

**ХИМИКОТЕХНОЛОГИЧЕН И МЕТАЛУРГИЧЕН
УНИВЕРСИТЕТ**

ФАКУЛТЕТ ПО ХИМИЧНИ ТЕХНОЛОГИИ

КАТЕДРА „ПРИЛОЖНА МЕХАНИКА“

ДИПЛОМНА РАБОТА

**3D ПРОЕКТИРАНЕ И АНАЛИЗ НА РЕАКТОР С МЕХАНИЧНО
РАЗБЪРКВАНЕ И АЕРИРАНЕ**

Образователна квалификационна степен: "Магистър"

Ръководител на катедра:

/ доц. д-р инж. Д. Дончев /

Научен ръководители:

/ доц. д-р инж. В. Илиев /

/ гл. ас. д-р инж. Десислава Мутавчиева /

Консултант:

/доц. д-р Даниела Джонова-Атанасова/

Дипломант:

/инж. Стела Пламенова Паньовска МХ 0772 /

София, ноември, 2016 г.

Съдържание

I.	Увод	4
II.	Литературен обзор.....	
III.	Изчислителна част.....	
IV.	Конструктивна част.....	
V.	Компютърна симулация и анализ.....	
VI.	Резултати.....	
	1. Общи резултати.....	
	2. Изследване влиянието на скоростта.....	
VII.	Изводи	
VIII.	Литература.....	

Означения

α – специфична междуфазна повърхност, m^2/m^3 ;
C- добавка за корозия;
 $d_{\text{мех}}$ - диаметър на мехурчето, m;
 $d_{\text{отв}}$ – диаметър на отворите, m;
D – диаметър, m;
 $D_{\text{тр.}}$ – диаметър на тръбопровод, m;
 D_6 – диаметър на бъркачката, m;
 D_R - диаметър на реактора, m;
D – скорост на разреждане – количество клетъчна маса, която преминава през обема на реактора за единица време;
g – земно ускорение, m/s^2 ;
 h_b - височина на изпъкналата част на елиптичното дъно, m;
H – височина, m;
K – коефициент, отчитащ отслабването на дъното от пробиване на отвори за щутцери
 K_p – коефициент, който отчита оретоварването на пусковия момент, при съд пълен с течност;
 K_s – концентрация на лимитиращия субстрат, g/l;
 kL_a – коефициент на масопренос, s^{-1} ;
n – брой на отворите;
 N_e – число на Нютон;
N – обороти на бъркачката, s^{-1} ;
 N_p – число на мощност;
 $P_{\text{теор}}$ – теоретична мощност на разбъркване, W;
 $P_{\text{дейс}}$ – действителна мощност на разбъркване, W;
 P_0 – мощност на разбъркване без аерация, W;
 P_G - мощност на разбъркване с аерация, W;
P – налягане, Pa.s;
 Re – критерий на Рейнолдс – коефициент на подобие, определящ вида на флуидния покок – пропорционално на интегралната сила, разделена на вискозната сила;
 Q_0 - постъпващ поток, дебит на културална среда, m^3/h ;
 Se – дебелина на елиптичното дъно;
 S_z – дебелина на цилиндричната част на съда;
S – концентрация на субстрата, g/l;
 V_s – приведена скорост на газа, m/s
 V_R – обем на реактора, m^3 ;
X – концентрация на клетките;
 $Y_{x/s}$ - добивен коефициент на клетки, спрямо субстрат;
 μ - специфична скорост на нарастване на клетките, h^{-1} ;
 μ_{max} - максимална скорост на нарастване, s^{-1} ;
 τ – времепрестой – времето, което клетките са прекарвали в реактора

μ - кинематичен вискозитет, Pa.s;

Ψ – коефициент на якост на заваръчния шев ($0,8 \div 0,9$);

$[\sigma_{\text{доп}}]$ – допустимо напрежение на конструктивния материал на опън за съответната температура, MPa;

ξ - коефициент на местно съпротивление;

λ – коефициент на триене;

I. УВОД

Газотечностните реактори са в основата на химическата промишленост. Те са широко използвани в редица промишлени процеси, включващи абсорбция или десорбция на газ. Типични примери за такива процеси са пречистването на промишлени газове, включващо абсорбция на серен диоксид, сероводород или азотен диоксид; аеробната ферментация и биологичното пречистване на отпадъчни води, което изисква бързо снабдяване с кислород за увеличаване нарастването на микроорганизмите. Ефективността на процеса на масопренасяне на едно или повече вещества от газова в течната фаза е съществена за редица реакции в биотехнологичната, хранително-вкусовата и медицинската промишленост и затова голям брой изследвания са насочени в тази област. Поради това един от определящите фактори за успешното функциониране на газотечностните реактори е масопренасянето в системата газ-течност. Така например за ефективността на ферментационните процеси трябва да се осигури висока скорост на пренос на кислород и поддържане на постоянна концентрация на разтворения кислород. Ето защо задълбоченото разбиране на масопреносните и хидродинамичните характеристики на всеки един от тези реактор.

Класическият апарат за провеждане на реакции в системата газ-течност е реакторът с разбъркване, в който механично задвижваната бъркачка изпълнява две функции – диспергиране на газа и разбъркване на съдържанието на апарата. Тези две задачи могат да бъдат изпълнени с по-малко енергийни разходи чрез използване на кинетичната енергия на газа, подаван в реактора, какъвто е случаят при пневматичните газотечностни реактори (барботажите колони) и техните разновидности – циркулационните реактори (ерлифт реактори).и е много важно за тяхното проектиране и мащабиране.

Проектирането, конструирането и търсенето на оптимални експлоатационни условия на един газотечностен реактор може да стане на базата на подходящи математични модели.

Ключовите параметри за проектирането и моделирането на газо-течностните реактори са: коефициент на масопренасяне, газосъдържание, коефициент на аксиална дисперсия, дебитите на потоците за барботиране на газа в реактора.

За рационалното проектиране на реактори с механично разбъркване и аериране обикновено най-използвани параметри са консумираната енергия, газосъдържанието, интензивността на дисперсното смесване и обемният коефициент на масопренос.

Целта на настоящата работа е да бъде проектиран реактор с механично разбъркване и аериране по зададени работни параметри и налични стандарти.

За постигане на тази цел в дипломната работа са поставени за решаване следните задачи:

1. Да се направи проучване за видовете реактор с механично разбъркване и аериране, предназначение и конструктивни особености. Избор на типа на реактора.
2. По зададените работни параметри да бъде проведено оразмеряване и стандартизиране на избрания реактор.
3. Да се изгради 3D модел на реактора и да се генерират конструктивни чертежи на основни възли и детайли.
4. Да се изследва влиянието на изменението на работните параметри върху газосъдържанието.
5. Да се изследва влиянието на изменението на геометричните параметри на барботьора върху газосъдържанието.
6. Да бъдат направени изводи и заключения по отношение на подобряване на работните и геометрични параметри.

II. Литературен обзор

1. Класификация

През 80-те години, когато с нарастващи темпове се разработват нови конструкции газотечностни апарати се налага необходимостта от тяхната класификация, като се отчита принципа им на действие и техните конструктивни особености. Основен параметър, характеризиращ ефективността на реакторите за системата газ-течност, е междуфазната контактна повърхност и начина на нейното формиране трябва да се заложи в основата на тяхната класификация.

Sokolov et al. (1976) в зависимост от начина на образуване на междуфазната повърхност, разделят газотечностните реактори в три основни групи:

- A. Барботажни реактри;
- B. Реактори с механично разбъркване;
- C. Реактори с тънък слой.

Schügerl (1982) класифицира газотечностните реактори по следния начин:

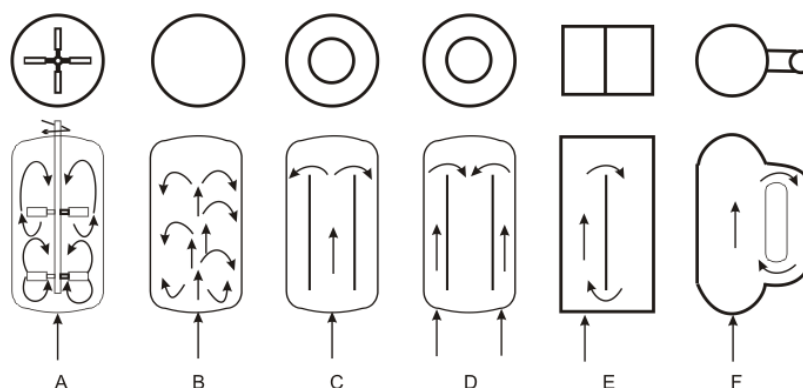
- A. Въз основа на начина на въвеждане на енергията:
 - с помощта на вътрешни механични устройства (реактор с механично разбъркване, циркулационни реактори с механично разбъркване);
 - с помощта на компримиран въздух (барботажни колони);
 - с помощта на течна струя (струйни реактори).
- B. Въз основа на геометрията на реактора:
 - реактори тип съд с разбъркване с отношение на височина към диаметър на реактора по-малко от три;
 - колонни реактори с отношение на височина към диаметър на реактора по-голямо от три.

Gourich (2007) най-общо класифицира газотечностните реактори (Фиг. 1.1) в три групи:

- A. Реактори с механично разбъркване – при тях газовата фаза е диспергирана чрез механична енергия, въведена с една или повече бъркачки (Van't Riet, 1975);
- B. Реактори с подвижна газова фаза, в които енергията е доставяна основно с газовата фаза – тази група включва:

- Реактори с пневматично разбъркване – барботажни колони (Shah, 1982; Dekwer, 1992) и ерлифт реактори (Chisti, 1989). При тях газът се въвежда в непрекъснатата течна фаза;
- Колони с пълнеж – при тях непрекъснатата фаза е газът (Villermaux, 1993).

С. Реактори с подвижна течна фаза – при тях механичната енергия за диспергиране се получава от кинетичната енергия на течната фаза.



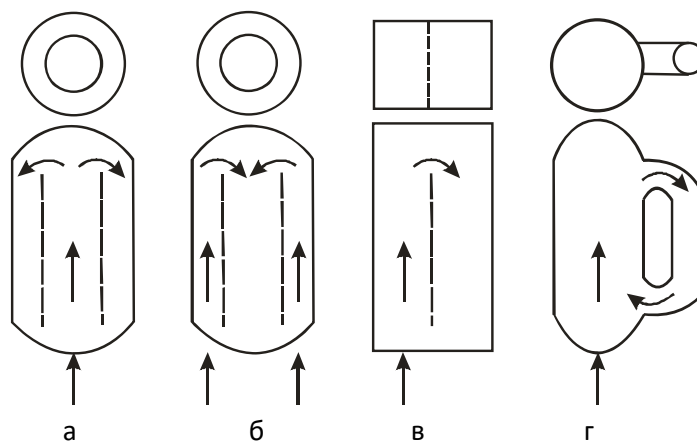
Фиг. 1 Конструкции газотечностни реактори

2. Реактори с разбъркване и аериране – конструкции, предимства и приложения

Реакторите с разбъркване и аериране все още са най-широко използваните типове биореактори при процесите на окисление, хидрогениране, аеробна ферментация и производството на някои чисти продукти. Тези реактори имат малко предимства, като възможността за управление на времепрестоя на газовата фаза, интензивността на разбъркване и процесите на топло- и масопренасяне. Основните недостатъци на тези реактори са голямата консумация на енергия и големите експлоатационни разходи, които са изразени особено силно при мащабен преход. Ефективността на работата на тези реактори зависи от три основни параметъра (Smith, 1985): геометрия на реактора, вид на бъркачката и скоростта на въвеждане на газа. Тези параметри на свой ред влияят на газосъдържанието, консумираната мощност, газо-течния коефициент на масопренос и характеристиките на смесване. В тези апарати разбъркването най-често се осъществява чрез използване на няколко работни колела (многостепенна бъркачка), за да се осигури висока степен на масопренос, ефективно използване на газовата фаза и отлично смесване (Moucha et al., 2003). Интензивното механично разбъркване позволява да се повиши обемният коефициент на масопренос kLa в газотечната система. Поради малката разтворимост на газа, производителността на този тип реактори често се контролира от скоростта на междофазния пренос на газ в течността и

за това има интерес към изучаване на коефициента на масопренос (Linek et al., 1996a, 1996b).

Напредък в развитието спрямо реакторите с механично разбъркване и аериране представляват барботажните колони и ерлифт реакторите. Предимствата на последните две конструкции се състоят в осигуряването на по-добро пренасяне на кислород, по-добро смесване, липса на механично разбъркване и по-лесен мащабен преход.



