



ХИМИКОТЕХНОЛОГИЧЕН И МЕТАЛУРГИЧЕН УНИВЕРСИТЕТ СОФИЯ

ФАКУЛТЕТ ПО ХИМИЧНО И СИСТЕМНО ИНЖЕНЕРСТВО

КАТЕДРА “ИНЖЕНЕРНА ХИМИЯ”

ДИПЛОМНА РАБОТА

ЧИСЛЕНО ИЗСЛЕДВАНЕ НА ХИДРОДИНАМИКАТА В МЕМБРАНЕН БИОРЕАКТОР С АЕРИРАНЕ

ОБРАЗОВАТЕЛНО-КВАЛИФИКАЦИОННА СТЕПЕН: БАКАЛАВЪР

Ръководител на катедра:

доц. д-р инж. Силиян Чаушев

Научен ръководител:

доц. д-р инж. Веселин Илиев

Консултант:

гл. ас. д-р инж. Десислава Мутафчиева

Дипломант:

Радой Стрезимиров Дуковски, фак. № ХП0464

София, 2020

ХИМИКОТЕХНОЛОГИЧЕН И МЕТАЛУРГИЧЕН УНИВЕРСИТЕТ – СОФИЯ

Факултет: ФХСИ
Дата на задаване:

Катедра: Инженерна химия

Утвърждавам,

Ръководител на катедра: доц. д-р Силиян Чаушев

ЗАДАНИЕ

за изработване на дипломна работа на студента: Радой Стрезимиров Дуковски,
фак. № ХП0464

специалност: Химично инженерство с преподаване на немски език

1. Тема: „Числено изследване на хидродинамиката в мембранен биореактор с аериране“

2. Съдържание на заданието:

Да се проектира мембранен биореактор за добив на дрожди *Hansenula polymorpha* с производителност 6 [g/h] при температура на култивиране 30°C и хранителна среда – метанол. Процесът на клетъчен растеж се характеризира с добивен коефициент $Y_{X/S} = 0.95$. За предотвратяване на замърсяването на мембраната, минималната скорост на деформация на материала в граничния слой на мембраната да бъде 0.8 [s⁻¹]. Максималната скорост на деформация в камерата за клетъчен растеж да бъде 15 [s⁻¹].

Да бъдат представени:

- 2.1. Теоретична част, описваща процеса на клетъчен растеж и използваните математични модели.
- 2.2. Изчислителна част, съдържаща проектни пресмятания на характеристиките на реактора.
- 2.3. Геометрична част, съдържаща конструктивни схеми на реактора и 3D модел.
- 2.4. Проверочна част, съдържаща резултати от компютърна симулация за общите характеристики на процеса, влиянието на формата на мембраната върху производителността и влиянието на въздушния дебит върху срязващите напрежения върху повърхността на мембраната.

3. Изходни данни:

- 3.1. Работни параметри на реактора.
- 3.2. Основни характеристики на плоските мембрани - Development and applications of very high flux microfiltration membranes. Journal of Membrane Science, Volume 150, Issue 1, 11 November 1998, Pages 1-8.
- 3.3. Основни характеристики на моделите за клетъчен растеж - Кинетиката на микробния растеж. UniLab, <http://uni-lab.net/Materials/e-student/Kinetika-Presentation.pdf>

4. Съдържание на дипломната работа:

- 4.1. Увод, цел и задачи.
- 4.2. Литературен обзор за периода от 01.01.2015 до 30.06.2020 върху видовете мембранни реактори с механично разбъркване и аериране, тяхното приложение, конструктивни особености и методите за анализ на хидродинамичните процеси в този тип реактори.
- 4.3. Обект на изследването: мембранен биореактор с аериране. Оразмеряване на реактора по зададени работни параметри.
- 4.4. Методи за изследване /изпитване/: изследване с помощта на изчислителната хидродинамика (CFD анализ) върху виртуален 3D модел с използване на CAE софтуер.
- 4.5. Експериментални резултати.
- 4.6. Обсъждане на експерименталните резултати, включително графики и таблици.

Научен ръководител:

доц. д-р инж. Веселин Илиев

Консултант:

гл. ас. д-р инж. Десислава Мутафчиева

Таблици

Таблица 1. Приложение на мембранно разделяне в биотехнологията

Таблица 2. Максимална специфична растежна скорост ($\mu_{\max}$) при различни микроорганизми, [17]

Таблица 3. Типични стойности за K_s при различни микроорганизми и субстрати, [17]

Фигури

Фиг. 1. Kubota мембрана

Фиг. 2. Кубота EW модул

Фиг. 3. PURON® мембрана

Фиг. 4. Биореактор с изнесена мембрана

Фиг. 5. Запушване на мембранни пори с утаени частици (ляво), колоидни вещества, абсорбирани в порите на стените (център), слой от „динамична“ утайка, който позволява преминаването само на по-малки частици (дясно), [3]

Фиг. 6. Схема на режим на потопено филтруване

Фиг. 7. Срязващи напрежения при различна специфична въведена мощност в реактор с разбъркване

Фиг. 8. Биореактор с разбъркване и аерация

Фиг. 9. Разпределение на срязващите напрежения по повърхността на тръбен мембранен модул в реактор с разбъркване

Фиг. 10. Схема на мембранен биореактор с разбъркване

Фиг. 11. Биореактор с потопен мембранен модул, [10]

Фиг. 12. Различни конструкции на барботьори, [11]

Фиг. 13. Режим на потоците във вертикална барботажна колона, според (J. S. Groen, 2004)

Фиг. 14. Схематично представяне на CFD процеса, [16]

Фиг. 15. Биореактор с потопен мембранен модул с аериране и разбъркване

Фиг. 16. Оразмеряване на биореактора

Фиг. 17. Схематично представяне на експерименталния барботажен реактор

Фиг. 18. Мрежа от контролни обеми по подразбиране

Фиг. 19. Брой на елементите на изследвания обект

Фиг. 20. Позиции за съгъстяване на мрежата

Фиг. 21. Клетъчен растеж

Фиг. 22. Крива на производителността

Фиг. 23. Клетъчен растеж при начален размер на мембраната 1.2 [dm³]

Фиг. 24. Крива на производителността при размер на мембраната между 1.2 [dm³] и 1.6 [dm³]

Фиг. 25. Клетъчен растеж (получен с ANSYS CFX)

Фиг. 26. Клетъчен растеж (получен с MATLAB)

Фиг. 27. Скорост на деформация в граничния слой

Фиг. 28. Скорост на срязване във външната камера

Фиг. 29. Скорост на срязване във външната камера (векторно представяне)

Фиг. 30. Посока на движение на флуидите във външната камера (векторно представяне)

Фиг. 31. Скорост на деформацията предизвикана от бъркачката

Фиг. 32. Скорост на деформация във вътрешната камера (векторно представяне)

Фиг. 33. Скорост на деформация във вътрешната камера

Фиг. 34. Посока на разбъркване (векторно представяне)

Означения на използваните физични величини

ϵ_G - газосъдържание, -

V_G - обем на газова фаза, [m³]

V_L - обем на течна фаза, [m³]

τ - време, [s]

H - височина на реактора, [m]

ρ - плътност, [kg/m³]

$\bar{\bar{\tau}}$ - тензор на напрежения

μ - динамичен вискозитет, [Pa.s]

p - налягане, [Pa]

v - скорост, [m/s]

$\mu^{(t)}$ - турбулентен вискозитет, [Pa.s]

$Y_{x/s}$ - масата на образуваните клетки за единица консумиран субстрат/ добивен коефициент, -

$Y_{p/s}$ - количеството на образуваните продукти за единица консумиран субстрат, -

$\mu_{\max}$ - максимално достижимата скорост на растеж, [h⁻¹]

μ - специфичната скорост на клетъчен растеж, [h⁻¹]

K_s - константата на Моно, [g/l]

q_p - специфичната скорост на синтеза на продукт, g/g/h

S_0 - входна концентрация на субстрат, [g/l]

$S_{1/2}$ - концентрацията на субстрат, [g/l]

X - концентрация на клетки, [g/l]

A - повърхност на мембраната, [dm²]

Per - коефициент на проницаемост през мембраната, [dm/h]

$V_{1/2}$ - обеми на 1-ва и 2-ра камери, [dm³]

$\dot{v}$ - обемен дебит, [l/h]

Използвани съкращения

БРПМ - барботажен реактор с потопена мембрана

CFD - изчислителната динамика на флуидите

ГУ - гранично условие

RANS - Reynolds averaged Navier-Stokes

PSD (Particle Size Distribution) - разпределение на частиците по големина

PBE (Population Balance Equation) - масови балансови уравнения

MF - микрофилтрационни мембрани

UF - ултрафилтрационни мембрани

NF - нанофилтрационни мембрани

RO - мембрани за обратна осмоза

TMP - транс-мембранно налягане

NOM - естествените органични вещества

PE - хлорирана полиетиленова мембрана

MT - многотръбни

HF - кухо влакно

FS - плосък лист мембрана

Съдържание

Увод, цели и задачи	1
I. ЛИТЕРАТУРЕН ОБЗОР	3
I.1. Мембранни биореактори	3
I.2. Конструктивни особености на мембранните биореактори	4
I.2.1 Kubota мембранен модул	4
I.2.2 Koch мембранни системи- PURON®	6
I.3. Предимства и недостатъци на мембранни биореактори	7
I.4. Хидродинамични особености на мембранните биореактори	8
I.4.1 Характеристика на мембрана	8
I.4.2 Режими на работа на мембраната	9
I.5. Хидродинамични особености на мембранни реактори с механично разбъркване	11
I.6. Хидродинамични особености на реактори с потопен мембранен модул и аерация.....	13
I.6.1 Видове хидродинамични режими в реактор с аериране	15
I.6.2 Газосъдържание	16
I.6.3 Срязващите напрежения около мембраната	16
I.7. Приложение на мембранен реактор с аериране и механично разбъркване като биореактор за натрупване на клетъчна маса	17
I.7.1 Описание на кинетиката на клетъчния растеж	17
I.7.2 Кинетика на изразходването на хранителни вещества и на образуване на продукти на ферментацията	18
I.8. CFD моделиране	19
I.8.1 Предимства и недостатъци на CFD моделирането	21
I.8.2 Модели за описание на турбулентни течения	21
II. ЕКСПЕРИМЕНТАЛНА ЧАСТ	23
II.1. Описание на биореактора	23
II.2. Числен експеримент за оразмеряване на мембранный биореактор	24
II.3. Експеримент за определяне на минималната скорост на аериране	25
II.3.1. Изграждане на триизмерния геометричен модел на биореактора	27

II.3.2. Омрежване на изследвания обект	28
II.3.3. Условия на експеримента	29
II.4. Експеримент за определяне на максималната скорост на разбъркване	30
III. РЕЗУЛТАТИ И ДИСКУСИЯ	30
III.1. Определяне на необходимия обем на реактора за постигане на желаната производителност по клетки	30
III.2. Сравняване на резултатите от MATLAB и ANSYS CFX за клетъчния растеж във вътрешната камера на реактора	34
III.3. Определяне на скоростта на деформацията при различни скорости на аериране	35
III.4. Определяне на срязващите напрежения при различни скорости на бъркачката	38
IV. ИЗВОДИ	41
Използвана литература	43
Приложение 1	45

Увод

Мембранните технологии имат все по-широко приложение в биотехнологичните производства и позволяват разделяне на компонентите, съдържащи се в течната фаза на биореактора според размера им, който може да варира от няколко ангстрьома до няколко милиметра. Особен интерес представляват мембраните биореакторите с потопен мембранен модул, в които се създават условия за високо качество на продуктите при намалена консумация на енергия и намаляване на количествата на използваните разтворители. Тези предимства водят до благоприятни икономически разчети и до пониски експлоатационни разходи.

Оптималното действие на мембранный биореактор е свързано с: положението на мембранный модул в реактора; съотношението газ/течност; трансмембранното налягане; създаването на достатъчни срязващи напрежения, които да благоприятстват триенето на мембранната повърхност.

Мембранните реактори с потопена мембрана и аерация от типа барботажни или ерлифтни колони с вграден мембранен модул използват благоприятното влияние на двуфазния поток газ-течност върху срязващите напрежения около мембраната. Увеличаването на срязващите напрежения до мембраната се счита за един от най-ефикасните начини за контрол на запусването. Разбира се, следва да се внимава за възможна деактивация на компоненти чувствителни към срязващи напрежения. Важно е да се изследва полето на тангенциалните напрежения и неговата хомогенността в близост до мембранната повърхност, за което не достига ситематична информация.

Проектирането на МБР става главно на базата на познаване на биокинетиката и на условията при които настъпва запусването на мембраната, въпреки че хидродинамиката в МБР е от решаващо значение за работата на тези реактори. Следователно влиянието на режима на потока в процеса на проектиране и работа на МБР не е достатъчно изучен и анализиран. Настоящите методи на проектиране на желан работен режим на потока в рамките на МБР до голяма степен се основават на емпирични техники (например: на специфичната енергия на смесване). Трудно е да се предскаже как мащабирането на апарата и проектирането на промишлени инсталации (например размер и положение на входи, прегради или мембранна ориентация) ще повлияят на хидродинамиката и следователно на цялостно изпълнение на мембранный реактор.

Напоследък все повече и повече проучвания използват CFD (изчислителна динамика на флуидите) техники за изследване и моделиране на потока на течността през мембранен модул и за изследване на факторите, които предизвикват замърсяването на мембраната. CFD е широко използван инструмент за изследване на замърсяването на мембраната и за проучване механизмите и факторите, които влияят на този процес. Изчислителната динамика на флуидите дава възможност за предсказване на това как геометричните характеристики и работните параметри на барботажния реактор с потопена мембрана ще повлияят на хидродинамиката и на избора на оптималната конструкция и следователно и производителност на мембранен биореактор с аериране.

Настоящата дипломна работа се фокусира върху проектиране на мембранен биореактор с механично разбъркване за добив на дрожди *Hansenula polymorpha*, и определяне на необходимата скорост на аерация за постигане на минимална скорост на деформация на материала в граничния слой на мембранната от $0.8 \text{ [s}^{-1}\text{]}$. Също така определяне на необходимата скорост на бъркачката за постигане на желаната максимална скорост на деформация в камерата за клетъчен растеж от $15 \text{ [s}^{-1}\text{]}$.

За изработването на настоящата дипломната работа бяха поставени следните задачи:

- Проектиране на мембранен биореактор за добив на дрожди *Hansenula polymorpha* с производителност 6 [g/h] при температура на култивиране 30 [°C] и хранителна среда – метанол.
- Определяне на необходимата скорост на аерация, чрез компютърни симулации на хидродинамичното поведение около граничния слой на мембраната при минимална скорост на деформация 0.8 [s⁻¹].
- Определяне на необходимата скорост на разбъркване, чрез компютърни симулации на хидродинамичното поведение в камерата за клетъчен растеж при максимална скорост на деформация от 15 [s⁻¹].

I. ЛИТЕРАТУРЕН ОБЗОР

I.1. Мембранни биореактори

Мембранните биореактори интегрират биоконверсия със селективно мембранно разделяне. Наличието на мембрана дава възможност за разделяне на различен тип продукти с достатъчна разлика в молекулната маса от сложни системи с разнообразен състав и концентрационен диапазон. Интегрираните мембранни реактори успешно се състезават с традиционните такива с разбъркване и свободно суспендирана биомаса в непрекъснат режим на действие. Сами по себе си мембранните технологии за разделяне имат широко приложение в биотехнологиите и позволяват разделяне на различни компоненти, съдържащи се в течната фаза на биореактора според размера им, който може да варира от няколко ангстрьома до няколко милиметра, което е показано в следващата таблица (Таблица 1.) [1].

