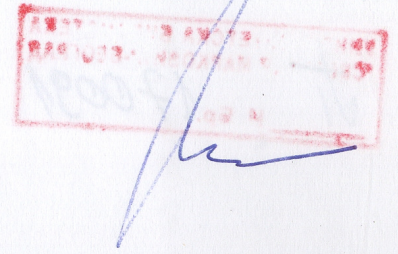


РАД 21730



Универзитет у Београду  
Технолошко Металуршки Факултет

Ментор:

Др Бранко Бугарски  
Ред. проф. Технолошко-металуршког факултета, Београд

Милан Миливојевић

Чланови комисије:

**БРЗИНА ТЕЧНОСТИ У ДВОФАЗНИМ И ТРОФАЗНИМ  
ПНЕУМАТСКИМ РЕАКТОРИМА СА СПОЉАШЊОМ  
ЦИРКУЛАЦИЈОМ**

Др доктор Звонимир  
Ред. проф. Полупроводничког факултета, Београд

Александар Спасић

Докторска дисертација



Др Александар Спасић  
Научни саветник ИТНМС, Београд

Невенка Бошковић-Враголовић

Др Невенка Бошковић-Враголовић  
Доцент Технолошко-металуршког факултета, Београд



Београд, 2011

УНИВЕРЗИТЕТСКА БИБЛИОТЕКА  
СРП. П. МАРКОВИЋ - БЕОГРАД  
и Бр. 170091

08910 29

Универзитет у Београду  
Технолошко-Металуршки Факултет

Милан Милановић

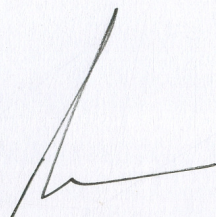
БРАНА ТЕРНОСТИ У ДВОФАЗНИМ И ТРОФАЗНИМ  
ТЕМУРАТКИМ РЕАКЦИЈАМА СА СПОЈАВИМ  
ЦЕНТРАЛИМ

Докторска дисертација



Београд, 2011

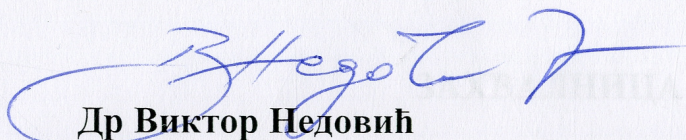
Ментор:



**Др Бранко Бугарски**

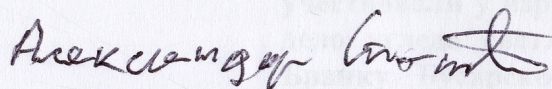
Ред. проф. Технолошко-металуршког факултета, Београд

Чланови комисије:



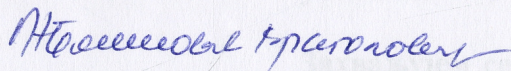
**Др Виктор Недовић**

Ред. проф. Пољопривредног факултета, Београд



**Др Александар Спасић**

Научни саветник ИТНМС, Београд



**Др Невенка Бошковић-Враголовић**

Доцент Технолошко-металуршког факултета, Београд

## ИЗВОД

Хетерогени системи данас добијају све ширју примену услед све бржег развоја индустријског процеса као и потребе за интензивацијом процеса преко повећања контактне површине. Пнеуматски реактори поседују низ предности у односу на класичне реакторе, посебно за омакве системе. Међутим, недостатак поузданих података за моделовање ових система онемогућава њихову ширју примену.

Циљ овог рада био је да се теоријски и експериментално испита утицај геометрије и присуства чврсте фазе на хидродинамичку трофазних, пнеуматских реактора са спољашњом рециркулацијом.

Испитивања су експериментално обављена на 9 реактора различитих геометрија и теоријски на још 4 реактора за које су подаци били доступни у литератури. Од хидродинамичких параметара испитивани су утицаји на брзину течности, односа површина улазног и излазног дела реактора  $A/A_0$ , пречника и висине улазног дела реактора, геометрије (дужине) горњег Бочног дела реактора и нивоа течности у њему, удела, величине и густине честица, укупне геометрије реактора.

Осим овога испитан је и утицај присуства и количине честица на промену режима струјања, минималне брзине тока потребне за рециркулацију честица, а извршена је и теоријска анализа утицаја укупног отпора струјања на брзину течности.

Дати су детаљни подаци за сваки од испитиваних параметара који утичу на брзину течности: брзина течности, утицај висине и пречника улазног дела реактора, анализе утицаја укупног отпора на брзину са становишта промислe димензија реактора, утицаја особина честица као што су величина, густина, облика, броја у горњем делу реактора, утицаја нивоа течности у горњем делу реактора, рециркулационе брзине честица, рециркулационе висине реактора. У раду су предложени и корелациони односи за брзину течности и рециркулационе брзине честица.

Предложена је и теоријска анализа утицаја геометрије реактора на брзину течности. Испитивања су обављена на реакторима различитих геометрија и теоријски на још 4 реактора за које су подаци били доступни у литератури. Од хидродинамичких параметара испитивани су утицаји на брзину течности, односа површина улазног и излазног дела реактора  $A/A_0$ , пречника и висине улазног дела реактора, геометрије (дужине) горњег Бочног дела реактора и нивоа течности у њему, удела, величине и густине честица, укупне геометрије реактора.