Фиг. 2 Конструкции циркуляционни реактори

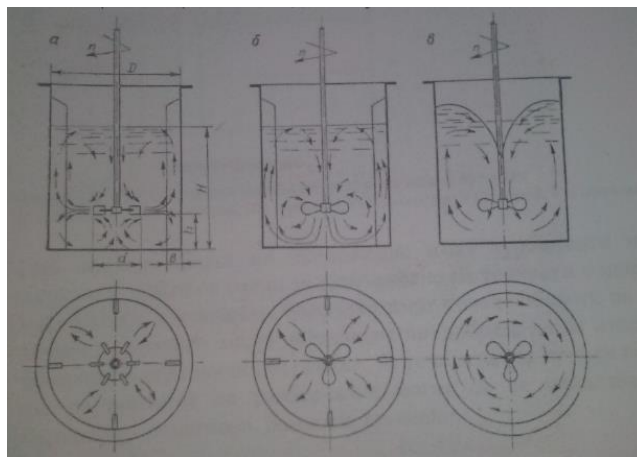
В зависимост от разположението на барботьора циркуляционните реактори се разделят на възходящи и низходящи. Предимно се използват реактори с възходящо движение, при които газът се въвежда в долната част на апарата, с помощта на газоразпределително устройство. Движещата сила, благодарение на която се осигурява циркуляцията на течната фаза, е разликата в плътностите на аерираната и неаерираната част на реактора. При циркуляционните реактори с възходящо движение се различават две конструкции: с вътрешна и с външна циркулация (Фиг. 1.2). Циркулацията на течната фаза в реакторите с вътрешна циркулация се извършва в коаксиално поставена тръба, която се нарича още вътрешна тръба. Газовата фаза се въвежда или във вътрешната тръба (Фиг. 1.2а) или в пръстеновидното пространство между тръбата и стената на реактора (Фиг. 1.2б). В практиката по-често се използва първият вариант. Циркулацията на течната фаза в реакторите с външна циркулация се извършва чрез втора тръба, която е свързана в горната и долната част на обикновена барботажна колона (Фиг. 1.2в).

3. Разбъркващи устройства

Известни са много конструкции на апарати с бъркалки в настоящето. Тяхната разновидност е значително по – голяма в сравнение с другите апарати, използвани в химическата промишленост, като топлообменници и колонни апарати. Обяснява се с това, че конструкциите на апарати с бъркалки определят не толкова конструкцията и типа на разбъркващото устройство, а вида на резервоара, в който е монтирана бъркалката.

Известно е, че апарати с отразяващи прегради представляват в много случаи друг вид апарат с бъркалка, в сравнение с апарат без преграда. Затова е важно да се знаят геометричните параметри на апарати с механично разбъркване.

Бъркалките могат да се разделят на високо оборотни и ниско оборотни. Към бързо оборотните се отнасят пропелерните и турбинните бъркалки, а така също и специалните видове бъркалки – дискови, лопаткови и др.



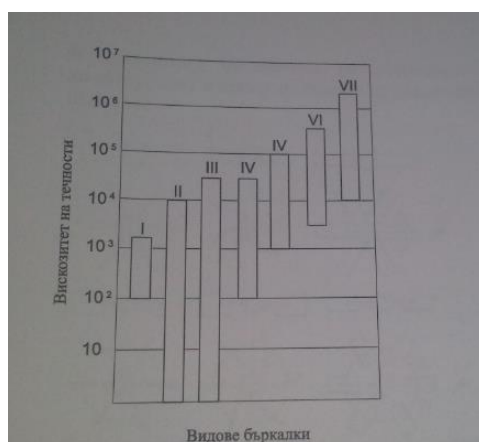
Фиг. 3 Схема на работа с турбинни и пропелерни високооборотни бъркалки

а) турбинна бъркалка с резервоар с прегради, б) пропелерна бъркалка с резервоар с прегради, в) турбинна или пропелерна в резервоар без прегради

В зависимост от формата на лопатката (лопатките) и начина на монтирането им може да създаде радиален, осев или радиално – осев поток течност.

Радиален поток се създава от турбинни бъркалки. Осев поток могат да осигурят пропелерни и шнекови бъркалки и по – точно пропелерни и шнекови бъркалки с дифузор. Междинният радиално – осев поток се създава от турбинни бъркалки с лопатки, монтирани под наклон към плоскостите. За разбъркването на течности с малък вискозитет са подходящи високо оборотни бъркалки, а за течности с голям вискозитет следва да се използват ниско оборотни бъркалки.

Установени са области за отделните видове бъркалки за течности с различен вискозитет.



Фиг.4 Диапазон на разбъркване на различните видове бъркалки

I – котловидни, II- пропелерни, III- турбинни, IV – лопаткови, V – рамкови, VI- шнекови, VII - лентеновидни

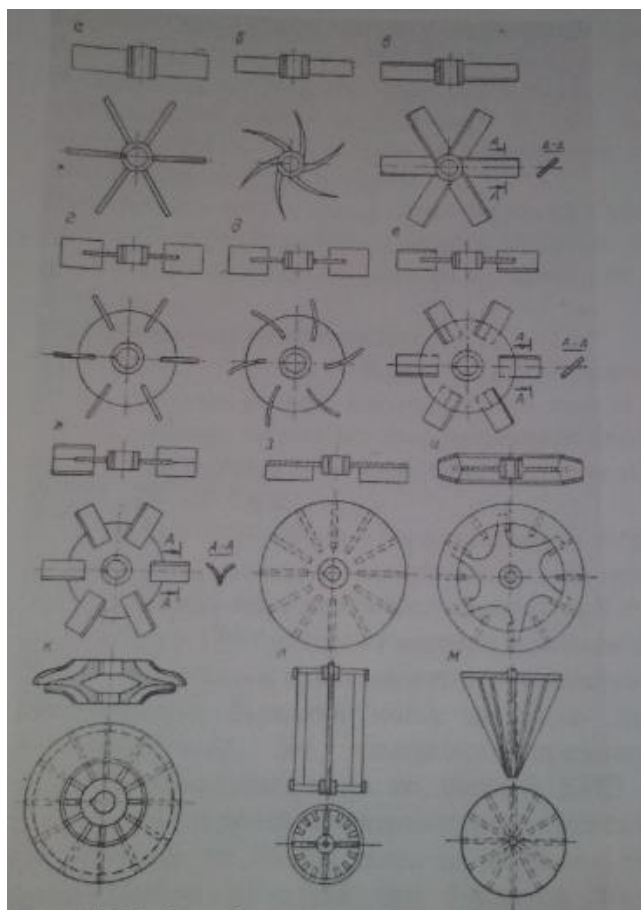
Най – широка област на приложение имат турбинните и пропелерните бъркалки, които са годни за разбъркване на течности с широк диапазон на вискозитета. Останалите бъркалки имат повече области на приложение. За течности с много висок вискозитет по – добре е да се използват апарати с шнекови и лентеновидни бъркалки. За течности със среден вискозитет, които ще се подлагат на разбъркване могат да се използват няколко типа бъркалки – лопаткови, рамкови, шнекови.

1) Турбинни бъркалки

Турбинните бъркалки са снабдени с лопатки и имат ясно очертан ротор. В случай, че лопатковите бъркалки са в затворен корпус, те образуват затворени канали, наподобяващи ротора на центробейна помпа и такива бъркалки се наричат затворени бъркалки. Съществуват и лопаткови бъркалки, които не са затворени. Откритите турбинни бъркалки се използват повече от закритите.

Отнопението на диаметъра на бъркалната към диаметъра на резервоара $d/D = 0.25 \div 0.33$. Оборотите на бъркалната $n = 2 \div 20$ об/с, така че ъгловата скорост на лопатките $\omega = \pi \cdot d \cdot n$ е в интервал $3 \div 9$ m/s.

В зависимост от начина на закрепване на лопатките и тяхната конфигурация в промишлеността се различават различни видове турбинни бъркалки.



Фиг. 5 Турбинни бъркалки

а) турбинна бъркалка с прави лопатки; б) турбинна бъркалка с усилен извити лопатки; в) турбинна бъркалка с наклонение лопатки; г) турбинна открита бъркалка с прави лопатки; д) турбинна открита бъркалка с извити лопатки; е) турбинна открита бъркалка с наклонение лопатки; ж) турбинна бъркалка с плуговидни лопатки; з) турбинна тарелкова бъркалка; и) турбинна закрыта бъркалка; й) турбинна излята бъркалка с двойно направление в апарата; к) бъркалка тип Колело; л) турбинна конусна бъркалка.

2) Пропелерни бъркалки

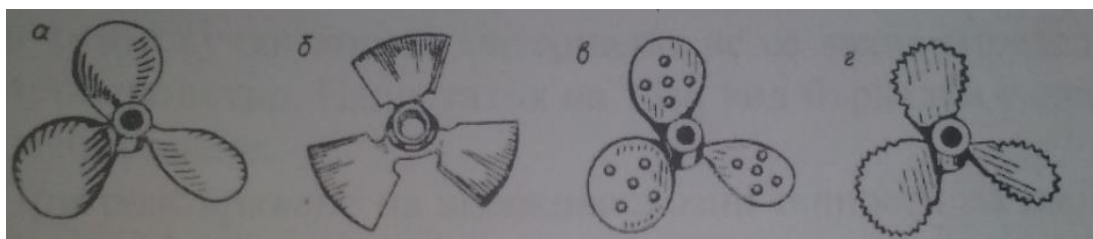
Пропелерните бъркалки са ефективни в тези случаи, когато е необходимо да се създаде значителна циркулация на течността в апарата при минимален разход на механичната енергия. Пропелерните бъркалки създават осева циркулация на течността за сметка на помпения ефект, при което тя лесно повдига твърдите частици и се използва за образуване на суспензии.

Смята се, че пропелерните бъркалки се използват за получаване на емулсии, за процеси на разтваряне и процеси шротичащи с химична реакция при обем на течността 7 m^3 . За хомогенизация на ниско вискозни течности, образувани главно в петролната промишленост, при обем на апарата $16\,000\text{ m}^3$, се използват няколко бъркалки, разположени по окръжността на апарата. При образуваните съспензии диаметърът на

частиците не трябва да надвишава 0,1-0,5 mm, а концентрацията на частиците – 10%. Пропелерните бъркалки не могат да се използват за диспергиране на газ в течност.

Отношението d/D за пропелерните бъркалки е също както при турбинните. Възможно е също намаляване на диаметъра на бъркалката до $d=D/5$. Ъгловата скорост на лопатките на пропелерните бъркалки е $6\div 15\text{m/s}$. В зависимост от оборотите имаме:

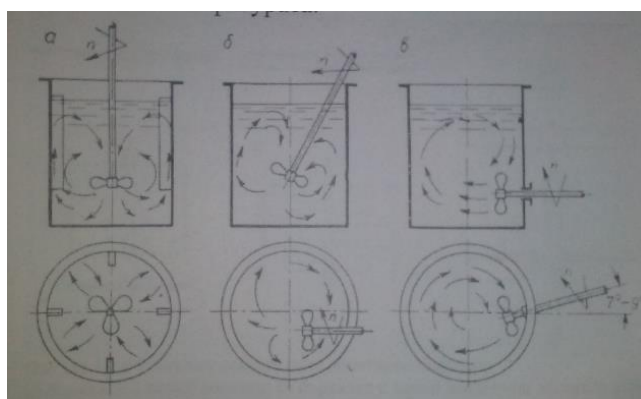
- $n_1 = 10\text{ob/min}$ – бъркалки, които се използват за разбъркване на тежки метали, шлам, а също така и за разбъркване на смеси имащи склоност към разенване;
- $n_1 = 1150\text{ob/min}$ – бъркалки, които се използват за разбъркване на леки метали и лакове;
- $n_1 = 1750\text{ob/min}$ – бъркалки, които се използват за разбъркване на течности и нисък вискозитет и не голям обем



Фиг. 6 Конструкция на пропелерни бъркалки

а) Стандартна бъркалка; б) алтернативна бъркалка; в) пропелерна бъркалка с дупки в лопатките; г) пропелерна бъркалка с назъбени краища

Рзличните начини на разположение на пропелерните бъркалки в парата са показани на фигурата:



Фиг. 7 Начини на монтиране на пропелерните бъркалки в резервоара

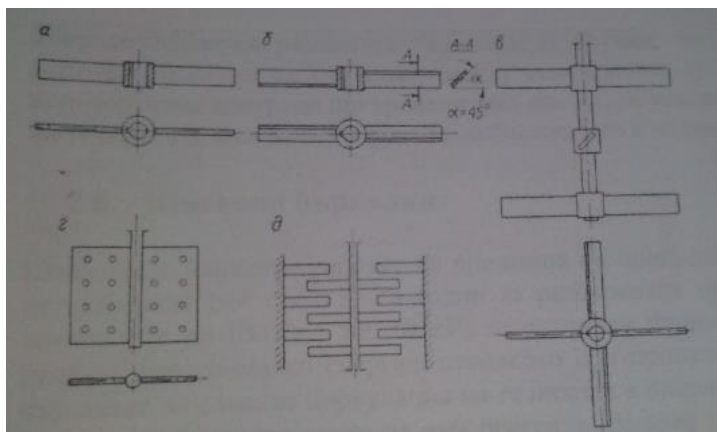
а) централно разположение; б) скосено и ексцентрично разположение; в) странично разположение

3) Лопаткови бъркалки

Лопатковите бъркалки с анискооборотни и съотношението на дължината на бъркалната към диаметъра на резервоара е като при турбинните бъркалки ($d/D = 0.25 \div 0.33$). Диаметърът d и височината на лопатките b за тези бъркалки са в областите $d=(0.5 \div 0.8)$ и $b=(0.1 \div 0.2)d$. В случай, че разбъркването се осъществява във високи апарати, е възможно на вала да се монтират няколко бъркалки. Ъгловата скорост на лопатковите бъркалки е $1,5 \div 4 \text{ m/s}$.

