратах газ входить з великими швидкостями і висота зони теплообміну може бути більшою, ніж розрахована. При сильно неоднорідному киплячому шарі порядок величин середніх коефіцієнтів міжфазного теплообміну суттєво не змінюється [13, 16]. Але при дуже великих газових бульбашках можливий проскок частини газу, яка не встигла вирівняти свою температуру з твердою фазою, що вимагає змінити підходи до конструктивного оформлення газорозподільного пристрою і апарата в цілому.

При сушінні матеріалів в першому періоді рівняння теплового балансу має вигляд:

$$\frac{\alpha}{\beta} \approx C_r \quad (2.10)$$

Для циліндричної частинки авторами [13] запропоновано залежність:

$$\frac{\alpha}{\beta} = 1.03 \rho_r C_r \quad (2.11)$$

Залежності (2.10, 2.11) дозволяють перенести результати розрахунків тепловіддачі на процес масовіддачі.

Математичний опис процесу в другому періоді для киплячого шару було виконано Ші-Янь-фу [17]. Процес відображається системою диференціальних рівнянь теплового балансу:

$$C_m \rho_m \frac{\partial v}{\partial \tau} = \nabla(\lambda_m \nabla t),$$

та крайовою умовою:

$$\alpha(t - v) = -\lambda_m (\nabla t) - r \rho_m g \frac{V}{F} \frac{dU}{d\tau},$$

де V, F - об'єм та поверхня матеріалу.

В результаті застосування теорії подібності отримують критерії Фурье (Fo), Біо (Bi), Косовича (Ko). Після заміни критерію $Bi = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda_m}$ критерієм Nu та

симплексом $\frac{\lambda_m}{\lambda_r}$ критеріальне рівняння для другого періоду набуває вигляду:

$$E = \frac{U - U_p}{U_{кр} - U_p}; \quad E = f\left(Fo, Nu, Ko, \frac{\lambda_m}{\lambda_r}\right),$$

де $U, U_{кр}, U_p$ - вологовміст поточний, критичний та рівноважний.

Формування гранул і швидкість їх росту в значній мірі визначається характером тепло-масообміну у псевдозрідженому шарі, умовами взаємодії між краплями розчину та часточкам. Виділення вологи і кристалізація відбуваються в умовах взаємодії крапель і гранул із зріджуючим теплоносієм.

Математичний опис таких процесів передбачає сумісний розгляд внутрішньої задачі тепло-масообміну в середині капілярно-пористого тіла та зовнішньої задачі тепло-масообміну поверхні вологого тіла та сушильного агента.

Диференційні рівняння тепломасопереносу при сушці капілярно-пористих тіл мають вигляд [18]:

$$\frac{du}{d\tau} = a' \cdot \nabla^2 \cdot u + a' \cdot \delta \cdot \nabla^2 t, \quad (2.12)$$

$$\frac{dt}{d\tau} = a \cdot \nabla^2 \cdot t + \varepsilon \left(\frac{r_i}{c_i} \right) \left(\frac{du}{d\tau} \right), \quad (2.13)$$

де u - вологовміст, τ - середній час перебування гранул у шарі ;
 a , a' , δ - коефіцієнти температуро- та потенціалопровідності;
 ε - коефіцієнт внутрішнього випарювання;
 r - теплота випарювання;
 c_c - теплоємність гранул.

Оскільки інтенсивність процесу сушки з поверхні гранул значно переважає випарювання в поверхневому шарі, то рівняння масопереносу в середині гранул втрачає сенс, а рівняння (2.13) має вигляд рівняння Фур'є-Кірхгофа:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \nabla^2 \cdot t$$

Крайова умова являє собою рівняння теплового балансу гранул:

$$\left(\frac{\rho d}{G} \right) \left(\frac{\partial i}{\partial \tau} \right) + \alpha(t - t_n) = \lambda_M \left(\frac{\partial t}{\partial X} \right)_n + \left(\frac{\rho d}{G} \right) \left(\frac{\partial u}{\partial \tau} \right),$$

де i - ентальпія гранул ; t_n - температура пульпи.

Особливістю процесу є наявність додаткового джерела тепла в зовнішньому шарі гранули - теплоти фазового переходу, який враховується першим доданком в явній частині рівняння (2.12). Методом теорії подібності система рівняння зводиться до вигляду:

$$E = f \left[Pr, Gu, F_0, K_0, (t - t_n) / (t_n - t_c), \lambda_n / \lambda_r \right],$$

де $E = \frac{U}{U_n}$, U , U_n - вологовміст гранули та пульпи ;

$Gu = \frac{t - t_M}{t_M}$ - критерій Гухмана, t_M - температура мокрого термометра;

$F_0 = \frac{a \cdot \tau}{d^2}$ - критерій Фур'є ;

$$Ko = \frac{r \cdot \Delta U}{c \cdot \Delta t} - \text{критерій Косовича.}$$

Оскільки сушильним агентом є повітря, то вплив Re та λ_m/λ постійне і враховується постійним коефіцієнтом. При невеликих різницях температур процес стає автотермічним до чисел Ko , та $(t - t)/(t_n - t_k)$.

При зневодненні розчинів відбувається кристалізація твердої фази з виділенням тепла фазового переходу, що враховується критерієм автотермічності:

$$Au = \frac{\Delta i}{r \Delta u},$$

де $\Delta U = U_n - U$; U_n , U - вологість пульпи та гранули.

Ступінь впливу перелічених величин на вологовміст гранул залежить від його властивостей і визначається експериментально.

2.4 Математичні моделі процесів зневоднення та грануляції у псевдозрідженому шарі

Процес обезводнювання крапель розчинів в потоці газоподібного теплоносія складається з 5 періодів сушки: 1 – прогрів краплі, 2 – сушка при постійній швидкості, 3 – утворення твердої поверхні та нагрів до температури кипіння, 4 – сушка при постійній швидкості і температурі краплі, 5 – сушка з падаючою швидкістю. Автори [18-20] розглядають процес сушки, базуючись на балансових рівняннях, і вважають, що утворення твердої оболонки відбувається на початку сушки, а, отже, з'являються центри гранулоутворення.

В 4 періоді можливе руйнування краплі [21] внаслідок паровибухового ефекту, а також теплових напруг, які виникають при періодичному нагріванні та охолодженні часточок у псевдозрідженому шарі [22, 23, 24].

При зневодненні розчинів або охолодженні розплавів у псевдозрідженому шарі частина вихідної речовини не закріплюється на поверхні гранул у шарі, а утворює нові центри грануляції [1, 4, 22, 24]. Процес імпульсного нанесення тонких плівок на поверхню супроводжується кристалізацією на частинках у вигляді тонких шарів кристалів. Ріст гранул тим імовірніший, чим більші сили адгезії краплі рідини з твердими частинками [4].

В свою чергу, адгезійні властивості краплі залежать від жорсткості поверхні гранул і властивостей розпилюваної речовини. Найбільш важливим в цьому випадку є співвідношення в краплі рідини рідкої та твердої фаз.

Існують й інші механізми утворення нових центрів грануляції, наприклад, в результаті механічного або теплового подрібнення гранул. В останньому випадку механізм процесу подрібнення зводиться до такого. Гранули більші за середній розмір частинок, циркулюють між зонами активного теплообміну (зоною біля газорозподільної решітки 20-30 мм та зоною зрошення). Зона зрошення має найнижчу температуру. В результаті, у гранулі виникають термічні напруження, які і призводять до подрібнення гранул.

Механізм подрібнення гранул в апараті є дуже суттєвим для кінетики безрециклового процесу гранулоутворення при зневодненні розчинів з отриманням готового продукту заданого дисперсного складу.

Поряд з утворенням нових центрів грануляції і ростом їх розмірів за рахунок нашарування на поверхні твердих частинок мікрочастинок у псевдозрідженому шарі можливий ріст гранул за рахунок агломерації окремих частинок. Це відбувається внаслідок дії сил зчеплення між частинами в момент їх зіткнення при наявності плівки рідини або її залишків на одній з них. При надлишку рідини на поверхні частинки, адгезійні сили та сили інерції руху спричиняють утворення агломератів. В подальшому при кристалізації речовини з рідкої фази утворюються кристалічні містки, які міцно з'єднують частинки в агломерати. Якщо утворені містки мають недостатню міцність, тоді агломерати розвалюються під час інтенсивного руху агломерату у псевдозрідженому шарі.

Як видно, грануляція у псевдозрідженому шарі супроводжується складними тепломасообмінними і гідродинамічними процесами росту гранул, які додатково підсилюють утворення нових центрів грануляції, при одержанні готового продукту заданого дисперсного складу.

В роботі [26] запропоновано визначити гранулометричний склад продукту шляхом сумісного рішення рівнянь швидкості росту окремих частинок і розподілення гранул за часом перебування їх в апараті. Так, для полідисперсного ретурі при експоненційному законі росту розмірів частинок та ідеальному перемішуванні в шарі, гранулометричний склад розраховується за виразом [26]:

$$F(d_i) = \sum_{k=1}^{k=n} F(d_i, d_p) \cdot P_k,$$
$$F(d_i, d_0) = 1 - \exp\left[\frac{-3 \cdot (Q_M + Q_P)}{K \cdot Q_P (\ln d_i / d_0)}\right],$$

де d_0, d_i, d_p – початковий і поточний діаметри частинок шару, діаметр частинок ретурі; Q_M, Q_P – витрати сухого матеріалу, що вводиться в шар з рідиною і ретуром; K – коефіцієнт гранулоутворення; P_k – вміст “К-ої” фракції в ретурі.

Коефіцієнт K показує, яка частка від введеної з рідкою фазою речовини розподіляється на поверхні частинок. Якщо $K < 1$, утворюються нові частинки – центри грануляції. Для випадку, коли $K > 1$, проходить агломерація частинок. Якщо $K = 1$, то проходить процес грануляції, який характеризується нормальним ростом, це означає, що розпилювання рідини повністю розподіляється на поверхні частинок.

Враховуючи те, що псевдозріджений шар не є однорідним, а містить певну кількість частинок різних розмірів і загальна поверхня частинок є змінною, авторами [27] запропоновано описувати таку систему статистичними методами.

Так, О. М. Годесом запропоновано описувати дисперсний склад частинок у псевдозрідженому шарі таким рівнянням [27]:

$$\frac{dp}{d\tau} + \frac{\partial(\lambda p)}{\partial x} = \varphi(x) + \psi(\rho) - G(x),$$

де $\varphi(x), \psi(x), G(x)$ – функції розподілення за розмірами частинок, введених в киплячий шар, утворених в шарі і вивантажених частинок; $\lambda = \frac{\partial x}{\partial \tau}$ - лінійна швидкість росту частинок; $\rho(x, \tau)$ - функція розподілення частинок за розмірами.

Недоліком моделі є те, що не враховується те, що не всі сухі речовини, які кристалізуються на поверхні центрів грануляції закріплюються на ній, що суттєво впливає на величину лінійної швидкості росту гранул, а також інерційний винос частинок дрібних фракцій. Окрім того, дослідним шляхом необхідно визначити закон росту та потужність функції розподілення внутрішнього джерела центрів грануляції.

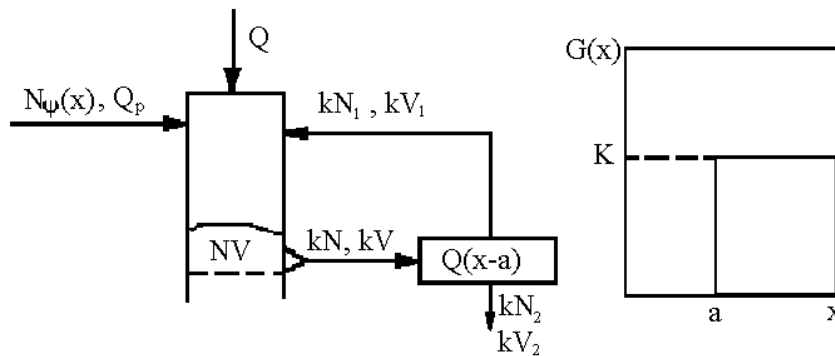


Рис.2.3 Схема матеріальних потоків процесу грануляції в псевдозрідженому шарі з селективним вивантаженням.

Автори [15] вважають, що двохфазна модель містить в собі відомі модифікації моделей. Хаотичний рух зерен шару, які безперервно міняють положення і швидкість, до деякої міри нагадує рух молекул в газі і рідині. З урахуванням цього для опису структури псевдозрідженого шару можливо застосовувати підходи і методи молекулярної статистичної фізики. Так, якщо для частинок твердої фази ввести функцію розподілення за координатами і швидкостями $f(r, v, t)$ і скласти для них рівняння, виходячи з уявлень кінетичної теорії газів, то отримаємо закономірність:

$$\frac{\partial f}{\partial t} [v \nabla_t] f + \text{div} \left[\frac{\vec{F}}{m} \right] f = I[f, f_1],$$

де $I[f, f_1]$ – зміна числа частинок з даною швидкістю v внаслідок зіткнення з частинками інших швидкостей v_1 ;

\vec{F} - сила, що діє на частинку.

Розв'язок даного рівняння дозволяє описати ряд процесів в псевдозрідженому шарі, однак дана статистична модель не дає пояснення природі циркуляційних потоків в псевдозрідженому шарі при проведенні тепло-масообмінних процесів.

Автором [28] запропонована модель взаємопроникаючих середовищ. Сутність цього підходу полягає в тому, що локальний нескінченно малий об'єм вважається досить представницьким і містить одночасно суцільну та дискретну фазу в відношеннях $\varepsilon/(1-\varepsilon)$. Суцільна фаза (газ) в усіх точках цього об'єму вважається такою, що рухається з однаковою швидкістю $v(r, t)$. Сила міжфазової взаємодії обох континуумів \vec{F} , відносно одиниці об'єму, вважається залежною від цих миттєвих середніх значень величин u , v та ε в представленому об'ємі, але, взагалі, $\vec{F}(u, r, \varepsilon) \neq \vec{F}(\bar{u}, \bar{r}, \bar{\varepsilon})$. Тому, що у виразах для цієї враховується ще й ефект приєднання маси рідини, яка захоплюється твердою частинкою. З урахуванням цього для обох фаз записується рівняння:

- суцільності:

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \operatorname{div}(\varepsilon \cdot \bar{u}) = 0 \quad \text{та} \quad \frac{\partial}{\partial t}(1 - \varepsilon) + \operatorname{div}[(1 - \varepsilon)\bar{v}] = 0$$

- руху:

$$\rho(1 - \varepsilon) \left[\frac{\partial \bar{v}}{\partial t} + (\bar{v}\nabla)\bar{v} \right] = (1 - \varepsilon)\operatorname{div}(E) + \vec{F} + (1 - \varepsilon) - \operatorname{div}(E_t);$$

$$\varepsilon \left[\frac{\partial \bar{u}}{\partial t} + (\bar{u}\nabla)\bar{u} \right] = \varepsilon \cdot \operatorname{div}(E) - \vec{F} + \varepsilon \rho \bar{g},$$

де E , E_t – середні тензори напруги в потоці твердих частинок та зріджуючого агента, що знаходяться під тиском P та P_t та мають в'язкості μ та μ_t обох континуумів;

ρ , ρ_t – густина середовища та твердих частинок;

g – прискорення сили тяжіння.

Таким чином, одержимо 8 диференціальних рівнянь для знаходження трьох компонент v , трьох компонент u , порозності ε , тиску P , які потрібно розв'язати з урахуванням усіх граничних і початкових умов.

В цілому не зважаючи на значну кількість виконаних пошуків і варіантів, дана модель поки мало дала як для розуміння псевдозрідженого шару, так і для конкретних макроскопічних залежностей. Загальна складність – неможливість отримання достовірних експериментальних даних, які підтверджують той чи інший вид посередніх тензорів напруги E , та E_t .

Один із варіантів двохфазної моделі передбачає, що при $U > U_{кр}$ весь надлишок газу проходить крізь шар у вигляді бульбашок, а крізь розсунуту цими бульбашками “щільну фазу” проходить з тією ж швидкістю $U_{кр}$, як на початку псевдозрідження.

Таким чином, всередині псевдозрідженого шару переміщуються області лише з двома визначеними граничними значеннями порозностей $\varepsilon = \varepsilon_0$ і $\varepsilon = 1$. Легкі бульбашки підіймаються і, доходячи до його верхнього рівня, “вибухають”, викидаючи фонтани частинок в надшаровому просторі. Підйом цих бульбашок обумовлює рух потоків твердої фази. Виникає також безперервний теплообмін між бульбашками і щільною фазою.

Деякі основні співвідношення, отримані з допомогою цієї моделі:

- швидкість підйому бульбашки в суцільній фазі з порозністю $\varepsilon_{кр}$ та діаметр бульбашки d_{δ} [28]:

$$V = 0,71 \sqrt{gd_{\delta} \frac{(\rho_m - \rho)(1 - \varepsilon_{кр})}{\rho_m(1 - \varepsilon_{кр}) + \rho\varepsilon_{кр}}}$$

Витратна швидкість псевдозрідженого середовища складається з двох потоків:

$$U = U_{кр}(1 - \varepsilon_{кр}) + V_{\delta}\varepsilon_{\delta},$$

де ε_{δ} - частина об'єму, що зайнята бульбашками.

При псевдозрідженні газами $\rho \ll \rho_T$ і тоді $V_{\delta} \approx 0,71\sqrt{gd_{\delta}}$

Враховуючи те, що основним завданням при одержанні гранульованих органомінеральних добрив є запобігання деструкції органічних речовин, розрахунок поля температури в зоні інтенсивного теплообміну є надзвичайно актуальним.

2.5 Обладнання для виробництва гранульованих органо-мінеральних добрив

Гранулювання може проводитись шляхом ущільнення порошкоподібних матеріалів, диспергуванні з наступною кристалізацією розплавів або розчинів або на здрібнюванні великих шматків у дробарках [4].

Надання речовинам форми гранул поліпшує умови їхнього зберігання й транспортування, дозволяє механізувати й автоматизувати процеси наступного використання продуктів, підвищує продуктивність і поліпшує умови праці, знижує втрати сировини й готової продукції [4, 30, 31].

Основні способи гранулювання:

1. Обкатування. Процес здійснюють у барабанних, тарілчастих, швидкісних і вібраційних грануляторах.

2. Пресування – одержання гранул у формі брикетів, плиток, таблеток шляхом ущільнення сухих порошоків, іноді з наступним дробленням спресованого матеріалу.

3. Грануляція нашаруванням мікроплівки робочого розчину на поверхні гранул. Метод застосовують для гранулювання розплавів добрив з використанням розчинів, суспензій і пульп у барабанних грануляторах-сушарках і апаратах із псевдозрідженим шаром [32].

2.5.1 Гранулятори псевдозрідженого шару

Переваги техніки псевдозрідження: невеликі енергозатрати, максимальна інтенсивність тепло – масообміну, можливість отримання гранульованого продукту у вигляді сферичних гранул розмірами 1,5÷4,5 мм і рівномірним

розподілом мінеральних та органічних компонентів по всьому їх об'єму, із заданими фізико-хімічними властивостями; зумовили широке використання апаратів киплячого шару в процесах грануляції органо-мінеральних добрив.

Особливості процесу грануляції в псевдозрідженому шарі, визначають конструкції апаратів. Форма корпусу апарату обумовлює режими роботи апарату [4, 30, 31].

За формою корпусу гранулятори розділяють на:

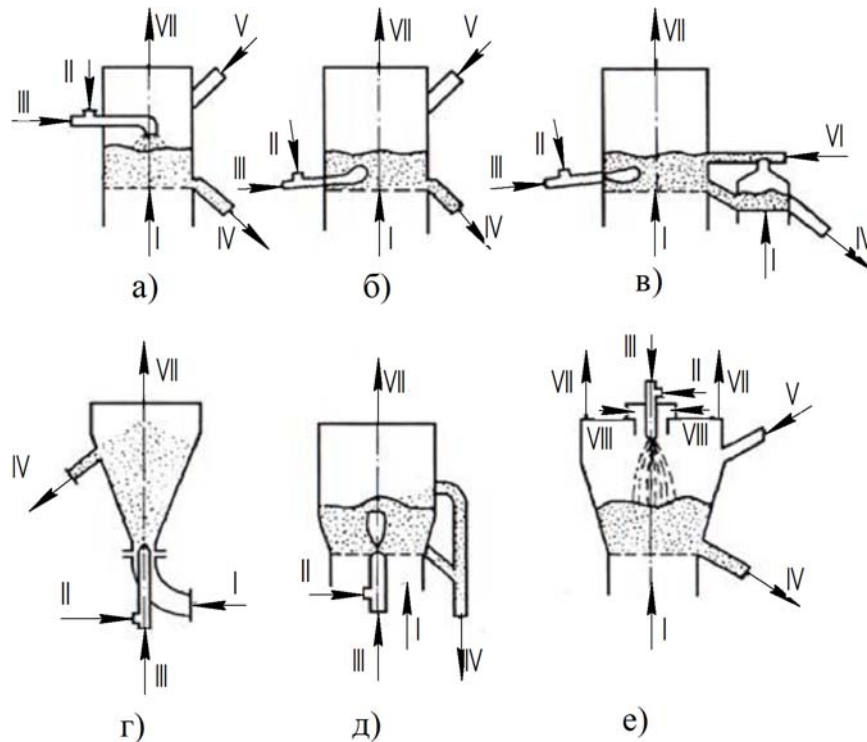
- 1) циліндричні;
- 2) циліндрично-конічні;
- 3) конічні, з малим і великим кутами розкриття стінок корпусу;
- 4) прямокутні, квадратні;

В циліндричних апаратах забезпечується рівномірне псевдозрідження шару по всьому перетину.

Прямокутний переріз найбільш придатний для експериментальних досліджень процесу з послідовним використанням даних для конструювання прямокутних апаратів великої продуктивності. Апарати прямокутної форми використовують звичайно для спрямованого переміщення твердих часток при перехресному струмі теплоносія. Прямокутний перетин найбільш зручний для відпрацьовування процесу гранулоутворення із наступним використанням отриманих даних для конструювання принципово нових апаратів модульного типу.

В конічних апаратах з кутом розкриття до 20° відбувається рівномірне псевдозрідження по всьому перетині, тоді як при більшому куті розкриття виникає розріджене центральне ядро й утвориться більш щільний, сповзаючий біля стінок шар, тобто відбувається інтенсивне фонтанування.

За способом і місцем подачі в псевдозріджений шар розпиленого розчину і теплоносія апарати розрізняють, рис. 2.4:



а) – з подачею розчину на поверхню шару; б) – з подачею розчину в середину шару; в) – з подачею розчину в середину шару і класифікацією гранульованого продукту; г) – з подачею розчину в середину шару знизу і фонтануванням шару; д) – з подачею розчину в середину шару і сепарацією частинок; е) – з подачею розчину на поверхню шару у прямоцілі високого температурного носія.

I – теплоносій; II – зріджуючий агент; III – розпилюючий агент; IV – готовий гранульований продукт; V – ретур; VI – повітря на класифікацію частинок; VII – відпрацьовані гази; VIII – вихідна речовина.

Рисунок 2.4 – Схема апаратів для грануляції мінеральних добрив у псевдозрідженому шарі

Механічне або пневматичне розпилювання розчину над шаром з подачею всього теплоносія під решітку апарата, рис. 2.4а), основними перевагами якого є зменшення виносу фракційного складу та збільшення поверхні зрошення, а також достатня інтенсифікація процесів тепло-масообміну, компактність, велика насипна густина.

Імовірність середнього часу перебування в апараті для всіх частинок однакова, що дозволяє прогнозувати рівномірний ріст гранул. Процес грануляції протікає в обмеженій зоні киплячого шару, безпосередньо над решіткою апарату, в зоні “киплячого шару”.

Недоліком є можливість випаровування робочого розчину до потрапляння на поверхню гранул, можливість забивання форсунок при використанні гетерогенної

рідкої фази, низька міцність гранул, нерівномірний розподіл компонентів в об'ємі гранули.

Розпилювання розчину всередину шару за допомогою механічних диспергаторів з подачею всього теплоносія під решітку апарата, рис. 2.4б). перевагами є висока продуктивність, безперервність роботи, висока твердість гранул. Недоліком є можливість старання гранул на поверхні розпилюючого пристрою, можливість утворення агломератів при перезволоженні, а також умови гідродинаміки дещо гірші за попередній спосіб.

Розпилювання розчину всередину шару за допомогою механічних диспергаторів з подачею всього теплоносія під решітку апарата і класифікацією гранульованого продукту, рис. 2.4в). Перевагою даного методу: висока продуктивність, поєднання в апараті декількох технологічних тепло-масообмінних процесів рівномірність складу гранул в об'ємі, висока твердість гранул, високий коефіцієнт гранулоутворення. Недоліки: барботаажний режим псевдозрідження, обертові механічні розпилювачі в шарі призводять до стирання гранул.

Розпилювання розчину всередину шару (знизу) з подачею всього теплоносія під решітку апарата, рис. 2.4г). Переваги: висока продуктивність, відсутність застійних зон, рівномірний гранулометричний склад. Недоліком є обмеження довжини факелу, тобто продуктивності форсунок висотою шару, і можливість злипання матеріалу, можливість забивання форсунок при подачі гетерогенної рідкої фази.

Розпилювання розчину всередину шару, рис. 2.1д) з сепарацією частинок. Основний потік теплоносія (високотемпературний) подається в розпилювач розчину таким чином, що факели розчину і подачі теплоносія суміщені в просторі, і знаходяться всередині киплячого шару, в результаті чого всередині нього утворюються зони локального фонтанування, які інтенсифікують гідродинамічний режим псевдозрідження. Ще однією перевагою даного способу є можливість розділення частинок в сепараторі. Недоліки такі ж як у попередньому методі.

Пневматичне розпилювання розчину над шаром у прямотоці високого температурного носія, рис. 2.4е). Переваги способу: висока продуктивність поєднання в апараті декількох процесів (випарювання, сушіння, кристалізація), безперервна дія, рівномірний гранулометричний склад. Недоліком цієї схеми є складність забезпечення стійкої кінетики процесу гранулоутворення, ускладнене диспергування гетерогенних розчинів, можливість утворення застійних зон.

2.5.2 Класифікація способів розпилення та обладнання для його здійснення

Для виробництва органо-мінеральних добрив з рівномірним розподіленням компонентів по всій поверхні гранул в псевдозрідженому шарі застосовують різні способи розпилення робочого розчину [33-36].

За основу класифікації взято способи підведення енергії, яка витрачається безпосередньо на диспергування рідкої фази при виробництві органо-мінеральних добрив.

Гідравлічне розпилювання. Основний енергетичний фактор – тиск нагнітання, що приводить до диспергування рідини. Проходячи через розпилюючий пристрій потік рідини набирає високу швидкість і змінює форму для швидкого та ефективного розпаду на краплі. Гідравлічне розпилювання досягається за допомогою форсунок: струменевих, зі стиканням струменів, ударно-струменевих, відцентрових, відцентрово-струменевих, комбінованих.

Гідравлічне розпилювання найбільш економічне (2 – 4 кВт на диспергування 1 т рідини), хоча утворене при цьому розпилення грубе та неоднорідне, а також має складності регулювання витрат при заданій якості диспергування та розпиленні високов'язких рідин.

Механічне розпилювання. У цьому випадку рідина отримує енергію в результаті руху по обертовому робочому елементу. Отримуючи разом з диспергатором обертальний рух під дією відцентрових сил, рідина зривається з розпилювача (у вигляді плівки або струменів) і подрібнюється на краплі. Для диспергування застосовуються механічні диспергатори дискового, барабанного та конічного типів.

До переваг цього способу слід віднести можливість розпилювання високов'язких, гетерогенних рідин (суспензій) та регулювання продуктивності розпилювача без суттєвої зміни дисперсності. Недоліками є відносно висока вартість та складність у виготовленні таких розпилювачів, а також енергоємність (15 кВт на диспергування 1 т рідини), окрім цього процес супроводжується вентиляційним ефектом.

Пневматичне розпилювання. При такому способі диспергування енергія підводиться до рідини за рахунок динамічної взаємодії з високошвидкісним потоком газу (розпилюючого агенту). Завдяки великій відносній швидкості потоків в розпилювачі рідина спочатку поділяється на струмені, які потім розпадаються на краплі. Пневматичне розпилювання здійснюється за допомогою пневматичних форсунок зовнішнього або внутрішнього змішування.

До переваг даного способу відносяться невелика залежність якості розпилювання від витрати рідини, надійність в експлуатації, можливість розпилення високов'язких рідин.

Недоліками є підвищена витрата енергії на розпилення (50 – 60 кВт на 1 т рідини), необхідність в розпилюючому агенті та обладнанні для його подачі, а також неможливість розпилювання забруднених рідин та грубих суспензій.

Акустичне розпилювання схоже на пневматичне. Рідина отримує енергію від взаємодії з потоком газу. Однак при цьому, газ отримує коливання ультразвукової частоти, що забезпечує більш тонке та однорідне розпилювання.

Даний спосіб більш економічний та перспективний за пневматичне розпилювання, однак потребує дорогих та складних акустичних розпилювачів.

Пульсаційне розпилювання. Особливістю даного способу є накладання пульсацій тиску або витрати на потік диспергованої рідини. Коливання плівки рідини, які виникають при цьому, сприяють збільшенню поверхневої енергії, втраті стійкості потоку і, як наслідок, більш тонкому диспергуванню.

Пульсаційне розпилювання можна застосувати і з будь-яким вище згаданим способом. При цьому до переваг того чи іншого способу можна додати: підвищення якості та однорідності диспергування, без збільшення енерговитрат та незначному ускладненні конструкції розпилювача.

Розпилювання з попереднім насиченням газом. За даним способом рідина перед подачею в розпилювач або в самому розпилювачі насичують газом. Розподілений в рідині газ стискується і частково розчиняється. При цьому зростає поверхнева енергія потоку. Підвищення енергії, а також швидке розширення бульбашок і десорбції газу при течії рідини з розпилювача приводять до її диспергування на краплі, менші, ніж при звичайному гідравлічному розпилюванні.

Комбіновані методи розпилювання. Поєднання декількох перелічених способів розпилювання дозволяє отримати такі характеристики диспергування, котрі неможливо отримати при застосуванні кожного із способів окремо.

При диспергуванні композитних гетерогенних систем доцільно застосовувати механічні диспергатори з конічною поверхнею.

2.5.3 Світова практика застосування техніки псевдозрідження для зневоднення рідких систем

Прямокутні гранулятори псевдозрідженого шару забезпечують створення позонного контакту, забезпечують необхідну технологію перебування гранул в апараті, дають можливість проводити декілька процесів: сушіння та охолодження (кондеціювання). Гранулятори псевдозрідженого шару виготовляються і встановлюються багатьма світовими компаніями, такими як GEA Niro, Glatt, Hosokawa Micron, Vector та іншими [37 – 40].

Компанія GEA Niro пропонує енергозберігаючі установки киплячого шару SPRAY FLUIDIZER™[37], рис. 2.5, застосовуються для сушіння, прожарювання й охолодження тонко- і грубодисперсних матеріалів. Сировиною для даних установок можуть бути розчини, суспензії кристалів або тверді тіла. Такі речовини як жирні кислоти або воски можливо розплавити і перетворити в гранули в процесі грануляції. Розчини суспензії дрібних кристалів можливо перетворити в порошок або гранули (діаметром 1-2 мм).

Гідродинаміка киплячого шару характеризується однорідним рухом кожної частки й досягається шляхом проходження вертикального потоку газу через шар зернистого матеріалу.

Сушіння й охолодження можуть бути об'єднані в одному апараті, що підвищує ефективність процесу й знижують виробничі витрати.

Витрати енергії на нагрів теплоносія істотно зменшуються за рахунок підведення охолоджувача (тепла) через встановлені в об'ємі киплячого шару теплообмінники, для попереднього нагріву теплоносія. Теплообмінники являють собою модулі, чим забезпечують легкість в обслуговуванні й ремонті. Особливості конструкції залежать від характеристик киплячого шару продукту. При цьому можуть бути використані традиційні носії енергії: вода, розсіл, топкові гази, повітря. Введення робочого розчину до апарату відбувається за допомогою пневматичних форсунок.

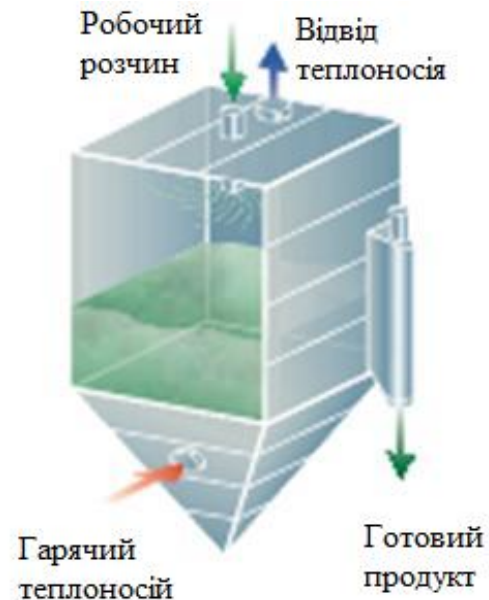


Рис. 2.5 – Установка киплячого шару [37]

При роботі з грубими суспензіями з використанням $\text{Ca}(\text{OH})_2$, в компанії застосовують диспергатори, рис. 2.6, а також ротаційні пульверизатори по технології SDA [37], яка дозволяє використовувати в процесі навіть морську воду. Основним недоліком даного типу диспергаторів та пульверизаторів є обмеження по навантаженню за вологою, при заданій якості розпилення.

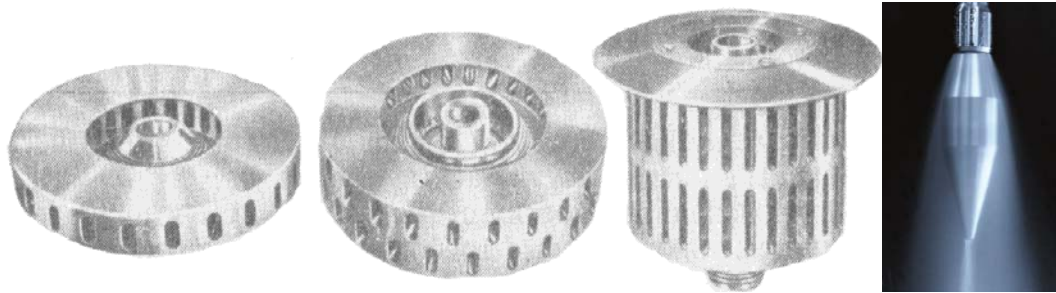


Рис. 2.6 – Дискові розпилювачі та форсунки компанії GEA “Niro” [37]

Основною перевагою заводів компанії Niro є широка область їх застосування.

Недоліками даних установок є складність контролювання розміру частинок, необхідність постійного контролю за форсунками, обмеження питомих навантажень через форсунки, складність установок, а також збільшення гідравлічного опору як результат використання додаткового теплообмінного обладнання.

Компанія Glatt [38] представляє на ринку устаткування для безперервного псевдозрідження призначені для агломерації, грануляції розпиленням, нанесення покриттів декількох видів.

Установки для безперервного псевдозрідження ProCell, дозволяють здійснювати процес грануляції або агломерації, процес сушіння продукту і процес охолодження в одному апараті. За рахунок поділу зони приточного повітря на кілька відділень. Технологічне повітря може подаватися в процес із різною швидкістю потоку й при різній температурі. Завдяки такій гнучкості й спеціальному розташуванню форсунок у різних зонах технологічного відділення можуть створюватися зовсім різні умови, рис. 2.7, 2.8.

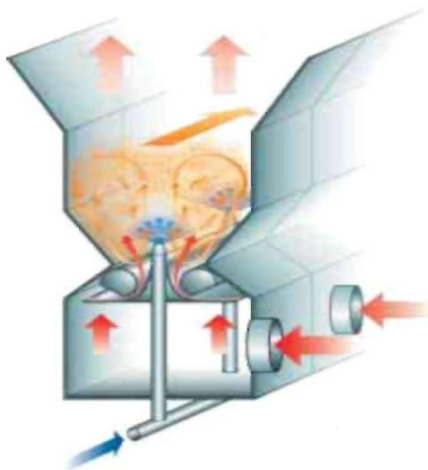
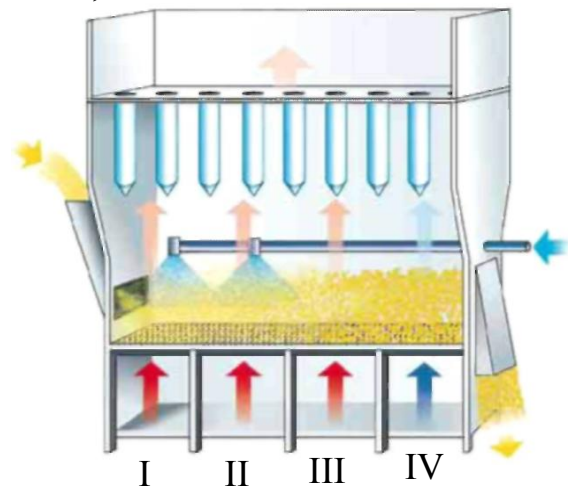


Рис. 2.7– Принцип технологічного процесу на установці ProCell 5 [38]



I,II – агломерація, III – висушування, IV – охолодження

Рис. 2.8– Принцип процесу безперервного зневоднення компанії Glatt [38]

Основою даної технології є псевдозрідження часток висхідним потоком технологічного повітря. На відміну від традиційних процесів псевдозрідження повітря надходить у технологічне відділення не знизу через сітчасте днище, а збоку через поздовжній щілинний зазор.

Поперечний переріз технологічного відділення значно розширюється догори. За рахунок цього швидкість газового теплоносія, що набігає, помітно знижується й у технологічному відділенні виникає спрямований вниз рух частинок.