Мембранни процеси (предизвикани от промяна на налягане)				
Мембранни отделителни процеси	Начин на отделяне	TMP (bar)	Диаметър на порите	Биотехнологични приложения
Микрофилтрация	пресяване	0.1-2	100-2000 [nm]	Премахване на продукти с висока молекулна маса от биореактора/ разделяне на суспендирал материя
Ултрафилтрация	пресяване	1.0-5.0	5-100 [nm]	Премахване на продукти с малка молекулна маса от биореактора/концентрация на макромолекулярни разтвори
Нанофилтрация	пресяване, дифузия, дифузия на разтвор и мембранен заряд	5.0-20.0	0.5-10 [nm]	Разделяне на органични и неорганични компоненти във воден разтвор
Обратна осмоза	разтвор/дифузия	10.0-200.0	90% задържане на сол	Концентрация на разтвори с компоненти с ниско молекулно тегло

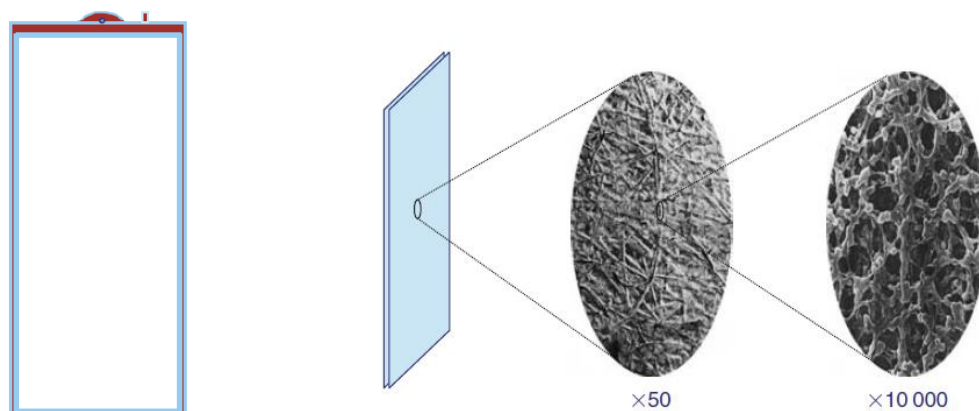
Мембранни процеси основани на метода разтвор-дифузия			
Мембранни отделителни процеси	Движеща сила за масопресос	Начин на отделяне	Биотехнологични приложения
Диализа	Разлика в концентрациите	Симетрични порьозни мембрани	Разделяне на съединения с ниско молекулярно тегло и инхибиращи свойства
Первапорация	Разлика в парциалните налягания	Различна дифузия през мембраната	Разделяне на ниско летливи съединения
Разделяне на газове	Разлика в парциалните налягания	Различна дифузия през мембраната	Разделяне на газови смеси
Тетракция	Разлика в парциалните налягания	Различна дифузия през мембраната	Разделяне на течни смеси

Таблица1. Приложение на мембранно разделяне в биотехнологията

I.2. Конструктивни особености на мембранните биореактори

I.2.1. Kubota мембранен модул

Предлаганите мембранни биореакторни (MBR) могат да бъдат класифицирани според мембранната конфигурация, като: плосък лист (FS), кухо влакно (HF) и многотръбни (MT). Оригиналната FS микрофилтрационна мембрана (MF) тип 510 (Фиг. 1), която все още е широко използвана, включва плосък панел с размери 0.5 [m] на 1 [m] и с дебелина 6 [mm], осигуряващ ефективна площ на мембраната от 0.8 [m²].



Фиг. 1. Kubota мембрана

Размерът на порите е $0.4\ [\mu\text{m}]$, но поради формирането на динамичния слой върху мембранната повърхност, ефективният размер на порите при работа е значително по-малък от този и може да бъде в диапазона на ултрафилтрация (UF). Мембранните панели са поставени в пакет на разстояние $7\text{--}8\ [\text{mm}]$ един от друг. Установено е, че това е достатъчно за предотвратяване на запушването. В основата на резервоара се прилага аериране, така че да се осигури известно количество окисляване на биомасата, в допълнение на аерирането на мембранный модул. Оригиналната тръба за аериране на въздуха, съдържаща отвори от $8\ [\text{mm}]$ или $10\ [\text{mm}]$, е заменена от патентован аератор за промиване на утайки. Този аератор съдържа централна тръба с по-малки странични тръбички. Всяка странична тръба има $4\ [\text{mm}]$ отвори на горната повърхност. Почистването на аератора се постига чрез кратко отваряне на външен клапан, свързан чрез колектор към краищата на централната тръба/тръби. Това позволява интензивен обратен поток от утайки и въздух обратно в резервоара. Този обратен поток изчиства утайките от аератора и помага да се предотврати запушването на системата за аерация. Мембранните модули съдържат до 200 панела в едноетажна конфигурация. Направено е подобрене на този модел през 2002 г., когато се появява double-deck (двойна) ЕК дизайн. Той намалява цената, заради способността да се монтират един върху друг два Кубота модула, с което се увеличава мембранната повърхност.

Логична алтернатива на двуетажния дизайн е създаването на единичен удължен мембранен панел, с което се постига по-дълъг път на въздушния поток и по-голяма площ на мембраната. Всеки мембранен панел ($1.5\ [\text{m}]$ на $0.55\ [\text{m}]$, осигуряващ ефективна мембранный площ от $1.25\ [\text{m}^2]$) съдържа вътрешни канали, свързващи се с формован пермеатен колектор. Този дизайн намалява сложността на корпуса (Фиг. 2).



Фиг. 2. Кубота EW модул

В допълнение на по-голямата площ на панела води до намаляване на енергийната консумация за аериране.

1.2.2 Koch мембранни системи- PURON®

Мембранният елемент е потопеният HF тип на базата на 2.6 [mm] и нишки с вътрешен диаметър 1.2 [mm]. За разлика от повечето други потопени HF MBR модули, мембранният материал е PES. Специфична характеристика на системата PURON® е закрепването на влакната само в основата, като мембранните нишки са запечатани индивидуално в горната част (Фиг. 3).



Фиг. 3. PURON® мембрана

Очистващият въздух се впръсква между нишките периодично с помощта на централна въздушна дюза в основата на модула, така че да се ограничи степента на запушване. Свободното движение на нишките в горната част на модула е проектирано така, че да позволи на грубите твърди частици, като коса и агломерирани целулозни влакна, да излязат, без да причиняват запушване. Влакната се укрепват с вътрешна плетка, тъй като страничното движение на нишките ги подлага на механично напрежение. Филтратът се изтегля от колектора в основата на цилиндричния елемент, в който е разположен и аераторът. Отделните снопчета влакна са високи 2 [m] и осигуряват площ от мембрана от около 3.3 [m²].

Редица други компании или наскоро са въвели, или предстои скоро да въведат, свои собствени MBR системи. Всички те изглежда се основават на правоъгълни FS или вертикално ориентирани HF мембранни конфигурации. Значителна част от по-новите производители на мембранни и / или мембранни модули са от Югоизточна Азия [2].

I.3. Предимства и недостатъци на мембранни биореактори

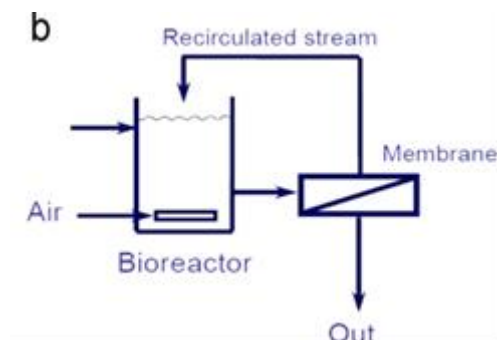
Основния недостатък на мембраните биореактори е замърсяването на мембраната, което води до често почистване и подмяна, което прави тази система по-малко привлекателна за широкомащабни приложения [1].

Предимствата на биореактор с потопен мембранен модул са във възможността за:

- пълно задържане на биомасата в реактора;
- отделяне на продукт с висока чистота;
- своевременно отделяне на продукта, който има инхибиращ ефект върху реакцията, или търпи разлагане в присъствие на определени компоненти на средата в реактора;
- наличието на газ(аериране) и сблъсъкът на газовите мехурчета с повърхността на мембраната имат положителен ефект върху намаляването на fouling-a (замърсяването);
- отпадане на необходимостта от циркуляционен контур и свързаната с него апаратура и енергиен разход;
- пестене на енергия и пространство;
- поддържане на стерилност в цялата система.

Биореактори с изнесена мембрана (Фиг. 4) са предпочитани при почистване на отпадни води, когато потоците са с висока температура и високи показатели на рН, токсичност и концентрация на замърсители. Те също така са успешно използвани при

анаеробни системи, напр. в производството на етанол, млечна киселина и други продукти на анаеробната ферментация на бактерии или дрожди [1, 2].



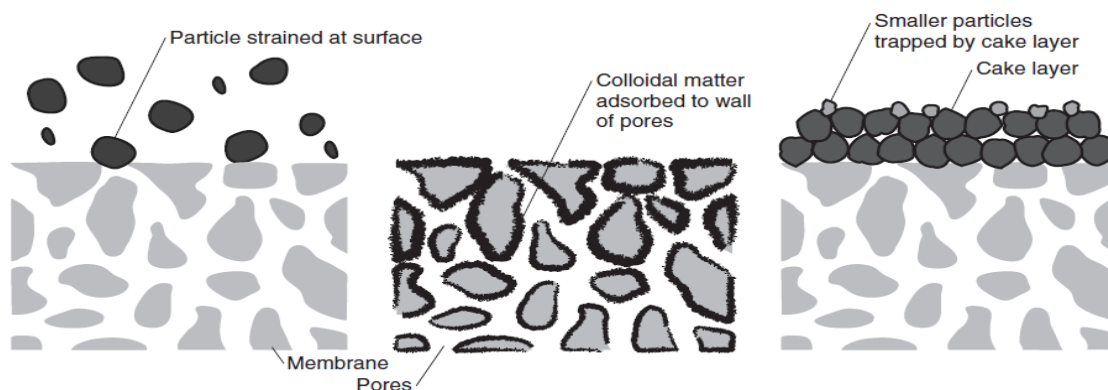
Фиг. 4. Биореактор с изнесена мембрана

I.4. Хидродинамични особености на мембранните биореактори

Контролирането на хидродинамичните условия в близост до мембраната е изключително важно за стабилността на потока, както и за минимизиране на необходимата мембранныя повърхност, намаляване на събиращата се утайка по повърхността и повишаване на трансмембранно налягане (TMP) или на постоянен пермеатен поток. Повишаването на срязващите напрежения до мембраната се счита за един от най-ефикасните начини за контрол на нейното запушването. Срязващи сили се генерират от помпи, барботиране на мехурчета или чрез разбъркващи устройства с цел отстраняване на образуващия се върху мембраната слой. Разбира се, следва да се внимава за възможна деактивация на чувствителни към срязващи напрежения компоненти. В този смисъл хидродинамичната обстановка в MBR (мембранен биореактор) е компромис между изискванията на сепарационния процес (областта около повърхността на мембраната) и на биохимичната реакция (в обема на реактора). От изчислителна гледна точка това означава да се изследва полето на скоростите и тангенциалните напрежения и неговата хомогенност в тези две области [1, 2].

I.4.1 Характеристика на мембрана

Върху повърхността на мембраната може да се образува утайка от твърди частици, както е показано на Фиг. 5. Този слой от утайка може да се разглежда като "динамична" мембрана, която позволява само по-малки частици да преминават през него, което води до намаляващ поток или увеличаване на **транс-мембранното налягане (TMP)**.



Фиг. 5. Запушване на мембранни пори с утаени частици (ляво), колоидни вещества, абсорбирани в порите на стените (център), слой от „динамична“ утайка, който позволява преминаването само на по-малки частици (дясно) [3]

Някои частици, напр. **естествените органични вещества (NOM)** не само се натрупват по повърхността на мембраната, но те могат да отидат и по-дълбоко в мембраната и след това да се адсорбират до стените на порите, както е показано в средата на Фиг. 5. Този процес е известен като замърсяване, което също може да бъде причинено от блокиране на порите и образуване на утайка. Тъй като части от порестата област са блокирани и някои пори стават по-малки поради адсорбцията, хидравличното съпротивление, се увеличава значително. С други думи, движещото налягане, което принуждава течността да преминава през мембраната трябва да се увеличи или потокът през мембраната да се отклони.

Голям брой проучвания [4-7] показват, че срязващото напрежение на стената е много важен параметър, който може да се използва за индикация на ефективността на мембраната. Известно е, че частиците, натрупани по повърхността на мембраната, ще бъдат отмити, когато напрежението на срязване се увеличи, тъй като може да увеличи обратния транспорт на частиците далеч от мембраната. По-ранно изследване на връзката между замърсяването на мембраната и съотношението между потока на пермеата и напрежението при срязване на стената е изследвано от LeBerge и Daufin през 1996 г. [4]. То показва, че съотношението между потока на пермеата и напрежението при срязване на стената може да бъде полезен параметър за прогнозиране на производителността на мембраната при различни работни условия.

В по-късни проучвания [5-9], ефектът на срязващото напрежение на стената върху замърсяването на мембраната по време на мембранното филтруване се изследва чрез цифрова симулация, като се използва CFD [5-8] или се изследва експериментално [9].

I.4.2 Режими на работа на мембраната

Основен проблем, който ограничава приложението на мембраната е замърсяването и запушването на мембраната и образуване на утайка. За да се сведе до минимум този негативен ефект, трябва да се избере подходящ режим на работа.

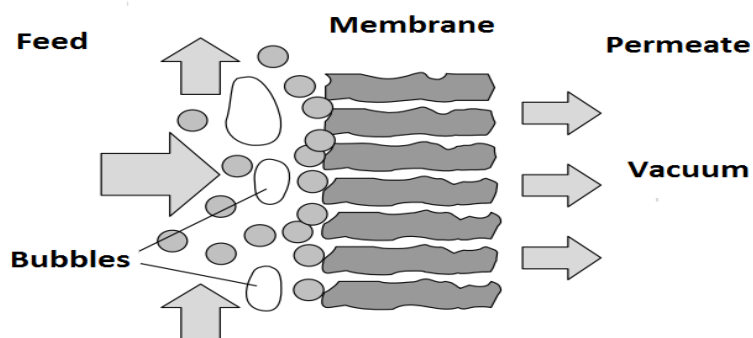
Три режима на работа на мембраната се използват главно при пречистването на вода и пречистване на отпадъчни води:

- режим на непрекъснато филтруване „Dead-End-Filtration“;
- режим филтриране на кръстосан поток „Cross-Flow-Filtration“;
- режим на потопено филтриране „Submerged-Filtration mode“.

Режимът на непрекъснато филтруване е най-фундаменталният начин, при който потокът на захранване е нормален за мембраната, което води до голям брой съставки, натрупващи се на повърхността на мембраната и генерирайки слой от твърди вещества, известен като филтърна утайка. Тази филтърна утайка може да действа и като филтърна среда, но също така значително увеличава TMP.