Лопатковите бъркалки се използват при разбъркващите устройства в химическата промишленост, когато е необходима интензивна радиално-осева циркулация на течността в апарата. Такива бъркалки създават главно окръжна циркулация на течността и незначителна радиално-осева циркулация. Основни предимства на лопатковите бъркалки е ниската цена, в тези случаи когато материалът не се явява определящ в общата цена на производството. Недостатък на този вид бъркалки е слабата интензивност на разбъркване.

При разбъркване на високовискозни течности на корпуса на апарата могат да се монтират радиални прегради, които пречат на завихрянето на течността, усилват турбулентността и подобряват разбъркването в целия обем.



Фиг. 8 Различни конструкции лопаткови бъркалки

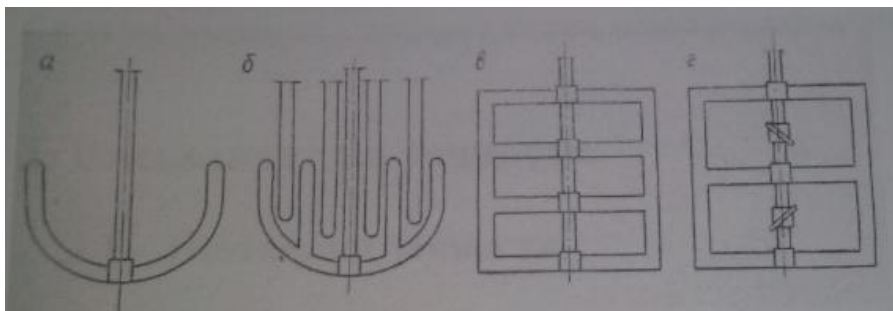
а) бъркалка с ниски лопатки; б) бъркалки с ниски наклонени лопатки; в) бъркалка с кръстосани лопатки; г) бъркалка с високи лопатки; д) бъркалка с много лопатки на един вал в резервоар с радиални отражателни прегради

4) Котловидни и рамкови бъркалки

Тези бъркалки се отличават с изключително ниски обороти. Ъгловата скорост не надвишава $0,5 \div 1,5 \text{ m/s}$, а оборотите $0,33 \div 1 \text{ ob/s}$. Диаметърът на бъркалната се приближава до диаметъра на резервоара, а разстоянието между лопатката и стената е в интервал $1=(0,005 \div 0,1)D$. При употреба на тези бъркалки може да се избегне местното прегряване на течностите.

Котвовидните и рамковите бъркалки се използват за разбъркване на високовискозни течности.

Формата на котвовидните бъркалки повтаря формата на дъното на резервоара. При еазбъркване на многовискозни течности котвовидните бъркалки се снабдяват с допълнителни напречни илио вертикални елементи.



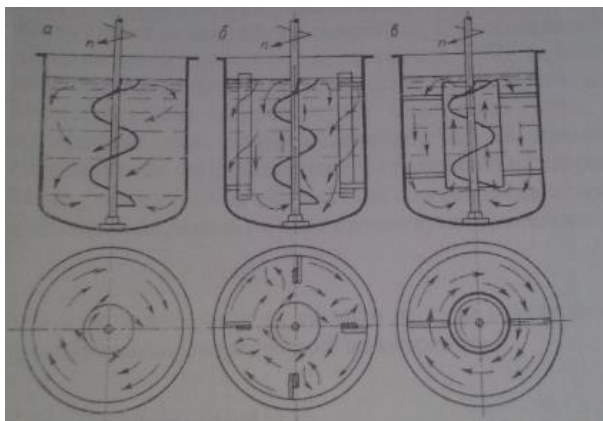
Фиг. 9Различни конструкции на котвовидни и рамкови бъркалки

а) котвовидна бъркалка с елипсовидна форма; б) котвовидна бъркалка с палци и вертикални отражателни прегради; в)рамкова бъркалка; г) рамкова бъркалка със странични допълнителни лопаткови бъркалки

Така се образува рамкова бъркалка. В случай, че бъркалките имат вертикални елементи, между които могат да бъдат монтирани хоризонтални прегради прикрепени към какапа, се усилва турбулентността на течностите и се интензифицира разбъркването в целия обем на апарата.

5) Шнекови бъркалки

Шнековите бъркалки работят на принципа на пропелерните бъркалки, но при обороти $1\div 4\text{m/s}$. Те са годни за разбъркване на течности с голям вискозитет, ненютонови течности, В този случай е необходимо по-малко енергия, отколкото при пропелерните бъркалки, за създаване на еднаква циркулация на течността в апарата. В резервоара при шнековите бъркалки може да има преграда. Вместо преграда е възможно ексцентрично разположение на шнековите бъркалки в апарата. Шнековите бъркалки могат да се снабдят с дифузор, за да се осигури осева циркулация на течността в апарата.



Фиг. 10 Шнекови бъркалки

а) резервоар без прегради; б) резервоар с прегради; в) бъркалка с дифузор и резервоар без прегради

4. Газоразпределителни устройства (барботьори)

Газоразпределителните устройства (барботьори) са съществена част при проектирането и мащабирането на барботажните колони. Известни са голям брой барботьори, които се различават значително по размера си и по броя на отворите.

Най-често използваните видове барботьори са с порьозни плочи, перфорирани плочи (решетъчни плочи/решетъчни тарелки), дюзи с един или много отвори, перфорирани тапи и пръстени и инжекторни (Oyevaar, 1991; Reilly et al., 1994; Smith et al., 1996; Elgozali et al., 2002). На фиг. 2.12 са показани някои от тези барботьори.

Характеристиките на барботьорите включват размер и брой на отворите, разположение на барботьора, разположение и ориентация на дюзите (Bouaifi et al., 2001). Обикновено порьозните плочи се състоят от пори с микроразмери, при които средният диаметър е в границите от $1.7 \div 100 \mu\text{m}$ (Vial et al., 2001; Smith et al., 1996). При дизайна на перфорираните барботьори се отчитат броят, разположението и диаметърът на отворите. Всички отвори са с един и същ диаметър, който обикновено е от порядъка на милиметри. Аналогично, диаметърът на дюзата с един отвор е също в този порядък и е показано, че поддържа хетерогенен режим при приведена скорост на газовата фаза по-ниска от 0.04 m/s (Vial et al., 2001).

Началният размер на мехурите и тяхното разпределение в дюзата могат да бъдат контролирани чрез характеристиките на барботьора, въпреки това, Akita и Yoshida (1973) показват, че поради коалесценцията и дробенето на газовите мехури началният им размер, формиран в барботьора, може да не описва адекватно разпределението на мехурите по размери в цялата колона.

Приема се, че влиянието на газоразпределителното устройство върху газосъдържанието е сложно (Deckwer, 1992), тъй като неговото въздействие извън зоната на барботиране все още се изследва. Няколко изследователи (Akita и Yoshida, 1973; Wilkinson et al., 1992; Kastanek et al., 1984) показват, че барботьорът има минимален ефект върху размера на мехурите и газосъдържанието, ако диаметърът на

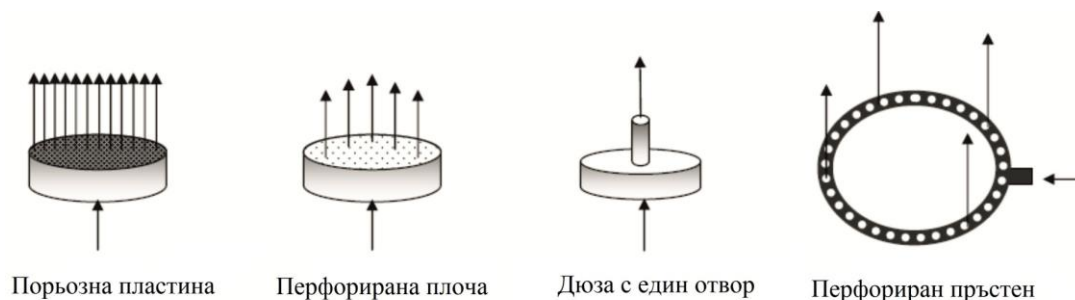
отворите е по-голям от $1 \div 2$ mm. Независимо от това, Jordan и Schumpe (2001) отчитат влиянието на характеристиките на барботьора върху газосъдържанието, въпреки че диаметъра на отворите на всяка от техните три перфорирани плочи е равен или по-голям от 1 mm. Трябва да се отбележи, че по-големите или по-малките стойности на газосъдържанието зависят от дробенето и коалесценцията на газовите мехури в колоната. Порьозните барботьори, с относително по-малък диаметър на порите, по принцип генерират по-малки мехури в сравнение с тези от перфорираните барботьори (Wilkinson et al., 1992). Също така, от единичните дюзи с диаметър на отвора по-голям от $0.001 \div 0.002$ m, се образуват големи газови мехури, даже при много ниски приведени скорости на газа (Akita и Yoshida, 1973), което е индикация за хетерогенно разпределение на мехурите (Camarasa et al., 1999). От тези наблюдения може да се направи изводът, че ε_G е обратно пропорционално на диаметъра на отворите и когато се образуват малки газови мехури, преходът от хомогенен към хетерогенен режим се забавя, тъй като скоростта на коалесценция на мехурите намалява (Camarasa et al., 1999). Авторите (Krishna, 2001; Gopal, 1983; Sada, 1983; Saxena, 1992) измерват аксиалните профили на локалното газосъдържание по височината на възходящата тръба на ерлифт реактор. Най-общо газосъдържанието нараства по височината. Merchuk и Stein (1981) докладват за максимум в профила на газосъдържанието в случай на дистрибутор с един отвор. Барботьори с много отвори произвеждат по-хомогенно разпределение на мехурите по размери и не се наблюдава максимум при изследване на газосъдържанието по височината на възходящата тръба.

Значително влияние на барботьорите върху ε_G е наблюдавано от Schügerl et al. (1977), които установяват, че при използване на барботьорите от инжекторен и ежекторен тип систематично се получават по-високи стойности за газосъдържанието в сравнение с тези, получени при използване на перфорирани и синтеровани плочи, независимо от по-големия диаметър на отворите им. Причината за това поведение се дължи на техника, чрез която авторите създават голяма междуфазна повърхност, която се състои в смесване на газа и течността преди инжектиране в колоната (Deckwer, 1992). По-нататък Schügerl et al. (1977) показват, че в коалесцентни системи (напр., H_2O) влиянието на барботьора върху ε_G не е съществено, като по този начин потвърждават, че в некоалесцентни системи разпределението на мехурите по размери се контролира от барботьора (Schügerl et al., 1977). Така, ако системата газ-течност е некоалесцентна, то може да се очаква, че разпределението на мехурите по размери и следователно газосъдържанието зависят силно от конструктивните характеристики на барботьора.

Използвайки, порьозни барботьори или такива с много на брой отвори, Vial et al. (2001) показват, че барботажна колона може да работи в преходен режим при приведена скорост на газа, надвишаваща 0.04 m/s. При скорост 0.08 m/s и използване на порьозен барботьор преобладава хетерогенният режим.

Oyevaar et al. (1991) показват, че при всички изследвания с използване на порьозни барботьори е установено малко влияние на налягането върху газосъдържанието в сравнение с перфорираните барботьори. Camarasa et al. (1999)

използват водни некоалесцентни разтвори и вода с цел сравнение на типа на барботьора – порьозен, с много дюзи и перфориран върху големината на газосъдържанието. Те установяват, че характеристиките на мехурите във вода са сравними за барботьори с порьозни плочи и много дюзи, докато тенденцията е различна за некоалесцентни разтвори. От друга страна, резултатите за барботьорите с единична дюза се различават напълно от тези с другите два.