Осим овога испитан је и утицај присуства и количине честица на промену режима струјања, минималне брзине тока потребне за рециркулацију честица, а извршена је и теоријска анализа утицаја укупног отпора струјања на брзину течности.

Дати су детаљни подаци за сваки од испитиваних параметара који утичу на брзину течности: брзина течности, утицај висине и пречника улазног дела реактора, анализе утицаја укупног отпора на брзину са становишта промислe димензија реактора, утицаја особина честица као што су величина, густина, облика, броја у горњем делу реактора, утицаја нивоа течности у горњем делу реактора, рециркулационе брзине честица, рециркулационе висине реактора. У раду су предложени и корелациони односи за брзину течности и рециркулационе брзине честица.

## ЗАХВАЛНИЦА

Захваљујем од срца свима онима који су на било који начин учествовали у изради ове дисертације и помогли да ово наше дело угледа светлост дана, а пре свега свом ментору Др Бранку Бугарском, и члановима комисије Др. Виктору Недовићу, Др. Александару Спасићу и посебно Др. Невенки Бошковић-Враголовић.

Захваљујем се и свим осталим члановима катедре за хемијско инжењерство који су својим саветима помогли да се ово дело уобличи.

Захваљујем се и мојим родитељима и мојој супрузи Снежани на њиховој подршци.

Посебно се захваљујем мом духовном оцу без чијег благослова ово дело не би било ни започето.

## ИЗВОД

Хетерогени системи данас добијају све ширу примену услед све бржег развоја биопроцеса као и потребе за интензификацијом процеса преко повећања контактне површине. Пнеуматски ректори поседују низ предности у односу на класичне реакторе, посебно за овакве системе. Међутим, недостатак поузданих једначина за моделовање ових система онемогућава њихову ширу примену.

Циљ овог рада био је да се теоријски и експериментално испита утицај геометрије и присуства чврсте фазе на хидродинамику трофазних, пнеуматских реактора са спољашњом рециркулацијом.

Испитивања су експериментално обављена на 9 ректора различитих геометрија и теоријски на још 4 реактора за које су подаци били доступни у литератури. Од хидродинамичких параметара испитивани су утицаји на брзину течности: односа површина узлазног и силазног дела реактора  $A_r/A_d$ ; пречника и висине узлазног дела реактора; геометрије (дужине) горњег бочног дела реактора и нивоа течности у њему; удела, величине и густине честица; укупне геометрије реактора.

Осим овога испитан је и утицај присуства и количине честица на промене режима струјања, минималне брзине гаса потребне за рециркулацију честица, а извршена је и теоријска анализа утицаја укупних отпора струјању на брзину течности.

Дати су детаљани прикази резултата свих испитиваних параметара који утичу на брзину течности: брзине гаса и удела честица, утицаја висине и пречника узлазног дела реактора, анализе утицаја укупних отпора на брзину са становишта промене димензија реактора, утицаја особина чврсте фазе, као и утицаја типа и особина одвајача фаза у горњем делу реактора. Такође је дата и детаљна анализа слип брзине у пнеуматским реакторима са становишта промене основних хидродинамичких особина и геометрије реактора. У раду су поред тога анализирани и услови при којима се постиже такозвани рециркулациони режим кретања честица у пнеуматским реакторима.

Предложена је нова једначина за предвиђање брзине течности у трофазним системима развијена из модела предложеног за двофазне системе и додатно коригована за утицај честица. Њеним тестирањем на великом броју експерименталних података различитих аутора показан је висок ниво тачности предвиђања брзине течности. Анализом података први пут је утврђено постојање новог режима струјања при малим брзинама гаса – ламинарног режима, за који је такође предложена нова корелација за предвиђање брзине. Постављена је и феноменолошки потпуно нова једначина за предвиђање слип брзине у хомогеном и хетерогеном режиму струјања. Предложене једначине показале су веома добро слагање са измереним вредностима и једине су које у себе укључују и утицај геометрије реактора на слип брзину.

**Кључне речи:** пнеуматски реактор са спољашњом рециркулацијом, трофазни системи, брзина течности, геометрија реактора, слип брзина, алгинатне честице.

## ABSTRACT

Heterogeneous gas-liquid-solid systems are increasingly used due to the rapid development of bioprocesses, on one hand and the need for intensification of the processes by increasing the contact area on the other. Airlift reactors for gas-liquid-solid systems have numerous advantages compared to conventional reactors. However, the lack of reliable equations for mathematical modeling of these systems limits their wider application.

The aim of this study was theoretical and experimental investigation of the effects of reactor geometry and the presence of the solid phase on the hydrodynamics of three-phase airlift reactors with external recirculation.

The tests were conducted on nine experimental reactors of different geometry, and the results were analyzed. Some experimental data of other authors, available in the literature, were also analyzed. The influences of the following hydrodynamic parameters on the liquid velocity were examined: the ratio of the riser and downcomer section areas  $A_r / A_d$ , the diameter and height of the riser section, the geometry (length) of the gas separating section, the liquid level in the gas separating section, the fraction, size and density of the particles, the overall reactor geometry.