Високі швидкості в щілинах технологічного відділення забезпечують стійкість процесу, навіть при роботі з клейкими речовинами, а отримані комки швидко розпадаються або виводяться з апарату.

Можливість роботи в безперервному режимі забезпечується при допомозі бокового вивантаження та зигзагоподібного просіюючого пристрою. Частинки, які не досягли необхідних розмірів повертаються до технологічного відділення. За рахунок закриття бокового вивантаження всі процеси можна проводити і в періодичному режимі (партіями).

Розпилення через форсунки в технологічному відділенні може здійснюватися як зверху над шаром, так і знизу в самому шарі. Завдяки центральному розташуванню форсунок розпилення відбувається в місці максимальної концентрації енергії.

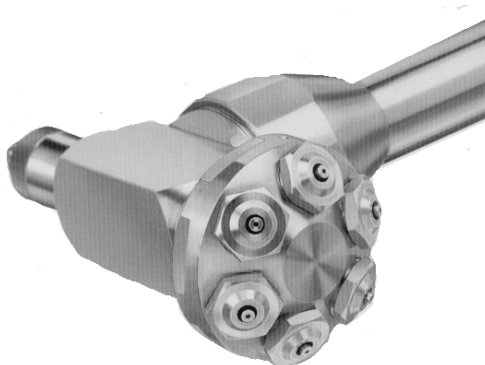


Рис. 2.9 – Пневматичний розпилювач компанії Glatt [38]

В компанії Glatt використовуються пневматичні та комбіновані форсунки, здатні працювати як з гомогенною фазою так і з низько концентрованими розчинами суспензій, рис. 2.9.

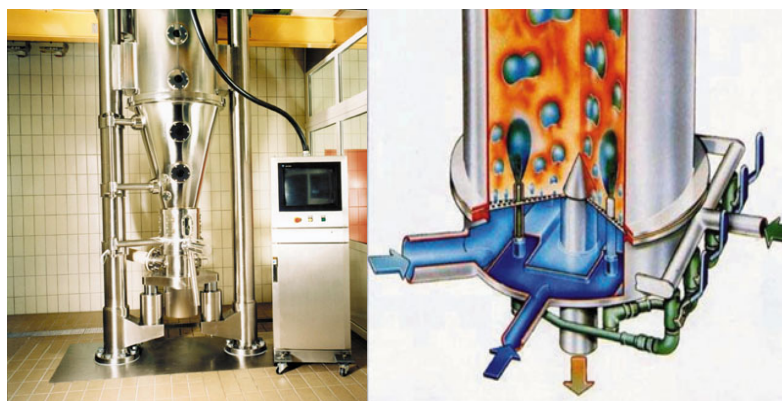
Недоліком цих установок є локальне підведення рідкої фази через форсунки, що робить неможливим використання грубих суспензій як робочого розчину, обмеження по навантаженню за вологою, що приводить до збільшення кількості форсунок на одному розпилювачі, провальність газорозподільного пристрою, велика імовірність утворення агломератів. Окремим недоліком установок ProCell 5 є їх складність масштабування.

Компанія «Nosokawa Micron International Inc.» [39] використовує декілька технологій сушки та грануляції в псевдозрідженому шарі. На рис. 2.10 показано технологію утворення гранул заданої форми в псевдозрідженому шарі з класифікацією готового продукту за розмірами.

На рис. 2.10б) показано бульбашковий режим псевдозрідження з подачею теплоносія під газорозподільний пристрій, при цьому розпилення робочого всередину шару здійснюється як радіально так і через решітку за допомогою спеціальних пневматичних або комбінованих форсунок. На рис. 2.10в) показано систему класифікації гранул за допомогою лез, системи отворів та відповідних каналів.

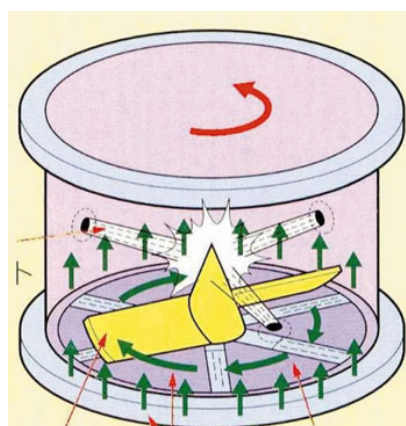
Установки даного типу дозволяють вприскувати робочий розчин в ті області де це необхідно, а також контролювати частинки за розмірами формою та міцністю. Також такі установки безперервної дії дають можливість отримувати агломерати з розчину суспензії за один крок, знижують витрати виробництва об'єднуючи в одному апараті процеси агломерації та сушіння розпиленням.

Недоліками такого способу є пилоутворення за рахунок стирання гранул, використання багатьох розпилювачів, що значно ускладнює та здорожчує установку, обмеження за витратою робочого розчину за рахунок використання форсунок та можливість їх забивання за рахунок періодичності їх роботи.



а)

б)



в)

а) – загальний вигляд гранулятора псевдозрідженого шару; б) – механізм процесу грануляції; в) – механізм процесу класифікації

Рис. 2.10 – Гранулятор псевдозрідженого шару [39]

На рис. 2.11 показано багатосекційну установку псевдозрідженого шару безперервної дії компанії «Nosokawa Micron International Inc.» [39], яка працює за тим самим принципом, що й установки компанії Glatt, рис. 2.7, 2.8.

Установки даного типу дозволяють отримувати широкий спектр гранульованого продукту (гранули, порошки, агломерати). Відрізняється від установок компанії Glatt сталістю часу перебування гранул в кожному відділі, можливістю регулювання цього терміну, легко масштабуються під конкретне підприємство, мають низький викид пилу, мають статичну конструкцію без рухомих частин, зносостійкі, мають низький рівень шуму та вібрації, розраховуються лише на статичні навантаження.



Рис. 2.11 – Багатосекційна установка псевдозрідженого шару [39]

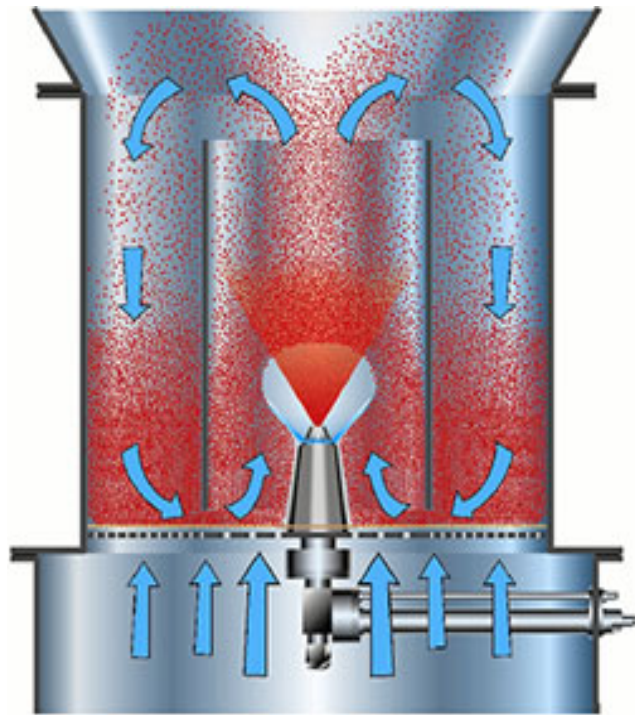
Недоліком цих установок є локальне підведення рідкої фази через форсунки, що робить неможливим використання грубих суспензій як робочого розчину, обмеження по навантаженню за вологою.

Компанія Vector [40] використовує оригінальну технологію псевдозрідження втілену в апаратах Coater[®] Flo, рис. 2.12. Апарати даного типу дозволяють забезпечувати пошаровий ріст гранул з рівномірним розподіленням цільових компонентів. Це досягається за рахунок направленої циркуляції гранул, рис. 2.12б) у радіально розташованих в апараті трубах, рис. 2.12в), в яких розміщується розпилюючий пристрій типу форсунки (пневматичні, комбіновані), здатної працювати з низько концентрованими розчинами суспензій. В трубі утворюється зона інтенсивного зволоження, а за рахунок направленої циркуляції та направленого потоку, який там утворюється гранули набувають високої швидкості, що не дозволяє їм перезволожуватись.

Установки даного типу дозволяють контролювати розміри гранул, безперервної дії, мають системи вивантаження та сортування готового продукту і працюють за рецикловою схемою грануляції, при цьому можна досліджувати еквівалентний діаметр гранул безперервно за рахунок системи лазерних заміру. Апарати блочного типу, що дозволяє використовувати їх для проведення серії досліджень з різними типами газорозподільних пристроїв та диспергаторів.



а)



б)



в)



г)

а) – загальний вигляд гранулятора псевдозрідженого шару; б) – направлена циркуляція в одній із секцій апарату; в) – розташування розпилюючих пристроїв в апараті; г) – система заміни розпилюючого пристрою

Рис. 2.12 – Гранулятор псевдозрідженого шару компанії Vector [40]

Компанія Vector навіть розробила технологію заміни розпилюючого пристрою без зупинки процесу гранулоутворення. Процес не зупиняється за рахунок наявності декількох таких пристроїв в апараті.

Зволоження гранул в процесі гранулоутворення забезпечують пневматичні форсунки подібні до тих, які використовує компанія Glatt [38], показані на рис. 2.9,. Недоліком таких форсунок є робота при незначних навантаженнях за

вологою, що вирішується збільшенням числа форсунок, можливість забивання при роботі із суспензіями, необхідність у газовому агенті.

До загальних недоліків грануляторів компанії Vector слід віднести їх вартість за рахунок застосування багатьох розпилювачів, енергоємність цих розпилювачів, ускладнення установки за рахунок системи заміни розпилювачів, складності в роботі із розчинами суспензій.

Як видно з вище розглянутих апаратів світових лідерів мало використовуються механічні диспергатори, у зв'язку з їх недостатнім дослідженням. А використання гетерогенної рідкої фази, яке досить часто зустрічається в світовій практиці потребує якісного та безперервного розпилу, якого можна досягти за допомогою механічних диспергаторів, а проблеми зв'язані з обмеженням по навантаженню за вологою можна вирішити за допомогою механічних, відцентрових диспергаторів кінцевого типу.

3 ПЕРЕРОБКА РІДКИХ ВІДХОДІВ ВИРОБНИЦТВА КАПРОЛАКТАМУ

У більшості промислових схем виробництва капролактаму побічними продуктами є водний розчин сульфату амонію, циклогексанова фракція, спиртова фракція, масло X, водно-лужний і водно-кислий стоки цеху окислення циклогексану, кубові залишки дистиляції капролактаму і стічні води, які містять нітрат-іони [41].

3.1 Утворення та переробка розчинів сульфату амонію

Сульфат амонію, що виробляється з відходів цеху капролактаму належить до регенованого сульфату амонію.

Сульфат амонію утворюється на стадіях синтезу гідроксиламіносольфату за рахунок побічних реакцій, у процесі оксимування циклогексанону, а також при нейтралізації сірчаноокислого ефіру капролактаму і нейтралізації вільної сірчаної кислоти в реакційній масі при бекманівському перегрупуванні.

Сульфат амонію, який утворюється під час синтезу гідроксиламіносольфату, як правило не виділяють, а спрямовують разом з робочим розчином на оксимування. Внаслідок розшаровування продуктів оксимування отримують водний шар наступного складу, %:

сульфат амонію	25–42;
нітрат амонію	1–3;
органічні домішки	0,1–0,5;
вода	64,5–75.

Технологічна схема стадії оксимування з утворенням сульфату амонію представлена на рис.3.1.

Особливістю схеми є те, що циклогексанон подається до екстракційної колони 10, де з розчину сульфату амонію, утвореного при оксимуванні в реакторах 3, 4, 5, 7, вилучається циклогексаноноксим, як розчинений, так і частково емульгований. У випадку випарювання розчину сульфату амонію циклогексаноноксим переганяється з водяною парою і гідролізується до циклогексанону та гідроксиаміну. При цьому в розчині сульфату амонію залишається значна кількість органічних продуктів, які в подальшому забарвлюють кристали солі. Крім того, накопичуючись у кристалізаторах, органічні продукти стають на перешкоді зростанню кристалів, а також забруднюють конденсат вторинної пари.

З реактора другого ступеня 7 суміш потрапляє в сепаратор 12, де розшаровується на органічну та водну фази. Органічна фаза прямує в реактори першого ступеня 3, 4, 5, а водна фаза, яка містить до 40 % сульфату амонію подається в екстракційну колону 10. У колоні з розчину сульфату амонію гострою парою видаляється циклогексанон. Після конденсації конденсат відділяється у сепараторі 8. Циклогексанон з водою (легка фаза) спрямовується у реактори першого ступеня, а вода з 5–7 % циклогексанону (важка фаза) повертається в колону 10. Розчин з низу колони подається у цех сульфату амонію.

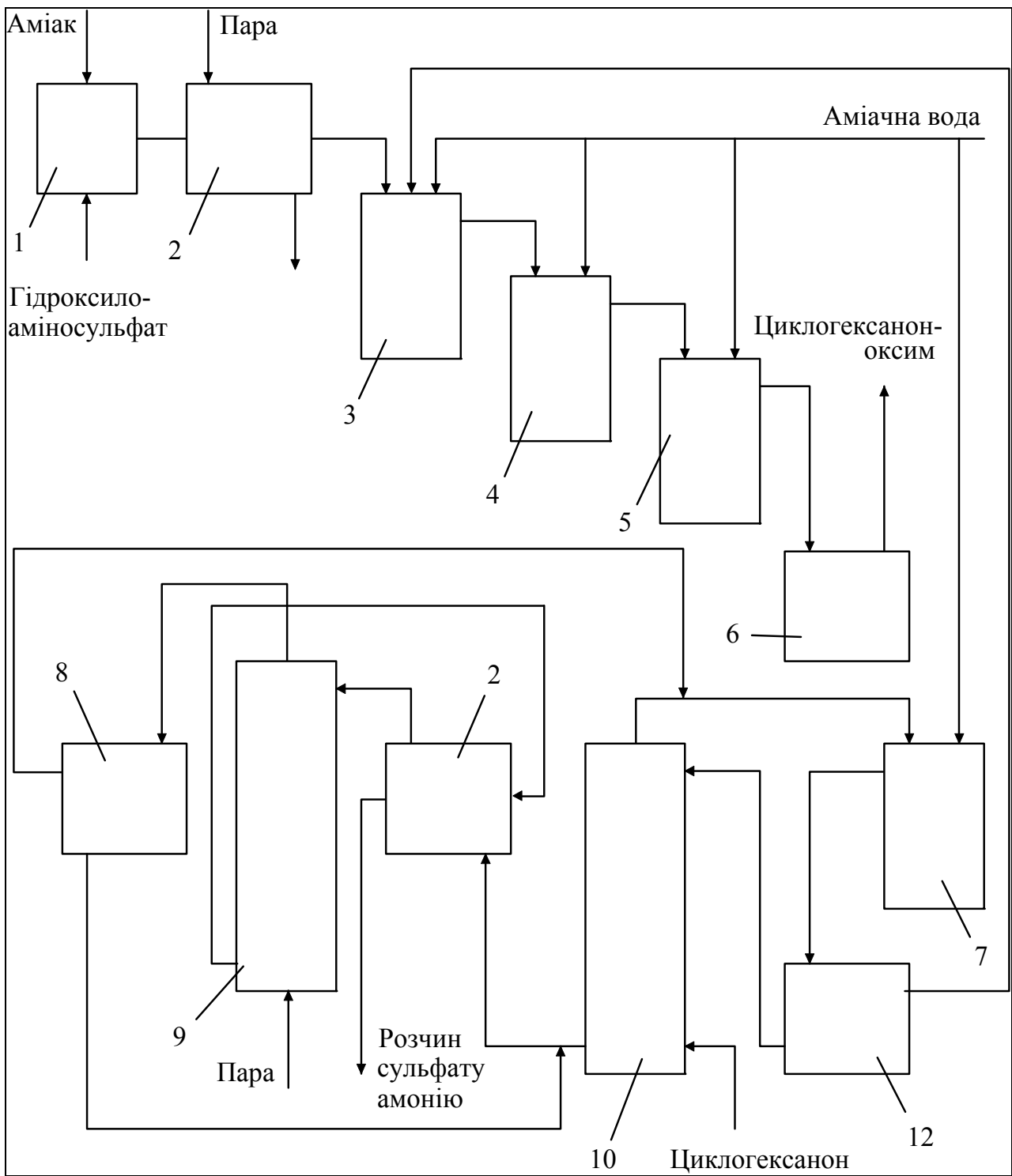


Рис. 3.1 – Схема стадії оксимування з гідроксиламіносульфатом: 1 – нейтралізатор; 2 – підігрівач; 3, 4, 5, 7 – реактори; 6, 8, 12 – сепаратори; 9 – відпарювальна колона; 10 – екстракційна колона

Сульфат амонію утворюється також на стадіях нейтралізації сірчанокислого ефіру капролактаму та нейтралізації вільної сірчаної кислоти в реакційній масі

при бекманівському перегрупуванні. Водний шар після стадії нейтралізації містить 38–42 % сульфату амонію.

У технологічних схемах, у яких продукт бекманівського перегрупування або лактамізації нейтралізують газоподібним аміаком, останній подається безпосередньо в циркуляційний цикл вакуум-кристалізатора, в якому циркулює розчин капролактаму. Суспензія “капролактаму–сульфат амонію–вода” проходить центрифугу для відділення кристалів сульфату амонію. Після сушки кристалічний сульфат амонію передають на склад.

На багатьох виробництвах капролактаму водні розчини сульфату амонію після стадій оксимування та нейтралізації об’єднують і спрямовують у цех сульфату амонію.

Розчини сульфату амонію містять домішки, які впливають на процес кристалізації та якість солі, – нітрат амонію і органічні речовини: циклогексанон, бензол, трихлоретилен, циклогексаноноксим, капролактаму та його олігомери, ϵ -амінокапронова кислота, тощо.

Нітрат амонію використовується при синтезі гідроксиламіносульфату за методом Рашига і під час оксимування повністю переходить у розчин сульфату амонію. У зв’язку з кращою розчинністю, нітрат амонію накопичується у циркулюючому розчині під час кристалізації. При концентрації нітрату амонію до 4 % він покращує умови кристалізації сульфату амонію. Подальше збільшення концентрації призводить до утворення дрібних кристалів сульфату амонію, погіршує гранулометричний склад солі, що ускладнює центрифугування. Тому в деяких схемах частину маточного розчину виводять із циклу в самостійну апаратуру, де виділення солі відбувається без рециркуляції.

Органічні домішки (циклогексанон, бензол, трихлоретилен) відганяються з вторинною (соковою) парою на стадії випарювання. Отже виникає потреба очищення стічних вод.

Висококиплячі органічні речовини (циклогексаноноксим, капролактаму та його олігомери, ϵ -амінокапронова кислота) видаляються зі схеми разом з кристалами сульфату амонію. Їх присутність не впливає на якість солі, якщо сульфат амонію використовують, як добриво. Агротехнічні випробування, виконані у різних країнах, довели, що ці домішки не є гербіцидами. Однак значна кількість висококиплячих речовин у розчині призводить до забиття теплообмінної апаратури.

Виділення сульфату амонію з розчинів за методом багатоступінчастої кристалізації

В основу промислових способів виділення сульфату амонію покладено процеси випарювання, кристалізації, центрифугування та сушіння. Технологічні схеми відрізняються різноманітністю інженерних рішень та апаратурним оформленням, що пояснюється різними вимогами до кінцевого продукту та широким варіюванням якісних показників вихідних розчинів, а також продуктивністю установки, параметрами і вартістю енергетичних ресурсів у районі розташування виробництва.

Технологічна схема виділення сульфату амонію за методом багатоступінчастої вакуум-кристалізації.

Технологічну схему цеху виділення сульфату амонію за методом багатоступінчастої вакуум-кристалізації показано на рис.3.2.

З цеху капролактаму розчин сульфату амонію надходить в ємності, де відбувається його накопичення. Місткість ємностей повинна забезпечувати нечутливість цеху сульфату амонію до коливань видатності цеху капролактаму з часом. З ємностей розчин подається у змішувач 1, до якого також потрапляє розчин, який циркулює в схемі, тобто маточний розчин після згущувача 6 та центрифуги 7.

Далі насосом суміш подається в батарею теплообмінників 2, де нагрівається соковою парю до 75–80 °С. Остаточне нагрівання до температури 100–120 °С відбувається у паровому підігрівачі 3.

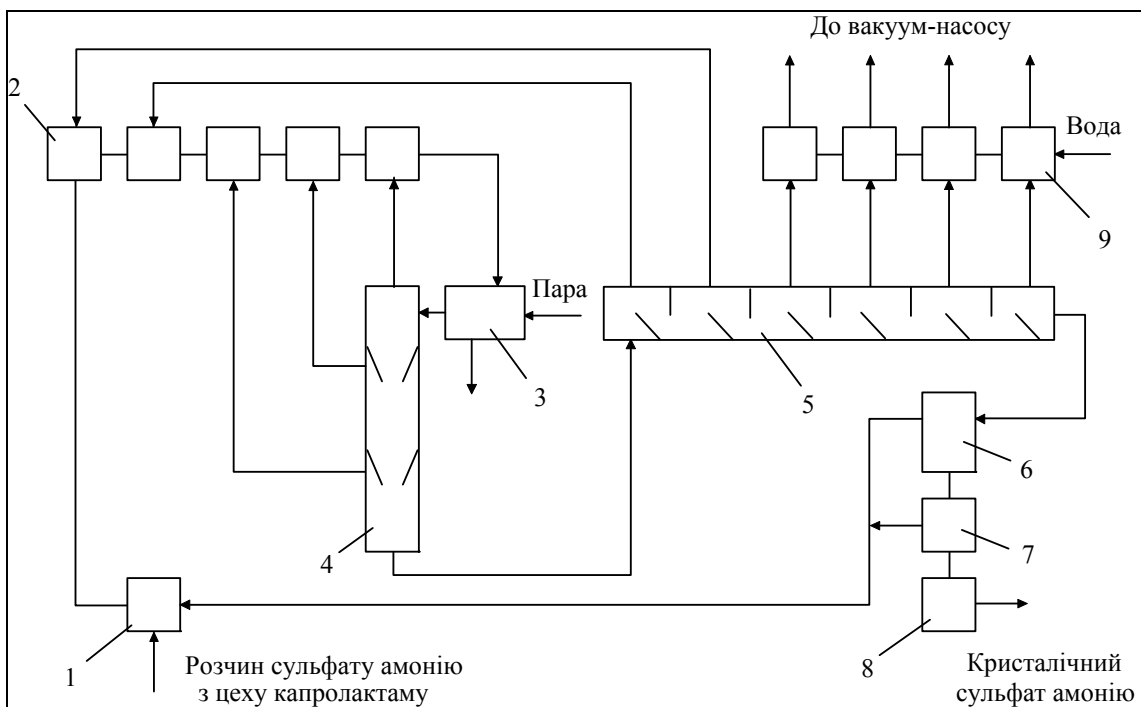


Рисунок 3.2. – Схема виділення сульфату амонію за методом багатоступінчастої вакуум-кристалізації: 1 – змішувач; 2 – теплообмінники; 3 – підігрівач; 4 – вакуум-випарник; 5 – вакуум-кристалізатор; 6 – згущувач; 7 – центрифуга; 8 – сушарка; 9 – конденсатор

Суміш, нагріта до температури, близької до температури кипіння, власним током надходить до вакуумного випарника 4, який являє собою вертикальний апарат з трьома камерами. Зменшуючи тиск від камери до камери, процес ведуть таким чином, щоб за рахунок випарювання частини води отримати на виході з апарата насичений розчин сульфату амонію, не допускаючи кристалізації і забивання кристалами нижньої частини апарата та переточної труби.

Насичений розчин сульфату амонію з вакуум-випарника 4 перетікає до багатосекційного вакуум-кристалізатора 5. Кількість секцій в апараті може коливатися у межах від шести до дев'яти. У першій і другій секціях починається утворення кристалів, у наступних – збільшення розмірів останніх. Тиск у вакуум-кристалізаторі зменшується від секції до секції, отже у кожній секції відбувається випарювання води, а температура суспензії зменшується від 80 °С на вході до 35 °С на виході.

З останньої секції суспензія надходить у згущувач 6, у якому згущення відбувається за рахунок дії сил тяжіння. Осадження кристалів відбувається у конічній частині апарату. Освітлений розчин повертається у цех як маточний розчин, а згущена суспензія з об'ємною концентрацією твердої фази 40–70 % подається на центрифугу 7.

З метою розділення суспензії можуть використовуватися як відстійні, так і фільтрувальні центрифуги. Вибір центрифуги визначається концентрацією суспензії та гранулометричним складом осаду. Маточний розчин (із вмістом кристалів до 20 %) надходить у змішувач 1 для приготування робочого розчину, а кристали після центрифуги (вологістю до 3,5 %) транспортером подаються в сушарку 8. Сушіння відбувається в апараті КШ гарячим повітрям або димовими газами з температурою 140–280 °С. Висушені кристали вологістю до 0,3 % затарюють в паперові бітуменізовані або поліетиленові мішки, спрямовують на склад або, безпосередньо, завантажують у залізничні вагони.

Для роботи схеми необхідно забезпечити вакуумування випарника і кристалізатора. З цією метою вторинна пара з вакуум-кристалізатора надходить у конденсатори 9, які охолоджуються проточною водою. Конденсатори з'єднані з вакуум-насосом або вакуумною системою виробництва.

Схему багатоступінчастої кристалізації легко обслуговувати, і вона використовується при переробці розчинів сульфату амонію досить широко, особливо у порівняно невеликих виробництвах.

Цей спосіб придатний також для переробки розчинів, забруднених нітратом амонію та органічними домішками. Показники схеми показані в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 — Техніко-економічні показники схеми багатоступінчастої кристалізації (на тонну сульфату амонію)

Показник	Одиниця виміру	Витрати
Електроенергія	кВт · год	40–45

Технічна вода	м ³	50
Водяна пара	МДж	2,47–2,88

Технологічна схема виділення сульфату амонію “на кристал”. У схемі рис.3.3 розчин переробляється зі стадії оксимування, і її обладнання працює за атмосферного тиску. Така ж схема застосовується з метою отримання сульфату амонію з розчину стадії нейтралізації, але у цьому випадку залишковий тиск дорівнює 20 кПа.

Схеми звичайно поєднуються таким чином, щоб сокова пара першої схеми використовувалася як гріюча для виділення сульфату амонію з розчину після нейтралізації, завдяки чому зменшуються її питома витрата.

Розчин сульфату амонію зі стадії оксимування, що має об’ємну концентрацію основної речовини 25–40 %, подається у випарник 1, в якому частина води випарюється під вакуумом (абсолютний тиск у лінії сокової пари становить 20 кПа). У сепараторі 2 розчин відділяється від пари, а потім, після додаткового нагрівання конденсатом гріючої пари, потрапляє у циркуляційний контур випарника-кристалізатора 4. Випарювання і кристалізація розчину відбувається у системі, яка складається з випарника-кристалізатора 4, циркуляційного насоса, підігрівача 5 і насоса для суспензії.

Верхня частина апарата 4 призначена для випарювання, а нижня – для кристалізації розчину. З кристалізаційного об’єму насичений розчин сульфату амонію, змішаний зі свіжим випареним розчином, забирається циркуляційним насосом і подається у підігрівач 3, де за атмосферного тиску нагрівається до температури, на 2–3 °С вищої за температуру кипіння насиченого розчину (110–111 °С). Теплота перегріву відповідає кількості теплоти, необхідної для випарювання води, яка надходить з вихідним розчином.

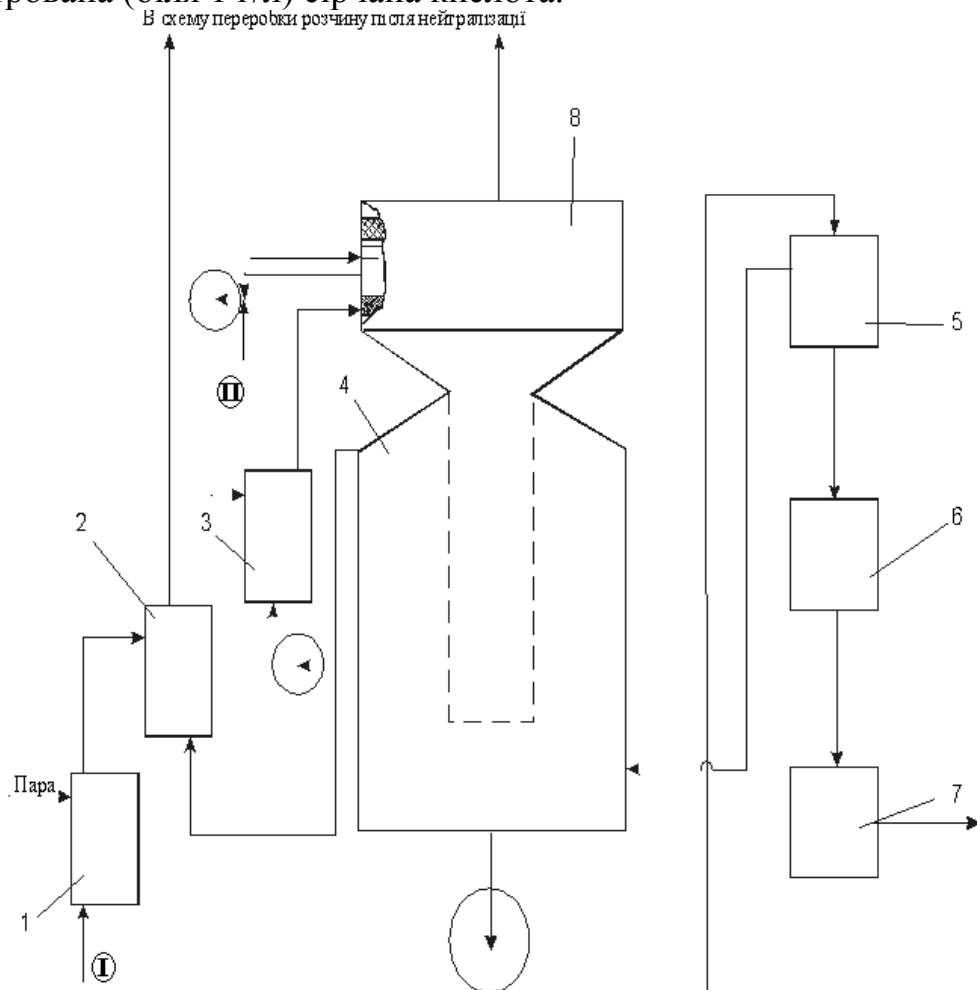
У випарному об’ємі випарника-кристалізатора 4 за рахунок теплоти перегріву частина води випарюється, а розчин сульфату амонію стає пересиченим. Зберігаючи стан пересичення (без утворення кристалів), розчин стікає до нижньої частини апарата, де стикається з раніше утвореними кристалами, забезпечуючи їх подальше зростання.

Розміри кристалізаційного об’єму вибираються таким чином, щоб швидкість руху пересиченої рідини забезпечувала найкращі умови зростання кристалів. Форма кристалізаційного об’єму повинна забезпечувати плавне зменшення швидкості потоку знизу вверх, завдяки чому створюється класифікаційний шар кристалів. Пересичений розчин, рухаючись крізь такий шар кристалів знизу вверх, зустрічається спочатку з крупними кристалами, потім з більш дрібними, внаслідок чого система забезпечує одержання досить крупних кристалів.

Крупні однорідні кристали збираються у нижній частині кристалізаційного об’єму у вигляді суспензії, що містить біля 20 % твердої фази. Суспензія відкачується насосом до згущувача 5. Тут відбувається подальше зневоднення

суспензії до концентрації твердої фази 50–60 %, після чого вона подається на центрифугу 6. Маточний розчин після центрифуги потрапляє у збірник, після якого повертається у випарник-кристалізатор 4. Кристали сульфату амонію вологістю біля 2 % з центрифуги надходять у сушарку 7.

Сокова пара тиском 0,1 МПа, яка утворилася у випарному об'ємі випарника-кристалізатора 4, надходить у сепаратор 8. Нижня частина сепаратора має спеціальний краплевідбивний шар, після проходження якого бризки розчину повертаються у цикл. З метою вловлювання вільного аміаку, який відганяється з розчину соковою парою, над нижнім краплевідбивним шаром розбризкується слабкокентрована (біля 1 г/л) сірчана кислота.



I – розчин сульфату амонію зі стадії оксимування

II – сірчана кислота

1 – випарник, 2 – сепаратор, 3 – підігрівач, 4 – випарник-кристалізатор, 5 – згущувач, 6 – центрифуга, 7 – сушарка, 8 – сепаратор.

Рис. 3.3 Схема видалення сульфату амонію методом випарювання "на кристал"

Сокова пара після випарника-кристалізатора 4 використовується для обігріву випарника 1, а також подається до схеми одержання сульфату амонію з розчину стадії нейтралізації.

У системі, аналогічній описаній вище, яка працює під тиском 20 кПа, переробляється розчин сульфату амонію зі стадії нейтралізації.

Сокова пара після випарника-кристалізатора з температурою біля 60 °С конденсується у конденсаторі. Несконденсовані гази відкачуються вакуум-насосом і викидаються в атмосферу, а конденсат через барометричний збірник скидається у каналізацію.

Сушіння кристалів сульфату амонію здійснюється у сушарці киплячого шару (КШ) 7. Гаряче повітря подається в сушарку газодувкою через калорифер, що обігривається паром. Відпрацьоване повітря спрямовується у промивний скрубєр, який зрошується конденсатом сокової пари, після чого, маючи температуру 45–50 °С і вміст пилоподібного сульфату амонію не більший за 10 мг/м³, викидається в атмосферу.

Описана схема дозволяє одержати сульфат амонію із вмістом кристалів розміром більше 1 мм понад 70 %.

Недоліком схеми є необхідність відводити частину маточного розчину з циклу кристалізації розчинів стадії оксимування, що потребує встановлення додаткового обладнання. До недоліків можна також віднести зрошення скрубєра конденсатом сокової пари, що містить органічні речовини. Повертати таку суспензію в цикл недоцільно, оскільки тим самим збільшується кількість органіки у маточному розчині. Можливо, кращим рішенням було б зрошення скрубєра вихідним розчином із змішуванням останнього з частиною маточного розчину, що виводиться з циклу кристалізації розчинів стадії оксимування з метою подальшої переробки.

Для відділення кристалів солі від маточного розчину звичайно використовують автоматичні фільтрувальні центрифуги, інколи у парі з відстійними. Вологість солі залежно від величини кристалів, навантаження за суспензією та інших факторів коливається у межах 1–5 %.

Вологий сульфат амонію легко злежується під час зберігання, що ускладнює його подальше використання. Тому після центрифугування сіль піддають додатковому сушінню в барабанних сушарках або сушарках КШ. На злежування, крім кількості залишкової вологи, впливає величина кристалів, присутність у продукті вільної сірчаної кислоти та деяких інших домішок. Наявність інших органічних домішок, наприклад, похідних метакрилового ряду, зменшує величину злежування сульфату амонію.

Таблиця 3.2 – Техніко-економічні показники схеми виділення сульфату амонію “на кристал” (на тонну сульфату амонію)

Показник	Одиниця виміру	Витрати
Електроенергія	кВт · год	26–30
Технічна вода	м ³	56
Водяна пара	МДж	2,27–2,47

3.3 Властивості сульфату амонію та його розчинів

Сульфат амонію $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (молекулярна маса – 132,26) – біла кристалічна речовина, кристали якої мають голчасту форму. Добре розчиняється у воді, утворюючи з нею кристалогідрати (табл.3.3). Вміст основної речовини - азоту становить від 20,8 до 21% в залежності від сорту [42, 43, 44]. Густина 1769 кг/м³. Теплота кристалізації 78,2 кДж/кг.

Таблиця 3.3 – Розчинність сульфату амонію у воді та пружність його пари при різній температурі.

Температура, °С	Кількість $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, розчиненого в 1 кг води, г	Вміст $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ у насиченому розчині		Пружність пари над насиченим розчином $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, мм рт. ст.
		г/кг розчину	г/л розчину	
1	2	3	4	5
30	781	438	540	25,2
1	2	3	4	5
40	812	448	555	43,2
50	843	457	570	71,9
60	874	466	585	120,0
70	905	475	600	175,0
80	941	485	615	260,0
100	1020	505	645	550,0
108,6	1060	515	655	760,0

Водний розчин сульфату амонію має слабку кислотну реакцію (індекс рН одновідсоткового розчину дорівнює 5,7). При розчиненні одного моля сульфату амонію в 400 молях води при 18 °С теплота розчинення становить 9,9 кДж, а при розчиненні такої ж кількості у розчині, близькому до стану насичення – 6,55 кДж.

Зміна кислотності мало впливає на розчинність, однак при збільшенні концентрації вільної сірчаної кислоти до 19 % сульфат амонію починає переходити у бісульфат і розчинність солі підвищується. Залежності розчинності і пружності пари від концентрації сірчаної кислоти показано на рис.1.1.

Розчинність суміші сульфату та бісульфату амонію збільшується з підвищенням кислотності до 34 %. При цій концентрації у розчині залишається тільки бісульфат амонію, розчинність якого зменшується з подальшим підвищенням кислотності.

З додаванням до маточного розчину аміаку розчинність сульфату амонію зменшується, табл. 3.4.