Фиг.11 Различни видове барботьори

Противоположно на предишни изследвания, Pohorecki et al. (1999) установяват, че единствено приведената скорост на газовата фаза влияе върху газосъдържанието и средния диаметър на мехурите, докато влиянието на барботьора е незначително. Приведената скорост на газа в границите от 0.002 до 0.02 m/s е причина за поддържане на хомогенен (мехурест) хидродинамичен режим в барботажна колона. Ето защо може да се предположи, че при ниска приведена скорост на газа (<0.04 m/s), единствено единичната дюза може да осигури хетерогенен хидродинамичен режим, докато другите барботьори, напр., перфорирана плоча, порьозна плоча и с много дюзи ще поддържат хомогенен хидродинамичен режим и няма да се наблюдава влияние на вида на барботьора върху газосъдържанието.

5. Хидродинамика

Хидродинамиката на газотечните реактори се определя от условията на въвеждане на енергия и маса в двуфазната среда, както и от типа на апарата, който се използва.

Фундаменталните параметри за моделиране, проектиране и мащабиране на газотечностни реактори са режимът на течение, газосъдържанието, масопреносните коефициенти и падът на налягането (Shah et al., 1982; Deckwer и Schumpe, 1993; Koide, 1996).

Голям брой хидродинамични модели са създадени за различни типове газотечностни реактори (Chisti et al, 1988; Reinhold et al., 1996; Dhaoudi et al., 1996), включително за барботажни колони (Fleischer et al., 1996; Zehner и Benfer, 1996;

Sokolichin и Eidenberger, 1994; Romanainen и Salmi, 1991a, 1992), за реактори с разбъркване (Romanainen и Salmi, 1991b, 1995; Haario и Seideman, 1994).

Важни теоретични модели са тези на Chisti et al. (1988), Garcia Calvo (1989, 1991), които се основават на баланса на механичната енергия и тези на Hsu и Dudukovic (1980), Merchuk и Stein (1981), Verlaan (1987), Joshi et al. (1990), Young et al. (1990), които са следствие от разглеждането на моментния баланс. Някои от тези модели отчитат двумерно изменение на профилите на скоростта и газосъдържанието (Sokolichin и Eidenberger, 1994), докато други отчитат само аксиалната промяна на тези параметри (Young et al., 1991; Hillmer et al., 1994; Krishna, 1991).

1. Режим на течение

Хидродинамиката, смесването на фазите и масопреносните параметри в газотечните реактори силно зависят от преобладаващия режим на течение на двуфазния поток. Много изследователи (Zahradník et al, 1997; Letzel et. al., 1997; Vial et. al, 2000; Ruzicka et. al, 2001; Olmos et. al, 2003; Groen, 2004, Ruthiya et. al, 2005) изучават характера на движение на потоците, които преобладават в тези реактори.

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 ($V_G + V_L$) (т.е. $\text{м}^3/\text{м}^3$) и се дава със следната формула:

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L}$$

,т.е. газосъдържанието е обемната фракция на газовата фаза в газотечната система и може да се приеме за постоянно във всяка точка от газотечната смес, като изключение прави само горният слой, състоящ се от устойчива пяна.

Някои автори (Groen, 2004) разглеждат ε_G като вероятност мехурът да съществува на определено място и в определен момент от време. Газосъдържанието определя още времепрестоя на газа в течността и може да се определи от времепрестоя на газа в колоната или с други думи, мехурите се нуждаят от определено време τ , за да преминат от разпределителя до върха на колоната.

$$\varepsilon_G = \frac{V_G \tau}{A.H}$$

Обикновено се публикуват средната стойност на газосъдържанието, т.е. отнесена към целия обем на реактора. Средното газосъдържание се използва като ключов параметър за анализ на режима на течение и за определяне на времепрестоя.

А. Значение на газосъдържанието

Газосъдържанието е важен параметър при дизайна и мащабирането на газотечностните реактори (Nicolella et al., 1998; Jin et al., 1999, 2001), тъй като:

- Стойността му дава индикация за потенциала на масопреноса, тъй като за дадена система по-голямото газосъдържание означава по-голяма междуфазна повърхност;
- Колкото по-голяма е стойността на ε_G , толкова повече е времепребиваването на газа в реактора, респ. времето за контакт между газа и течността в реактора. Това може да се покаже чрез връзката между обема на газа, обемния дебит на газа и времепребиваването:
$$t_G = \frac{V_G}{\dot{V}_G} = \varepsilon_G \frac{(V_G + V_L)}{\dot{V}_G} ;$$

В. Фактори, които влияят на газосъдържанието

Стойността на газосъдържанието се определя от много и различни фактори, като:

- дизайна на барботьора
- работните променливи - налягане, скорост на газа, температура включително физичните свойства на газовата и течната фаза;
- скоростта на аериране и въведената мощност при реакторите с бъркачка.

3. Турбулентност - различни модели за описание

Турбулентният поток, има вихрова структура, при което се различават едромасштабни и дребномасштабни вихри. При преноса на импулс участвуват всички видове вихри. Най-големите вихри имат мащаб от порядъка на основното течение. В процеса на турбулентен пренос те се разпадат на по-малки вихри, които от своя страна се разпадат на още по-малки, докато се стигне до вихри с такъв малък мащаб, че върху тях започва да влияе вискозитетът и кинетичната им енергия чрез вискозното триене се превръща топлинна. Този процес се нарича вискозна дисипация на механичната енергия. Съществува, следователно, цяла каскада на пренос в турбулентните потоци.

Предложеното от Рейнолдс разделяне на турбулентното течение на осреднено, “псевдоламинарно” и пулсационно има определен физичен смисъл, който го отличава от ламинарното течение. Така например, ние можем да въведем за осредненото течение линии на тока успоредни на стените и да го разглеждаме като слоесто, но не трябва да забравяме, че тези слоеве са проникваеми за пулсационните съставки, които пренасят от едно място на друго крайни обеми от течност наречени “моли” със съответните им количество движение, енергия и маса.

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

$$\tau_{xy}^{(t)} = -\mu^{(t)} \frac{d\bar{v}_x}{dy}$$

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

$$N = 5^3 \text{Re}^{9/4},$$

където Re е критерия на Рейнолдс за съответното течение.

Първоначално стойността на $\mu^{(t)}$ е считана за постоянна, което е твърде далеч от реалната физическа картина на процеса.

Сериозен напредък в развитието на теорията на турбулентността е направен с хипотезата на Прандтл за пътя на смесване. Прандтл изхожда от аналогията между пеноса в ламинарния поток, който се извършва чрез хаотично движение на молекулите, и турбулентния пренос, който се извършва чрез хаотично движение на крайни по обем „моли“. За разлика от молекулите, молите са временни образувания. Те възникват, съществуват определено време, при което се движат хаотично, пресичайки отделните „слоеве“ на осредненото псевдоламинарно течение и се разрушават. През време на своето съществуване молът не взаимодействува с околната течност. При неговото разпадане неизбежно възниква пулсация.

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 - прост за пресмятане

Недостатъци - 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**

Предимства - дава реалистична картина, особено при турбулентни течения в тръби и канали.

Недостатъци - Използването му в някои случаи води до „преувеличение“ на турбулентността на потока.

- **Reynolds stress models** наречен 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.

III. ИЗЧИСЛИТЕЛНА ЧАСТ

Производствени условия:

- ❖ Субстрат – 50% глюкоза и 50% $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$;
- ❖ Микроорганизми - *Brevibacterium* sp. ($\text{CH}_{1,64}$, $\text{N}_{0,16}$ $\text{O}_{0,32}$, $M = 26,9$ g/mol);
- ❖ Добивен коефициент по отношение на клетки – $0,45, \text{g}_{\text{клетки}}/\text{g}_{\text{глюкоза}}$;
- ❖ Обем течност – $65, \text{m}^3$;
- ❖ Дебит – $10, \text{m}^3/\text{h}$;
- ❖ $V_r - 0,06, \text{m}^3/\text{s}$;
- ❖ $\mu_{\text{max}} - 1,4 \cdot 10^{-4}, \text{s}^{-1}$;
- ❖ Коефициент на масопредаване – $0,0686, \text{s}^{-1}$;
- ❖ $K_s - 1,20, \text{g/l}$

Да се изчислят:

1. Концентрацията на компонентите на изход от реактора
2. Необходимата мощност (с и без аерация).
3. Да се определят основните и присъединителните размери на апарата.
4. Да се стандартизира апарата и да се изготви чертеж

Изчисляване на консумацията по субстрата

$Y_{x/s} = \frac{x}{S_0 - S}$, където $Y_{x/s}$ - добивен коефициент по отношение на клетките;

X - концентрация на клетките;

S_0 – концентрация на субстрата на вход;

S – концентрация на субстрата в апарата;

$$Y_{x/s} = \frac{\text{маса получени клетки}}{\text{маса консумиран субстрат}}; Y_{x/s} = 0,42 \frac{\text{g кл}}{\text{g гл}};$$

$$X = (S_0 - S) \cdot Y_{x/s} \text{ g/l}; X = 61,2 \cdot 0,42; X = 27,50 \text{ g/l}$$

$$Y_{x/s} = \frac{x}{S_0 - S} \frac{\text{g кл}}{\text{g гл}}; Y_{x/s} = \frac{27,50}{61,2}; Y_{x/s} = 0,42 \frac{\text{g кл}}{\text{g гл}}$$

$$Y_{p/s} = \frac{\text{молове получен продукт}}{\text{молове консумиран субстрат}} \frac{\text{mol кл-на}}{\text{mol гл}}; Y_{p/s} = \frac{\frac{\pi}{S_0 - S}}{\frac{M_{\text{кл-на}}}{M_{\text{гл}}}}; Y_{p/s} = \frac{\frac{30}{61,2}}{\frac{147}{180}}; Y_{p/s} = 0,60 \frac{\text{mol кл-на}}{\text{mol гл}}$$

$$(S_0 - S) = \frac{\frac{30}{0,6}}{0,6}; S_0 - S = 61,2 \text{ g/l}$$

1. Концентрацията на субстрата в апарата намираме от уравнението на Моно

$S = \frac{\mu - K_s}{\mu_{\max} - \mu} \text{ g/l}$, където μ – специфична скорост на нарастване на клетите, h^{-1} ;

K_s – концентрация на субстрата g/l ;

$\mu_{\max}$ – максимална скорост на нарастване, s^{-1}

1) Концентрацията на изход от реактора ще бъде:

$$S = \frac{D \cdot K_s}{\mu_{\max} - D} \text{ g/l}; S = \frac{0,14 \cdot 1,20}{0,504 - 0,14}; S = 0,461 \text{ g/l};$$

2) Скорост на разреждане

$$D = \frac{\tilde{V}}{V} \text{ h}^{-1}, \text{ където } \tilde{V} - \text{дебит на потока, m}^3/\text{h}$$

V – обем на реактора, m^3

$$D = \frac{10}{70}; D = 0,14 \text{ h}^{-1}$$

3) За концентрацията на вход ще имаме

$$S_0 = 61,2 + 0,461 = 61,66 \text{ g/l} = 61,66 \text{ kg/m}^3$$

$$(S_0 - S) = 61,2 \text{ g/l}$$

4) Масов дебит на субстрата в захранването (100% глюкоза)

$$2 \cdot \dot{V} \cdot S_0 = 2 \cdot 10 \cdot 61,66 = 1233,2 \text{ kg/h}$$

2. Изчисляване на мощността за рабъркване

➤ с аерация

$$kLa = 0,02 \left(\frac{Pg}{V} \right)^{0,475}; U_s^{0,4} = 0,02 \left(\frac{Pg}{V} \right)^{0,6^{0,4}}; U_s = 0,6865 \text{ s}^{-1}$$

Обема течност $V = 65 \text{ m}^3$, скорост на газа $0,06 \text{ m/s}$

$$Pg = \left(\frac{0,0688 \cdot V^{0,475}}{0,02 \cdot 0,06^{0,4}} \right)^{1/0,475} Pg = 9,11 \text{ kW}$$

➤ без аерация

$$Pg = c \left(\frac{P^2 \cdot N \cdot d^3}{V g^{0,56}} \right)^{0,45}, \text{ където } c = \text{const} = 0,72$$

Определяме диаметъра на бъркачката и обемния разход на газа, като знаем общия обем. Приемаме съотношение $H/D = 3$.

$$V = \frac{\pi \cdot D^3}{4} \cdot H; V = \frac{\pi \cdot D^3 \cdot 3D}{4} = 2,355 \cdot D^4; D = \sqrt[4]{\frac{70}{2,355}}; D = 3,09 \text{ m} \gg D = 3 \text{ m}$$

От съотношението $d/D = 1/3$ за диаметър на бъркачката получаваме $d = 1 \text{ m}$. $Dr = 3 \cdot 0,3$

$$Dr = 0,9 \text{ m}.$$

От таблица за конструктивни размери на стандартни цилиндрични съдове (табл. 6.3, стр. 155, Машини, апарати и инсталации в биотехнологията, С. Сендов) взимаме размери за реактор с обем 4 m^3 , вътрешен диаметър $D = 1200 \text{ mm}$ и височина на реактора $H = 3140 \text{ mm}$.