In addition, the effects of the presence and quantity of the particles to changes on the flow regime were examined, as well as the minimum velocity required for recirculation of the particles. Detailed theoretical analysis of the impact of total flow resistance on the liquid velocity was also performed.

A detailed presentation of the all investigated parameters that affect the liquid velocity was given: the gas velocity and the fraction of the particles, the height and diameter of the riser section of the reactor, the solid phase characteristics, as well as the type and properties of phase separators in the upper part of reactor. A detailed analysis of the slip velocity in airlift reactors in the sense of change of hydrodynamic properties and reactor geometry was also given. In addition, the conditions under which the so-called particles recirculation regime in pneumatic reactors is achieved were analyzed.

New equations for predicting the liquid velocity in the three-phase systems were proposed, which are developed from a two-phase systems model, and include the impact of particles. Testing these models on a large number of experimental data from different authors showed a high level of accuracy of the predicted liquid velocities. The analysis of the experimental data revealed existence of a new flow regime at low gas velocities, which has not been observed earlier. This regime was named laminar regime. A new correlation for predicting the liquid velocity in this regime was also proposed.

Brand new phenomenological model equations for prediction of the slip velocity in the homogeneous and heterogeneous flow regimes were proposed. These equations showed very good agreement with the measured data and were the only ones that include the influence of reactor geometry on the slip velocity.

**Key words:** airlift reactor with external recirculation, three-phase systems, liquid velocity, reactor geometry, slip rate, alginate particles

## 1. УВОД

Велики број хемијских и биолошких реакција као и обрада излазних токова из разних процеса обавља се у трофазним системима где су у контакту гас, течност и чврста фаза. Хетерогено катализовани процеси су све више присутни у многим петрохемијским процесима, производњи базних и финих хемикалија и у биотехнолошким процесима. Један од главних разлога све веће примене хетерогених процеса јесте потреба за оптимизовањем постојећих процеса и повећавањем њихове ефикасности услед растућих (све строжијих, све већих) економских и еколошких захтева које процес мора да задовољи. Напори који се данас у том правцу улажу се могу објединити под називом "интензификација процеса". Један од најчешћих начина да се неки процес интензификује јесте постизање што веће граничне површине за међусобни контакт фаза [1]. Поред овога, на све већу заступљеност хетерогених реакција имало је утицаја и то што се биотехнолошки процеси све више примењују како за производњу раније чисто хемијским путем добијаних производа, тако и за производњу нових (биореактори скоро увек садрже више фаза, било у виду ћелија, нерастворних реактаната и производа, мехурова гаса, честица катализатора и др. [2]).

Хетерогено катализовани процеси су углавном процеси хидрогеновања, оксидације као и разне биореакције. Реакције овог типа се у већини случајева одигравају у течној фази у којој је суспендована чврста фаза и диспергован гас. У тим процесима гасовити ректанти су најчешће водоник, амонијак, кисеоник а код биолошких аеробних реакција обавезно је увођење ваздуха ради обезбеђивања довољне количине кисеоника за несметано обављање ћелијског метаболизма. Чврста фаза може бити реактант, катализатор или микроорганизам у

облику гранула, честица, имобилисаних ензима и ћелија и др. Реактори који су се раније примењивали за трофазне системе су најчешће били барботажна колона и реактор са механичким мешањем. Новије технологије све више користе трофазне пнеуматске реакторе, мембранске реакторе и пнеуматске реакторе са спољашњом и унутрашњом рецикулацијом [3]. Пнеуматски реактори представљају нешто измењену барботажну колону и они су првобитно били развијени за процесе производње једноћелијских протеина као и за биолошку обраду отпадних вода [4].

### **1.1 ПНЕУМАТСКИ РЕАКТОРИ СА РЕЦИКУЛАЦИЈОМ - АЛР (AIR-LIFT REACTORS)**

Историја АЛР почиње од 1797. године када је немачки инжењер рударства LoËscher вршио лабораторијска испитивања на њима. Од 1940. године се принцип 'air-lift' примењује и на ферменторима због њихове економичности и једноставног рада тј. смањења утрошка снаге и повећања брзине преноса кисеоника, што је довело до тога да су 1955. године Lefrancois и сар. патентирали АЛР [5].

У новије време АЛР биореактори све више налазе примену у индустрији а пре свега биотехнологији. Примењују се за гајење ћелија (животињских и биљних), квасаца и бактерија, при производњи алкалоида, антибиотика, протеина, антитела и многих других супстанци. Њихова примена је такође велика и за уклањање разних загађивача из градских и индустријских отпадних токова [6]. Иако су у најновије време многи истраживачи покушавали да искористе пнеуматске реакторе са рецикулацијом и за хемијску производњу органских једињења [7], ипак је и даље највећа примена ових реактора присутна у биотехнолошким процесима. Један од главних разлога овоме је то што се биотехнологија, као интердисциплинарна наука, тренутно веома брзо развија, што је очигледно из великог броја нових типова реактора који су за њене потребе развијени, а услед све већих и сложенијих захтева које ти реактори треба да испуне.