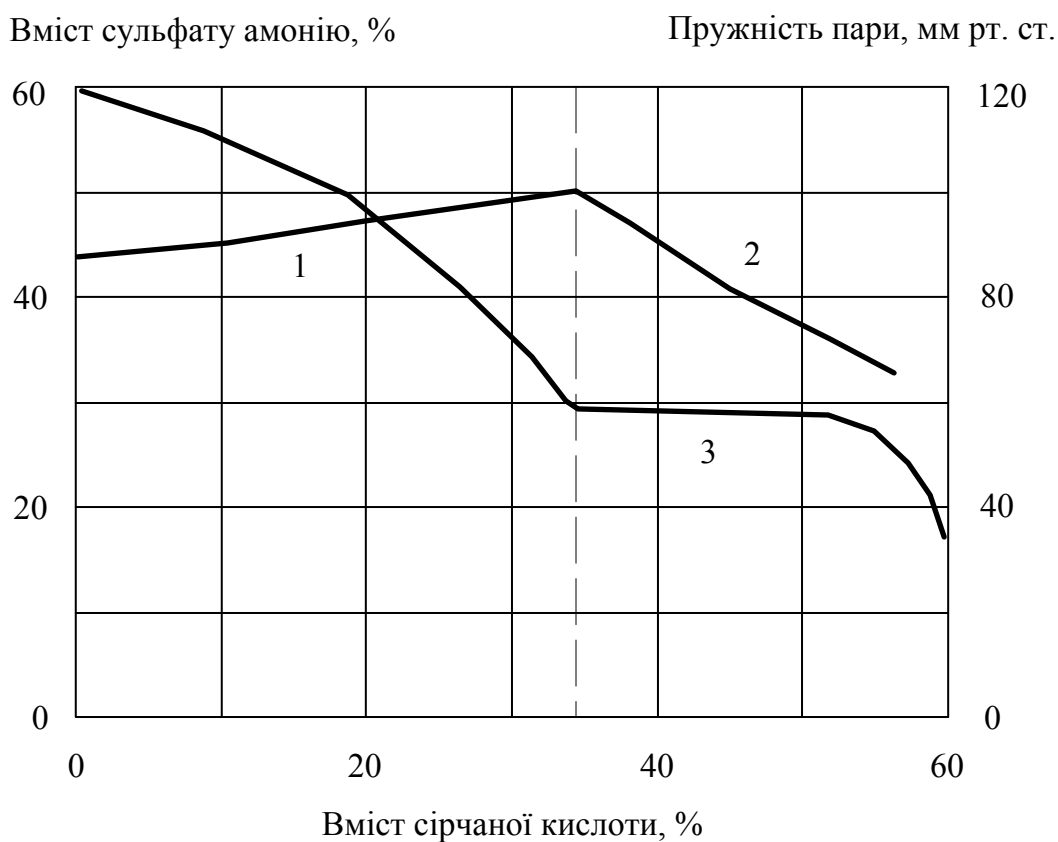


Рисунок 3.4 – Розчинність сульфату (1) та бісульфату (2) амонію і пружність пари над насиченим розчином сульфату амонію (3) при температурі 60 °C

Таблиця 3.4 – Залежність розчинності сульфату амонію від вмісту аміаку

Масова концентрація аміаку, %	8	15,5	24,5
Розчинність сульфату амонію, г/(100 г розчину)	55	36,5	18,0

Пружність водяної пари над розчином може визначатись за Таммом та Герлехом

$$P = P_s (1 - 0,00235C - 0,004S),$$

де P_s – пружність пари чистої води при даній температурі;

C – концентрація сульфату амонію в розчині, г/(100 г води);

S – концентрація вільної сірчаної кислоти.

У виробничих умовах розчин завжди забруднений органічними домішками, які впливають на розчинність сульфату амонію та якість кристалів.

Нітрат амонію (виробництва капролактаму) розчиняється у воді краще за сульфат, тому при його концентраціях до 4 % кристалізація сульфату амонію покращується через зменшення розчинності останнього. Подальше збільшення концентрації нітрату амонію погіршує гранулометричний склад продукту внаслідок утворення дрібних кристалів сульфату амонію.

У наведених нижче таблицях зведено дані щодо густин (табл.3) та температур кипіння, табл. 3.5 водних розчинів сульфату амонію.

Таблиця 3.5 – Густина водних розчинів сульфату амонію при 20 °С

Концентрація		Густина, кг/м ³	Концентрація		Густина, кг/м ³
%	г/л		%	г/л	
1	10,04	1004,1	18	198,7	1103,9
2	20,20	1010,1	20	223,1	1115,5
4	40,88	1022,0	24	273,2	1138,3
6	62,02	1033,8	28	325,0	1160,9
8	83,64	1045,6	30	251,7	1172,1
10	105,7	1057,4	35	420,0	1200,0
12	128,3	1069,1	40	491,1	1227,7
14	151,3	1080,8	50	641,2	1282,5
16	174,8	1092,4			

Таблиця 3.6 – Температура кипіння t_k водних розчинів сульфату амонію

Концент- рація, %	t_k °С	Концент- рація, %	t_k °С	Концент- рація, %	t_k °С	Концент- рація, %	t_k °С
8	100,55	19	101,51	30	102,90	41	104,9
9	100,62	20	101,62	31	103,05	42	105,5
10	100,72	21	101,75	32	103,20	43	105,4
11	100,78	22	101,85	33	103,35	44	105,7
12	100,85	23	102,00	34	103,55	45	105,9
13	100,95	24	102,10	35	103,70	46	106,25
14	101,05	25	102,20	36	103,90	47	106,6

15	101,12	26	102,35	37	104,05	48	106,9
16	101,21	27	102,45	38	104,30	49	107,3
17	101,31	28	102,60	39	104,45	50	107,65
18	101,41	29	102,75	40	104,70	51	108,1

Виділення сульфату амонію з розчину перш за все зумовлюється його розчинністю за даних умов. Розчинність дрібних та крупних кристалів різна. У загальному вигляді ця залежність може бути виражена рівнянням

$$RT \ln \left(\frac{L_r}{L_\infty} \right) = \frac{2\sigma V}{r},$$

де R – газова стала;

T – абсолютна температура;

L_r – розчинність частинки радіуса r;

L_∞ – ідеальна розчинність;

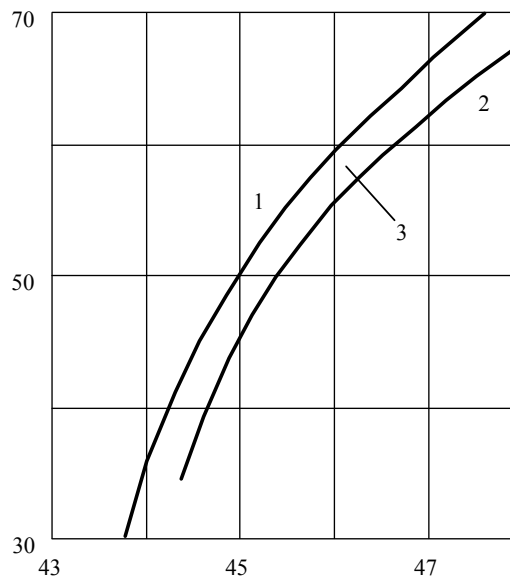
σ – поверхневий натяг розчину;

V – молярний об'єм.

Таким чином, розчинність дрібних кристалів вище за ідеальну, тому їх утворення (початок кристалізації) відбувається з пересичених розчинів.

Експериментальні дані щодо ступеня пересиченості чистого розчину сульфату амонію з 5 % вільної сірчаної кислоти подано на рис.3.5.

Температура, °C



Вміст сульфату амонію в розчині, %

Рис. 3.5 – Ступінь насиченості кислих розчинів сульфату амонію при перемішуванні: 1 – крива розчинності; 2 – крива пересичення; 3 – зона зростання кристалів.

Крива пересичення називається також кривою надрозчинності. Зона 3 на рис.1.3 – область метастабільності. Над нею знаходиться область ненасиченого розчину, під нею – область лабільності.

3.4 Застосування сульфату амонію

Сульфат амонію застосовується в електотехніці, медицині сільському господарстві.

Сульфат амонію є одним з видів азотних добрив. Незважаючи на відносно низький вміст азоту (20,8-21%) сульфат амонію успішно конкурує з такими високоефективними азотними добривами, як аміачна селітра та карбамід. Виробництво сульфату амонію в країнах з розвинутою хімічною промисловістю продовжує зростати. Це пояснюється двома обставинами. По-перше встановлено, що не тільки азот, але й сірка, що входить в його склад є необхідним елементом живлення рослин. По-друге, основна частина сульфату амонію одержується при утилізації промислових відходів, а отже собівартість його нижча за собівартість інших азотних добрив.

Сульфат амонію застосовується прямим внесенням в ґрунти та для приготування змішаних добрив. Як добриво доцільно застосовувати його в гранульованій формі [45,46].

Автори роботи [46] впровадили спосіб одержання гумінового добрива, основною частиною якого є сульфат амонію (99%). Приріст врожаю пшениці становить до 24,4 ц/га, гречки до 4,9 ц/га, кукурудзи (зерно) до 30,3 ц/га. Добриво має пострадіоактивну дію - вміст цезію $Cs^{134-137}$ зменшується в зеленій масі до 52% від контролю.

Застосування сульфату амонію при вирощуванні чаю, рису, жита, картоплі, цукрового буряку дає приріст врожаю більше ніж аміачна селітра.

Сульфат амонію, що виробляється промисловістю прийнято ділити на три види: синтетичний, коксохімічний, та регенерований.

Синтетичний одержують при нейтралізації аміаку сірчаною кислотою. Застосовують його, як акумуляторний та в медицині.

Коксохімічний виробляють при видаленні аміаку з коксового газу, або при обробці надсмольної води сірчаною кислотою. Газ тут є відходами виробництва. *Регенерований* сульфат одержують з водних розчинів, які утворюються при виробництві акрілонітрилу, капролактаму, метилметакрилату, синильної кислоти, тощо. Частка синтетичного сульфату амонію в загальному об'ємі його виробництва неухильно зменшується, а доля регенерованого зростає [42].

Серед розвинутих країн основним виробником сульфату амонію є ФРН, яка експортує його в країни Азії, Африки, Латинської Америки. Частка регенерованого сульфату амонію в загальному його виробництві в ФРН складає 90 %.

4 ФІЗИЧНЕ ТА МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТИВ З РІДКИХ СИСТЕМ

4.1 Фізична модель процесу

Процеси зневоднення та грануляції у псевдозрідженому шарі відносяться до складних процесів тепло – і масообміну. Це зумовлено хаотичною природою руху частинки у псевдозрідженому шарі з одночасним існуванням локальної зони нанесення робочого розчину на поверхні частинок, а також зони інтенсивного теплообміну біля газорозподільного пристрою. При цьому відбувається кристалізація розчину на поверхні гранул, часткове стирання новоутвореного на поверхні шару та винос пилу з теплоносієм із апарату. Одночасно проводиться вивантаження гранульованого продукту з апарату та подрібнення частини великих гранул в шарі внаслідок чого встановлюється баланс частинок за кількістю новоутворених і вивантажених частинок. Стійкий безрецикловий процес гранулоутворення відбувається завдяки визначеним технологічним параметрам та організації роботи псевдозрідженого шару.

Визначальним для проведення процесу гранулоутворення з рідких систем є спосіб реалізації процесів переносу. Тобто утворення гранул з композитних розчинів повинно відбуватися за рахунок багатократної пошарової кристалізації мінеральних компонентів та співосадження органічних речовин на їх поверхні при повній відсутності агломерації. Це дозволить отримати гранули з рівномірним розподілом компонентів по їх об'єму і прогнозувати кінетику параметри процесу гранулоутворення.

Цим вимогам в повній мірі відповідає процес масової кристалізації. На думку авторів [47] в зв'язку з тим, що процес масової кристалізації проходить в умовах далеких від рівноважних, його швидкість зростає. Внаслідок цього утворюється велика кількість дефектів кристалічної решітки, що в значній мірі впливають на кінетику кристалізації, співосадження домішок та активність твердої фази. На думку [47] домішки сторонніх речовин у вигляді розчинів солей, або тонкодисперсних суспензій прискорюють зростання кристалів, з одночасною зміною їх форми, та збільшенням числа та міцності фазових контактів. Таким чином, продукт отриманий при масовій кристалізації значно відрізняється від кристалічного продукту отримання в умовах близьких до рівноважних.

Дослідження процесу співкристалізації проводилось авторами [48], які запропонували фізичну модель цього явища.

Співосадження із сегрегацією можливо розділити на епісегрегацію, коли домішка адсорбується на поверхні зростаючих частинок, і ендосегрегацію, коли домішка локалізується в об'ємі твердої фази, як правило поблизу дислокацій на міжкристалічних границях. Вважається, що в швидкоплинних процесах масової кристалізації має місце епісегрегація, яка відбувається по методу зовнішнього дифузійного захвату.

Тобто, в разі реалізації процесу зневоднення і грануляції гомо - та гетерогенних рідких систем гумінові речовини повинні бути розподілені в рідкій фазі у вигляді колоїдного розчину, а утримання тонкої плівки рідкої фази повинно проводитись за рахунок адсорбційно-адгезійних сил. При цьому рідка фаза вводиться до псевдозрідженого шару локально у вигляді дрібнодисперсного розпилу. З метою запобігання перезволоження зернистого матеріалу області зрошення необхідно забезпечити інтенсивну циркуляцію гранул в апараті.

При цьому товщина плівки повинна бути недостатньою для утворення "рідинного містка" в разі зіткнення двох і більше зволжених гранул, що буде умовою відсутності утворення агломератів.

При розробці та формуванні фізичної моделі були прийняті такі припущення:

1. Рідка фаза наноситься на гранули рівномірно у вигляді плівки товщиною 1-20 мкм і проникає у середину гранул через пори, і утримується на поверхні за рахунок сорбційно-адгезійних сил.
2. Максимальна маса утриманої вологи не перевищує 0,5 частки маси гранули $m_{гр} = f(d_{гр})$.
3. При контакті гранул із теплоносієм нагрітим до 200÷400°C відбувається інтенсивне випарювання вологи з зовнішньої поверхні, що зумовлює інтенсивну масову кристалізацію на їх поверхні. Внаслідок цього діаметр гранули збільшується, що виражається лінійною швидкістю росту гранул Λ . Прийнято припущення, що лінійна швидкість росту не залежить від їх розмірів, тобто нульовий закон швидкості росту гранул, $\left(\frac{d\Lambda}{dD} = 0\right)$.
4. Кількість рідкої фази, що наноситься на гранули пропорційно її поверхні.
5. Поглинена теплота гранули визначається як $m_{гр}c_p t_{ш}$.
6. Підведення теплоти до гранули від теплоносія в основному приводиться за рахунок вимушеної конвекції і в меншій ступені рахунок зіткнення з іншими сухими нагрітими гранулами.
7. Температура сухих гранул у шарі, наближається до температури теплоносія підтримується в інтервалі температур 94 – 105 °С. Це визначається властивостями речовин, які входять до складу робочого розчину і технологічними параметрами, для забезпечення кінетики безрециклового процесу грануляції.
8. На висоті шару 20-80 мм над газорозподільним пристроєм відбувається зниження температури теплоносія від температури на вході в апарат до температури псевдозрідженого шару – 110 – 115°C.
9. При збільшенні різниці температур теплоносія на вході до апарату $T_{вх}$ і температури в шарі $T_{ш}$, відповідно збільшується продуктивність апарату за робочим розчином, щільність зрошення за вологою поверхні частинок у псевдозрідженому шарі, а також лінійна швидкість росту гранул.

4.2 Математична модель процесу теплообміну у псевдозрідженому шарі

Процеси зневоднення та грануляції є багатofакторними та проходять в дисперсіях. В яких дисперсним середовищем (суцільним середовищем) є теплоносій, а дисперсною фазою (дискретною фазою) є тверді сфероподібні частинки – гранули [49, 50].

Математична модель процесу включає енергію руху, і умови однозначності, сформульовані для окремих компонентів дисперсного середовища з врахуванням взаємодії його компонентів. При виведенні загальних рівнянь моделі описуються зв'язки загального руху компонентів з рухом дисперсії, яку вони складають, а також взаємозв'язок властивостей переносу окремих компонентів в суміші.

Рух дисперсії в загальному випадку описується рівнянням [49].

$$\begin{aligned} \frac{\rho dU_i}{dt} + \sum_s \frac{K_m^s \rho_p^s dU_{pi}^s}{dt_p^s} = - \frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} [\mu_{fm} \Delta_{ji} + \mu_{fm2} \theta \delta_{ji}] + \\ + \frac{\partial}{\partial x_i} \sum_s K_m^s [\mu_{pm}^s (\Delta_p^s)_{ji} + \mu_{pm2}^s \theta_p^s \delta_{ji}] + \rho F_i + \sum_s \frac{K_m^s \rho_p^s f_{pi}^s}{m^s} \end{aligned} \quad (4.1)$$

де F_i – i -та складова зовнішньої сили, що діє на одиницю маси газу;

f_{pi}^s – i -та складова зовнішньої сили, діюча на частинки сорту s ;

P – статичний тиск газу;

μ_{fm} – в'язкість суцільної фази в дисперсії;

μ_{fm2} – включає другу в'язкість суцільної фази в дисперсії;

$\mu_{pm}^{(s)}$ – в'язкість дискретної фази s в дисперсії;

ρ_p^s – густина дискретної фази s в дисперсії;

ρ – густина безперервної фази в дисперсії;

U_i – i -та складова швидкості;

x_i – i -та координата;

K_m^s – “ефективність” зумовлена додатковою залежністю коефіцієнта опору від концентрації частинок.

Слід відмітити, що в рівнянні (4.1) прийняті такі позначення [49]:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt_p^s} &= \frac{\partial}{\partial t_p} + U_i \frac{\partial}{\partial x_i} \\ \frac{d}{dt_p^s} &= \frac{\partial}{\partial t_p} + U_{pj}^s \frac{\partial}{\partial x_i} \end{aligned}$$

Швидкість деформації зсуву дисперсії

$$(\Delta)_{ji} = \frac{\partial U_i}{\partial x_i} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i}$$

Швидкість деформації подовження

$$\Theta = \frac{\partial U_K}{\partial x_K}$$

Символ Кронекера $\delta_{ij} = 0$ при $j \neq i$ і $\delta_{ij} = 1$ при $i = j$.

В апараті грануляції у псевдозрідженому шарі двофазна система складається з теплоносія (суцільна фаза) та твердих частинок (дискретна фаза). Так, як дискретна фаза не виявляє суттєвого впливу на статичний тиск системи, то для дискретної фази до компоненту s запишемо

$$\frac{\rho_p^s dU_{pi}^s}{dt_p} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\mu_{pm}^s (\Delta_p^s)_{ji} + \mu_{pm2}^s \Theta_p^s \delta_{ji} \right] + \rho_p^s F_{pi}^s + \rho_p^s F^s (U_i - U_{pi}^s) + \rho_p^s \sum_s F_p^{sr} (U_{pi}^r - U_{pi}^s)$$

де F_p^{sr} – постійна часу процесу обміну кількості руху між множиною частинок сорту r і сорту s . Які відрізняються густиною, розмірами та імпульсами руху.

Тензори напруг і деформації дисперсної фази $(\Delta_p^s)_{ji}$ і Θ_p^s , відносяться до множини частинок, а не до окремих часток.

Рівняння руху суцільної фази записується у вигляді

$$\begin{aligned} \frac{\rho dU_i}{dt} = & - \left[1 - \sum_s K_m^s \frac{\rho_p^s}{\bar{\rho}_p^s} \right] \frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\mu_{fm} \Delta_{ji} + \mu_{fm2} \Theta \delta_{ji} \right] + \rho F_i - \\ & - \frac{1}{2} \bar{\rho} \sum_s K_m^s \frac{\rho_p^s}{\bar{\rho}_p^s} \frac{d}{dt_p} (U_i - U_{pi}^s) - \frac{9}{2\sqrt{\pi} a_s} \sqrt{\bar{\mu} \bar{\rho}} \sum_s K_m^s \frac{\rho_p^s}{\bar{\rho}_p^s} \int_{t_0}^{t_p^s} \left[\frac{d}{dt} (U_i - U_{pi}^s) (t_p^s - \tau)^{-\frac{1}{2}} d\tau \right] - \\ & - \sum_s K_m^s \rho_m^s F^s (U_i - U_{pi}^s) \end{aligned}$$

Для розв'язання рівняння руху для дискретної і суцільної фази необхідно сформулювати умови однозначності.

Рівняння енергії для багатофазної системи, що складається з q компонентів включає співвідношення, яке характеризує обмін енергії в дисперсії як обмін енергії між твердими частинками.

Рівняння енергії для компоненти q системи запишеться у вигляді

$$\begin{aligned} \frac{\rho^q dE^q}{dt^q} = & \frac{\partial}{\partial x_i} U_j^q \left[-P^q \delta_{ji} + \mu_m^q \Delta_{ji}^q + \mu_{m2}^q \Theta^q \delta_{ji} \right] + \\ & + \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\lambda_m^q \frac{\partial T^q}{\partial x_i} \right] + F_e^q + c^q \rho^q \sum_p G^{qp} (T^p - T^q) \end{aligned}$$

де ρ^q – густина компоненти q;
 E^q – внутрішня енергія компоненти q;
 T^p – температура компоненти p;
 T^q – температура компоненти q.

Рівняння енергії для дискретної фази (s) включає співвідношення, яке характеризує обмін енергії між твердими частинками і теплоносієм, а також іншими твердими частинками

$$\rho_p^s \frac{d}{dt} [c_p^s T_p^s] = \frac{\partial}{\partial x_i} \lambda_{pm}^s \frac{\partial T_p^s}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} U_{pi}^s [\mu_{pm}^s (\Delta_p^s)_{ji} + \mu_{pm2} \Theta_p^s \delta_{ji}] +$$

$$+ F_{pE}^s + c_p^s \rho_p^s G^s (T - T_p^s) + c_p^s \rho_p^s \sum G_p^{sr} (T_p^r - T_p^s)$$

Рівняння енергії для безперервної фази

$$\rho \frac{d}{dt} [c_p T] = \frac{\partial}{\partial x_i} \lambda_m \frac{\partial T}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i} U_i [\mu_{fm} \Delta_{ji} + \mu_{fm2} \Theta \delta_{ji}] + F_E$$

де:

F_E – джерело теплоти;

λ_m – коефіцієнт теплопровідності суцільної фази;

λ_p – коефіцієнт теплопровідності дискретної фази;

c_p – питома теплоємність суцільної фази при постійному тиску

c_p^s – питома теплоємність дискретної фази при постійному тиску

$G^{(st)}$ – постійна часу процесу теплообміну між множиною частинок сорту (r) і множиною частинок сорту (s)

$$\frac{\partial}{\partial x_i} U_{pi}^s [\mu_{pm}^s (\Delta_p^s)_{ji} + \mu_{pm2} \Theta_p^s \delta_{ji}]$$

$$\frac{\partial}{\partial x_i} U_i [\mu_{fm} \Delta_{ji} + \mu_{fm2} \Theta \delta_{ji}] - \text{дисипативна складова рівняння енергії}$$

Рівняння руху і енергії враховує загальний рух, силові поля, теплообмін в дискретних системах. Для розв'язання даних рівнянь необхідно сформулювати умови однозначності.

Умови однозначності математичної моделі

Процес гранулювання в псевдозрідженному шарі протікає у апаратах прямокутної форми. Для рішення задачі доцільно вибрати прямокутну систему координат. Вісь z направлено вертикально у гору. Вісь x і y направимо так як показано на рисунку 4.1.

Для описання процесів гідродинаміки і теплообміну необхідно визначити властивості твердої фази, газової фази і суміші, а також коефіцієнти переносу.

Якщо позначити Y^s – об’ємна частка частинок сорту s , густина множини частинок (s) однакового розміру і з однієї і тієї ж самої речовини – $\bar{\rho}_p^s$, то ці величини пов’язані співвідношенням

$$\rho_p^s = Y^s \bar{\rho}_p^s$$

Густина множини твердих частинок в цілому визначається за формулою

$$\rho_p = \sum_s \rho_p^s$$

Густина теплоносія $\bar{\rho}$ і уявна густина газової фази зв’язані рівнянням

$$\rho = \bar{\rho} \left[1 - \sum_s \frac{\rho_p^s}{\bar{\rho}_p^s} \right] = \bar{\rho} \left[1 - \frac{\rho_p}{\bar{\rho}_p} \right]$$

Слід відмітити, що $\frac{\rho_p}{\bar{\rho}_p}$ – об’ємна частка твердих частинок всієї дискретної фази.

Густина суміші в цілому визначається по рівнянню

$$\rho_m = \rho + \sum_s \rho_p^s$$

Для визначення в’язкості компоненту q в суміші μ_m^q визначається з рівняння

$$\begin{aligned} \mu_m^q \Delta_{ji}^q &= \mu_m \frac{\rho^q}{\rho_m} \Delta_{ji}^q + \frac{\mu_m}{\rho_m} \left[(U_i^q - U_{mi}) \frac{\partial \rho^q}{\partial x_i} + (U_j^q - U_{mj}) \frac{\partial \rho^q}{\partial x_j} \right] + \\ &+ \rho^q (U_i^q - U_{mi}) (U_j^q - U_{mj}) \\ \mu_{m2}^q \Theta^q &= \mu_{m2} \frac{\rho^q}{\rho_m} \Theta^q + \frac{\mu_{m2}}{\rho_m} (U_k^q - U_{mk}) \frac{\partial \rho^q}{\partial x_k} \end{aligned}$$

Для суміші з одним сортом частинок в’язкість можна визначити з рівняння

$$\begin{aligned} \mu_{fm} &\approx \left[1 - \frac{\rho_p}{\rho} \right] \mu_m \\ \mu_{pm} &\approx \frac{\rho_p}{\rho} \mu \end{aligned}$$

Уявна в’язкість множини частинок можна визначити з формули

$$\mu_p^s = \frac{9}{4} Y^s \bar{\mu}$$

Коефіцієнт теплопровідності суміші

$$\begin{aligned} \lambda_{fm} &= \left[1 - \frac{\rho_p c_p}{\rho c} \right] \lambda_m \\ \lambda_{pm} &= \frac{\rho_p c_p}{\rho c_p} \lambda_m \end{aligned}$$

Постійна часу процесу взаємодії рідини з частинками

$$F^s = \frac{3}{8} C_D \left(\frac{\bar{\rho}}{\rho_p} \right) \frac{\Delta U}{a_s}$$

де C_D – коефіцієнт опору при відносній швидкості ΔU ;

Для сферичної частинки в області дії закону Стокса

$$F^s = \frac{9\bar{\mu}}{2a_s^r \bar{\rho}_p^s}$$

Для частинок в псевдозрідженого шару

$$F^s = \frac{75}{2} \cdot \frac{1-E}{E^2} \cdot \frac{\bar{\mu}}{\bar{\rho}_p a_p^2} + \frac{1.75}{2E} \cdot \frac{\bar{\rho}}{\bar{\rho}_p} \cdot \frac{U_E}{a_r} s_r$$

Приймаймо, що сила опору внаслідок зіткнень частинок s с частинками r будемо позначати F^{sr} . Постійна часу F^{sr} записується у вигляді:

$$F^{sr} = \frac{F_{psr}}{m_s |U_p^r - U_p^s|} \quad (4.2)$$

де m_s - маса часток сорта s

Частинки сорта r рухаються відносно часток сорта s зі швидкістю:

$$\Delta U_p^{sr} = |U_p^r - U_p^s| \quad (4.3)$$

Тоді силу, що діє на частинку сорта s внаслідок зіткнення з частинками сорта r , можна визначити за формулою:

$$F^{sr} = \eta^{sr} n_p^r \pi (a_s - a_r)^2 \frac{m_s m_r}{m_s + m_r} \Delta U_p^{sr} |U_p^r - U_p^s| = \eta^{sr} \left[1 + \frac{m_r}{m_s} \right]^{-1} \rho_p^r \pi (a_s - a_r)^2 |U_p^r - U_p^s| \quad (4.4)$$

Для частинок майже однакових розмірів. Постійна часу знаходиться за формулою:

$$F^{sr} = \frac{3}{4} \eta^{sr} \frac{\left(\sqrt{a_s} + \sqrt{a_r} \right)^2 \Delta U_p^{sr} \rho_p^r}{\sqrt{a_r a_s} \sqrt{\rho_p^s \rho_p^r} \left(\sqrt{\frac{m_r}{m_s}} + \sqrt{\frac{m_s}{m_r}} \right)} \quad (4.5)$$

У загальному випадку:

$$F^{sr} = \frac{3}{4} \eta^{sr} (a_s - a_r)^2 \Delta U_p^{sr} \rho_p^r}{a_s^3 \rho_{rp}^r \left[1 + \frac{m_r}{m_s} \right]} \quad (4.6)$$

В цих формулах η^{sr} - доля частинок сорту r що стикаються з частинками сорту s .

Параметр η^{sr} визначається із співвідношення, яке можна записати в загальному вигляді

$$\eta^{sr} = f(\psi, \Phi) \quad (4.7)$$

Дана функція представлена графічно у [49].

Так званий параметр інерції при взаємодії ψ дорівнює співвідношенню сили інерції до сили в'язкості і знаходиться за формулами:

- для випадку частинок з майже однаковими розмірами:

$$\psi^{sr} = \left(\sqrt{\frac{m_r}{m_s}} + \sqrt{\frac{m_s}{m_r}} \right)^{-1} \left(\sqrt{\frac{a_s}{a_r}} + \sqrt{\frac{a_r}{a_s}} \right)^{-1} \left[\frac{2\sqrt{a_r a_s} \Delta U_p^{sr} \bar{\rho}}{18\bar{\mu}} \right] \frac{\sqrt{\rho_p^s \rho_p^r}}{\bar{\rho}} \sqrt{\frac{a_s}{a_r}} \quad (4.8)$$

- в загальному випадку

$$\psi^{sr} = \left[1 + \frac{m_r}{m_s} \right]^{-1} \frac{\rho_p^{-r} \Delta U_p^{sr}}{2(a_s - a_r) 18\bar{\mu}} (2a_r)^2 \quad (4.9)$$

Параметр взаємодії за межами застосування закону Стокса Φ знаходиться за рівнянням:

$$\Phi = \frac{Re_0^2}{2\psi} \quad (4.10)$$

При відносному русі між частками сорта s і сорта r:

- для випадку часток майже однакового розміру:

$$\Phi^{sr} = \left(\sqrt{\frac{m_r}{m_s}} + \sqrt{\frac{m_s}{m_r}} \right) \left(\sqrt{\frac{a_s}{a_r}} + \sqrt{\frac{a_r}{a_s}} \right) \left[\frac{18\sqrt{a_r a_s} \Delta U_p^{sr} \bar{\rho}}{\bar{\mu}} \right] \left(\frac{\sqrt{\rho_p^s \rho_p^r}}{\bar{\rho}} \right)^{-1} \left(\frac{a_r}{a_s} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (4.11)$$

в загальному випадку

$$\Phi^{sr} = \left[1 + \frac{m_r}{m_s} \right] \frac{9\rho_p^2 \Delta U_p^{sr} [2(a_s - a_r)]}{\rho_p^r \bar{\mu}} \quad (4.12)$$

В наведених формулах (4.2) – (4.12):

m_s – маса частинки сорту s;

m_r – маса частинки сорту r;

a_s - радіус частинки сорту s;

a_r - радіус частинки сорту r;

η_p^r – число частинок радіуса r у одиниці об'єму.

Постійна часу конвективного теплообміну між часткою та рідиною

$$G^s = Nu^s \bar{\lambda} 2\pi a_s / m$$

Для сферичної частки в області справедливості закону Стокса

$$G^s = \frac{3\bar{\lambda}}{C_p^s \bar{\rho}_p a^2}$$

Введемо позначення:

$$C_1 = \left[1 - \sum K_m^s \frac{\rho_p^s}{\bar{\rho}_p^s} \right]$$

$$C_2^s = K_m^s \frac{\rho_p^s}{\rho_p^s}$$

$$C_3 = \frac{9}{2\sqrt{\pi a_s}}$$

$$C_4^s = K_m^s \rho_m^s F^s$$

$$\Delta U_i = U_i - U_{pi}^s$$

$$\Delta U_{pi} = U_{pi}^r - U_{pi}^s$$

Запишемо рівняння руху для рідкої (суцільної) та дискретної фази в проєкціях на координатні вісі.

Суцільне середовище:

Проєкція на вісь x

$$\begin{aligned} & \rho \left(\frac{\partial U_x}{\partial \tau} + U_x \frac{\partial U_x}{\partial x} + U_y \frac{\partial U_x}{\partial y} + U_z \frac{\partial U_x}{\partial z} \right) = \\ & = -C_1 \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left[2\mu_{fm} \frac{\partial U_x}{\partial x} - \frac{2}{3} \mu_{fm} \left(\frac{\partial U_x}{\partial x} + \frac{\partial U_y}{\partial y} + \frac{\partial U_z}{\partial z} \right) \right] + \\ & + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{fm} \left(\frac{\partial U_x}{\partial y} + \frac{\partial U_y}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu_{fm} \left(\frac{\partial U_x}{\partial z} + \frac{\partial U_z}{\partial x} \right) \right] + \\ & + \rho F_x - \frac{1}{2} \bar{\rho} \sum_s C_2^s \frac{d}{dt^s} \Delta U_x - C_3 \sum_s C_2^s \int_{t_0}^{t_p^s} \left[\frac{d}{dt} (\Delta U_x) (t_p^s - \tau)^{-\frac{1}{2}} d\tau \right] - \sum_s C_4^s \Delta U_x \end{aligned}$$

Проєкція на вісь y

$$\begin{aligned} & \rho \left(\frac{\partial U_y}{\partial \tau} + U_x \frac{\partial U_y}{\partial x} + U_y \frac{\partial U_y}{\partial y} + U_z \frac{\partial U_y}{\partial z} \right) = \\ & = -C_1 \frac{\partial P}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} \left[2\mu_{fm} \frac{\partial U_y}{\partial y} - \frac{2}{3} \mu_{fm} \left(\frac{\partial U_x}{\partial x} + \frac{\partial U_y}{\partial y} + \frac{\partial U_z}{\partial z} \right) \right] + \\ & + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{fm} \left(\frac{\partial U_x}{\partial y} + \frac{\partial U_y}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu_{fm} \left(\frac{\partial U_y}{\partial z} + \frac{\partial U_z}{\partial y} \right) \right] + \rho F_y - \\ & - \frac{1}{2} \bar{\rho} \sum_s C_2^s \frac{d}{dt^s} \Delta U_y - C_3 \sum_s C_2^s \int_{t_0}^{t_p^s} \left[\frac{d}{dt} (\Delta U_y) (t_p^s - \tau)^{-\frac{1}{2}} d\tau \right] - \sum_s C_4^s \Delta U_y \end{aligned}$$

Проєкція на вісь z

$$\begin{aligned}
& \rho \left(\frac{\partial U_z}{\partial \tau} + U_x \frac{\partial U_z}{\partial x} + U_y \frac{\partial U_z}{\partial y} + U_z \frac{\partial U_z}{\partial z} \right) = -C_1 \frac{\partial P}{\partial z} + \\
& + \frac{\partial}{\partial z} \left[2\mu_{fm} \frac{\partial U_z}{\partial z} - \frac{2}{3} \mu_{fm} \left(\frac{\partial U_x}{\partial x} + \frac{\partial U_y}{\partial y} + \frac{\partial U_z}{\partial z} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{fm} \left(\frac{\partial U_z}{\partial x} + \frac{\partial U_x}{\partial z} \right) \right] + \\
& + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{fm} \left(\frac{\partial U_y}{\partial z} + \frac{\partial U_z}{\partial y} \right) \right] + \rho F_z - \frac{1}{2} \rho \sum_s C_2^s \frac{d}{dt^s} \Delta U_z - \\
& - C_3 \sum_s C_2^s \int_{t_0}^{t_p^s} \left[\frac{d}{dt} (\Delta U_z) (t_p^s - \tau)^{\frac{1}{2}} dt \right] - \sum_s C_4^s \Delta U_z
\end{aligned}$$

Для дискретної фази:

Проекція на вісь x

$$\begin{aligned}
& \rho_p^s \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial \tau} + U_{px}^s \frac{\partial U_{px}^s}{\partial x} + U_{py}^s \frac{\partial U_{px}^s}{\partial y} + U_{pz}^s \frac{\partial U_{px}^s}{\partial z} \right) = \rho_p^s F_{px}^s + \\
& \frac{\partial}{\partial x} \left[2\mu_{fm} \frac{\partial U_{px}^s}{\partial x} - \frac{2}{3} \mu_{fm} \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial x} + \frac{\partial U_{py}^s}{\partial y} + \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial z} \right) \right] + \\
& + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{pm}^s \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial y} + \frac{\partial U_{py}^s}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu_{pb}^s \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial z} + \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial x} \right) \right] + \rho_p^s F^s \Delta U_x + \rho_p^s \sum_s F^{sr} \Delta U_{px}
\end{aligned}$$

Проекція на вісь y

$$\begin{aligned}
& \rho_p^s \left(\frac{\partial U_{py}^s}{\partial \tau} + U_{px}^s \frac{\partial U_{py}^s}{\partial x} + U_{py}^s \frac{\partial U_{py}^s}{\partial y} + U_{pz}^s \frac{\partial U_{py}^s}{\partial z} \right) = \\
& = \rho_p^s F_{py}^s + \frac{\partial}{\partial y} \left[2\mu_{fm} \frac{\partial U_{py}^s}{\partial y} - \frac{2}{3} \mu_{fm} \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial x} + \frac{\partial U_{py}^s}{\partial y} + \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial z} \right) \right] \\
& + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{pm}^s \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial y} + \frac{\partial U_{py}^s}{\partial x} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu_{pb}^s \left(\frac{\partial U_{py}^s}{\partial z} + \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial y} \right) \right] + \rho_p^s F^s \Delta U_y + \rho_p^s \sum_s F^{sr} \Delta U_{py}
\end{aligned}$$

Проекція на вісь z

$$\begin{aligned}
& \rho_p^s \left(\frac{\partial U_{pz}^s}{\partial \tau} + U_{pz}^s \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial x} + U_{py}^s \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial y} + U_{pz}^s \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial z} \right) = \rho_p^s F_{p\gamma}^s + \\
& + \frac{\partial}{\partial z} \left[2\mu_{fm} \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial z} - \frac{2}{3} \mu_{fm} \left(\frac{\partial U_{px}^s}{\partial x} + \frac{\partial U_{py}^s}{\partial y} + \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial z} \right) \right] + \\
& + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_{pm}^s \left(\frac{\partial U_{pz}^s}{\partial x} + \frac{\partial U_{px}^s}{\partial z} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu_{pb}^s \left(\frac{\partial U_{py}^s}{\partial z} + \frac{\partial U_{pz}^s}{\partial y} \right) \right] + \\
& + \rho_p^s F^s \Delta U_z + \rho_p^s \sum_s F^{sr} \Delta U_{pz}
\end{aligned}$$

Враховуючи, що в суцільному та дискретному середовищах дисипативна складова значно менше інших складових рівняння енергії, запишемо рівняння енергії для суцільної та дискретної фази в прямокутній системі координат.

