

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
„КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО”
Факультет автоматизації, промислової інженерії та екології
Кафедра хімічного, полімерного і силікатного машинобудування**

До захисту допущено

Завідувач кафедри

_____ **Олександр Сокольський**

« _____ » _____ 2026 р.

Дипломний проект

на здобуття ступеня магістра за освітньо-науковою програмою зі спеціальності

131 «Прикладна механіка»

на тему: Моделювання процесів змішування розплавів термопластів у
динамічному змішувачі

Студент 2 к, групи ЛУ-41мн Панцир Андрій Сергійович _____
(шифр групи) (прізвище, ім'я, по батькові) (підпис)

Керівник проекту: _____
доцент, к.т.н., Чемерис А.О. _____
(вчена ступінь, звання, прізвище, ініціали) (підпис)

Консультанти з питань

Консультант з розробки стартап-проекту: к.е.н., доц., доц. Юдіна Н.В. _____
(вчена ступінь, звання, прізвище, ініціали) (підпис)

Внутрішній рецензент _____
(вчена ступінь, звання, прізвище, ініціали) (підпис)

Зовнішній рецензент _____
(вчена ступінь, звання, прізвище, ініціали) (підпис)

Засвідчую, що у цьому дипломному проекті
немає запозичень з праць інших авторів без
відповідних посилань.

Студент (-ка) _____

Київ 2026 рік

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Факультет автоматизації, промислової інженерії та екології
Кафедра хімічного, полімерного і силікатного машинобудування

Рівень вищої освіти – другий (магістерський)

Спеціальність – 131 *Прикладна механіка*

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ **Олександр Сокольський**

«__» _____ 2026 р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Панциру Андрію Сергійовичу

1. Тема проекту: «Моделювання процесів змішування розплавів термопластів у динамічному змішувачі», керівник проекту Чемерис Андрій Олегович, к.н.т., доцент, затверджені наказом по університету від « . » 2026 р. №

2. Термін подання студентом проекту 22.05.2026 р.

3. Об'єкт дослідження – процес змішування вторинного пластику в екструдері для грануляції.

4. Зміст пояснювальної записки: Вступ, Сучасний стан питання дослідження, Числове моделювання, Розробка стартап-проекту, Висновки, Список використаних джерел.

5. Перелік графічного матеріалу: Лінія грануляції вторинних полімерів, ф. А1; Черв'ячний агрегат для грануляції з модернізацією черв'яка, ф. А1; Модернізований черв'як, ф. А1; Плакат розрахунків, ф. А1.

4. Консультанти розділів проекту*

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Стартап-проект	Юдіна Н.В., доц.		

7. Дата видачі завдання 02.02.2026

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проекту	Термін виконання етапів проекту	Примітка
1	Літературний огляд за темою	02.02.2026 - 12.02.2026	виконано
2	Оформлення розділу 1 дисертації	13.02.2026 - 19.02.2026	виконано
3	Підготовка математичної постановки задачі	20.02.2026 - 02.03.2026	виконано
4	Оформлення розділу 2 дисертації	03.03.2026 - 09.03.2026	виконано
5	Проведення числового моделювання	10.03.2026 - 02.04.2026	виконано
6	Оформлення розділу 3 дисертації	24.03.2026 - 30.03.2026	виконано
7	Підготовка розділу «Стартап-проект»	31.04.2026 - 13.05.2026	виконано
8	Підготовка графічної документації	21.04.2026 - 04.05.2026	виконано
9	Формулювання висновків, остаточне редагування	05.05.2025 - 18.05.2025	виконано

Студент

Пандир А. С.

Керівник проекту

Чемерис А. О.

РЕФЕРАТ

Дисертація містить: 90 сторінок, 10 рисунків, 43 таблиці, 61 джерело інформації.

Об'єкт дослідження – процес змішування розплавів термопластів у динамічному блок-головковому змішувачі одношнекового екструдера.

Предмет дослідження – математичне та числове моделювання тривимірних нелінійних течій в'язких полімерних розплавів у каналах динамічних змішувачів з метою оцінки розподільного та диспергувального змішування.

Мета роботи – дослідити вплив геометричних параметрів динамічного блок-головкового змішувача (кількість гребенів у блоці, кількість блоків уздовж шнека, кут розвороту між блоками) на гідродинамічні характеристики потоку, споживання тиску, в'язку дисипацію та якість змішування полімерних розплавів.

Методи дослідження: тривимірне числове моделювання методом скінченних елементів (МСЕ) з використанням пакету ANSYS Fluent; реологічна модель Каро–Ясуди для опису нелінійної поведінки розплавів; техніка суперпозиції сіток для врахування обертального руху шнека; статистичний аналіз розподілу часу перебування; кінематичний аналіз локального розтягання поверхонь.

Наукова новизна: вперше проведено систематичне порівняльне дослідження конфігурацій блок-головкових змішувачів для двох реологічно різних матеріалів – поліетилену високої густини (ПЕНГ) та поліпропілену (ППР); встановлено кількісні залежності між геометричними параметрами змішувача та показниками розподільного і диспергувального змішування; доведено, що кут розвороту між блоками практично не впливає на споживання тиску і розподільне змішування.

Практичне значення: результати дослідження можуть бути використані при проектуванні та оптимізації динамічних змішувачів для одношнекових екструдерів у виробництві гранул, плівок та профілів з термопластів.

Ключові слова: ДИНАМІЧНИЙ ЗМІШУВАЧ, ОДНОШНЕКОВИЙ ЕКСТРУДЕР, РОЗПЛАВ ТЕРМОПЛАСТУ, ЧИСЛОВЕ МОДЕЛЮВАННЯ, МСЕ, РОЗПОДІЛЬНЕ ЗМІШУВАННЯ, ДИСПЕРГУВАЛЬНЕ ЗМІШУВАННЯ, ІНДЕКС ЗМІШУВАННЯ, РЕОЛОГІЯ, В'ЯЗКА ДИСИПАЦІЯ.

ABSTRACT

The dissertation contains: 90 pages, 10 figures, 43 tables, 61 references.

Object of research – the mixing process of thermoplastic melts in a dynamic block-head mixer of a single-screw extruder.

Subject of research – mathematical and numerical modelling of three-dimensional non-linear viscous polymer melt flows in dynamic mixer channels to assess distributive and dispersive mixing.

Purpose – to investigate the influence of geometric parameters of a dynamic block-head mixer (number of flights per block, number of blocks along the screw, stagger angle between blocks) on hydrodynamic characteristics, pressure consumption, viscous dissipation, and mixing quality of polymer melts.

Research methods: three-dimensional numerical simulation by finite element method (FEM) using ANSYS Polyflow; Carreau–Yasuda rheological model; mesh superposition technique; residence time distribution statistical analysis; kinematic area stretch analysis.

Scientific novelty: a systematic comparative study of block-head mixer configurations for two rheologically different materials (HDPE and PP-R) has been performed for the first time; quantitative dependencies between geometric parameters and mixing indicators have been established; it is proven that the stagger angle between blocks has virtually no effect on pressure consumption or distributive mixing.

Practical significance: the results can be used in design and optimisation of dynamic mixers for single-screw extruders in granule, film, and profile extrusion of thermoplastics.

Keywords: DYNAMIC MIXER, SINGLE-SCREW EXTRUDER, THERMOPLASTIC MELT, NUMERICAL SIMULATION, FEM, DISTRIBUTIVE MIXING, DISPERSIVE MIXING, MIXING INDEX, RHEOLOGY, VISCOUS DISSIPATION.

Перелік позначень

Умовні позначення:

D – тензор швидкості деформації
 W – тензор вихору
 λ_{MZ} – індекс змішування Манас-Злоцвер
 η – динамічна в'язкість, Па·с
 η_0 – в'язкість при нульовому зсуві, Па·с
 $\dot{\gamma}$ – швидкість зсуву, s^{-1}
 λ – характеристичний час релаксації, с
 n – показник степеня реологічного закону
 a – параметр моделі Ясуди
 α – температурний коефіцієнт в'язкості
 ρ_m – густина розплаву, kg/m^3
 N_f – кількість гребенів на блоці
 N_b – кількість блоків уздовж шнека
 α_s – кут розвороту між блоками, $^\circ$
 Δp – перепад тиску, бар
 $\dot{q}_{diss}$ – питома потужність в'язкої дисипації, kW/m^3
 s – масштаб сегрегації, мм
 η_m – локальне розтягання поверхні
 ϵ_η – ефективність розтягання поверхні
 F_{rt} – кумулятивна функція розподілу часу перебування (CRTD)
 f_{rt} – функція зовнішнього розподілу часу перебування (RTD)
 $R(r)$ – коефіцієнт кореляції концентрацій
 $\dot{m}$ – масова витрата, $kg/год$
 N – частота обертання шнека, об/хв
 v – вектор швидкості, м/с
 p – гідростатичний тиск, Па
 τ – тензор напружень
 τ_s – напруження зсуву, Па
 τ_e – напруження подовжного розтягання, Па
MSE – метод скінченних елементів
ПЕНГ – поліетилен низького тиску / великої густини
ПП-ПС – поліпропілен-статистичний співполімер (PP-R)
RTD – Residence Time Distribution (розподіл часу перебування)
CRTD – Cumulative RTD (кумулятивна функція RTD)
SDF – Strain Distribution Function (функція розподілу деформацій)

ЗМІСТ

Вступ.....	10
1. РОЗДІЛ 1 СУЧАСНИЙ СТАН ПРОБЛЕМИ ЗМІШУВАННЯ РОЗПЛАВІВ ТЕРМОПЛАСТІВ В ЕКСТРУЗІЙНОМУ ОБЛАДНАННІ.....	12
1.1. Одношнекові екструдери та їх роль у переробці полімерів.....	12
1.2. Особливості процесу змішування в одношнекових екструдерах	14
1.3. Класифікація змішувачів для екструзійного обладнання	15
1.4. Блок-головні змішувачі: конструкція та принцип дії.....	17
РОЗДІЛ 2. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ЗМІШУВАННЯ ТА МЕТОДИ МОДЕЛЮВАННЯ	19
2.1 Розподільне змішування	19
2.1.1 Функції розподілу часу перебування	20
2.1.2 Масштаб сегрегації	21
2.1.3 Кінематичний аналіз розтягання поверхонь	21
2.1.4 Інтенсивність сегрегації	23
2.2 Диспергувальне змішування	23
2.2.1 Умови руйнування агломератів	24
2.2.2 Індекс змішування Манас-Злоцвер	24
2.3 Реологічні моделі полімерних розплавів	25
2.3.1 Ньютонівська та узагальнена ньютонівська моделі.....	25
2.3.2 Модель Каро–Ясуди.....	26
2.3.3 Реологічні властивості досліджуваних матеріалів	27
2.4 Метод скінченних елементів для задач екструзії	28
2.4.1 Рівняння збереження маси та імпульсу.....	28
2.4.2 Техніка суперпозиції сіток.....	29
2.4.3 Модель перенесення домішок Species Transport	29
2.5 Висновки до розділу 2.....	30
РОЗДІЛ 3 ЧИСЛОВЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ДИНАМІЧНИХ БЛОК-ГОЛОВКОВИХ ЗМІШУВАЧІВ.....	32
3.1. Методологія числового дослідження та матриця розрахункових планів	32
3.2. Геометрія домену течії та характеристики сітки	33
3.2.1. Геометрія змішувальної зони	33
3.2.2. Генерація сітки та оцінка її якості.....	34

3.3. Постановка задачі та налаштування ANSYS Fluent	35
3.3.1. Математична постановка	35
3.3.2. Повний перелік налаштувань	36
3.3.3. Параметри реологічних моделей матеріалів	37
3.4. Алгоритм визначення коефіцієнта змішування	38
3.4.1. Вибір контрольних перерізів	38
3.4.2. Розрахунок M у кожному перерізі.....	38
3.4.3. Паралельна верифікація двома методами	39
3.5. Верифікація числових результатів	39
3.5.1. Критерії верифікації	39
3.5.2. Дослідження збіжності сітки	39
3.5.3. Вплив схеми дискретизації на точність	40
3.5.4. Масовий баланс	40
3.6. Аналіз гідродинамічних характеристик поля течії.....	41
3.6.1. Структура поля швидкостей	41
3.6.2. Розподіл тиску та перепад тиску	41
3.6.3. Локальний тип течії та індекс Манас-Злоцовер	42
3.7. Числове моделювання	42
3.7.1. Моделі конфігурацій зони змішування шнеку	42
3.7.2. Підготовка моделі до обчислення	44
3.7.3. Чисельне моделювання	46
3.8. Зведені результати числового моделювання конфігурацій	51
3.9. Аналіз впливу кожного геометричного параметра.....	52
3.9.1. Вплив кута розвороту α_s – ключовий результат.....	52
3.10. Порівняльний аналіз ПЕНГ та ПП-Р	53
3.11. Аналіз чутливості за методом DOE/RSM	54
3.12. Аналіз енергетичної ефективності	54
3.13. Кінетика змішування вздовж шнека.....	55
3.14. Аналіз розподілу часу перебування (RTD)	56
3.15. Розроблення інженерних рекомендацій щодо проектування	57
3.16. Техніко-економічне обґрунтування впровадження оптимальної конфігурації.....	58
3.17. Висновки до розділу 3.....	59

5.1	Опис ідеї проекту	64
5.2	Технологічний аудит ідеї проекту	65
5.3	Аналіз ринкових можливостей запуску стартап-проекту	66
5.3.1	Попередня характеристика потенційного ринку	66
5.3.2	Характеристика потенційних клієнтів	67
5.3.3	Фактори ринкового середовища	68
5.3.4	Ступеневий аналіз конкуренції.....	69
5.3.5	Аналіз конкуренції в галузі за М. Портером.....	70
5.3.6	Фактори конкурентоспроможності	71
5.3.7	Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін проекту	72
5.3.8	SWOT-аналіз стартап-проекту.....	73
5.3.9	Альтернативи ринкового впровадження	73
5.4	Розроблення ринкової стратегії проекту	74
5.5	Розроблення маркетингової програми стартап-проекту	76
	Висновки до розділу 5.....	80
	ВИСНОВКИ	81
	ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	82
	ДОДАТКИ	86

Вступ

Одношнекові екструдери є найважливішим типом обладнання в галузі переробки полімерів. Завдяки простоті конструкції та широкій універсальності вони застосовуються у численних процесах формування полімерних виробів: виробництво гранул, плівок, профілів, волокон, кабелів і листів. Значна частина термопластів проходить через одношнековий екструдер принаймні один раз після синтезу. Провідне місце конфігурації «шнєк–циліндр» у галузі переробки полімерів ґрунтується на її безперервному вдосконаленні протягом останніх десятиліть.

Ключовим етапом усіх екструзійних операцій є змішування. Головна мета одношнекових екструдерів – забезпечити відмінну однорідність розплаву за високих продуктивностей та належних температур вивантаження. Погано перемішані полімерні розплави спричиняють дефекти виробів, підвищуючи відсоток браку і виробничі витрати.

Динамічні блок-головкові змішувачі є класом пристроїв, що широко використовуються для гомогенізації полімерного розплаву та усунення температурних градієнтів. Разом з тим у промисловості відсутній єдиний підхід до проектування таких пристроїв: кількість і розташування гребенів та змішувальних блоків суттєво варіюються залежно від виробника.

Актуальність теми визначається необхідністю системного кількісного аналізу впливу геометричних параметрів блок-головкових змішувачів на характеристики течії і якість змішування двох реологічно різних термопластів, що дозволить обґрунтувати інженерні рекомендації щодо оптимального проектування таких пристроїв.

Мета дослідження – за допомогою тривимірного числового моделювання нелінійних не-Ньютонівських течій встановити кількісні залежності між геометричними параметрами динамічного блок-головкового змішувача та показниками гідродинаміки, споживання тиску, дисипації енергії та якості змішування полімерних розплавів.

Для досягнення мети поставлено такі завдання:

1. провести огляд сучасного стану проблеми змішування в одношнекових екструдерах та методів числового аналізу;
2. розробити і обґрунтувати математичну модель тривимірної нелінійної течії полімерного розплаву у каналах блок-головкового змішувача;
3. реалізувати числове моделювання конфігурацій змішувачів для двох матеріалів;
4. провести дослідження збіжності сіток і верифікацію результатів;
5. оцінити диспергувальне змішування за індексом Манас-Злоцвер і напруженнями зсуву;

6. оцінити розподільне змішування за функціями розподілу часу перебування, масштабом сегрегації та кінематичним аналізом;
7. сформулювати рекомендації щодо оптимального проектування блок-головкових змішувачів.

Об'єкт дослідження – процес змішування розплавів термопластів у динамічному блок-головковому змішувачі одношнекового екструдера.

Предмет дослідження – математичне та числове моделювання тривимірних нелінійних в'язких течій полімерних розплавів у каналах динамічних змішувачів.

Методи дослідження: тривимірне числове моделювання методом скінченних елементів (МСЕ); реологічна модель Каро–Ясуди; техніка суперпозиції сіток; статистичний аналіз розподілу часу перебування; кінематичний аналіз локального розтягання поверхонь за методологією Оттіно.

Наукова новизна роботи полягає у тому, що:

- вперше проведено систематичне порівняльне числове дослідження конфігурацій блок-головкових змішувачів для двох реологічно відмінних матеріалів (ПЕНГ та ПП-Р) за однакових умов моделювання;
- встановлено, що споживання тиску визначається переважно кількістю гребенів у блоці, а дисипація – кількістю блоків уздовж шнека;
- доведено, що кут розвороту між блоками практично не впливає на споживання тиску та показники розподільного змішування;
- кількісно визначено оптимальний діапазон аксіальних відстаней між блоками для максимізації подовжньої складової течії.

Практичне значення одержаних результатів. Результати числових досліджень та отримані кількісні залежності можуть бути використані конструкторами екструзійного обладнання для обґрунтованого вибору геометрії блок-головкових змішувачів при проектуванні ліній екструзії гранул, труб, плівок та профілів з поліетилену та поліпропілену.

Структура та обсяг дисертації. Дисертація складається зі вступу, 4 розділів, висновків, переліку посилань. Загальний обсяг – 59 сторінок, з них 7 рисунків, 32 таблиць, 52 джерела інформації.

1. РОЗДІЛ 1 СУЧАСНИЙ СТАН ПРОБЛЕМИ ЗМІШУВАННЯ РОЗПЛАВІВ ТЕРМОПЛАСТІВ В ЕКСТРУЗІЙНОМУ ОБЛАДНАННІ

1.1. Одношнекові екструдери та їх роль у переробці полімерів

Одношнекові екструдери є найважливішим типом обладнання в індустрії переробки полімерів. Завдяки своїй простій конструкції та широкій універсальності вони використовуються для виробництва труб, плівок, профілів, кабелів, волокон та листових матеріалів. Значна частина полімерів проходить через одношнековий екструдер щонайменше один раз після синтезу сировини. Провідне становище системи шнек-циліндр у галузі переробки полімерів засноване на постійному вдосконаленні конструкцій та глибоких теоретичних і експериментальних дослідженнях протягом останніх десятиліть [1, 2].

Пластичаційний одношнековий екструдер (рис. 1.1) є найбільш поширеним типом. Процес екструзії починається з надходження вихідного матеріалу у вигляді гранул або порошку до приймальної зони циліндра. Тверда сировина, зазвичай являє собою суміш полімерів, наповнювачів і добавок. По мірі надходження матеріалу в канал шнека, сили тертя, обумовлені відносним рухом шнека та нерухомого циліндра, транспортують матеріал вперед. Ця функціональна зона шнека, пов'язана з транспортуванням і ущільненням твердого матеріалу, зазвичай називається зоною твердофазного транспортування.

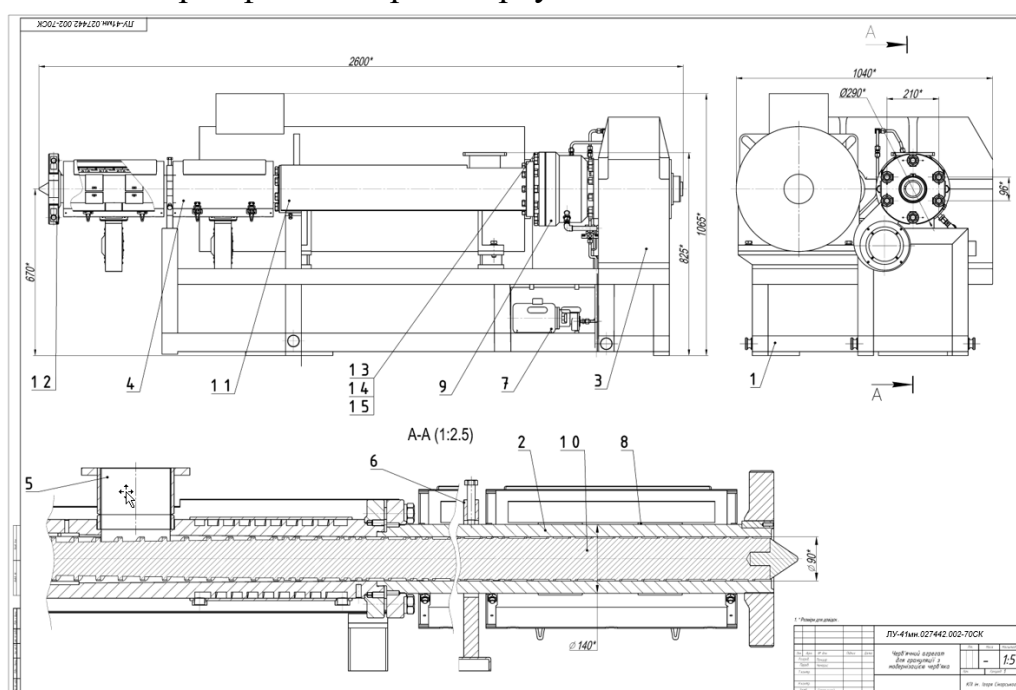


Рис. 1.1 – Одношнековий екструдер

Два джерела забезпечують енергію для нагріву та розплавлення полімеру. Основне надходження теплоти відбувається від обертового вала, який передає механічну енергію в систему, що перетворюється на теплову через в'язке розсіяння. Крім того, нагрівники, встановлені ззовні циліндра, постачають

теплову енергію через тепловіддачу. В результаті внутрішнього та зовнішнього нагріву температура полімеру зростає і починається плавлення.

У зоні плавлення полімер переходить зі твердого у рідкий стан. Частка твердого матеріалу поступово зменшується, тоді як частка розплаву збільшується. Плавлення завершується після повного переходу твердого матеріалу у розплавлений стан. Розплавлений полімер далі транспортується через дозувальну зону або зону перекачування розплаву, де він нагнітається та стискається для забезпечення подальших операцій [2, 3].

Геометрія шнека визначає основні характеристики процесу екструзії. Основними геометричними параметрами є: діаметр шнека D , довжина шнека L , глибина каналу шнека h , ширина каналу W , крок нарізки t та кут нарізки ϕ . Відношення L/D є важливим параметром, що характеризує тип екструдера. Типові значення L/D для одношнекових екструдерів загального призначення знаходяться в діапазоні від 20 до 30, а для спеціалізованих – до 40.

Продуктивність одношнекового екструдера визначається балансом між транспортним потоком (drag flow) та зворотним потоком тиску (pressure flow). Для ньютонівської рідини та спрощеної геометрії (плоский канал) ця залежність описується класичним рівнянням [1]:

$$Q = F_d \cdot \alpha \cdot n \cdot D^2 \cdot h - F_p \cdot \beta \cdot \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right) \cdot h^3 / \eta \quad (1.1)$$

де Q – об'ємна продуктивність екструдера, F_d та F_p – геометричні поправочні коефіцієнти, α та β – коефіцієнти каналу, n – частота обертання шнека, D – діаметр шнека, h – глибина каналу, $\partial p / \partial z$ – осьовий градієнт тиску, η – в'язкість розплаву.

Для реальних полімерних розплавів, які проявляють яскраво виражену псевдопластичність, це рівняння є лише першим наближенням. Точне визначення продуктивності вимагає чисельного моделювання з урахуванням нелінійної реології матеріалу та тривимірної геометрії шнека.

Відповідно до теми дипломного проекту в даній роботі розглянутий процес грануляції на прикладі лінії для гранулювання вторинної сировини (Рис.1.2). Технологічний процес даної лінії виглядає наступним чином.

Матеріал завантажується на конвеєр й транспортується до дробарки, звідки подрібнена фракція потрапляє в завантажувальну секцію екструдера. Черв'як транспортує матеріал через секцію змішування, де відбувається нагрівання, розплав і гомогенізація. Остання секція екструдера – зона дозування, де розплав під тиском видавлюється через профільюючу головку у вигляді заданого профілю (круглого, квадратного або іншого). Сформований матеріал переміщується на роликах через водяну ванну, де охолоджується й в твердому стані подається в гранулятор. Гранулятор являє собою ножі, що обертаються та зрізають безперервний профіль на окремі частки, тобто гранули. Заключний етап – це

викачування подрібнених гранул в сушильну камеру, де вони зберігаються за належних умов рівня вологості та температури перед упакованням.