Последњих година посебно расте занимање за биореакторе са имобилисаним ензимима и ћелијама. Биокатализатори се имобилишу у циљу заштите од великих смицајних сила [8, 9, 10], ради повећавања продуктивности биопроцеса [11, 12] и/или што се имобилизацијом спречава испирање код микробних ферментација [3]. При томе,



биокатализатори могу бити ензими, ензимски комплекси, делови ћелија или ћелије (микроорганизми, биљне, животињске или хумане). Реактори са имобилисаним биокатализаторима у највећем броју случајева представљају трофазне системе, било из разлога што је процес аеробан или зато што се мешање система изводи увођењем гаса. За овакве системе традиционални реактор са мешалицом или барботажна колона више нису најбоља решења како из економских разлога тако и због особина био-фазе која је имобилисана [13, 14, 15, 16, 17, 18].

Недостатак реактора са мешалицом је постојање области са високим вредностима смицајних сила најчешће у зони мешалице, што неповољно утиче на механичку и/или биолошку стабилност честица код трофазних система [19]. Осим тога реактори са механичким мешањем имају мању ефикасност (однос преноса масе и унете снаге у систем) у односу на АЛР [20]. Исто тако, у овом типу реактора није лако постићи услове високе стерилности, која је неопходна посебно код фармацеутских процеса, док је код АЛР то врло једноставно остварити услед непостојања покретних делова реактора [21].

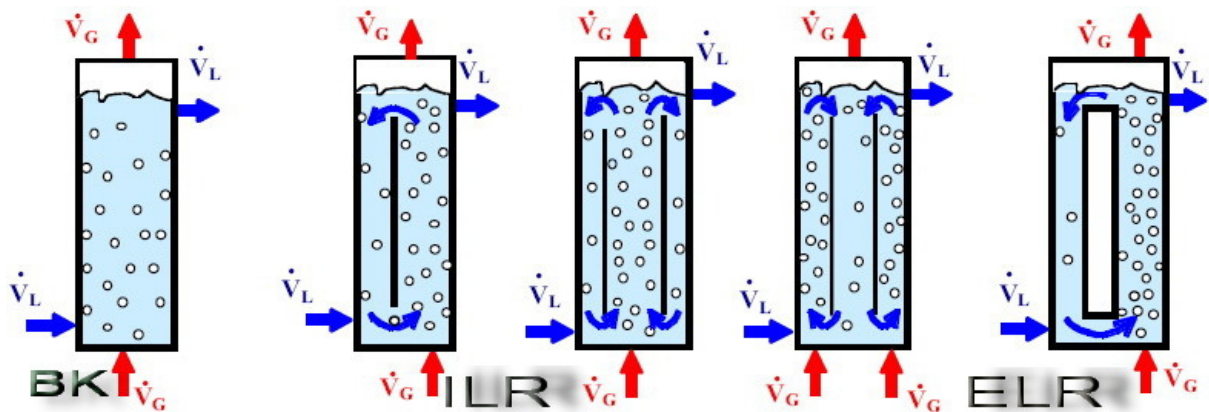
Барботажне колоне (БК) са друге стране немају ове недостатке али је код њих проблем постизање одређених удела гаса и брзине течности (јер се они код БК не могу независно мењати), као и то што је униформна расподела реактаната нешто спорија. Такође је и предвиђање удела гаса и брзине течности нешто компликованије па самим тиме и пројектовање БК. Као можда највећи недостатак БК се може навести то што је за суспендовање честица код трофазних система у њима потребан врло висок унос енергије пошто кретање течности у овим реакторима није усмерено већ је вртложно.

Контакт између гаса, течности и чврсте фазе у АЛР се остварује на једноставан начин, а релативно високе вредности коефицијената преноса масе и топлоте се постижу уз мали унос енергије [4]. Они лако остварују одговарајуће окружење за имобилисане системе јер поседују јединствену комбинацију малих смицајних сила, ниског уноса енергије, контролисаног мешања, брзе и униформне расподеле реактаната чак и у системима већих размера [22, 23], што код других типова реактора није случај. Зато није изненађујуће да АЛР дају у неким системима веће приносе од било ког другог типа реактора [19] а свакако да је овај тип реактора најпривлачнији за биопроцесе код којих су микроорганизми имобилисани на/у чврстим носачима и где је ради високог степена конверзије потребно остварити високе концентрације микроорганизама. У АЛР се ове високе концентрације чврстих честица могу лако суспендовати и уз мањи унос енергије у поређењу са БК [17].

Могућност стварања одговарајућег микро-окружења око чврстих честица и лако контролисање услова рада (променом брзине гаса, удела чврсте фазе) [24], имало је за последицу да су АЛР постали веома погодни за биопроцесе где су микроорганизми имобилисани у/на чврстим честицама. У оваквим системима удео чврсте фазе иде и до 40% од укупне запремине реактора [25].

При неким ферментацијама микроорганизми ослобађају супстанце које имају полимерна својства па се током ферментације повећава вискозност ферментационе смеше или она почиње да показује нењутновска својства и у тим случајевима примена класичних ферментора није практична, док АЛР показује добре особине и у тим условима [26].