За обемния разход получаваме:

$$Vg = U_s \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \text{ m/s}; Vg = 0,06 \cdot \frac{\pi \cdot 3,09^2}{4}; Vg = 0,45 \text{ m/s}$$

$$P^2 \cdot N = \left(\frac{Pg}{0,72} \right)^{1/0,45} \cdot \left(\frac{Vg^{0,56}}{d^3} \right) = \left(\frac{9,11}{0,72} \right)^{2,22} \cdot \left(\frac{0,45^{0,56}}{1^3} \right) = 178,917$$

$$Ne = 6$$

По формулата се намира стойността му за 2 работни колела: $Ne \cdot n = Ne \cdot n^{0,5} \gg Ne_2 = 6 \cdot 2^{0,5}$

$$Ne=8,48$$

Намира се съотношението P/N^3 от $Ne = \frac{P}{g \cdot N^3 \cdot d^5}$, където $q=1000$

$$\frac{P}{N^3} = Ne \cdot q \cdot d^5 = 8,48 \cdot 1000 \cdot 1^5 = 8480$$

От две уравнения с две неизвестни определяме неизвестните P и N :

$$P = 8480 \cdot N^3 \gg P^2 \cdot N = 8480^2 \cdot N^7 = 178,917 \gg N = 0,158 s^{-1}$$

$$P = 8480 \cdot N^3 = 33,45 kW$$

3. Изчисляване на топлообмена с реактор с бъркачка

$$\mu = 7,98 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s \quad C_p = 4.19 kJ/kg \cdot K$$

$$\lambda = 0.614 W/m \cdot K \quad -\Delta H_0 = 15 kJ/g O_2$$

$$q = 1000 kg/m^3$$

1) Определяне на отделената топлина от реакцията на клетъчен растеж

$$Q_m = g_o \cdot V_1 = \left(\frac{-\Delta H_0 \cdot \mu \cdot x V_1}{Y_{x/o} \cdot 3600} \right), kW; \quad Q_m = \frac{15.0.5.27.50.35}{0.42.3600}; \quad Q_m = 8,28 kW$$

2) Определяне на общата мощност на апарата

$$Q = P + Q_m, kW; \quad Q = 33,45 + 8,25; \quad Q = 41,73 kW$$

3) Определяне коефициента на топлопредаване

$$Re = \frac{N \cdot d^2 \cdot q}{\mu}; \quad Re = \frac{0,158 \cdot 1^2 \cdot 1000}{7,98 \cdot 10^{-4}}; \quad Re = 197\,995$$

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{\lambda}; \quad Pr = \frac{7,98 \cdot 10^{-4} \cdot 4190}{0,614}; \quad Pr = 5,44$$

$$Nu = 0,87 \cdot Re^{0,67} \cdot Pr^{0,33}; \quad Nu = 0,87 \cdot 197995^{0,67} \cdot 5,44^{0,33}; \quad Nu = 5382$$

4) Изчисляване на часрния коефициент на топлопредаване на реактора

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_r}, W/m^2 \cdot K; \quad \alpha_1 = \frac{5382 \cdot 0,614}{1,2}; \quad \alpha_1 = 1,06 \cdot 10^3 W/m^2 \cdot K$$

5) Определяне на характерен размер на охлаждащата тръба

$$d_h = \frac{4 \cdot A_s}{U}, m; \quad d_h = \frac{4 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3}}{0,205}; \quad d_h = 0,049 m$$

6) Изчисляване на коефициент отчитащ загубите от налягане

$$\xi = [(1,82 \cdot \lg Re_a) - 1,64]^{-2}; \quad \xi = [(1,82 \cdot \lg 18420) - 1,64]^{-2}; \quad \xi = 2,67 \cdot 10^{-2}$$

7) Изчисляване на критерия на Нуселт

$$Nu = \frac{\frac{\xi}{8} \cdot (Re_a - 1000) \cdot Pr}{1 + 12,7 \left(\frac{\xi}{8} \right)^{0,5} \cdot (Pr_i^{1/3} - 1)} \cdot \left[1 + \frac{d_h}{60} \right]^{2/3}; \quad Nu = \frac{\frac{2,67 \cdot 10^{-2}}{8} \cdot (18420 - 1000) \cdot 5,42}{1 + 12,7 \left(\frac{2,67 \cdot 10^{-2}}{8} \right)^{0,5} \cdot (5,42^{1/3} - 1)} \cdot \left[1 + \frac{0,049}{60} \right]^{2/3};$$

$$Nu = 125$$

8) Определяне на частния коефициент на топлопредаване

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_h}, W/m^2 \cdot K; \quad \alpha_2 = \frac{125 \cdot 0,625}{0,049}; \quad \alpha_2 = 1568 W/m^2 \cdot K$$

9) Определяне на общия коефициент на топлопредаване K

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\lambda}{\delta} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}, W/m^2 \cdot K; \quad K = \left(\frac{1}{1,06 \cdot 10^5} + \frac{0,008}{46} + \frac{1}{1568} \right)^{-1}; \quad K = 943,4 W/m^2 \cdot K$$

Необходимата топлообменна повърхност ще определим от основното уравнение на топлообмена

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t_{cp}$$

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{41730}{943,4 \cdot \left(\frac{(30-15) - (30-25)}{\ln \frac{(30-15)}{(30-25)}} \right)}; \quad F = 4,860 m^2$$

Необходимата дължина на тръбите се определя: $F = d_{tr} \cdot L$

$$\text{Това означава, че са необходими } L = \frac{F}{d_{cp}}, m; \quad L = \frac{4,860}{0,1}; \quad L = 48,6 m \text{ тръби}$$

4. Определяне на вътрешните размери

1) Стандартен диаметър на реактора $D^{st} = 1,2 m$

2) От това съотношение можем да намерим d :

$$\frac{d}{D} = 0,33 \div 0,55 \gg \frac{d}{1,2} = 0,4 \gg d = 0,48 m$$

3) От съотношението :

$$\frac{S_1}{d} = \frac{1}{4} \gg \frac{S_1}{0,48} = \frac{1}{4} \gg S_1 = 0,12 m$$

4) Широчината на лопатката се намира от следното съотношение:

$$\frac{B_1}{d} = \frac{1}{5} \gg \frac{B_1}{0,48} = \frac{1}{5} \gg B_1 = 0,096 \sim 0,1 \text{ m}$$

5) Съотношението на работната височина на реактора към неговия диаметър е следното:

$$\frac{H_2}{D} = 1,0 \div 1,5 \gg \frac{H_2}{1,2} = 1,3 \gg H_1 = 0,12 \text{ m}$$

6) Намираме характерни височини на реактора

$$\frac{H_3}{D} = 0,5 \div 0,8 \gg \frac{H_3}{1,2} = 0,65 \gg H_3 = 0,78 \text{ m}$$

$$\frac{H_4}{D} = 0,4 \div 0,5 \gg \frac{H_4}{1,2} = 0,45 \gg H_4 = 0,54 \text{ m}$$

$$\frac{H_1}{D} = 0,1 \div 0,2 \gg \frac{H_1}{1,2} = 0,15 \gg H_1 = 0,18 \text{ m}$$

7) Като знаем диаметъра на реактора можем да си намерим и следните размери

$$\frac{S_1}{D} = 0,1 \gg \frac{S_1}{1,2} = 0,1 \gg S_1 = 0,105 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 3 \gg \frac{H}{1,2} = 3 \gg H = 3,6 \text{ m}$$

$$\frac{B_2}{d} = 0,2 \gg \frac{B_2}{0,48} = 0,2 \gg B_2 = 0,096 \text{ m}$$

5. Оразмеряване стените на съда

1) Дебелината на стената на цилиндричната част на съда се изчислява по формулата:

$$S_c = \frac{P \cdot D_{\text{вътр}}}{2,3 \cdot \Psi [\sigma_{\text{доп}}] - P} + C, \text{ където } P - \text{налягането в съда, МРа;}$$

$D_{\text{в}}$ - вътрешен диаметър на съда, m;

Ψ - коефициент на якост на заваръчния шев (0,8-0,9)

$[\sigma_{\text{доп}}]$ - допустимо напрежение на конструктивния материал на опън, за съответната температура, МРа;

C - добавка за корозия, m;

2) Дебелина на елиптичното дъно

$$S_e = \frac{P \cdot D_{\text{вътр}}}{4 \cdot K \cdot [\sigma_{\text{доп}}] - P} \cdot \frac{D_{\text{вътр}}}{2 \cdot h_b} + C, a \quad K = 1 - \frac{d_{\text{шущ}}}{D_{\text{вътр}}}$$
, където: К-коэффициент, отчитащ отслабването на дъното от пробиване и отвори за щутцери

h_b – височина на изпъкналата част на елиптичното дъно, m; (Обикновено е $h_b \sim 0,25 \cdot D_{\text{вътр}}$);

3) Проверовъчно изчисление на дебелината на стената на реактора, работещ по външно налягане

$$S = \max \left\{ K_2 \cdot D \cdot 10^{-2}; \frac{1,1 \cdot D \cdot P}{2 \cdot [\sigma_{\text{доп}}]} \right\}, m$$
, където K_2 -коэффициент, отчитан от номограма;

P -работно налягане, МПа;

$[\sigma_{\text{доп}}]$ – допустимо напрежение на материала, МПа;

D – външен диаметър, m

6. Изчисляване на барботьор

Барботьора на ферментатора се опразмерява, като се вземе предвид количеството стерилен въздух, което се внася в системата за барботажа. Специфичният разход за въздух за $1 m^3$ културална течност е в границите $1 \div 3 m^3 / m^3 \cdot min$. Диаметърът на отворите на лъчевите тръби е в граници от 1 до 3 mm. Отворите са разместени под определен ъгъл спрямо вертикалната ос. Броят им се изчислява, като се приеме скорост на изтичане от отворите по – голяма от 30 m/s.

1) Определяне броя на отворите на барботьора

$$n = \frac{V_g}{\frac{\pi \cdot d_{\text{отв}}^2}{4} \cdot V_0}$$
, където n – брой отвори

V_0 – скорост на изтичане от отворите, приемаме 60 m/s ;

V_g – обемен дебит на въздуха, m/s;

$d_{\text{отв}}^2$ – диаметър на отворите – приема се 3 mm

$$n = \frac{0,45}{\frac{\pi \cdot (3 \cdot 10^{-3})^2}{4} \cdot 60}$$
; $n = 10616$ р.