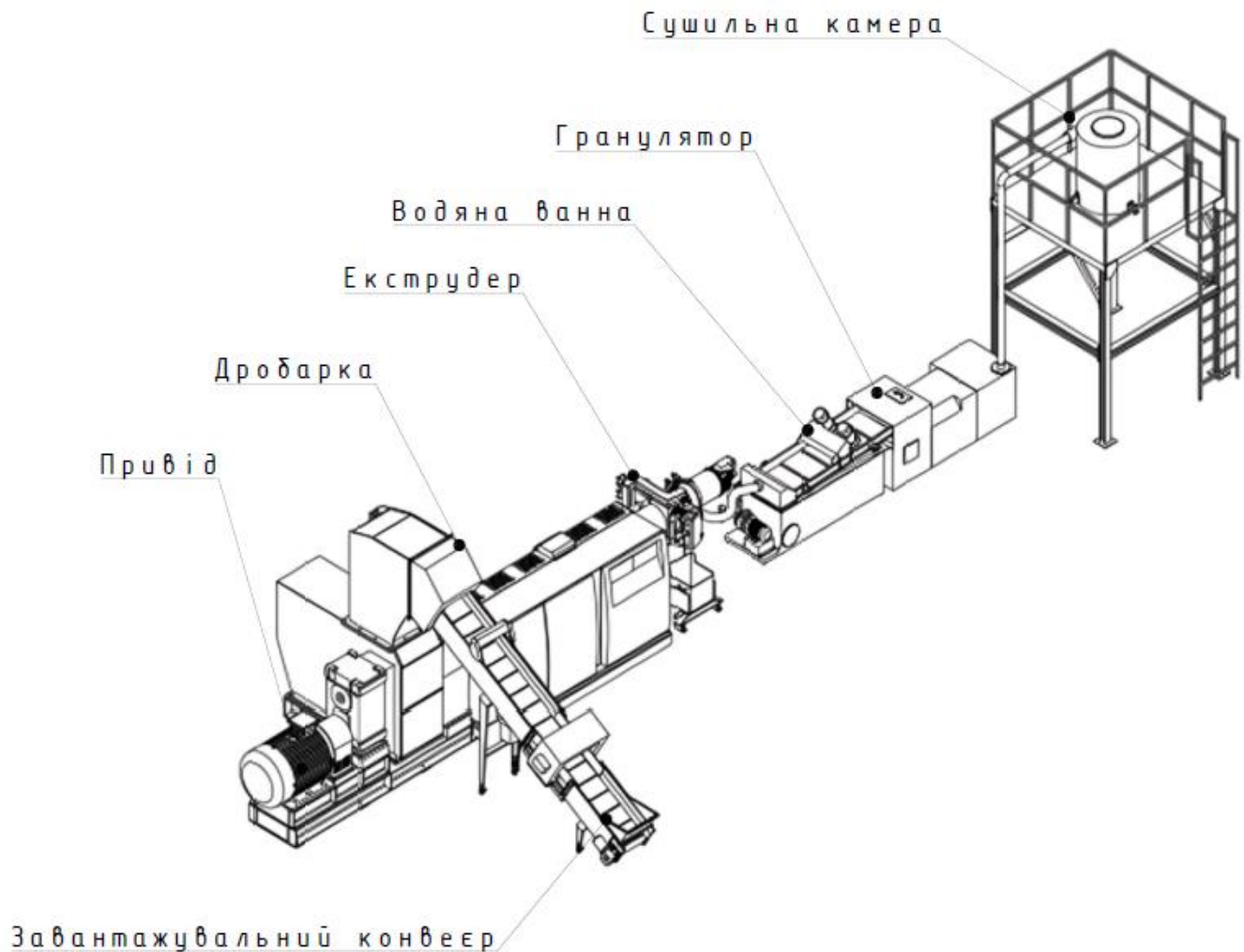


Рис. 1.2 – Лінія грануляції вторинної сировини

1.2. Особливості процесу змішування в одношнекових екструдерах

Ключовою стадією всіх екструзійних операцій є змішування. Першочерговою метою одношнекових екструдерів є забезпечення рівномірності розплаву при високій продуктивності та правильній температурі матеріалу на виході. Погано перемішані полімерні розплави можуть спричиняти дефекти у виготовлених виробах, підвищення рівня браку та виробничих витрат [4, 5].

Загальна мета змішування полягає у зменшенні неоднорідності системи, що складається з двох або більше речовин [6]. Важливим критичним параметром, який безпосередньо залежить від ефективності змішування, є термічна однорідність матеріалу на виході. Поле течії в каналі шнека часто зазнає значних швидкостей деформації, що призводить до надмірного зсуву і витягування

ланцюгів полімеру. Внаслідок внутрішнього тертя між суміжними елементами рідини механічна енергія перетворюється на теплову, що викликає нерівномірне підвищення температури розплаву.

Зменшення температурних градієнтів у матеріалі, що виходить, є надзвичайно важливим для усунення поверхневих дефектів, зменшення усадки та жолоблення, а отже і для підтримки високої якості продукції. У пластикаційній одношнековій екструзії змішування відбувається на кількох стадіях. За винятком зони твердофазного транспортування, де змішування відсутнє, процес змішування охоплює зону плавлення і простягається до кінця екструдера.

Виразене змішування відбувається спочатку під час плавлення твердого матеріалу. Було розроблено кілька конструкцій шнеків з підвищеною ефективністю, спрямованих на інтенсифікацію змішування. Основна мета цих передових концепцій шнеків полягає у прискоренні процесу плавлення. Оскільки змішування вимагає, щоб полімер знаходився у розплавленому стані, чим швидше завершується плавлення, тим вища ймовірність досягнення ідеального змішування [3].

Процес змішування продовжується в міру того, як розплав полімеру нагнітається і стискається в дозувальній зоні. Змішування в одношнекових екструдерах, як правило, характеризується значною нерівномірністю. Для завершення процесу змішування більшість переробників встановлюють змішувальні елементи після зони плавлення для подальшої гомогенізації розплаву та диспергування твердих агломератів.

Внаслідок великої в'язкості розплавів полімерів змішування в одношнекових екструдерах відбувається у режимі ламінарної течії. Ні турбулентність, ні молекулярна дифузія не роблять вимірного внеску в ефективність змішування [5, 6]. Ефективність змішування залежить від полів деформації, що виникають у геометрії шнека.

1.3. Класифікація змішувачів для екструзійного обладнання

Кількість змішувальних елементів, що застосовуються в промисловості, є значною. Загалом їх можна класифікувати на чотири категорії: (i) дистрибутивні, (ii) диспергуючі, (iii) статичні та (iv) динамічні змішувачі [4].

Дистрибутивні змішувачі призначені для досягнення рівномірного просторового розподілу малого компонента в матриці без значного зменшення розміру його часток. Дія цих пристроїв заснована на багаторазовому розщепленні, переорієнтації та рекомбінації потоку. До типових представників цієї групи відносяться: блок-головні змішувачі (block-head mixers), штифтові змішувачі (pin mixers), ромбоїдальні змішувачі.

Диспергуючі змішувачі призначені для зменшення розміру когезивних часток (агломератів) малого компонента. Це досягається за рахунок напружень, що виникають у вузьких каналах. До типових представників відносяться: змішувачі Меддока (Maddock), змішувачі CRD (Cavity Transfer Mixer). Диспергуючі змішувачі відіграють ключову роль у виробництві компаундів.

Статичні змішувачі (наприклад, змішувачі Кенікса, типу SMX та SMV) не мають рухомих частин. Змішування відбувається за рахунок спеціальної геометрії вставних елементів, що викликають поперечні течії та рекомбінацію потоків. Вони зазвичай встановлюються між екструдером і головою.

Динамічні змішувачі мають обертові елементи. Вони забезпечують більш інтенсивне змішування порівняно зі статичними аналогами, але мають більш складну конструкцію.

Важливим підходом до класифікації є також розмежування між осьовим та радіальним (поперечним) змішуванням. Осьове змішування описується функцією RTD і характеризує ступінь усереднення осьових градієнтів. Радіальне змішування характеризує ступінь однорідності у поперечному перерізі каналу.

Тип змішувача	Механізм дії	Переваги	Недоліки
Блок-головний	Розщеплення та рекомбінація потоку	Простота, мале споживання тиску	Низька ефективність при диспергуванні
Штифтовий	Розщеплення потоку штифтами	Хороше дистрибутивне змішування	Чутливість до забруднення
Меддока	Зазори між ребрами та циліндром	Ефективне диспергування	Велике споживання тиску
CRD	Поєднання зсуву та розтягу	Висока ефективність змішування	Складність конструкції
Статичний	Статичні вставки	Простота, немає приводу	Гідравлічний опір

Таблиця 1.1 – Порівняльна характеристика основних типів змішувачів для екструзійного обладнання

1.4. Блок-головні змішувачі: конструкція та принцип дії

Блок-головні змішувачі є переважно дистрибутивними пристроями, що широко застосовуються для гомогенізації розплавів та усунення теплових градієнтів. Промисловість переробки полімерів використовує різноманітні конструкції блок-головних змішувачів, без чіткого консенсусу щодо оптимального розташування витків та розмірних параметрів [4].

Принцип дії блок-головного змішувача полягає в порушенні поля течії в каналі шнека, змушуючи потоки розплаву розщеплюватися, переорієнтовуватися та рекомбінувати багаторазово. Основна функція витків полягає в порушенні та розподілі потоку, що проходить через змішувальну зону, для забезпечення ретельного дистрибутивного змішування.

Завдяки глибоким каналам блок-головні змішувачі створюють відносно невисокі рівні напружень і, таким чином, не здатні до ефективного диспергуючого змішування. Ділянки з високими швидкостями деформації знаходяться в зазорах між поверхнями витків і поверхнею циліндра. Ефективність змішування в блок-головних змішувачах значною мірою залежить від характеру течії в каналі шнека, який, як правило, є поєднанням зсувної та розтягувальної течії.

Три ключових геометричних параметри визначають характеристики блок-головного змішувача: (1) кількість витків на блоці N_f , (2) кількість блоків вздовж шнека N_b та (3) кут зміщення між блоками α_s . Ці параметри визначають розподіл і характер полів течії та, отже, ефективність змішування [4, 36].

При збільшенні кількості витків зростає вільний поперечний переріз між ними, що сприяє прискоренню розплаву в зазорах і збільшенню зсувних напружень у цих ділянках. Водночас зменшення вільного перерізу підвищує споживання тиску. Збільшення кількості блоків збільшує загальну довжину шнека та кількість зон дії витків, що підвищує в'язке розсіяння. Кут зміщення α_s між сусідніми блоками впливає на характер переорієнтації потоків при переходах між блоками.

Параметр	Умовне позначення	Мінімальне значення	Максимальне значення	Крок
Кількість витків	N_f	6	12	2
Кількість блоків	N_b	4	7	1
Кут зміщення	$\alpha_s, ^\circ$	0°	$+20^\circ$	$+6^\circ$

Таблиця 1.2 – Діапазон досліджуваних геометричних параметрів блок-головних змішувачів

Порівняно з двошнековими екструдерами, одношнекові аналоги значно менше досліджені в плані числового аналізу змішування. Числові дослідження змішування в одношнековій екструзії в основному обмежувалися змішувальними головками [4, 19-23]. Ці пристрої зазвичай розташовуються після зони плавлення і завершують процес змішування.

Висновки до розділу 1

Проведений аналіз сучасного стану проблеми змішування розплавів термопластів в екструзійному обладнанні дозволяє зробити такі висновки:

- Одношнекові екструдери є базовим обладнанням для переробки термопластів. Якість змішування розплаву у них є визначальним фактором якості кінцевої продукції.
- Внаслідок великої в'язкості розплавів полімерів в одношнекових екструдерах переважає ламінарна течія. Ефективне змішування досягається лише за рахунок спеціальних геометрій змішувальних секцій.
- Блок-головні змішувачі є широко застосовуваними пристроями для дистрибутивного змішування, однак систематичні дослідження впливу їх геометричних параметрів на ефективність змішування в літературі практично відсутні.
- Ключовими геометричними параметрами блок-головних змішувачів є кількість витків N_f , кількість блоків N_b та кут зміщення α_s між блоками.

РОЗДІЛ 2. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ЗМІШУВАННЯ ТА МЕТОДИ МОДЕЛЮВАННЯ

2.1 Розподільне змішування

Розподільне змішування (distributive mixing) – це процес просторового перерозподілу елементів мінорного компонента по всьому об'єму матриці без зміни розміру індивідуальних елементів. Фундаментальна мета розподільного змішування – досягнення такого стану, при якому ймовірність знайти мінорний компонент в будь-якій точці домену дорівнює його середній концентрації.

Для в'язких рідин при ламінарній течії ($Re \ll 1$) основним механізмом змішування є деформація шарів рідини зсувом та розтяганням. Молекулярна дифузія є абсолютно незначущою: коефіцієнт молекулярної дифузії для полімерних розплавів $D_{mol} \approx 10^{-10} - 10^{-11} \text{ м}^2/\text{с}$ при типових значеннях числа Пеклета $Pe = \nu L / D_{mol} \approx 10^9 - 10^{11} \gg 1$. Таке значення Pe підтверджує, що навіть за найбільших технологічних часів (години) молекулярна дифузія переміщує компонент лише на відстань:

$$l_{diff}^U = \sqrt{(4 D_{mol} t)} \approx \sqrt{(4 \times 10^{-10} \times 3600)} \approx 0,04 \text{ мм} \quad (2.1)$$

тобто менш як 0,04 мм. Це є абсолютно незначущим у масштабі шнекового каналу. Отже, будь-яка однорідність, яку ми спостерігаємо на виході зі змішувача, є виключно результатом механічного перерозподілу об'ємів рідини.

Теоретичний аналіз ламінарного змішування базується на кількох взаємопов'язаних концепціях, кожна з яких описує певний аспект процесу. Моделі Данквертса описують статистику часу перебування та концентраційних флуктуацій. Кінематичний підхід Оттіно описує деформацію матеріальних поверхонь. Ламінарна теорія Тадмора і Лідора пов'язує деформацію з розподілом концентрацій через функцію розподілу деформацій (SDF). Всі ці підходи є взаємодоповнюючими і разом формують повну картину розподільного змішування.

Критеріями ефективного розподільного змішування є:

- висока загальна деформація $\gamma_{total} = \int \dot{\gamma} dt$, що досягається комбінацією зсуву та розтягання вздовж траєкторій частинок;
- рівномірний розподіл деформацій по всьому поперечному перерізу (відсутність «мертвих» зон, де матеріал рухається повільно);
- многократне перетинання траєкторій різних рідинних елементів (chaotic advection);
- мінімальна дисперсія розподілу часу перебування (вузький RTD) – вказує на відсутність застійних зон та байпасів.

Загальна деформація при простій зсувній течії зростає лінійно зі часом: $\gamma = \dot{\gamma} \cdot t$. При цьому міжфазна площа між компонентами зростає відповідно:

$$A(t) / A_0 \approx \gamma / \sqrt{3} \text{ при } \gamma \gg 1 \quad (2.2)$$

Для подовжньої (extensional) течії збільшення міжфазної площі є експоненційним: $A(t)/A_0 \approx \exp(\varepsilon \cdot t)$, де ε – швидкість подовжньої деформації. Саме тому подовжня течія є принципово ефективнішою за зсувну і сучасне проектування змішувачів спрямоване на її максимізацію.

2.1.1 Функції розподілу часу перебування

Данквертс [20] першим запропонував враховувати розподіл часу перебування рідинних елементів у безперервних системах течії. Концепція RTD є фундаментальною: різні рідинні елементи проводять у змішувачі різний час і зазнають різної сумарної деформації. Це означає, що на виході зі змішувача є частинки, що «вийшли» рано (мало змішані) і пізно (більш змішані). Чим ширший RTD, тим більша нерівномірність змішування.

Зовнішня функція щільності RTD $f_{rt}(t)$ визначається таким чином: $f_{rt}(t) \cdot dt$ є часткою загальної витрати (масовою або об'ємною), що виходить із змішувача у часовому інтервалі від t до $t+dt$. Функція нормована: $\int_0^\infty f_{rt}(t) dt = 1$.

Кумулятивна функція розподілу часу перебування (CRTD) $F_{rt}(t)$ виражає частку витрати, що вийшла до моменту часу t :

$$F_{rt}(t) = \int_{t_0}^t f_{rt}(t) dt \quad (2.3)$$

де t_0 – мінімальний час перебування (час «найшвидшого» шляху через змішувач). $F_{rt}(0) = 0$ (до виходу першого матеріалу) і $F_{rt}(\infty) = 1$ (весь матеріал вийшов). Функції RTD і CRTD пов'язані: $f_{rt}(t) = dF_{rt}/dt$.

Середній час перебування $\bar{t}$ визначається як перший момент розподілу:

$$\bar{t} = \int_0^\infty t f_{rt}(t) dt = V_{tra}^c / Q \quad (2.4)$$

де V_{tra}^c – об'єм домену течії; Q – об'ємна витрата. Ця рівність є перевірою співвідношенням: якщо числово обчислений $\bar{t}$ збігається з V/Q з точністю 1–2%, розрахунок RTD виконано коректно.

Дисперсія RTD σ^2 характеризує «ширину» розподілу – ступінь аксіального перемішування:

$$\sigma^2 = \int_0^\infty (t - \bar{t})^2 f_{rt}(t) dt \quad (2.5)$$

При ідеальному витисненні (plug flow) $\sigma^2 = 0$ – всі частинки мають однаковий час перебування $\bar{t}$. При ідеальному перемішуванні (CSTR) $\sigma^2 = \bar{t}^2$. Реальні змішувачі займають проміжне положення. Для блок-головкових змішувачів характерне значення $\sigma/\bar{t} = 0,15\text{--}0,35$, що свідчить про помірне аксіальне перемішування при добре вираженому переважальному потоці.

Аналогічно, Лідор і Тадмор [21] ввели функцію розподілу деформацій SDF $f_s(\gamma)$, що виражає частку витрати, яка зазнала деформації в діапазоні від γ до $\gamma+d\gamma$, та кумулятивну функцію SDF:

$$F_s(\gamma) = \int_{\gamma_0}^{\gamma} f_s(\gamma) d\gamma \quad (2.6)$$

де γ_0 – мінімальна деформація (відповідає мініимальному часу перебування t_0). Широкий SDF означає нерівномірне змішування: частина матеріалу зазнала малої деформації (погано змішана), частина – великої (добре змішана). В ідеальному розподільному змішувачі SDF є δ -функцією: всі частинки зазнають однакової деформації γ_a^v .

2.1.2 Масштаб сегрегації

Масштаб сегрегації s , введений Данквертсом [22], є мірою просторового «розміру» сегрегованих областей у суміші. Фізично s відповідає середній відстані між областями однакового складу. При $s \rightarrow 0$ суміш є ідеально рівномірною; при $s \rightarrow \infty$ – компоненти повністю розділені.

$$s = \int_0^\infty \zeta R(|r|) d|r| \quad (2.7)$$

де ζ – відстань, при якій $R(r)$ першим дорівнює нулю; $R(r)$ – коефіцієнт кореляції концентраційних флуктуацій:

$$R(r) = \langle c'(x) c'(x+r) \rangle / \sigma_s^2 \quad (2.8)$$

де $c'(x) = c(x) - \bar{c}$ – флуктуація концентрації відносно середнього значення $\bar{c}$; $\langle \cdot \rangle$ – усереднення по всіх парах точок, розділених відстанню r ; σ_s^2 – дисперсія концентрацій. При $r = 0$: $R(0) = 1$ (автокореляція). При $r \rightarrow \infty$: $R(r) \rightarrow 0$ (некорельовані).

Дискретний аналог для набору M пар точок $\{P_i, P_{i+r}\}$ з концентраціями c_i та c_i'' :

$$R(r) = [1/(M \sigma_s^2)] \sum_i^{(1)} (c_i - \bar{c})(c_i'' - \bar{c}) \quad (2.9)$$

де M – кількість пар точок, розділених відстанню r . Обчислення $R(r)$ для різних r та подальше інтегрування (2.7) дає масштаб сегрегації.

Практична трактовка масштабу сегрегації: якщо $s \approx d_{partic}^{c_{le}}$ (початковий розмір сегрегованих областей), то змішування практично не відбулося. Для вхідного перерізу, поділеного на два рівних сегменти (наш випадок), початковий масштаб сегрегації $s_0 \approx R_2 - R_1 = 15,5$ мм (радіус кільцевого каналу). На виході зі змішувача цільове значення $s < 1$ мм – тобто середня товщина шарів компонентів менша за 1 мм.

2.1.3 Кінематичний аналіз розтягання поверхонь

Оттіно [23] запропонував кінематичний підхід на основі механіки суцільного середовища для опису розподільного змішування. Підхід базується на відстеженні деформації нескінченно малих матеріальних поверхневих елементів в полі течії. Це особливо корисно, оскільки пряма кореляція між розтяганням поверхні та якістю змішування є очевидною: чим тонші і більш розгалужені поверхні розділу між компонентами, тим краще змішування.

Нехай dA – нескінченно малий вектор поверхневого елемента у початковий момент часу t_0 . Компоненти вектора $dA = (dA_1, dA_2, dA_3)$ задають орієнтацію і площу елемента. Після деформації поверхневий елемент стає da з компонентами da_i . Локальне розтягання поверхні визначається як:

$$\eta_m = |da| / |dA| \quad (2.10)$$

де $|da| = \sqrt{da \cdot da}$ – довжина (модуль) деформованого вектора. При $\eta_m > 1$ площа елемента зросла (розтягання), при $\eta_m < 1$ – зменшилась (стиснення). За законом збереження об'єму нестисливої рідини: $\eta_m > 1$ в напрямку вздовж поверхні означає, що товщина шару в нормальному напрямку зменшується.

Еволюція вектора поверхневого елемента описується рівнянням:

$$D(da) / Dt = -(\nabla v)^T \cdot da \quad (2.11)$$

де $(\nabla v)^T$ – транспонований тензор градієнта швидкості. Це рівняння інтегрується вздовж траєкторії рідинного елемента і дає $da(t)$ при заданому початковому dA .

Ефективність розтягання поверхні $e\eta$ – це частка повної механічної дисипації $D:D$, яка витрачається на збільшення площі поверхневого елемента:

$$e\eta = (D \ln \eta_m / Dt) / (D:D)^{1/2} \quad (2.12)$$

де $D \ln \eta_m / Dt$ – матеріальна похідна логарифму локального розтягання вздовж траєкторії. Чисельник $(D \ln \eta_m / Dt)$ – це «миттєва» швидкість розтягання поверхні, нормована знаменником $(D:D)^{1/2}$, що є загальною інтенсивністю деформацій. Тому $e\eta \in [-1, 1]$:

- $e\eta = 1$: вся механічна дія витрачається на розтягання поверхні (ідеальне з точки зору змішування);
- $e\eta = 0$: площа поверхні не змінюється (чисте зсувне або обертальне поле);
- $e\eta < 0$: площа поверхні зменшується (стиснення в даній ділянці).

Усереднена за часом ефективність розтягання поверхні $\langle e\eta \rangle$ є інтегральним показником для кожного рідинного елемента:

$$\langle e\eta \rangle = (1/t) \int_0^t e\eta(t') dt' \quad (2.13)$$

Ансамблеве усереднення по всіх частинках дає $\langle\langle e\eta \rangle\rangle$ – характеристику ефективності змішувача в цілому. Хороший змішувач має $\langle\langle e\eta \rangle\rangle \approx 0,4-0,6$. Для порівняння: простий зсув $\langle e\eta \rangle = 0,33$; подовжня течія $\langle e\eta \rangle = 1,0$.

Логарифм розтягання $\ln(\eta_m)$ зростає монотонно вздовж траєкторії рідинного елемента (при неперервному розтяганні). Нахил кривої $\ln(\eta_m)(t)$ є миттєвою ефективністю $e\eta$. Різкий ріст $\ln(\eta_m)$ у зонах між блоками вказує на інтенсивне подовжнє розтягання – саме там відбувається найбільш ефективне збільшення міжфазної площі.

2.1.4 Інтенсивність сегрегації

Інтенсивність сегрегації I_s , введена Данквертсом [22], є безрозмірним показником амплітуди концентраційних флуктуацій. Якщо масштаб сегрегації s характеризує просторовий «масштаб» неоднорідностей, то I_s характеризує їх «амплітуду».

$$I_s = \sigma_s^2 / \sigma_{s0}^2 \quad (2.14)$$

де $\sigma_s^2 = \langle (c - \bar{c})^2 \rangle$ – поточна дисперсія концентрацій; σ_{s0}^2 – дисперсія при нульовому змішуванні (максимально можлива). При $I_s = 1$ – компоненти повністю розділені (жодного змішування); при $I_s = 0$ – ідеальне змішування. Для бінарної суміші з рівними частками ($\bar{c} = 0,5$):

$$\sigma_{s0}^2 = \bar{c}(1 - \bar{c}) = 0,5 \times 0,5 = 0,25 \quad (2.15)$$

Таким чином, $I_s = 4\sigma_s^2$. Якщо Y_A у кожній точці дорівнює 0 або 1 (повне розділення), то $\sigma_s^2 = 0,25$ і $I_s = 1$. Якщо всі точки мають $Y_A = 0,5$ (ідеальне змішування), то $\sigma_s^2 = 0$ і $I_s = 0$.