Суцільне середовище:

$$\begin{aligned}
& \rho \left(\frac{\partial (C_p T)}{\partial t} + U_x \frac{\partial (C_p T)}{\partial x} + U_y \frac{\partial (C_p T)}{\partial y} + U_z \frac{\partial (C_p T)}{\partial z} \right) = \\
& = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_m \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda_m \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_m \frac{\partial T}{\partial z} \right) + F_E
\end{aligned}$$

Дискретна фаза:

$$\begin{aligned}
& \rho_p^s \left(\frac{\partial (C_p^s T^s)}{\partial t} + U_{px}^s \frac{\partial (C_p^s T^s)}{\partial x} + U_{py}^s \frac{\partial (C_p^s T^s)}{\partial y} + U_{pz}^s \frac{\partial (C_p^s T^s)}{\partial z} \right) = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_{pm}^s \frac{\partial T_p^s}{\partial x} \right) + \\
& + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda_{pm}^s \frac{\partial T_p^s}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda_{pm}^s \frac{\partial T_p^s}{\partial z} \right) + F_{pe}^s + C_p^s \rho_p^s G^s (T - T_p^s) + C_p^s \rho_p^s \sum_s G_p^{sr} (T_p^r - T_3^s)
\end{aligned}$$

Враховуючи, що розглядається стаціонарний процес гранулювання, члени в рівнянні руху, що враховують вплив сили Бассе малі і ними можна знехтувати. Також можна знехтувати членом рівняння руху, що враховує вплив прискорення уявної(удаваної) маси частинок відносно теплоносія. Компоненти вектора швидкості теплоносія та дискретної фази U_x , U_y , U_{px} , U_{py} приймаємо рівним нулю. Градієнт тиску у напрямку осі x та осі y відсутній.

В роботі [49] відзначається, що газові псевдозріджені шари як правило ламінарні, тоді запишемо рівняння руху для дискретної та суцільної фаз.

$$\rho_p U_{px} \frac{\partial U_z}{\partial z} = -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu_{pm} \frac{\partial^2 U_{pz}}{\partial x^2} + \rho_p (U_z - U_{pz}) F^s + (\rho + \rho_p) g \quad (4.13)$$

$$\rho^- U_{px} \frac{\partial U_z}{\partial z} = -\frac{\partial p}{\partial z} \left(1 - \frac{\rho_p}{\rho} \right) - \bar{\rho} g + \bar{\rho} F^s (U_z - U_{pz}) + \mu \frac{\partial^2 U_z}{\partial x^2} \quad (4.14)$$

Рівняння енергії для суцільної та дискретної фаз:

$$\rho C_p U_z \frac{\partial T}{\partial z} = F_E \quad (4.15)$$

$$\rho_p^s c_p^s U_{pz} \frac{\partial T}{\partial z} = \lambda_{pm}^s \frac{\partial^2}{\partial x^2} + F_{pE}^s + C_p^s \rho_p^s G^s (T - T_p^s) \quad (4.16)$$

Рівняння (4.13) – (4.16) належать до диференціальних рівнянь в часткових похідних. Аналітичний розв’язок цих рівнянь є проблематичним, тому нижче пропонується методика розв’язку рівнянь (4.13) – (4.16) чисельними методами.

4.2.2 Чисельний розв’язок математичної моделі процесу теплообміну у псевдозрідженому шарі

Враховуючи, що швидкість U_z змінюється у напрямі осі x та осі z для визначення впливу градієнту швидкості $\frac{\partial U_z}{\partial z}$ розглядаємо розв’язок загального рівняння руху в проекції на вісь z .

Виходячи із класичних уявлень рівняння руху для теплоносія і дискретної фази (4.15-4.16) можна віднести до еліптичних диференціальних рівнянь в часткових похідних:

$$\rho U_z \frac{\partial U_z}{\partial z} = \rho g_z - \frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 U_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U_z}{\partial z^2} \right),$$

із граничними умовами:

$$U_z|_{x=0} = 0, \quad (4.17)$$

$$U_z|_{x=b} = 0, \quad (4.18)$$

$$U_z|_{z=0} = U_0, \quad (4.19)$$

$$U_z|_{z=H} = U_0. \quad (4.20)$$

де U_z - швидкість ,

ρ , μ - густина, в’язкість ,

b, H ширина і висота апарату ,

U_0 - початкова швидкість газу,

$\frac{\partial P}{\partial z}$ - градієнт тиску.

Рівняння (4.17) - (4.20) являють собою першу крайову задачу для рівняння Пуассона в прямокутнику.

Рівняння (1) можна записати у вигляді

$$\frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U}{\partial z^2} = -f \quad (4.21)$$

в прямокутній області $G\{0 \leq x \leq b, 0 \leq z \leq H\}$, що задовольняє на границі Γ умові

$$U|_{\Gamma} = g \quad (4.22)$$

Застосовуємо метод сіток [51]. Для цього в області G вводимо рівномірну по кожному напрямку скінчено-різницеву сітку

$$\omega = \left\{ x_i = ih_1, z_j = jh_2, i = \overline{0, n_1}, j = \overline{0, n_2}, h_1 = \frac{b}{n_1}, h_2 = \frac{H}{n_2} \right\}$$

із граничними вузлами $\gamma = \{(x_i, z_j) \in \Gamma\}$,

$n_1 - 1$ - число внутрішніх точок по осі x ,

$n_2 - 1$ - число внутрішніх точок по осі z .

На сітці ω задачі (4.21), (4.22) поставимо у відповідність скінчено-різницеву задачу, яка апроксимує рівняння (4.21) і умову (4.22) із другим порядком апроксимації.

В індексних позначеннях маємо:

$$\frac{U_{i-1,j} - 2U_{i,j} + U_{i+1,j}}{h_1^2} + \frac{U_{i,j-1} - 2U_{i,j} + U_{i,j+1}}{h_2^2} = -f_{i,j} \quad (4.23)$$

$$i = \overline{1, n_1 - 1}, j = \overline{1, n_2 - 1}$$

$$U_{i,j}|_{\gamma} = g_{i,j} \quad (4.24)$$

В (4.24) індекси (i,j) набувають значень індексів граничних точок.

Таким чином, одержали систему лінійних алгебраїчних рівнянь, порядок якої дорівнює числу внутрішніх вузлів сіткової області ω . Цю систему розв'язуємо методом блочної ітерації [52].

Для рівняння (4.23) перепишемо у вигляді аналога звичайного різницевого рівняння.

$$U_{i+1,j} - 2(1 + \bar{\gamma})U_{i,j} + U_{i-1,j} = \varphi_{i,j}, \quad (4.25)$$

$$\varphi_{i,j} = -h_1^2 f_{i,j} - \bar{\gamma}(U_{i,j+1} + U_{i,j-1}),$$

$$\bar{\gamma} = \frac{h_1^2}{h_2^2}$$

Якщо у всіх вузлах сіткової області задати початкове наближення до розв'язку (в якості початкового наближення вибираємо нуль), то права частина рівняння (4.25) стає відомою, а на кожному j -му рядку уточнення попереднього наближення до розв'язку може бути здійснене розв'язком рівняння

$$U_{i+1,j}^{(k+1)} - 2(1 + \gamma)U_{i,j}^{(k+1)} + U_{i-1,j}^{(k+1)} = \varphi_{i,j}^{(k)}, \quad (4.26)$$

$$\text{де } \varphi_{i,j}^{(k)} = -h_1^2 f_{i,j} - \bar{\gamma}(U_{i,j+1}^{(k)} + U_{i,j-1}^{(k)}),$$

(k) - номер ітерації

Рівняння (4.26) на кожному внутрішньому рядку $j(j = \overline{1, n_2 - 1})$ сіткової області ω розв'язується методом прогонки [53].

Отже, замість початкового наближення у всіх внутрішніх вузлах сіткової області одержуємо перше наближення до розв'язку. На цьому перший крок

ітераційного процесу закінчується. Повторюємо ці кроки до тих пір, поки не будуть виконані умови закінчення ітерацій.

Обчислювальна схема цього метода реалізується наступним чином. До початку ітераційного процесу задаємо точність ε , з якою треба одержати розв'язок різницевого рівняння, початкове наближення до розв'язку і значення функції U на границі сіткової області. Після цього:

1) обчислюються прогоночні коефіцієнти p_i , за рекурентною формулою

$$p_i = \frac{1}{2(1 + \bar{\gamma}) - P_{i-1}}, p_0 = 0$$

для $i = \overline{1, n_1 - 1}$;

2) для кожного рядка $j = \overline{1, n_2 - 1}$ обчислюються прогоночні коефіцієнти $q_{i,j}$ за рекурентною формулою $q_{i,j} = p_i(q_{i-1,j} - \varphi_{i,j}^{(k)})$, $q_{0,j} = \varphi_{0,j}$

для $i = \overline{1, n_1 - 1}$;

3) обчислюються значення функції за рекурентною формулою

$$U_{i,j}^{(k+1)} = p_i U_{i+1,j}^{(k+1)} + q_{i,j},$$

$$U_{n_1,j}^{(k+1)} = \varphi_{n_1,j}$$

для $i = n_1 - 1, n_1 - 2, \dots, 2, 1$;

(k) – номер ітерації ;

4) обчислюється

$$r_j = \max_i |U_{i,j}^{(k+1)} - U_{i,j}^{(k)}|;$$

5) після кожного кроку ітерацій перевіряється умова закінчення ітерацій

$$\max_j r_j \leq \varepsilon$$

і, якщо ця умова не виконується, то повторюються ітерації п.2. Якщо умова виконується, то $U_{i,j}^{(k+1)}$ ($i = \overline{1, n_1 - 1}$; $j = \overline{1, n_2 - 1}$) вважається розв'язком різницевого рівняння.

Таким чином, після розв'язання крайової задачі (4.17)-(4.20), одержали значення швидкості газового U_z струменя. Але аналіз отриманих результатів показав, що складний процес руху газового струменя, як рух через багатофазну систему не можна описувати рівняннями (4.17)-(4.20). Тому, виходячи із фізичних міркувань, що подані вище, рівняння для теплоносія можна подати у вигляді

$$\bar{\rho} U_z \frac{\partial U_z}{\partial z} = -\rho_p F_{U_z} - \frac{\partial P}{\partial z} \left(1 - \frac{\rho_p}{\bar{\rho}_p} \right) - \bar{\rho} g + \mu \frac{\partial^2 U_z}{\partial x^2} \quad (4.27)$$

Із граничними умовами:

$$U_z|_{x=a} = 0, \quad (4.28)$$

$$U_z|_{x=b} = 0, \quad (4.29)$$

$$U_z|_{z=0} = U_0. \quad (4.30)$$

Рівняння (2.55) можна записати як рівняння параболічного типу у вигляді :

$$\frac{\partial U_z}{\partial z} = \frac{\mu}{\rho U_z} \frac{\partial^2 U_z}{\partial x^2} + f(x, z, U_z)$$

Апроксимуючи похідні, застосовуємо метод скінчених різниць.

$$U_{i,j+1} = U_{i,j} + l \left(\frac{\mu}{\rho U_{i,j}} \frac{U_{i+1,j} - 2U_{i,j} + U_{i-1,j}}{h^2} + f(x_i, z_i, U_{i,j}) \right)$$

$$U_{0,j} = 0,$$

$$U_{n,j} = 0,$$

$$U_{i,0} = U_0.$$

де l і h – кроки скінчено-різницевої сітки, $i = \overline{1, n}$; $j = 1, 2, \dots$; n – кількість розбиття на проміжку $[a, b]$.

Вказана обчислювальна схема стійка при умові :

$$l = \sigma h^2,$$

$$\text{де } \sigma \leq \frac{1}{2 \sup \frac{\mu}{\rho U_z}}$$

Отже, розв'язавши крайову задачу (4.27)÷(4.30), отримаємо значення швидкості теплоносія U_z .

Розподіл температури по висоті апарата описується рівняннями:

$$\rho C_p U_z \frac{\partial T}{\partial z} = q_v$$

$$q_v = q_1 + q_2$$

$$q_1 = \frac{Ar F_{ш}}{V_a}$$

$$q_2 = \frac{\alpha F_{ш} \Delta T}{HF_{пер}}$$

із граничною умовою

$$T|_{z=0} = T_0$$

Ці рівняння складають задачу Коші, яку можна записати у вигляді

$$\frac{dT}{dz} = f(z, U_z, T)$$

$$T|_{z=0} = T_0$$

Для розв'язку цієї задачі застосовуємо вдосконалений метод Ейлера – Коші [54].

Значення температури в залежності від висоти апарату обчислюються за формулою

$$T_{j+1} = T_j + \frac{h_2}{2} (f(z_j, U_j, T_j) + f(z_{j+1}, U_{j+1}, \tilde{T}_{j+1})),$$

де $\tilde{T}_{j+1} = T_j + h_2 f(z_j, U_j, T_j)$.

Вказані обчислювальні схеми реалізовані у вигляді програм на алгоритмічній мові високого рівня Quick Basic (див. Додаток 1).

За цими програмами зроблені розрахунки на ЕОМ, які приведені в додатку 3.

Результати обчислень у вигляді розподілу температури по висоті апарату у площинах А, В, С при витратах $G=6$ л/год. наведені на рисунку 4.1.

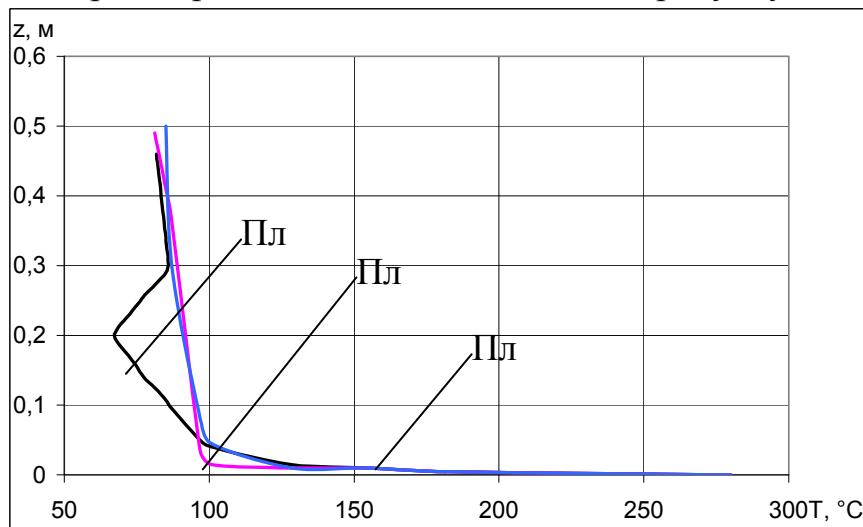


Рис. 4.1. Розрахунковий розподіл температури по висоті апарату.

4.3 Методика проведення експериментальних досліджень

Основні експериментальні технологічні характеристики процесу гранулювання.

Задачею гранулювання матеріалу в апараті псевдозрідженого шару є отримання гранул з розмірами 1,5 – 5 мм, міцністю не менше 10 Н/гранулу та повільною розчинністю у воді. Основною сировиною для гранулювання служить водяний розчин сірчаноокислого амонію – рідкий побічний продукт виробництва капролактаму з мінеральними та органічними домішками. Отримане в результаті переробки орґано– мінеральне добриво окрім азоту та сірки містить гумінові речовини , а також інші поживні домішки , вміст яких визначається агрокліматичними умовами їх застосування

До основних кінетичних характеристик процесу відносяться:

- 1) еквівалентний діаметр D_e ;
- 2) масовий відсоток окремих фракцій, $X_i(\tau)$;
- 3) загальна поверхня псевдозрідженого шару, $F_{ш}$;
- 4) середня щільність зрошення загальної поверхні шару, a_f ;
- 5) гідравлічний опір псевдозрідженого шару, $\Delta P_{ш}$;

- 6) Температура шару, $T_{ш}$;
- 7) вихід гранульованого продукту, η .

Основною кінетичною характеристикою процесу грануляції і зневоднення розчину є гранулометричний склад гранул, який виражається через еквівалентний діаметр і може змінюватись в процесі роботи установки.

4.3.1 Еквівалентний діаметр гранул D_e є інтегральним показником і його зміна в часі $D_e = f(\tau)$, визначається відповідною зміною масових відсотків окремих фракцій (X_i).

X_i - визначається за результатами ситового аналізу, % мас.

Гранули розміром більші за 5 мм, в гранульованих мінеральних добривах не допускаються, а менші за 0,5 мм сприяють збільшенню виносу з апарату теплоносієм.

Середній розмір і - фракції - \bar{d}_1 визначається як середнє геометричне розмірів отворів двох суміжних сит, тобто

$$\bar{d}_1 = \sqrt{d_1 \cdot d_2}$$

d_1 - розмір отворів нижнього сита

d_2 - розмір отворів вищого сита, пройшли гранули.

еквівалентний діаметр визначається, як

$$D_e = \frac{100}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{X_i}{d_i}}$$

4.3.2 Загальна поверхня гранул в шарі F визначається, як:

$$F = \pi D_e^2 n$$

де n – кількість гранул у псевдозрідженому шарі можна визначити як відношення об'єму $V_{ш}$ твердої фази до об'єму V_2 середнього розміру гранул, тобто

$$n = \frac{V_{ш}}{V_2}$$

$$\text{де: } V_{ш} = \frac{G_{ш}}{\rho_2}$$

$G_{ш}$ - маса гранули в шарі, кг.

ρ_2 - об'ємна густина гранул, кг/м^3

$V_2 = \frac{\pi}{6} D_e^3$ - об'єм гранули, м^3

$$\text{тоді: } F_{ш} = \pi D_e^2 \left(\frac{G_{ш}}{\rho_2} / \frac{\pi}{6} D_e^3 \right) = \frac{6G_{ш}}{D_e \rho_2}$$

4.3.3 Зріджуючий агент, проходячи через шар зернистого матеріалу спричинє гідравлічний опір, який вимірюється диференційним манометром з точністю ± 10 Па.

$$\Delta P_{\text{ш}} F_a = G_{\text{ш}} g \rightarrow G_{\text{ш}} = \frac{\Delta P_{\text{ш}} F_a}{g}$$

де: прискорення земного тяжіння, $g = 9,81 \text{ м/с}^2$;

F_a - площа переріз апарату в зоні ГРП, м^2

$\Delta P_{\text{ш}}$ - гідравлічний опір шару, Па.

Виконавши підстановку $\Delta P_{\text{ш}} F_a = G_{\text{ш}} g \rightarrow G_{\text{ш}} = \frac{\Delta P_{\text{ш}} F_a}{g}$ до виразу

$$F_{\text{ш}} = \pi D_e^2 \left(\frac{G_{\text{ш}}}{\rho_2} / \frac{\pi}{6} D_e^3 \right) = \frac{6G_{\text{ш}}}{D_e \rho_2} \text{ отримаємо}$$

$$F = \frac{6\Delta P_{\text{ш}} F_a}{D_e \rho_T g} = \frac{6F_a}{\rho_T g} * \frac{\Delta P_{\text{ш}}}{D_e} = C \frac{\Delta P_{\text{ш}}}{D_e}$$

Якщо ввести позначення через константу $\frac{6F_a}{\rho_T g} = C$, тоді динаміка зміни

загальної поверхні шару розраховується за виразом

$$F_{\text{ш}}(\tau) = C \frac{\Delta P_{\text{ш}}(\tau)}{D_e(\tau)},$$

де: $\Delta P_{\text{ш}}(\tau)$, $D_e(\tau)$ - відповідно гідравлічний опір псевдозрідженого шару та D_e при кожному значенні E .

Стабільність кінетики процесу зневоднення і грануляції рідких систем, визначається постійністю загальної поверхні гранул у шарі, що в разі зміни D_e супроводжується зміною $\Delta P_{\text{ш}}$;

Так, якщо при τ_1 загальна поверхня шару визначається виразом

$$F_{1\text{ш}} = C \frac{\Delta P_{\text{ш}1}}{D_{e1}},$$

а при τ_2 відповідно

$$F_{2\text{ш}} = C \frac{\Delta P_{\text{ш}2}}{D_{e2}}$$

то за умовами $F_{1\text{ш}} = F_{2\text{ш}}$, справедливо

$$C \frac{\Delta P_{\text{ш}1}}{D_{e1}} = C \frac{\Delta P_{\text{ш}2}}{D_{e2}}$$

тоді $\Delta P_{\text{ш}2}$ визначається за виразом:

$$\Delta P_{\text{ш}2} = \frac{\Delta P_{\text{ш}1}}{D_{e1}} D_{e2}$$

4.3.4 Середня щільність зрошення a_f поверхні гранул за вологою визначається, як кількість води, що надходить до апарату з розчином і має розмірність $\left[\frac{\text{КГ}_{\text{ВОЛОГИ}}}{\text{М}^2 \text{ГОДИНУ}} \right]$ і визначається за виразом:

$$a_f = \frac{W}{F_{\text{ш}}}$$

$$W = \frac{(L_1 - L_2) \rho_p (1 - X_p)}{\Delta \tau},$$

де: ρ_p - густина розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\Delta \tau$ - інтервал часу виміру, год;

$(L_1 - L_2) = \Delta L$ об'єм розчину, який подано до гранулятора за час $\Delta \tau$, м^3 ;

X_p - масова частка сухих речовин в робочому розчині.

Тоді

$$W = \frac{\Delta L \rho_p (0,828 - 0,001815 \rho_p)}{\Delta \tau}$$

$$a_f = \frac{W}{F_{\text{ш}}} = \frac{\Delta L \rho_p (0,828 - 0,001815 \rho_p)}{C \frac{\Delta P_{\text{ш}}}{D_e} \Delta \tau} =$$

$$= \frac{\rho_p (0,828 - 0,001815 \rho_p)}{C \Delta \tau} \cdot \frac{\Delta L D_e}{\Delta P_{\text{ш}}}$$

інтервал часу в досліді як правило величина стала (20 хв. або 0,33 години) тому можна записати, що

$$a_f = C_2 \frac{\Delta L(\tau) D_e(\tau)}{\Delta P_{\text{ш}}(\tau)}$$

при підтриманні сталого $F_{\text{ш}}$, щільність зрошення буде $a(\tau)$ лінійно залежати від витрат розчину.

4.3.5 Гідрравлічний опір шару ($\Delta P_{\text{ш}}$) в апараті визначає характер гідродинамічних процесів і впливає на тепло-масообмінну поверхню в апараті. Є основними показниками контролю за кількістю маси в шарі при початковому завантаженні апарату і вивантаженні готового продукту, вимірюється в Па. При дискретному вивантаженні опір шару змінюється від $\Delta P_{\text{ш.п.о.}}$ - початкового після вивантаження до $\Delta P_{\text{ш.к.і.н.}}$ - перед черговим вивантаженням певної кількості (маси) готового продукту. Тому для розрахунків береться середнє значення гідрравлічного опору шару:

$$\Delta P_{\text{ш.с.е.р.}} = \frac{\Delta P_{\text{ш.п.о.}} + \Delta P_{\text{ш.к.і.н.}}}{2}$$

4.3.6 Процес тепло-масообміну і в більшій мірі визначається температурою теплоносія на вході ($T_{\text{ш}}$) і безпосередньо в псевдозрідженому шарі в

характеристичній точці. При цьому температура $T_{ш}$ в цій точці з найбільш повно характеризує кінетику процесу гранулоутворення і за її показниками регулюються витрати розчину до апарату.

Температура $T_{ш}$ підтримується автоматично розчину, що подається на грануляцію шляхом зміни витрат. Процес регулювання передбачає зміну параметру в певних межах. Точність складає $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ до $\pm 20^{\circ}\text{C}$ тому за розрахункову температуру приймається середнє арифметичне граничних значень на заданому інтервалі.

$$T_{ш} = \frac{T_{ш.\max} + T_{ш.\min}}{2}$$

4.3.7 Для оцінки ефективності процесу грануляції слугує відносна величина η - коефіцієнт виходу гранульованого продукту:

$$\eta = \frac{G_B}{G_M} \cdot 100$$

де: G_B - маса гранул, що вивантажується за певний інтервал часу, кг/год;

G_M - маса сухих речовин, що надходить з розчином до апарату, за певний інтервал часу, кг/год, визначається з формулою:

$$G_M = L * X_p \rho_p$$

L - витрати розчину, $\text{м}^3/\text{год}$;

ρ_p - густина розчину, $\text{кг}/\text{м}^3$;

X_p - масова частка сухих речовин в робочому розчині.

4.4 Опис дослідної установки

Пілотна установка призначена для проведення комплексу експериментальних досліджень для визначення кінетичних характеристик стійкого процесу зневоднення та грануляції гомо- та гетерогенних систем з різним співвідношенням мінеральних та органічних речовин.

З метою зменшення впливу масштабного переходу при створенні промислових апаратів, в основу моделювання багатofакторних процесів у псевдозрідженому шарі покладено комірковий принцип.

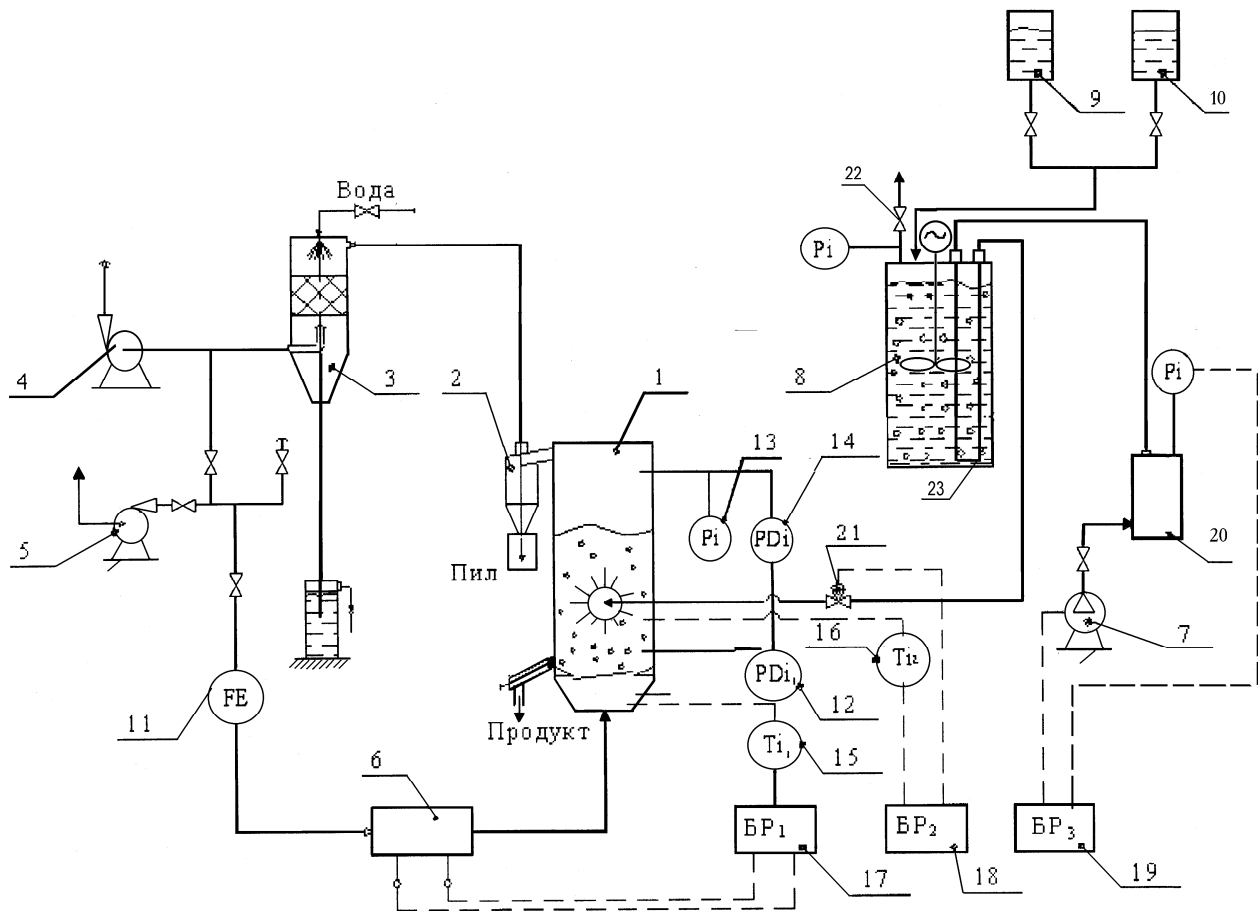
Це дасть змогу шляхом умовного з'єднання комірок отримати апарат, який в 100 разів перевищує площу ГРП в пілотній установці, але в якому в повній мірі відтворюються технологічні процеси здійснені в дослідях.

Схема пілотної установки наведена на рис 2.1. Гранулятор з псевдозрідженим шаром 1 являє собою паралелепіпед з розмірами $A \times B \times H$ (0,110x0,290x0,7 м). У верхній частині камери гранулятора встановлена царга висотою 0,500 м з розширенням по передній і задній стінці, що зумовлює збільшення розмірів до 0,300x0,200, яка виконує роль сепараційної зони апарата. З метою запобігання корозії весь апарат виготовлений з нержавіючої сталі 12X18H10T.

В нижній частині апарата 1 встановлено газорозподільний пристрій (ГРП) жалюзійного типу, який призначений для забезпечення активної гідродинаміки та циркуляції твердих частинок в апараті. Конструкція ГРП дозволяє змінювати його коефіцієнт живого перетину від 2 до 12%, шляхом повороту пластини.

Площа апарату у верхній частині касети газорозподільного пристрою становить $F=0,0319 \text{ м}^2$ ($A \times B=0,110 \times 0,290 \text{ м}$). На рівні ГРП розташований спеціальний пристрій селективного та загального вивантаження матеріалу з апарату.

В середині камери гранулятора розташований пристрій диспергування рідкої фази у псевдозріджений шар.



1 - апарат з псевдозрідженим шаром; 2 - циклон; 3 - скруббер; 4 - вакуум-насос;
 5 - газодувка; 6 - електрокалорифер; 7 - компресор; 8 - ємність робочого розчину; 9, 10 -
 ємності вихідних розчинів; 11 - діафрагма виміру витрат повітря; 12, 13, 14 - дифманометри;
 15, 16 - термомпари; 17 – блок регулювання температури теплоносія на вході в апарат; 18 –
 блок регулювання температури теплоносія в шарі через зміни витрат розчину; 19 – блок
 регулювання тиску повітря в ресивері ; 20 – ресивер компресора; 21 – регулюючий клапан,
 22 – регулюючий клапан тиску; 23 – барботер.

Рис. 4.2 – Схема пілотної установки.

До складу пілотної установки для забезпечення її тривалого функціонування у відповідності з програмою експериментів входять:

- система подачі та відведення повітря, яке використовується в якості зріджуючого агента та теплоносія;
- система підготовки подачі рідкої фази до апарату;
- система пилеочистки відпрацьованого теплоносія;
- блоки автоматичного керування основними технологічними параметрами;
- контрольно-вимірювальними приладами.

Наявність в установці вакуум-насоса 4 та газодувки 5 дозволяє проводити процес при нульовому значенні надлишкового тиску в камері гранулятора, або при розрідженні – 500-1000 кПа.

Установка працює таким чином. До апарату 1 завантажується початковий шар кристалічного сульфату амонія, або гранульованого продукту з еквівалентним діаметром частинок від 1 до 2,5 мм, до висоти нерухомого шару 360-380 мм. За допомогою вакуум-насоса 4 та газодувки 5 в апараті 1 встановлюється необхідний гідродинамічний режим та задане розрідження. Після цього через блок регулювання 17 вмикається електрокалорифер 6, який забезпечує нагрів теплоносія до заданої температури та підтримує її в автоматичному режимі.

Температура теплоносія на вході до апарату та в камері гранулятора вимірюється безінерційними хромель-копелевими термopарами в комплекті з електронними потенціометрами А565 (кл. точн. 0,15).

Після досягнення температури в апараті $92 \pm 2^\circ\text{C}$ через регулюючий клапан 21 подається рідка фаза, яка в подальшому диспергується в середину псевдозрідженого шару спеціальним пристроєм. Для запобігання зниження температури псевдозрідженого шару, проводиться плавне підвищення температури теплоносія на ході до апарату 1. Одночасно відбувається адекватне збільшення витрат рідкої фази, що відслідковується в автоматичному режимі блоком 18 і регулюючим клапаном 21. При досягненні заданого значення температури теплоносія на вході до апарату, витрати рідкої фази регулюються в автоматичному режимі таким чином, щоб забезпечити підтримання температури теплоносія в шарі в заданому інтервалі температур $94-105^\circ\text{C}$ з точністю $\pm 2^\circ\text{C}$.

Для цього на базі вітчизняних приладів КС-3 з пневматичним пропорційно інтегрованим регулятором створена спеціальна система автоматичного керування з похибкою $\pm 2; 5\%$, блок 18.

Існуючий перепад температур теплоносія на вході до апарату та в шарі забезпечує інтенсивне випарювання розчинника

Для підтримання заданої маси частинок у псевдозрідженому шарі, яка контролюється дифманометром 14 проводиться загальне або селективне вивантаження гранульованого продукту через вивантажувальний пристрій апарата 1.

Робочий розчин в ємності 8 готується шляхом подачі відповідних компонентів з ємностей 9 та 10, або окремо у вигляді порошку, з наступним їх перемішуванням. При наявності нерозчинних домішок в робочому розчині

мінерального та органічного походження – CaCO_3 , гумінові речовини, з метою запобігання їх осадженню в ємності 8 встановлено барботер 23, в який стиснене повітря надходить з ресивера 20. Інтенсивність барботажа регулюється краном 22, а надлишковий тиск вимірюється манометром. Наявність надлишкового тиску в ємності 8 створює напір у трубопроводі подачі робочого розчину до гранулятора 1 для забезпечення надійної роботи регулюючого пневмоплану 21.

Для забезпечення підтримання надлишкового тиску в ресивері 20 в заданих межах при роботі системи пневматичного керування витрат робочого розчину та роботі барботера 13 створено систему автоматичного керування роботи компресора 7 через блок 19.

Ведення процесу на установці супроводжується безперервним вимірюванням та реєстрацією:

а) температури теплоносія на вході до апарату $T_{\text{вх}}$, та у псевдозрідженому шарі $T_{\text{ш}}$ хромель-копелевими безінерційними термопарами;

б) витрати теплоносія, який надходить до калорифера камерною діафрагмою;

в) витрати рідкої фази, яка надходить до гранулятора зміною рівня в ємності за певний період часу;

г) гідравлічний опір ГРП псевдозрідженого шару диференційними манометрами.

д) числа обертів диспергуючого пристрою через кожні 20 хв. відбирались проби для проведення ситового аналізу.

4.5 Організація процесу зневоднення рідких систем у грануляторі

З метою забезпечення інтенсивної циркуляції частинок в апараті в грануляторі застосована ГРП жалюзійного типу з рухомим елементом. Схема циркуляції частинок наведена на рис. 2.2.

Зріджуючий агент (А) проходячи через ГРП формується у вигляді двох струменів в точках с і d.

Плоский газовий струмінь сформований щільною ГРП в точці с захоплює частинки, які рухаються по похилій площині bc вниз. В момент контакту швидкості твердих частинок та газового струменя суттєво відрізняються. Проте по мірі наближення до точки d швидкість частинок практично досягає швидкості газу, але енергія газового струменя майже використана. Але в точці d вводиться газовий струмінь, який забезпечує направлений висхідний рух частинок до рівня.

З метою забезпечення направленої висхідної руху частинок в апараті в точці d вводиться додатковий газовий струмінь, який діє приблизно до 2/3 висоти псевдозрідженого шару. Останню третину шару газ проходить у вигляді газових бульбашок з регулярною частотою.

При цьому в точці А відбувається пульсаційне збільшення висоти шару на величину ΔH по відношенню до точки f за рахунок пульсації відходів зернистого

матеріалу. Конструкцією ГРП передбачено формування вздовж лінії abc щільного потоку твердих частинок шириною $1/4 B$ з направленим рухом вниз. Через відсутність в ньому руху газу його щільність дорівнює щільності нерухомого шару.