2) Определяне на общата площ на отворите

$$A = \frac{\pi \cdot d_{отв}^2}{4} \cdot n, m^2; \quad A = \frac{\pi \cdot (3 \cdot 10^{-3})^2}{4} \cdot 1061; \quad A = 0.0074 m^2$$

7. Изчисляване на размерите на мехурчето

1) Определяне на средния диаметър на мехурчето по Салтер

където σ – повърхностно напрежение вода-въздух

$$\sigma \text{ при } 25^{\circ}C = 71,77 \cdot 10^{-3}, N/m; \quad \sigma \text{ при } 25^{\circ}C = 71,77 \cdot 10^{-3}, N/m$$

$$P = q \cdot g \cdot h, \text{ kPa}; \quad P = 1000 \cdot 9,81 \cdot 14; \quad P = 30,800 \text{ kPa};$$

$$D = 0,7 \frac{71,5^{0,6}}{\left(\frac{3,080 \cdot 10^{-4}}{4V} \right)^{0,4} \cdot 1,293^{0,2}} \cdot \left(\frac{1 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,1}; \quad D = 0,4793, m$$

2) Връзка между диаметър на мехурчето и диаметър на отворите на барботьора

$$D_{\text{мех}} = \left(\frac{6 \cdot D_0 \cdot \sigma}{\Delta p \cdot g} \right)^{1/3}, \text{ където } D_0 - \text{диаметър на отворите на барботьора} - \text{избират се между 1,5 до 3 mm};$$

$$D_{\text{мех}} = \left(\frac{6 \cdot 0,3 \cdot 71,5}{9,987 \cdot 10^{-2} \cdot 9,81} \right)^{1/3}; \quad D_{\text{мех}} = 5,09 \text{ mm}$$

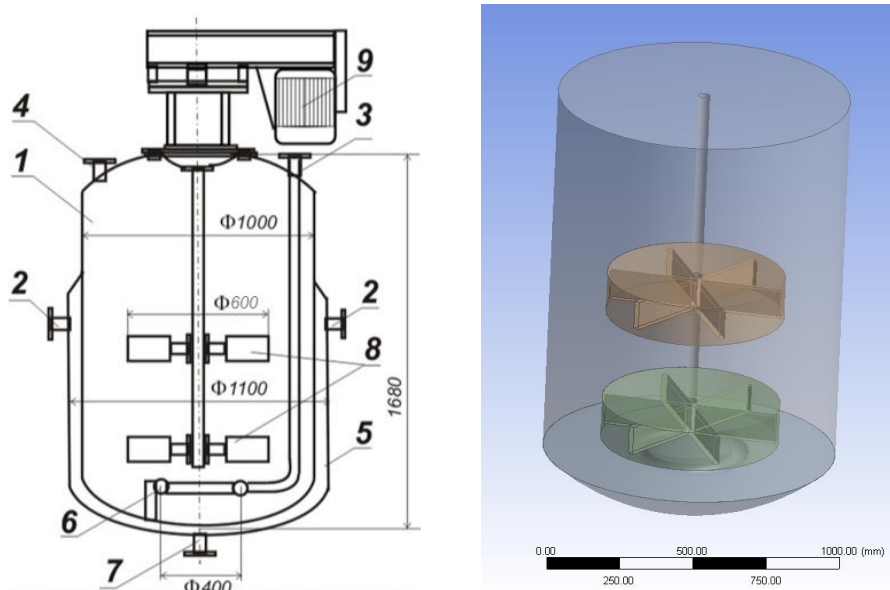
IV. Конструктивна част

V. Компютърна симулация и анализ

1. Обект на изследване, изграждане на геометричен модел и мрежа от крайни елементи в среда ANSYS

1) Обект на изследване

Обектът на изследване е реактор с разбъркване и аериране. Той се състои от цилиндрична тръба и охлаждаща риза(5) и е снабден с бъркачки(8), разположени на два реда с по шест лопатки, задвижвани от електродвигател(9). Въздухът постъпващ през тръба(3) се подава през барботьор(3) тип перфориран пръстен, който има 480бр. отвори с диаметър 3mm.



Фиг. 12 Реактор с механично разбъркване и аериране

(1)– корпус на апарат; (2)–щупери;(3)–тръба за въздух; (4)–изход въздух; (5)–водна риза; (6)–барботьор; (7) – щупер за източване; (8) – бъркачка; (9) – електромотор

2) Изграждане на геометричен модел

3) Мрежа от крайни елементи

Методът на крайните елементи (МКЕ) се използва при решаването на широк клас полезни задачи, които се описват със сходни частни диференциални уравнения. При този метод се изследват полета в хомогенни и нехомогенни, изотропни и анизотропни, линейни и нелинейни среди, анализират се стационарни и нестационарни задачи, също така се решават задачи в двумерни и тримерни области.

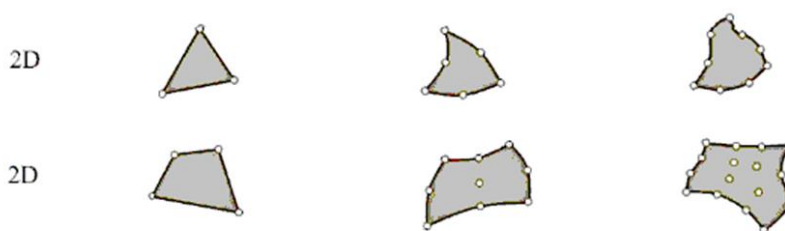
Основното при този метод е, че всяка непрекъсната величина(налягане, температура) може да се апроксимира с дискретен модел, който се състои от непрекъснати функции(полиноми), които са определени за краен брой подобласти(крайни елементи).

В рамките на всеки краен елемент се дефинира краен брой точки, наречени възли, в които стойността на величината е неизвестна и трябва да бъде получена при решението на системата уравнения, която описва процеса.

Първа стъпка при решаването на задача по Метода на крайните елементи е дискретизацията на изследваната област. Тя включва формата, размерите и броя на крайните елементи, на които се разбива областта при етапите описани по долу:

- **Разбиване на изходната област на подобласти – елементи**

- разбиване в двумерните области (2D) – триъгълници, правоъгълници;



Фиг. 13 Елементи в двумерната област

- разбиване в тримерното пространство (3D) – тетраедри и паралепипеди;



Фиг. 14 Елементи в тримерната област

- **Дефиниране на подходяща функция за дадена задача**

Като подходяща функция се използват полиноми, който за всеки елемент на дадена подобласт са полиноми на определена степен с неизвестни коефициенти, а са непрекъснати за цялата област.

Еднозначността на определяне на полином във всяка област се обославя от това, че всяка една възлова точка на подобласта се задават фиксирани стойности на полинома.

- **Формиране и решение на система дискретни (алгебрични) уравнения.**

Приблизително решение по МКЕ се приема допустима функция, на която параметрите се определят с някакво интегрално тъждество или по вариационен начин. В резултат на това, изходната задача се свежда до система дискретни алгебрични уравнения, решение на която представляват търсени параметри(коефициенти) от приблизителното решение.

- **Оценка на точността от полученото решение**

Точността, която допустимата функция апроксимира търсеното решение на изходнаа задача. Математичното изследване на метода показва, че крайните полиноми

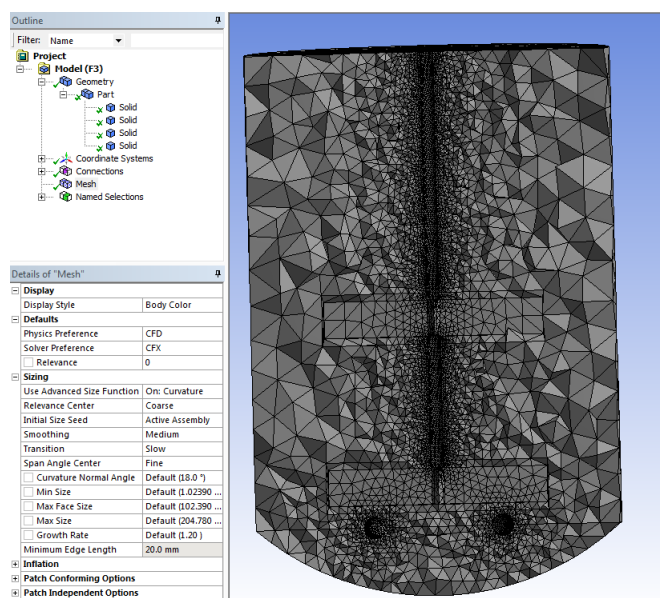
функции, при известна непрекъснатост на търсеното решение, обезпечават много точно решение, ако се въведат достатъчен брой подобласти (елементи) или се използва полином от по-висока степен.

- **Верификация и валидация на модела**

На базата на валидация и верификация на модела се прави оценка за достоверността на резултатите. Валидация имае когато резултатите получени при решението с математичния модел се сравняват с емперични данни получени от експерименти.

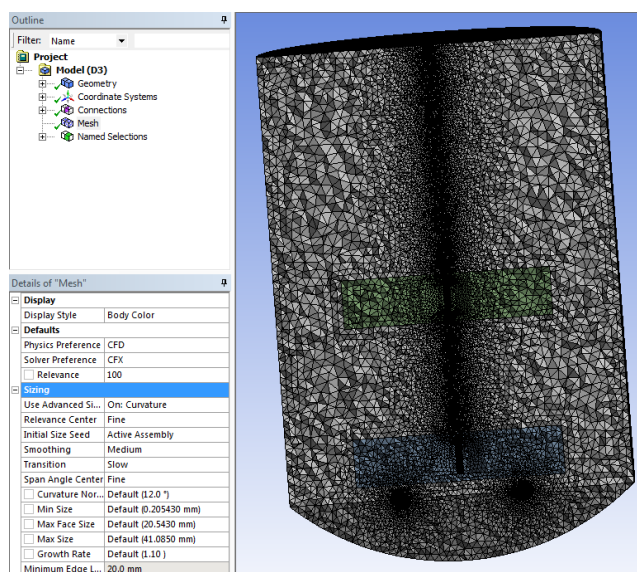
Така се прави оценка на реалистичността на модела. Процес на верификация на модела е когато е необходимо да бъде направена оценка на модела за неговата способност да дава вече известни резултати и неговото съответствие със законите за маса и енергия и др.

В началото е създадена мрежа от контролни обеми показана на фигура, генерирана от компютърната система по задаване.



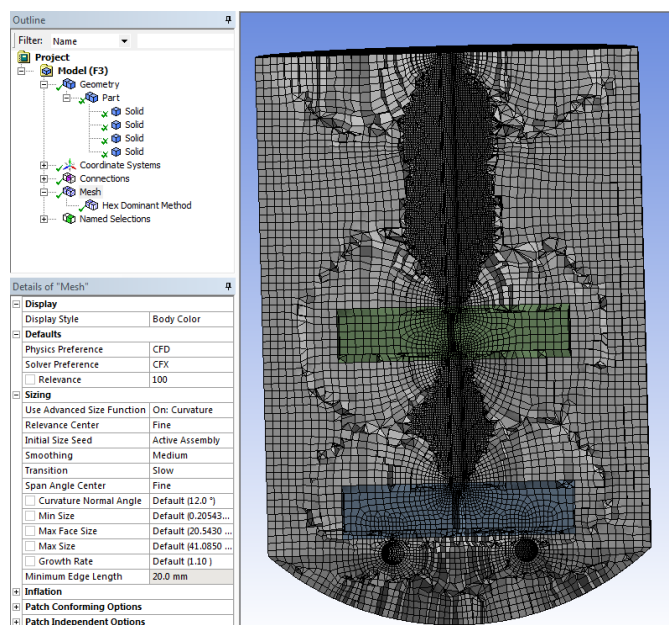
Фиг. 15

Един от възможните начини за подобряване конфигурацията на елементната мрежа е промяна на настройките за Relevance – 100 и Relevance center – Fine(фиг.16)



Фиг. 16

Друг възможен начин за подобряването на мрежата и с въвеждането на т.нар. Named Selections, като се задава Hex Dominant Method(фиг.17).



Фиг. 17

Последния тип мрежа се използва за по-нататъшното изследване

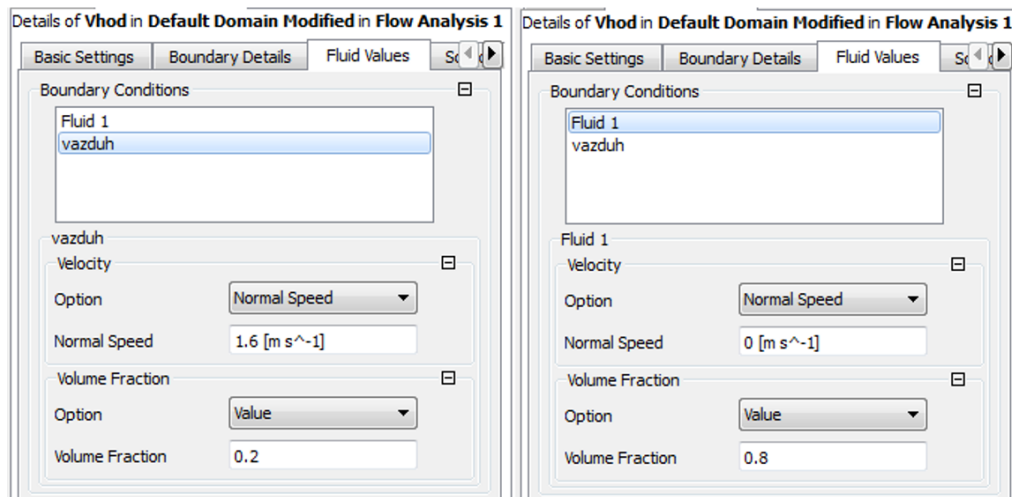
За редуцирания геометричен модел е генерирана мрежа с форма

Общият брой на елементите .(За оформяне)

4) Генериране на симулационен модел

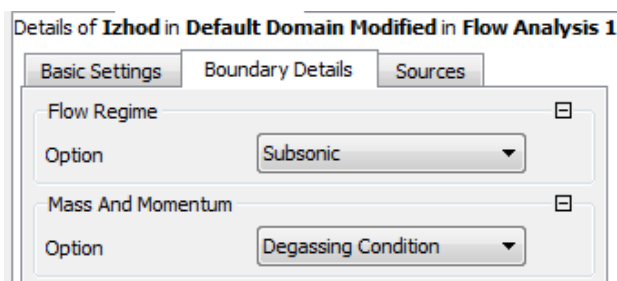
- Гранични условия

- За входа – два флуида (вода, въздух). Задава се скорост на въздуха – 1.6m/s. Обемните части за въздушната фаза - 0,2 и за водната фаза - 0,8(фиг.18).