При режима на филтруване на кръстосан поток се създава кръстосан (тангенциален) поток, който не позволява образуване на филтърна утайка върху мембраната. За тази цел е необходима голяма скорост за създаване на турбуленция, което означава, че консумацията на енергия при кръстосано филтруване е много по-голяма [3].

При режима на потопено филтриране мембрана (membrane) е директно монтирана в резервоара със захранващата смес (feed stream). Вакуум (vacuum) се прилага като движеща сила върху вътрешната страна на мембраната, която придвижва продуктивния поток (permeate), за да премине през филтърната среда на мембраната. Този процес на филтруване е илюстриран на Фиг. 6. Поради вакуума движещата сила е ограничена и е по-ниска от тази в другите режими на филтриране. В резултат на ограничената движеща сила се налагат ограничения за продуктивния поток и трансмембранното налягане (TMP). Максималното TMP в потопената мембранна система е около 0.5 бара [5], а типичното TMP на филтруване с мембранен поток е 0.2 бара [5]. Освен това, разпръскването на газа се прилага по протежение на повърхността на мембраната, за да се стимулира турбулентността на потока, която контролира и ограничава растежа на утайката.

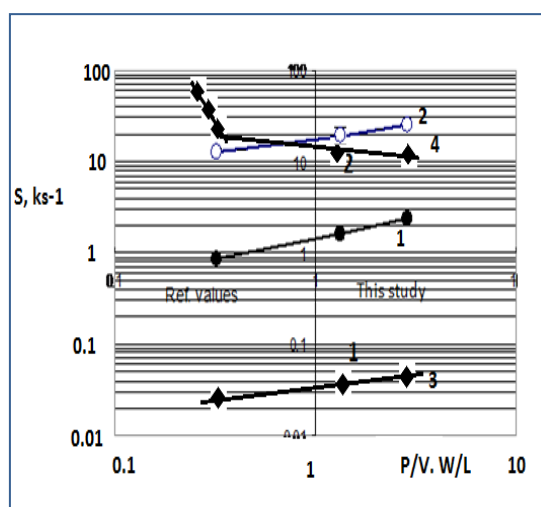


Фиг. 6. Схема на режим на потопено филтруване

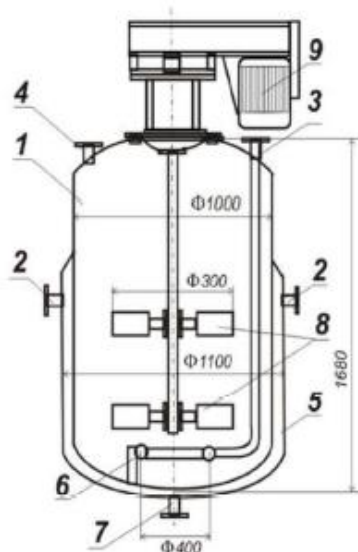
I.5. Хидродинамични особености на мембранны реактори с механично разбъркване

Мембранните реактори с механично разбъркване съчетават създадената от определен тип бъркачка хидродинамична картина в обема на реактора с тази около повърхността на мембраната. Големината и посоката на векторите на скоростта до мембраната зависят силно от скоростта на разбъркване.

Конкретната конструкция на бъркачката и разположението на мембраната спрямо нея влияят съществено върху скоростните полета и срязващите напрежения на мембраната. Фиг. 7 показва тази разлика спрямо въведената в реактора специфична мощност на разбъркване: показани са срязващите напрежения в обема на флуида в реактора (долната линия 3), тези на мембраната (средната линия 1) и тези в зоната до аериращото устройство (горната линия 2).

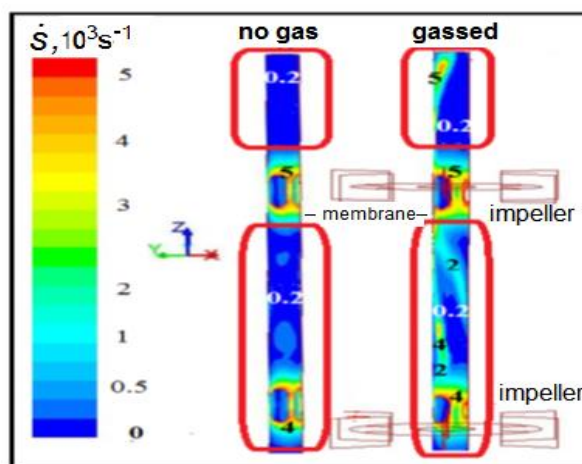


Фиг. 7. Срязващи напрежения при различна специфична въведена мощност в реактор с разбъркване

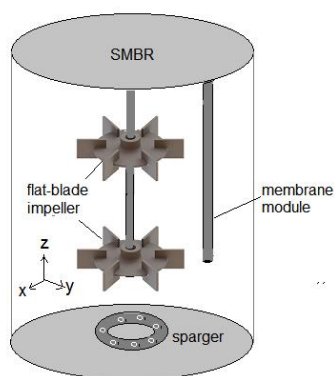


Фиг. 8. Биореактор с разбъркване и аерация

В този тип реактори (Фиг. 8), газовите мехурчета и механичното разбъркване влияят съвместно върху равномерността на разпределение на скоростите и срязващите напрежения до повърхността на мембраната. Реактор с разбъркване Biostat показан на Фиг. 8 с бъркачка с прави лопатки и две работни колела илюстрира на Фиг. 9 казаното. Разпределението на срязващите напрежения по дължината на мембраната е по-равномерно в присъствие на газ.



Фиг. 9. Разпределение на срязващите напрежения по повърхността на тръбен мембранен модул в реактор с разбъркване

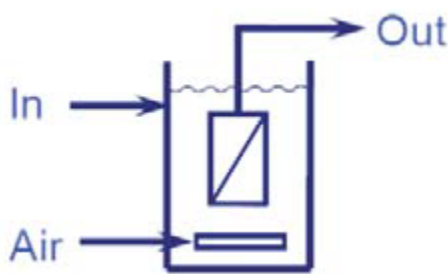


Фиг. 10. Схема на мембранен биореактор с разбъркване

На Фиг. 10 е представена схема на мембранен биореактор с разбъркване. Мембранный модул се поставя в зоната на аериране, за да се използва благоприятното влияние на двата фактора (газ и механично разбъркване) върху намаляването на замърсяването на мембраната [1, 2].

I.6. Хидродинамични особености на реактори с потопен мембранен модул и аерация

Мембранните реактори с аерация от типа барботажни или ерлифтни колони с вграден мембранен модул (Фиг. 11) (най-често с кухи влакна или плоско-паралелен), използват благоприятното влияние на двуфазния поток газ-течност върху срязващите напрежения около мембраната [10].

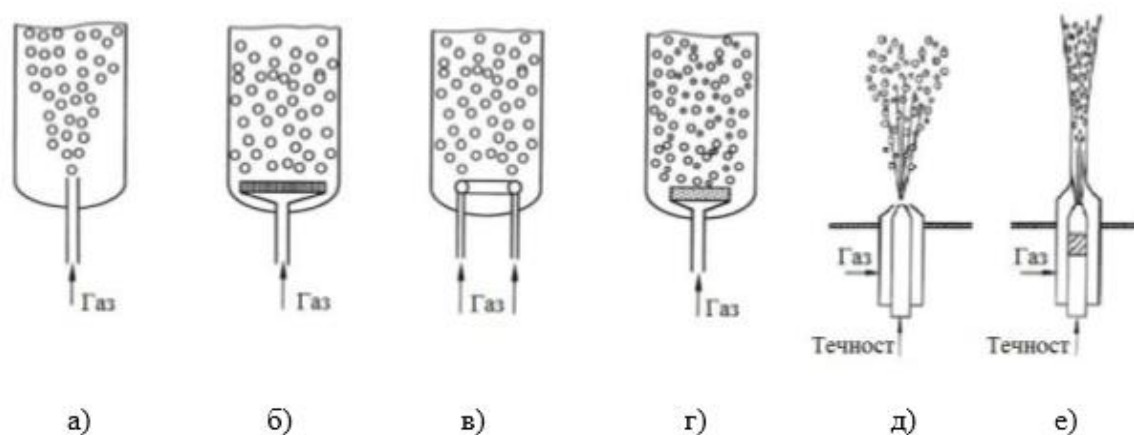


Фиг. 11. Биореактор с потопен мембранен модул [10]

Целта на аерирането е да се генерират малки газови мехурчета, които да са равномерно разпределени по напречното сечение на апарата, като по този начин се постига по-добро разбъркване на течността и по-интензивен масообмен.

Диспергирането на газа се получават чрез пропускането му през отвори, порьозна среда или чрез смесването на газа с бърза струя течност. Устройствата използвани в

първите два случая се наричат **статични барботьори** (*static spargers*) и са показани на долната фигура (Фиг. 12 а) и 12 г). Най-използваните конструкции са перфорираната тарелка и перфорираната тръба. Другият тип са **динамични барботьор** (*dynamic spargers*) и при тях се използва енергията на течната струя за разпръскването на газа. Най-използваните конструкции от този тип са т.нар. двуфазна струйна дюза и ежекторите и са показани на Фиг. 12 д) и 12 е).



Фиг. 12. Различни конструкции на барботьори [11]

а) тръба; б) перфорирана тарелка; в) перфорирана тръба; г) порьозна плоча; д) двуфазна струйна дюза; е) ежектор

Издигащите се газови мехурчета при среща с повърхността на мембранната влияят в посока на намаляване на концентрационната поляризация и респективно формирането на слой утайка върху нея. Ефектът идва от страна на течната фаза, респективно от по-високи действителни скорости до мембраната (свързани с обемната част на течната фаза в реактора, $1-\varepsilon_G$), както и на механичното въздействие на мехурите върху мембраната, което отмива слоя отлагания.

Съществуват разработки, които свързват всяко съпротивление на процеса в линейна зависимост от създадените от течната и газовата фаза срязващи напрежения на повърхността ѝ. Установено е, че от първостепенно значение за срязващите напрежения на мембранната повърхност е размерът на газовите мехурчета.

Концентрацията на твърда фаза и разпределението на частиците по размер има съществено влияние върху полето на скоростите и срязващите напрежения до мембраната, наблюдавано в диапазон от 1 μm до 100 μm диаметър на частиците. Частици с тези размери търпят процеси на агрегиране или дробене, чиято динамика е все още не достатъчно изследвана област. Оптималното действие на мембранный реактор е свързано с:

- положението на мембранный модул в реактора;
- съотношението газ/течност;

- трансмембранното налягане;
- създаването на достатъчни срязващи напрежения.

Сравнително нови и малко на брой са опитите да се моделира процеса като се отчете динамиката на връзката между трансмембранното налягане, срязващите напрежения на мембраната и потока през мембраната.

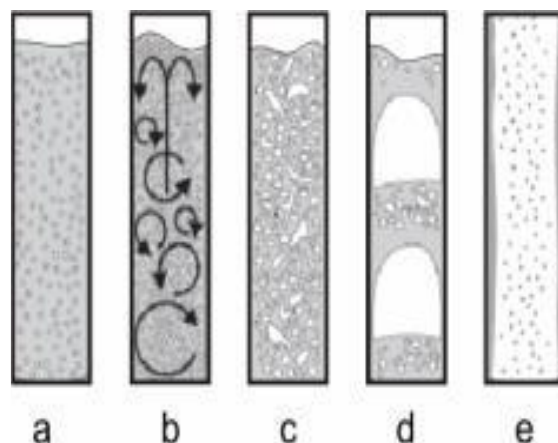
I.6.1 Видове хидродинамични режими в реактор с аериране

Хидродинамиката, смесването на фазите и масопреносните параметри в газотечните реактори силно зависят от преобладаващия режим на течение на двуфазния поток. Според (Groen, 2004 Camarasa et al, 1999 и Vial et al., 2001) [15] в реактори с аериране съществуват следните режими представени на следната фигура (Фиг.13):

- **Хомогенен (барботажен, мехурест) поток** – при него газовата фаза се състои от малки мехури с приблизително еднакви размери, всеки от които се движи самостоятелно и повечето от тях във вертикална и в много малка степен в хоризонтална посока без да си пречат взаимно. Скоростта на газа, обикновено е по-малка от 0.5 m/s и взаимодействията между мехурите са слаби.

При тези условия, газовите мехурчета не оказват влияние на движението на течната фаза и тя се разбърква слабо. Коалесценцията и дробенето на газовите мехури в обема е незначително и следователно размерът им се определя от типа и устройството на газоразпределителя и физичните свойства на системата газ-течност. В реактора няма интензивна циркулация.

- **Турбулентен поток** – настъпва тогава, когато взаимодействията между издигащите се мехури започват да стават значителни. Хомогенният слой от мехури става нестабилен, появяват се много на брой струпвания на мехури, които съществуват за кратко време. Течната фаза се издига посредством големия брой струпвания на мехури и започва да циркулира – да се изкачва нагоре от центъра на колоната и да се спуска надолу в областта около стената.
- **Хетерогенен режим** – наблюдава се тогава когато голяма част от потока от издигащи се мехури се дължи на коалесценцията между тях. Мехурите с големи размери преобладават като голяма част от тях са много деформирани. Дисперсията и обратното смесване при този режим са определящи.
- **Пръстеновиден поток** – дължи се на много висока скорост на газовата фаза. Газовият поток преминава през централната част на колоната, а течният, под формата на тънък слой – покрай стената.



Фиг. 13. Режим на потоците във вертикална барботажна колона според (J. S. Groen, 2004)

а – хомогенен поток; b – турбулентен поток; c – смесен поток; d – тампонен поток;
e – пръстеновиден поток

I.6.2 Газосъдържание

Газосъдържанието е един от най-важните параметри, които се използват за описание на газотечните системи. Газосъдържанието (ε_G) се дефинира като обема на газовата фаза V_G , отнесен към целия обем на двуфазната смес ($V_G + V_L$) и се дава със следната формула:

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (1)$$

Стойността му дава индикация за потенциала на масопреноса и колкото е по-голяма, толкова повече е време пребиваването на газа в реактора (респективно времето за контакт). Стойността на газосъдържанието се определя главно от дизайна на барботьора, налягането, скоростта на аериране и въведената мощност при реакторите с бъркачка [14, 15].

I.6.3 Срязващите напрежения около мембраната

Аериране на потопени MBR е една от основните изучавани теми. Това е частта от процеса с най-голяма консумация на енергия и може да се оптимизира чрез подобряване на хидродинамичните условия на модулите. В потопените MBR, разпръскването на въздуха не само доставя кислород към биомасата, но също така задържа твърдите вещества в суспензия и се използва за намаляване на замърсяването на мембраната, като се създава срязващо напрежение. Ефективното разпределение на въздуха допринася за пропускливостта на мембраната, устойчивостта на приложения поток и намаляването на замърсяването. Появата на байпасните струи и флуидните канали, които водят до засилено отстраняване на утайков слой и високо трансилни модели на срязване, е

повлияно от взаимодействията между флуида и структурата. Параметърът на ефективност на барботирането на газ зависи от скоростта на газа, размера на дюзата и концентрацията на суспензията; ефективността на модула е повлияна поради промени в локалното разпределение на потока и на налягането на изхода от модула. Ако аерирането е слабо, преобладават условията за идеално изместване [1, 16].

I.7. Приложение на мембранен реактор с аериране и механично разбъркване като биореактор за натрупване на клетъчна маса

Биореакторът с потопена мембрана позволява достигане на по-високи концентрации по отношение на клетките и дава възможните за задържане на клетъчната маса в реактора. Те са подходящи решения са свободно суспендирани клетки, когато се цели повишаване на концентрацията на клетъчна маса в реактор за производство на биомаса. Биореакторите се различават от конвенционалните реактори, тъй като живите организми, присъстващи в реакторите, се развиват/съществуват при специфична температура и налягане [1].