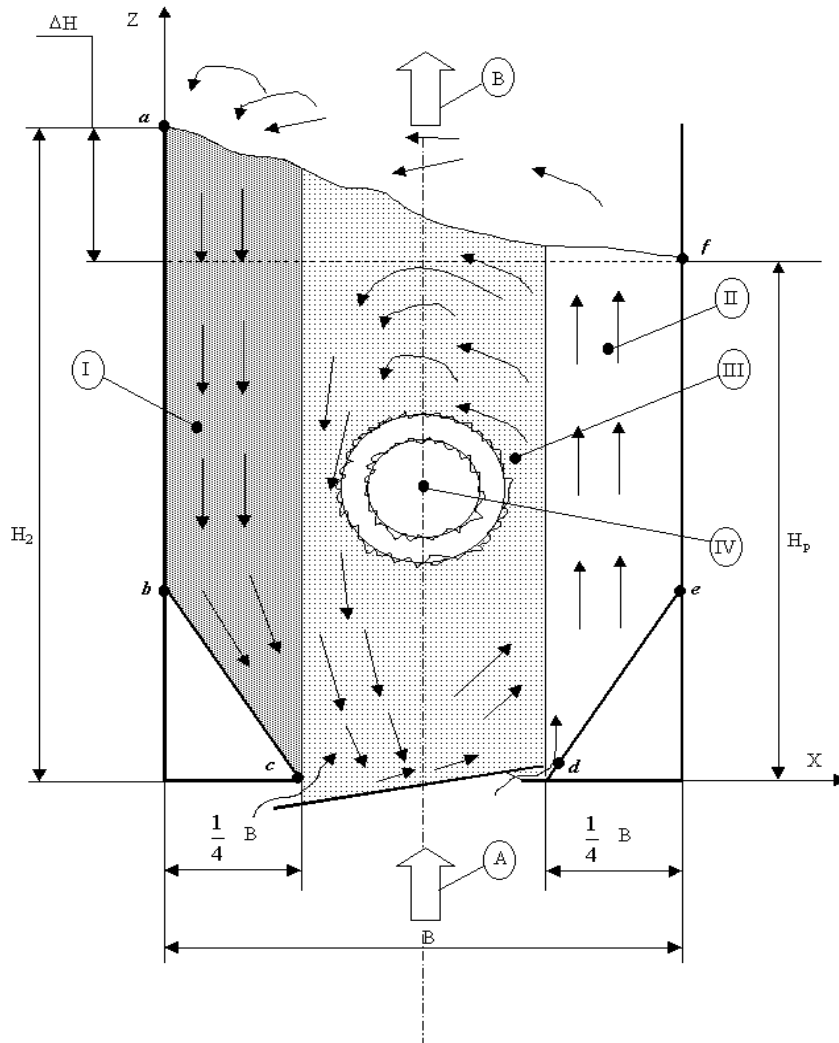


Рис 4.3 Схема організації процесу в грануляторі

- Ⓘ – низхідний потік руху зернистого матеріалу
- Ⓜ – висхідний потік зернистого матеріалу та зріджуючого агента
- Ⓝ – проміжний шар з бульбашковим режимом псевдозрідження
- Ⓖ – область диспергування рідкої фази.

Швидкість руху маси частинок в області Ⓘ залежить від інтенсивності захвату і винесення твердих частинок газовим струменем в точці c , а також величини ΔH . В свою чергу, ΔH залежить від інтенсивності винесення частинок до верхньої частини псевдозрідженого шару в області Ⓜ.

Ⓐ, Ⓑ – вхід та вихід газової фази з псевдозрідженого шару

Центральна область Ⓝ, яка обмежена областями Ⓘ і Ⓜ з низхідними та висхідними потоками перебуває в режимі бульбашкового псевдозрідження з інтенсивним поперечним перемішуванням. Це сприяє активній циркуляції

твердих частинок через область IV. Таке введення визначались експериментальним шляхом і розміщене по осі апарата на висоті $1/4 H_p$.

4.6 Методика визначення температурного поля в апараті

Для дослідження температури теплоносія в процесі зневоднення сульфатних розчинів розроблена методика вимірювання температури теплоносія у різних точках апарату псевдозрідженого шару. Для вимірювання температур використовувались хромель–копелеві термомпари, які розміщені у спеціальному корпусі. Конструкція корпусу дозволяє фіксувати положення термомпари у апараті. У стінках апарату псевдозрідженого шару просвердлені отвори. Розміщення отворів для вимірювання температури показано на рис. 2.3.

При виборі точок виміру температури керувались розмірами існуючих зон тепло-масообміну у апараті. Точки виміру температури розташовані в умовних площинах А, В, С. Початок системи координат знаходиться у площині газорозподільної решітки зліва, рис. 2.3.

Для вимірювання температури по координаті Y датчик температури встановлюється у отвір на передній стінці апарату на глибину 100 мм. Переміщаючи датчик на себе проводяться вимірювання у 5-ти точках, що відповідають значенням координати Y 10 мм, 30 мм, 55 мм, 80 мм, 100 мм. По координаті X виміри проводяться: біля лівої стінки – в області низхідного потоку, правої стінки – в області висхідного потоку, в центральній зоні, в якій дія ротору призводить до деформації температурного поля. Біля правої і лівої стінок температура вимірювалась на відстані 30 мм. В результаті експериментів було встановлено, що на цій відстані впливом стінок на температуру теплоносія можна знехтувати.

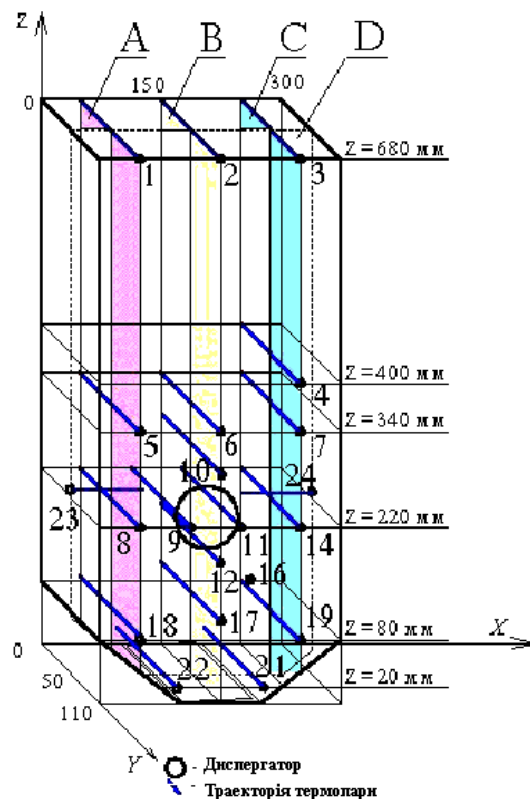


Рис. 4.5 Схема розміщення отворів під термопар.

5 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ

5.1 Дослідження геометрії факелу розпилу диспергаторів

Дослідження виконано згідно з методикою, викладеною в п. 2.7. Для порівняння паралельно з дослідженням факела розпилу диспергатора №2 виконувались досліди роботи диспергатора №1.

На рис. 5.1 показані схеми диспергаторів та якісні дані, отримані з допомогою касети збору рідини у перерізах факелу.

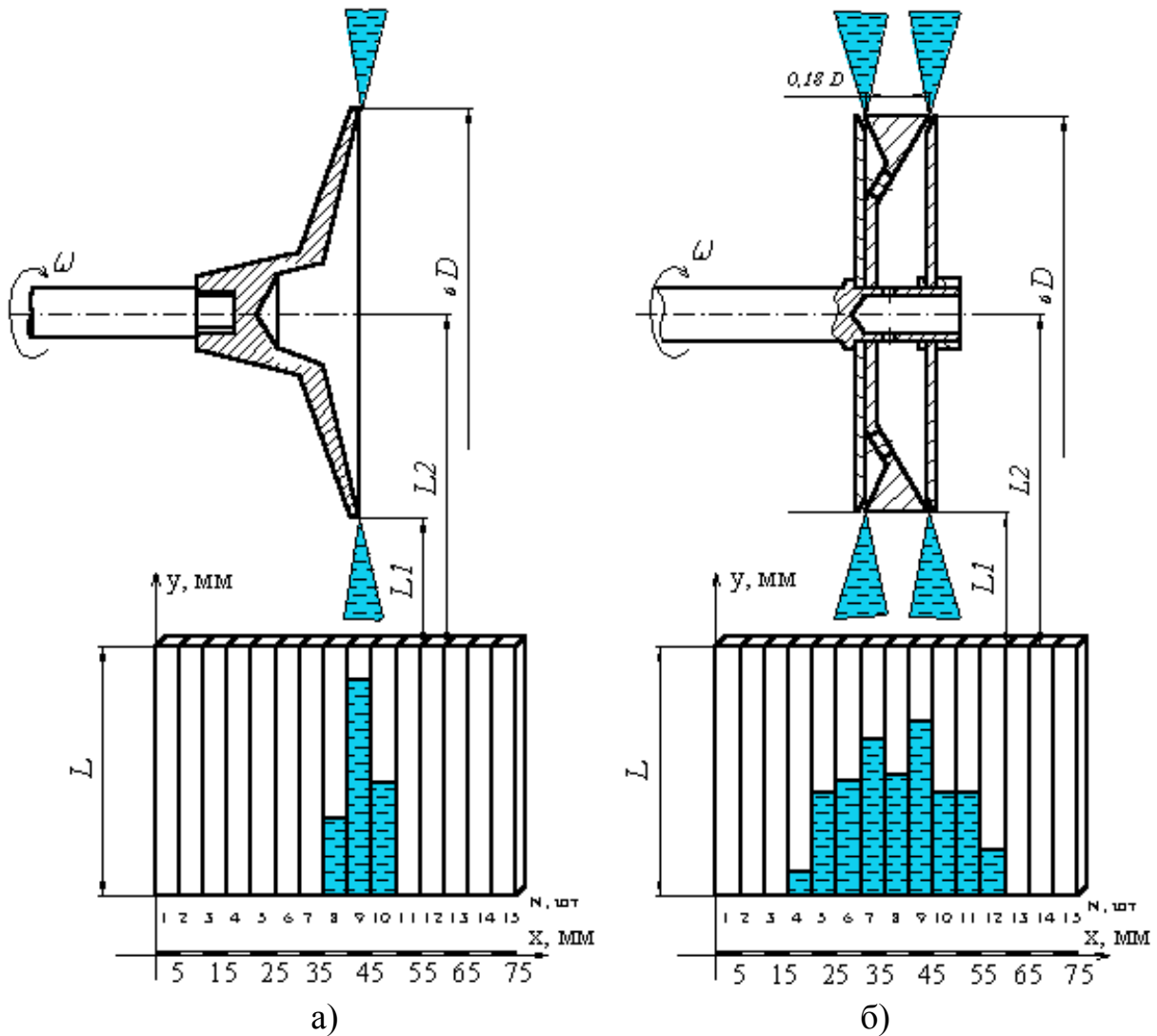


Рис. 5.1 Результати дослідження геометрії та щільності розподілу рідини у факелі, якісні дані.

- а) диспергатор №1,
- б) диспергатор №2,

Отже пояснити це явище слід взаємним впливом факелів дводискового диспергатора і більш інтенсивним розширенням потоку часточок рідини.

В таблицях 5.1 та 5.2 показані кількісні характеристики факелів, а саме кількість рідини у кожній камері в залежності від поперечної й повздовжньої координат X, Y та швидкості обертання дисків диспергатора. На рис. 5.2 – 5.3 показані відповідні діаграми розподілу рідини у факелах.

Визначення факелу розпилю диспергатора № 1

Таблиця . 5.1

Координата x, мм									L ₁ , мм	τ хв	n, об/хв
20	25	30	35	40	45	50	55	60			
0	0	0	5	108	12	0	0	0	20	3	2393
0	0	0	10	92	52	0	0	0	40	3	2393
0	0	0	6	104	10	0	0	0	30	3	3316
0	0	0	8	97	24	0	0	0	40	3	3316
0	0	0	5	102	9	0	0	0	20	3	3980
0	0	0	7	90	15	0	0	0	40	3	3980
0	0	0	20	70	50	0	0	0	160	3	3980
0	0	0	6	103	14	0	0	0	20	3	4500
0	0	0	10	96	20	0	0	0	40	3	4500
0	0	0	12	80	45	0	0	0	80	3	4500

Визначення факелу розпилю диспергатора № 2

Таблиця . 5.2.

Координата x, мм									L ₁ , мм	τ хв	n, об/хв
20	25	30	35	40	45	50	55	60			
0	0	5	85	52	112	10	0	0	20	3	2393
0	5	8	55	39	82	30	10	0	40	3	2393
0	5	20	48	23	60	12	10	0	30	3	3316
0	9	9	40	29	73	17	12	9	40	3	3316
0	10	40	65	30	110	18	10	5	20	3	3980
0	8	14	46	43	51	9	10	8	40	3	3980
5	14	15	10	5	9	12	10	0	160	3	3980
0	5	8	68	23	112	12	8	6	20	3	4500
0	5	10	35	25	51	12	5	0	40	3	4500
0	0	19	28	40	20	13	0	0	80	3	4500

З приведених даних отримані наступні уявлення про геометрію факелів та їх, геометричні характеристики :

1. Диспергатор №1

Факел розпилу, утворений диспергатором близький до конічного диска на відстані до $Y_p=80$ мм. На цій ділянці відбувається розширення факела. Кут розширення дорівнює 110 при швидкості обертання 4500 об/хв.

З подальшим збільшенням координати Y кут розширення стає нульовим і факел трансформується у диск шириною 15 мм. Величина кута розширення та координати Y_p залежить від швидкості диска. Кут розширення найбільший при мінімальній швидкості.

Факел не симетричний відносно площини обертання диска, що обумовлено конічною поверхнею останнього. Внаслідок конусності потік рідини набуває осьову швидкість W_x і щільність потоку часточок рідини стає не однакою в лівій та правій частинах факела. У правій частині вона більша у 2 – 3 рази.

2. Диспергатор №2

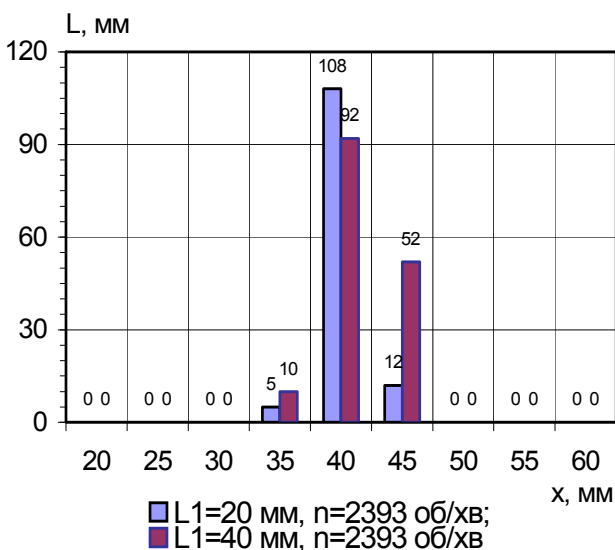
Поперечний розріз факела являє більш складну геометричну фігуру, контур якої змінюється з координатами X та Y .

Внаслідок дії двох дисків факел має два максимуми щільності розподілу рідини, рис. 5.2; 5.3.

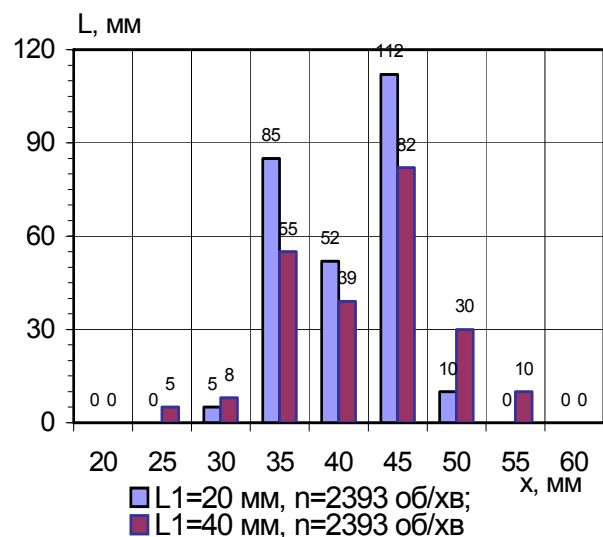
Очевидно, що факел є результатом взаємодії факелів, утворених двома дисками. Очевидно також, що характеристики факелу не являють собою просту арифметику суму характеристик окремих факелів.

В цілому факел розширюється й набуває максимального поперечного розміру 40 мм на відстані 40 мм від краю дисків (швидкість обертання 3316 об/хв. та 3980 об/хв.) і також ширина на відстані 20 мм при швидкості 4500 об/хв. Середній кут розширення становить 40° .

Факел характеризується не рівномірною щільністю розподілу потоку g_i по ширині, що особливо характерно для координати $Y=20$ мм. Відношення максимальної до мінімальної зафіксованих величин щільності становить 22. З подальшим збільшенням відстані Y щільність розподілу стає більш рівномірною.



a)

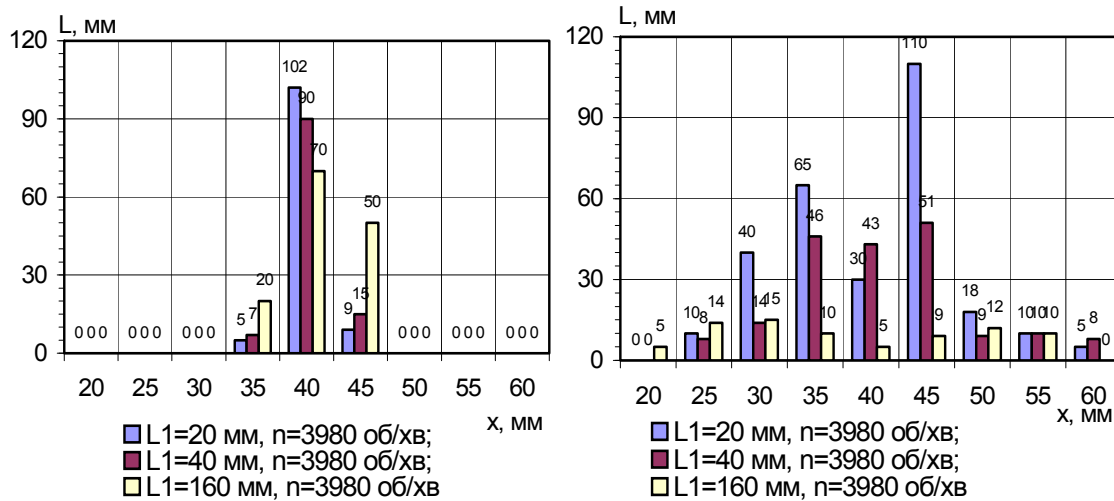


б)

Рис. 5.2 Діаграми розподілу мікрокрапель розчину у факелі розпилювача

а) диспергатор № 1;

б) диспергатор № 2



а)

б)

Рис. 5.3 Діаграми розподілу мікрокрапель розчину у факелі розпилювача

а) диспергатор № 1;

б) диспергатор № 2

На відстані 160 мм назване відношення досягає 3. В середньому розподіл наближається до рівномірного, починаючи з координати Y=50 мм.

На рис. 3.4, 3.5 показано залежність розподілу g_i в трьохмірній системі координат (g_i, X, Y) при швидкостях обертання $n=3980$ об/хв

Щільність розподілу g_i розраховувалась, як:

$$g_i = \frac{l_i}{\sum l_i},$$

де l_i – висота стовпа рідини в i – камері,

a – довжина камери.

Діаграми наочно демонструють результати досліджень роботи диспергаторів та можуть бути використаними при розрахунку вузла подачі розчину у гранулятор.

Перевагою диспергатора з двома дисками слід вважати більші розміри факела розпилу, рівномірну щільність розподілу на відстані більше 50 мм від краю диска.

Для обох конструкцій характерна осьова складова швидкості обумовлена кінчною формою поверхонь диску. Ця обставина дає позитивний результат у

грануляторах із прямокутною камерою. В залежності від орієнтації дисків можна досягти прискорення або гальмування осьового потоку псевдозрідженого шару.

В апаратах колового поперечного перерізу така властивість спричиняє виникнення тангенціальної (колової) складової швидкості киплячого шару, що сприяє утворенню рівномірної структури шару по усьому його об'єму.

Більші геометричні розміри диспергатора №2 спричиняють залученню більшого об'єму киплячого шару до міжфазового контакту.

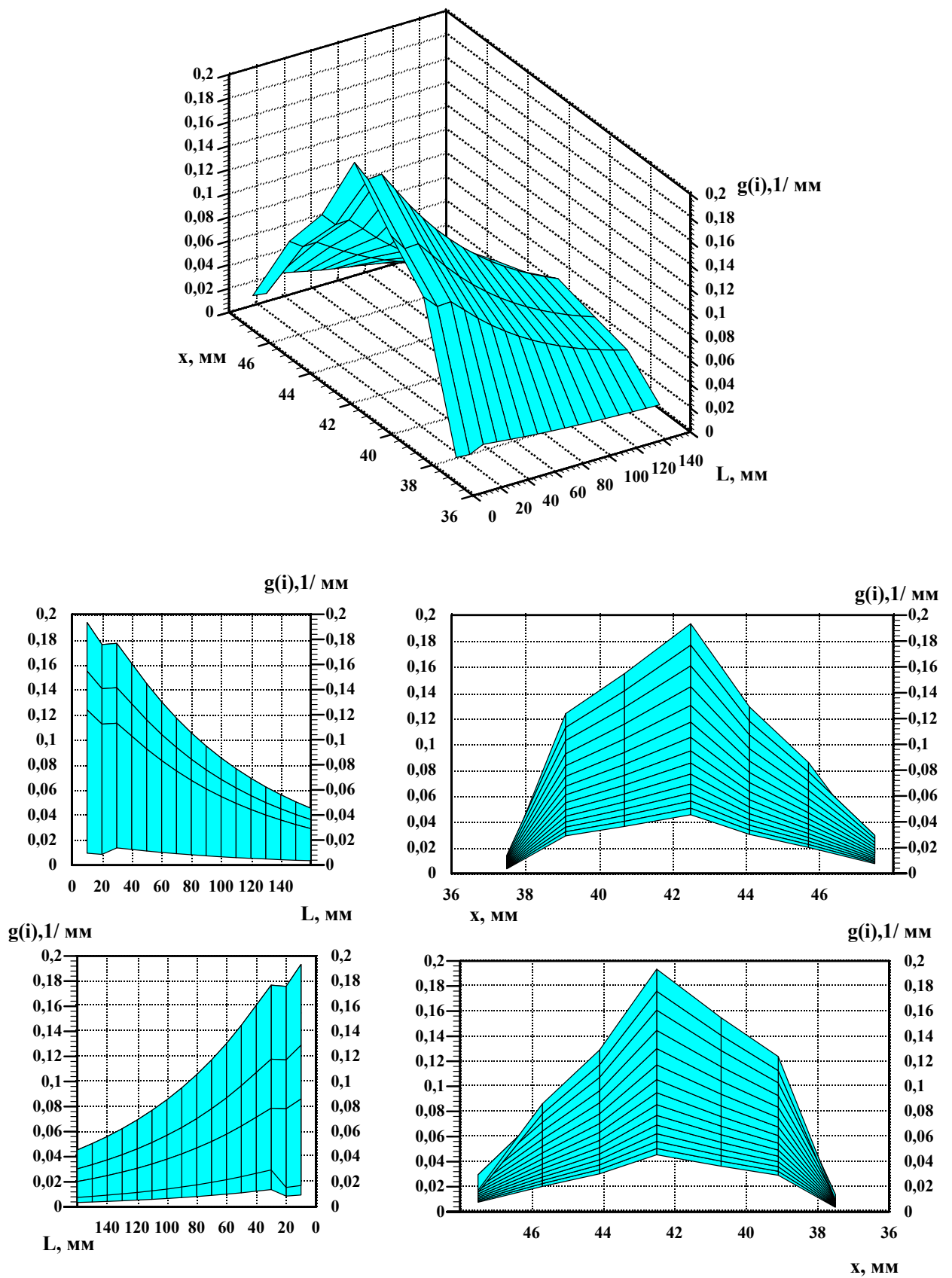


Рис. 5.4 Залежність розподілу g_i в трьохмірній системі координат (g_i, X, Y). Диспергатор №1.

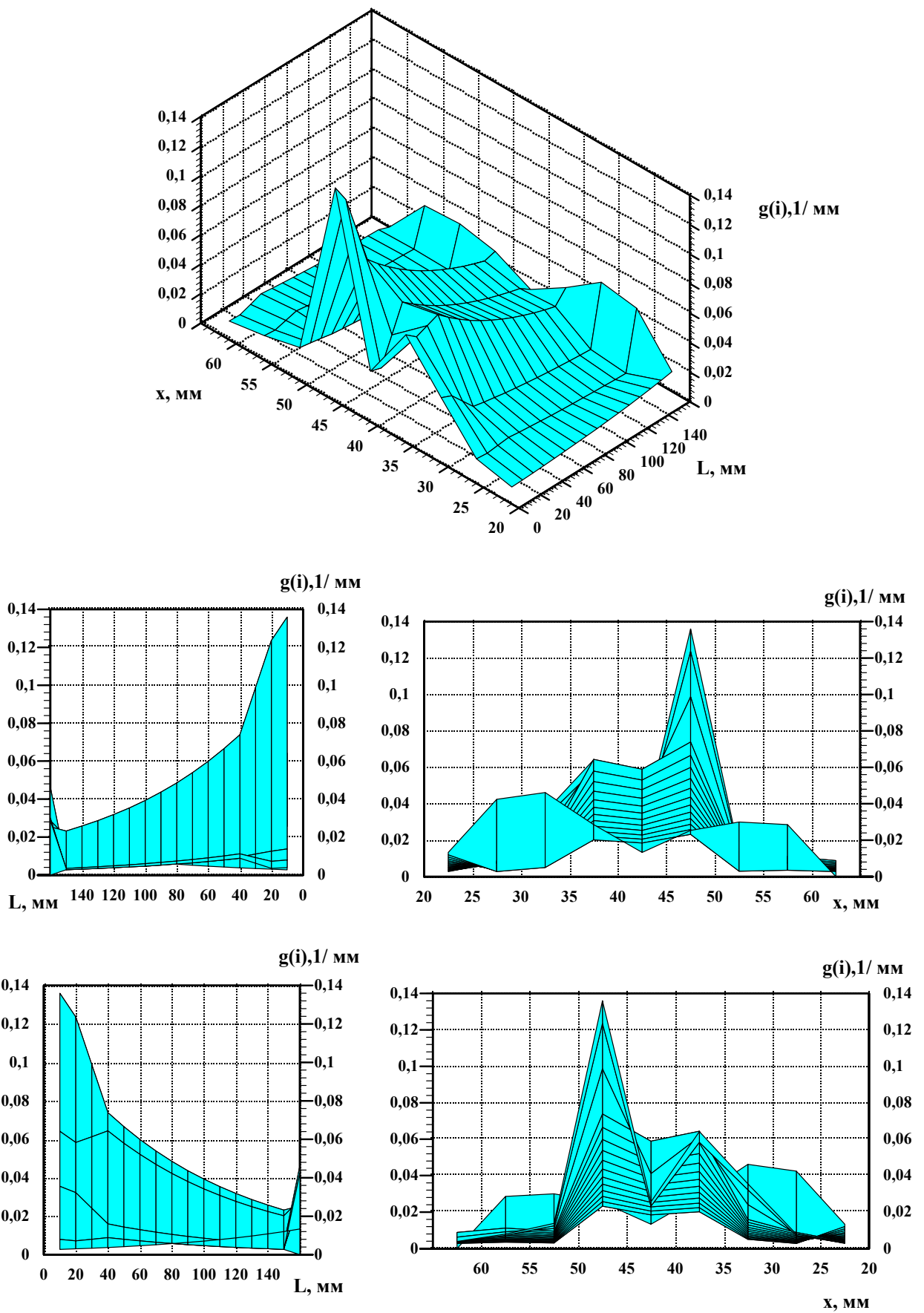


Рис. 5.5 Залежність розподілу g_i в трьохмірній системі координат (g_i, X, Y).

Диспергатор №2.

5.2 Дослідження температурного поля в апараті з псевдозрідженим шаром

Експерименти по дослідженню температурного поля проводилися на пілотній установці згідно методики п. 2.5. Для грануляції був підготовлений 40 % робочий розчин сульфату амонію у воді адекватний за складом побічним розчинам виробництва капролактаму з домішками діамонійфосфату та гумату в якому досягнуто співвідношення N:P:Ga = 20:20:0,7.

В попередніх дослідах встановлено, що процес безперервного безрециклового зневоднення і грануляції проходить в кінетичній області при значеннях температури в псевдозрідженому шарі в певній точці виміру в межах $T_{ш} = 90-100^{\circ}\text{C}$. При температурах нижче 90°C значно знижується вихід готового продукту, а при $T_{ш} > 100^{\circ}\text{C}$ зменшується діаметр гранул за рахунок подрібнення і є небезпека часткового вилучення аміаку з гранул.

Тому в характерній точці з координатами $Z=180$ мм, $X=200$ мм, $Y=40$ мм за показаннями якої проводилось регулювання витрат рідкої фази, процес проводився при таких значеннях $T_{ш1}=93^{\circ}\text{C}$ і $T_{ш2}=96^{\circ}\text{C}$

У таблиці 5.3 приведені технологічні параметри роботи експериментальної установки із застосуванням диспергатора з об'ємним факелом розпилу, при яких проводились виміри температури:

Таблиця. 5.3. – Технологічні параметри процесу зневоднення і грануляції

Назва параметра	Розмірність	Величина параметра	
		Дослід 1	Дослід 2
1. Температура теплоносія на вході в апарат	$^{\circ}\text{C}$	205	205
2. Середня температура теплоносія у псевдо зрідженому шарі	$^{\circ}\text{C}$	93	96
3. Еквівалентний діаметр гранул у псевдозрідженому шарі	мм	2,5	1,8
4. Середня продуктивність установки по гранульованому продукту	кг/год	2,3	2,4
5. Витрати робочого розчину	л/год	6	5,7
6. Вихід гранульованого продукту	%	84	90
7. Витрати теплоносія	$\text{м}^3/\text{год}$	88	86
8. Швидкість теплоносія в перерізі апарату при нормальних умовах	м/с	0,78	0,76
9. Середня щільність зрошення поверхні шару за вологою	$\text{кг}(\text{м}^2\text{год})$	0,12	0,11

Температурне поле а апараті вимірювалося за допомогою датчика з безінерційною термопарою. Координати точок виміру та значення температури, в об'ємі апарата наведені у таблицях.

Виміри температури в псевдозрідженому шарі при $T_{вх} = 205^{\circ}\text{C}$, $T_{ш} = 93,5^{\circ}\text{C}$

Таблиця 5.4 – (дослід перший)

№ точки	Координата X, мм	Координата Z, мм	Координата Y, мм								
			10	30	40	50	60	70	80	90	100
			T °C								
1	50	680	91,9	92,7	92,9	93,3	92,3	91,7	91,1	88,2	85,3
2	150	680	93,8	94,1	93,9	93,6	90,9	89,7	88,4	86,6	84,8
3	250	680	93,2	94,7	94,8	94,9	93,5	92,8	92,0	89,4	86,8
4	250	400	95,8	96,1	96,3	96,6	93,5	91,8	90,2	87,5	84,9
5	50	340	98,3	98,4	98,2	97,9	94,8	93,3	91,8	89,1	86,4
6	150	340	95,6	94,9	95,0	95,2	96,1	96,5	96,9	94,6	92,4
7	250	340	96,3	96,4	96,5	96,8	95,3	94,5	93,7	92,3	91,0
8	50	220	97,3	97,7	97,8	98,0	98,0	98,0	97,9	97,3	96,7
9	150	220	-	-	-	-	85,0	95,7	97,1	95,2	91,2
10	150	250	-	-	-	-	72,9	71,3	91,6	90,8	89,95
11	200	220	93,7	88,3	79,9	65,2	72,3	86,7	96,3	96,4	96,45
12	150	170	-	-	90,0	-	84,3	94,3	95,9	96,4	97,7
14	250	220	96,4	96,5	96,5	96,5	96,8	97,0	97,1	96,2	95,3
17	150	100	96,7	95,8	95,7	94,7	94,3	92,2	98,6	98,6	98,5
18	50	80	98,7	98,5	98,6	98,7	98,8	98,9	98,9	98,8	98,6
19	250	80	102,8	103,9	104,9	106,9	107,7	107,5	107,4	106,4	105,4
20	130	20	104,3	104,4	104,9	105,8	108,4	109,5	110,5	109,7	108,8
21	200	20	106,7	109	108,2	107,7	117,6	122,6	127,7	126,2	124,7

Аналізуючи зміну температури по висоті апарату, рис. 5.6, можна встановити, що для перерізів А, В, С, п.2.5, на висоті 20 мм від ГРП градієнти температури однакові і становлять приблизно $\frac{dT}{dZ} = 5$ град/мм – це зона інтенсивного теплообміну, у якій майже повністю реалізується корисна різниця температур. Порівняльно менша її висота з класичними апаратами псевдозрідження пояснюється спеціальною конструкцією ГРП.

У другій зоні на висоті від $Z = 20$ мм до $Z = 220$ мм градієнт температур у площинах А і С становить $dT/dz = 2,8 \cdot 10^{-2}$ град/мм. Починаючи із значень $Z = 220$ мм і до $Z = 340$ мм в площині С біля правої стінки (висхідний потік)

градієнт становить $dT/dz = 1,5 \cdot 10^{-2}$ град/мм. Вище $Z = 340$ мм у цій площині висхідного потоку $dT/dz=0$.

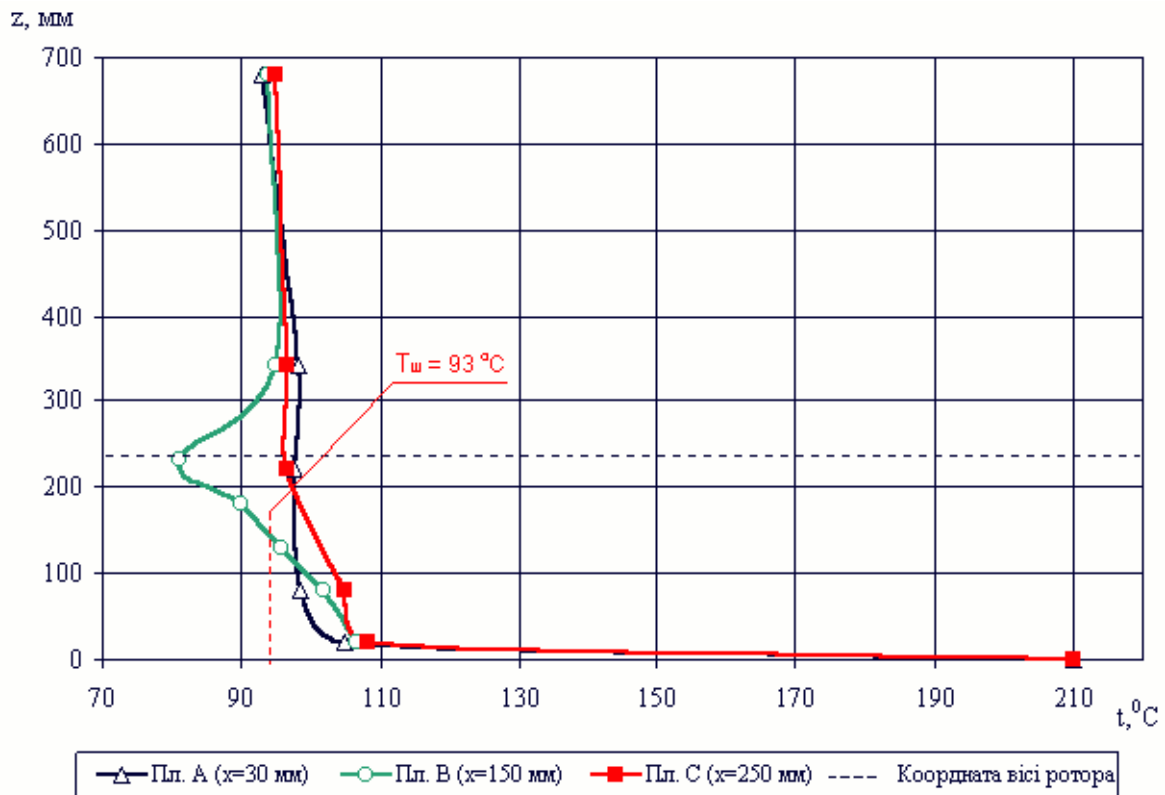


Рис.5.6 – Поле температур по висоті апарату при $T_{ш}=93$ °C, $\eta=84\%$, $D_e=2,5$ мм, $Y=50$ мм (дослід перший).

Для площини А, що розташована у низхідному потоку руху частинок у псевдозрідженому шарі $dT/dz=0$ при $Z = 230$ мм.

Така відмінність в значеннях градієнтів температур в площинах А і С пояснюється різною концентрацією твердих частинок в низхідному та висхідному потоках у псевдозрідженому шарі.

Подальший аналіз показує, що при координатах з $Z = 230$ мм до $Z = 340$ мм градієнт температури змінює знак на протилежний і становить $dT/dz = 2,4 \cdot 10^{-2}$ град/мм. Зміну градієнта температури по висоті можна пояснити інтенсивною циркуляцією по висоті апарату та інтенсивним поперечним перемішуванням. Таким чином, у псевдозрідженому шарі із застосуванням спеціально сконструйованого диспергатора та нової конструкції ГРП можна розрізнити такі зони:

А, при $Z = 0 \div 20$ мм – зона активного теплообміну;

Б, при $Z = 20 \div 340$ мм – зона активного тепло - масообміну;

В, при $Z = 0 \div 20$ мм – зона релаксації температурних напружень в гранулах;

Об'єм зони релаксації становить 20% від загального об'єму шару, за рахунок застосування спеціального газорозподільного пристрою (ГРП), що дозволяє зменшити енергетичні витрати на реалізацію гідродинамічної складової процесу.

Аналіз зміни температури кривих в точках з координатами $Z = 230$ мм, $X = 250$ мм та $Z = 680$ мм, $X = 150$ мм, (рис.4.10) показує, що вони мають майже рівні по величині але зворотні за знаком градієнти температур $dT/dz = 0,8 \cdot 10^{-2}$ град/мм, що визначається природою псевдозрідженого шару.