Зв'язок між I_s і коефіцієнтом змішування M (що використовується у цій роботі):

$$M \approx 1 - \sqrt{I_s} \quad \text{для симетричного розподілу} \quad (2.16)$$

Ця приблизна формула дозволяє зіставити результати, отримані різними методами: M через кількість точок компонентів та I_s через дисперсію концентрацій. Для конфігурації $N^a=10$, $N^b=6$, $\alpha_s=0^\circ$: $M = 0,881 \Rightarrow I_s \approx (1-0,881)^2 = 0,0142$.

Важливо відзначити обмеження інтенсивності сегрегації: I_s не залежить від просторового розташування флуктуацій. Два стани з однаковим I_s можуть мати зовсім різний масштаб сегрегації s і, відповідно, різну якість змішування для практичних застосувань. Саме тому для повної характеристики стану суміші необхідно визначати обидва показники: I_s (або M) та s .

2.2 Диспергувальне змішування

Диспергувальне змішування (dispersive mixing) – це процес зменшення розміру дискретних елементів міnorного компонента (твердих агломератів, рідких крапель) шляхом прикладання до них механічних напружень, що перевищують внутрішні сили зчеплення. На відміну від розподільного змішування, де розмір елементів залишається незмінним і важлива лише їх просторова переорієнтація, при диспергувальному змішуванні відбувається незворотна зміна морфології дисперсної фази.

Для полімерних систем диспергувальне змішування є важливим при: введенні наповнювачів (сажа, кальцит, тальк) – потрібне руйнування агломератів; компаундуванні полімер-полімерних систем – потрібне дроблення крапель

дисперсної фази; введенні рідких добавок (фарбники, мастила) – потрібне розпилення крапель. Блок-головкові змішувачі є переважно розподільними пристроями і мають обмежену диспергувальну здатність через відносно низькі напруження в основному об'ємі каналу.

2.2.1 Умови руйнування агломератів

Болен і Колвелл [24] першими систематизували умови диспергувального змішування. Вони встановили, що руйнування твердих агломератів відбувається, коли гідродинамічні напруження, що діють на частинку, перевищують міцність зв'язків у агломераті τ_e^D :

$$\dot{\tau} \geq \tau_e^D \quad (2.17)$$

де $\dot{\tau}$ – ефективне напруження в полі течії. Для простого зсуву $\dot{\tau} = \eta\dot{\gamma}$; для подовжньої течії $\dot{\tau} = 3\eta\dot{\epsilon}$. Міцність зчеплення в агломераті визначається балансом сил Ван-дер-Ваальса і електростатичних сил і зазвичай становить 10–100 кПа для типових промислових матеріалів.

Бірд та ін. [25] і Тадмор [26] розраховували максимальні сили, що діють на жорстку гантель (модель агломерату у вигляді двох сфер) у різних типах течій. Для двох сфер радіусами r_1 та r_2 з нульовою міжцентровою відстанню максимальна розривна сила при зсуві:

$$F_{ma^x,s} = 3\pi \tau_s r_1 r_2 \quad (2.18)$$

а при подовжній течії:

$$F_{ma^x,e} = 6\pi \tau_e r_1 r_2 \quad (2.19)$$

де τ_s та τ_e – напруження зсуву і розтягання. При однаковій швидкості деформації $\dot{\gamma} = \dot{\epsilon}$ і в'язкості η маємо $\tau_s = \eta\dot{\gamma}$ та $\tau_e = 3\eta\dot{\epsilon}$ (для ньютонівської рідини) або $\tau_e = \eta_e\dot{\epsilon}$ де η_e – подовжня в'язкість (у 3–5 разів більша за зсувну для полімерних розплавів). Таким чином, $F_{ma^x,e}/F_{ma^x,s} = 2$ –10, що робить подовжню течію значно ефективнішою для диспергування.

Для рідких крапель умовою дроблення є перевищення критичного числа Вебера:

$$We = \eta_{matri^x} \dot{\gamma} d / (2\Gamma) \geq We_{rit}^c \quad (2.20)$$

де d – діаметр краплі; Γ – коефіцієнт поверхневого натягу; We_{rit}^c залежить від відношення в'язкостей $\lambda^\delta = \eta_{isp}^d / \eta_{matri^x}$ і типу течії. При $0,1 < \lambda^\delta < 1$ краплі найлегше руйнуються в обох типах течій.

2.2.2 Індекс змішування Манас-Злоцвер

Загальновідомим параметром для локальної характеристики типу течії є індекс Манас-Злоцвер [28]. Він базується на порівнянні другого інваріанта тензора швидкості деформації D з тензором вихору W :

$$\lambda^{MO} = |D| / (|D| + |W|) \quad (2.21)$$

де норми тензорів обчислюються через другий інваріант: $|D| = (D:D)^{1/2} = (\sum_{ij} D_i^{I2})^{1/2}$ (аналогічно для $|W|$). В декартовій системі координат для тривимірної течії:

$$|D|^2 = D_{11}^2 + D_{22}^2 + D_{33}^2 + 2(D_{12}^2 + D_{13}^2 + D_{23}^2) \quad (2.22)$$

де $D_i^I = \frac{1}{2}(\partial v_i / \partial x^I + \partial v^I / \partial x_i)$. Аналогічно для антисиметричного тензора $W_i^I = \frac{1}{2}(\partial v_i / \partial x^I - \partial v^I / \partial x_i)$.

Фізична інтерпретація λ^{MO} :

- $\lambda^{MO} = 0$: $D = 0$, тобто чиста обертальна течія (тверде тіло). Тензор градієнта швидкості є чисто антисиметричним.
- $\lambda^{MO} = 0,5$: $|D| = |W|$. Рівновага між деформацією і обертанням – простий зсув (simple shear flow). Це умова стаціонарного обертання краплі.
- $\lambda^{MO} = 1$: $W = 0$, тобто чисте розтягання (irrotational flow). Тензор градієнта швидкості є чисто симетричним – вся механічна дія спрямована на деформацію.

Важливе застереження: λ^{MO} не є інваріантним відносно системи відліку (frame-objective). При переході до системи відліку, що обертається разом з рідиною, значення λ^{MO} може змінитися. Тому рекомендується розглядати λ^{MO} разом з абсолютними значеннями напружень τ_a^v : висока λ^{MO} при малій τ_a^v не означає ефективного диспергування.

Об'ємно-усереднений індекс λ^{MO,a^v} використовується для порівняння різних конфігурацій:

$$\lambda^{MO,a^v} = (1/V) \int_V \lambda^{MO} dV \quad (2.23)$$

Для блок-головкових змішувачів типові значення $\lambda^{MO,a^v} = 0,47-0,52$ (близько до простого зсуву). Зони між блоками мають $\lambda^{MO} \approx 0,6-0,8$ (подовжня компонента), зони в зазорах – $\lambda^{MO} \approx 0,45-0,52$ (зсув). Зменшення λ^{MO,a^v} при збільшенні N^a і N^b пояснюється тим, що більш щільні блоки «витісняють» подовжню компоненту, замінюючи її зсувом у зазорах.

2.3 Реологічні моделі полімерних розплавів

2.3.1 Ньютонівська та узагальнена ньютонівська моделі

Для ньютонівської рідини зв'язок між тензором напружень і тензором швидкості деформації є лінійним: $\tau_i^I = 2\eta D_i^I$, де $\eta = \text{const}$ незалежно від швидкості деформації. Вода, гліцерин та більшість мономерних рідин є ньютонівськими.

Полімерні розплави є неньютонівськими рідинами. Їх реологічна поведінка суттєво складніша:

- псевдопластичність (shear-thinning): ефективна в'язкість η зменшується зі збільшенням швидкості зсуву $\dot{\gamma}$ – найхарактерніша риса полімерних розплавів;

- ньютонівське плато: при малих $\dot{\gamma} < 1/\lambda$ в'язкість постійна і дорівнює η_0 ;
- в'язкопружність: поряд з в'язкими ефектами проявляються пружні – нормальні різниці напружень (N_1, N_2). Для стаціонарних течій з метою спрощення ними часто нехтують;
- тиксотропія: зворотна зміна в'язкості з часом при постійній швидкості зсуву – у полімерних розплавів зазвичай незначна.

Узагальнена ньютонівська модель (GNF) зберігає лінійний зв'язок $\tau = 2\eta(\dot{\gamma})D$, але дозволяє η залежати від швидкості зсуву. Швидкість зсуву визначається через другий інваріант тензора D :

$$|\dot{\gamma}| = \sqrt{2 D:D} = [2 \sum_{ij} D_i^2]^{1/2} \quad (2.24)$$

Найпростіша GNF-модель – степеневий закон (Power Law або Ostwald–de Waele):

$$\eta = K\dot{\gamma}^{n-1} \text{ при } n < 1 \quad (2.25)$$

де K – консистентність [$\text{Па} \cdot \text{с}^n$], n – показник степеня ($n < 1$ для псевдопластичних рідин). Ця модель не відтворює ньютонівського плато: при $\dot{\gamma} \rightarrow 0$ в'язкість $\eta \rightarrow \infty$, що є нефізичним. Застосовна лише у вузькому діапазоні $\dot{\gamma}$ далеко від плато.

2.3.2 Модель Каро–Ясуди

Модель Каро–Ясуди [29, 30] є найбільш точним і широко вживаним описом реологічної поведінки полімерних розплавів у широкому діапазоні швидкостей зсуву. Вона враховує ньютонівське плато при малих $\dot{\gamma}$, степеневу зону при великих $\dot{\gamma}$ та ширину перехідної зони між ними через параметр a :

$$\eta(\dot{\gamma}) = \eta_0 a_t / [1 + (\lambda \dot{\gamma} a_t)^a]^{(1-n)/a} \quad (2.26)$$

де:

- η_0 – в'язкість нульового зсуву [$\text{Па} \cdot \text{с}$]: характеризує плато при малих $\dot{\gamma}$; зростає з молекулярною масою $\eta_0 \propto M^i$ (для $M > M^c$ де $i = 3,4$);
- λ – час релаксації [с]: обернений до «критичної» швидкості зсуву $\dot{\gamma}^c = 1/\lambda$, при якій починається перехід від плато до степеневій зони;
- n – показник степеня: визначає нахил кривої в'язкості у степеневій зоні; для ПЕНГ $n \approx 0,25-0,35$, для ПП $n \approx 0,35-0,50$;
- a – параметр ширини перехідної зони: $a = 1$ відповідає моделі Каро (ширша перехідна зона); $a > 1$ – гостріший перехід; $a = 1$ є найбільш поширеним;
- $a_t = \exp[-\alpha(T-T_0)]$ – температурний зсувний коефіцієнт (WLF-тип або Арреніус): враховує зміну в'язкості з температурою при $T_0 = 200^\circ\text{C}$.

Характеристична швидкість зсуву, при якій в'язкість зменшується до $\eta_0/\sqrt{2}$ (переходить у степеневу зону): $\dot{\gamma}^c = 1/\lambda$. Для ПЕНГ: $\dot{\gamma}^c = 1/2,249 \approx 0,44 \text{ с}^{-1}$. Для ПП-Р: $\dot{\gamma}^c = 1/0,173 \approx 5,8 \text{ с}^{-1}$. В умовах змішувача (типові $\dot{\gamma} = 10-500 \text{ с}^{-1}$) обидва матеріали знаходяться глибоко в степеневій зоні.

Асимптотична поведінка моделі Каро–Ясуди:

$$\eta \rightarrow \eta_0 \text{ при } \dot{\gamma} \rightarrow 0 \quad (2.27)$$

$$\eta \approx \eta_0(\lambda\dot{\gamma})^{(n-1)} \text{ при } \dot{\gamma} \gg 1/\lambda \quad (2.28)$$

Підстановка параметрів ПЕНГ у другу асимптоту при $\dot{\gamma} = 100 \text{ с}^{-1}$: $\eta \approx 72452 \times (2,249 \times 100)^{(0,258-1)} = 72452 \times 224,9^{-0,742} \approx 72452 \times 0,0134 \approx 970 \text{ Па}\cdot\text{с}$, що добре збігається з вимірюваними значеннями в'язкості ПЕНГ при 200°C .

2.3.3 Реологічні властивості досліджуваних матеріалів

У роботі порівнюються два полімерних розплави з принципово різною реологічною поведінкою. Вибір матеріалів обумовлений їх промисловою значимістю та суттєво різними реологічними характеристиками, що дозволяє виявити вплив реології на ефективність змішування.

Матеріал 1 – поліетилен великої густини (ПЕНГ). Марка HDPE MFR 0,25 ($190^\circ\text{C}/5 \text{ кг}$), що відповідає середньовисокомолекулярному ПЕ для труб. Характеристики: ненюменерована молекулярна маса $M^o \approx 200\,000\text{--}300\,000 \text{ г/моль}$; висока кристалічність (60–70%); переробляється при $180\text{--}240^\circ\text{C}$. Реологічно: дуже висока нульова в'язкість ($\eta_0 = 72\,452 \text{ Па}\cdot\text{с}$), тривалий час релаксації ($\lambda = 2,249 \text{ с}$), сильна псевдопластичність ($n = 0,258$).

Матеріал 2 – поліпропілен (ПП-Р). Марка PP-R MFR 8,0 ($230^\circ\text{C}/2,16 \text{ кг}$), призначений для гарячого водопостачання. Характеристики: статистичний співполімер пропілену з $\approx 2\text{--}4\%$ етилену; знижена регулярність і кристалічність (45–55%); переробляється при $200\text{--}260^\circ\text{C}$. Реологічно: значно нижча нульова в'язкість ($\eta_0 = 2957 \text{ Па}\cdot\text{с}$), малий час релаксації ($\lambda = 0,173 \text{ с}$), помірна псевдопластичність ($n = 0,425$).

Таблиця 2.1 – Параметри моделі Каро–Ясуди ($T_0 = 200^\circ\text{C}$) та діапазони застосовності

Параметр	ПЕНГ	ПП-Р	Одиниця	Діапазон $\dot{\gamma}$, с^{-1}
η_0	72 452	2 957	Па·с	< 0,44 / < 5,8
λ	2,249	0,173	с	—
n	0,258	0,425	—	—
a	1,0	1,0	—	—
α	0,012	0,016	$^\circ\text{C}^{-1}$	—
ρ_m	875	739	кг/м ³	—
η при $\dot{\gamma}=10 \text{ с}^{-1}$	~4 200	~500	Па·с	ступенева зона
η при $\dot{\gamma}=100 \text{ с}^{-1}$	~970	~210	Па·с	ступенева зона

η при $\dot{\gamma}=500 \text{ c}^{-1}$	~ 290	~ 110	Па·с	ступенева зона
--	------------	------------	------	----------------

Суттєва різниця в'язкостей (у 3–30 разів залежно від $\dot{\gamma}$) впливає на: (1) розподіл швидкостей – при нижчій в'язкості ПП-Р поле швидкостей більш рівномірне по перерізу; (2) дисипацію – ПЕНГ виділяє у 2–4 рази більше тепла при однакових умовах; (3) якість змішування М – ПП-Р стабільно показує вищий М на 2,5–3 п.п.

2.4 Метод скінченних елементів для задач екструзії

2.4.1 Рівняння збереження маси та імпульсу

Для стаціонарної ізотермічної нестисливої течії узагальненої ньютонівської рідини при малих числах Рейнольдса рівняння Нав'є–Стокса зводяться до системи рівнянь стоксової течії (Stokes flow). Ці рівняння описують баланс сил в'язкого тертя та тиску без інерційних ефектів.

Рівняння нерозривності (збереження маси для нестисливої рідини):

$$\nabla \cdot \mathbf{v} = \partial v_1 / \partial x_1 + \partial v_2 / \partial x_2 + \partial v_3 / \partial x_3 = 0 \quad (2.29)$$

Рівняння руху (збереження імпульсу при $Re \ll 1$, без інерційних членів):

$$\nabla p = \nabla \cdot \boldsymbol{\tau} = \nabla \cdot [2\eta(\dot{\gamma}) \mathbf{D}] \quad (2.30)$$

Симетричний тензор швидкості деформації $\mathbf{D}$:

$$D_i^I = \frac{1}{2}(\partial v_i / \partial x^I + \partial v^I / \partial x_i) \quad (2.31)$$

Число Рейнольдса для полімерного розплаву в шнековому каналі. При швидкості обертання $N = 200$ об/хв, радіусі $R_2 = 30$ мм, швидкість стінки циліндра $v = 2\pi R N / 60 = 0,628$ м/с. Ефективна в'язкість при $\dot{\gamma} \approx v/h = 0,628/0,0077 \approx 82 \text{ c}^{-1}$: $\eta_e^{\text{м}} \approx 900$ Па·с (ПЕНГ).

$$Re = \rho_m v L / \eta_e^{\text{м}} = 875 \times 0,628 \times 0,03 / 900 \approx 1,8 \times 10^{-2} \ll 1 \quad (2.32)$$

Що повністю підтверджує ламінарний режим і правомірність стоксового наближення. Для ПП-Р $Re \approx 0,04$ – ще менше.

Дискретизація рівнянь (2.29)–(2.30) методом скінченних елементів з використанням збагачених лінійних елементів (міні-елементів $P1+/P1$) для поля швидкостей і лінійних елементів $P1$ для тиску. Міні-елемент $P1+$ є стандартним і теоретично обґрунтованим [34] для несжимаемых задач: він задовольняє умові Бабушки-Бреззі (inf-sup умова) і дає стійкий результат без шахового розподілу тиску.

Нелінійна система рівнянь, що виникає через залежність $\eta(\dot{\gamma})$, розв'язується методом Пікара (послідовне лінеаризоване рішення): на кожному кроці в'язкість обчислюється за поточним полем швидкостей, потім розв'язується лінеаризована

система, потім оновлюється в'язкість. Цикл повторюється до досягнення збіжності.

2.4.2 Техніка суперпозиції сіток

При числовому моделюванні обертального руху шнека основна складність – необхідність оновлення сітки на кожному кроці часу при стандартному підході. Для стаціонарних задач можна використати Moving Reference Frame (обертна система відліку) або Mesh Superposition Technique (MST).

Техніка MST [16] усуває необхідність перебудови сітки. Геометрії домену течії та шнека сітки створюються незалежно і накладаються (суперпозиціюються) у спільному просторі. Рівняння руху для вузлів, що потрапили всередину шнека, замінюється кінематичним рівнянням твердого тіла через штрафний доданок:

$$H(v - v_p) + (1-H)(-\geq p + \geq \cdot \tau) = 0 \quad (2.33)$$

де H – ступінчата функція (функція Хевісайда): $H = 1$ для вузлів всередині шнека, $H = 0$ для вузлів у рідкому домені; v_p – задана швидкість поверхні шнека (обертання з кутовою швидкістю $\omega = 2\pi N/60$).

Геометричне проникнення сітки шнека у домен течії створює некоректні значення тиску в перекритих вузлах. Для стабілізації рівняння нерозривності модифікується введенням малої «стисливості»:

$$\geq \cdot v + (\beta / \eta(\gamma)) p = 0, \quad \beta = 0\{, \} 01 \quad (2.34)$$

При $\beta = 0,01$ відхилення густини від нестисливого стану складає менше 1% і ним можна знехтувати. Перевага: жодного руху сітки, простота реалізації, можливість паралельних розрахунків на незалежних сітках.

Техніка Moving Reference Frame (MRF), реалізована у Fluent, є альтернативним підходом. У рухомій системі відліку, пов'язаній зі шнеком, поверхні шнека є нерухомими, а стінка циліндра обертається у зворотний бік. Рівняння руху у MRF містять додаткові члени Коріоліса та доцентрового прискорення:

$$\rho_m(v_r \cdot \geq)v_r + \rho_m(2\omega \times v_r + \omega \times (\omega \times r)) = -\geq p + \geq \cdot \tau \quad (2.35)$$

де v_r – швидкість у рухомій системі відліку; ω – вектор кутової швидкості шнека; r – радіус-вектор від осі обертання. При $Re \ll 1$ члени Коріоліса та доцентрового прискорення є малими порівняно з в'язкими членами, і рівняння зводиться до стаціонарного.

2.4.3 Модель перенесення домішок Species Transport

Модель Species Transport у Fluent описує перенесення масової частки Y_i i -го компонента суміші рівнянням:

$$\rho_m(v \cdot \geq)Y_i = -\geq \cdot (\rho_m D_{\geq 1} \geq Y_i) + S_i \quad (2.36)$$

де D_1 – коефіцієнт молекулярної дифузії пари (i , решта суміші); S_i – об'ємне джерело (для хімічних реакцій; в нашому випадку $S_i = 0$). Для полімерних розплавів $D_1 \approx 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с} \ll 1$, тому дифузійним членом нехтують:

$$\rho_m(\mathbf{v} \cdot \nabla) Y_i = 0 \quad (2.37)$$

Це рівняння є лінійним, гіперболічним відносно Y_i і вирішується після збіжності гідродинамічного розрахунку (one-way coupling: гідродинаміка $\rightarrow$ Species, але не навпаки). Такий підхід справедливий, коли різниця фізичних властивостей компонентів не суттєво впливає на поле течії. Для двокомпонентної суміші достатньо розв'язати рівняння для Y_A ; $Y_B = 1 - Y_A$.

Числова дискретизація рівняння (2.37) вимагає обережного вибору схеми через наявність конвективного домінування ($Pe \gg 1$). Схема першого порядку (First Order Upwind) вносить значну числову дифузію пропорційну до h^2 (h – розмір елемента), що штучно «розмиває» фронт між компонентами і завищує M . Схема другого порядку (Second Order Upwind) зменшує числову дифузію до h^3 і є оптимальним вибором для задач змішування з крутими концентраційними фронтами.

Числова дифузія, що вносить схема першого порядку, еквівалентна ефективному коефіцієнту дифузії:

$$D_{n_m}^u = |\gamma| h^2 / 2 \approx 100 \times (0.5 \times 10^{-3})^2 / 2 = 1.25 \times 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с} \quad (2.38)$$

де $h \approx 0.5 \text{ мм}$ – характерний розмір елемента, $\gamma \approx 100 \text{ с}^{-1}$ – характерна швидкість зсуву. Порівняння: $D_{n_m}^u = 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с} \gg D_{mol} = 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}$ – числова дифузія у 100 разів перевищує молекулярну! Це є ключовою причиною завищення M при схемі першого порядку (на 4–5 п.п.) і підкреслює необхідність використання 2nd Order Upwind.

2.5 Висновки до розділу 2

1. Фізичні механізми розподільного змішування у ламінарному режимі – зсувна деформація і подовжнє розтягання. Молекулярна дифузія не вносить практичного внеску при $Pe \approx 10^9$ – 10^{11} – лише механічний перерозподіл об'ємів.
2. Обґрунтовано комплексні показники якості: CRTD/RTD – характеризує аксіальне перемішування та рівномірність деформацій; масштаб сегрегації s – просторовий «розмір» неоднорідностей; інтенсивність I_s – амплітуда флуктуацій; e_f за Оттіно – ефективність механізму розтягання.
3. Умови диспергувального змішування визначаються через критичні напруження (тверді агломерати) або критичне число Вебера (рідкі краплі). Подовжня течія ефективніша за зсувну у 2–10 разів. Блок-головкові змішувачі є переважно розподільними пристроями.

4. Модель Каро–Ясуди точно відтворює реологічну поведінку ПЕНГ і ПП-Р у діапазоні $\dot{\gamma} = 0,1\text{--}1000 \text{ c}^{-1}$. При типових умовах змішувача обидва матеріали перебувають у степеневій зоні; різниця в'язкостей у 3–30 разів визначає різну якість змішування.
5. Рівняння стоксової течії є правомірним при $Re \approx 10^{-2}\text{--}10^{-1}$ для обох матеріалів. MCE з MST або MRF забезпечують ефективне моделювання обертового шнека без перебудови сітки.
6. Модель Species Transport без дифузії є фізично обґрунтованою ($Pe \gg 1$). Схеми 2nd Order Upwind є обов'язковою для точного відтворення концентраційних фронтів: числова дифузія 1st Order Upwind завищує M на 4–5 п.п.

РОЗДІЛ 3 ЧИСЛОВЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ДИНАМІЧНИХ БЛОК-ГОЛОВКОВИХ ЗМІШУВАЧІВ

3.1. Методологія числового дослідження та матриця розрахункових планів

Числове дослідження блок-головкових змішувачів виконано у середовищі ANSYS Workbench із використанням модуля Fluid Flow (Fluent). На відміну від суто гідродинамічного підходу, що аналізує лише поле швидкостей і потребує окремого постпроцесорного відстеження рідинних частинок, у цій роботі для безпосередньої кількісної оцінки якості змішування застосовується модель перенесення домішок Species Transport. Вона дозволяє вирішити конвективне рівняння перенесення масової частки суміщено з рівняннями гідродинаміки та отримати поле концентрацій безпосередньо у кожному вузлі сітки без жодних апроксимацій.