I.7.1 Описание на кинетиката на клетъчния растеж

Въз основа на концепцията за лимитиращ клетъчния растеж субстрат, скоростта на нарастване на клетките може да се изрази като функция на концентрацията на клетките:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (2)$$

Специфичната скорост на клетъчен растеж μ е основен параметър, характеризиращ скоростта на нарастване на клетките. Тя зависи от концентрацията на лимитиращия субстрат съгласно модела, предложен от Жак Моно през 1942 г.:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \quad (3)$$

където $\mu_{\max}$ е максималната скорост на клетъчен растеж, K_s е константата на Моно, а S е концентрацията на лимитиращия клетъчен растеж субстрат. Така кинетиката на клетъчен растеж се описва чрез модела на Моно като:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} X \quad (4)$$

Съгласно кинетиката на Моно клетъчният растеж описва чрез двупараметричен модел, чиито параметри- максималната скорост на растеж и константата на Моно, подлежат на експериментално определяне. $\mu_{\max}$ е максимално достижимата скорост на растеж, когато субстратът престава да бъде лимитиращ. Константата на Моно (K_s) е равна на концентрацията на субстрата, при която скоростта на клетъчен растеж е половината от максималната. Стойностите на $\mu_{\max}$ (Таблица 2.) и K_s (Таблица 3.) зависят от вида на микроорганизма, от скоростопределящия субстрат, от температурата и рН на средата [1, 17].

Микроорганизъм	$\mu_{\max}$ (h ⁻¹)	Температура на култивиране, (°C)
Бактерии	0,6 – 1,2	37
Дрожди	0,3 – 0,5	30
Актиномицети	0,1 – 0,3	28
Гъби	0,1 – 0,3	28

Таблица 2. Максимална специфична растежна скорост ($\mu_{\max}$) при различни микроорганизми [17]

Субстрат	K_s (мг/л)	Микроорганизъм
глюкоза	1.0	<i>Enterobacter aerogens</i>
глюкоза	2-4	<i>Escherichia coli</i>
глюкоза	25	<i>Sacharomyces cerevisiae</i>
рибоза	3	<i>Hansenula polymorpha</i>
метанол	120	<i>Hansenula polymorpha</i>
амоняк	0.1	<i>Enterobacter aerogens</i>
магнезий	0.6	<i>Enterobacter aerogens</i>

Таблица 3. Типични стойности за K_s при различни микроорганизми и субстрати [17]

1.7.2 Кинетика на изразходването на хранителни вещества и на образуване на продукти на ферментацията

Това е процесът, при който хранителните вещества от ферментационната среда се превръщат в клетъчна маса и метаболити. Масата на образуваните клетки за единица консумиран субстрат се бележи с $Y_{x/s}$:

$$Y_{X/S} = \frac{\Delta X}{\Delta S} \quad (5)$$

Количеството на образуваните продукти за единица консумиран субстрат с $Y_{P/S}$:

$$Y_{P/S} = \frac{\Delta P}{\Delta S} \quad (6)$$

Тези добивни коефициенти са мярка за ефективността на ферментационния процес.

Растежът на клетките и образуването на продукти са тясно свързани с използването на субстрата от хранителната среда. Тази връзка се демонстрира с уравненията на материалния баланс:

- по клетки:

$$\frac{dX}{dt} = \mu x - F_0 \frac{x}{V} \quad (7)$$

То показва натрупването на биомасата която е равна на растежа минус загубата на клетки с продукта.

- по субстрат:

$$-\frac{ds}{dt} = \frac{F}{V} S_0 - \frac{\mu X}{Y_{X/S}} - \frac{q_p x}{Y_{P/S}} - mx - \frac{F_0}{V} S \quad (8)$$

- по продукт

$$\frac{dP}{dt} = q_p x - F_0 \frac{P}{V} - KP \quad (9)$$

Уравнение 8 показва утилизирването на субстрата, а уравнение 9 образуването на продукт. Където: $\frac{F}{V} S_0$ е внасяне на субстрат, $\frac{\mu X}{Y_{X/S}}$ е растеж, $\frac{q_p x}{Y_{P/S}}$ е синтеза на продукт, mx е разхода на субстрат за поддържане, $\frac{F_0}{V} S$ е загуба на субстрат с продуктите, $q_p x$ е синтеза на продукт, $F_0 \frac{P}{V}$ е отделения продукт, а KP е разграждането на продукт. Специфичната скорост на синтеза на продукт се бележи с q_p [g/g/h] [17].

I.8. CFD моделиране

Основният подход при CFD (Фиг. 14) е при моделирането да се използват балансовите уравнения за маса, импулс и топлинна. За тези цел се приема, че изменението на величините във всяка от изследваните фази е непрекъснато.



Фиг. 14. Схематично представяне на CFD процеса [16]

Уравнение на непрекъснатостта. Основен физичен закон е този за съхранение на масата, от него се получава и т.нар. уравнение на непрекъснатостта:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = -\nabla(\rho \vec{v}) \quad (10)$$

където плътността ρ е транспортната величина.

Уравнение на движението (Навие-Стокс). Скоростта на флуидното течение е основна величина в CFD и тя се определя от уравнението на движението популярно още, като уравнение на Навие-Стокс:

$$\frac{\partial(\rho \vec{v})}{\partial t} = -\nabla(\rho \vec{v} \vec{v}) - \nabla \bar{\tau} - \nabla p + \rho \vec{g} \quad (11)$$

Тук скоростта сама по себе си не е транспортната величина – такава величина е импулса $\rho \vec{v}$. Тензорът на напреженията $\bar{\tau}$ играе ролята на дифузионния член и е функция от градиента на скоростта.

$$\tau_{ij} = -\sum_k \sum_l \mu_{ijkl} \frac{\partial v_k}{\partial x_l} \quad (12)$$

От уравнение 12 се получава за Нютонов флуид $\bar{\tau}$ да има вида:

$$\bar{\tau} = \mu[\nabla \vec{v} + (\nabla \vec{v})^T] + \left(k - \frac{2}{3}\mu\right)(\nabla \cdot \vec{v})\delta \quad (13)$$

където μ е динамичния вискозитет на флуида, който зависи от тангенциалното напрежение τ и времето t за Нютонови флуиди. Последните два члена в уравнение (11) са градиента на налягането p и силата на гравитацията $\rho \vec{g}$. Две неща затрудняват числената процедура с това уравнение – едното е нелинейната структура на конвективния член, а другото е налягането. Налягането няма свое балансово уравнение и за свиваеми флуиди се използва допълнително уравнението на състоянието ($p = p/(RT)$), чрез което се изчислява налягането, тъй като плътността се получава от уравнението на непрекъснатостта. Съвместното решаване на тези три уравнения (това на непрекъснатостта, на състоянието и това на Навие-Стокс) дава полетата на плътността, налягането и скоростта.

I.8.1 Предимства и недостатъци на CFD моделирането

Все по-голям брой разработки и публикации се занимават с приложението на CFD за барботажни двуфазни потоци [12, 18]. Wild et al. [12] цитират най-важните причини за този нарастващ интерес:

- Усъвършенстване на измервателната техника - прилаганите към локалната хидродинамиката в барботажните колони измервателни методи претърпяха голям напредък, така че по-надеждни хидродинамични измервания вече са на разположение, за да се провери адекватността на числените резултати получени от CFD симулациите.
- Увеличаване на компютърния капацитет.
- Подобро качество на различни CFD програмни системи: по-добри числени методи, по-реалистични затварящи гранични условия (*closure laws*).
- Неизяснената, сложна хидродинамика на режимите на потока, на променящата се газотечна междуфазна повърхност и липсата на знания за затварящите условия (турбулентност, сблъсък между мехурите) превръща изследването и изучаването на барботажните колони в еталон за всички газотечностни дисперсни потоци.

I.8.2 Модели за описание на турбулентни течения

Турбулентни течения. Турбулентният поток, има вихрова структура, при което се различават едромасштабни и дребномасштабни вихри. При преноса на импулс участват всички видове вихри. Най-големите вихри имат мащаб от порядъка на основното течение.

Първата полуемпирична теория за турбулентния пренос е теорията на Бусинеск (*Boussinesq*). По аналогия с ламинарните течения той въвежда т.нар. **турбулентен вискозитет**:

$$\tau_{xy}^{(t)} = -\mu^{(t)} \frac{d\overline{v_x}}{dy} \quad (14)$$

Голямата трудност при решаването на задачи с турбулентност е, че за да се „обхванат“ тези високочестотни флуктуации е необходимо да се използват мрежи с много малки размери и много малки стъпки във времето. Броят на клетките N необходими за пълна тримерна турбулентна симулация е равен на:

$$N = 5^3 \text{ Re}^{9/4} \quad (15)$$

където Re е критерия на Рейнолдс за съответното течение. Първоначално стойността на турбулентния вискозитет $\mu^{(t)}$ е считана за постоянна, което е твърде далеч от реалната физическа картина на процеса.

Решението на турбулентните проблеми се свежда до определяне на турбулентните вискозитет. За целта са съставени модели за турбулентност, базиращи се на приблизителни емпирични уравнения. Потребителят трябва да избере един от моделите на турбулентност. По-долу са показани най-често използваните модели за описание на турбулентните течения:

- **Zero Equation Model - Алгебричен модел - без диференциални уравнения**

Предимства на модела - прост за пресмятане

Недостатъци на модела- не дава добри резултати при наличие на циркулационни зони и работи при по-проста геометрия.

- **One equation model: k- модел, μ - модел**

- **Two equation models k- ϵ модели, k- ω**

Съгласно **k- ϵ** модела се приема, че течението е напълно развито турбулентно, като наред с това ефектите на молекулярния вискозитет са пренебрежими. Поради тази причина той се прилага успешно в практиката за напълно развити турбулентни течения [19]. Предимства на **k- ϵ** модела - дава реалистична картина, особено при турбулентни течения в тръби и канали. Недостатъци на **k- ϵ** модела - използването му в някои случаи води до “преувеличение” на турбулентността на потока.

- **Reynolds stress models** т.нар. **RANS** (*Reynolds Averaged Navier Stokes*).

При RANS модела всичките транспортни величини се осредняват за всичките турбулентни флуктуации във времето, което позволява използването на относително груби мрежи за голям брой системи, при това не са необходими големи изчислителни ресурси. Влиянието на турбулентността се отразява с допълнителни уравнения в модела. Осредняването при RANS се основава на факта, че големините на турбулентните флуктуации и останалия поток се различават значително. Поради това Рейнолдс е предложил параметрите на течението да се разглеждат като сума от две съставлящи: *осреднена във времето съставляща и пулсационна съставляща*.

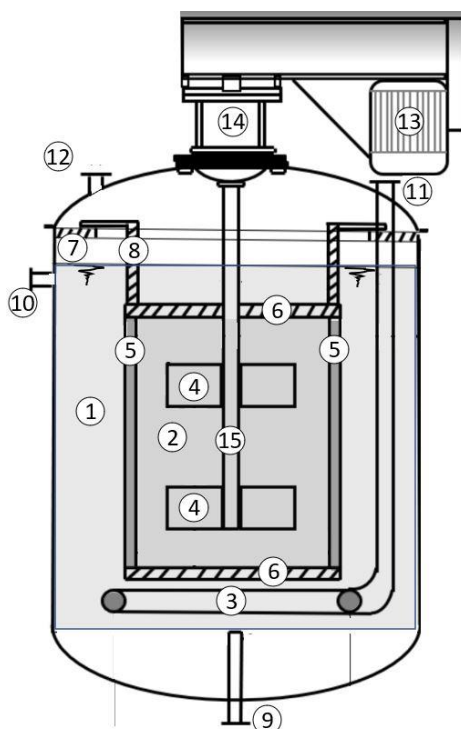
Горните турбулентни модели на турбулентност, с изключение на Zero Equation Model, в граничните слоеве флуид/стена се комбинират с модели за граничния слой.

K- ϵ моделът на турбулентност не е валиден директно за граничния слой. За крайните елементи в близост до стената в ANSYS се използват няколко модели за турбулентните гранични слоеве.

II. ЕКСПЕРИМЕНТАЛНА ЧАСТ

II.1. Описание на биореактора

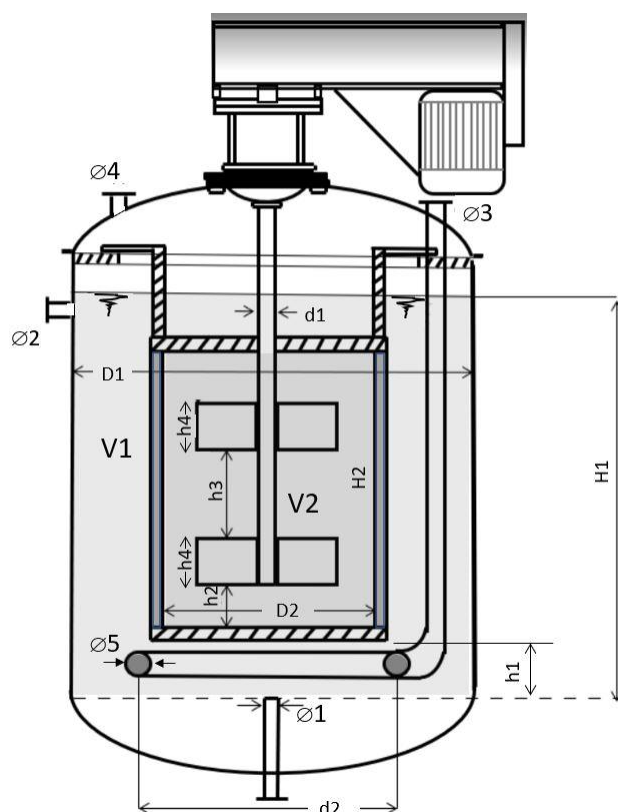
За целта на изследването въз основа на направения литературен обзор е избран биореактор с аериране и разбъркване и потопен мембранен модул, показан на Фиг. 15. Този биореактор е изграден от две камери (1-външна камера и 2-вътрешна камера), като в камера 1 през долния отвор (9) постъпва субстрата, необходим за клетъчния растеж. Субстратът преминава през мембранната повърхност (5) в камера 2, в която се извършва клетъчния растеж. В нея са монтирани бъркачки (4), които се задвижват от електромотор (13). В долната част на камера 1 е поставен барботьор с тороидална форма (3), чрез който се въвежда въздух за смесване на материалите и за почистване на мембранный модул. Въздухът необходим за аерирането се въвежда чрез хранващата тръба (11), освобождава се на свободната повърхност на разтвора в камера 1 и излиза през вентилационен отвор (12). Мембранный модул може да се демонтира като задвижващият електромотор (13) и редукторът (14) се демонтират предварително и закрепващите елементите (8) се отделят от легло на мембранный блок (7).