Досліджуючи температурне поле в зоні розташування вузла вводу гетерогенної дисперсної фази, важливим є визначення геометричних розмірів області із зміною температури псевдозрідженого шару, де відбувається інтенсивне зрошення і потужна циркуляція зернистого матеріалу в шарі.

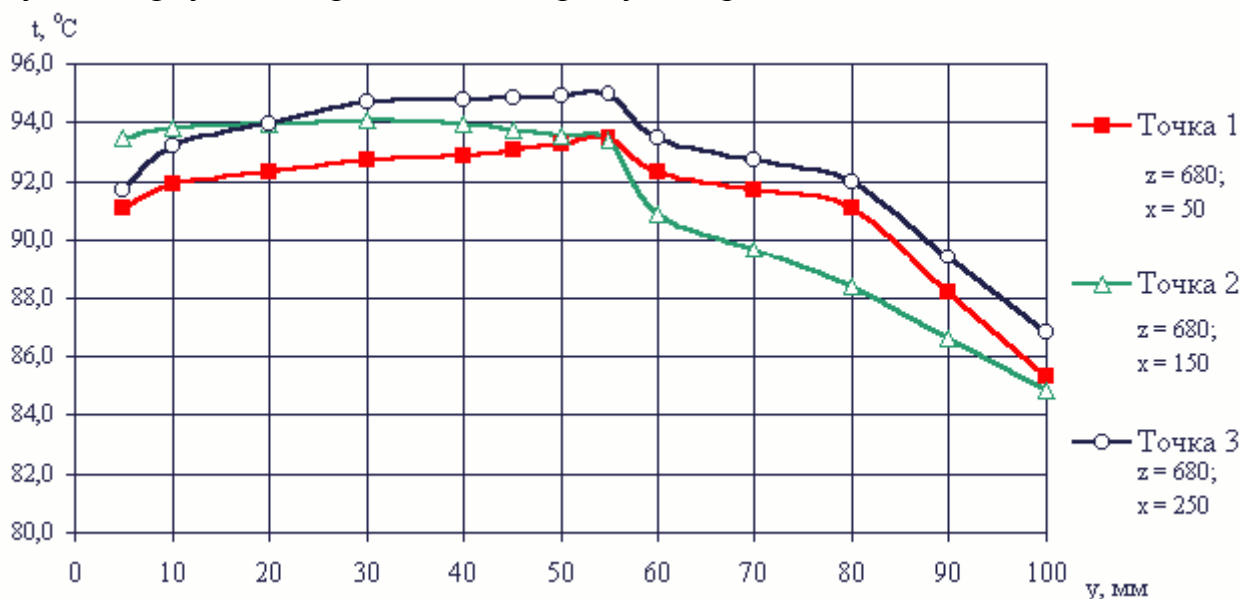


Рис.5.7 – Поле температури по осі Y для точок 1, 2, 3 при $T_{ш} = 93$ °C (дослід перший).

Досліджуючи температурне поле в зоні розташування вузла вводу гетерогенної дисперсної фази, важливим є визначення геометричних розмірів області із зміною температури псевдозрідженого шару, де відбувається інтенсивне зрошення і потужна циркуляція зернистого матеріалу в шарі.

Зміна температури в точках, що знаходиться навколо ротора відрізняється від попередніх, значним градієнтом температур $dT/dz = 5,1 \cdot 10^{-1}$ град/мм.

На рис. 5.8 наведено поле температур для $Z=220$ мм т.т. 9 та 11, які розташовані по осі диспергатора.

Як видно з графіку при наближенні до осі обертання диспергатора температура знижується з 95 до 85°C. Виміри температури в точках з координатами $Z=250$ мм та $X=150$ мм т. 10 і $Z=220$ мм і $X=200$ мм, т. 11 свідчать про інтенсивне зниження температури по мірі наближення до площини обертання диспергатора. Так, мінімум температури для цих точок спостерігається при $Y=50$ мм і становить $62,5 \div 65$ °C, при середньому значенні температури шару в характеристичній точці $92 \div 95$ °C. В той же час, вирівнювання температури з тильної сторони диспергатора при $Y < 50$ мм відбувається в межах 50-20 мм тобто $\Delta Y_1 = 30$ мм. В таких же практично межах відбувається релаксація температурного поля при значеннях

Y=50 мм. Характер зміни температури в т. 10, з координатами Z=250 мм, X=150 мм має немонотонний характер.

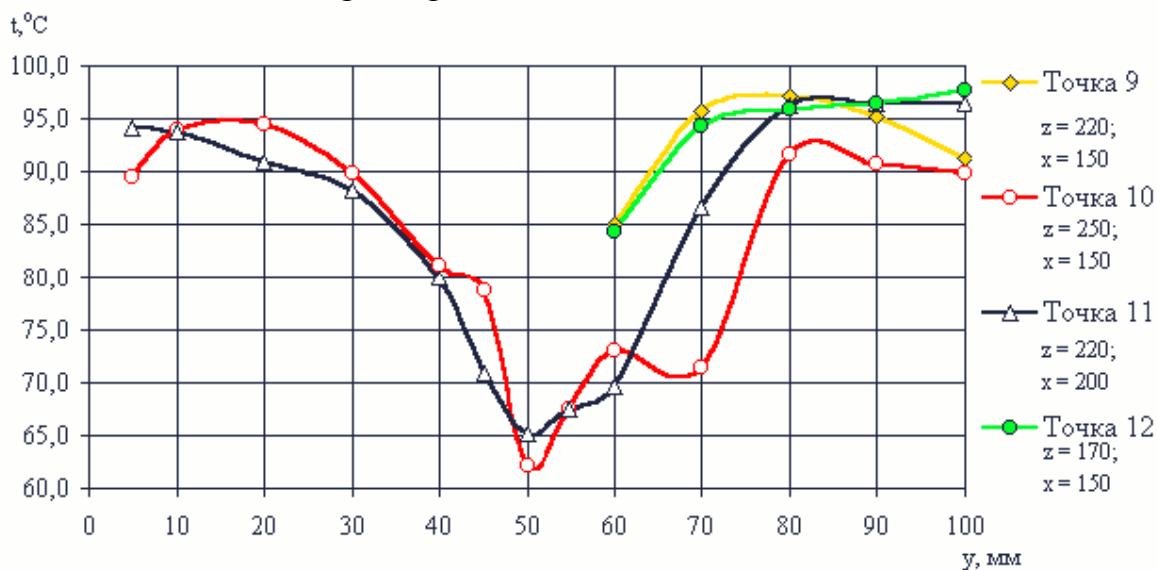


Рис.5.8 – Поле температури по осі у в точках 9, 10, 11, 12 при $T_{ш} = 93\text{ }^{\circ}\text{C}$ (дослід перший).

Аналізуючи конфігурацію температурного поля в цій зоні можна переконатись, що мінімальне значення температури наближається до температури вологого термометра. Це призводить до фактичного припинення масообміну і одночасного пониження температури твердих частинок. Тобто створюється локальна область дисперсного середовища в якому відбувається не випаровування розчинника, а сорбція рідкої фази пористою поверхнею гранул. Враховуючи велику швидкість сорбційних процесів, час перебування твердих частинок у зоні зрошення може бути мінімальним, що досягається шляхом направленої інтенсивної циркуляції твердих частинок через область зрошення. В протилежному разі в зоні зрошення відбувається перезволоження гранул, що призводить до втрати їх механічної міцності.

В межах зміни координати $80\text{ мм} \leq Y \leq 100\text{ мм}$ градієнт температури суттєво зменшується $dT/dz = 2,1 \cdot 10^{-1}$ град/мм.

На рис. 5.9 наведені профілі температурного поля в т. т. 6, 8, 14, 17, які відрізняються за координатою Z в межах від 100 до 340 мм і координатою X яка змінювалась від 50 до 250 мм дискретно. Найбільш характерним є профіль температур виміряний в т. 17. Ця точка розташована на відстані 120 мм від осі диспергатора і на відстані 80 мм від його кромки. Прямо по осі апарату, рис. 5.9, також зафіксоване зниження температури до 92°C , в точці з координатами $Y=70\text{ мм}$ і $93,5^{\circ}\text{C}$ при $Y=45\text{ мм}$. Два виражені екстремуми свідчать про наявність двох факелів розпилу.

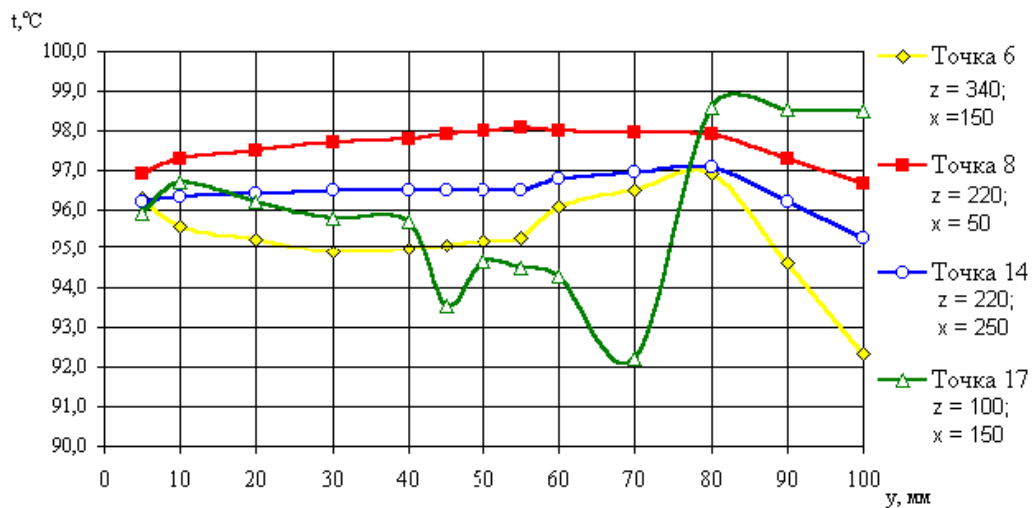


Рис.5.9 – Поле температури по осі Y для точок 6, 8, 14, 17 при $T_{ш} = 93^{\circ}\text{C}$ (дослід перший)

Більш рівномірна конфігурація поля температур спостерігається в пл. В, $X=150$ мм в т. 6 при $Z=340$ мм, в межах $97-92^{\circ}\text{C}$. В той же час, загальний рівень значень в т. 14, $Y=250$ мм, $Z=220$ мм, яка належить площині С (висхідний потік), на $1\div 1,5^{\circ}\text{C}$ менша діапазону значень температур в т. 8, $X=50$ мм, $Z=220$ мм, яка розташована в нисхідному потоці в площині А. Характерно, що обидві ці точки мають однакове значення координат $Z=220$ мм і розташовані на рівні осі обертання диспергатора. Тобто, у вертикальних площинах на відстані 100 мм від осі обертання диспергатора, або 60 мм від його кромки, вплив диспергатора на загальний профіль температурного поля практично відсутній. Це свідчить про наявність інтенсивної повздовжньої і поперечної циркуляції в апараті. Більш наглядно зміну поля температур можна спостерігати в площині ZOX, на рис. 5.10. З наведених експериментальних даних видно, що релаксація температурного поля повністю відбувається на відстані 60 мм від кромки диспергатора.

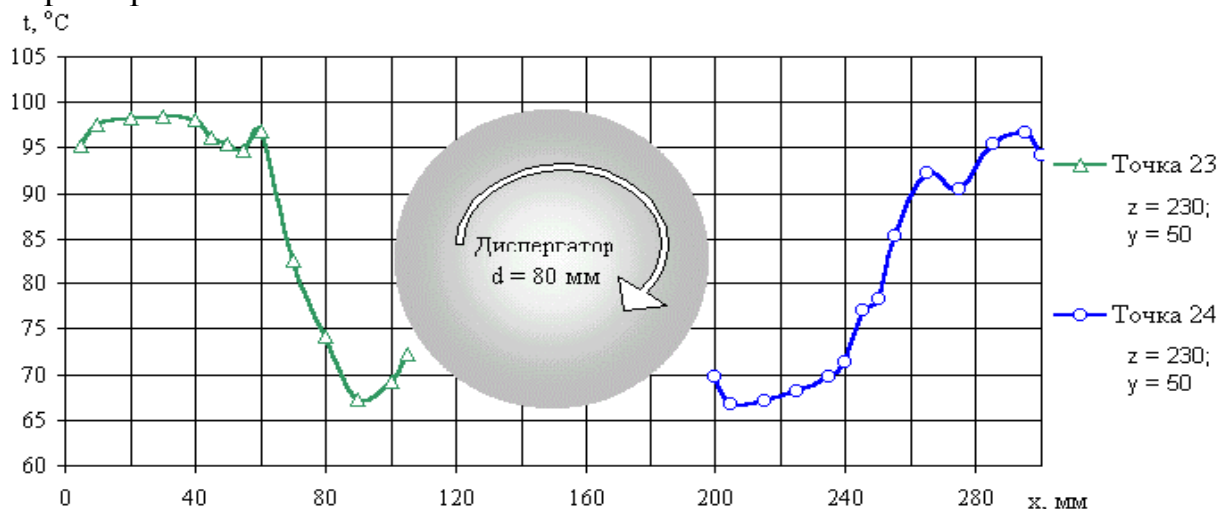


Рис. 5.10 – Поле температури по осі X для точок 23, 24 при $T_{ш} = 93^{\circ}\text{C}$ (дослід перший).

Результати вимірів температурного поля наведені в табл. 5.5 та на рис. 5.2-5.10 при реалізації процесу зневоднення та грануляції розчинів.

Відмінність цього дослід від попереднього полягає у зменшенні еквівалентного діаметру початкового складу псевдозрідженого шару з 2,5 до 1,8 мм і підвищенні значення температури в характеристичній точці з 93 °С до 96 °С. Вимір температур проводився в стаціонарному процесі в якому не менше 1 години вихід гранульованого продукту становив не менше 80%.

Результати виміру поля температури у псевдозрідженому шарі при $T_{\text{вх}}=205\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{ш}}=96\text{ }^{\circ}\text{C}$ (дослід другий).

Таблиця 5.5

№ точки	Координата X, мм	Координата Z, мм	Координата Y, мм								
			10	30	40	50	60	70	80	90	100
1	50	680	91,8	92,2	92,6	93,3	93,4	93,2	93,1	91,7	90,2
2	150	680	89,8	91,5	91,3	90,9	87,6	86,1	84,5	85,3	86,0
3	250	680	91,2	92,5	93,0	94,1	91,1	89,4	87,6	86,9	86,2
4	250	400	99,6	99,1	98,9	98,4	95,2	93,7	92,2	88,6	85,0
5	50	340	99,4	100,0	100,0	99,9	97,3	96,0	94,7	90,7	86,7
6	150	340	97,4	97,9	97,7	97,2	97,6	97,9	98,2	95,3	92,4
7	250	340	99,7	100,0	100,0	100,1	98,5	97,7	96,9	94,0	91,0
8	50	220	99,3	98,4	98,9	99,8	99,1	98,5	97,9	95,5	93,0
9	150	220	-	-	-	-	86,9	96,1	98,1	97,1	98,4
10	150	250					73,9	85,3	95,1	94,4	92,3
11	200	220	100,2	88,3	79,9	65,2	73,3	86,7	96,3	96,4	96,4
12	150	170	-	-	89,4	-	96,9	98,6	100,2	100,3	90,2
14	250	220	99,1	98,9	96,5	100,8	100,2	99,6	98,9	96,7	94,4
17	150	100	96,7	95,8	95,7	93,3	94,8	92,7	98,6	98,6	98,5
18	50	80	104,9	110,5	98,6	115,2	113,0	111,1	109,2	106,5	103,8
19	250	80	103,4	103,9	104,9	106,9	107,7	107,5	107,4	106,4	105,4
20	130	20	110,1	157,4	104,9	118,3	104,5	104,1	103,7	97,1	90,4
21	200	20	149,5	142	108,2	186,7	197,4	195,2	193,0	185,1	177,1

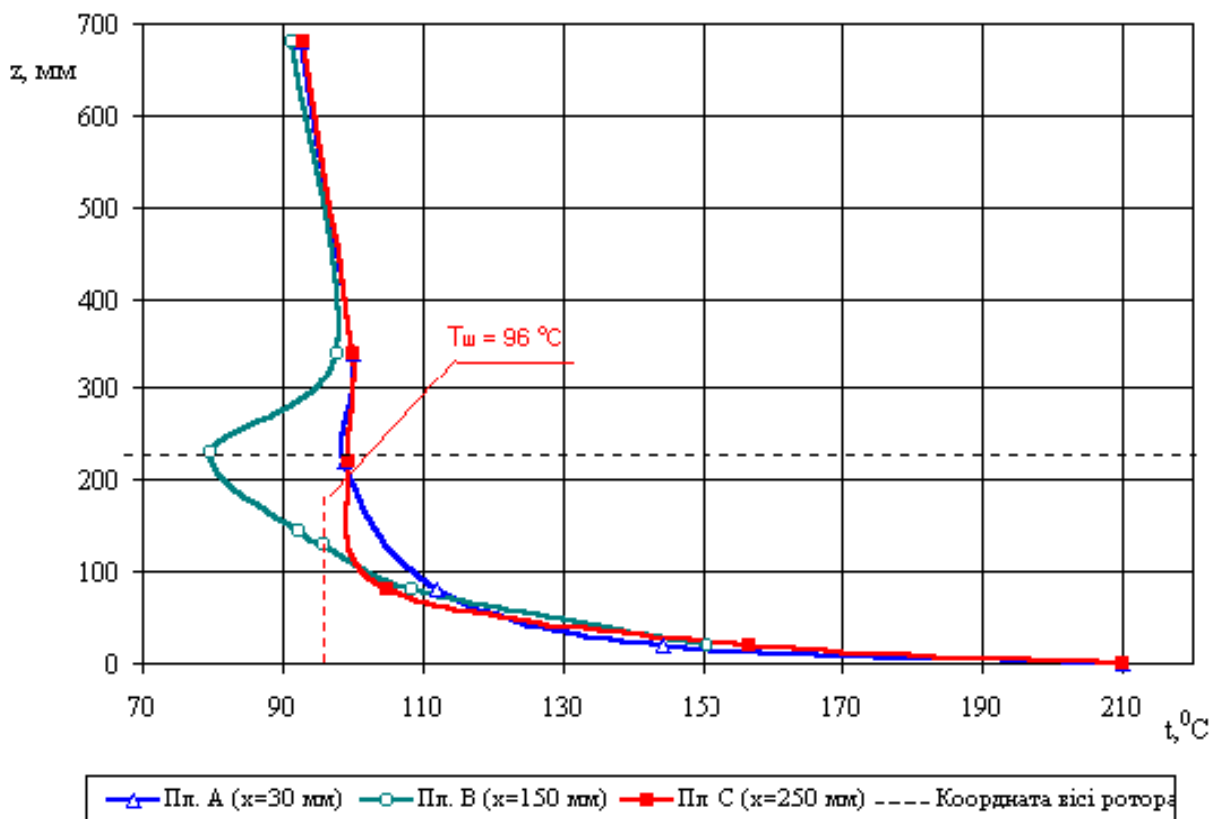


Рис.5.11 – Поле температури при $T_{ш}=96\text{ }^{\circ}\text{C}$, $\eta=90\%$, $D_e=1,8\text{ мм}$, $y=55\text{ мм}$ (дослід другий).

Як видно з рис. 5.11, висота зони ефективного теплообміну в якій відбувається зниження температури теплоносія від $210\text{ }^{\circ}\text{C}$ до $108\text{-}110\text{ }^{\circ}\text{C}$ становить 90 мм , що в 4 рази перевищує висоту попереднього дослід. Це пояснюється тим, що час "інжектування" твердих частинок, які надходять до газового струменя залежить від їх розмірів і тому має пропорційну залежність. Окрім того, при збільшенні D_e зростає середня швидкість зріджуваного в апараті і відповідно в щілинах ГРП. В результаті для великих частинок відповідно зростає значення числа Re і локальний коефіцієнт тепловіддачі від газу до поверхні твердих частинок.

В той же час мінімальне значення в площині $Z=220\text{ мм}$, в площині В для обох дослідів становляють $72\text{-}73\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Підтвердження процесу вирівнювання температури по всьому об'єму шару за рахунок трьохвимірної циркуляції можна спостерігати на рис. 5.12. та 5.13. Експериментальні залежності носять монотонний характер.

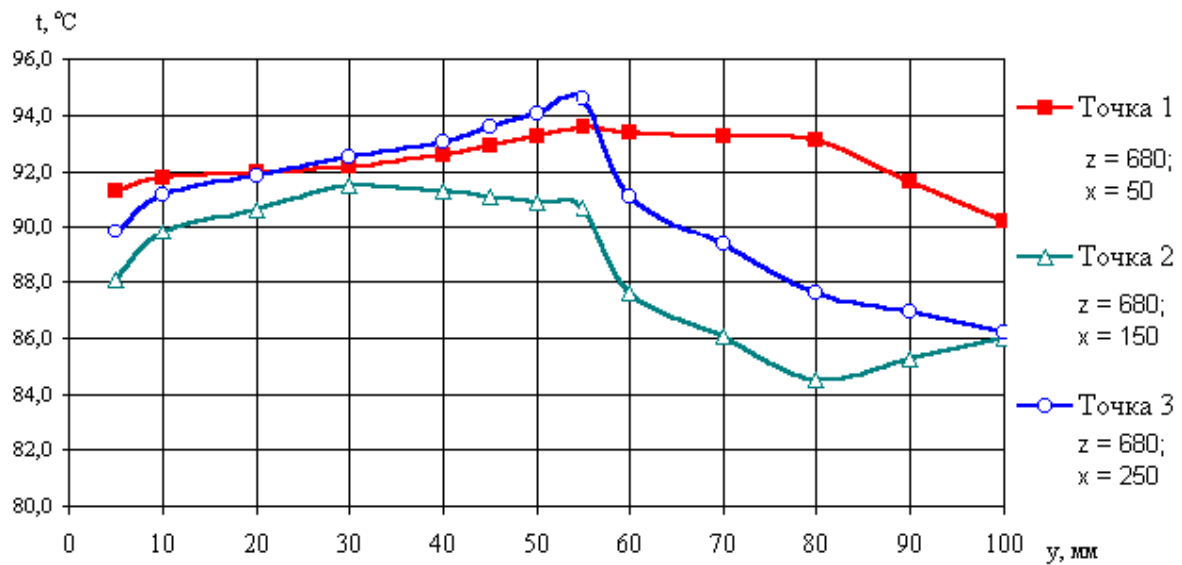


Рис. 5.12 – Поле температури при $T_{ш}=96^{\circ}\text{C}$, $\eta=90\%$, $D_e=1,8$ мм, $y=50$ мм (дослід другий).

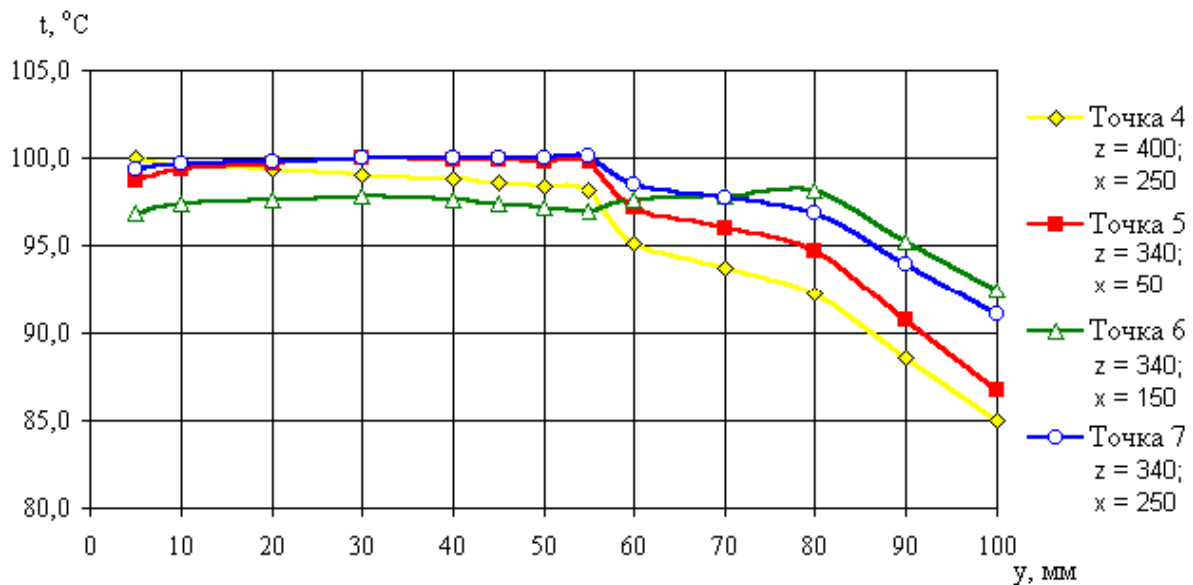


Рис.5.13 – Поле температури при $T_{ш} = 96^{\circ}\text{C}$, $\eta=90\%$, $D_e=1,8$ мм, $y=50$ мм (дослід другий).

Конфігурація поля температур вимірювано в т.т. 9, 10, 11 і 12, рис. 5.14, за формою аналогічно попередньому дослід, рис. 5.14, але відрізняється амплітудою значень. Так, мінімальне значення в т. 11 при $X=200$ мм і $Z= 220$ мм становить 65°C , на відміну від попереднього дослід, - $62,5^{\circ}\text{C}$. Максимальне значення температур в цій точці при $Y= 20$ мм досягає 100°C , при 90°C в попередньому досліді.

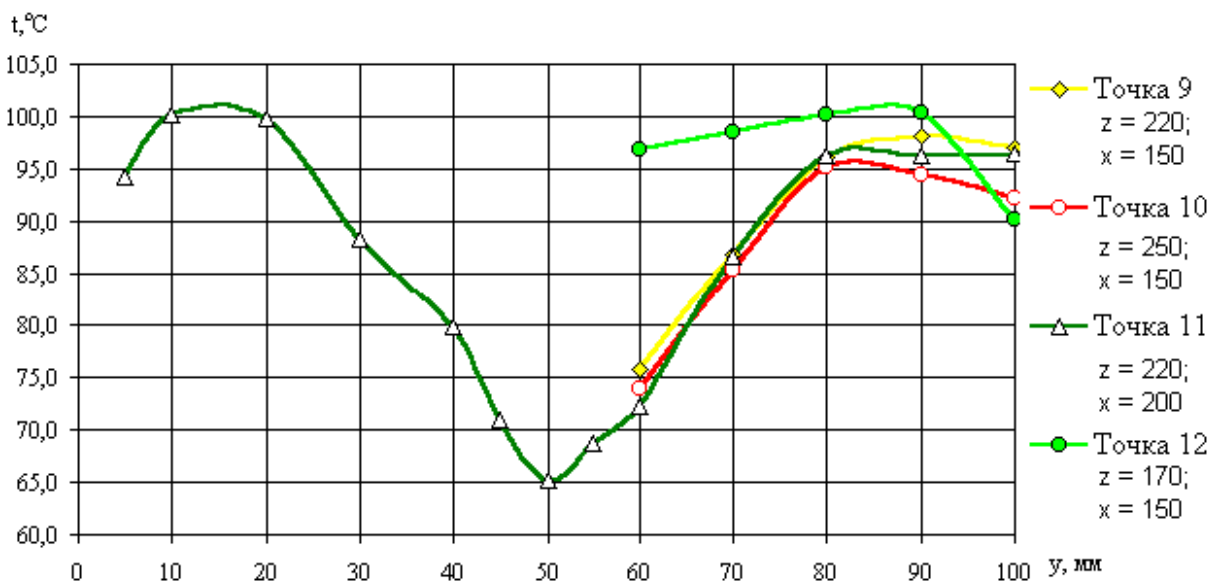


Рис. 5.14 – Поле температури при $T_{ш} = 96 \text{ }^\circ\text{C}$, $\eta=90\%$, $D_e=1,8 \text{ мм}$,

Поля температур виміряне в т. 6, 8, 14, 17 відрізняються більшою рівномірністю, зокрема в т. 17, рис. 5.15. Характер зміни температури в межах $40 \text{ мм} \leq Y \leq 80 \text{ мм}$ має два близькі за значеннями мінімальні екстремуми. Розміри зони релаксації температури залишились без зміни.

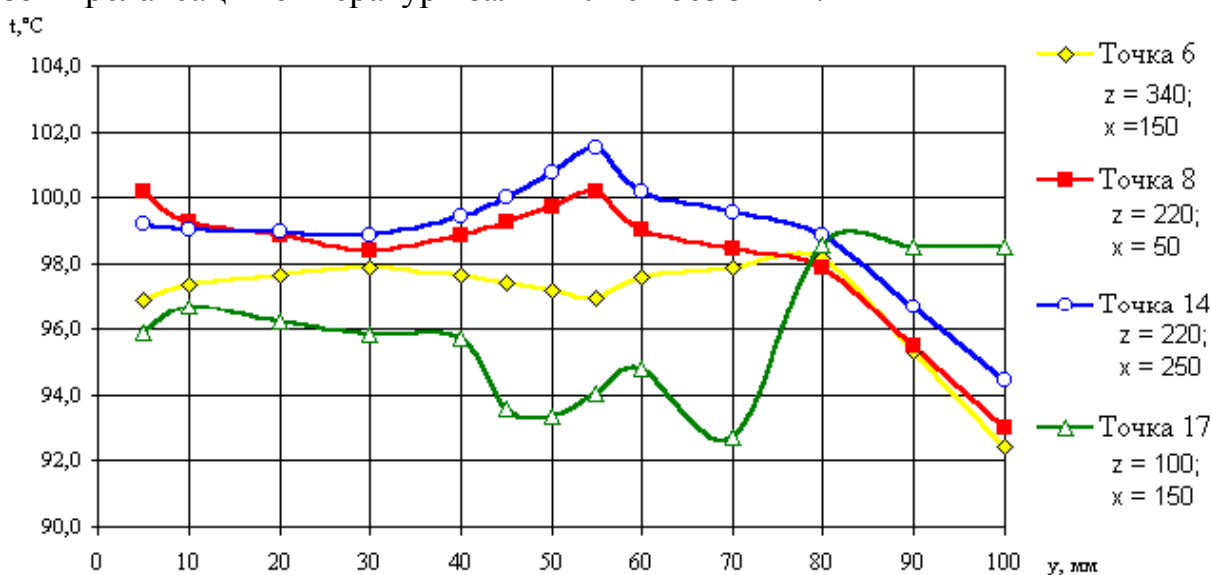


Рис. 5.15 – Поле температури при $T_{ш} = 96 \text{ }^\circ\text{C}$, $\eta=90\%$, $D_e=1,8 \text{ мм}$, $y=50 \text{ мм}$ (дослід другий).

Найбільш чітко зона релаксації температур виміряна в т. т. 23 та 24 видна на рис. 5.16. Розмір інтервалу в якому відбувається вирівнювання температури середовища від $66 \text{ }^\circ\text{C}$ до $96 \text{ }^\circ\text{C}$ аналогічна попередньому досвіду. В діапазоні значень $20 \text{ мм} \leq X \leq 40 \text{ мм}$ температура дорівнює значенню $96-97 \text{ }^\circ\text{C}$, що дорівнює значенню в характеристичній точці. Тобто координати розташування термопари за даними якої проводиться керування процесом є оптимальними.

Тому, що порушення конфігурації температурного поля в зоні диспергатора відразу відобразиться на значеннях температури середовища і дозволить завчасно вжити адекватних заходів.

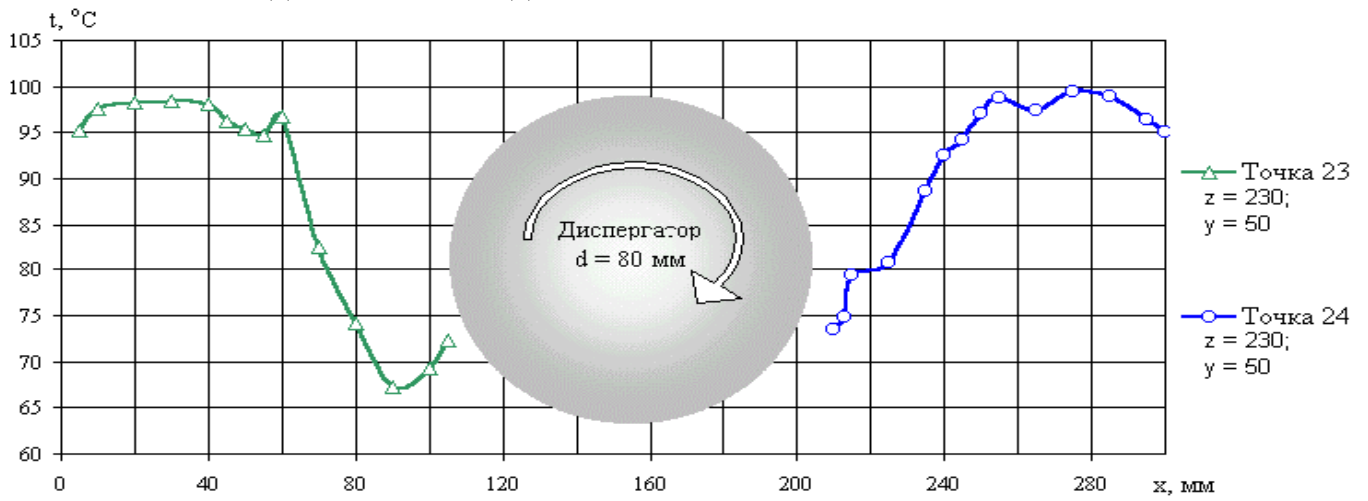


Рис. 5.16 – Поле температури при $T_{ш} = 96$ °C, $\eta=90\%$, $D_e=1,8$ мм, $y=50$ мм (дослід другий).

6 ПЕРЕВІРКА АДЕКВАТНОСТІ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ

Порівняння експериментального і розрахункового поля наведено в табл. 6.1 та на рис. 6.1–6.3.

Так, порівняння розподілу температур у площині А наведені на рис. 6.1. Максимальна похибка 16,85%, або 10°C спостерігається при значенні $z = 20$ мм ($T_p = 117,5^{\circ}\text{C}$, $T_e = 97,7^{\circ}\text{C}$). При значеннях $z = 180, 340, 500$ мм похибка знаходиться на рівні 3–5,5%.

Для площини В, рис. 6.2 максимальне значення похибки 6,19% спостерігається для $z = 20$ мм. При значеннях $z \geq 20$ мм похибка відповідно зменшується і не перевищує 5%.

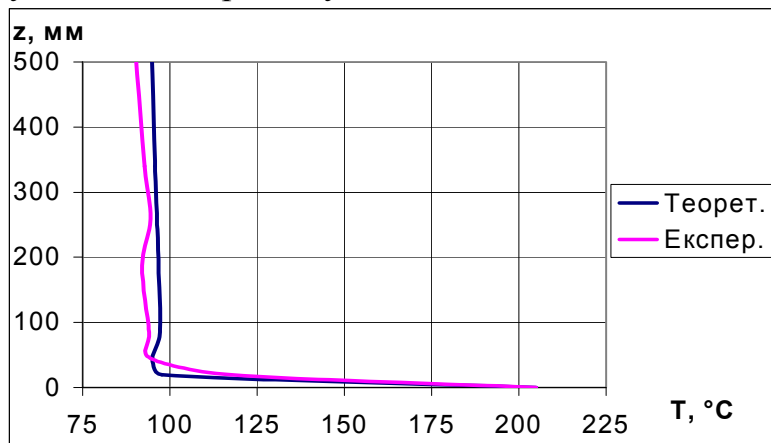


Рис 6.1 Порівняння розрахункового і дослідного розподілу температури в пл. А.

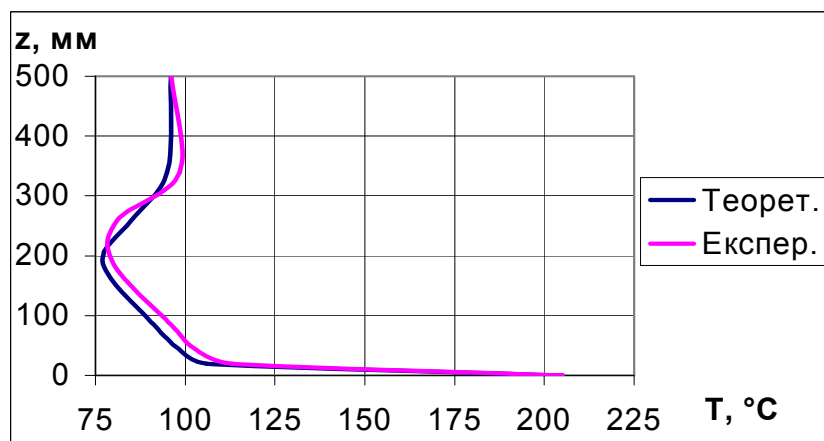


Рис 6.2 Порівняння розрахункового і дослідного розподілу температури в пл. В.

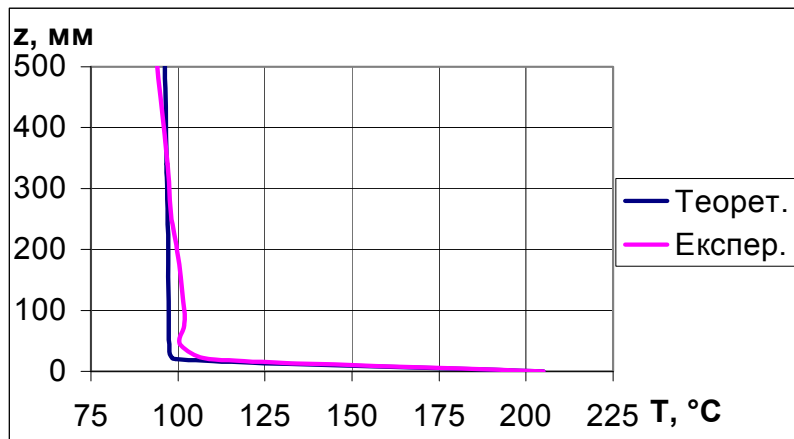


Рис 6.3 Порівняння розрахункового і дослідного розподілу температури в пл. С.