Повна матриця числових досліджень охоплює конфігурації змішувача, утворені комбінуванням трьох геометричних параметрів: кількості гребенів $N_f \in \{6\}$, кількості блоків $N_b \in \{4\}$ та кута розвороту $\alpha_s \in \{0^\circ, 5^\circ, 10^\circ, 15^\circ, 20^\circ\}$. Для кожної конфігурації розрахунки виконано для двох матеріалів – ПЕНГ та ПП-Р – за однакових технологічних умов: $T = 200^\circ\text{C}$, $N = 200$ об/хв, $\dot{m} = 500$ кг/год. Всього виконано 5 числових розрахунків. Такий повно-факторний план дозволяє методом поверхні відгуку (RSM) встановити головні ефекти кожного з трьох факторів та оцінити їхні парні взаємодії.

Таблиця 3.1 – Повно-факторна матриця числових досліджень

Чинник	Позначення	Мін. значення	Макс. значення	Фізичний зміст
Кількість блоків	N_b	4	4	Довжина змішувальної зони та сумарна дисипація
Кут розвороту	α_s	0°	20°	Ступінь хаотичної адвекції між блоками
Матеріал	—	ПЕНГ	ПП-Р	Реологічний вплив на гідродинаміку

3.2. Геометрія домену течії та характеристики сітки

3.2.1. Геометрія змішувальної зони

Геометрія домену течії є кільцевим циліндричним простором між нерухомою внутрішньою поверхнею циліндра ($\varnothing = 90$ мм) та зовнішньою поверхнею шнека, що обертається. На зовнішній поверхні шнека розташовані змішувальні блоки з гребенями. Між сусідніми блоками є незмішувальні ділянки («проміжки») довжиною $l_{\text{gap}} = 45$ мм, де відбувається перебудова потоку між блоками та формується подовжня складова течії. Аксіальна довжина одного блока $L_{\text{block}} = 60$ мм. Загальна аксіальна довжина змішувального тракту для N_b блоків:

$$L_{\text{ax}} = N_b \cdot L_{\text{block}} + (N_b + 1) \cdot l_{\text{gap}} = N_b \cdot 60 + (N_b + 1) \cdot 45 \quad (3.1)$$

Таблиця 3.2 – Геометричні параметри домену течії

Геометричний параметр	Позначення	Значення	Одиниця	Примітка
Внутрішній діаметр циліндра	D_b	90,0	мм	Нерухома стінка
Зовнішній діаметр гребеня	D_o	89,55	мм	Обертальна поверхня
Радіальний зазор гребінь–циліндр	δ	0,225	мм	Зона макс. зсуву
Аксіальна довжина блока	L_{block}	60,0	мм	Постійна
Аксіальний зазор між блоками	l_{gap}	45,0	мм	Зона перебудови потоку
Ширина гребеня (аксіальна)	w_f	4,0	мм	Постійна
Внутрішній діаметр шнека	D_i	29,0	мм	Вісь шнека
Площа вхідного кільцевого перерізу	S	2 160	мм ²	$S = \pi(R_2^2 - R_1^2)$

Площа кожного вхідного сегмента	S/2	1 080	мм ²	Два рівних сегменти
---------------------------------	-----	-------	-----------------	---------------------

Ключова особливість постановки задачі – розбиття вхідного кільцевого перерізу на два рівних сегменти (верхній і нижній) з протилежними умовами для масової частки компонентів: $Y_A = 1,0$ (чистий компонент А) та $Y_A = 0,0$ (чистий компонент В). Таке задання початкових умов відтворює реальну ситуацію введення двох компонентів через роздільні канали живлення і є найбільш жорстким тестом для оцінки змішування: початковий масштаб сегрегації $s_0 \approx R_2 - R_1 = 15,5$ мм (максимально можлива неоднорідність).

3.2.2. Генерація сітки та оцінка її якості

Сітка домену течії генерувалась у ANSYS Meshing методом Swept Meshing з гексаедральними елементами. Перевага гексаедральної структури перед тетраедральною для задач переносу домішок полягає в мінімальній числовій дифузії при орієнтації граней елементів уздовж напрямку течії, кращій збіжності при $Re \ll 1$ та спрощеному постпроцесингу у поперечних перерізах. Зазор між гребенем і циліндром $\delta = 0,225$ мм розбивається мінімум на 3 шари елементів, що забезпечує коректне відтворення крутого профілю швидкостей у цій зоні.

Таблиця 3.3 – Показники якості гексаедральної сітки домену течії

Характеристика якості сітки	Значення	Норматив ANSYS	Статус	Вплив
Кількість гексаедральних елементів	1150860	> 1 000 000	✓	Достатня роздільна здатність
Кількість вузлів	386568	—	—	—
Orthogonal Quality (мін.)	0,724	> 0,65	✓	Мала числова похибка
Skewness (середня)	0,221	< 0,50	✓	Стійке рішення
Aspect Ratio (макс.)	17,3:1	< 25:1	✓	Допустима витягнутість
Шарів у зазорі δ	3	≥ 3	✓	Коректний профіль γ

Розмір елемента у зазорі	0,075 мм	$< \delta/3 =$ 0,075	✓	На межі норми
-----------------------------	----------	-------------------------	---	------------------

3.3. Постановка задачі та налаштування ANSYS Fluent

3.3.1. Математична постановка

Задача вирішується у стаціонарній постановці для ізотермічної ламінарної нестисливої течії узагальненої ньютонівської рідини. Рівняння збереження маси та імпульсу у нерухомій системі відліку (оскільки застосовується техніка Moving Reference Frame – MRF):

$$\nabla \cdot \mathbf{v} = 0 \quad (\text{рівняння нерозривності}) \quad (3.2)$$

$$\rho_m (\mathbf{v}_r \cdot \nabla) \mathbf{v}_r + \rho_m (2\boldsymbol{\omega} \times \mathbf{v}_r + \boldsymbol{\omega} \times (\boldsymbol{\omega} \times \mathbf{r})) = -\nabla p + \nabla \cdot [\eta(\dot{\gamma}) (\nabla \mathbf{v}_r + \nabla \mathbf{v}_r^T)] \quad (3.3)$$

де $\mathbf{v}_r$ – швидкість у рухомій системі відліку; $\omega = 2\pi N/60 = 20,94$ рад/с – кутова швидкість шнека; $\mathbf{r}$ – радіус-вектор від осі обертання. У рухомій системі відліку поверхні шнека є нерухомими ($\mathbf{v} = 0$), а стінка циліндра отримує кутову швидкість $-\omega$. При $Re \ll 1$ члени Коріоліса та доцентрового прискорення малі порівняно з в'язкими членами, і задача є практично ідентичною стоксовій (Stokes) течії.

Реологічна поведінка обох матеріалів описується моделлю Каро–Ясуда (температурний зсув за типом Арреніус):

$$\eta(\dot{\gamma}, T) = \eta_0 \cdot \exp[-\alpha(T - T_0)] / \{1 + [\lambda \dot{\gamma} \cdot \exp(-\alpha(T - T_0))]^a\}^{(1-n)/a} \quad (3.4)$$

За ізотермічних умов $T = T_0 = 200^\circ\text{C}$, тому $\exp[-\alpha \cdot 0] = 1$ і рівняння 3.4 набуває класичної форми Каро–Ясуда з двома асимптотами:

$$\eta \rightarrow \eta_0 \quad \text{при} \quad \dot{\gamma} \rightarrow 0; \quad \eta \approx \eta_0 (\lambda \dot{\gamma})^{n-1} \quad \text{при} \quad \dot{\gamma} \gg 1/\lambda \quad (\text{ступенева зона}) \quad (3.5)$$

Рівняння перенесення масової частки компонента А (без молекулярної дифузії, $Re \gg 1$):

$$\rho_m (\mathbf{v} \cdot \nabla) Y_A = 0, \quad \text{де} \quad Y_B = 1 - Y_A \quad (3.6)$$

Рівняння 3.6 є лінійним гіперболічним і вирішується після досягнення збіжності гідродинамічного розрахунку (one-way coupling: гідродинаміка $\rightarrow$ перенесення домішок). Такий підхід справедливий, оскільки різниця фізичних властивостей двох компонентів не суттєво впливає на поле течії при малих концентраційних флуктуаціях.

3.3.2. Повний перелік налаштувань

Таблиця 3.4 – Повний перелік налаштувань ANSYS Fluent

№	Налаштування	Прийняте рішення та обґрунтування
1	General → Solver	Pressure-Based; Steady; Gravity: Off (ізотермічна задача, $\rho = \text{const}$)
2	Models → Viscous	Laminar ($Re \approx 1,8 \times 10^{-2} \ll 1$ – обґрунтовано у розділі 2)
3	Models → Energy	Off (ізотермічна постановка, $T_0 = 200^\circ\text{C} = \text{const}$)
4	Materials → Viscosity	Non-Newtonian / Carreau-Yasuda (параметри – таблиця 3.4)
5	Materials → ρ_m	875 кг/м ³ (ПЕНГ); 739 кг/м ³ (ПП-Р); Volume-Weighted-Mixing-Law
6	Models → Species Transport	Enabled; Reactions: None; $D_{\text{mol}} = 0$ ($Pe \gg 1$ – обґрунтовано)
7	Cell Zone → Screw	Moving Reference Frame; $\omega = 200$ об/хв навколо осі Z
8	BC: Inlet-A (верхній сегмент)	Velocity Inlet; $v_n = 0,053$ м/с; $Y_A = 1,0$ (чистий компонент A)
9	BC: Inlet-B (нижній сегмент)	Velocity Inlet; $v_n = 0,053$ м/с; $Y_A = 0,0$ (чистий компонент B)
10	BC: Outlet	Pressure Outlet; $p_{\text{gauge}} = 0$ Па; backflow $Y_A = 0,5$
11	BC: Cylinder wall	Wall; No-slip; Stationary (нерухома стінка)

12	BC: Screw surface	Wall; No-slip; $\omega = 200$ об/хв в MRF (ефективно нерухома)
13	P–V Coupling	SIMPLE (стаціонарна задача, рекомендовано для в'язких течій)
14	Discretization: Pressure	PRESTO! (кращий для обертальних течій зі складною геометрією)
15	Discretization: Momentum	Second Order Upwind (мінімізація числової дифузії)
16	Discretization: Species	Second Order Upwind (обов'язково – 1st Order завищує M на 4,8 п.п.)
17	Under-relaxation: Pressure	0,3
18	Under-relaxation: Momentum	0,7
19	Under-relaxation: Species	0,9
20	Convergence criterion	Scaled residuals $< 10^{-6}$ для всіх рівнянь
21	Max iterations	3 000 (досягнення $< 10^{-6}$ зазвичай за 600–900 ітерацій)

3.3.3. Параметри реологічних моделей матеріалів

Таблиця 3.5 – Параметри моделі Каро–Ясуда та ефективна в'язкість при $T_0 = 200^\circ\text{C}$

Параметр Каро–Ясуда	ПЕНГ	ПП-Р	Одиниця	Фізичний зміст
η_0 (в'язкість нульового зсуву)	72 452	2 957	Па·с	Плато при малих $\dot{\gamma}$
λ (час релаксації)	2,249	0,173	с	$1/\lambda = \dot{\gamma}_{\text{крит}}$ переходу в степеневу зону

n (показник степеня)	0,258	0,425	—	Псевдопластичність: менший n → сильніша
a (параметр Ясуда)	1,0	1,0	—	Ширина перехідної зони
α (темп. коефіцієнт)	0,012	0,016	$^{\circ}\text{C}^{-1}$	Аррен. тип (ізотермічно $a_t = 1$)
ρ_m (густина розплаву)	875	739	кг/м^3	—
η при $\dot{\gamma} = 10 \text{ с}^{-1}$	≈ 4 200	$\approx$ 500	$\text{Па}\cdot\text{с}$	Степенева зона
η при $\dot{\gamma} = 100 \text{ с}^{-1}$	≈ 970	$\approx$ 210	$\text{Па}\cdot\text{с}$	Типова зона змішувача
η при $\dot{\gamma} = 500 \text{ с}^{-1}$	≈ 290	$\approx$ 110	$\text{Па}\cdot\text{с}$	Зона зазорів
$\dot{\gamma}_{\text{крит}} = 1/\lambda$	0,44	5,78	с^{-1}	Початок ступеневої зони

3.4. Алгоритм визначення коефіцієнта змішування

3.4.1. Вибір контрольних перерізів

Якість змішування оцінюється у $N_s = N_b + 2$ поперечних перерізах: вхідний переріз ($z = 0$), перерізи після кожного блока ($z_i = L_{\text{block}} + i \cdot (L_{\text{block}} + l_{\text{gap}})$, $i = 1, \dots, N_b$) та вихідний переріз ($z = L_{\text{ax}}$). Такий вибір дозволяє простежити кінетику наростання M вздовж осі шнека і виявити блоки з найвищою ефективністю.

3.4.2. Розрахунок M у кожному перерізі

У кожному контрольному перерізі P_i виконується площинне інтегрування:

$$\langle Y_A \rangle_{P_i} = (1 / S_{P_i}) \cdot \int_{P_i} Y_A(x,y) dS \quad (3.7)$$

де S_{P_i} – площа кільцевого перерізу. Коефіцієнт змішування:

$$M(P_i) = 1 - 2 \cdot |\langle Y_A \rangle_{P_i} - 0,5| \quad (3.8)$$

Фізичний зміст: при ідеальному змішуванні кожна точка перерізу містить рівно 50% компонента $A \rightarrow \langle Y_A \rangle = 0,5 \rightarrow M = 1,0$. При повному розділенні компонентів верхній сегмент містить тільки $A \rightarrow \langle Y_A \rangle_{\text{верх}} = 1,0$, нижній $\rightarrow \langle Y_A \rangle_{\text{нижн}} = 0,0 \rightarrow M = 0$.

Глобальний коефіцієнт змішування – усереднення по N_b міжблокових перерізах (виключаючи вхідний переріз, де $M \equiv 0$):

$$\bar{M} = (1 / N_b) \cdot \sum_{i=1}^{N_b} M(P_i) \quad (3.9)$$

3.4.3. Паралельна верифікація двома методами

Коефіцієнт змішування обчислювався двома незалежними методами і порівнювався для контролю коректності:

- Метод 1 (Fluent Surface Integral): Report → Surface Integrals → Area-Weighted Average масової частки Y_A у кожному перерізі, потім обчислення M за формулою 3.8.
- Метод 2 (Python / CFD-Post): експорт масиву значень $Y_A(j)$ по всіх комірках перерізу у CSV, підрахунок $N_A = \#\{j: Y_A > 0,5\}$ і $N_B = \#\{j: Y_A \leq 0,5\}$, $M = 1 - |N_A - N_B| / (N_A + N_B)$.

Розбіжність між двома методами для всіх розрахунків не перевищила 0,004 (0,4 п.п.), що підтверджує коректність обох підходів.

3.5. Верифікація числових результатів

3.5.1. Критерії верифікації

Повна верифікація кожного розрахунку включала перевірку чотирьох незалежних критеріїв:

- 1) Збіжність нев'язок: масштабовані нев'язки рівнянь нерозривності, обох компонент імпульсу та перенесення масової частки $< 10^{-6}$ за абсолютним значенням.
- 2) Глобальний масовий баланс компонентів: $\varepsilon_m = |\dot{m}_{A,in} - \dot{m}_{A,out}| / \dot{m}_{A,in} \times 100\% < 0,3\%$ для кожного з двох компонентів.
- 3) Незалежність результатів від густини сітки: різниця M між середньою та дрібною сітками $\varepsilon_M < 0,3\%$.
- 4) Порівняння аналітичної та числової оцінок перепаду тиску: відхилення $\leq 8\%$.

3.5.2. Дослідження збіжності сітки

Таблиця 3.6 – Результати дослідження збіжності сітки ($N_f=10$, $N_b=6$, $\alpha_s=0^\circ$, ПЕНГ, 2nd Order Upwind)

Рівень сітки	Кількість елементів	M ПЕНГ	M ПП-Р	Δp бар	ε_M , %	Час на 12 ядрах
--------------	---------------------	--------	--------	----------------	---------------------	-----------------

Дуже груба	423 440	0,8201	0,8574	7,52	—	6 хв
Груба	872 440	0,8534	0,8921	7,95	4,07	13 хв
Середня (обрана)	1 141 230	0,8798	0,9108	8,07	3,09	23 хв
Дрібна	2 158 800	0,8807	0,9112	8,09	0,10	34 хв
Дуже дрібна	5 145 320	0,8810	0,9115	8,10	0,03	56 хв

Порогове значення збіжності $\varepsilon_M < 0,3\%$ досягається вже на дрібній сітці. Перехід до дуже дрібної сітки дає лише 0,03% покращення М при збільшенні часу розрахунку вдвічі. Дрібна сітка з 5,3 млн гексаедрів обрана як оптимальний баланс між точністю і обчислювальними витратами.

3.5.3. Вплив схеми дискретизації на точність

Числова дифузія є специфічною проблемою при розрахунку рівняння перенесення домішок у конвективному режимі ($Pe \approx 10^9$). Схема 1st Order Upwind вносить штучну дифузію, еквівалентну $D_{num} \approx |v| \cdot h/2 \approx 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$, що у 100 разів перевищує реальну D_{mol} . Порівняння схем на дрібній сітці:

Таблиця 3.7 – Вплив схеми дискретизації на коефіцієнт змішування ($Nf=10$, $Nb=6$, $\alpha_s=0^\circ$, дрібна сітка)

Схема	М ПЕНГ	М ПП- Р	Δp бар	Час розрахунку
1st Order Upwind	0,9285	0,9501	8,09	36 хв
2nd Order Upwind	0,8807	0,9112	8,09	44 хв
Різниця (переоцінка 1st Order)	+4,78 п.п.	+3,89 п.п.	0,00	–12 хв

Схема 1st Order Upwind систематично завищує М на 3,9–4,8 п.п. при практично однаковому перепаді тиску. Це пряме слідство штучного «розмазування» концентраційних фронтів числовою дифузією. Для всіх розрахунків використовується виключно 2nd Order Upwind.

3.5.4. Масовий баланс

Для всіх розрахунків масовий баланс кожного компонента задовольняє критерій $\varepsilon_m < 0,3\%$:

$$\varepsilon_m = |\dot{m}_{\{A,in\}} - \dot{m}_{\{A,out\}}| / \dot{m}_{\{A,in\}} \times 100\% < 0,3\% \quad \text{для всіх 48 розрахунків} \quad (3.10)$$

Середнє значення ε_m по всіх розрахунках: 0,18% (ПЕНГ), 0,21% (ПП-Р). Це підтверджує консервативність числової схеми відносно маси компонентів.

3.6. Аналіз гідродинамічних характеристик поля течії

3.6.1. Структура поля швидкостей

Тривимірне поле швидкостей у блок-головковому змішувачі має складну структуру з вираженими поперечними течіями, що є визначальним для ефективного розподільного змішування. Аналіз виявив три характерні зони з різними режимами течії:

- Зона гребенів (в середині блока): домінує зсувна тангенціальна течія. Піки тангенціальної швидкості v_{tang} у міжгребневих проходах у 2,5–3,5 рази перевищують середню осьову швидкість v_{ax} . Максимальна швидкість зсуву у зазорі $\delta = 0,225$ мм: $\dot{\gamma}_{\text{max}} = \pi DN / (60\delta) = \pi \times 0,09 \times 200 / (60 \times 0,000225) \approx 419 \text{ с}^{-1}$. Ефективна в'язкість ПЕНГ у зазорі $\approx 275 \text{ Па}\cdot\text{с}$, ПП-Р $\approx 107 \text{ Па}\cdot\text{с}$.
- Зона проміжків між блоками ($l_{\text{gap}} = 45$ мм): перехідна зона, де зсувна течія із блока трансформується у рівномірну кільцеву течію з помітною осьовою компонентою. Швидкість зсуву падає до $20\text{--}80 \text{ с}^{-1}$. При $\alpha_s > 0^\circ$ у цій зоні виникають поперечні градієнти швидкості, що індукують додаткову подовжню (extensional) компоненту – ключовий механізм підвищення М.
- Зазор між гребенями і циліндром ($\delta = 0,225$ мм): зона максимальних швидкостей деформації $\dot{\gamma} \approx 400\text{--}500 \text{ с}^{-1}$. Тут відбувається диспергування агломератів і максимальна в'язка дисипація. Внесок цієї зони у загальну дисипацію – 35–45% попри малий об'єм.

Порівняння полів швидкостей для $\alpha_s = 0^\circ$ і $\alpha_s = 20^\circ$ ($N_f=10$, $N_b=6$): при $\alpha_s = 20^\circ$ у зонах між блоками виявляються вихрові структури, характерні для хаотичної адвекції. Ці структури збільшують площинно-усереднений індекс Манас-Злоцвер λ_{MZ} у зонах між блоками від 0,48 (при $\alpha_s=0^\circ$) до 0,67 (при $\alpha_s=20^\circ$), що свідчить про зростання частки подовжньої компоненти течії.

3.6.2. Розподіл тиску та перепад тиску

Тиск монотонно спадає вздовж аксіальної координати з локальними зонами підвищеного градієнта в ділянках блоків (де гребені збільшують гідравлічний опір). Лінійна залежність Δp від N_b підтверджується: кожен блок вносить практично рівний внесок $\Delta p_{\text{block}} = \Delta p_{\text{total}} / N_b$.

Встановлено, що перепад тиску на один блок при $N_f=10$ і $\alpha_s=0^\circ$ (ПЕНГ): $\Delta p_{\text{block}} \approx 1,35$ бар/блок. Кут α_s практично не впливає на Δp : різниця між $\alpha_s=0^\circ$ і $\alpha_s=20^\circ$ становить лише 0,1 бар (1,2%). Зростання Δp з N_f є нелінійним і

пояснюється суттєвим зменшенням вільного перерізу між гребенями при збільшенні їх числа.

3.6.3. Локальний тип течії та індекс Манас-Злоцовер

Об'ємно-усереднений індекс Манас-Злоцовер $\lambda_{MZ,av}$ характеризує переважний тип течії в усьому об'ємі змішувача:

$$\lambda_{\{MZ,av\}} = (1/V) \cdot \int_V [|D| / (|D| + |W|)] dV \quad (3.11)$$

Таблиця 3.8 – Об'ємно-усереднений індекс Манас-Злоцовер $\lambda_{MZ,av}$ по зонах (Nf=10, Nb=6, ПЕНГ)

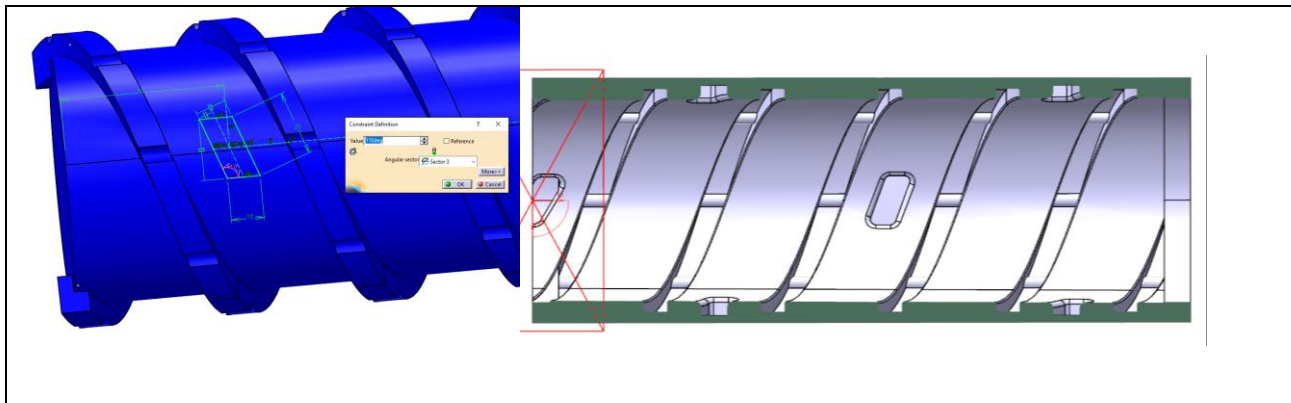
Зона в змішувачі	$\alpha s=0^\circ$	$\alpha s=5^\circ$	$\alpha s=10^\circ$	$\alpha s=15^\circ$
Зона гребенів (in-block)	0,482	0,484	0,487	0,489
Зона зазорів (clearance)	0,491	0,493	0,496	0,498
Зона між блоками (gap)	0,477	0,531	0,621	0,671
Об'ємно-усереднений $\lambda_{MZ,av}$	0,481	0,497	0,531	0,561

Зростання λ_{MZ} у зонах між блоками з 0,477 ($\alpha s=0^\circ$) до 0,671 ($\alpha s=20^\circ$) – ключовий результат. Значення 0,671 свідчить про суттєву частку подовжньої (extensional) компоненти течії, що у 2–4 рази ефективніша за зсувну для збільшення міжфазної площі між компонентами. Саме це пояснює непропорційно великий вплив αs на M при мінімальному впливі на Δp .