На слици 1.1 приказана су три основна типа пнеуматских реактора.



Слика 1.1. Основни типови пнеуматских реактора

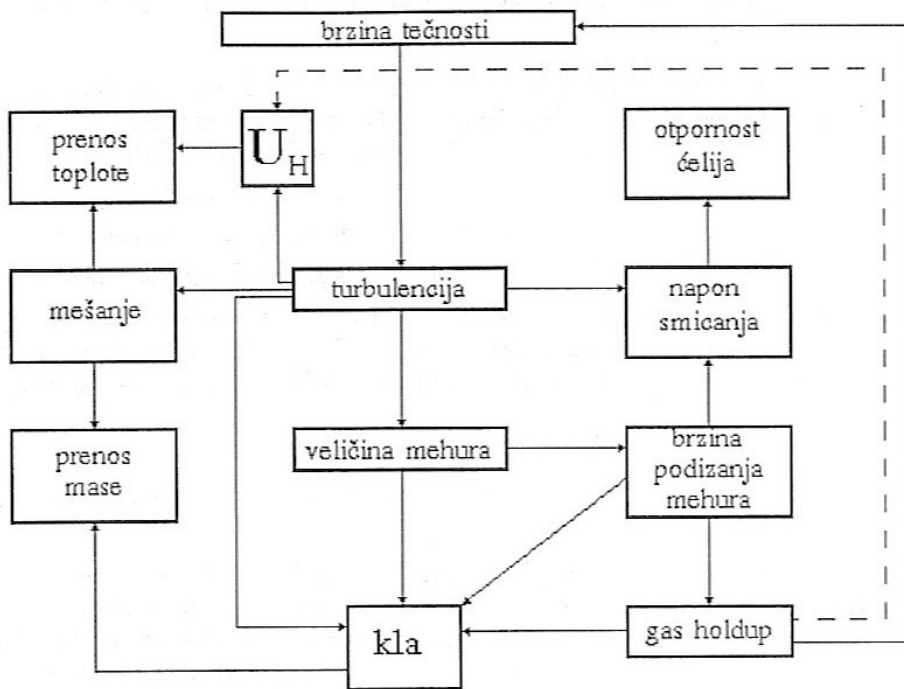
Као што се са слике 1.1 може видети основни типови пнеуматских реактора су барботажна колона (БК), пнеуматски реактор са унутрашњом рецикулацијом течности (ИЛР од internal loop reactor) и пнеуматски реактор са спољашњом рецикулацијом течности (ЕЛР од external loop reactor).

Реактори са унутрашњом рецикулацијом имају као најважнију предност оно што је својствено и барботажним колонама, а то је врло једноставна конструкција и једноставно мењање геометрије реактора изменом унутрашње (усисне) цеви. Оно што је њихов главни недостатак је проблем са моделовањем при већим брзинама течности када мехорови гаса бивају увучени у силазни део реактора мењајући особине реактора често на непредвидљив начин.

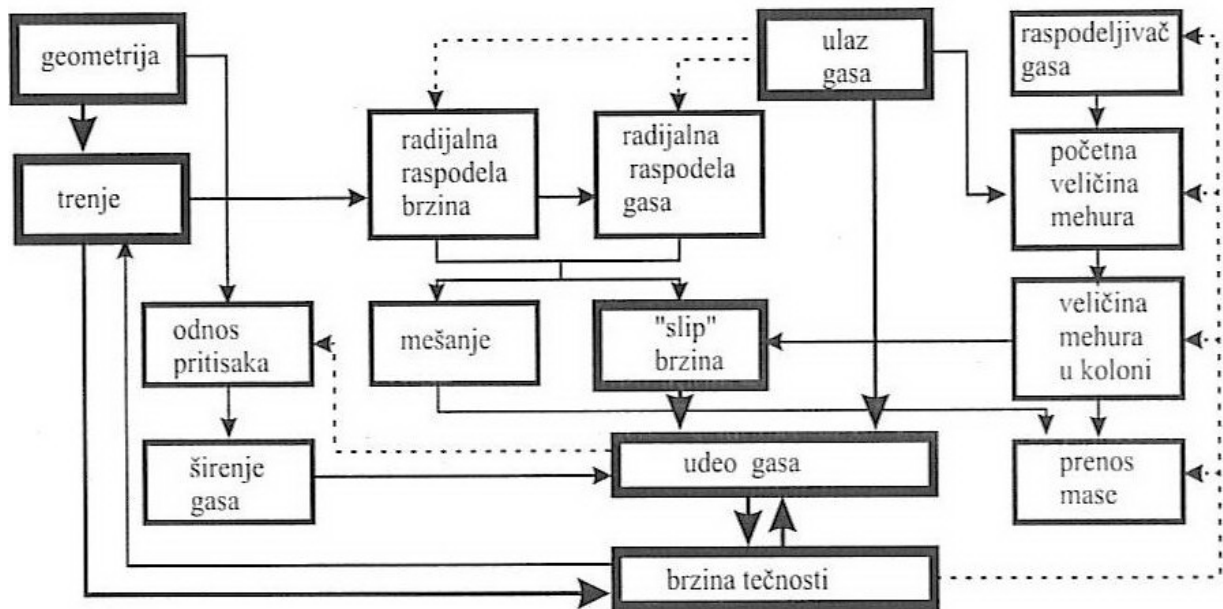
Код реактора са спољашњом рецикулацијом овај проблем је у много мањој мери изражен. Код ЕЛР је могуће контролисати брзину течности једноставном уградњом вентила у