Фиг. 15. Биореактор с потопен мембранен модул с аериране и разбъркване
1- външна камера; 2 - вътрешна камера; 3 - барботьор; 4 - бъркачка; 5 - мембрана; 6 - дъно и капак на мембранный модул; 7 - легло на мембранный блок; 8 - държачи на мембранный модул; 9- вход за хранителната среда; 10 - изход на разтвор; 11 - вход на хранваща тръба; 12 - изход за въздух (вентилационен изход); 13 - електромотор; 14 - редуктор; 15 - вал

II.2. Числен експеримент за оразмеряване на мембранный биореактор

Необходимите обем и височина на мембранный биореактор са определени чрез числен експеримент в програмната среда на MATLAB, така че да се достигне желаната производителност по клетки от 6 [g/h]. За определяне на височината е взето отношение $H/d=1,5$ от стандартната геометрия за лабораторен реактор, а диаметърът е изчислен спрямо получения от експеримента обем. На Фиг. 16 са показани размерите на съставящите части на биореактора.



Фиг. 16. Оразмеряване на биореактора

$V1 - 0.0014 \text{ [m}^3\text{]}; V2 - 0.0014 \text{ [m}^3\text{]}; D1 - 0.067 \text{ [m]}; D2 - 0.053 \text{ [m]}; H1 - 0.201 \text{ [m]}; H2 - 0.159 \text{ [m]};$
 $d1 - 0.002 \text{ [m]}; d2 - 0.116 \text{ [m]}; h1 - 0.021 \text{ [m]}; h2 - 0.035 \text{ [m]}; h3 - 0.056 \text{ [m]}; h4 - 0.03 \text{ [m]};$
 $\phi 1 - 0.01 \text{ [m]}; \phi 2 - 0.005 \text{ [m]}; \phi 3 - 0.01 \text{ [m]}; \phi 4 - 0.01 \text{ [m]}; \phi 5 - 0.01 \text{ [m]}$

Клетъчният растеж в камера две, както и количеството на субстрата в двете камери е изчислен чрез функцията `ode23` в програмната среда MATLAB, която позволява да се пресмятат до три на брой диференциални уравнения. Използваните уравнения са следните:

$$\text{-субстарт в 1-ва камера: } \frac{dS_1}{dt} V_1 = \dot{v}S_0 - \dot{v}S_1 - Per(S_1 - S_2) \quad (16)$$

$$\text{-субстрат в 2-ра камера: } \frac{dS_2}{dt} V_{12} = Per(S_1 - S_2) - \frac{1}{Y_{x/s}} \mu X V_2 \quad (17)$$

$$\text{-клетки: } \frac{dX}{dt} V_2 = \mu X V_2 \quad (18)$$

За параметрите на този модел използваме експериментални данни от Фиг. 15 и Фиг. 16 на литературния обзор (клетъчния растеж): кинетика на Моно с $\mu_{\max} = 0.5 \text{ [h}^{-1}\text{]}$; $K_s = 0.12 \text{ [g/l]}$; $Y_{x/s} = 0.52$; начална концентрация на субстрат $S_0 = 2 \text{ [g/l]}$; проточен дебит в 1-ва камера $\dot{v} = 2 \text{ [l/h]} = 0.00056 \text{ [kg/s]}$; данни за мембраната $Per = 0.52 \text{ [dm/h]}$ и $A = 5.29 \text{ [dm}^2\text{]}$.

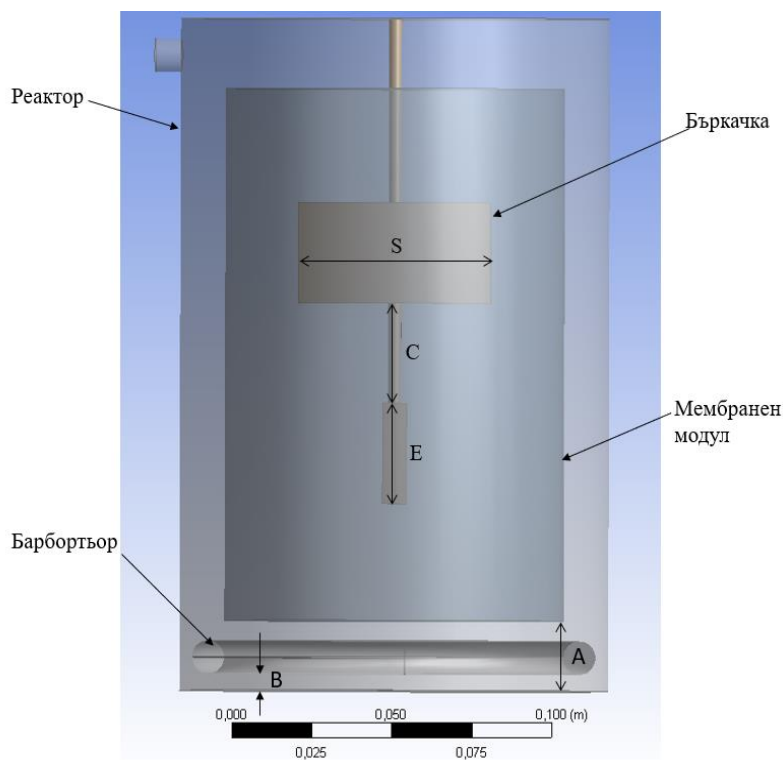
Програмните кодове, използвани в настоящата дипломна работа, са представени в Приложение 1. От получените резултати е установено, че необходимата производителност 6 [g/h] се постига от обем на мембранный модул $1.4 \text{ [dm}^3\text{]}$ (Фиг. 24).

II.3. Експеримент за определяне на минималната скорост на аериране

Минималната скорост на аериране е определена посредством числен експеримент (компютърна симулация), реализиран с ANSYS, версия 16.0. Продуктът ANSYS представлява цялостен софтуерен пакет, който обхваща голяма гама от физични задачи и осигурява достъп до почти всяка сфера от инженерната практика. Софтуерът е широко използван от инженери и дизайнери в широк спектър от индустриални задачи. Компанията се фокусира върху развитието на отворени и гъвкави решения, които дават възможност на потребителите да анализират проекти директно на работния плот. ANSYS инструментите за CFD анализ включват ANSYS Fluent и ANSYS CFX [20], които се предлагат отделно или заедно в модула ANSYS CFD [21]. Настоящата експериментална работа е изпълнена в ЦММКС с продукта ANSYS CFX, за който ХТМУ има постоянен лиценз.

Компютърната симулация е проведена върху работния обем на реактора, показан на Фиг. 17. Потопената мембрана е поставена на разстояние $A = 0.021 \text{ [m]}$ от основата на реактора и има височина $H = 0.159 \text{ [m]}$ и диаметър $D = 0.053 \text{ [m]}$. Барботьорът с тороидална форма с диаметър $D = 0.01 \text{ [m]}$ и радиус на пръстена $R = 0.058 \text{ [m]}$, е разположен в долния край на реактора на разстояние $B = 0.01 \text{ [m]}$ от основата. Долната бъркачка е разположена на разстояние $C = 0.056 \text{ [m]}$ от основата на реактора като разстоянието между двете

бъркачки е $E=0.03$ [m]. Този размер също отговаря и на височината им, а дължината е еднаква и за двете $S=0.06$ [m].



Фиг. 17. Схематично представяне на експерименталния барботажен реактор

Включването на барботьор в конструкцията на реактора увеличава турбулентността и влияе върху скоростта на деформация по дължина на мембрания модул. Процесът на аериране има тенденция да бъде силно турбулентен, което налага подходящ модел на турбулентност. При компютърната симулация моделът за турбулентност $k-\epsilon$ се използва за правилно определяне на скоростта на деформация около стената на мембраната. Този модел на турбулентност обикновено се използва за моделиране на барботажни колони, тъй като е компромис между изчислителната точност и ефективността [23]. Разпределението на скоростта на деформация по дължината на мембраната е по-хомогенно в присъствие на газ. Издигащите се газови мехурчета при среща с мембранната повърхност влияят в посока на намаляване на концентрационната поляризация и респективно формирането на слой утайка върху нея [1].

Пълното моделиране на двуфазния поток в средата ANSYS бе извършено съгласно методологията включваща създаване на геометричен модел на обекта,

омрежване на изследвания обект, настройка на променливите, описващи физикохимичното поведение на флуида в реактора и задаване на началните и граничните условия на процеса.

II.3.1. Изграждане на триизмерния геометричен модел на биореактора

За изграждането на тримерен (3D) модел е генериран 2D чертеж. За създаването на схемата, барботьора и бъркачките в средата на ANSYS Workbench Design Modeler са използвани някои от основните функции:

- Line – за построяване на линии;
- Circle- за изчертаване на окръжност;
- Cylinder- за построяване на цилиндър (външния реактор и мембранный модул);

За оразмеряване на чертежа се използват следните функции:

- Horizontal – за хоризонтални размери;
- Vertical – за вертикални размери;
- Radius – за радиус;
- General – линейни размери;

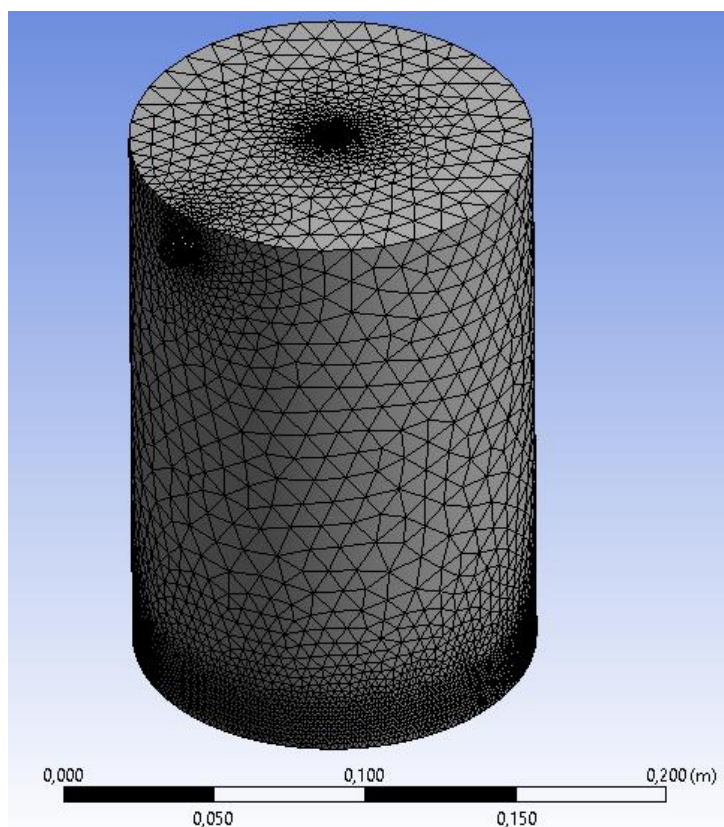
Построяването на 3D геометричния модел се извършва, като се използват вече създадената скица (Sketch) и основните функции в среда ANSYS Workbench Design Modeler, описани по-долу.

- Функцията **Extrude** е използвана за изчертаване на входа на реактора и за бъркачката.  Extrude
- Функцията **Boolean** е използвана за изваждане на мембранный модул от цялата система и за изваждане на бъркачките от мембранный модул, така че да могат да бъдат отделни обекти.  Boolean
- Функцията **Revolve** е използвана за изчертаване на барботьора.  Revolve
- Функцията **Pattern** е използвана за построяване копие на бъркачката.  Pattern
- Функцията **Rotate** е използвана за завъртане на едната бъркачка на 90° градуса, така че да са кръстосани.  Rotate
- Функцията **Freeze** е използвана за „замразяване“ на телата, където е необходимо за да се избегне обединяването на тела.  Freeze
- Функцията **Unfreeze** е използвана за „размразяване“ на телата, където е необходимо за да обединят.  Unfreeze

II.3.2. Омрежване на изследвания обект

В началото на процеса на моделиране е извършена компютърна симулация на процеса с мрежа (Фиг. 18) генерирана автоматично от компютърната система.

Пресмятанията са извършени при максимален брой на итерациите равен на сто.



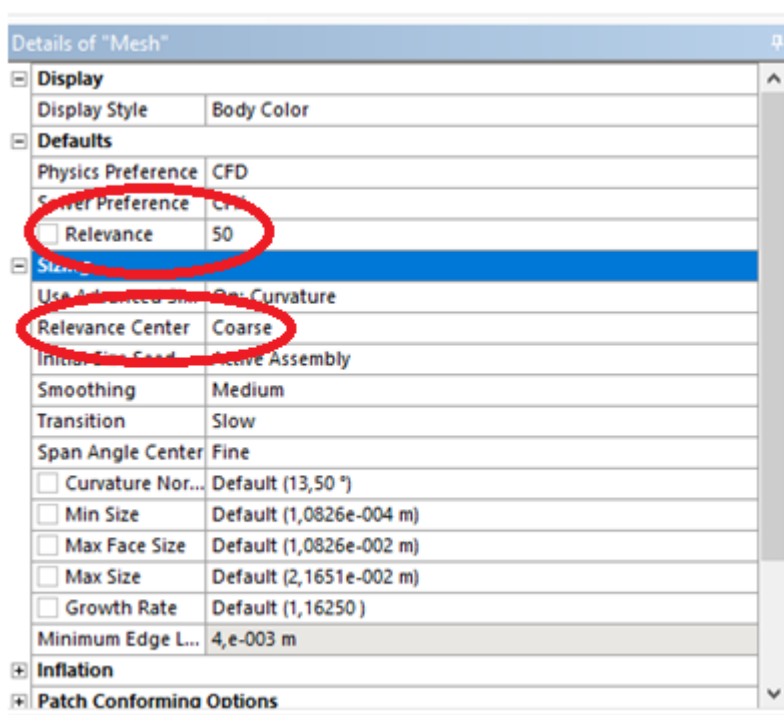
Фиг. 18. Мрежа от контролни обеми по подразбиране

При автоматичното генериране на мрежа от компютърната система се вижда, че броят на елементите (Фиг. 19) на получената мрежа е достатъчно голям за прецизно пресмятане на средното квадратично отклонение между итерациите за налягане и количество на движение.

+	Advanced	
+	Defeaturing	
-	Statistics	
☐	Nodes	155935
☐	Elements	879389
	Mesh Metric	None

Фиг. 19. Брой на елементите на изследвания обект

Поради това не се налага да се правят промени за съгъстяване на мрежата (Фиг. 20), единствено може да се направи опит за намаляването ѝ, поради факта че при такъв брой на елементи се отнема много време за изчисление, което води до по-голямо натоварване на компютъра.



Фиг. 20. Позиции за съгъстяване на мрежата

II.3.3. Условия на експеримента

Начални условия на численото изследване:

- количество на въздуха подаван от барботьора равно на 0.05 обемни фракции, което при конкретните размери на барботьора отговаря на 100 отвора, създаващи мехурчета с диаметър 6 [мм];
- количество на сместа, която включва два разтвора - Mixture и Kletki, на вход е равна на 0.95 обемни фракции;
- за изход на газа се използва функцията Degassing, която е предоставена от софтуерния продукт ANSYS CFX;
- зададени са уравнения 15-17 за изчисляването на растежа на клетките в мембранный модул;
- концентрацията на вода се задава с Constant.

Експериментът е проведен при скорост на въздуха, варираща в границите от 0.1 [m/s] до 0.8 [m/s] през 0.1 [m/s]. След всеки опит с помощта на вградения в системата

калкулатор е изчислена средната скорост на ъгловата деформация по повърхността на мембраната от страната на камера 1. За наблюдение на характеристиките на процеса, като скорост на потоците и налягане в реактора, са построени допълнителни секущи равнини.