Таблиця 6.1 – Порівняльна таблиця теоретичних і експериментальних даних температурного поля

площина А								
z, мм	0,0	20,0	80,0	130,0	180,0	260,0	340,0	500,0
Теорет., °C	205,0	97,7	95,0	97,1	96,8	96,3	95,8	94,9
Експер., °C	205,0	117,5	94,5	94,1	92,0	94,5	92,8	90,3
Похибка, %	0,00	16,85	0,53	3,19	5,22	1,90	3,23	5,09
площина В								
z, мм	0,0	20,0	80,0	130,0	180,0	260,0	340,0	500,0
Теорет., °C	205,0	106,0	98,0	91,3	77,0	85,0	95,0	96,0
Експер., °C	205,0	113,0	102,6	96,0	80,0	81,0	98,5	96,0
Похибка, %	0,00	6,19	4,29	4,9	3,75	4,94	3,55	0,00
площина С								
z, мм	0,0	20,0	80,0	130,0	180,0	260,0	340,0	500,0
Теорет., °C	205,0	99,3	97,5	97,4	97,2	97,0	98,8	96,3
Експер., °C	205,0	109,0	100,6	102,0	100,0	98,0	97,0	94,0
Похибка, %	0,00	8,9	3,08	4,51	2,8	1,02	0,21	2,45

Характерно, що до осі розташування диспергатора, $z \leq 200$ мм, розрахункові температури нижчі експериментальних, а при більших значеннях розрахункова крива температур двічі змінює знак різниці між її розрахунковими та експериментальними значеннями.

Найменша похибка, 8,9% зафіксована при порівнянні розподілу дослідних та розрахункових значень поля температур для площини С, рис. 6.3.

Середня квадратична похибка відповідно для площин А, В, С становить $\varepsilon_A = 7,5$; $\varepsilon_B = 4,0$; $\varepsilon_C = 4,2$.

Це свідчить про задовільну адекватність запропонованої моделі, яка дозволяє розрахувати геометричні розміри області зміни конфігурації температурного поля, зумовленого наявністю зони зрошення диспергатора, що

має важливе значення для організації процесу зневоднення гомо- та гетерогенних систем в промисловому апараті. Розрахунок розмірів областей релаксації температурного поля після збурень, які відбуваються в зоні зрошення та зоні активного тепло-масообміну, дозволить визначити оптимальне розміщення , кількість диспергаторів і визначити шляхи інтенсифікації процесу гранулоутворення при мінімальних енерговитратах на процес в цілому.

7. ТЕОРЕТИЧНІ ЗАСАДИ АДГЕЗІЙНО-СОРБЦІЙНОГО СПОСОБУ ЗНЕВОДНЕННЯ І ГРАНУЛЯЦІЇ РІДКИХ КОМПОЗИТНИХ СИСТЕМ

Механізм процесу масової кристалізації, наведений в роботі [47], полягає в тому, що на поверхні твердих частинок рідка фаза розподіляється і утримується сорбційними силами. Внаслідок інтенсивного випаровування розчинника утворюється дисперсна структура дрібнокристалічних солей з розвинутою поверхнею і чисельними активними центрами адсорбції та адгезії. Кристалізація розчину проходить в умовах далеких від рівноважних, що зумовлює високу швидкість цього процесу, і тому велику кількість дефектів кристалічної решітки. Це, в свою чергу, сприяє співсадженню домішок, які змінюють хімічну активність твердої фази. Сторонні домішки органічного та мінерального походження прискорюють ріст кристалів, приводять до зміни їх форми, змінюють число та міцність фазових контактів.

Комплексні експериментальні дослідження [55] показали, що зневоднення композитних гомо- і гетерогенних рідких систем, що містять мінеральні та органічні домішки, шляхом розподілення їх на поверхні нагрітих твердих частинок у вигляді тонкої плівки, яка утворюється за рахунок адгезійно-сорбційних сил, відбувається при безпосередньому контакті нагрітого газу в дисперсному середовищі. Внаслідок двостороннього підведення теплоти від твердої частинки та теплоносія відбувається інтенсивне випаровування розчинника, що призводить до кристалізації мінеральних та співсадження органічних речовин на їх поверхні.

Враховуючи те, що розчинником є вода і тиск в апараті близький до атмосферного (розрідження в апараті не перевищує 1000 Па), процес виділення твердої фази проходить при температурі не більше 100 °С. Так як час перебування частинок в зоні активного тепло-масообміну становить доли секунди, то негативних перетворень в мінеральних та органічних компонентах гранули не відбувається.

Таким чином, в результаті першої ітерації на поверхні гранули утворюється мікрокристалічний шар, який складається з мікрокристалів мінеральних речовин та мікрочастинок органічних компонентів. Такий спосіб зневоднення композитних рідких систем забезпечує на мікрорівні відносно рівномірне розподілення компонентів. Враховуючи те, що лінійна швидкість розмірів гранул складає 0,05-0,1 мм/год, то кількість таких ітерацій при збільшенні розміру гранул від 1,5 до 2,5 мм протягом 5÷10 годин досягає декілька тисяч, що і забезпечує в цілому рівномірний розподіл компонентів по всьому об'єму гранули. В подальшому при відповідних значеннях технологічних параметрів створюються умови для реалізації паровибухового механізму подрібнення частини великих гранул. Утворені осколки в межах 0,5÷1,2 мм є новими центрами грануляції, збільшення розмірів яких відбувається за описаним вище механізмом. Мікроструктура гранул вивчалась із застосуванням електронного мікроскопа. На

фотографії зробленій через електронний мікроскоп поверхні гранули збільшеної у 80 раз, рис. 7.1, чітко виражена пориста структура утворена з мікрокристалів. В лівій частині фотографії видно ввігнутість від контакту гранули з іншими частинами, при проведенні дослідів на злежуваність. Внаслідок цього поверхня гранул зазнала механічних ушкоджень, а в ряді точок безпосереднього контакту і наявності вологи сорбованої з повітря утворились фрагменти перекристалізації. Багатоточковий контакт гранул навіть при наявності вологи не створює міцні агрегати з гранул і тому ці добрива практично не злежуються при зберіганні.

Саме тіло гранули, окрім пористої структури, ще має виражені канали, які виходять на поверхню і розташовані по радіусу до її центра, рис. 7.1. При такому збільшенні тіло гранули складається з дискретних мікромасивів різної конфігурації з округлими, що мають направлену радіальну орієнтацію. Це пояснюється пошаровою кристалізацією та співосадженням різних компонентів на поверхні твердих частинок і вилученням парової фази в радіальному напрямку. Більш повну інформацію про структуру тіла гранули дає фотографія, рис 7.2.

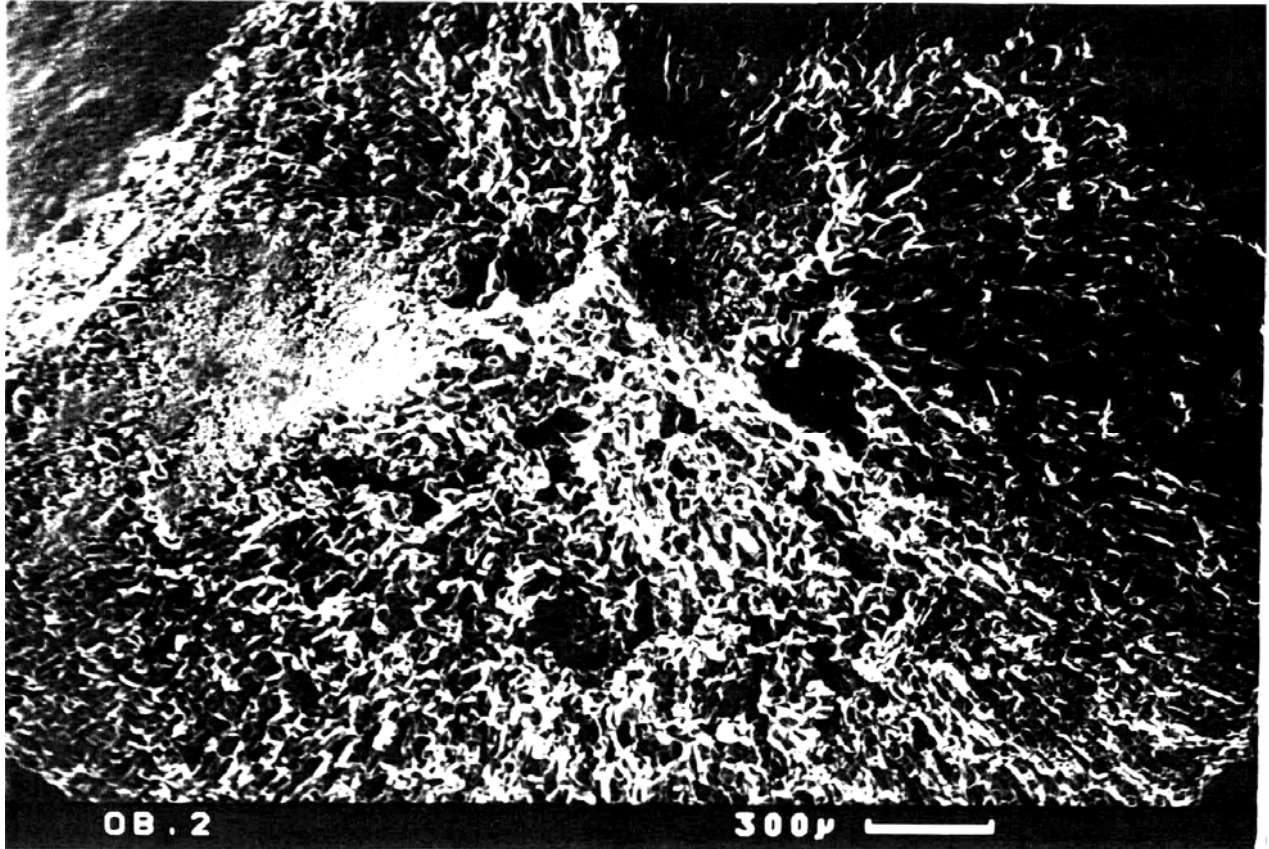


Рис. 7.1 Мікрофотографія поверхні гранул, 80-кратне збільшення.

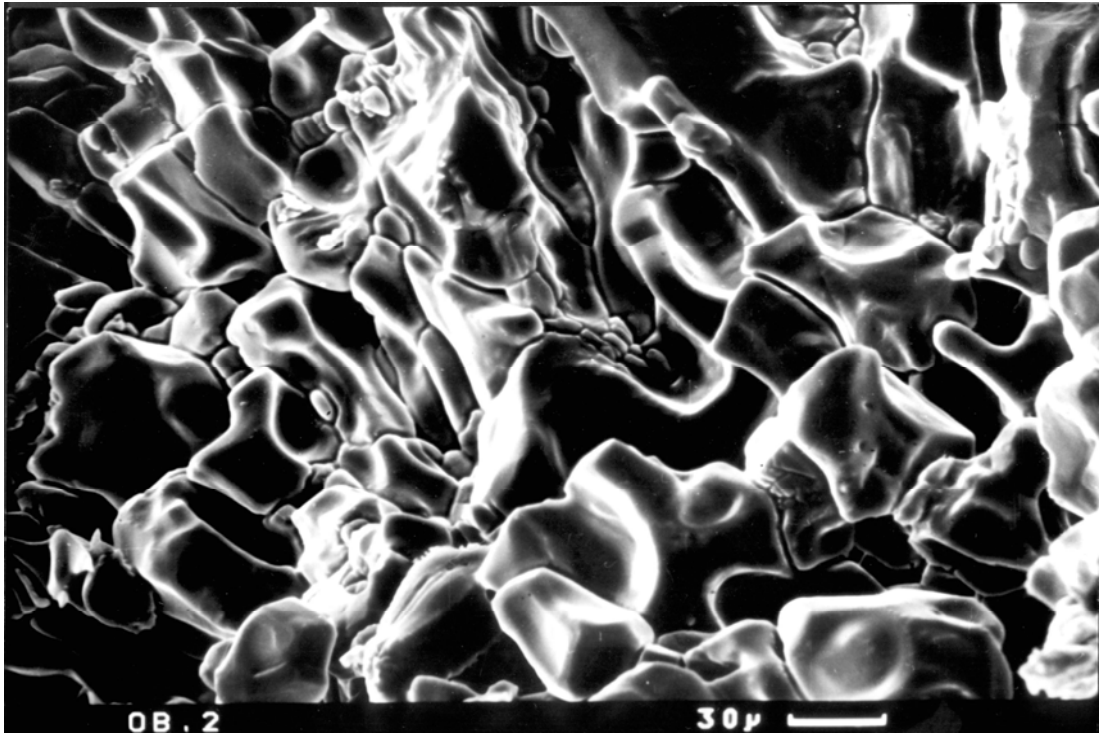


Рис. 7.2 Мікрофотографія поверхні гранули, збільшення в 600 раз.

Як видно з фотографії, дискретні мікрмасиви являють собою мікропористу аркову структуру з вираженими пустотами розміром в поперечному перетині 60-80 мкм, рис. 7.3. Тобто гранула являє мікропористу структуру з каркасом з викристалізуваної мінеральної речовини.

В свою чергу стінки каркасу утворених мікрокомірок мають виражені вкраплення інших компонентів, що підтверджує механізм процесу масової кристалізації із застосуванням адгезійно-сорбційної технології.

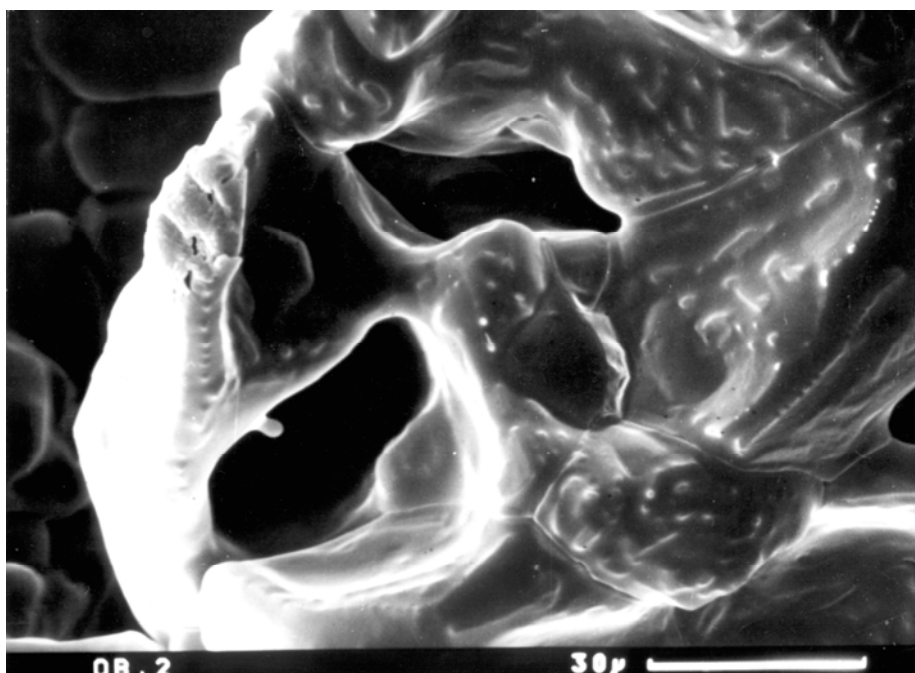


Рис. 7.3 Мікрофотографія сколу гранули, збільшення в 1500 раз.

Фотографія стінок каркасу гранули зроблена через електронний мікроскоп при збільшенні в 1500 раз. наведена на рис. 7.4.

Це дає змогу з'ясувати, що каркас гранули також складається з безлічі мікроутворень твердого тіла, з'єднаних кристалізаційними містками. На поверхні цих мікроутворень викристалізованої речовини основного матеріалу розміром від 20 до 100 мкм розташовані чужорідні тверді включення розміром 1-5 мкм.

Тобто, мінеральні речовини, які здатні при взаємодії створювати кристалізаційні системи утворюють основний каркас тіла гранули, а чужорідні домішки в тому числі і органічного походження закріплюються на поверхні стінок мікро-каркасу за рахунок адгезійно-поверхневих сил. Структура стінок каркасу свідчить про дискретний характер пошарової кристалізації на поверхні гранул, що спричинює збільшення їх розмірів.

Наявність відносно великих каналів і округлість їх форм свідчить про регулярний направлений рух рідкої фази при сорбції та інтенсивний рух парової фази при зневодненні.

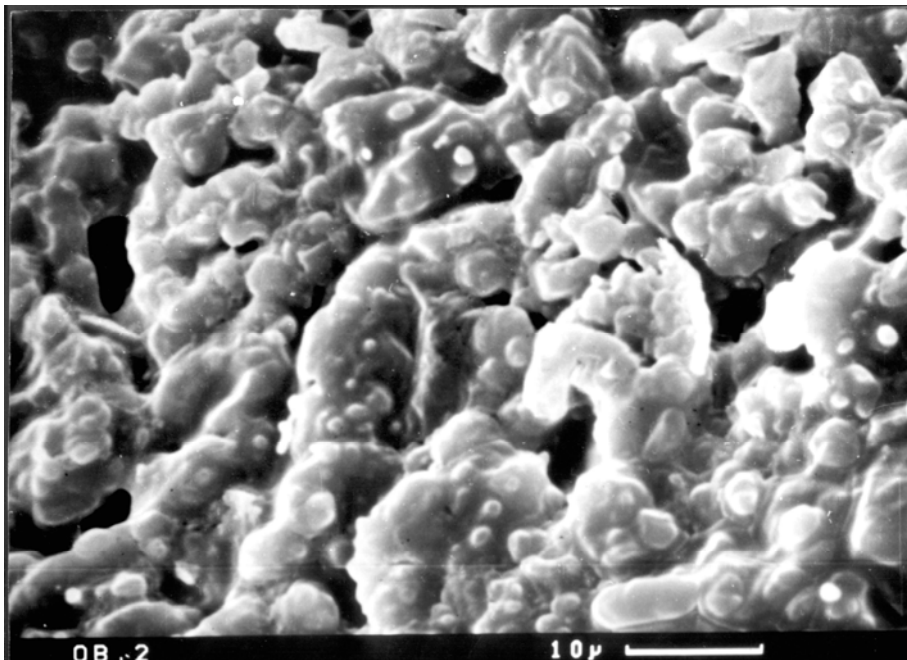


Рис. 7.4 Мікрофотографія фрагменту каркасу гранули, збільшення в 3000 разів.

Розгляд структури гранул пояснює механізм утворення багатокомпонентних гранульованих добрив з рівномірним розподілом мінеральних та органічних компонентів. Розвинена пориста радіальне орієнтована структура гранули разом з високою гігроскопічністю сульфату амонію сприяють підвищенню сорбційної

активності по відношенню до рідкої фази. Тобто, гранула здатна поглинати не тільки рідину, але і її пари. Розвинена поверхня внутрішніх пор гранули дозволяє зменшити кількість рідини на поверхні місця виходу із зони зрошення і, тим самим, звести до нуля ймовірність процесу агломерації. З іншої сторони в зоні відносно великий розмір радіальних пор забезпечує високу швидкість видалення вологи характерну для першого періоду сушки. В той же час всмоктування частини робочого розчину великими порами гранули призводить до часткового осідання на їх стінках мікрокристалів та органічних домішок. Внаслідок цього є висока ймовірність утворення шару мікрокристалів не тільки на поверхні, але й на стінках каркасу гранули.

В результаті цього механічна міцність гранул зростає із збільшенням їх розміру. Так, на рис. 7.5 наведена залежність статичної міцності гранул від їх розмірів. Мінімальна міцність гранул з середнім діаметром розміром 1 мм становить 5,1 Н на гранулу. При збільшенні діаметру частинок фракції 2 мм руйнівна сила збільшується до 15 Н, рис. 7.5, що повністю відповідає вимогам нормативів міцності до гранульованих добрив. Для фракції +3,0 мм і +3,5 мм величина руйнівного зусилля практично не змінюється. Це пояснюється тим, що за технологією організації процесу зневоднення гранули цих фракцій підлягають подрібненню.

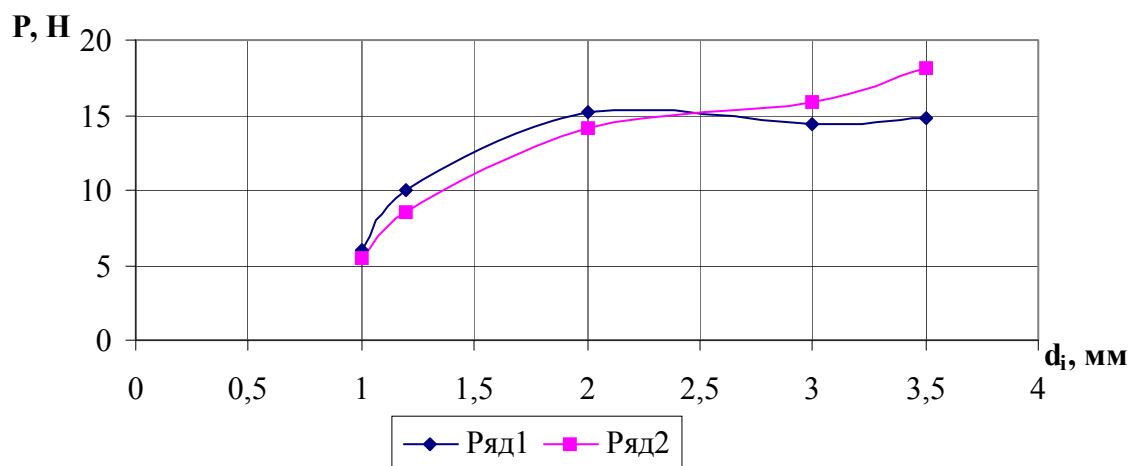


Рис. 7.5 Залежність статичної міцності від розміру гранул.

Таким чином, засади адгезійно-сорбційного способу зневоднення і грануляції гомо- і гетерогенних систем полягають у створенні умов взаємодії фаз в дисперсному середовищі, завдяки чому на поверхні твердого тіла формується мінімальної товщини плівка рідкої фази.

До утвореної плівки від гранули і теплоносія підводиться достатня кількість теплоти для інтенсивного видалення розчинника. Внаслідок цього на поверхні частки утворюється мікрошар твердої речовини з дискретними включеннями мінеральних та органічних речовин. Подальше осадження твердої речовини на мікрошарах призводить до утворення кристалічних містків між однорідними

мікрочастинками і пористої структури, на стінах якої у вигляді мікрочастинок осідають інші мінеральні та органічні речовини. Такий механізм утворення гранул дозволяє забезпечити рівномірність розподілення компонентів по всьому об'єму гранули, і одержати гранульований продукт із заданими фізичними і фізико-хімічними властивостями.

8 УЗАГАЛЬНЕНА МОДЕЛЬ БАГАТОФАКТОРНИХ ПРОЦЕСІВ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТИВ В АПАРАТАХ З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ

Враховуючи стохастичну природу процесів утворення органо-мінеральних твердих композитів з рідких систем в одному апараті безперервної дії доцільно розробити математичну модель, яка б враховувала вплив непрогнозованої зміни основних технологічних факторів.

8.1 Основні підходи щодо створення моделі

До інтегральних показників оцінки якості процесу відноситься коефіцієнт грануляції, який визначається за виразом:

$$\psi = \frac{G_2}{G_1} \cdot 100,$$

де G_2 – продуктивність за гранульованим продуктом, кг/год, G_1 – масова продуктивність по сухим речовинам, які надходять жл апарату з рідкою фазою, кг/год.

Наближення коефіцієнта $\psi \rightarrow 100\%$ свідчить, що кінетика гранулоутворення має стійкий характер і майже всі сухі речовини, які надійшли до апарату, використані для утворення гранул.

Одержаний гранульований продукт повинен відповідати заданому дисперсному складу: масова частка гранул з розмірами 1,5÷4,5 мм становить не менше 0,9.

Експериментальні дослідження

Дослідження процесу гранулоутворення гуміново-азотних ($G:N = 1:20$), гуміново-кальцієво-азотних ($G:Ca:N = 1:12:15$), гуміново-кальцієво-калійно-азотних ($G:Ca:K:N = 1:5:8:15$) композитів з рідких композитних систем проводилось в апараті з псевдозрідженим шаром з розмірами $A \times B \times H = 0,1 \times 0,3 \times 1,2$ м.

Функція заданого масового розподілення готового продукту у вигляді нормального розподілення, заштрихована область, рис 1. Це дозволило реалізувати процес гранулоутворення гуміново-мінеральних твердих композитів у псевдозрідженому шарі без застосування сепараційного вивантаження готового продукту з апарату.

Оцінка якості дисперсного складу гранульованого продукту проводилась за допомогою математичної функції втрат якості, запропонованої проф. Тагучі, [56].

Загальний вигляд функції втрат якості гранульованого продукту має вигляд:

$$L = b_d \left(\frac{d_e - d_{est}}{d_{est}} \right)^2 + b_\sigma \left(\frac{\sigma - \sigma_{st}}{\sigma_{st}} \right)^3 + b_a (As - As_{st})^2 + b_e (Ek - Ek_{st})^2 \quad \text{де } D_e, \sigma, As, Ek -$$

поточні значення еквівалентного діаметра частинок в апараті з псевдозрідженим

шаром, середньоквадратичного відхилення, асиметрія й ексцес масового розподілу гранул в апараті, d_{est}, σ_{st} - відповідні параметри заданого дисперсного складу готового продукту, [56].

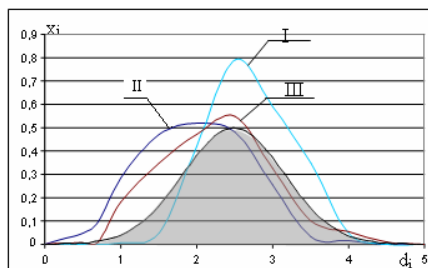
Мінімальні значення функції L характеризують процес, який дозволяє одержати якісний гранульований продукт.

При проведенні експериментальних досліджень дисперсний склад визначався через кожні 20 хв. Тривалість експерименту становить – 12,33 год. На рис. 1 а),б),в) наведено масове розподілення при значеннях безрозмірного часу $\bar{\tau} = 0.027, \bar{\tau} = 0.513, \bar{\tau} = 0.918$ для трьох типів гуміново-мінеральних добрив за виразом:

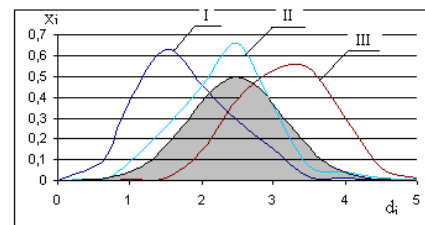
$$\bar{\tau} = \frac{\tau_i}{\tau_{np}},$$

де τ_i – поточне значення часу, при якому визначався дисперсний склад у псевдозрідженому шарі, с; τ_{np} – загальний час проведення дослідів, с.

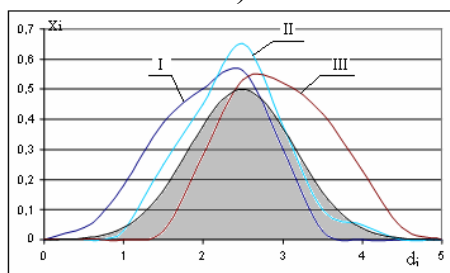
Наведені на рис. 1 масові розподілення гранульованого продукту для різних типів гуміново-мінеральних композитів для відносного часу $\bar{\tau} = 0.027, \bar{\tau} = 0.513, \bar{\tau} = 0.918$ показують відмінність одержаного дисперсного складу від заданого.



а)



б)



в)

Рис 8.1 Розподіл маси багатошарових твердих композитів різного складу за діаметром:

а) Для гуміново-азотних багатошарових твердих композитів (Га: N = 1:20)

б) Для гуміново-кальцієво-азотних багатошарових твердих композитів (Га:Са:N = 1:12:15)

в) Для гуміново-кальцієво-калійно-азотних багатошарових твердих композитів (Га:Са:К:N = 1:5:8:15)

I – для часу : $\bar{\tau} = 0.027$. II – для часу : $\bar{\tau} = 0.513$. III – для часу : $\bar{\tau} = 0.918$

За результатами експериментальних досліджень кінетики процесу гранулоутворення для гуміново-азотних, гуміново-кальцієво-азотних, гуміново-кальцієво-калійно-азотних багатошарових твердих композитів, були одержані коефіцієнти залежності для визначення втрат якості продукту. Визначення коефіцієнтів та рівняння втрат якості наведено в табл. 8.1.

Таблиця 8.1 –

Функції втрат якості для різних гуміново-мінеральних добрив

Марка добрив	Параметри дисперсного складу	Значення коефіцієнтів	Вигляд функції втрат якості				σ	
	D_{est}	σ_{st}	b_d	b_σ	b_a	b_e		
гуміново-азотні (Га: N = 1:20)	2,32	0,3	1	0,53	0,27	0,04	$L = \left(\frac{D_e - 2,32}{2,32} \right)^2 + 0,53 \left(\frac{\sigma - 0,3}{0,3} \right)^3 + 0,27(As - As_{st})^2 + 0,04(Ek - Ek_{st})^2$	0,54
гуміново-кальцієво-азотні (Га:Ca:N = 1:12:15)	2,32	0,3	1	2,07	0,30	0,12	$L = \left(\frac{D_e - 2,32}{2,32} \right)^2 + 2,07 \left(\frac{\sigma - 0,3}{0,3} \right)^3 + 0,3(As - As_{st})^2 + 0,12(Ek - Ek_{st})^2$	0,54
гуміново-кальцієво-калійно-азотні (Га:Ca:K:N = 1:5:8:15)	2,32	0,3	1	1,10	0,19	0,21	$L = \left(\frac{D_e - 2,32}{2,32} \right)^2 + 1,1 \left(\frac{\sigma - 0,3}{0,3} \right)^3 + 0,19(As - As_{st})^2 + 0,21(Ek - Ek_{st})^2$	0,627

Порівнюючи значення коефіцієнтів b , можна зробити висновок, що найкраще значення σ спостерігається для випадку гуміново-азотних добрив, $b_\sigma = 0,53$, табл. 1. В двох інших випадках є відповідні зміни. Аналогічно можна зробити висновки відносно асиметрії та ексцесу масового розподілення гранульованого продукту для кожного відносного значення часу.

На рис. 8.2 наведена динаміка зміни коефіцієнта гранулоутворення $\psi = f(\bar{\tau})$ та функції втрат якості $L = f(\bar{\tau})$. Оцінка якості процесу гранулоутворення гуміново-мінеральних твердих композитів буде визначатися максимальними значеннями ψ та мінімальними значеннями L .

Наявність екстремумів у функції $L = f(\bar{\tau})$ свідчить про суттєве порушення якості гранульованого продукту. А коли мінімальні екстремуми залежності $\psi = f(\bar{\tau})$ співпадають з екстремумами функції $L = f(\bar{\tau})$, можна зробити висновок щодо доцільності проведення процесу гранулоутворення за таких технологічних умов.

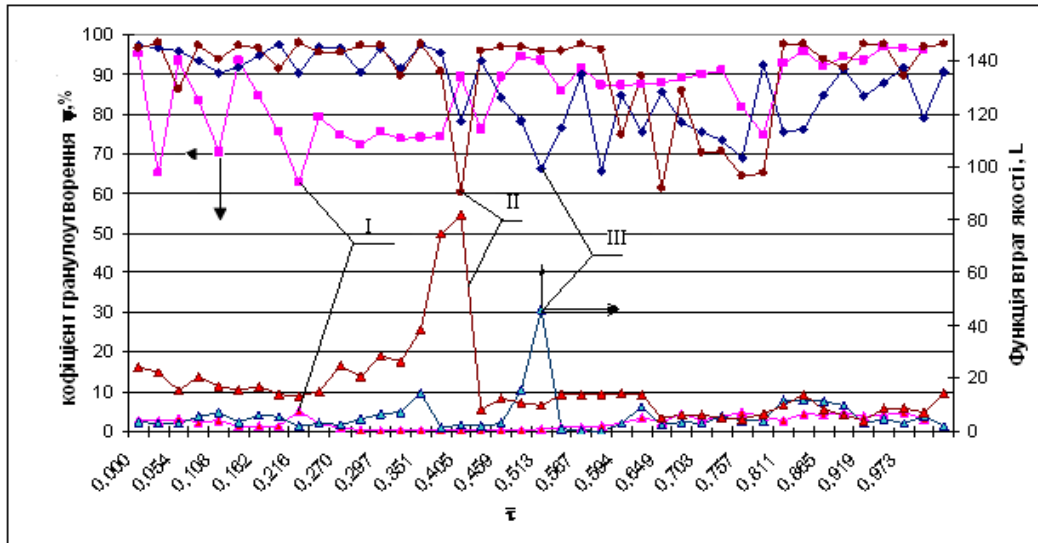


Рис 8.2 Динаміка зміни функції втрат якості та коефіцієнта гранулоутворення;
 I - Для гуміново-азотних багатшарових твердих композитів
 II - Для гуміново-кальцієво-азотних багатшарових твердих композитів
 III - Для гуміново-кальцієво-калійно-азотних багатшарових твердих композитів

8.2 Математична модель безперервного процесу гранулоутворення

Експериментально визначені умови процесу гранулоутворення мінерально-гумінових твердих композитів з пошаровою структурою, одержаних при зневодненні рідких систем, створених на базі розчинів сульфату амонію. Коефіцієнт гранулоутворення $\psi \geq 90\%$.

При цьому стабілізація дисперсного складу частонок в апараті, що визначає, по суті, і дисперсний склад готового продукту, зумовлює необхідність розрахунку потужності джерела нових центрів грануляції, яке може бути реалізовано за рахунок подрібнення великих гранул в шарі – внутрішнє, або введення дрібних гранул із зовні – зовнішнє.

В основу математичної моделі процесу авторами [57] покладено рівняння нерозривності, яке після розвитку авторів [58] записується в частинних похідних у вигляді

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} + g \frac{\partial \Lambda}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] = -S\psi K g + \varphi(D), \quad \tau > 0, 0 < D < \infty, \quad (8.1)$$

де g - функція масового розподілення гранул за діаметром, мм^{-1} ; τ - час, год; D – поточний діаметр гранул, мм; Λ - лінійна швидкість росту гранул, мм/год; S - функція сепаратора; ψ – коефіцієнт гранулоутворення, доли; K - константа вивантаження, год^{-1} ; φ - узагальнена функція потужності джерела центрів грануляції, $(\text{мм} \cdot \text{годину})^{-1}$

Якщо прийняти нульовий порядок росту гранул, $\partial \Lambda / \partial D = 0$, то рівняння (8.1) набуває вигляду:

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] = -S\psi Kg + \varphi(D), \quad \tau > 0, 0 < D < \infty \quad (8.2)$$

Звідки функція потужності джерела центрів грануляції визначиться, як:

$$\varphi(D) = \frac{\partial g}{\partial \tau} + 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] + S\psi Kg, \quad (8.3)$$

Для стаціонарного процесу, коли $\partial g / \partial \tau = 0$ рівняння (8.3) набуває вигляду:

$$\varphi(D) = 2 \left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D} \right] + S\psi Kg \quad (8.4)$$

Для забезпечення стабілізації дисперсного складу в апараті при загальному вивантаженні розраховуємо потужність узагальненої функції джерела нових центрів грануляції, яка реалізується у вигляді зовнішнього рециклу.

$$\varphi(D) = \varphi_{\text{зов}} + \varphi_{\text{вн}},$$

де $\varphi_{\text{зов}}$ – потужність зовнішнього джерела, 1/(мм·год.), $\varphi_{\text{вн}}$ – потужність внутрішнього джерела, 1/(мм·год.).

З рівняння (8.4) розраховуємо потужність розрахункової функції $\varphi(D)$, яка забезпечує стабілізацію дисперсного складу і порівнюємо з потужністю, визначеною з експерименту $\varphi_{\text{вн}}(D)$. Потужність компенсаційної функції визначиться за виразом:

$$\Delta\varphi = \varphi_{\text{зов}} = \varphi(D) - \varphi_{\text{вн}}(D). \quad (8.5)$$

У випадку, якщо в даному інтервалі розмірів d функція $\Delta\varphi$ набуває від'ємних значень, це характеризує недостатню потужність внутрішнього джерела. В разі набуття позитивних значень $\Delta\varphi$ в певному інтервалі процес супроводжується надмірною інтенсивністю утворення гранул з такими розмірами.

Експериментальні дослідження

Експерименти проводились при одержанні трьох типів композитів: I - гуміново-азотних Г:N=1:20, II – гуміново-азотно-кальцієвих (Г:N:Ca = 1:15:12) і III – гуміново-азотно-калійно-кальцієвих (Г:N:K:Ca = 1:15:8:5).

Динаміка еквівалентного діаметра гранул в шарі $D_e = f(\tau)$ для всіх типів композитів має монотонно зростаючий характер, рис. 8.3.

В точках A_1, A_2, A_3 еквівалентний діаметр досягає значення $D_e = 2,3$ мм, що відповідає дисперсному складу готового продукту.