силазном или доњем бочном делу реактора. Код овог типа реактора је олакшана и контрола температуре [27], што код биолошких система, где је оптимални температурни опсег некада веома узак, може бити од пресудног значаја. Брзине течности су код ИЛР веће него код ЕЛР у области брзина гаса од 0,01 до 0,06 m/s, док је у области где је брзина гаса већа од 0,06 m/s (што је радна област за већину реалних процеса) ситуација обрнута [28]. Још једна од великих предности пнеуматских реактора са спољашњом рецикулацијом је и то што је код њих проток течне фазе близак клипном протицању па је достизање високих степена конверзије олакшано што је један од главних недостатака реактора са механичким мешањем (а у извесној мери и ИЛР и БК). ЕЛР омогућавају и флуидизацију честица лакших од воде у силазном делу реактора [3]. Велике запремине реактора које су потребне за економично извођење процеса (нпр. у производњи једноћелијских протеина (SCP) и обради отпадних вода) код пнеуматских реактора са спољашњом рецикулацијом се могу лако достићи једноставним повећавањем односа висине и пречника реактора ( $H/D$ ) при чему се тиме нимало не умањује интензитет мешања као што је то случај код барботажних колона [16]. Једноставна конструкција свих делова реактора омогућава да се за њихово моделовање користе једноставнији теоријски модели, а врло је једноставно одабрати и оптималне пречнике појединих делова реактора у циљу смањивања укупних отпора струјања или побољшавања жељених особина реактора без веће промене других особина.

Имајући у виду све до сада изложено јасно је зашто у последње време расте интересовање за АЛР и њихову примену, не само у биотехнолошким, већ и у разним вишефазним процесима ради њихове оптимизације и повећавања ефикасности. Међутим, и поред тога што АЛР последњих година имају све ширу примену у разним постројењима у хемијској, петрохемијској, биохемијској и индустрији заштите животне средине, моделовање и увећање размера ових вишефазних системима се још увек већим делом базира на искуственим подацима услед велике сложености преноса масе, хидродинамичких особина и мешања [14, 29]. Основни подаци за пројектовање ових реактора углавном нису литературно доступни а објављени подаци често показују велика међусобна одступања, а понекад и противречна тврђења, што показује да су неопходна даља истраживања у овој области. На први поглед ово може деловати чудно обзиром да је брзина гаса једина независно променљива у овим системима (са становишта хидродинамике) међутим дубљом анализом се може утврдити да у овим реакторима између хидродинамичких особина постоји сложена међусобна зависност као што је и приказано на шемама датим на сликама 1.2 и 1.3.



Слика 1.2. Веза између основних хидродинамичких особина у пнеуматском реактору.



Слика 1.3. Међусобна зависност основних хидродинамичких особина и геометрије код пнеуматских реактора.

Као што се види иако је конструкција АЛР једноставна њихово моделовање није једноставан задатак, а ситуација се додатно компликује додавањем треће фазе. У литератури је предложен велики број искуствених и полуискуствених једначина за одређивање два основна хидродинамичка параметра - удела гаса и брзине течности у овим реакторима [30]. Већина ових једначине се углавном може примењивати само у одређеној области радних услова при којима су изведене и не могу се уопштити за примену на различите геометрије и другачије радне услове као што су особине течности, висина реактора, однос површина узлазног и силазног дела реактора, особине горњег дела реактора у коме се врши раздвајање фаза, геометрија бочних делова реактора и др. [27]. Када је чврста фаза присутна ситуација постаје још сложенија јер тада величина, густина и брзина таложења честица као и њихова квашљивост такође утичу на особине трофазних АЛР [31].

У већини претходних радова из ове области аутори су се углавном бавили двофазним системима гас-течност [32]. Само мањи број радова је био посвећен системима у којима се јавља и чврста фаза, поготово ако су то лаке честице. Међутим, у трофазним АЛР који се користе за обраду отпадних вода и ферментацију, најчешће су чврста фаза баш лаке честице (полисахаридни гелови као што су алгинат или караген (*carrageenan*)), пошто оне обезбеђују високу порозност и једноставну и неагресивну методу имобилизације [33].

## 1.2 ИМОБИЛИСАНИ СИСТЕМИ

Биокатализатори се најчешће имобилишу или у циљу заштите од великих смицајних сила [8, 9, 10], ради повећавања продуктивности биопроcesa [11, 12], и/или зато што се код континуалних микробних ферментација имобилизацијом спречава испирање [3].

Биокатализатори могу бити ензими, ензимски комплекси, делови ћелија или ћелије (микроорганизми, биљне, животињске или хумане).