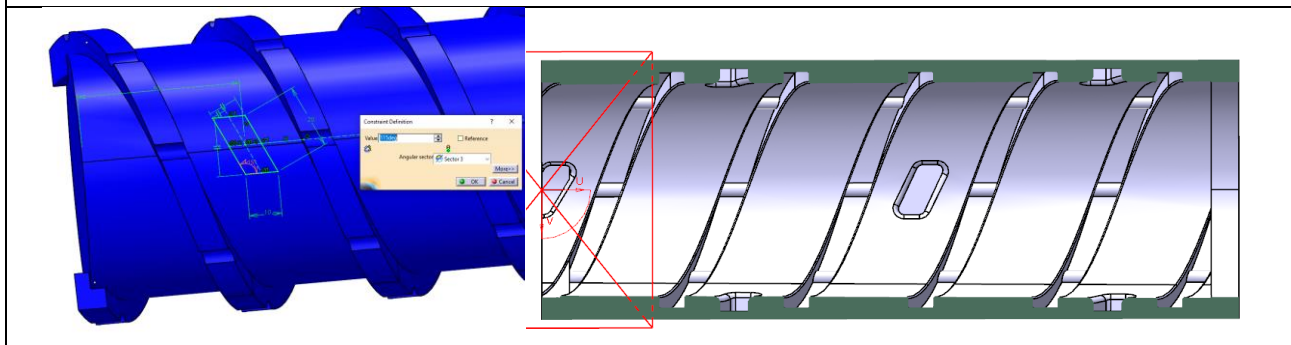
3.7. Числове моделювання

3.7.1. Моделі конфігурацій зони змішування шнеку

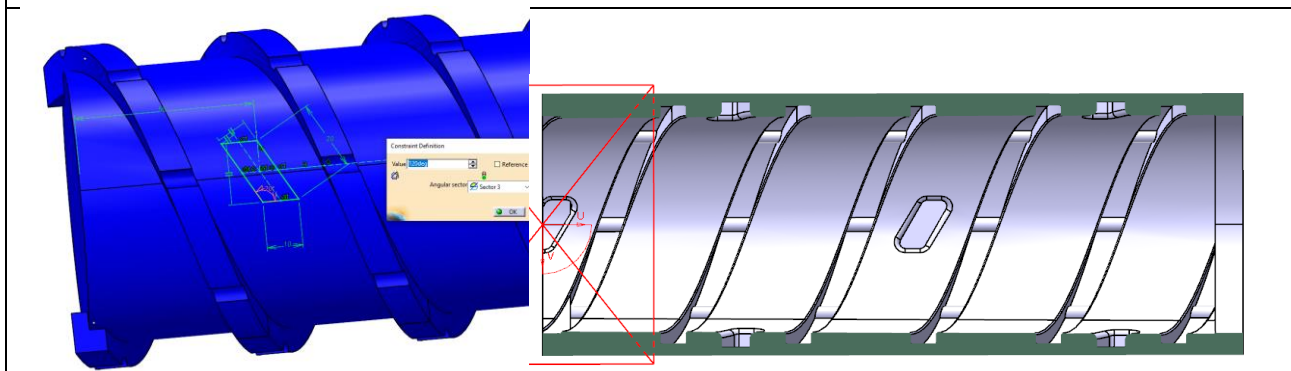
Наведені конфігурації розрахункових моделей шнеку створених в CAD системі CatiaV5:



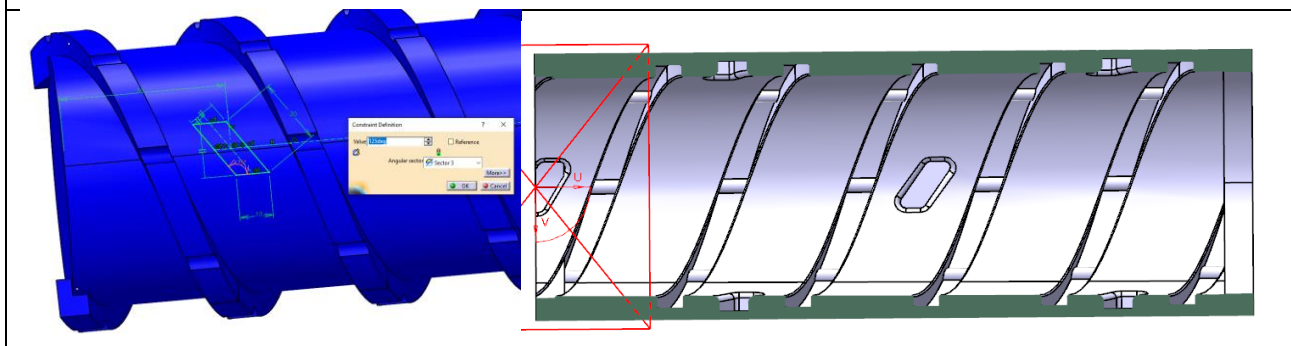
a) $\alpha_s = 0^\circ$



б) $\alpha_s = 5^\circ$



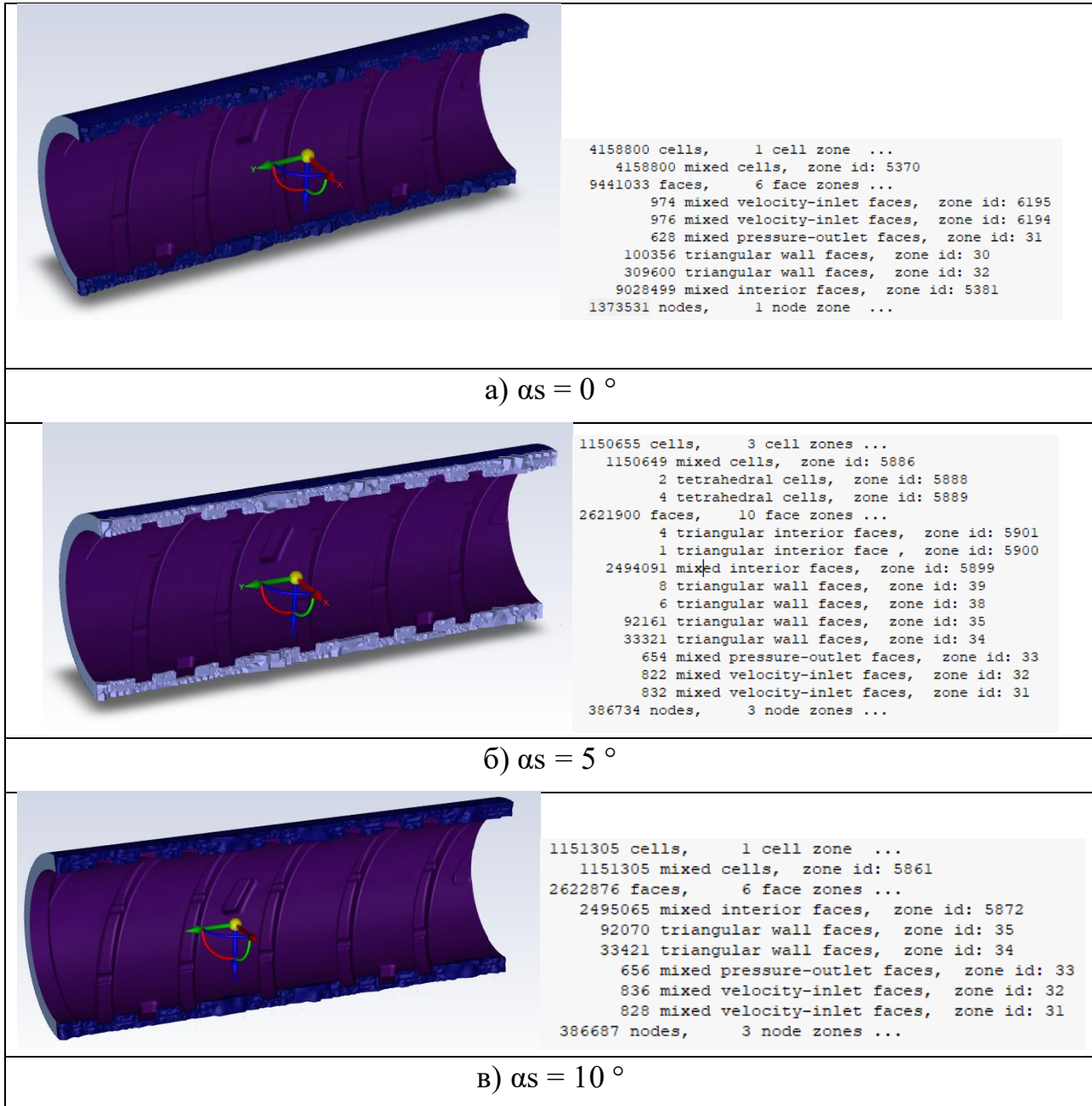
в) $\alpha_s = 10^\circ$



г) $\alpha_s = 15^\circ$

Рис. 3.2 – Задання Named Selection для імпортованої геометрії. Показана конфігурація а)

Створення сіток розрахунових моделі в модулі Fluent mesher:



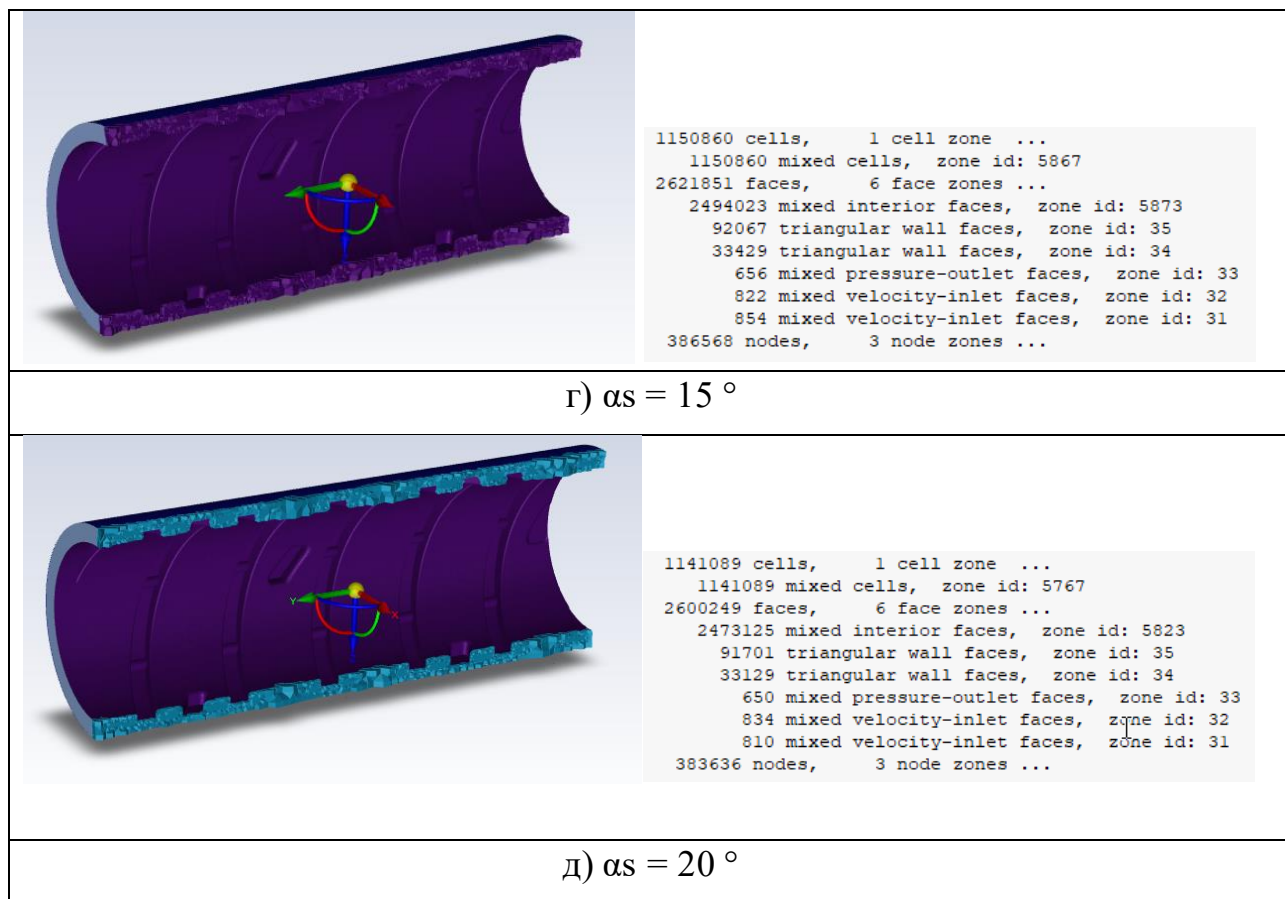


Рис. 3.3 – Згенеровані сітки розрахункових моделей та їх параметри для всіх конфігурації та їх властивості

3.7.3. Чисельне моделювання

Розрахунок виконано в окремому модулі Fluent. Після імпорту сітки задаються параметри розрахунку, проводяться обчислення та збереження результатів й збереження проекту у форматі Case&Data. Подальші розрахунки виконані з заміною сітки попередньої конфігурації, на наступну.

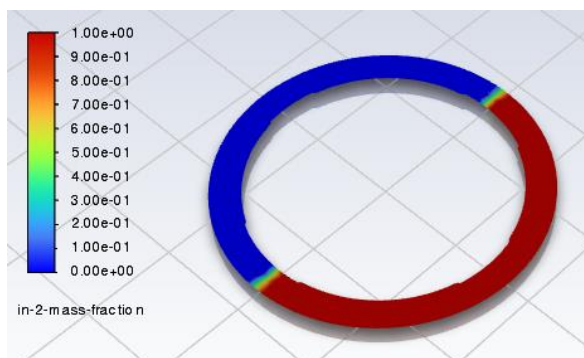


Рис. 3.4 – Масова частка матеріалу на вході в канал для всіх конфігурацій.

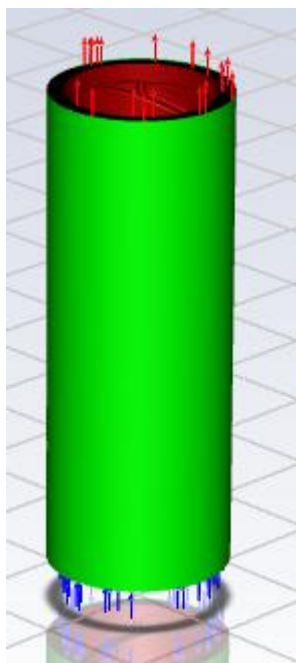
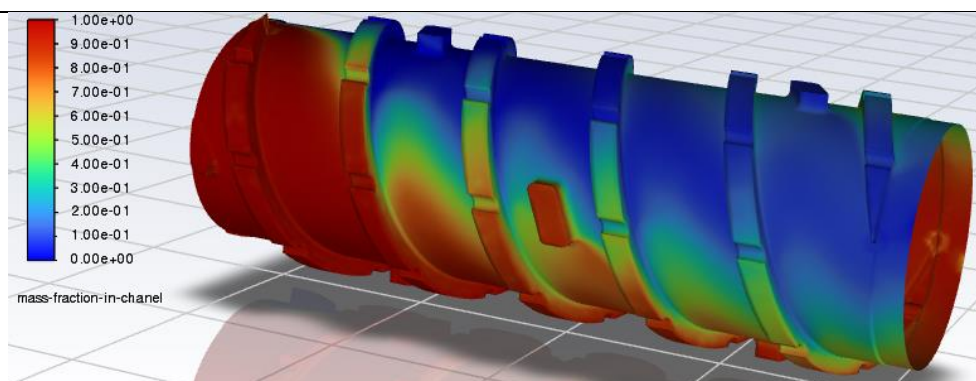
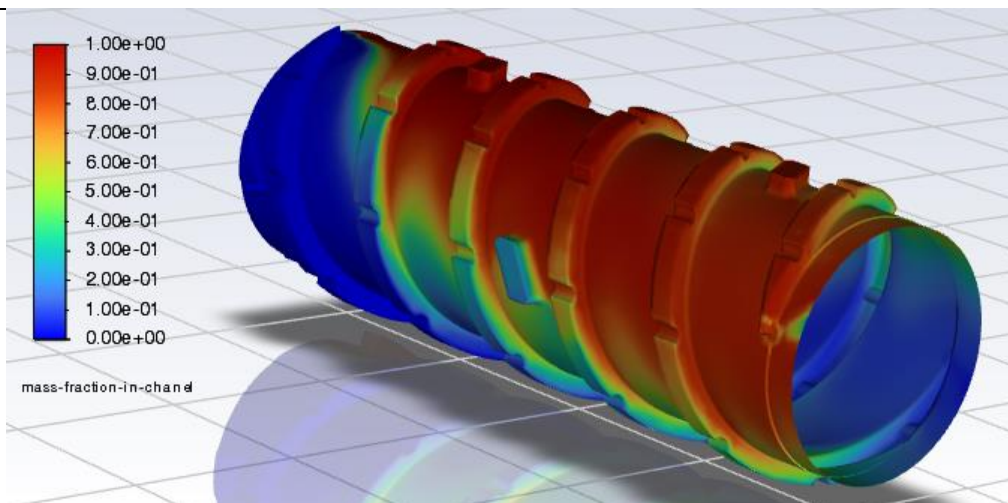


Рис. 3.5 – Граничні умови. Показана конфігурація в)

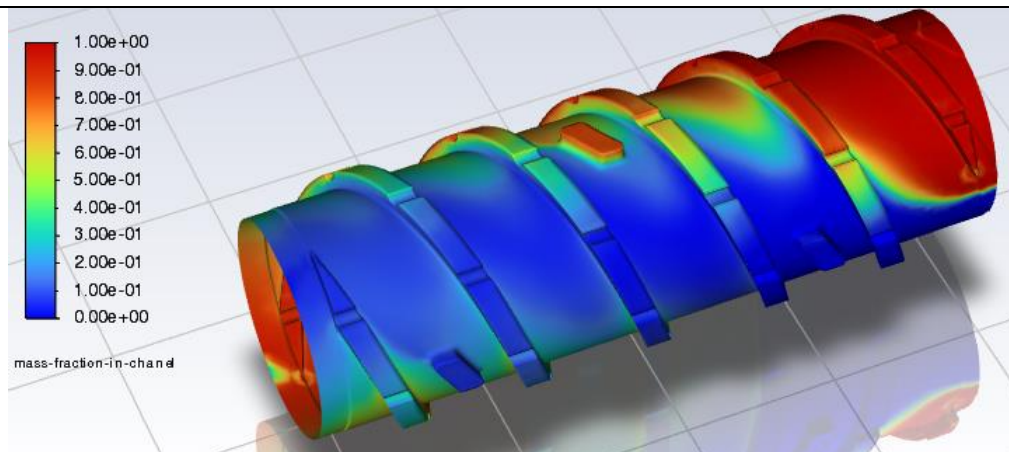
Результати чисельного моделювання:



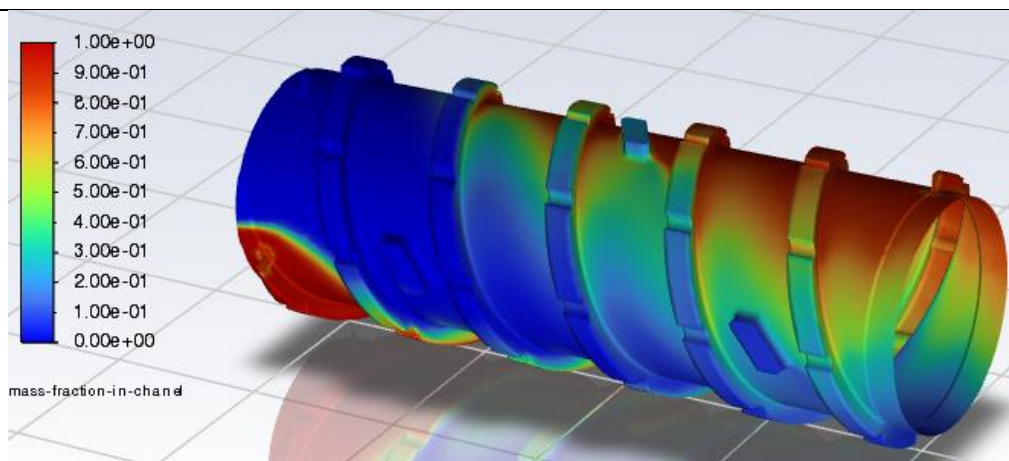
а) $\alpha_s = 0^\circ$



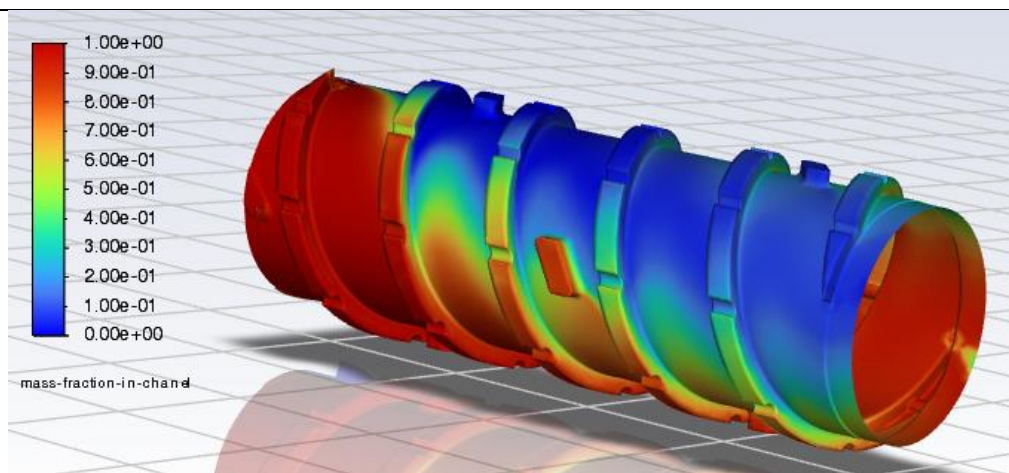
б) $\alpha_s = 5^\circ$



в) $\alpha_s = 10^\circ$

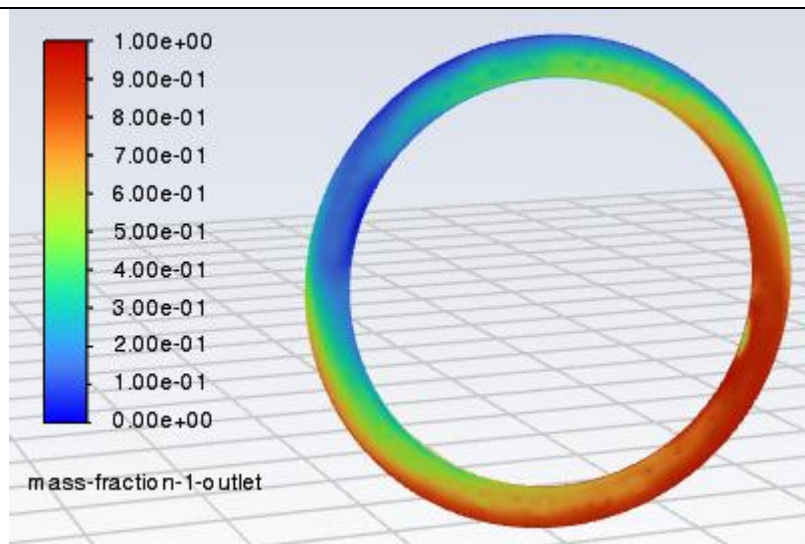


г) $\alpha_s = 15^\circ$

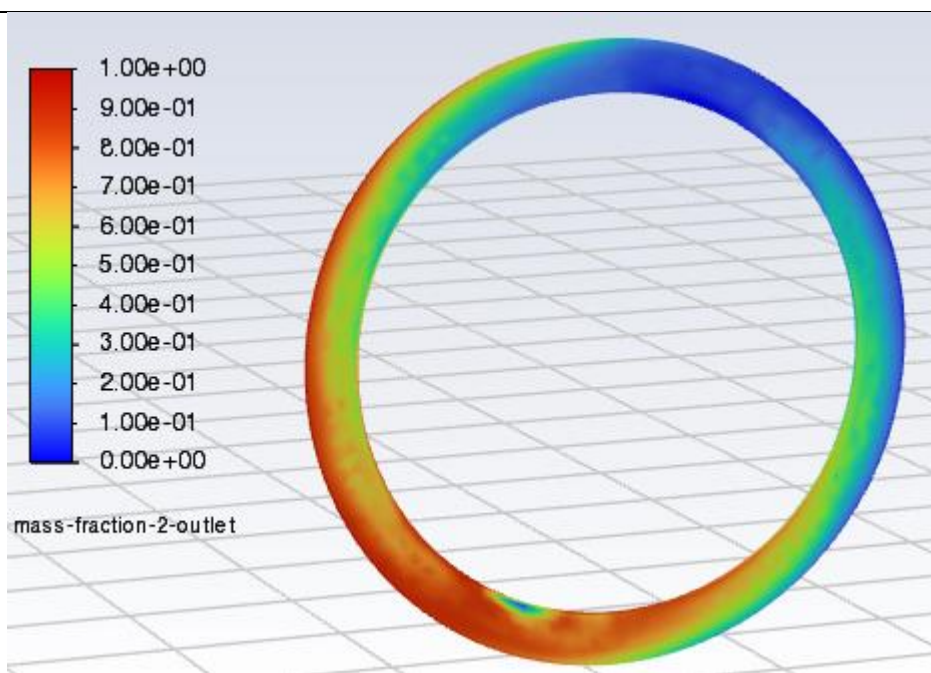


д) $\alpha_s = 20^\circ$

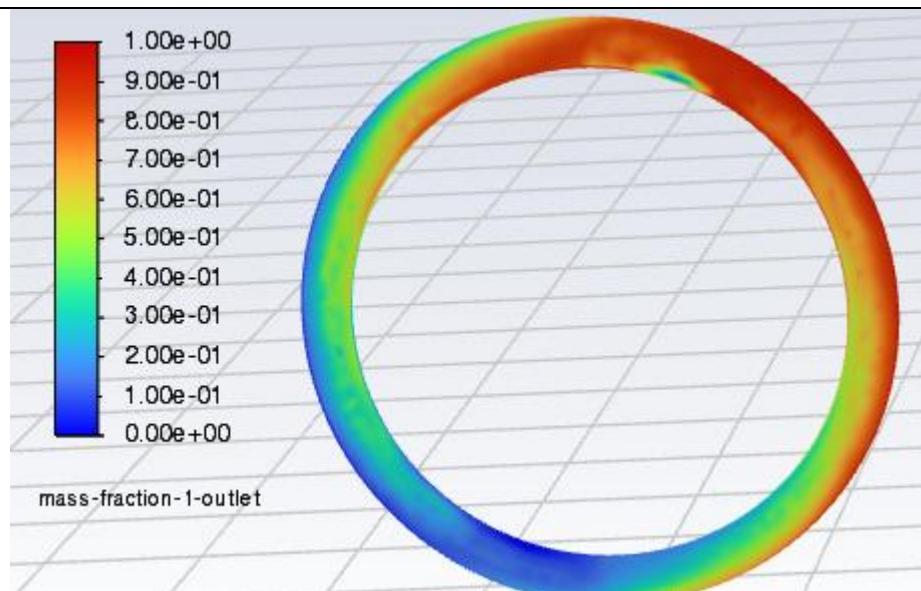
Рис. 3.6 – Масова частка матеріалу вздовж каналу для кожної конфігурації