На рис. 2а) наведено порівняння функцій потужності центрів грануляції, розрахункової та експериментальної, наявність різниці значень та їх знак $\varphi_p - \varphi_e = \varphi_{\text{зов}}$ для різних діапазонів поточних значень діаметрів гранул визначає потужність зовнішнього джерела центрів грануляції. Так, для типу I при $1,6 \leq d \leq 2,2$ мм потужність внутрішнього джерела є недостатньою і стабілізація дисперсного складу можлива за рахунок зовнішнього рециклу, рис. 2б). В інтервалі значень $2,2 < d \leq 4,8$ мм компенсаційна функція набуває також від'ємних значень, що також свідчить про недостатню інтенсивність їх утворення і

підтверджує пошарову модель росту гранул, тобто послідовного переходу гранул із фракцій з меншим розміром до більших.

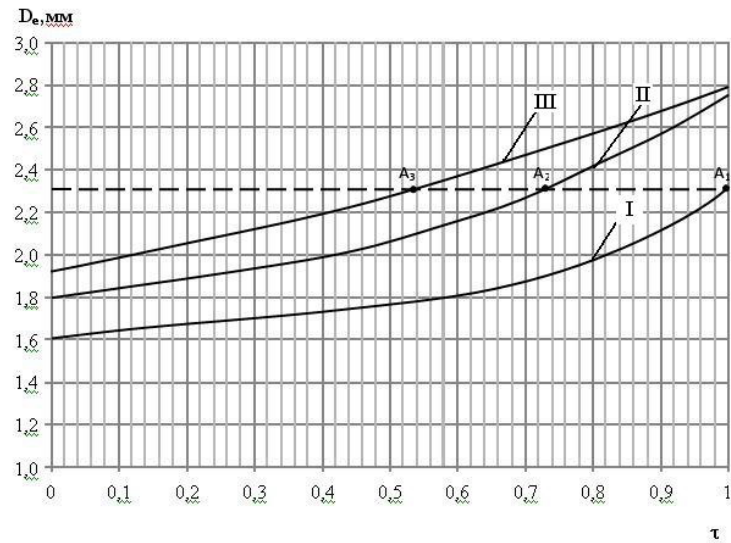


Рис. 8.3 Динаміка еквівалентного діаметра $D_e=f(\tau)$ протягом експерименту для різних типів гуміново-мінеральних композитів

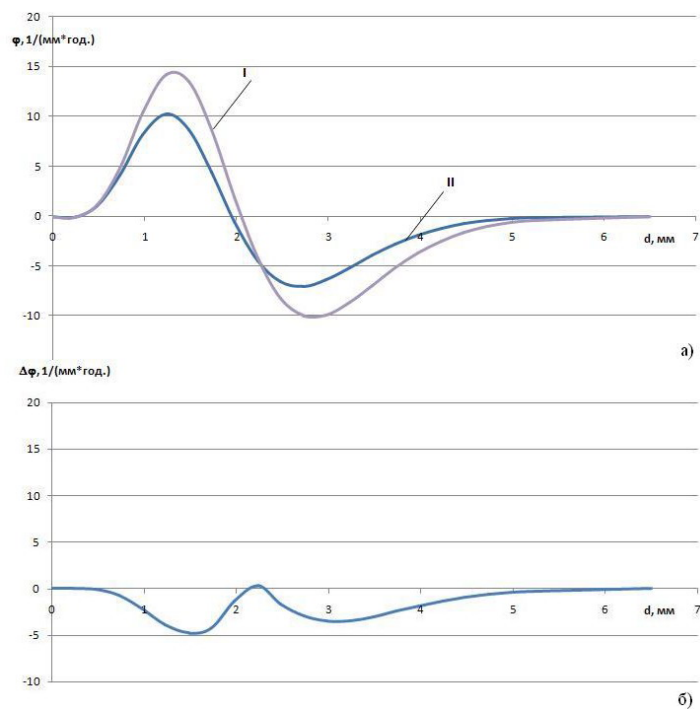


Рис. 8.4 а) Функції джерела і стоку експериментальна I та розрахункова II б) компенсаційна функція $\Delta\phi = f(d)$ для гуміново-мінеральних композитів складу I

У випадку одержання композитів II типу, компенсаційна функція $\Delta\phi$ набуває від'ємних значень при значеннях $1,5 \leq d \leq 2,0$ та $2,2 \leq d \leq 2,8$, рис. 3б) що свідчить про недостатню інтенсивність утворення частинок цих діаметрів, які необхідно вводити в апарат із зовні. Набуття позитивних значень функцією $\Delta\phi$ в інтервалі $2,8 \leq d \leq 5,0$ характеризує інтенсивність утворення частинок цих розмірів.

Тобто за рахунок агрегації частинок розміром 1,5-2,5 мм, в більшій мірі, та 2,2-2,9 мм і меншій, відбувається потужне утворення агрегатів. Це підтверджує динаміка зміни $D_e=f(\tau)$, для складу II, рис.1.

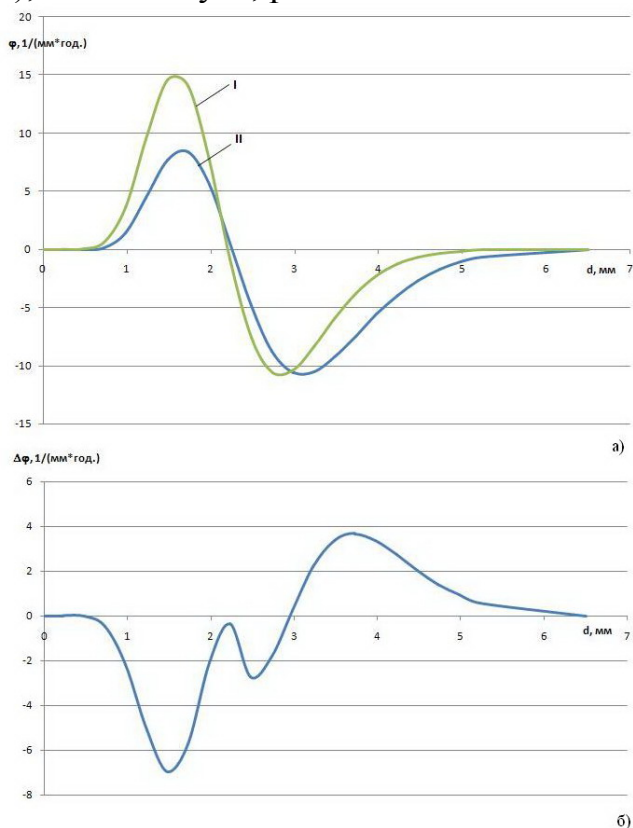


Рис. 8.5 а) Функції джерела і стоку експериментальна I та розрахункова II б) компенсаційна функція $\Delta\varphi=f(d)$ для гуміново-мінеральних композитів складу I для гуміново-мінеральних композитів складу II

Процес утворення композитів III типу здійснюється шляхом інтенсивної агрегації, рис. 8.6б), що підтверджується від'ємними значеннями функції $\Delta\varphi$ в інтервалі значень $1,5 \leq d \leq 1,8$ мм та $2,1 \leq d \leq 2,25$ та додатніми при $2,75 \leq d \leq 6,0$ мм.

Це підтверджується і динамікою $D_e=f(\tau)$ для III типу складу гуміново-мінеральних композитів.

Вчасна зміна технологічних умов проведення процесу утворення мінерально-гумінових композитів з урахуванням їх хімічного складу, інтенсивності проведення процесу дозволить реалізувати пошаровий або агрегаційний механізм.

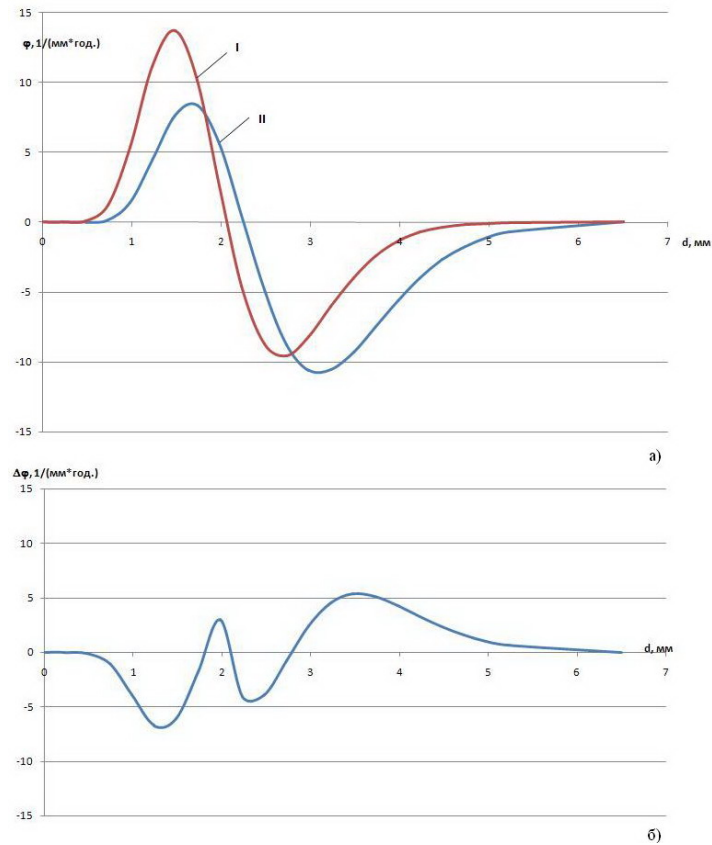


Рис. 8.6 а) Функції джерела і стоку експериментальна I та розрахункова II б) компенсаційна функція $\Delta\varphi = f(d)$ для гуміново-мінеральних композитів складу I для складу гуміново-мінеральних композитів III

8.3 Узагальнена модель процесу гранулоутворення в дисперсних системах

Основні підходи для створення узагальненої математичної моделі

Найбільш близькими до вирішення поставленої задачі є роботи [56,59] але запропоновані моделі не в повній мірі враховують природу процесу утворення кристалічно-аморфних структур. Для врахування стохастичної природи процесу доцільно використовувати метод нечіткої логіки, який полягає у застосуванні нечітких множин і лінгвістичних змінних [60]. Для цього використано середовище MatLab із додатком нечітких множин FuzzyLogicToolbox.

Враховуючи природу процесів, запропоновано в моделі виділити два блоки – *основний* і *проміжний*. Структуру моделі наведено на рис. 8.7.

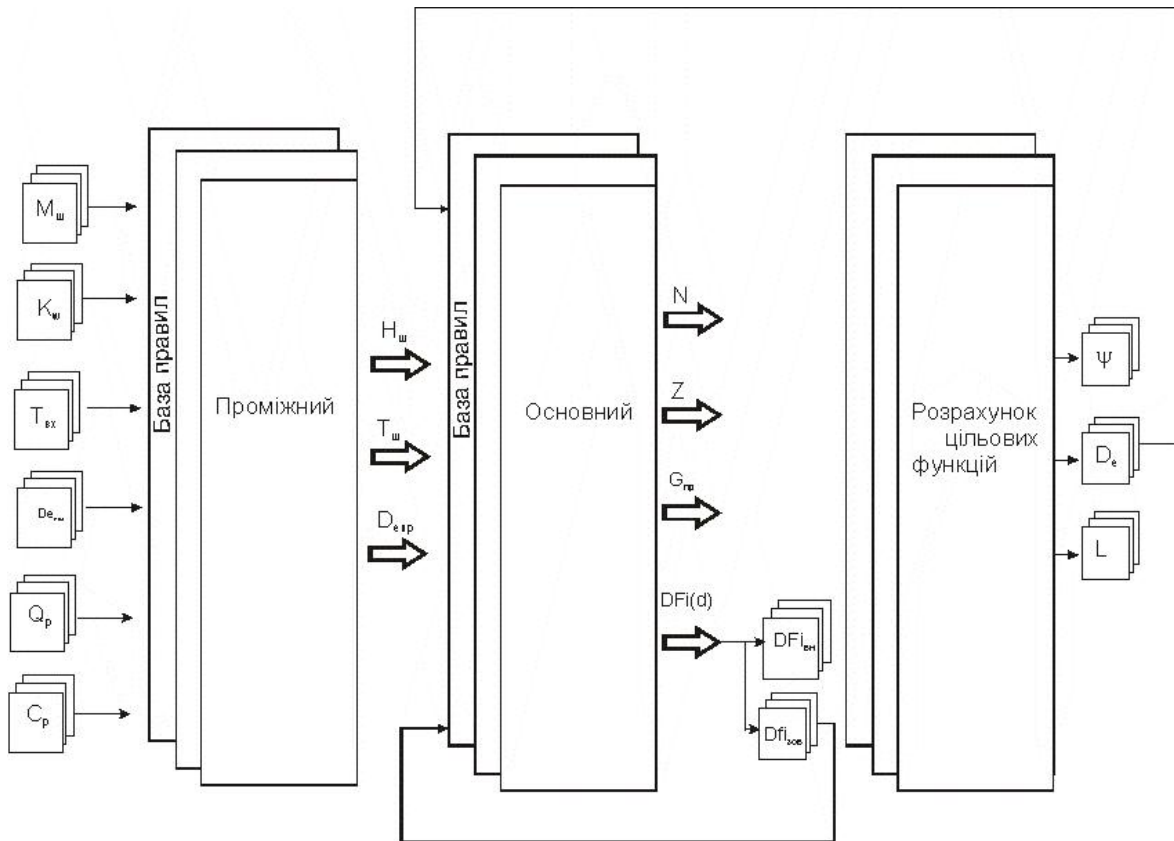


Рис. 8.7 Структура моделі зневоднення і гранулоутворення із застосуванням методу нечітких множин

З урахуванням комплексних досліджень, наведених в роботах [55,61], визначено такі базові вхідні параметри для *проміжного блоку*: масу завантаженого матеріалу (M_w), число псевдозрідження (K_w), температуру газового теплоносія (T_g), еквівалентний діаметр початкових центрів грануляції (D_{enoc}), витрати робочого розчину, що надходить до апарату (Q_p) та його концентрацію (C_p), рис.1. Вихідними змінними з *проміжного блоку* є: висота шару (H_{sh}), температура (T_{sh}) та поточний еквівалентний діаметр часток в шарі ($D_{еп}$).

Ці параметри разом із параметрами масового γ -розподілення маси гранул за розмірами n і z , функцією потужності нових центрів грануляції $dFi(D)$ та масою отриманого продукту $G_{гп}$ визначають коефіцієнт гранулоутворення (Psi) і функцію якості гранульованого продукту (L), рис.1.

Вхідні змінні моделі вибираються у вигляді функцій належності дзвіноподібної форми ($gbellmf$), рис.8.8.

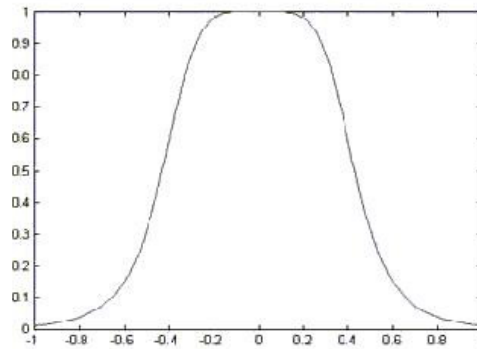


Рис. 8.8 Загальний вид дзвіноподібної функції належності

Особливість цих функцій полягає в тому, що вони можуть змінювати не тільки свою форму, але й ширину ділянки з максимальним значенням, як показано на рис. 8.8.

Підвищення відповідності моделі реальному процесу полягає у створенні бази правил та вибору відповідної кількості функцій належності за результатами експериментальних досліджень.

Зокрема для процесів одержання гуміново-мінеральних твердих композитів складу I - Г:N=1:20, II – Г:N:Ca = 1:15:12 і III –Г:N:K:Ca = 1:15:8:5 [55,61] для змінних M_u , K_w , T_g , Q_p , C_p , H_{sh} , T_{sh} запропоновано типи функцій належності, наведені на рис. 8.9.

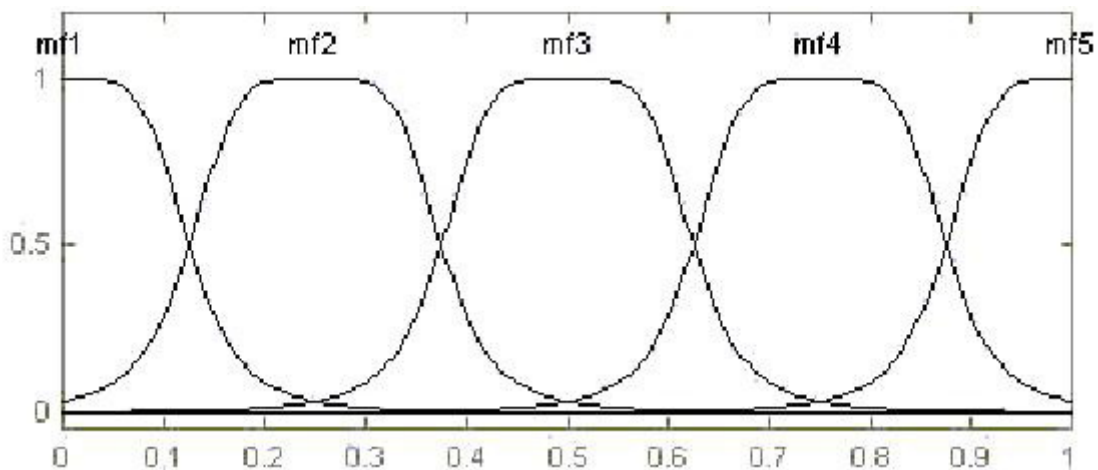


Рис. 8.9 Розподіл функцій належності для змінних M_u , K_w , T_g , Q_p , C_p , H_{sh} , T_{sh} .

Відповідно для змінних $D_{еноч}$, $D_{енр}$, n і z з урахуванням більшого ступеня їх варіативності [55,60] запропоновано функцію приналежності, наведену на рис. 8.10.

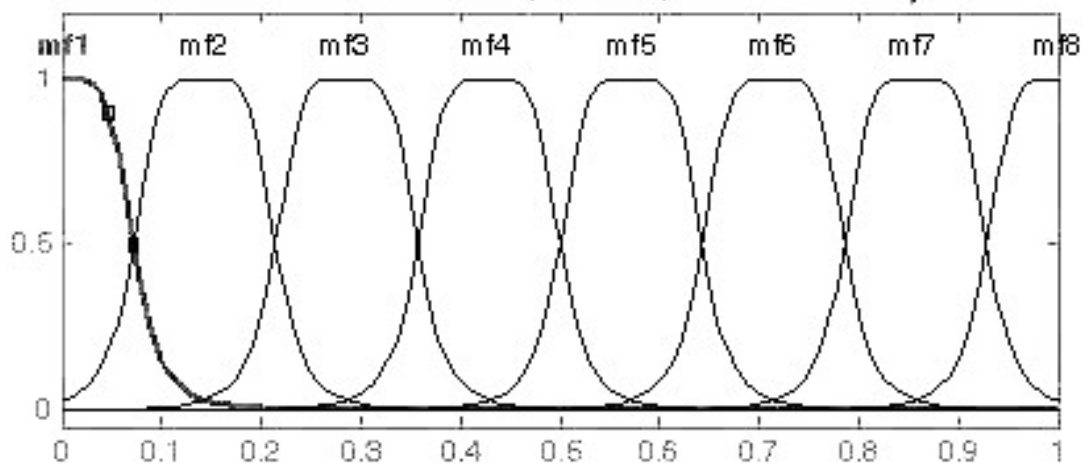
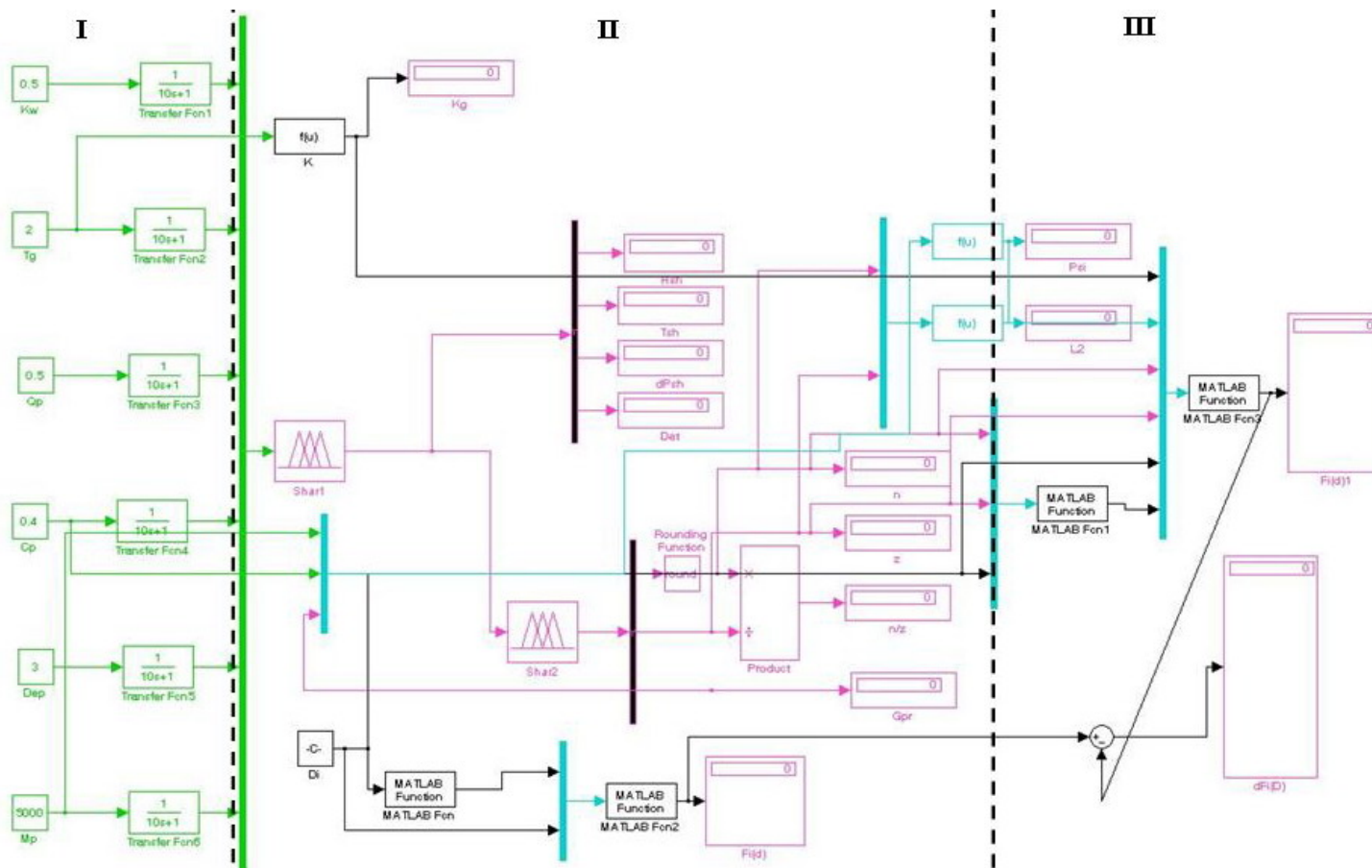


Рис. 8.10 Розподіл функцій належності для змінних $D_{еноч}$, $D_{енр}$, "n" і "z".

Окрім того, створено базу правил, які описують якісні зміни вихідних при варіативних змінах вхідних параметрів.

Таким чином, узагальнена структурна схема моделі безперервного процесу утворення гуміново-мінеральних твердих композитів наведена на рис. 8.11.



I – вхідні змінні, що враховують технологічні параметри, хімічний склад продукту тощо, II модуль – врахування особливостей кінетики, способу стабілізації дисперсного складу, III – якісні й кількісні характеристики, що визначають ефективність процесу.

Рис 8.11 Структурна схема моделі процесу утворення гуміново-мінеральних твердих композитів

Модель ґрунтується на трьох модулях: I – вхідні змінні, що враховують технологічні параметри, хімічний склад продукту тощо, II модуль – врахування особливостей кінетики, способу стабілізації дисперсного складу, III – якісні й кількісні характеристики, що характеризують ефективність процесу.

Функція якості "*L*" враховує відхилення масового розподілення гранульованого продукту від заданого, коефіцієнт гранулоутворення "*Psi*" визначається відношенням маси гранульованого продукту до маси сухих речовин, які надійшли з робочим розчином. Область бажаних значень для цих функцій є: $L \rightarrow 0$, $Psi \rightarrow 0,99$. Для досягнення поставленої мети блоки "*Psi*" та "*L*" мають зворотній зв'язок з змінними "*Tsh*", "*Hsh*", "*De_{np}*".

Основною умовою стійкої кінетики процесу утворення твердих композитів з пошаровою структурою є забезпечення стабільності загальної поверхні частинок в шарі та їх числа з урахуванням вивантаження гранульованого продукту та відновлення центрів грануляції за рахунок внутрішнього або зовнішнього рецикла.

Для цього у блоці II і III безперервно за допомогою вбудованих функцій середовища MatLab обраховуються задане та поточне значення функції потужності нових центрів грануляції $F_i(D)$, розраховуються їх розбіжність $dF_i(D)$. В разі набуття функцією $dF_i(D)$ в діапазоні від $0 \div 2,3$ від'ємних значень (недостатня інтенсивність утворення нових центрів грануляції) необхідно вводити додатково в апарат нові центри грануляції із зовні. При значеннях $dF_i(D)=0$ центри грануляції утворюються за рахунок подрібнення частини великих гранул, тобто реалізується внутрішній рецикл. Наявність зворотнього зв'язку з попередніми блоками дозволяє за спеціальним алгоритмом визначити зміну відповідних параметрів.

В таблиці 8.2 наведені значення у відповідних точках процесу.

Таблиця 8.2 – Результати розрахунку моделі

№	Блок I						Блок II					Блок III		
	<i>Kw</i>	<i>Tg</i>	<i>Op</i>	<i>Sp</i>	<i>Den</i>	<i>Mp</i>	<i>Hsh</i>	<i>Tsh</i>	<i>n</i>	<i>z</i>	<i>n/z</i>	<i>dFi(d)</i>	<i>Psi</i>	<i>L</i>
1	0.5	2	0.5	0.4	2.2	5000	0.505	0.5	19	8.411	2.3	0	0.97	0
2	0.5	2	0.5	0.4	1.5	5000	0.505	0.5	12	8.572	1.4	2.17	0.9	24.51
3	0.5	2	0.5	0.4	2.6	5000	0.505	0.5	19	5.299	3.5	-2.93	0.86	4.809
4	0.5	2	0.5	0.4	3	5000	0.505	0.5	17	3.779	4.5	-3.958	0.89	12.68
5	0.5	2	0.5	0.4	3.5	5000	0.505	0.5	21	3.73	5.5	-4.305	0.81	12.89

Як видно з таблиці 8.2, для різних дослідів, і, відповідно, для різних заданих значень вхідних змінних отримано різні результати. Для дослідів 1 значення цільових функцій отримано задовільні, тобто при цих вхідних значеннях процес може проходити відносно стабільно. В досліді 2 функція $dF_i(d)$ набуває додатних значень, що зумовлює необхідність виведення гранул фракції +3,0 мм через сепараційне вивантаження. При цьому спостерігалось також зменшення відношення n/z , що призвело до різкого підвищення значення функції *L*, що

свідчить про суттєву відмінність поточного дисперсного складу від заданого і тому зумовлює необхідність активного корегування параметрів у проміжному блоці, навіть при високих значеннях коефіцієнта гранулоутворення $Psi = 0,9$.

Для дослідів 3,4,5 спостерігається суттєве збільшення відношення n/z , що призводить до набуття від'ємних значень функцією $dFi(d)$, тобто для заданих типів процесу для стабілізації кінетики необхідно застосувати зовнішнє джерело нових центрів грануляції; значення коефіцієнта гранулоутворення зменшились, але значення функції втрат якості по відношенню до другого досліду зменшуються, тобто вплив відношення n/z в сторону збільшення від оптимального має менший вплив на якість продукту, ніж відхилення в сторону збільшення.

Висновки

Запропонована математична модель дозволяє визначити вплив вхідних характеристик на основні технологічні параметри процесу, висоту псевдозрідженого шару Hsh , його температуру Tsh і, як наслідок, на ефективність процесу гранулювання і основні характеристики гранульованого продукту (дисперсний склад, еквівалентний діаметр, якість продукту).

Це дасть змогу в умовах промислової реалізації технології виробництва гранульованих гуміново-мінеральних добрив визначити ступінь дії системи автоматичного керування процесом в разі виникнення збурень внаслідок стохастичної зміни окремих технологічних параметрів процесу, а при форс мажорних ситуаціях оперативно вивести установку з робочого режиму і визначити порядок дій технічного персоналу, що дасть можливість зменшити енерговитрати та отримати максимальну кількість якісного продукту з відповідними характеристиками, визначеними заздалегідь.

Список літератури

1. Каганович Ю.Я. Промышленное обезвоживание в кипящем слое. –Л.: Химия, 1990.–144 с
2. Пономаренко В.Г., Ткаченко К.П., Курлянд Ю.Я. Кристаллизация в псевдооживленном слое. Киев.: Техника, 1972.–132 с.
3. Матусевич Н.Н. Кристаллизация из растворов в химической промышленности. М.: Химия, 1968.–304 с.
4. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основы техники гранулирования. – М.: Химия, 1982.–272 с.
5. Экономические проблемы Украины: Вопросы и ответы. –К.: 1983.
6. Переработка и утилизация отходов промышленности минеральных удобрений. /Тезисы докладов совещания ”Переработка и утилизация... 23–25 мая 1983/ Черкассы. 1983–106 с.
7. Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка в кипящем слое – М.- Л.: Химия, 1964 – 288 с.
8. Федоров И.М. Теория и расчет процесса сушки во взвешенном состоянии. – М.: Госэнергоиздат, 1955
9. Аэров М.Э., Тодес О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов с кипящим зернистым слоем.– Л.: Химия 1968.–512 с.
10. Кунин Д., Левеншпиль О. Промышленное псевдооживление. –М.: Химия, 1976. –447 с.
11. Баскаков А.П. и др. Расчеты аппаратов кипящего слоя:/Под ред. Мухленова И.П., Сажина Б.С., Фролова В.Ф./– Л.: Химия, 1986.– 353 с.
12. Тодес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы работы/ – Л.: Химия, 1981.–296 с.
13. Лыков М.В. Теория сушки – М.: Энергия, 1968. – 478 с.
14. Сыромятников Н.И., Васанова Л.К., Шиманский Ю.Н. Тепло- и массообмен в кипящем слое – М.: Химия, 1962. – 176 с.
15. Дэвидсон И.Ф., Хариссон Д. Псевдооживление Пер. с англ. – М.: Химия, 1974. – 728 с.
16. Перемішування часток і перенесення тепла у неоднорідних киплячих шарах / В.А. Бородуля, Ю.С. Теплицький, С.Г. Єпанов та ін. - Мінськ: Наука і техніка, 1981. – 41 с.
17. Ши – Янь –фу, Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Исследование процесса сушки в кипящем слое // Ж. прикл. хим. – 1962. – №3. – С. 530 - 536.
18. Долинский А.А., Малецкая К.Д., Шморгун В.В. Кинетика и технология сушки распылением – К.: Наукова думка, 1987. – 229 с.
19. Бабенко В.Е., Бувевич Д.А., Шепчук Н.М. Квазистационарный режим сушки сферической частицы // Теоретические основы хим. технологии. – 1975. - №2. – С. 274 – 277.

20. Распылительная сушка растворов продуктов крахмально-паточной промышленности / Космодемьянский Ю.В., Гиндзбург А.С., Малецкая К.Д., Михайленко А.Л., Лукин А.И // Сахар. пром-сть. – 1976. - №2. – С. 57 - 62.
21. Кремнев О.А., Боровский В.Р., Долинский А.А. Скоростная сушка – К.: Гостехиздат УССР, 1963. – 384 с.
22. Биндер Ю. И, Кондуков Н. Б. О теплообмене частиц со средой в псевдооживленном слое. // Хим. пром-сть, 1966, – №6 – С. 429-431.
23. Хвастухин Ю.И., Когута Н.К., Петишкин А.А. Исследование кинетики гранулообразования в аппаратах с псевдооживленным слоем при производстве коагулянтов. // Исследование в области производства коагулянтов для коммунального хозяйства страны. – Свердловск.: Б. И., - 1974. - С. 90 - 103.
24. Хвастухин Ю.И., Когута Н.К. Гранулирование и обжиг в псевдооживленном слое – Киев: Наук. думка, 1988. – 160 с.
25. Вилесов Н.Г. Процессы гранулирования в промышленности. - К.: Техника, 1976. - 192 с.
26. Шахова Н.А., Ластовцева Г.Н. Исследование аэродинамики и теплообмена неизотермической структуры в псевдооживленном слое // Теоретические основы хим. технологии – 1975. – №5. – С. 710 – 716.
27. Обезвоживание растворов в кипящем слое / О.М. Тодес, Ю.Я. Каганович, В.А. Себалло, С.П. Налимов - М.: Металлургия, 1973. - 288 с.
28. Муштаев В.И., Ульянов В.М., Тимонин А.С. Сушка в условиях пневмотранспорта – М.: Химия, 1984. – 232 с.
29. Технічні способи гранулювання / Я.М. Корнієнко. - К.: ІЗМН, 1997. - 128 с.
30. Гранулирование и охлаждение в аппаратах с кипящим флюидом / Казаков Е.А. - М.: Химия, 1973.
31. Распылительные сушилки / Лыков. М.Ф., Леончик Б.И. - М. Машиностроение, 1976. - 240 с.
32. Гранулирование. - [Электронный ресурс]. - <http://www.xumuk.ru/encyklopedia/1143.html>
33. Основы техники распыления жидкостей / Пажи.Д.Г. Галустов В.С. - М. Химия, 1984. - 256 с.
34. Исследование условий получения равномерных капель 1-0,5 мм / Вивденко М.И., Шабалин К.Н. - Изв. вузов. Химия и хим. технол, 1985. - т.8 №4. – 720 с.
35. Распыление жидкости форсунками / Витман Л.А. - М. - Госэнергоиздат. - 1982. - 264 с.
36. Выговский Г.А., Хорошко Ю.Ф. А. с. 579028. - Бюл. изобр, 1977. - №41
37. GEA Niro Процессный инжиниринг, ООО. - [Электронный ресурс]. - <http://www.gea-pe.ru/gpru/cmsdoc.nsf/WebDoc/webb7gdb66>
38. Технологии грануляции компании Glatt. - [Электронный ресурс]. - <http://www.glatt.com>
39. Аппараты для гранулирования. - [Электронный ресурс]. - <http://www.hosokava.com>

40. Грануляторы и распылительные сушилки. - [Электронный ресурс]. - <http://www.VectorCorp.com>
41. Производство капролактама /Бадриан А.С., Конулин Ф.Г. под редакцией В.И. Овчинникова и В.Р. Ручинского / –М: Химия, 1977– 263 с.
42. Лазорин С.Н. Стеценко Е.Я. Сульфат аммония. – М.: Металлургия, 1973.–286 с
43. ГОСТ 9097 –82Е Сульфат аммония. Технические условия. Взамен ГОСТ 9097–70
44. Справочник химика /Второе изд. перераб. и доп / Т.5 – М.–Л: Химия, 1968 –973 с
45. Корниенко Я.Н. Исследование процесса грануляции сульфата аммония в псевдоожиженном слое. Диссертация к.т.н. –. КПИ, 1979. – 173 с
46. Патент України №4465 від 21.05.93. Спосіб виготовлення органомінерального добрива. Заграй Я.М., Корнієнко Я.М.
47. Кувшинников И. М. Минеральные удобрения и соли. Свойства и способы их улучшения. – М.: Химия, 1987. – 256 с.
48. Мелихов И. В., Меркулова М. С. Сокристаллизация – М.: Химия, 1975. – 280 с.
49. Соц С. Гидродинамика многофазных систем. Перевод с англ. под ред. Дейча М.Е. – М.: Мир, 1971. – 563 с.
50. Горбис З.Р. Теплообмен и гидродинамика дисперсных сквозных потоков. М.: 1970. – 423 с.
51. Самарский А.А. Введение в теорию разностных схем. “Наука”, М., 1971.
52. Саульев В.К. Интегрирование уравнений параболического типа методом сеток. Физматгиз., М., 1960.
53. Березин И.С., Жидков Н.Л. Методы вычислений. т. I, II. Физматгиз., М., 1959.
54. Коллантац Л. Численные методы решения дифференциальных уравнений. Ил., М., 1953.
55. Корнієнко Я.М. Особливості процесу гранулоутворення органомінеральних добрив у псевдозрідженому шарі // Вісник НАУ – 2001. - №3. - С. 79 – 84.
56. Корнієнко Я.М., Статюха Г.О., Складанний Д.М. Моделювання безперервного безрециклового процесу зневоднення та грануляції гетерогенних систем у псевдозрідженому шарі. //Наукові вісті НТУУ “КПІ”. – №1. – 2002. – С. 133 – 138.
57. Тодес О.М., Каганович Ю.Я., Себалло В.А. и др. Обезвоживание растворов в кипящем слое. – М.: Металлургия, 1973. – 287с.

58. Корнієнко Я.М. Математичне моделювання безрециклового процесу грануляції у псевдозрідженому шарі. // Наукові вісті НТУУ “КПІ” – 2000. - № 2. - С. 38 – 41.
59. Корнієнко Я.М., Статюха Г.О., Складанний Д.М. Визначення областей стійкої кінетики процесу гранулоутворення органомінеральних добрив. // Наукові вісті НТУУ “КПІ”. – №2. – 2002. – С. 122 – 127.
60. Управление производством при нечеткой исходной информации. / Р. А. Алиев, А. С. Церковный, Г. А. Мамедова, - М., Энергоатомиздат, 1991 – 241 с.
61. Корнієнко Я. М. Вплив технологічних параметрів на кінетику процесу гранулоутворення органомінеральних добрив. – “Наукові вісті НТУУ “КПІ”, №4, 2001 р. – с. 141-148.