Реактори са имобилисаним биокатализаторима углавном представљају трофазне системе, било из разлога што је процес аеробан или зато што се мешање система изводи увођењем гаса.

Имобилисани системи су посебно занимљиви за употребу у области производње хране и адитива, ферментисаних пића, аминокиселина, органских киселина, фармацеутских производа, медицине и пречишћавању отпадних вода [34]. Имобилизација представља

поступак, којим се биокатализатор физичким или хемијским путем причвршћује за површину или смешта унутар структуре носача.

Имобилисани системи имају неколико предности у односу на конвенционалне, суспендоване системе [34, 35]:

- не долази до губитка вијабилности ћелија и каталитичке активности;
- већа је концентрација биокатализатора у биореактору и тиме већи степен конверзије;
- могуће је поновно коришћење биокатализатора без коришћења сложених процеса за издвајање биокатализатора из реакционе смеше;

- биокатализатор је ефикасно заштићен од механичких и других утицаја, што је посебно неопходно када се ради са осетљивим биокатализаторима (као што су нпр. ћелије сисара и неке друге);

- биореактори са имобилисаним биокатализаторима могу да раде и при протоцима већим од брзине испирања, јер је низак ризик од испирања биокатализатора и лако је раздвајање биокатализатора од продуката.

- могућност ко-имобилизације различитих типова биокатализатора, што обезбеђује одвијање две или више реакција истовремено без међусобног ометања.

Недостатак система са имобилисаним биокатализатором је што имобилизација може додатно да успори процесе преноса масе и топлоте, који су и иначе јако спори у системима већих размера [35].

Главни елементи који утичу на избор методе за имобилизацију су:

- 1) тип биокатализатора,
- 2) материјал и метода за имобилизацију и
- 3) тип реактора.

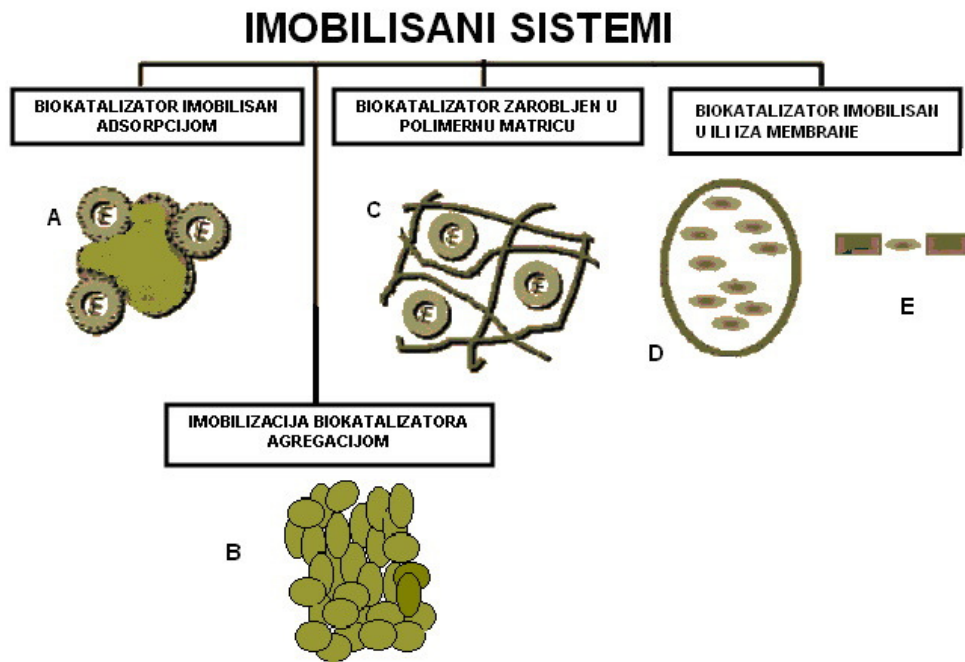
Различити типови биокатализатора (микроорганизми, ензими, ћелије) захтевају различите услове као што су рН, концентрација нутријената/реактаната, концентрација  $O_2$ , дозвољени ниво смицајних сила, и на тај начин утичу на избор имобилизационе методе.

Избором имобилизационих материјала и метода одређује се микроокружење биокатализатора па за сваки тип биокатализатора постоје повољније и неповољније методе имобилизације.

Избором типа реактора одређује се укупна динамика процеса, пренос масе и топлоте до и од површине биокатализатора, ниво механичких сила које делују на честице тако да и овај чинилац може имати утицаја на избор методе имобилизације.

### 1.2.1 Методе за имобилизацију

Данас постоји велики број метода за имобилизацију али се све методе могу поделити у четири основне групе: адсорпција на носач, агрегација, заробљавање у матрикс и имобилизација у мембрани или иза мембране као што је приказано на слици 1.4. [35, 36].



Слика 1.4. Имобилизација биокатализатора

Адсорпција на носач је најстарија метода за имобилизацију. Заснива се на стварању привлачних сила између биокатализатора и инертних носача (слика 1.4.A). Везе, које се стварају између носача и биокатализатора, су обично Van der Waals-ове, електростатичке, ковалентне а може доћи и до физичког заробљавања биокатализатора у поре носача. Јачина веза којима се ћелије везују за носач зависи од врсте биокатализатора који се имобилише, као и од врсте и структуре носача.