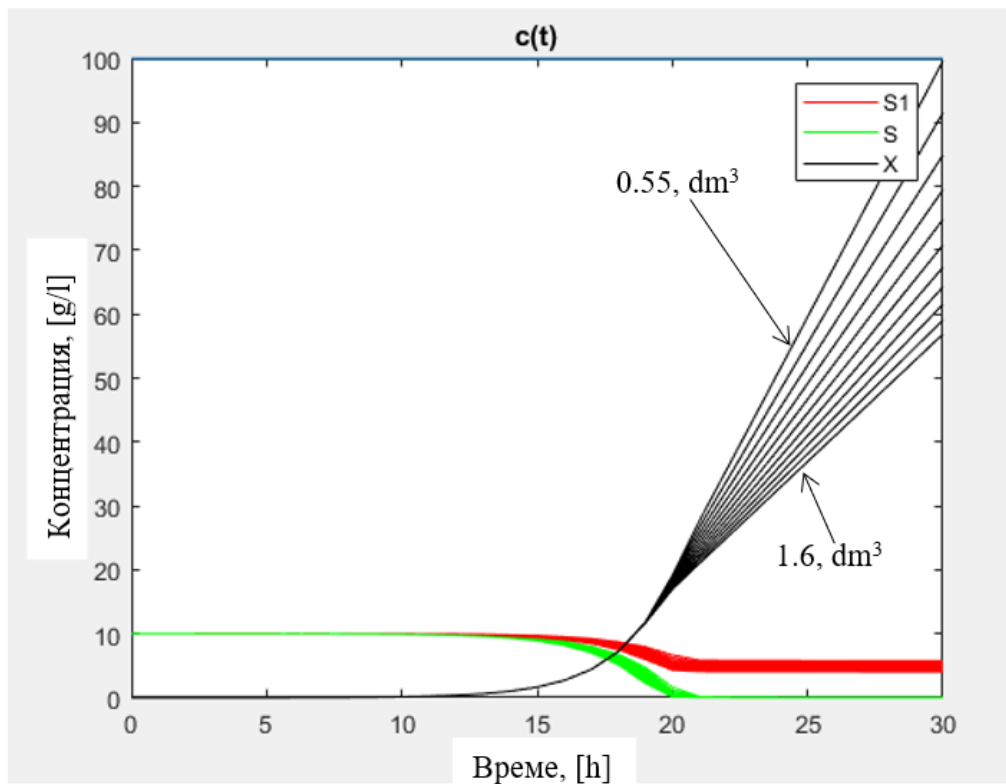
II.4. Експеримент за определяне на максималната скорост на разбъркване

Този експеримент е проведен при същите условия като експеримента за определяне на минималната скорост на аерация. Наблюденията са концентрирани във вътрешността на камера 2, където се извършва клетъчния растеж. Основен параметър при този експеримент е ъгловата скорост на бъркачките, която се променя в интервал от 5 [rev/min] до 35 [rev/min] през 5 [rev/min]. За наблюдение на хидродинамичните характеристики на процеса са използвани калкулатора на програмната система и допълнителни секущи равнини, както в експеримента по т. II.3.

III. РЕЗУЛТАТИ И ДИСКУСИЯ

III.1. Определяне на необходимия обем на реактора за постигане на желаната производителност по клетки

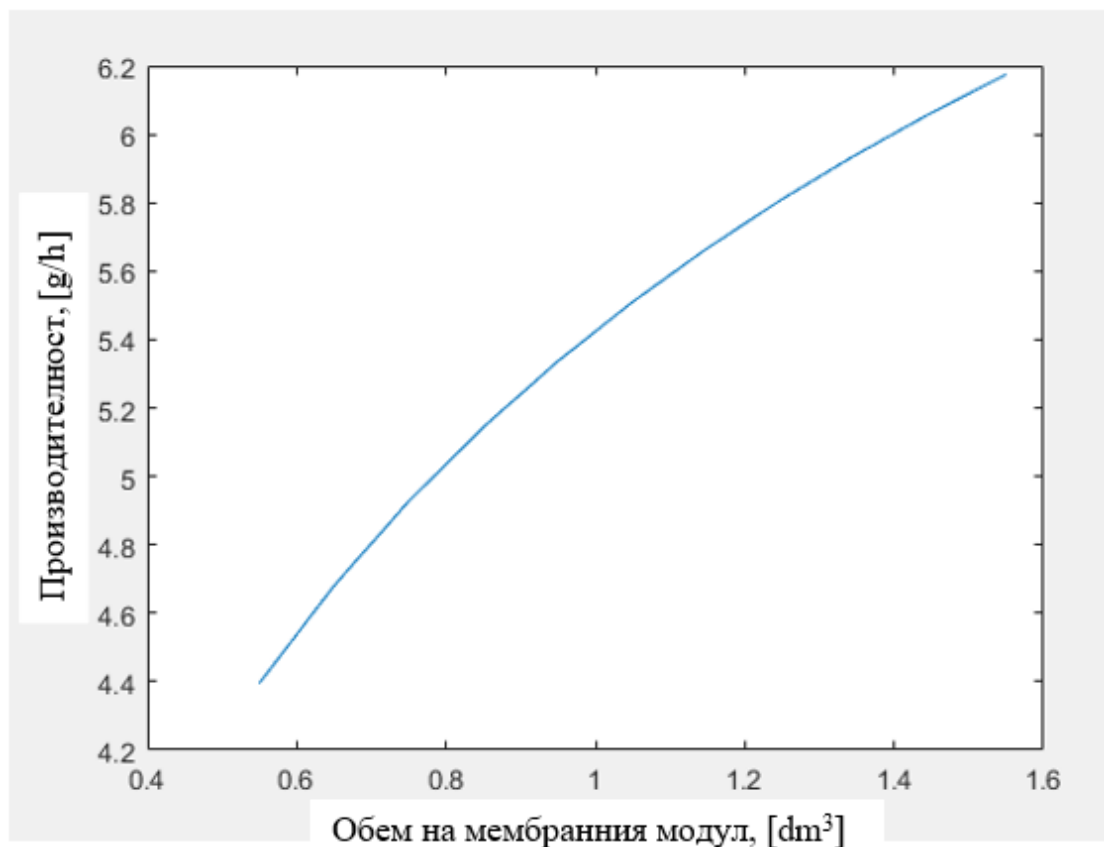
Проведени са числени експерименти в програмната среда MATLAB, за да се оразмерят работните параметри на мембранный модул и на целия реактор, като обемът на мембранный модул се изменя от 0.55 [dm³] до 1.6 [dm³] със стъпка 0.1 [dm³]. Проведена е компютърна симулация с различни обеми на реактора, за да се проследи клетъчния растеж и резултатите са представени на фигура (Фиг. 21).



Фиг. 21. Клетъчен растеж

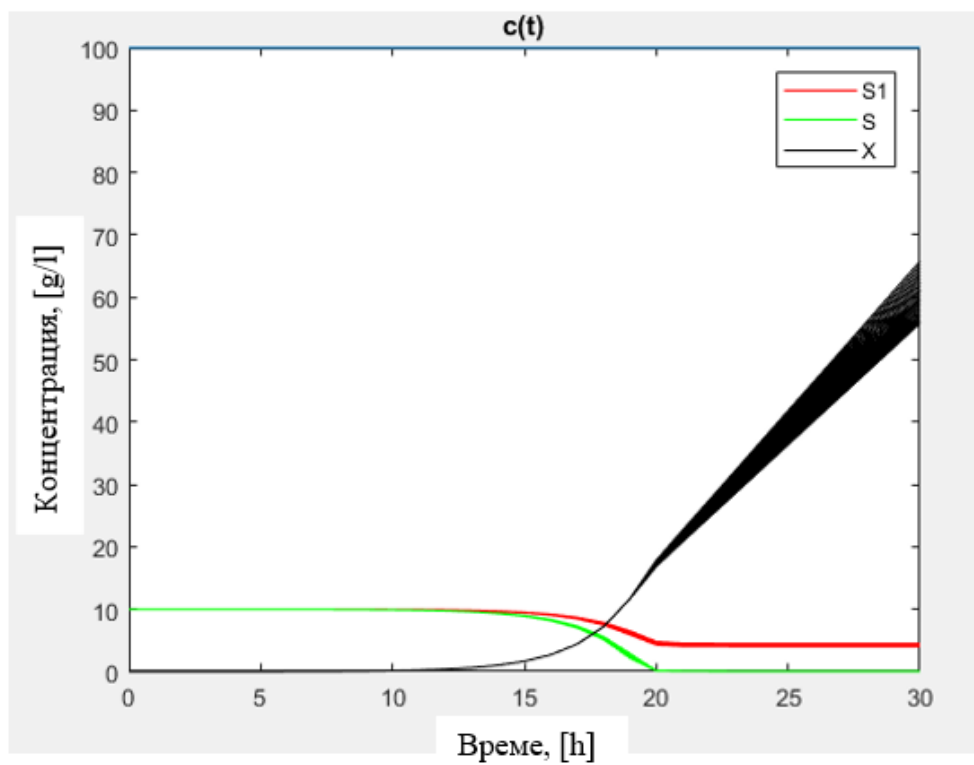
S1 - концентрация на субстрат на изход от реактора; S - концентрация на субстрат необходим за растеж на клетките; X - концентрация на клетки

От графиката се вижда, че с увеличаване на обема на реактора, скоростта на растежа на *Hansenula polymorpha* намалява (наклонът на линиите на графиката намалява). Най-високата концентрация на клетки е при обем на мембрания модул от $0.55 \text{ [dm}^3\text{]}$, за сметка на това производителността спрямо обема на реактора (Фиг. 22) при този размер е твърде ниска, което се обяснява с по-малкия обем на мембрания модул.



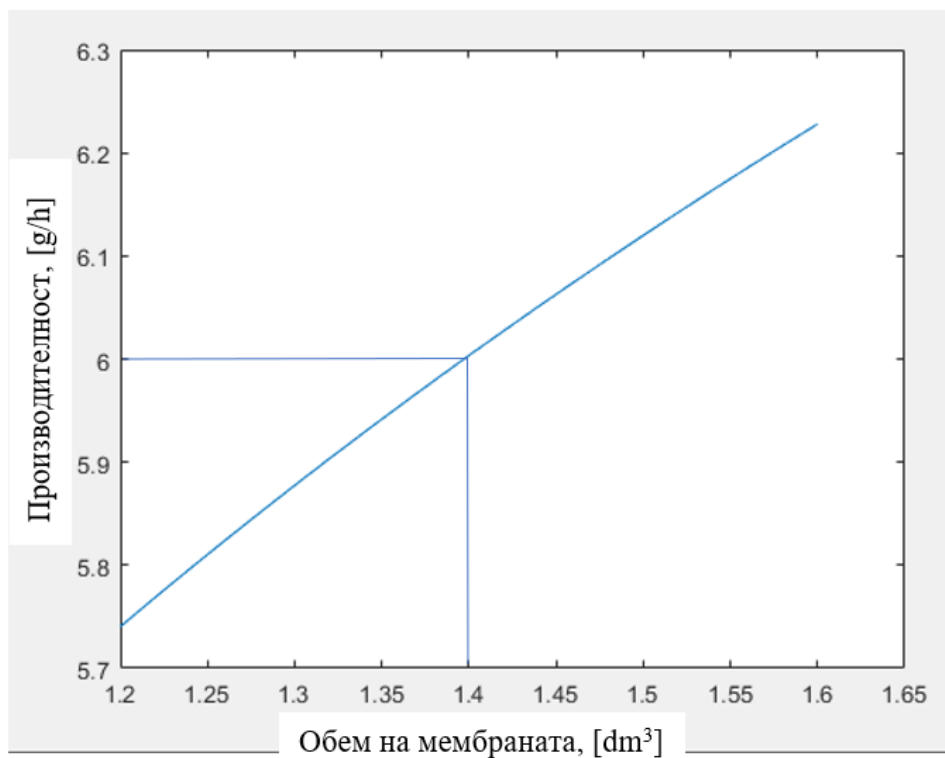
Фиг. 22. Крива на производителността

Затова се прави ново приближение, като този път работният обем на мембраната започва от 1.2 [dm³] до 1.6 [dm³] със стъпка 0.02 [dm³]. Получава се нова графика (Фиг. 23), при която концентрацията на клетките е по-ниска в сравнение с получените резултати от предходната Фиг. 22, също така поради по малката стъпка се увеличава броя на кривите, които показват клетъчния растеж, но за сметка на това производителността нараства, както се вижда от графика на Фиг. 24.



Фиг. 23. Клетъчен растеж при начален размер на мембраната 1.2[dm³]

S1- концентрация на субстрат на изход от реактора; S - концентрация на субстрат необходим за растеж на клетките; X - концентрация на клетки

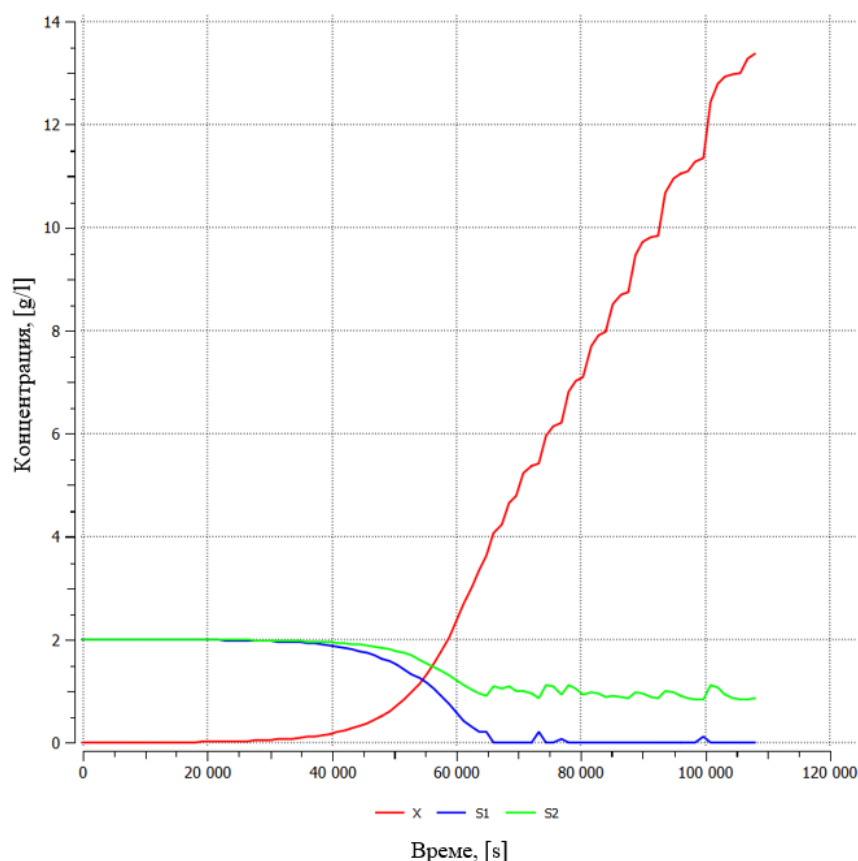


Фиг. 24. Крива на производителността при размер на мембраната между 1.2 [dm³] и 1.6 [dm³]

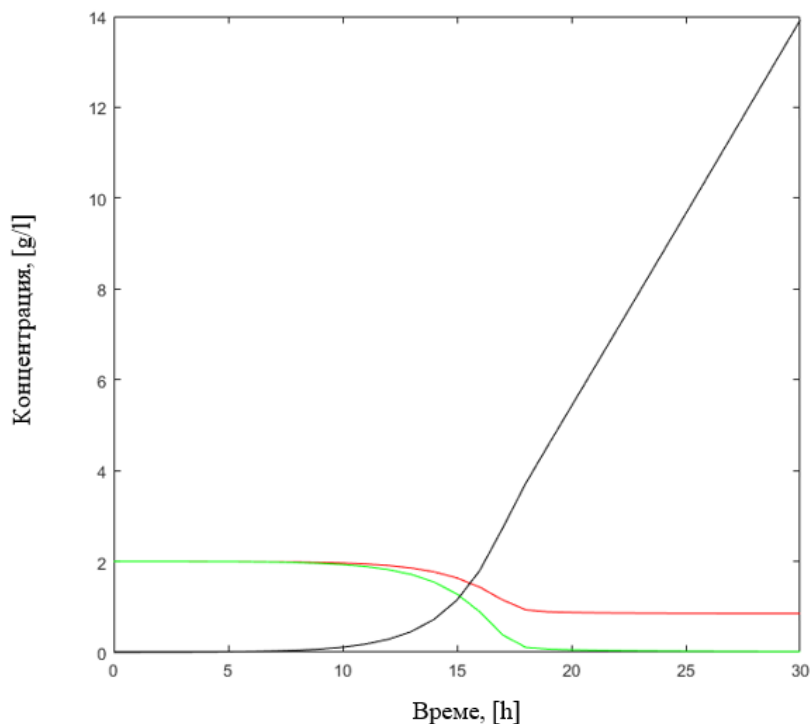
От графиката на Фиг. 24 се отчита, че зададената производителност от 6 [g/h] се постига при обем на мембрания модул 1.4 [dm³]. Двете камери на реактора са с еднакъв обем, следователно вътрешната и външната камера са по 1.4 [dm³] и за обема на целия реактор получаваме 2.8 [dm³].