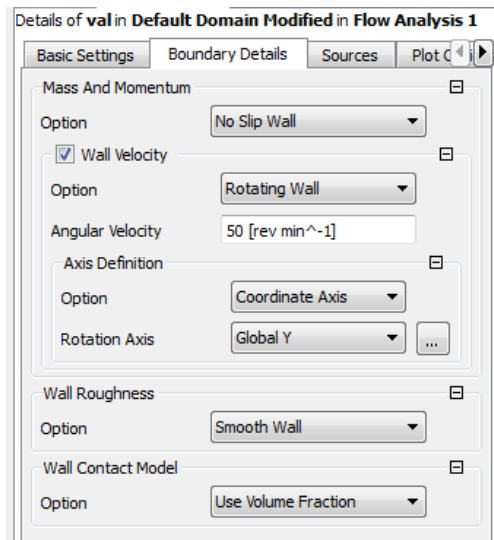
Фиг. 18

- За изхода – условието е за налягане на изхода равно на атмосферното, т.е. 0 Pa (това условие на английски е Opening). Задават се Flow Regime (режим на потока) – Subsonic и Mass And Momentum – Degassing Condition (фиг. 19).

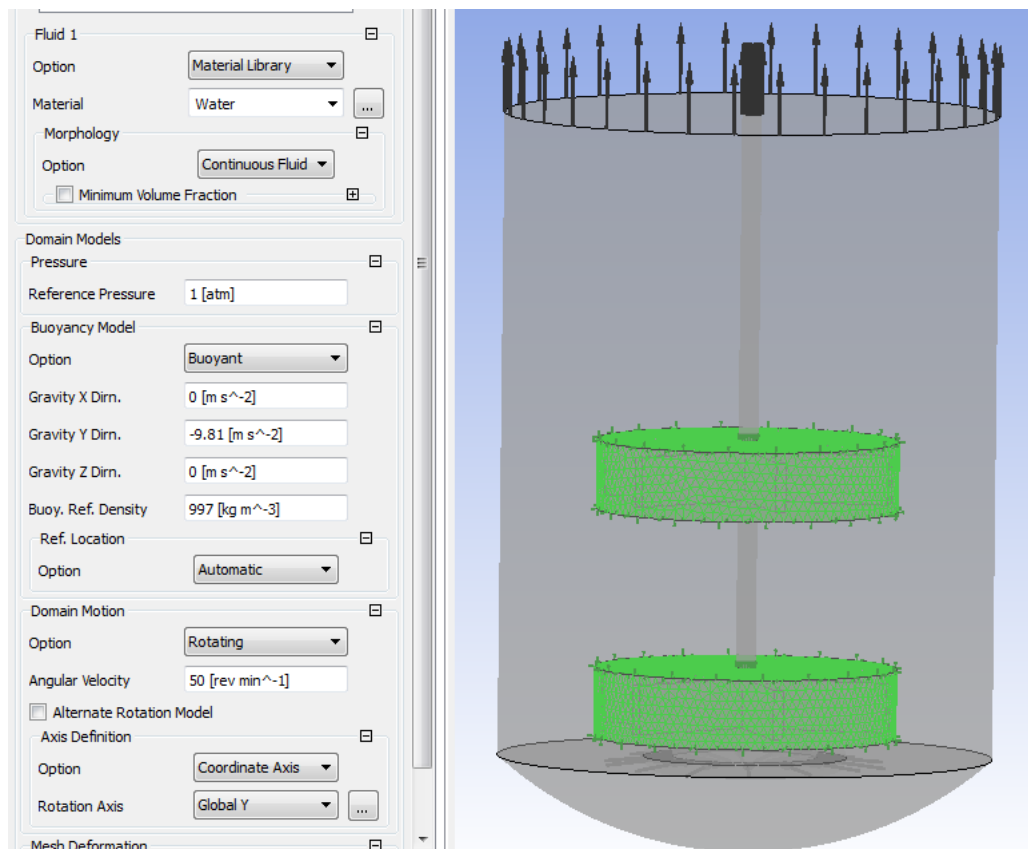


Фиг. 19

- за стената – скоростта на стената и за двете фази е нула, т.е. No-Slip Wall (фиг. 20).



20

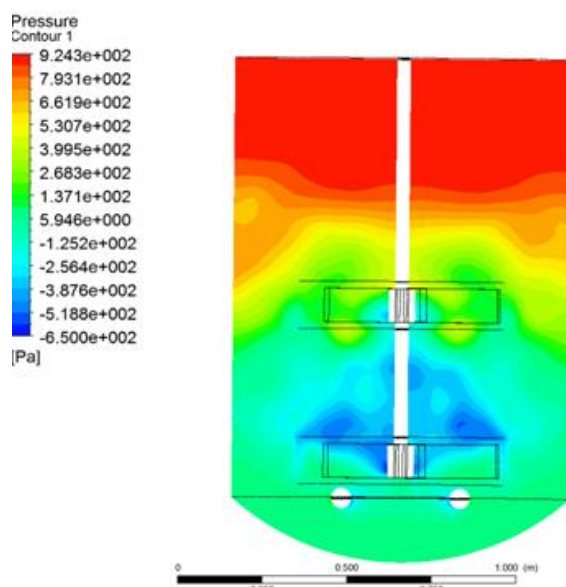


21

VI. Резултати

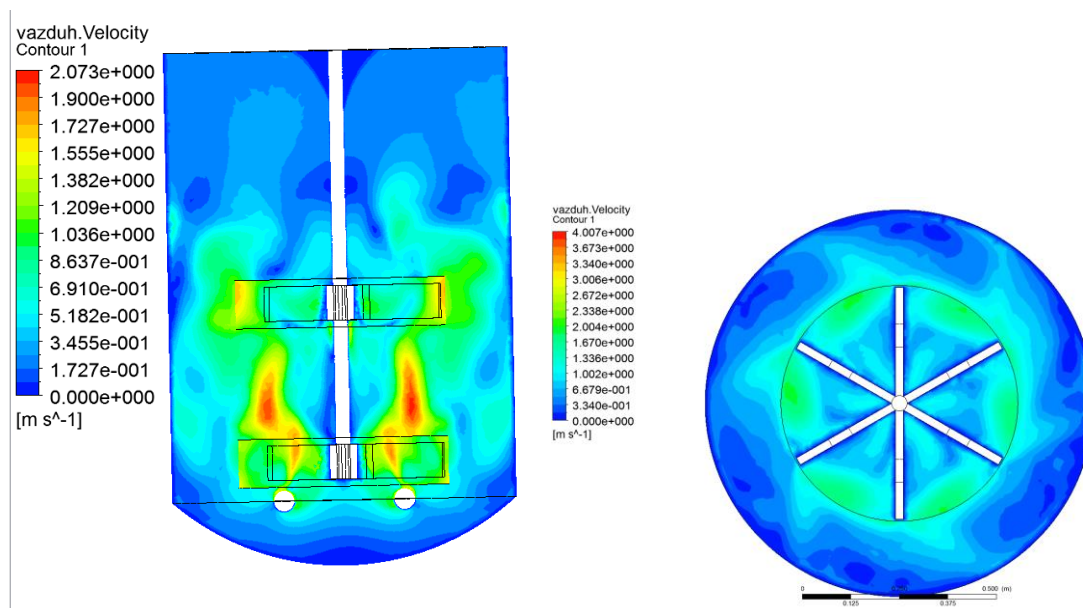
1. Общи резултати

Получените числени резултати за разпределението на налягането, скоростите на въздуха и водата са представени под формата на цветни контури и вектори. На фигура 22 е показано разпределението на налягането по височината на реактора

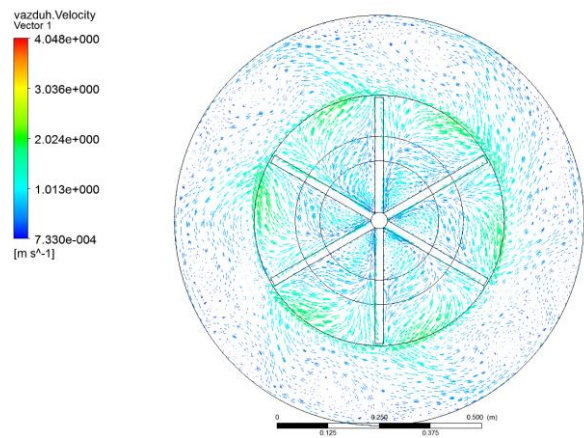


Фиг. 22 Разпределение на налягането по височина на реактора

Скоростите на въздуха са представени, чрез цветни контури и чрез вектори съответно на фиг.23 и фиг.24

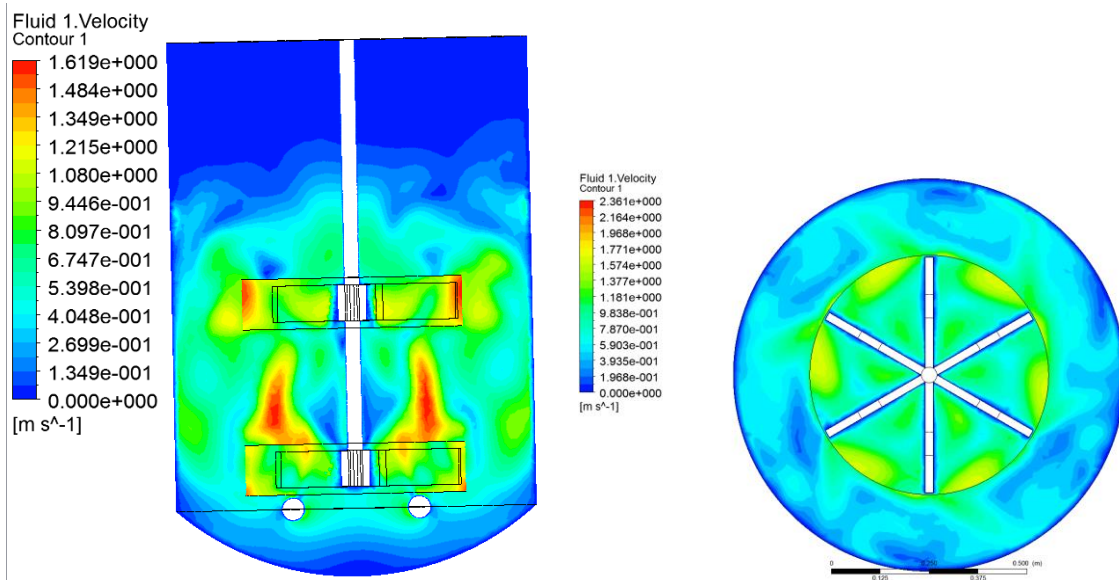


Фигура 23 Скорост на въздуха

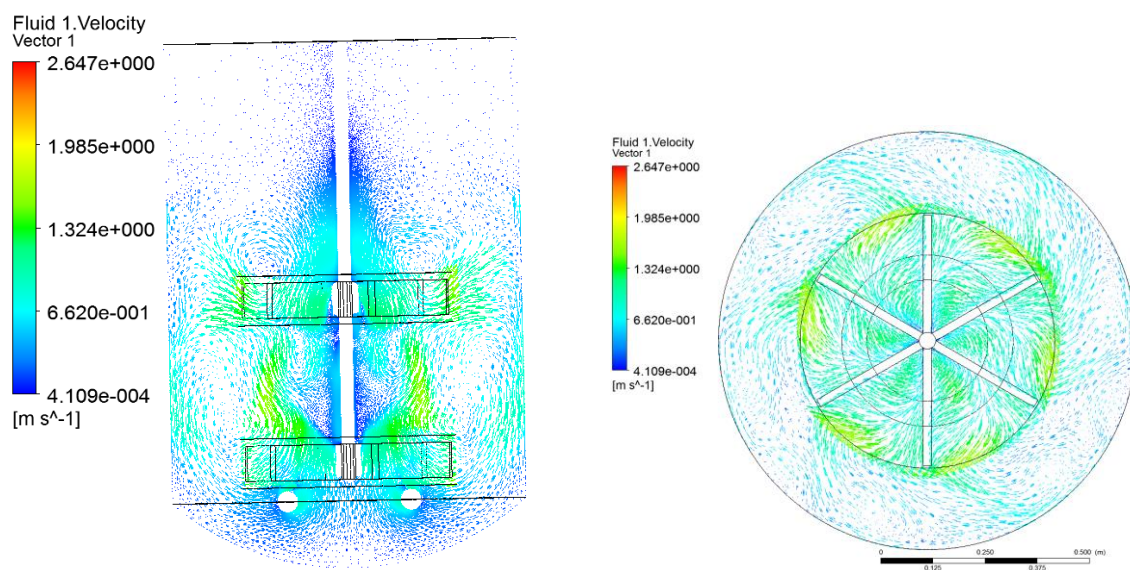


Фигура 24 Векторно разпределение на скоростта на въздуха

Скоростите на въздуха са представени, чрез цветни контури и чрез вектори съответно на фиг.25 и фиг.26