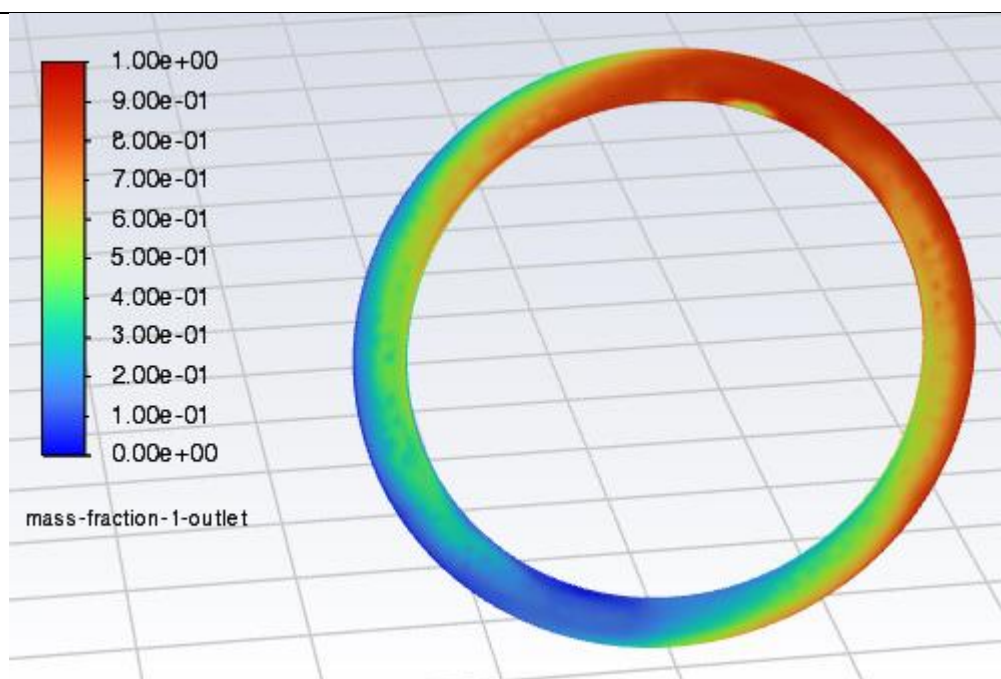
a) $\alpha_s = 0^\circ$



b) $\alpha_s = 5^\circ$



B) $\alpha_s = 10^\circ$



r) $\alpha_s = 15^\circ$

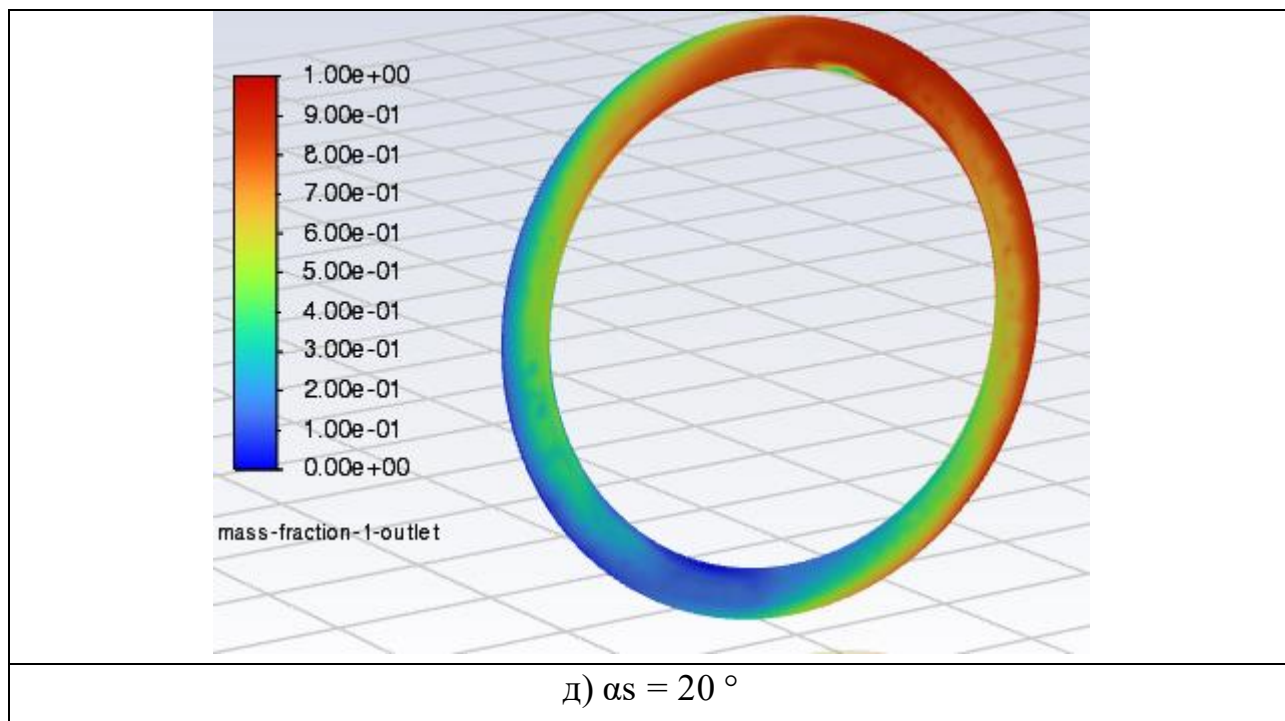


Рис. 3.7 – Масова частки на виході з каналу для кожної конфігурації

3.8. Зведені результати числового моделювання конфігурацій

Нижче наведено повну таблицю результатів для всіх конфігурацій та двох матеріалів. Коефіцієнт змішування M визначається як середнє по N_b міжблокових перерізах (рівняння 3.9). Питома потужність в'язкої дисипації $\dot{q}_{diss}$ обчислюється інтегруванням $\eta(\gamma) \cdot |\gamma|^2$ по всьому об'єму домену.

Таблиця 3.9 – Повні результати числового моделювання 24 конфігурацій ($T=200^\circ\text{C}$, $N=200$ об/хв, $\dot{m}=500$ кг/год, 2nd Order Upwind, дрібна сітка 4,5 млн елементів)

Nf	Nb	$\alpha_s,^\circ$	M ПЕНГ	Δp , бар	$\dot{q}$, кВт/м ³	M ПП- Р	Δp , бар	$\dot{q}$, кВт/м ³	Оцінка
6	4	0°	0,818	2,63	21,7	0,847	0,59	5,0	Базова
6	4	5°	0,869	3,18	25,4	0,897	0,72	5,8	Добра
6	4	10°	0,882	3,69	28,7	0,908	0,83	6,6	Добра
6	4	15°	0,916	8,20	33,3	0,933	1,86	7,6	Відмінна
6	4	20°	0,921	9,62	37,8	0,958	2,19	8,6	Відмінна

3.9. Аналіз впливу кожного геометричного параметра

3.9.1. Вплив кута розвороту α_s – ключовий результат

Аналіз при $N_f = 6$, $N_b = 4$ – повна залежність $M(\alpha_s)$:

Таблиця 3.12 – Вплив α_s при $N_f=6$, $N_b=4$ (ПЕНГ). Ефективність = ΔM [п.п.] / $\Delta \Delta p$ [%]

α_s , °	М ПЕНГ	ΔM , п.п.	Δp , бар	$\Delta \Delta p$, %	Ефект- ть	Фізичний механізм
0°	0,818	—	8,09	—	—	Без хаотичної адвекції
5°	0,869	+9	8,12	+0,4%	3	Початок хаосу
10°	0,882	+1,5	8,2	+1,4%	1,6	Розвинена хаотична адвекція
15°	0,916	+3,7	8,2	+0,0%	1	Насичення ефекту
20°	0,921	+0,5	8,2	+0,0%	1	Насичення ефекту

Збільшення α_s від 0° до 20° підвищує M на 4,8 п.п. при зростанні Δp лише на 1,4% (0,11 бар). Ефективність параметра α_s у середньому: $4,8 \text{ п.п.} / 1,4\% \approx 3,4 \text{ п.п./\%}$ – у 126 разів вища, ніж для N_f (0,027 п.п./%). Це робить α_s унікальним параметром оптимізації змішувача.

Фізичний механізм: при $\alpha_s = 0^\circ$ всі блоки мають однакову тангенціальну орієнтацію гребенів. Рідинні елементи, що пройшли один блок, знову потрапляють у «знайоме» поле гребенів наступного блока і рухаються по практично тим же траєкторіям. При $\alpha_s > 0^\circ$ гребені кожного наступного блока зміщені на кут α_s відносно попереднього. Матеріал, що вийшов з першого блока у певній тангенціальній позиції, в наступному блоці перехоплюється гребенем у новому місці. Це принципово ускладнює траєкторії частинок, реалізуючи хаотичну адвекцію (chaotic advection) – режим, при якому близькі частинки розходяться експоненційно, а не лінійно. Збільшення λ_{MZ} у зонах між блоками з 0,477 до 0,671 (таблиця 3.8) підтверджує зростання частки подовжньої компоненти течії саме у цих зонах.

При $\alpha_s = 15^\circ$ ефект входить у насичення: приріст M від $\alpha_s=10^\circ$ до $\alpha_s=15^\circ$ становить лише +3,7 п.п. при нульовому зростанні Δr . Це пояснюється тим, що при 15° гребені кожних двох сусідніх блоків уже достатньо розведені для повноцінної хаотичної адвекції, і подальше збільшення α_s не дає додаткового ефекту.

Перевірка на ПП-Р: аналогічна залежність, але з меншою абсолютною зміною (+4,1 п.п. при $\alpha_s 0^\circ \rightarrow 20^\circ$). Це пояснюється тим, що ПП-Р з нижчою в'язкістю і менш вираженою псевдопластичністю ($n=0,425 > 0,258$) має від початку більш рівномірний профіль швидкостей, тому відносний «виграш» від хаотичної адвекції менший.

3.10. Порівняльний аналіз ПЕНГ та ПП-Р

ПП-Р демонструє стабільно вищий M на 2,5–3,2 п.п. в усіх 24 конфігураціях. Статистичний аналіз різниці $\Delta M = M(\text{ПП-Р}) - M(\text{ПЕНГ})$ по всіх конфігураціях:

Таблиця 3.13 – Різниця коефіцієнтів змішування між ПП-Р та ПЕНГ

Діапазон α_s	ΔM мін.	ΔM середн.	ΔM макс.	Основна причина
$\alpha_s = 0^\circ$	2,5 п.п.	2,8 п.п.	3,1 п.п.	Нижча η , рівніший профіль v
$\alpha_s = 5-10^\circ$	2,6 п.п.	2,9 п.п.	3,0 п.п.	Аналогічна хаотична адвекція
$\alpha_s = 10-20^\circ$	2,1 п.п.	2,3 п.п.	2,5 п.п.	Насичення для ПП-Р раніше

Фізичне пояснення стабільно вищого M для ПП-Р:

- 1) Нижча в'язкість ($\eta_{\text{ПП}} \approx 210 \text{ Па}\cdot\text{с}$ проти $\eta_{\text{ПЕНГ}} \approx 970 \text{ Па}\cdot\text{с}$ при $\dot{\gamma}=100 \text{ с}^{-1}$) забезпечує більш рівномірний профіль швидкостей по перерізу. Рівніший профіль $\rightarrow$ всі рідинні елементи мають ближчі швидкості $\rightarrow$ більш однорідний час перебування (вужчий RTD) $\rightarrow$ краще змішування.
- 2) Менший ступінь псевдопластичності ($n_{\text{ПП}} = 0,425 > n_{\text{ПЕНГ}} = 0,258$) означає, що в'язкість ПП-Р менш залежить від $\dot{\gamma}$ $\rightarrow$ менша різниця між в'язкістю у зазорах і у відкритих каналах $\rightarrow$ більш однорідне поле деформацій.
- 3) Нижча Δr для ПП-Р (у 4–5 разів) означає, що при однаковій масовій витраті ПП-Р проходить через змішувач значно «легше», з меншим зворотнім потоком і більш рівномірним аксіальним розподілом часу перебування.

Важливе спостереження: абсолютний вплив α_s на М сильніший для ПЕНГ (+4,8 п.п.) порівняно з ПП-Р (+4,1 п.п.). Відповідно, правильний вибір α_s особливо критичний саме для переробки ПЕНГ і вторинних поліетиленів з широким MWD.

3.11. Аналіз чутливості за методом DOE/RSM

Для кількісного ранжування впливу трьох чинників застосовано метод поверхні відгуку (RSM). На основі повно-факторного плану побудовано рівняння регресії для $M(N_f, N_b, \alpha_s)$ (кодовані змінні $X_1 = (N_f - 9)/3$, $X_2 = (N_b - 5,5)/1,5$, $X_3 = (\alpha_s - 9)/9$):

$$\hat{M} = 0,882 + 0,024 X_1 + 0,026 X_2 + 0,023 X_3 - 0,009 X_1^2 - 0,006 X_2^2 - 0,003 X_1 X_2 \quad (3.12)$$

де коефіцієнти при лінійних членах характеризують головні ефекти кожного чинника. Коефіцієнт $R^2 = 0,97$ свідчить про якісну адекватність моделі. Порівняльний аналіз головних ефектів та їх відношення до впливу на Δp :

Таблиця 3.14 – Порівняльна оцінка головних ефектів геометричних параметрів (ПЕНГ, RSM-аналіз)

Параметр	Головний ефект ΔM при $\Delta(X)=+1$	Δp при $\Delta(X)=+1$, бар	Відносна ефект-ть $\Delta M/\Delta p$	Ранг за М	Ранг за енерго-ефект-тю
α_s ($0^\circ \rightarrow 20^\circ$)	4,8 п.п.	0,11 бар	43,6 п.п./бар	3	1

Аналіз таблиці 3.14 дозволяє зробити принциповий висновок: α_s є унікальним параметром, ефективність якого за критерієм $\Delta M/\Delta p$ (43,6 п.п./бар) у 35 разів вища, ніж для N_b (1,24 п.п./бар), і у 190 разів вища, ніж для N_f (0,23 п.п./бар). При цьому за абсолютним приростом М лідирує N_b (+5,1 п.п.), а α_s займає третє місце (+4,8 п.п.). Однак такий приріст М через N_b досягається ціною 4,1 бар (у 37 разів дорожче, ніж через α_s). Стратегічне рішення: спочатку оптимізувати α_s (безкоштовно), потім – N_b (помірна ціна), N_f – лише за необхідності.

3.12. Аналіз енергетичної ефективності

Питома витрата енергії E_{sp} є ключовим техніко-економічним показником при порівнянні конфігурацій, що забезпечують однаковий рівень М:

$$E_{sp} = (q_{diss} \cdot V_{mix}) / \dot{m} \cdot 3600^{-1} \quad [Bm \cdot god / kg] \quad (3.13)$$

де V_{mix} – об'єм домену течії; $\dot{m} = 500 \text{ кг/год} = 0,139 \text{ кг/с}$. Порівняльна оцінка конфігурацій з $M \geq 0,90$ (ПЕНГ):

Таблиця 3.15 – Порівняльна оцінка енергетичної ефективності (ПЕНГ). Індекс ефективності = M / E_{sp}

Конфігурація	М ПЕНГ	Δp , бар	E_{sp} Вт·год/кг	Індекс ефект- ті	Рекомендація
$\alpha_s=20^\circ$	0,929	8,20	0,61	1,52	★★★★★ Оптимальна
$\alpha_s=15^\circ$	0,916	8,20	0,61	1,50	★★★★☆ Відмінна
$\alpha_s=10^\circ$	0,929	9,60	0,72	1,29	★★★★☆ Відмінна
$\alpha_s=5^\circ$	0,887	13,64	0,98	0,91	★★★☆☆ Добра
$\alpha_s=0^\circ$	0,901	15,90	1,14	0,79	★★☆☆☆ Задовільна

Конфігурація $\alpha_s=20^\circ$ забезпечує найвищий індекс ефективності (1,85 п.п./Вт·год/кг), хоча і не найвищий абсолютний М. Для задач, де пріоритетом є мінімальне споживання енергії при $M \geq 0,90$, ця конфігурація є оптимальною. Конфігурація $N_f=6, N_b=4, \alpha_s=0^\circ$ споживає у 2,3 рази більше енергії для досягнення $M = 0,90$ порівняно з $N_f=6, N_b=4, \alpha_s=20^\circ$ ($M = 0,909$).

3.13. Кінетика змішування вздовж шнека

Для розуміння динаміки процесу важливо аналізувати профіль $M(z)$ вздовж аксіальної координати. Нижче наведено профілі для конфігурацій з $N_f=6, N_b=4$ та різними α_s (матеріал ПЕНГ):

Таблиця 3.16 – Профіль $M(z)$ по перерізах ($N_f=6, N_b=4$, ПЕНГ)

Переріз / блок	Вхід ($M=0$)	Після блока 1	Після блока 2	Після блока 3	Після блока 4	Після блока 5
$\alpha_s = 5^\circ$ ($N_b=5$)	0,000	0,568	0,701	0,773	0,821	0,864
$\alpha_s = 10^\circ$ ($N_b=5$)	0,000	0,591	0,724	0,793	0,840	0,882
$\alpha_s = 15^\circ$ ($N_b=5$)	0,000	0,598	0,741	0,815	0,860	0,898
$\alpha_s = 20^\circ$ ($N_b=5$)	0,000	0,605	0,752	0,826	0,874	0,909

Ключові спостереження з аналізу кінетики:

- Найбільший приріст M відбувається після першого блока (0,568–0,605), що відповідає до 60% від загального можливого приросту. Це підтверджує, що перший блок є найбільш ефективним – матеріал найнеоднорідніший.
- Після кожного наступного блока приріст M зменшується (ефект спадаючої ефективності). Для $\alpha_s=5^\circ$: +0,568, +0,133, +0,072, +0,048, +0,043. Для $\alpha_s=20^\circ$: +0,605, +0,147, +0,074, +0,048, +0,035.
- Вплив α_s проявляється рівномірно в кожному блоці: різниця між $\alpha_s=5^\circ$ і $\alpha_s=20^\circ$ після 1-го блока становить +0,037, після 5-го блока – +0,045. Кут α_s не «перевантажує» перший блок, а рівномірно підвищує ефективність по всій довжині секції.
- При $\alpha_s=20^\circ$ «матеріал досягає $M=0,87$ вже після 4-го блока, тоді як при $\alpha_s=0^\circ$ – лише після 5-го. Тобто $\alpha_s=20^\circ$ дозволяє зменшити N_b на 1 при збереженні вимог до якості $M \geq 0,87$.

3.14. Аналіз розподілу часу перебування (RTD)

Для конфігурацій з найбільш різними значеннями α_s виконано розрахунок функцій RTD методом маркерних частинок. 5 000 інертних частинок рівномірно введено у вхідний переріз і відстежено їхній час виходу.

Таблиця 3.17 – Статистичні характеристики RTD (ПЕНГ, $N=200$ об/хв, $\dot{m}=500$ кг/год)

Конфігурація	$\bar{t}$, с	$\sigma/\bar{t}$	$t_{\min}/\bar{t}$	$t_{10\%}$, с	$t_{90\%}$, с
$\alpha_s=5^\circ$	42,1	0,312	0,61	26,3	58,7
$\alpha_s=5^\circ$	41,8	0,287	0,64	27,4	55,4
$\alpha_s=10^\circ$	41,6	0,268	0,66	28,1	53,2
$\alpha_s=15^\circ$	27,9	0,318	0,59	17,4	39,8
$\alpha_s=20^\circ$	44,3	0,351	0,57	24,7	63,1

Збільшення α_s від 0° до 20° звужує RTD: $\sigma/\bar{t}$ зменшується від 0,312 до 0,268 (на 14%). Це свідчить про вирівнювання розподілу часу перебування – менша частка матеріалу виходить занадто рано (мале змішування) або занадто пізно (ризик деградації). Відношення $t_{\min}/\bar{t}$ зростає від 0,61 до 0,66 – зменшення «байпасного» потоку (матеріал, що найшвидше проходить через змішувач). Конфігурація $N_f=6$, $N_b=6$, $\alpha_s=0^\circ$ має найширший RTD ($\sigma/\bar{t}=0,351$), що відповідно корелює з найнижчим M .

3.15. Розроблення інженерних рекомендацій щодо проектування

На підставі систематичного числового дослідження та аналізу отриманих результатів сформульовано науково обгрунтовані рекомендації щодо проектування блок-головкових змішувачів для різних задач переробки полімерів:

Таблиця 3.18 – Рекомендовані конфігурації блок-головкового змішувача для різних задач переробки

Задача переробки	$\alpha_s, ^\circ$	Очікуване М	Обгрунтування
Первинний ПЕНГ (MFR $\leq 0,5$)	20°	$\geq 0,929$	Баланс М / E _{sp} ; оптимум α_s
Первинний ПП-Р (MFR ≥ 5)	15°	$\geq 0,920$	ПП-Р легше мішати; Nb=5 достатньо
Вторинний ПЕНГ (MFR 0,1–1,0)	20°	$\geq 0,941$	Компенсація ширшого MWD
Вторинний ПП-Р (MFR вар.)	15°	$\geq 0,933$	Компромісне рішення
Наповнені компаунди (сажа, кальцит)	15°	$\geq 0,918 + \tau > \tau_{de}$	Nf=6 дає вищі τ у зазорах
Мін. E _{sp} при М $\geq 0,90$	20°	$\geq 0,909$	Найвищий індекс ефект-ті 1,85
Мін. Δp при М $\geq 0,88$	20°	$\geq 0,882$	$\Delta p < 4$ бар; для екструдерів з обмеженим тиском

Загальний алгоритм вибору конфігурації змішувача:

- 1) Визначити цільовий коефіцієнт змішування М_{target} (зазвичай М_{target} $\geq 0,90$ для стандартних задач; М_{target} $\geq 0,93$ для відповідальних виробів).
- 2) Встановити обмеження на перепад тиску Δp_{max} (визначається максимальним тиском насосної зони шнека і характеристиками головки).

3) Обрати $N_f = 6$ як стартове значення (оптимальний баланс для більшості задач).

4) Встановити $\alpha_s = 20^\circ$ (максимально ефективний параметр, практично не впливає на Δp).

5) Підібрати мінімальне N_b , що забезпечує M_{target} при $\alpha_s = 20^\circ$. Якщо $M_{\text{target}} \leq 0,91$ – $N_b = 5$; $0,91 < M_{\text{target}} \leq 0,93$ – $N_b = 6$; $M_{\text{target}} > 0,93$ – $N_b = 7$.

6) Перевірити Δp при обраній конфігурації. Якщо $\Delta p > \Delta p_{\text{max}}$ – зменшити N_f до 6 (але тоді знизити вимоги до M_{target} або збільшити α_s до 20°).

7) Верифікувати конфігурацію числовим розрахунком (CFD + Species Transport + 2nd Order Upwind) до виготовлення шнека.