III.2. Сравняване на резултатите от MATLAB и ANSYS CFX за клетъчния растеж във вътрешната камера на реактора

След определянето на размерите и работните параметри на реактора и на мембрания модул с MATLAB, са проведени компютърни симулации на клетъчния растеж в избрания реактор в програмната среда ANSYS. Графиките на Фиг. 25 и Фиг. 26 показват изменението на концентрацията на клетките във вътрешната камера на биореактора.



Фиг. 25. Клетъчен растеж (получен с ANSYS CFX)
S2 (в зелено) - концентрация на субстрат на изход от реактора; S1 (в синьо) - концентрация на субстрат необходим за растеж на клетките; X (в черно) - концентрация на клетки



Фиг. 26. Клетъчен растеж (получен с MATLAB)

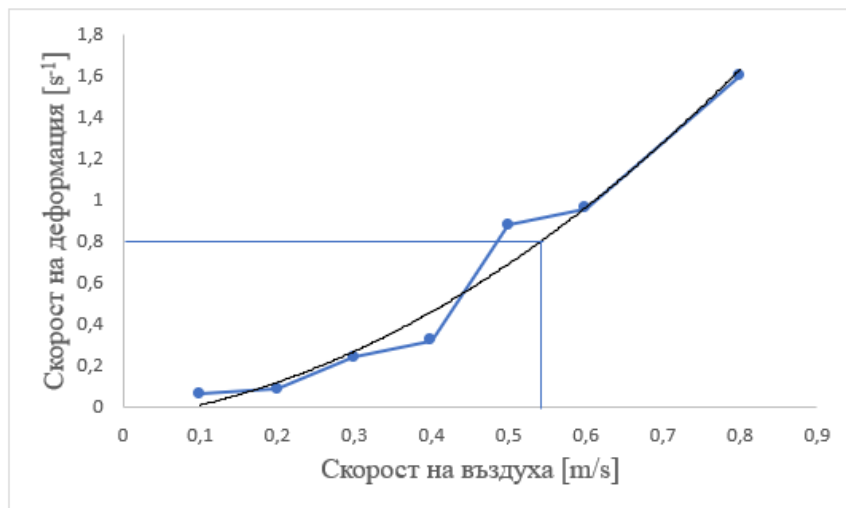
S2 (в червено) - концентрация на субстрат на изход от реактора; S1 (в зелено) - концентрация на субстрат необходим за растеж на клетките; X (в черно) - концентрация на клетки

Получените резултати показани на горните фигури са при различна размерност на времевата ос, като в MATLAB времето е представено в часове докато в ANSYS CFX е в секунди. Също така на графиката получена с ANSYS CFX се забелязва наличието на смущения. Тези смущение се появяват след 18-тия час (65000 секунда). Като цяло двете графики са идентични, което може да се приеме като верификация на използвания модел за компютърна симулация.

III.3. Определяне на скоростта на деформацията при различни скорости на аериране

Аерацията оказва значително влияние върху скоростта на срязване, чрез увеличаване на степента на аериране се достига по-интензивна турбулентност вътре в барботажната колона. Освен това аерирането спомага за по-високата ефективност на мембрания модул като намалява образуването на утайка по мембранната повърхност.

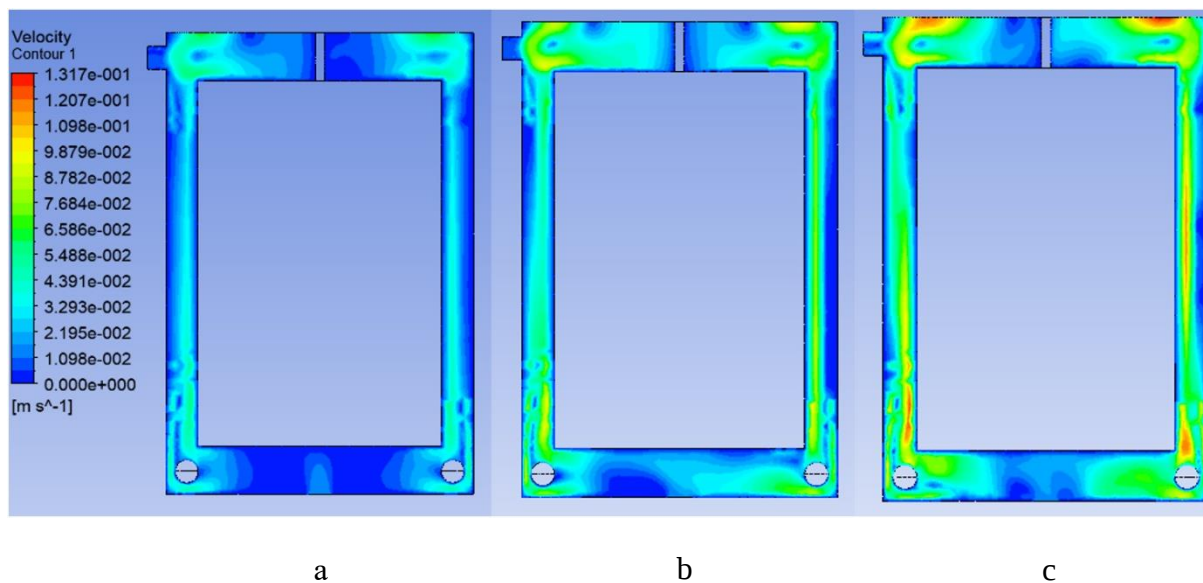
Представени резултатите на Фиг. 27 показват зависимостта на скоростта на деформация при граничния слой от външната страна на мембраната. С програмната среда ANSYS CFX е изчислена скоростта на деформация в граничния слой при различна скорост на въвеждания въздух от 0.1 [m/s] до 0.8 [m/s].



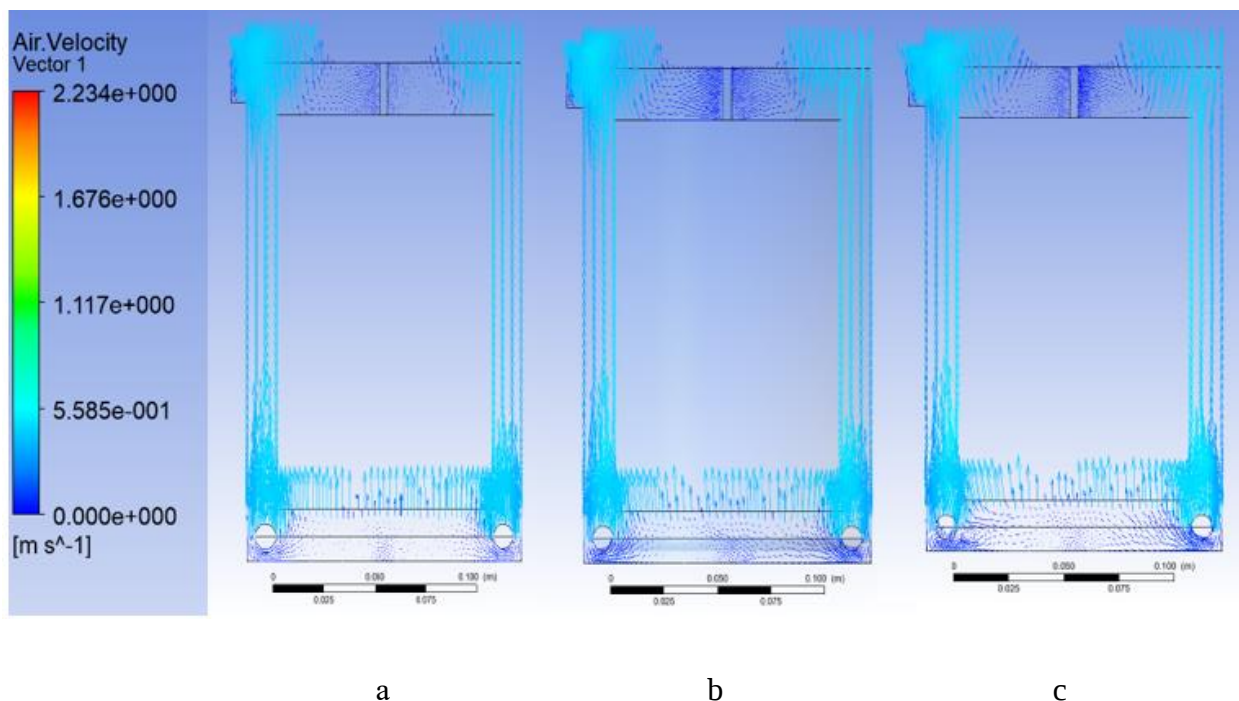
Фиг. 27. Скорост на деформация в граничния слой

От графиката на Фиг. 27 е видимо, че с увеличаване на скоростта на въздух се увеличава и скоростта на деформация. От една страна тази тенденция предотвратява замърсяването на мембрания модул, но може да има неблагоприятно влияние върху клетките, които се развиват в реактора. За зададената минимална скорост на деформацията $0.8 \text{ [s}^{-1}\text{]}$, от графиката се отчита минимална скорост на барботиращия въздух 0.55 [m/s] .

ANSYS CFX дава възможност получените числени резултатите за скоростта на деформация във външната камера на реактора да бъдат представени векторно и под формата на цветни контури – Фиг. 28 и Фиг. 29.

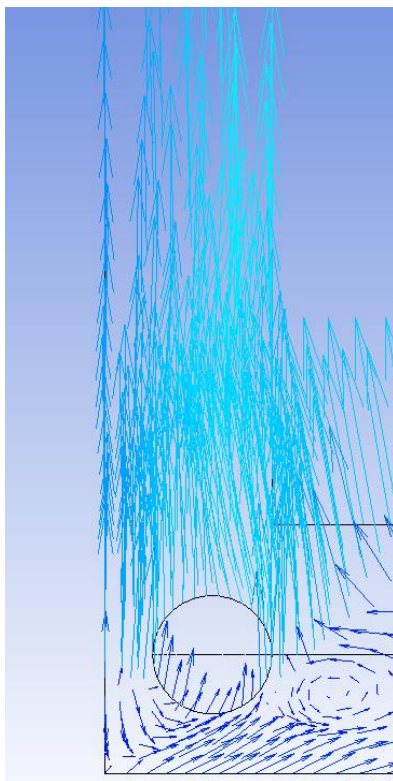


Фиг. 28. Скорост на срязване във външната камера
(a) - при скорост на аериране 0.2 m/s ; (b) - при скорост на аериране 0.4 m/s ; (c) - при скорост на аериране 0.6 m/s



Фиг. 29. Скорост на срязване във външната камера (векторно представяне)
(a) - при скорост на аериране 0.2 m/s ; (b) - при скорост на аериране 0.4 m/s ; (c) - при скорост на аериране 0.6 m/s

На следващата Фиг. 30 в близък план е показано векторно посоката на движение на флуида.

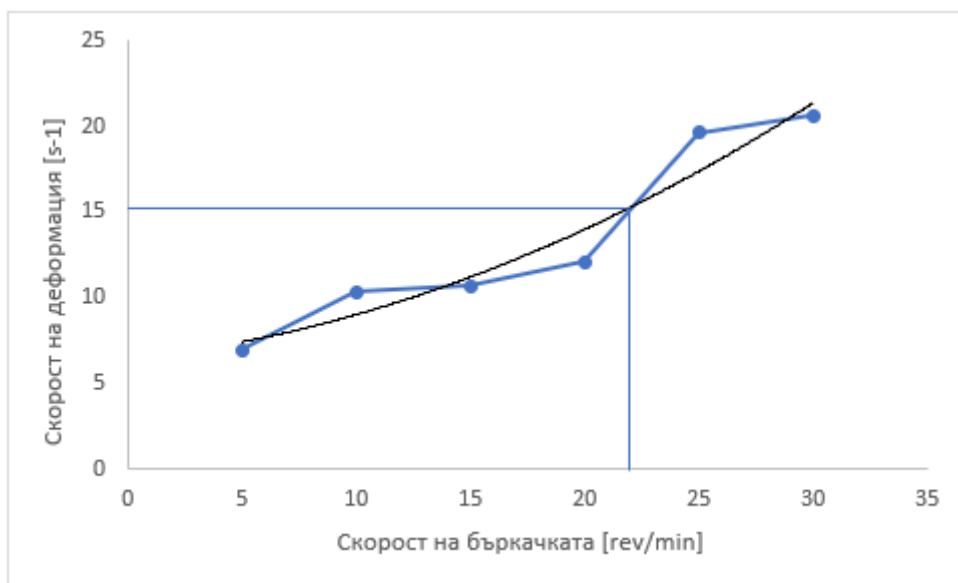


Фиг. 30. Посока на движение на флуидите във външната камера (векторно представяне)

От горната фигура става ясно, че при по-високи скорости на аериране се достига по-голяма турбулентност около мембранный модул.