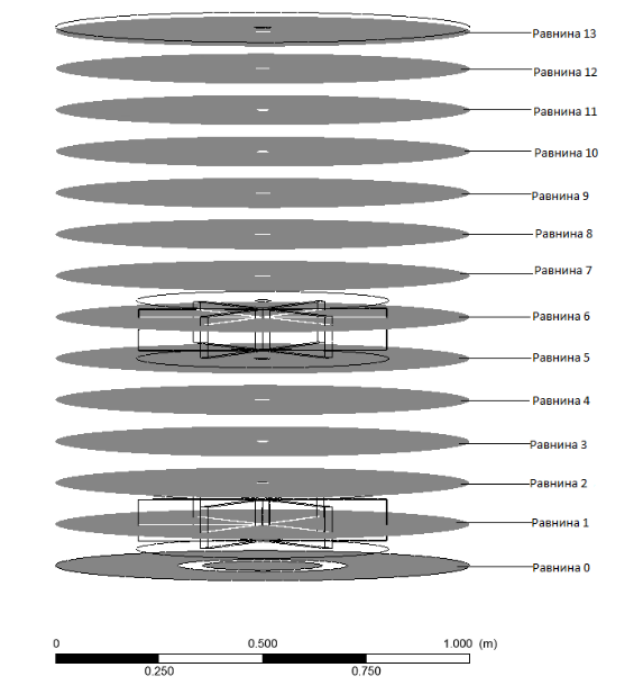
Фигура 25 Скорост на водата



Фигура 26 Векторно разпределение на скоростта на водата

2. Изследване влиянието на скоростта на разбъркване

Дефинирани са безброй равнини на симетрия, в които се проследява.....



Фигура 27 Равнини на симетрия

Function Calculator

Function:

Location:

Case:

Variable:

Results

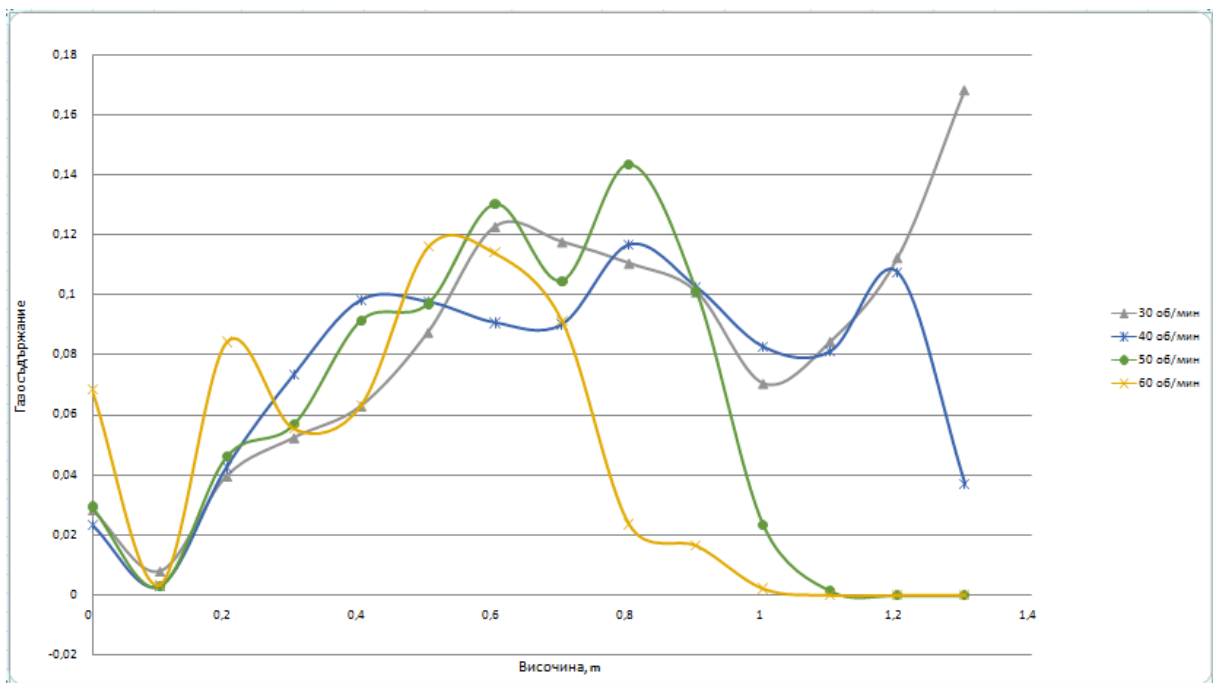
Area Average of vazduh.Volume Fraction on Plane 10

0.101477

Фигура 28

30 об/мин			40 об/мин			50 об/мин			60 об/мин		
Равнина	Височина [m]	Въздух	Равнина	Височина [m]	Въздух	Равнина	Височина [m]	Въздух	Равнина	Височина [m]	Въздух
1	0	0,028383	1	0	0,0235184	1	0	0,0294808	1	0	0,0682788
2	0,1	0,00791599	2	0,1	0,0032049	2	0,1	0,0028893	2	0,1	0,0034505
3	0,2	0,0396702	3	0,2	0,042731	3	0,2	0,0461793	3	0,2	0,0843055
4	0,3	0,0524217	4	0,3	0,0734173	4	0,3	0,0569601	4	0,3	0,0555436
5	0,4	0,0629927	5	0,4	0,0982973	5	0,4	0,0916126	5	0,4	0,0632159
6	0,5	0,0875579	6	0,5	0,097758	6	0,5	0,0972392	6	0,5	0,116055
7	0,6	0,122821	7	0,6	0,0907916	7	0,6	0,13047	7	0,6	0,114028
8	0,7	0,117741	8	0,7	0,0902574	8	0,7	0,104954	8	0,7	0,0914345
9	0,8	0,110584	9	0,8	0,116713	9	0,8	0,143761	9	0,8	0,0235567
10	0,9	0,101073	10	0,9	0,102593	10	0,9	0,101477	10	0,9	0,0165268
11	1	0,0704847	11	1	0,0827045	11	1	0,0232988	11	1	0,0021208
12	1,1	0,0845523	12	1,1	0,081339	12	1,1	0,0014527	12	1,1	6.53E-5
13	1,2	0,112506	13	1,2	0,10744	13	1,2	6.35E-5	13	1,2	1.5835E-6
14	1,3	0,168445	14	1,3	0,0372815	14	1,3	2.8389E-6	14	1,3	9.152E-9

Таблица 1.....



Графика 1 Газосъдържание по височина на колоната в зависимост от оборотите на бъркачката

VII. ЗАКЛЮЧЕНИЯ

1. Направеното с ANSYS числено изследване на реактора с разбъркване и аериране предсказва успешно хидродинамичното поведение в реактора.

2. Установено е влиянието на дебита на газа и на оборотите на бъркачката върху основните хидродинамични параметри, а именно: скоростта на газа, скоростта на водата и газосъдържанието

3. Получените резултати от компютърната симулация на хидродинамичното поведение в реактора с пневматично и механично разбъркване, са полезни и дават възможност за успешното им използване за предсказване и моделиране на хидродинамичното поведение на пневматичните газотечностни реактори.

VIII. Литература

- [1] Villermaux, J., G'enie de la R'eaaction Chimique, second ed., Technique et Documentation, Lavoisier, Paris, France, 1993.
- [2] Bakker, A. (1992). Hydrodynamics of stirred gas–liquid dispersions, Ph.D. Thesis, Delft University of Technology, The Netherlands.
- [3] Greaves, M. and M. Barigou (1990). “Estimation of Gas Hold up and Impeller Power in a Stirred Vessel Reactor”, in “Fluid Mixing III”, Inst.Chem. Eng., Int. Chem. Eng. Symp. Series No: 108, p.235–255.
- [4] Joshi, J. B., Pandit, A. B., Sharma, M. M. (1982). “Mechanically agitated gas-liquid reactors”, Chemical Engineering Science, 37, p. 813-844.
- [5] Joshi, Jyeshtharaj B., Nere, Nandkishor K., Rane, Chinmay V., Murthy, B. N., Mathpati, Channamallikarjun S., Patwardhan, Ashwin W., Ranade, Vivek V. (2011). “CFD simulation of stirred tanks: comparison of turbulence models”, Part I: Radial flow impellers The Canadian Journal of Chemical Engineering, 89 (1), p. 23-82.
- [6] Lane, G., P.T.L. Koh (1997). CFD simulation of a Rushton turbine in a baffled tank, Proceedings of the International Conference on Comp. Fluid Dynamics in Mineral & Metal Processing & Power Generation, CSIRO, Melbourne, p. 377–385.
- [7] Ranade, V.V. (2002). Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering, Academic Press.
- [8] Rewatkar, V.B. and J.B. Joshi (1993). “Effect of Sparger Design on Gas Dispersion in Mechanically Agitated Gas/Liquid Reactors”, Can. J. Chem. Eng. 71, p. 278–291.
- [9] Rewatkar, V.B., A.J. Deshpande, A.B. Pandit and J.B. Joshi (1993). “Gas Hold-up Behavior of Mechanically Agitated Gas–Liquid Reactors using Pitched Blade Downflow Turbines”, Can. J. Chem. Eng. 71, p. 226–237.
- [10] Tabor, G., A.D. Gosman, R.I. Issa (1996). Numerical simulation of the flow in a mixing vessel stirred by a Rushton turbine, Fluid Mixing V, I. Chem. E. Symposium, Series 140, p. 25–34.
- [11] Van't Riet, K. (1979). “Review of Measuring Methods and Results in Nonviscous Gas–Liquid Mass Transfer in Stirred Vessels”, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 18 (6), p. 357–364.

- [12]. Onken, U. and Weiland, P., 1990, A simplified model of hydrodynamics in airlift reactors. *Bioprocess Eng.* 5. 129-139
- [13]. van Baten J.M., Ellenberger J., Krishna R., 2003, Hydrodynamics of internal air-lift reactors: experiments versus CFD simulations, *Chemical Engineering and Processing*, 42, 733-742.
- [14]. van Baten, J.M. and Krishna, R., 2003, Comparison of Hydrodynamics and Mass Transfer in Airlift and Bubble Column Reactors Using CFD, *Chemical Engineering & Technology*, Volume 26, Issue 10, pages 1074–1079.
- [15]. Blazej, M., Kiša, M., & Markoš, J. (2004a). Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor. *Chemical Engineering and Processing*, 43, 1519–1527.
- [16]. Roy S., Dhotre M.T., Joshi J.B., 2006, CFD simulation of flow and axial dispersion in external loop airlift reactor, *Chemical Engineering Research and Design*, 84(A8),677-690.
- [17]. Roy S., Joshi J.B., 2008, CFD study of mixing characteristics of bubble column and external loop airlift reactor, *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 3, 97-105.
- [18]. Freedman, W. and Davidson, J. F. (1969) Hold-up and liquid circulation in bubble columns. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* 47, Y251-T262
- [19]. Chisti, M. Y., 1989, *Airlift Bioreactors*, Elsevier Science Publishers LTD, 120, 284-285.
- [20]. García-Ochoa, J., Khalfet, R., Poncin, S., Wild, G., 1997. Hydrodynamics and mass transfer in a suspended solid bubble column with polydispersed high density particles. *Chemical Engineering Science* 52, 3827-3834.
- [21]. Hsu, Y.C., Dudokovic, M., 1980, Gas hold-up and liquid circulation in gas–liquid reactors, *Chem. Eng. Sci.*, 35, 135–141.
- [22]. Verlaan, P., 1987, *Modelling and characterization of an airlift-loop bioreactor*, Ph.D. thesis, Agricultural University, Wageningen.