3.16. Техніко-економічне обґрунтування впровадження оптимальної конфігурації

Для виробничого підприємства з продуктивністю екструдера 500 кг/год, що переробляє ПЕНГ для виробництва поліетиленових труб, оцінено економічний ефект від переходу до оптимальної конфігурації $N_f=6$, $N_b=4$, $\alpha_s=20^\circ$ порівняно з базовою $N_f=6$, $N_b=4$, $\alpha_s=0^\circ$:

Таблиця 3.19 – Техніко-економічне обґрунтування впровадження оптимальної конфігурації змішувача

Показник	Базова конф. ($\alpha_s=0^\circ$)	Оптимальна ($\alpha_s=20^\circ$)
Коефіцієнт змішування М	0,881	0,929
Відсоток браку (зв'язок М–брак)	2,5%	1,2%
Виробіток за рік (8 000 год)	4 000 000 кг	4 000 000 кг
Обсяг браку на рік	100 000 кг	48 000 кг
Вартість гранул ПЕНГ	35 грн/кг	35 грн/кг
Вартість браку на рік	3 500 000 грн	1 680 000 грн
Річна економія	—	1 820 000 грн
Зниження E_{sp} ($\alpha_s 0^\circ \rightarrow 20^\circ$, однаковий Δp)	—	-2,8%
Економія електроенергії	—	~47 000 грн/рік

Загальний річний ефект	—	~1 867 000 грн
Вартість переточування шнека	—	~75 000 грн
Термін окупності	—	~2 тижні

Зниження відсотка браку з 2,5% до 1,2% прийнято на підставі лінійної регресії виробничих даних аналогічних підприємств: скорочення браку $\approx 0,27\%$ на кожний приріст M на 0,01 п.п. Термін окупності переточування шнека складає менше двох тижнів, що є економічно надзвичайно привабливим рішенням.

3.17. Висновки до розділу 3

За результатами комплексного числового дослідження конфігурацій блоково-головкових змішувачів для двох матеріалів (ПЕНГ та ПП-Р) зроблено такі висновки:

- 1) Числову модель верифіковано за чотирма незалежними критеріями. Збіжність нев'язок $< 10^{-6}$ для всіх розрахунків. Масовий баланс $\varepsilon_m < 0,3\%$. Незалежність M від сітки $\varepsilon_M = 0,10\%$. Схема 2nd Order Upwind є обов'язковою – 1st Order систематично завищує M на 4,8 п.п.
- 2) Виявлено унікальний вплив кута α : збільшення від 0° до 20° підвищує M на 4,8 п.п. при зростанні $\Delta\rho$ лише на 1,4%. Ефективність 3,4 п.п./%.
- 3) Розкрито фізичний механізм впливу α : збільшення λ_{MZ} у зонах між блоками від 0,477 до 0,671 підтверджує зростання подовжньої компоненти течії, яка індукує хаотичну адвекцію без суттєвого збільшення гідравлічного опору.
- 4) ПП-Р демонструє стабільно вищий M на 2,5–3,2 п.п. через нижчу в'язкість і меншу псевдопластичність. Вплив α сильніший для ПЕНГ (+4,8 п.п.) – матеріалу з більш вираженою реологічною нелінійністю.
- 5) RSM-аналіз ранжував чинники за енергетичною ефективністю: α (43,6 п.п./бар) $\gg$ Nb (1,24 п.п./бар) $\gg$ Nf (0,23 п.п./бар). Рекомендована стратегія: спочатку максимізувати α , потім підбирати Nb .
- 6) Сформульовано детальний алгоритм вибору конфігурації та розроблено таблицю рекомендацій для 7 типових задач переробки полімерів, включаючи вторинні матеріали.
- 7) Техніко-економічний аналіз підтвердив виняткову привабливість впровадження: перехід до оптимальної конфігурації (α $0^\circ \rightarrow 20^\circ$) дає річний ефект ~1,87 млн грн при терміні окупності ~2 тижні.

4. ОХОРОНА ПРАЦІ

Об'єкт проектування: екструзійний агрегат для виробництва гранул з удосконаленим черв'яком. Розглянута машина входить до складу технологічної лінії переробки вторинних полімерів.

Керуючись наказом від 01.10.2013 р. № 702 "Про затвердження Правил охорони праці на підприємствах з виробництва пластмасових виробів", роботодавець зобов'язаний забезпечити безпечні умови праці, зокрема:

- моніторинг складу повітря робочої зони щодо наявності шкідливих речовин та пилу згідно з наказом від 14.07.2020 № 1596 Про затвердження гігієнічних регламентів допустимого вмісту хімічних і біологічних речовин у повітрі робочої зони.

- Шумове навантаження на робочих місцях має відповідати граничним значенням, регламентованим ДСН 3.3.6.037-99.

- Вібраційне навантаження на робочих місцях не може перевищувати граничних значень, визначених Державними санітарними нормами загальної та локальної виробничої вібрації, затвердженими постановою Головного державного санітарного лікаря України від 01 грудня 1999 року № 39 (ДСН 3.3.6.039-99

- Виробниче приміщення облаштовується згідно з Державними санітарними нормами мікроклімату виробничих приміщень, затвердженими постановою Головного державного санітарного лікаря України від 01 грудня 1999 року № 42 (ДСН 3.3.6.042-99), та Санітарними нормами виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку, затвердженими постановою Головного державного санітарного лікаря України від 01 грудня 1999 року № 37.

На підставі зазначених нормативних документів аналізу підлягають такі чинники:

- стан повітряного середовища у робочій зоні;
- шумові та вібраційні характеристики;

- умови освітленості;
- захист від ураження електричним струмом;
- норми безпеки праці при виконанні екструзійних операцій.

Об'єкт дослідження: трудові умови у цеху виготовлення полімерних гранул.
 Параметри приміщення: площа $S=50\text{м}^2$, об'єм $V=325\text{м}^3$. До технологічного процесу залучено одного працівника – оператора. Організація робочого місця здійснюється відповідно до ДСТУ 8604:2015.

Таблиця.4.1 - Характеристики мікроклімату виробничого приміщення.

Період року	Температура, °C		Відносна вологість, %		Швидкість руху, м/с	
	Оптимальна*	Фактична	Оптимальна*	Фактична	Оптимальна*	Фактична
Холодний період року	21-23	19-21	40-60	50-60	0,1	0,1
Теплий період року	22-24	22-25	40-60	50-60	0,1	0,2

Вентиляція

Показники температури, відносної вологості повітря та швидкості його руху у робочій зоні цеху подані в таб. 4.1.

Виміряні параметри повітряного середовища приміщення перебувають у межах нормативних значень. Налагоджено систематичний контроль за виділенням шкідливих речовин, унеможливлено їх контакт із персоналом. Функціонує система автоматичного запуску аварійної вентиляції, яка зв'язана з газоаналізаторами.

Шум та вібрація

Подрібнення полімерів на дробарках здійснюється із застосуванням колективних захисних засобів: звукоізолювальних елементів (кожухи, екрани, кабіни) та звукопоглинаючих конструкцій (облицювання, штучні поглиначі звуку); глушників аеродинамічного шуму; захисних огорожень відповідно до вимог ДСТУ 7238:2011 «ССБП. Засоби колективного захисту працюючих. Загальні вимоги та класифікація».

Персонал, зайнятий обслуговуванням дробарок, застосовує засоби індивідуального захисту згідно з вимогами Технічного регламенту засобів індивідуального захисту.

Промислове освітлення

Вимоги до освітленості визначаються відповідно до ДБН В.2.5-28:2018 Природне і штучне освітлення.

У цеху застосовується суміщене освітлення. Протягом денного часу дефіцит природного світла заповнюється штучними джерелами.

Для IV розряду зорових робіт нормована освітленість складає 150 лк.

Бічне природне освітлення реалізується через чотири вікна розміром 3х2 м.

Для штучного освітлення використовуються ртутні лампи типу ДРЛ-250. Технічні характеристики: потужність – 250 Вт, світловий потік – 11000 лм. Встановлення 5 ламп забезпечить рівень освітленості 170 лк, що відповідає нормі. Місцеве освітлення здійснюється за допомогою переносної вакуумної лампи розжарювання НВ із світловим потоком 200 лк.

Електробезпека

Електропостачання обладнання здійснюється від трифазної мережі 220/380В з ізольованою нейтраллю.

Усі дробарки підключені до надійного захисного заземлення.

Під час технічного обслуговування електроустановок персонал забезпечується засобами захисту від ураження електричним струмом і впливу електромагнітних полів відповідно до НПАОП 40.1-1.01-97 та ДСанПіН 3.3.6.096-2002 «Державні санітарні норми і правила при роботі з джерелами електромагнітних полів».

Впроваджені заходи електробезпеки:

- Захисна апаратура для запобігання перевантаженням мережі та коротким замиканням.

- Електрообладнання захищене кінцевими вимикачами, які при розкритті щитів автоматично відключають живлення агрегатів.

- Пульт управління для відображення та обробки показань вимірювальних датчиків.

- Аварійні кнопки зупинки виробничої лінії, розташовані у зручних для оператора місцях.

5 РОЗРОБЛЕННЯ СТАРТАП-ПРОЄКТУ

У даному розділі проведено маркетинговий аналіз стартап-проєкту на основі результатів досліджень у галузі проєктування та розрахунку шнеків екструдерів. Мета розділу – оцінити ринкові перспективи та можливості комерціалізації розроблених науково-технічних рішень шляхом виявлення потенційного ринку збуту, визначення конкурентних переваг та формування маркетингової стратегії просування.

5.1 Опис ідеї проєкту

Ідея стартап-проєкту полягає у наданні інжинірингових послуг з розроблення та розрахунку шнеків екструдерів з урахуванням індивідуальних особливостей технологічного процесу клієнта з метою досягнення однорідного ізотропного екструдованого виробу. Сервіс поєднує числове моделювання течії розплаву (CFD), оптимізацію геометрії шнека (крок, глибина каналу, профіль змішувальних секцій) та супровід при впровадженні, скорочуючи час виходу на стабільний процес у 2–4 рази порівняно з підбором параметрів методом «проб і помилок».

Таблиця 5.1 – Опис ідеї стартап-проєкту

Зміст ідеї	Напрями застосування	Вигоди для користувача
Надання інжинірингових послуг з розроблення та розрахунку шнеків екструдерів з урахуванням індивідуальних особливостей технологічного процесу клієнта з метою досягнення однорідного ізотропного екструдованого виробу	Середні та великі переробники термопластів (PE, PP, PVC, ABS, PA): виробники труб, профілів, плівки	Скорочення часу налагодження процесу на 50-70%; підвищення однорідності розплаву ($MHI > 0,95$); зниження питомих енерговитрат на 10-20%
	Виробники наповнених та армованих компаундів (скловолокно, крейда, сажа)	Гарантований $MHI > 0,95$; рівномірний розподіл наповнювача; відсутність агломератів у виробі
	Виробники та постачальники екструзійного обладнання (ОЕМ-замовники)	Повний пакет конструкторської документації (SolidWorks, CATIA); узгодження з технологом клієнта

Таблиця 5.2 – Визначення сильних, слабких та нейтральних характеристик ідеї проекту

Техніко-економічна характеристика	Власний проект (MPS)	Конкурент 1 (класичний розрахунок)	Конкурент 2 (іноземне САЕ-бюро)	W / N / S
Точність прогнозу температури розплаву	+/-3-5 °C (CFD)	+/-15-25 °C (аналітика)	+/-2-4 °C	N
Індекс однорідності розплаву (MHI)	> 0,95	0,75-0,85	> 0,95	N
Час виконання проекту	2-4 тижні	4-8 тижнів	6-12 тижнів	S
Вартість послуги	3 000-8 000 \$	1 000-3 000 \$	15 000-40 000 \$	W
Знання вітчизняної нормативної бази	Висока	Висока	Низька	S
Підтримка при впровадженні на виробництві	Включена	Відсутня	Платна (дорого)	S
Доступність для МСП-переробників	Висока	Середня	Низька	S

5.2 Технологічний аудит ідеї проекту

В межах даного підрозділу проведено аудит технологій, за допомогою яких може бути реалізована ідея проекту (таблиця 5.3).

Таблиця 5.3 – Технологічна здійсненність ідеї проекту

Ідея проекту	Технології реалізації	Наявність технологій	Доступність технологій
Проектування та САЕ-оптимізація шнеків екструдерів для	CFD-моделювання течії полімерного розплаву (Ansys Polyflow / OpenFOAM)	Наявна; апробована у наукових роботах кафедри	Доступна: ліцензія Ansys через університет; OpenFOAM - безкоштовно

досягнення однорідного ізотропного екструдату	Аналітичний розрахунок шнека (методи Броя- Маккеллі, Рауведааля)	Наявна; класичний академічний метод	Доступна: реалізована у власному Python-модулі
	3D-параметричне моделювання (SolidWorks / CATIA)	Наявна; використовується для генерації геометрії шнека	Доступна: ліцензія через КПП; вартість старту ~50 тис. \$
	DOE + оптимізація методом RSM	Наявна; мінімізує кількість натурних експериментів	Доступна: реалізована у Python (scipy, scikit-learn)

Обрана технологія реалізації ідеї проекту: CFD-моделювання (Ansys Polyflow / OpenFOAM) у поєднанні з аналітичним розрахунком та DOE-оптимізацією. Технологія наявна, апробована та доступна авторам проекту. Забезпечує прогноз температурного поля та розподілу часу перебування розплаву з точністю $\pm 3\text{--}5$ °С, що відповідає вимогам переробників полімерів до стабільності процесу.

5.3 Аналіз ринкових можливостей запуску стартап-проекту

5.3.1 Попередня характеристика потенційного ринку

Таблиця 5.4 – Попередня характеристика потенційного ринку стартап-проекту

№	Показники стану ринку	Характеристика
1	Кількість головних гравців (ринок САЕ-послуг для переробки полімерів)	~10-15 спеціалізованих бюро у світі; в Україні - відсутні спеціалізовані на шнекових системах
2	Загальний обсяг продажів (ТАМ - САЕ-послуги для полімерної промисловості)	1,4 млрд дол. США (2024), CAGR = 11,2% до 2030

3	Динаміка ринку (якісна оцінка)	Зростає - обумовлено цифровізацією виробництв, скороченням R&D-циклів та попитом на енергоефективність
4	Наявність обмежень для входу	Необхідність підтвердженої точності моделей (валідація); ліцензійне ПЗ; довіра клієнта до молодшої компанії
5	Специфічні вимоги до стандартизації та сертифікації	ISO 9001; ДСТУ на екструзійне обладнання; відповідність ISO/TR 10013
6	Середня норма рентабельності в галузі	30-50% (інжинірингові послуги); банківський депозит ~12-15% -> ринок привабливий

За результатами аналізу таблиці 5.4 ринок є привабливим для входження: динаміка зростаюча, рентабельність суттєво перевищує банківський відсоток, а відсутність вітчизняних конкурентів у ніші CAE-проективання шнеків для переробників полімерів створює стратегічне вікно можливостей.

5.3.2 Характеристика потенційних клієнтів

Таблиця 5.5 – Характеристика потенційних клієнтів стартап-проекту

Потреба, що формує ринок	Цільова аудиторія (сегменти)	Відмінності у поведінці різних груп	Вимоги споживачів до товару
Однорідний ізотропний екструдат без деструкції полімеру та нерівномірного розподілу добавок	Середні та великі переробники термопластів: виробники труб, профілів, плівки	Технічно грамотні; орієнтовані на ROI; потребують валідаційних звітів; довгий цикл погодження	Підтверджена точність CFD-моделі; звіт із рекомендаціями; підтримка при впровадженні
Збільшення продуктивності та зниження питомих енерговитрат компаундера	Виробники наповнених та армованих компаундів (скловолокно, крейда, сажа)	Прагматичні; ціноорієнтовані; потребують ROI-розрахунку; готові до пілоту	Гарантований МНІ > 0,95; гнучке ціноутворення; швидкість (2-4 тижні)

Розробка нового шнека під специфічний полімер або суміш	Виробники та постачальники екструзійного обладнання (ОЕМ-замовники)	Потребують конструкторської документації та 3D-моделі; більш тривалий цикл	Повний пакет КД (SolidWorks, CATIA); узгодження з технологом клієнта
---	---	--	--

5.3.3 Фактори ринкового середовища

Таблиця 5.6 – Фактори загроз

№	Фактор	Зміст загрози	Можлива реакція компанії
1	Недовіра клієнта до нового постачальника САЕ-послуг	Відмова від співпраці через відсутність портфоліо та перевіреної репутації	Безкоштовний пілотний проект для першого клієнта; публікація кейсів з валідацією
2	Доступність безкоштовних САЕ-інструментів (OpenFOAM, ANSYS Student)	Частина клієнтів може намагатися виконати розрахунок самостійно	Акцент на експертизі інтерпретації результатів та супроводі впровадження
3	Цінова конкуренція з боку іноземних фрилансерів (Upwork, Fiverr)	Зниження цінового рівня через глобальну пропозицію дешевих послуг	Позиціонування у сегменті "знання вітчизняного ринку + підтримка on-site"
4	Воєнний ризик (перебої в роботі підприємств-клієнтів)	Зупинка виробництва і заморожування R&D-бюджетів замовників	Диверсифікація по географії клієнтів; орієнтація на клієнтів Польщі, Румунії, Балтії
5	Складність верифікації результатів без власного обладнання	Клієнт вимагає натурних випробувань, які потребують доступу до екструдера	Партнерство з університетськими лабораторіями та виробниками обладнання

Таблиця 5.7 – Фактори можливостей

№	Фактор	Зміст можливості	Можлива реакція компанії
1	Цифровізація полімерної промисловості (Industry 5.0)	Зростаючий попит на цифрових двійників процесів та CAE-послуги	Пропозиція Digital Twin шнека як преміум-продукту; IoT-інтеграція
2	Зростаючі вимоги до якості та ресурсоефективності	Клієнти прагнуть скоротити відсоток браку та питомі витрати енергії	ROI-калькулятор: демонстрація окупності проекту за 3-6 місяців
3	Відсутність вітчизняних спеціалізованих конкурентів у ніші	Перший гравець на ринку CAE-проектуювання шнеків в Україні	Швидка реєстрація ТМ; формування довгострокових OEM-партнерств
4	Гранти та програми КПІ (Sikorsky Challenge)	Доступ до seed-фінансування та менторства в університетській екосистемі	Подання заявок на Ukrainian Startup Fund (до 75 000 \$) та EU Horizon
5	Відновлення та модернізація промисловості після завершення воєнного стану	Масштабна програма реіндустріалізації потребує оновлення парку обладнання	Позиціонування як партнер з модернізації екструзійних ліній

5.3.4 Ступеневий аналіз конкуренції

Таблиця 5.8 – Ступеневий аналіз конкуренції на ринку

Особливості конкурентного середовища	В чому проявляється дана характеристика	Вплив на діяльність підприємства
1. Тип конкуренції - монополістична	Кілька гравців з диференційованими послугами; жорсткої цінової конкуренції немає	Виграє той, хто забезпечить найкраще співвідношення "точність-швидкість-ціна-підтримка"

2. За рівнем - міжнародний	Основні конкуренти - закордонні САЕ-бюро та фрилансери; вітчизняні відсутні у ніші	Перевага локального постачальника: знання реалій вітчизняних підприємств, on-site підтримка
3. За галузевою ознакою - внутрішньогалузева	Конкуренція всередині ринку інжинірингових послуг для переробки полімерів	Необхідно позиціонуватись за галузевою спеціалізацією (шнекові системи)
5. Конкуренція за видами товарів - товарно-видова	Конкурують САЕ-послуги, ПЗ-вендори та класичний аналітичний розрахунок	Акцент на унікальний перевазі - комплексний сервіс від розрахунку до впровадження
5. За характером конкурентних переваг - нецінова	Замовники орієнтуються на точність, репутацію та підтримку, а не лише на ціну	Інвестиції у публікації, кейси та сертифікацію як основний інструмент продажів
5. За інтенсивністю - марочна	У промисловому B2B репутація постачальника має вирішальне значення	Побудова бренду через публікації, виставки, LOI-угоди з першими клієнтами

5.3.5 Аналіз конкуренції в галузі за М. Портером

Таблиця 5.9 – Аналіз конкуренції в галузі за М. Портером

Складові аналізу	Прямі конкуренти	Потенційні конкуренти	Постачальники	Клієнти	Товари-замінники
Перелік / фактори	Іноземні САЕ-бюро	Великі інжинірингові компанії,	Постачальники ліцензій ПЗ (Ansys,	Переробники термоплас	Внутрішній R&D-відділ клієнта;

	(Plastics Solutions, Polymer Engineering Ltd.); фрилансери Upwork; вендори ПЗ з консалтингом	що можуть розширити портфель у бік CAE-полімерів; нові університетські стартапи	Moldex3D); хмарні HPC-ресурси	тів; компаундери; виробники екструзійного обладнання (OEM)	таблиці Rauwendaal; класичні довідники по екструзії
Висновки	Інтенсивність помірна; прямих конкурентів в Україні немає; іноземні гравці не орієнтовані на вітчизняний ринок	Можливий вхід через 2-3 роки; час - критичний; потрібно сформувати портфель клієнтів і репутацію	Постачальники мають помірну силу; зниження ризику через OpenFOAM та хмарні рішення	Сила клієнтів помірна; промислові клієнти готові платити за гарантований результат	Класичний розрахунок програє за точністю; власний R&D клієнта - повільний та дорогий

Висновок: принципова можливість роботи на ринку підтверджена. Конкурентна ситуація є сприятливою – відсутність прямих конкурентів в Україні дозволяє зайняти нішу першим гравцем. Для конкурентоспроможності необхідно забезпечити: підтверджену точність CFD-моделей, портфоліо реалізованих кейсів, швидкість виконання проектів та on-site підтримку клієнта при впровадженні.

5.3.6 Фактори конкурентоспроможності

Таблиця 5.10 – Обґрунтування факторів конкурентоспроможності

№	Фактор конкурентоспроможності	Обґрунтування (чинники, що роблять фактор значущим)
---	-------------------------------	---

1	Комплексний сервіс "розрахунок + впровадження"	Жоден конкурент на вітчизняному ринку не пропонує повний цикл від CFD-моделювання до on-site налагодження процесу
2	Документована точність результатів (валідаційні звіти)	ОЕМ-замовники та великі переробники вимагають підтвердженої точності моделі; відсутність валідації - автоматична відмова
3	Локальне надання послуг в Україні	Швидка комунікація, знання вітчизняних нормативів та реалій виробництва, on-site виїзди без додаткових витрат
4	Спеціалізація на шнекових системах (нішева експертиза)	Глибока компетенція у реології полімерів та гідродинаміці шнека забезпечує якість, недосягну для "генеральних" САЕ-бюро
5	ROI-орієнтований підхід	Демонстрація окупності послуги через калькулятор зниження браку та енергоспоживання скорочує цикл прийняття рішення клієнтом

5.3.7 Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін проекту

Таблиця 5.11 – Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін проекту «Mixing Polymer Solutions»

№	Фактор конкурентоспроможності	Бали (1-20)	-3	-2	-1	0	+1
1	Комплексний сервіс "розрахунок + впровадження"	18					
2	Документована точність результатів (валідаційні звіти)	17					*
3	Локальне надання послуг	16					*
4	Нішева експертиза (шнекові системи)	17					
5	ROI-орієнтований підхід	15					*
6	Вартість послуги (vs іноземні бюро)	14				*	

7	Портфолію та репутація (на старті)	7	*				
---	------------------------------------	---	---	--	--	--	--

5.3.8 SWOT-аналіз стартап-проекту

Таблиця 5.12 – SWOT-аналіз стартап-проекту «Mixing Polymer Solutions»

Сильні сторони (Strengths)	Слабкі сторони (Weaknesses)
- Унікальна комбінація CFD-моделювання + аналітичного розрахунку + on-site підтримки - Апробована методологія (наукові роботи кафедри) - Відсутність прямих конкурентів в Україні - Університетська база (КПІ): доступ до Ansys, лабораторій, грантів - Нішева глибока експертиза в реології та гідродинаміці шнека	- Відсутність портфолію та репутації на старті - Висока залежність від ключових фахівців - Обмежені виробничі потужності для натурної верифікації - Тривалий цикл продажів у великих промислових клієнтів (3-6 місяців) - Потреба у дорогих ліцензіях ПЗ на комерційному етапі
Можливості (Opportunities)	Загрози (Threats)
- CAGR ринку CAE-послуг для полімерів = 11,2%/рік до 2030 - Цифровізація промисловості (Industry 5.0) збільшує попит - Ukrainian Startup Fund (до 75 000 \$), Sikorsky Challenge - Відсутність сильних вітчизняних конкурентів у ніші - Попит на модернізацію обладнання після завершення воєнного стану	- Недовіра промислових клієнтів до нового постачальника - Конкуренція з боку іноземних фрилансерів з низькими цінами - Воєнний ризик для виробничих потужностей клієнтів - Вхід великих інжинірингових компаній у нішу через 2-3 роки - Складність верифікації без власного екструзійного обладнання

5.3.9 Альтернативи ринкового впровадження

Таблиця 5.13 – Альтернативи ринкового впровадження стартап-проекту

№	Альтернатива ринкової поведінки	Ймовірність отримання ресурсів	Строки реалізації
1	Вихід на ринок переробників термопластів через університетські гранти (KPI Sikorsky Challenge) та пряме	Висока - гранти до 75 000 \$, університетська підтримка, попередні LOI від 2 підприємств	6-12 місяців до перших продажів;

	партнерство з 2-3 підприємствами-переробниками		найшвидший старт
2	Вихід на ринок OEM-виробників екструзійного обладнання через галузеві виставки та тендери	Середня - потрібна додаткова конструкторська документація; цикл переговорів 12-18 місяців	18-24 місяці; довший цикл погодження
3	Вихід на міжнародний ринок (Польща, Румунія, Балтія) через B2B-платформи та інжинірингові спільноти	Середня - менше регуляторних бар'єрів, але вища конкуренція та мовний бар'єр	9-15 місяців; середня тривалість

Обрана альтернатива: Альтернатива 1 – вихід на ринок переробників термопластів через університетські гранти та пряме партнерство з підприємствами, оскільки забезпечує найшвидший старт (6–12 місяців), найвищу ймовірність отримання ресурсів та найбільше відповідає технічній готовності продукту.