III.4. Определяне на срязващите напрежения при различни скорости на бъркачката

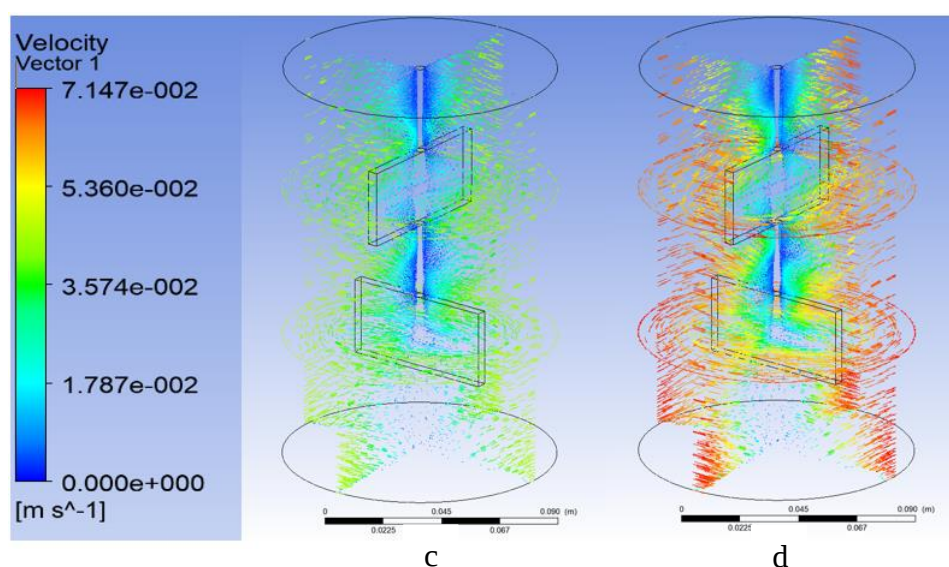
На Фиг. 31 са представени резултатите за разпределение на скоростта на срязване във вътрешната камера на реактора, предизвикани от бъркачката при различна скорост на въртене от 5 [rev/min] до 30 [rev/min].



Фиг. 31. Скорост на деформацията предизвикана от бъркачката

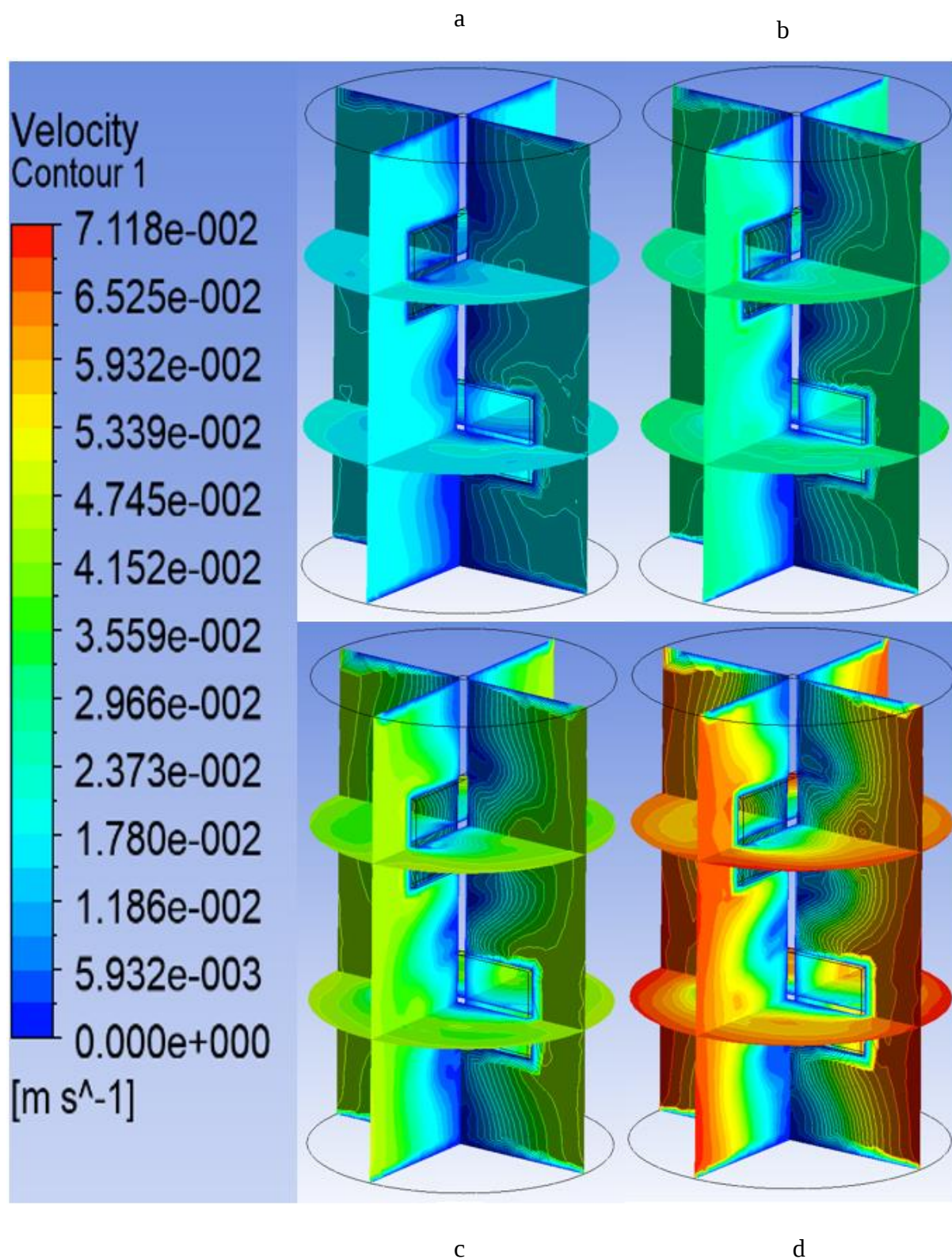
За достигане на зададената максимална скорост на деформацията $15 \text{ [s}^{-1}\text{]}$, от графиката се отчита че максималната скорост на бъркачката трябва да бъде 22 [rev/min] .

На следващите фигури, Фиг. 32 и Фиг. 33 скоростта на деформация при различни скорости на разбъркване във вътрешната камера на реактора е представена чрез цветни контури и векторно.



Фиг. 32. Скорост на деформация във вътрешната камера (векторно представяне)

(с) - при скорост на разбъркване 20 [rev/min] ; (d) - при скорост на разбъркване 25 [rev/min]

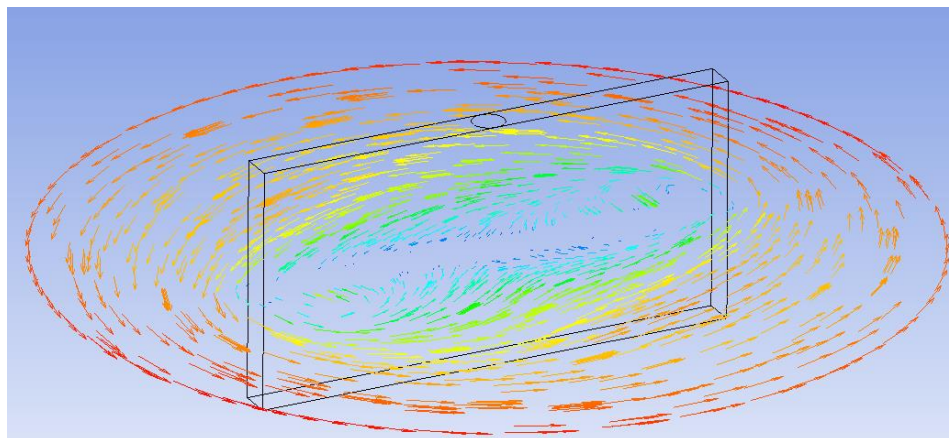


Фиг. 33. Скорост на деформация във вътрешната камера
 (a) - при скорост на разбъркване 10[rev/min]; (b) - при скорост на разбъркване 15[rev/min];
 (c) - при скорост на разбъркване 20[rev/min]; (d) - при скорост на разбъркване 25[rev/min]

От фигура 32 и фигура 32 се вижда, че с увеличаване на оборотите на бъркачката се увеличава и скоростта на деформация, което води до по-добро разбъркване, но и може да доведе до унищожаване на живите клетки във вътрешната камера на реактора.

Скоростта на деформация представена на фигура (d) при оборотите на въртене на бъркачката 25 [rev/min] е най ясно изразена, като най-високата достигната скорост на деформация е оцветена в червен цвят, а най-ниската в син.

На Фиг. 34 векторно е представена посоката на въртене на бъркачките.



Фиг. 34. Посока на разбъркване (векторно представяне)

IV. ИЗВОДИ

От проведените компютърни симулации на хидродинамичните процеси и на клетъчния растеж в мембранный реактор и графично представяне на получените резултати могат да се направят следните изводи:

1. Работната среда на MATLAB позволява числено решаване на математичния модел от обикновени диференциалните уравнения описващи материалния баланс по клетки и субстрат. Резултатите получени с програмния код позволяват изчисляване и оразмеряване на биореактор при зададена производителност.
2. Програмната среда ANSYS CFX дава възможност за описание на хидродинамичната картина в биореактора и около мембранный модул. Създадения компютърен модел може да бъде верифициран чрез сравняване с резултати получени от изчисления с MATLAB.
3. При скорост на газа 0.4 [m/s] и 0.6 [m/s] и еднакви други условия (разположение на мембранный модул спрямо барботьора), скоростта на деформация нараства при по-висока скорост на газа. Също така е установено, че за постигане на зададената

минимална скорост на деформация $0.8 \text{ [s}^{-1}\text{]}$, е необходимо минималната скорост на барботиращия въздух да е 0.55 [m/s] .

4. При промяна на скоростта на разбъркване, скоростта на деформация във вътрешната камера на биореактора нараства, което може да се отрази неблагоприятно на растежа на клетките. За достигане на зададената максимална скорост на деформацията $15 \text{ [s}^{-1}\text{]}$, е необходимо максимална скорост на бъркачката да е 22 [rev/min] .

Използвана литература

- [1]. Цибранска, И., Д. Мутафчиева, „Биореакторна техника“, София, 2018.
- [2]. Judd, Simon, Claire Judd. The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment. Amsterdam: Elsevier, 2006.
- [3]. Borchardt, Borchardt, J.C.C.R.R.T.D.W.H.K.J.H.G.T.J.H., MWH's Water Treatment: Principles and Design, 3rd ed., Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2012.
- [4]. LeBerre, O., G. Daufin, Skimmilk crossflow microfiltration performance versus permeation flux to wall shear stress ratio. Journal of Membrane Science, 117(1-2): pp. 261-270, 1996.
- [5]. Chan, C.C.V., P.R. Berube, E.R. Hall, Relationship between types of surface shear stress profiles and membrane fouling. Water Research. 45(19): pp. 6403-6416, 2011.
- [6]. Kaya, R., et al., Analysis of wall shear stress on the outside-in type hollow fiber membrane modules by CFD simulation. Desalination. 351: pp. 109-119, 2014.
- [7]. Chan, C.C.V., P.R. Berube, E.R. Hall, Shear profiles inside gas sparged submerged hollow fiber membrane modules. Journal of Membrane Science. 297(1-2): pp. 104-120, 2007.
- [8]. Abdullah, S.Z., et al., Distribution of surface shear stress for a densely packed submerged hollow fiber membrane system Desalination. 357: pp. 117-120, 2015.
- [9]. Wray, H.E., R.C. Andrews, P.R. Berube, Surface shear stress and membrane fouling when considering natural water matrices. Desalination. 330: pp. 22-27, 2013.
- [10]. Ratkovich, Nicolas, Bentzen, Thomas R., Michael R. Rasmussen, Energy consumption in terms of shear stress for two types of membrane bioreactors used for municipal wastewater treatment processes, Aalborg, Denmark, 2011.
- [11]. Deen, N. G., Mudde, R. F., Kuipers, J. A. M., Zehner, P., Kraume, M., Wiley-VCH. Bubble Columns in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. 7th edition, 2011.
- [12]. Wild, G., Li, H.Z., Poncin, S., & Olmos, E., Some aspects of the hydrodynamics of bubble columns, International Journal of Chemical Reactor Engineering, Vol. 1, pp. 1-36, 2003.
- [13]. Ruzicka, M. C., Drahos, J., Fialova, M., Thomas, N. H., Effect of bubble column dimensions on flow regime transition. Chemical Engineering Science, 56, (21-22), pp. 6117-6124, 2001.
- [14]. van Benthum, W.A.J., van der Lans, R.G.J.M., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., Bubble recirculation regimes in an internal-loop airlift reactor. Chemical Engineering Science 54, pp. 3995-4006, 1999.

- [15]. Мутафчиева, Д., „Хидродинамични и масообменни изследвания в двуфазни системи“, Дисертация, ХТМУ, София, 2014.
- [16]. Sengur, Reyhan, Devenci, Gokhan, Kaya, Recep, Turken, Turker, Guclu, Serkan, Y. Imer, Derya, and Ismail Koyuncu, CFD modeling of submerged membrane bioreactors (sMBRs): a review, Istanbul Technical University, Maslak, 2015.
- [17]. Кинетика на микробния растеж и образуването на продукти. <http://uni-lab.net/Materials/e-student/Kinetika-Presentation.pdf>
- [18]. Joshi, J.B., Vitankar, V.S., Kulkarni, A.A., Dhotre, M.T., Ekambara, K., Coherent flow structures in bubble column reactors”, Chemical Engineering Science, Vol. 57, pp. 3157-3183, 2002.
- [19]. Ангелов М. С., П. Р. Райнов, Д. П. Стоева, „Възможности за моделни изследвания на обменните процеси в двуходов топлообменник“, УХТ, Пловдив, 2012.
- [20]. Freedman, W., JF. Davidson, Hold-up and liquid circulation in bubble columns. Trans. Instn. Chem. Engrs. 47, Y-251-T262, 1969.
- [21]. Chisti, M. Y. Airlift Bioreactors. Elsevier Science Publishers LTD, 1989.
- [22]. García-Ochoa, J. K. Hydrodynamics and mass transfer in a suspended solid bubble column with polydispersed high density particles. Chemical Engineering Science 52, pp. 3827-3834, 1997.
- [23]. Moutafieva, D., Iliev V., Influence of geometrical and operational parameters on the performance of bubble reactor with imersed membrane module, Materials, Methods & Technologies, Vol. 12, pp. 275-285, 2018.

Приложение 1

```
clear all
close all
global delta mum Ks Yd V1 V2 Vt S0 P A c0 time
mum=0.5;
Ks=0.12;
%Ks=0.1;
Yd=0.52; %0.6 za da se poluci pri 1.65
%V1=10;
%V2=2;
%V2=[1 1.25 1.5 1.75 2]; %pri 0.65 i 1.65 i 1.31
iCnt=0;
for V2=0.55:0.1:1.6 %
    iCnt=iCnt+1;
    V1=V2; %pri 0.75 i 5

    Vc(iCnt)=V2;
    %Vt=0;
    Vt=2; %pri 1
    S0=10; %ne e neobhodimo da e 10 moze i 2
    P=0.52;
    %A=1.57;
    A=6*3.14*((V2/(3*3.14))^(2/3));
    %c0=[2 2 0.001]';
    c0=[10 10 0.001]';
    time=0:30;
    [t,c]=ode23(@reaktorlaxx,time,c0);
    plot(t,c(:,1),'r',t,c(:,2),'g',t,c(:,3),'k')
    hold on
    pause
    y=100;
    line([0,30],[y,y]);
    xlabel('time,h')
    ylabel('koncentration,g/l')
    title('c(t)')
    legend('S1','S','X')
    delta=(c(26,3)-c(25,3))*V2; %za proizvoditelnost na chas
    dc(iCnt)=delta;
end

figure
plot(Vc,dc)
xlabel('Obem na membranata')
ylabel('Proizvoditelnost')

function dc=reaktorlaxx(t,c)
global mum Ks Yd V1 V2 Vt S0 P A c0 time
dc(1)=(Vt*(S0-c(1))-P*A*(c(1)-c(2)))/V1;
dc(2)=P*A*(c(1)-c(2))/V2-1/Yd*mum*c(2)/(Ks+c(2))*c(3);
dc(3)=mum*c(2)/(Ks+c(2))*c(3);
dc=(dc)';
end
```