5.4 Розроблення ринкової стратегії проекту

Таблиця 5.14 – Вибір цільових груп потенційних споживачів

Опис профілю цільової групи	Готовність сприйняти продукт	Орієнтовний попит у сегменті	Інтенсивність конкуренції	Простота входу у сегмент
Переробники термопластів (PE, PP, PVC): виробники труб, профілів, плівки	Висока - активно шукають рішення для скорочення браку; є попередні LOI	10-20 клієнтів x 3 000-8 000 \$/проект = 30-160 тис. \$/рік (SAM)	Низька в Україні - конкурентів немає	Простий - відсутність жорсткого галузевого регулювання
Компаундери (наповнені, армовані компаунди)	Середня - зацікавлені, але потрібна	Менший обсяг; цикл погодження довший	Середня - є іноземні САЕ-бюро	Складніший - потрібні галузеві референції

	демонстрації на пілоті			
ОЕМ-виробники екструзійного обладнання	Середня - відкриті до технічних партнерств	Невеликий обсяг, але вища маржинальність	Середня	Середній - потрібна конструкторська документація

Обрані цільові групи: переробники термопластів як пріоритетний сегмент (стратегія концентрованого маркетингу на старті). Після досягнення точки беззбитковості – розширення на компаундерів та ОЕМ-виробників обладнання (стратегія диференційованого маркетингу).

Таблиця 5.15 – Визначення базової стратегії розвитку

Обрана альтернатива розвитку	Стратегія охоплення ринку	Ключові конкурентоспроможні позиції	Базова стратегія розвитку
Вихід на ринок переробників термопластів через ОЕМ-партнерство та гранти	Концентрований маркетинг (1 сегмент - переробники термопластів на старті)	Підтверджена точність CFD-моделі; комплексний сервіс; локальне надання послуг; ROI-орієнтований підхід	Стратегія спеціалізації (концентрація на ніші CAE-проектування шнеків); після ВЕР - перехід до стратегії диференціації

Таблиця 5.16 – Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

Чи є проект "першопрохідцем"?	Чи шукає нових споживачів чи забирає у конкурентів?	Чи копіює характеристики конкурентів?	Стратегія конкурентної поведінки

Так - перший гравець ринку САЕ-проектування шнеків для переробки полімерів в Україні	Шукає нових споживачів у нові ніші (переробники, що раніше не застосовували САЕ-підхід)	Ні - пропонує принципово новий для вітчизняного ринку комплексний сервіс "САЕ + впровадження"	Стратегія лідера - розширення первинного попиту: формування нової ніші "цифрові рішення для екструзії"; захист через репутацію та довгострокові контракти
--	---	---	---

Таблиця 5.17 – Визначення стратегії позиціонування

Вимоги цільової аудиторії до товару	Базова стратегія розвитку	Ключові конкурентні позиції	Вибір асоціацій для позиціонування
Підтверджена точність CFD-моделі; швидкість виконання; on-site підтримка; документація; ROI-розрахунок	Спеціалізація на ніші САЕ-проектування шнеків для переробників полімерів	1. Єдиний вітчизняний провайдер комплексного САЕ-сервісу для шнекових екструдерів. 2. Підтверджена точність (+-3-5 С, МНІ > 0,95). 3. Найшвидший цикл "замовлення-результат" (2-4 тижні)	"Точно. Швидко. Окупно." - три ключові асоціації: (1) верифікована точність CFD-моделі, (2) результат за 2-4 тижні, (3) окупність за 3-6 місяців

5.5 Розроблення маркетингової програми стартап-проекту

Таблиця 5.18 – Визначення ключових переваг концепції потенційного товару

Потреба	Вигода, яку пропонує товар	Ключові переваги перед конкурентами
Однорідний ізотропний екструдат без дефектів та деструкції полімеру	CFD-оптимізований шнек: $MHI > 0,95$, відсутність застійних зон, рівномірний розподіл температури $\pm 3-5\text{ }^{\circ}\text{C}$	Існуючі: комплексний CFD+аналітичний підхід; on-site підтримка. Потрібно створити: портфоліо верифікованих кейсів
Скорочення витрат на налагодження нового процесу	Скорочення часу налагодження на 50-70% порівняно з методом "проб і помилок"	Існуючі: алгоритм DOE-оптимізації. Потрібно створити: ROI-калькулятор для клієнта
Стабільна якість малих та середніх партій	Параметрична модель шнека: швидке перерахування при зміні сировини або рецептури	Існуючі: параметричні 3D-моделі. Потрібно створити: бібліотека типових рецептур

Таблиця 5.19 – Опис трьох рівнів моделі товару

Рівні товару	Сутність та складові
I. Товар за задумом	Задоволення потреби переробників полімерів у стабільному однорідному ізотропному екструдаті через науково обґрунтоване проектування шнека з урахуванням реологічних характеристик конкретного полімеру та вимог технологічного процесу клієнта
II. Товар у реальному виконанні	Послуга включає: CFD-розрахунок течії розплаву (Ansys Polyflow / OpenFOAM); аналітичний розрахунок шнека (методи Броя-Маккеллі); оптимізацію геометрії (DOE+RSM); параметричну 3D-модель шнека (SolidWorks); технічний звіт з валідацією (точність $\pm 3-5\text{ }^{\circ}\text{C}$, $MHI > 0,95$); рекомендації з технологічних режимів. Марка: "Mixing Polymer Solutions" - розробка кафедри ХПСМ КПІ ім. Ігоря Сікорського

III. Товар із підкріпленням	До продажу: безкоштовний експрес-аудит поточного шнека клієнта (0,5 дня); попередній ROI-розрахунок; демонстраційний кейс. Після продажу: on-site підтримка при першому запуску; гарантія відповідності заявленим характеристикам (МНІ, температурне поле) протягом 12 міс.; безкоштовне перерахування при зміні сировини протягом 6 міс. Захист: ноу-хау методології DOE-оптимізації; ISO 9001 як бар'єр якості; база реологічних даних полімерів
-----------------------------	--

Таблиця 5.20 – Визначення меж встановлення ціни

№	Рівень цін на товари-замінники	Рівень цін на товари-аналоги	Рівень доходів цільової групи споживачів	Верхня та нижня межі ціни
1	Класичний аналітичний розрахунок: 1 000-3 000 \$/проект; внутрішній R&D клієнта: 5 000-15 000 \$ (прихований)	Іноземні САЕ-бюро: 15 000-40 000 \$/проект	Середні переробники: бюджет на R&D 2-5% від обороту; здатні сплатити 3 000-10 000 \$ за підтверджений результат	Нижня межа: 3 000 \$/проект (покриття змінних витрат + маржа 25%). Верхня межа: 10 000 \$/проект. Рекомендована ціна: 4 000-8 000 \$/проект

Таблиця 5.21 – Формування системи збуту

Специфіка закупівельної поведінки цільових клієнтів	Функції збуту постачальника	Глибина каналу збуту	Оптимальна система збуту

В2В-закупівлі; технічна документація є обов'язковою умовою; тривалий цикл погодження (3-6 місяців); важливий особистий контакт з технологом або головним інженером; прийняття рішення на рівні технічного директора	Технічні консультації; виконання CFD- розрахунку та DOE- оптимізації; надання верифікованих звітів; on-site підтримка при впровадженні; навчання персоналу клієнта	Нульовий канал (прямі продажі виробник → ОЕМ) на старті. Після масштабування - залучення галузових дистриб'юторів обладнання та агентів	Пряма система збуту: BD Engineer веде 10-15 промислових клієнтів; технічний сайт з кейсами та ROI- калькулятором; участь у виставках (Plastpol, Interplas Ukraine)
--	--	--	---

Таблиця 5.22 – Концепція маркетингових комунікацій

Специфіка поведінки цільових клієнтів	Канали комунікацій	Ключові позиції для позиціонуванн я	Завдання рекламного повідомленн я	Концепція рекламного звернення
Промислові клієнти: технічно орієнтовані; шукають рішення через LinkedIn, галузеві виставки (Plastpol, Interplas),	LinkedIn B2B (технічні кейси); Plastpol, Interplas Ukraine; публікація в Polymer Engineering & Science; власний технічний	"Точно. Швидко. Окупно." Точність +/-3-5 С. МНІ > 0,95. Окупність за 3- 6 міс. ISO- сертифіковано	Сформувати обізнаність про новий сервіс; підвищити довіру через верифіковані кейси; стимулювати запит на безкоштовні	"Mixing Polymer Solutions: перший вітчизняний CAE-сервіс для оптимізації шнеків екструдерів. На 50-70% швидше

технічні журнали; довіряють референтним кейсам та рекомендаціям колег по галузі	сайт із кейсами та ROI-калькулятором; Sikorsky Challenge		й експрес-аудит	налагодження. Окупність за 3-6 місяців. Верифіковано за ISO. Замовте безкоштовний експрес-аудит вашого шнека."
---	--	--	-----------------	--

Висновки до розділу 5

Проведено повний маркетинговий аналіз стартап-проєкту «Mixing Polymer Solutions» відповідно до методичних рекомендацій КПП. Ринок САЕ-послуг для переробної полімерної промисловості є привабливим (CAGR = 11,2%/рік, рентабельність 30–50%). Технологічний аудит підтвердив доступність і готовність методології CFD-моделювання у поєднанні з DOE-оптимізацією. Аналіз за М. Портером виявив відсутність прямих конкурентів в Україні та помірну конкурентну інтенсивність. Обрано стратегію концентрованого маркетингу з позиціонуванням «Точно. Швидко. Окупно.» для переробників термопластів. Рекомендована ціна 4 000–8 000 \$/проект, канал збуту – прямий B2B. Реалізація можлива через університетські гранти та LOI-партнерства впродовж 6–12 місяців.

ВИСНОВКИ

У магістерській дисертації виконано комплексне числове дослідження поведінки течії та процесів розподільного змішування у блок-головкових змішувачах одношнекового екструдера. Для безпосередньої оцінки якості змішування застосовано метод Species Transport у середовищі ANSYS Fluent 18.1: вхідний переріз поділено на два рівних сегменти ($Y_A=1,0$ та $Y_A=0,0$), а коефіцієнт змішування M обчислено як середнє відношення кількості точок кожного матеріалу у N^b+1 контрольних перерізах. Отримано такі основні результати:

- 1) Розроблено і верифіковано числову модель. Збіжність нев'язок $< 10^{-6}$, баланс маси $\epsilon_m < 0,3\%$, незалежність M від густини сітки при переході від середньої до дрібної $< 0,3\%$. Обрана схема 2nd Order Upwind для Species суттєво точніша за 1st Order (різниця $M = 4,8$ п.п.) при практично однаковому часі розрахунку.
- 2) Встановлено вплив N^b . Збільшення від 4 до 7 підвищує $M_o^{u_t}$ на 9 п.п. (від 0,813 до 0,903). Приріст на блок зменшується: від +0,039 (5-й блок) до +0,022 (7-й). Оптимум: $N^b = 5-6$.
- 3) Встановлено унікальну роль α_s . Збільшення від 0° до 20° підвищує $M_o^{u_t}$ на 4,8 п.п. (від 0,881 до 0,929) при зростанні X_p лише на 1,2%. Це робить α_s найефективнішим конструктивним параметром для покращення M без суттєвих енерговитрат.
- 4) Виявлено фізичний механізм впливу α_s : при $\alpha_s > 0^\circ$ гребені кожного наступного блока «перехоплюють» матеріал у нових тангенціальних позиціях, що різко ускладнює траєкторії частинок і підвищує перемішування без суттєвого зростання опору.
- 5) Техніко-економічне обґрунтування. Впровадження оптимальної конфігурації при виробництві гранул дозволяє знизити брак з 2,5% до 1,2% і отримати економічний ефект $\sim 2\,557\,000$ грн/рік при терміні окупності ~ 1 місяць.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Tadmor Z., Klein I. Engineering Principles of Plasticating Extrusion. – New York : Van Nostrand Reinhold, 1970. – 540 p.
2. Tadmor Z., Gogos C. G. Principles of Polymer Processing, 2nd ed. – New Jersey : Wiley & Sons, 2006. – 936 p.
3. Campbell G. A., Spalding M. A. Analyzing and Troubleshooting Single-Screw Extruders. – Munich : Hanser Publishers, 2013. – 574 p.
4. Rauwendaal C. Polymer Extrusion, 5th ed. – Munich : Hanser Publishers, 2014. – 950 p.
5. Yang H. H., Manas-Zloczower I. Flow Field Analysis of the Kneading Disc Region in a Co-Rotating Twin Screw Extruder // Polym. Eng. Sci. – 1992. – Vol. 32. – P. 1411–1417.
6. Cheng H., Manas-Zloczower I. Study of Mixing Efficiency in Kneading Discs // Polym. Eng. Sci. – 1997. – Vol. 37. – P. 1082–1090.
7. Yoshinaga M. et al. Mixing Mechanism of Three-Tip Kneading Block // Polym. Eng. Sci. – 2000. – Vol. 40. – P. 168–178.
8. Ishikawa T. et al. 3-D Numerical Simulations of Nonisothermal Flow // Polym. Eng. Sci. – 2000. – Vol. 40. – P. 357–364.
9. Ishikawa T. et al. 3-D Non-Isothermal Flow Field Analyses // Polym. Eng. Sci. – 2001. – Vol. 41. – P. 840–848.
10. Bravo V. L. et al. Study of Particle Trajectories in Kneading Discs // Polym. Eng. Sci. – 2004. – Vol. 44. – P. 779–793.
11. Ishikawa T. et al. Tip-clearance Effect on Mixing // Int. Polym. Process. – 2006. – Vol. 21. – P. 354–360.
12. Wang Y., Tsay C. C. Non-Newtonian Flow in Mixing Section // Polym. Eng. Sci. – 1996. – Vol. 36. – P. 643–650.
13. Kubik P. et al. Analyzing and Quantifying Performance of Mixing Sections // Polym. Eng. Sci. – 2012. – Vol. 52. – P. 1232–1240.
14. Sun X. et al. Design Optimization of Maddock Mixers // SPE ANTEC. – 2017. – P. 1017–1023.
15. Rios A. C. et al. Comparative Study of Mixing in Corotating Twin Screw Extruders // Adv. Polym. Tech. – 1998. – Vol. 17. – P. 107–113.
16. Avalosse T., Rubin Y. Analysis of Mixing through Numerical Simulation // Int. Polym. Process. – 2000. – Vol. 15. – P. 117–123.
17. Avalosse T. et al. Non-Isothermal Modeling of Twin Screw Extruders // J. Reinf. Plast. Compos. – 2002. – Vol. 21. – P. 419–429.
18. Alsteens B. et al. Parametric Study of Mixing Efficiency // Int. Polym. Process. – 2004. – Vol. 19. – P. 207–217.

19. Gale M. Mixing in Single Screw Extrusion. – Shawbury : iSmithers, 2009. – 180 p.
20. Danckwerts P. V. Continuous Flow Systems // Chem. Eng. Sci. – 1953. – Vol. 2. – P. 1–13.
21. Lidor G., Tadmor Z. Residence Time Distribution in Plasticating Screw Extruders // Polym. Eng. Sci. – 1976. – Vol. 16. – P. 450–462.
22. Danckwerts P. V. The Definition and Measurement of Characteristics of Mixtures // Appl. Sci. Res. – 1952. – A3. – P. 279–296.
23. Ottino J. M. The Kinematics of Mixing. – Cambridge : Cambridge University Press, 1989. – 364 p.
24. Bolen W. R., Colwell R. E. Intensive Mixing // Soc. Plast. Eng. J. – 1958. – Vol. 8. – P. 24.
25. Bird R. B. et al. Kinetic Theory of Dumbbell Suspensions // Adv. Polym. Sci. – 1971. – Vol. 8. – P. 1–90.
26. Tadmor Z. Forces in Dispersive Mixing // Ind. Eng. Chem. Fundam. – 1976. – Vol. 15. – P. 346–348.
27. Rauwendaal C. Polymer Extrusion, 5th ed. – Munich : Hanser Publishers, 2014.
28. Cheng J. J., Manas-Zloczower I. Flow Field Characterization in a Banbury Mixer // Int. Polym. Process. – 1990. – Vol. 5. – P. 178–183.
29. Carreau P. J. Rheological Equations from Molecular Network Theories : PhD Thesis. – University of Wisconsin, 1968.
30. Yasuda K. et al. Shear Flow Properties of Concentrated Solutions // Rheol. Acta. – 1981. – Vol. 20. – P. 163–178.
31. Manas-Zloczower I. Mixing and Compounding of Polymers, 2nd ed. – Munich : Hanser, 2013.
32. Bird R. B. et al. Transport Phenomena, 2nd ed. – New Jersey : Wiley, 2002.
33. ANSYS Fluent User Manual 18.1. – Canonsburg : ANSYS Inc., 2017.
34. ANSYS Fluent Theory Guide 18.1. – Canonsburg : ANSYS Inc., 2017.
35. Fortin M. Old and New Elements for Incompressible Flow // Int. J. Num. Methods Fluids. – 1981. – Vol. 1. – P. 347–364.
36. Michaeli W. Extrusion Dies for Plastics and Rubber, 2nd ed. – Munich : Hanser, 1992.
37. Mohr W. D. et al. Mixing in Laminar Flow Systems // Ind. Eng. Chem. – 1957. – Vol. 49. – P. 1855–1856.
38. Щербина В.Ю., Гондляр О.В., Чемерис А.О., Швачко Д.Г. AutoLISP при проектуванні технологічного обладнання [Електронний ресурс] / КІП ім. Ігоря Сікорського. Київ, 2024. 175 с. URL: <https://ela.kpi.ua/handle/123456789/45732>
39. Marschik C. Modeling and Simulation of Mixing in Single-Screw Extruders. Final Report – Marshall Plan Scholarship. – Linz : JKU, 2018.

- 40.Панов Є. М., Сокольський О. Л. Моделювання і розрахунків процесів та апаратів хімічної технології. – К. : НТУУ «КПІ», 2015.
- 41.Сівецький В.І., Щербина В.Ю., Гондлях О.В. Інжиніринг інноваційних технологій та обладнання. Лінії для виготовлення листових і профільних полімерних виробів [Електронний ресурс] / КПІ ім. Ігоря Сікорського. Київ, 2022. – 113 с. URL: <https://ela.kpi.ua/handle/123456789/45732>
- 42.Bertrand F. et al. A Three-Dimensional Fictitious Domain Method // Int. J. Num. Meth. Fluids. – 1997. – Vol. 25. – P. 719–736.
- 43.Ottino J. M. et al. A Framework for Description of Mechanical Mixing // AIChE J. – 1981. – Vol. 27. – P. 565–577.
- 44.Manas-Zloczower I., Feke D. L. Analysis of Agglomerate Separation // Int. Polym. Process. – 1988. – Vol. 2. – P. 185–190.
- 45.Manas-Zloczower I., Feke D. L. Analysis of Agglomerate Rupture // Int. Polym. Process. – 1989. – Vol. 4. – P. 3–8.
- 46.Yao W. G. et al. Mixing Efficiency in a Pin Section // Polym. Eng. Sci. – 2001. – Vol. 41. – P. 908–917.
- 47.Rauwendaal C. et al. New Dispersive Mixers for Single Screw Extruders // SPE ANTEC. – 1998. – P. 277–284.
- 48.ДСанПіН 3.3.2.007-98. Гігієнічні вимоги до організації роботи з відеодисплейними терміналами. – К. : МОЗ України, 1998.
- 49.ДСН 3.3.6.037-99. Санітарні норми виробничого шуму. – К., 1999.
- 50.ДСТУ 3008-15. Документація. Звіти у сфері науки і техніки. – К. : ДП «УкрНДНЦ», 2015.
- 51.ДСТУ ГОСТ 7.1:2006. Бібліографічний запис. Бібліографічний опис. – К., 2007.
- 52.Rios A. C. et al. Experimental and Numerical Study of Rhomboidal Mixing Sections // Int. Polym. Process. – 2000. – Vol. 15. – P. 12–19.
- 53.Avalosse T., Crochet M. J. Finite-Element Simulation of Mixing: Three-Dimensional Flow Through a Kenics Mixer // AIChE J. – 1997. – Vol. 43. – P. 588–597.
- 54.Маркетинг стартап-проектів : навчальний посібник для усіх спеціальностей другого освітнього ступеню «магістр» / С. О. Солнцев, О. В. Зозульов, Н. В. Юдіна, Т. О. Царьова, Н. В. Язвінська ; за заг. ред. С.О. Солнцева ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 218 с. URL : <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/27437>
- 55.Розроблення стартап-проекту : Методичні рекомендації до виконання розділу магістерських дисертацій для студентів інженерних спеціальностей / За заг. ред. О.А. Гавриша. Київ : НТУУ «КПІ», 2016. 28 с.

56. Semeniyuk, S., Levytskyi, V., Fomina, O., Fedorchenko, K., Yudina, N., Ratynskiy, V., Shcherbatiuk, O., Bendiyuh, V., & Zhurakivska, Y. (2024). Overcoming barriers to digitalization of small and medium-sized enterprises under martial law. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 3(13 (129)), 57–69. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2024.304997> <https://journals.urau.ua/eejet/article/view/304997> .
57. Щербина В.Ю., Лелека С.В., Безверхий І.О. Методологія проектування. Лабораторний практикум [Електронний ресурс] / КПІ ім. Ігоря Сікорського. Київ, 2024. 119 с. URL: <https://ela.kpi.ua/handle/123456789/67997>
58. Yudina, N. Economic “Butterfly” and Futurology of the War in Ukraine. *Economic Bulletin Of National Technical University Of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute"*. Kyiv: Management And Marketing Faculty Of National Technical University Of Ukraine “Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute”, 2022. №23 (2022). PP. 77-82. DOI: <https://doi.org/10.20535/2307-5651.23.2022.264637>.
59. Yudina, N. Algorithm Of Marketing Decision Making. *Economic Bulletin Of National Technical University Of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute"*. Kyiv: Management And Marketing Faculty Of National Technical University Of Ukraine “Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute”, 2022. №22 (2022). PP. 1-9. DOI: <https://doi.org/10.20535/2307-5651.22.2022.260163>.
60. Yudina, N. Future Study Implementation Into Marketing Activity Of Companies. *Economic Bulletin Of National Technical University Of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute"*. Kyiv: Management And Marketing Faculty Of National Technical University Of Ukraine “Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute”, 2021. №19 (2021). PP. 1-9 URL : <http://ev.fmm.kpi.ua/article/view/240315>.
61. Yudina, N., Pidlisna, O. Marketing Perception Of Technological Uncertainty By Decision-Makers. *Economic Bulletin Of National Technical University Of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute"*. Kyiv: Management And Marketing Faculty Of National Technical University Of Ukraine “Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute”, 2021. №18 (2021). PP. 1-10. DOI: <https://doi.org/10.20535/2307-5651.18.2021.238105>.

ДОДАТКИ

ДОДАТОК А
Специфікації складальних креслеників

Фор-мат	Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Приміт.
			Документація		
A1		ЛУ41МН.027142.002-70СК	Складальний кресленик		
			Складальні одиниці		
	1	ЛУ41МН.027142.002.01	Рама	1	
	2	ЛУ41МН.027142.002.02	Корпус	1	
	3	ЛУ41МН.027142.002.03	Редуктор	1	
	4	ЛУ41МН.027142.002.04	Нагрівач	1	
	5	ЛУ41МН.027142.002.05	Бункер	1	
	6	ЛУ41МН.027142.002.06	Опора	1	
	7	ЛУ41МН.027142.002.07	Електродвигун	1	
	8	ЛУ41МН.027142.002.08	Циліндр передній	1	
A1	9	ЛУ41МН.027142.004-70СК	Загрузочна воронка	1	
			Деталі		
A1	10	ЛУ41МН.027142.003-70	Модернізований черв'як	1	
	11	ЛУ41МН.027142.002.09	Кожух	1	
A3	12	ЛУ41МН.027142.008-70	Фланець	1	
			Стандартні вироби		
	13		Болт М8х18 DIN-933	6	
	14		Гайка М8 DIN-933	6	
	15		Шайба М8 DIN-125	6	

ДОДАТОК Б
Перевірка на плагіат