Носачи, који се користе за овај тип имобилизације, могу се поделити на носаче чија је структура изграђена од пора малих димензија, које не дозвољавају пенетрацију биокатализатора у унутрашњост носача, те га стога везују само на површину, и носаче са довољно великим порима, који дозвољавају адсорпцију биокатализатора не само на површини већ и унутар своје структуре. За адсорпцију се најчешће употребљавају песак, стакло, керамика, дрво као и неки вештачки материјали.

Предност методе је у томе што омогућава директан контакт биокатализатора и супстрата и што повећава пренос масе и топлоте. Основни недостаци ове технике су немогућност постизања високе концентрације биокатализатора и висок ризик од спирања биокатализатора са носача.

Самоагрегација биокатализатора се може применити као метода имобилизације само у случајевима одређених врста микроорганизама, који поседују природну способност да стварају агрегате (слика 1.4.Б).

Ова метода је најједноставнија и најјефтинија метода за имобилизацију, али је врло непредвидива и високо осетљива на промену параметара система. Везе које се формирају између ћелија су слабе, па постоји висок ризик од испирања ћелија. Предност методе је у томе што омогућава високу ћелијску густину у односу на суспендоване ћелијске системе, али без заштите ћелија од механичких утицаја што је други велики недостатак.

Заробљавање биокатализатора у матрикс носача се заснива на мешању суспензије биокатализатора са раствором полимера и њиховом дисперговању екструзијом или емулзификацијом у виду капљица, које се затим подвргавају очвршћавању (слика 1.4.Ц).

При поступку имобилизације као носачи најчешће се користе хидрогелови као што су алгинат, агар, поливинил алкохол и скроб, који омогућавају задржавање биокатализатора, али дозвољавају дифузију метаболита. Предност ове методе за имобилизацију је у томе што је могуће постићи високу концентрацију биокатализатора по јединици масе носача, због чега је једна од најшире примењиваних метода. Ограничења методе су релативно мала механичка отпорност добијених честица и смањено продирање нутријената у унутрашњост матрикса.

Емулзификација је метода у којој се врши дисперговање хидрофилне фазе, коју чине полимер и биокатализаторска суспензија, у органској фази, чиме се добија емулзија типа вода у уљу. Дисперговане течне капљице се затим подвргавају процесу очвршћавања путем хлађења или додавањем гелирајућег агенса.

Имобилизација биокатализатора у мембрану или иза мембране, како и сам назив каже, обухвата два начина имобилизације:

- имобилизација у полупропустљивом мембраном ограничен простор, који може бити део мембранског реактора (где су биокатализатори смештени у одређену зону) или микрокапсула (са суспендованим биокатализатором у унутрашњости микрокапсуле) (слика 1.4.Д).



- причвршћивање биокатализатора за површину или смештање унутар матрикса или пора синтетичких чврстих мембрана (слика 1.4.E).

Предност методе је у томе што омогућава високу концентрацију биокатализатора, добру заштиту од смицајних сила и истовремено одвајање продукта. Пренос масе углавном зависи од карактеристика мембране. Основни недостатак коришћења мембрана су повремено запушавање пора код континуалних реакција, задржавање мехурова гаса унутар матриксне мембране, неконтролисан раст ћелија, успорена дифузија нутријента.

## 1.2.2 Хидрогелови

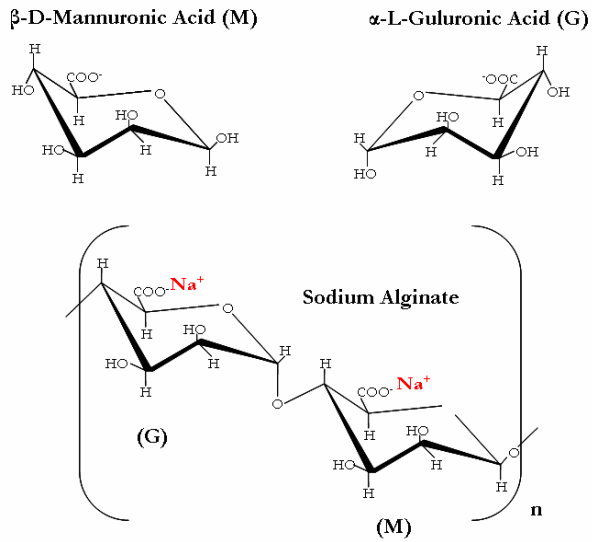
Хидрогеловима се називају високо хидратисане тродимензионалне мреже полимерних влакана, умрежене физичким или хемијским везама, код којих вода чини више од 30 % масе [37]. С обзиром на велики удео воде, хидрогелови су по својој структури слични природним меким ткивима што их чини веома атрактивним носачем ћелија.

Хидрогелови су вискоеластични материјали, тј. они се под дејством спољашње силе понашају на начин који се налази између понашања еластичних чврстих тела и течности, јер се њихови молекули налазе у облику дугих ланаца велике моларне масе [38]. Механичка својства хидрогелова варирају у зависности од састава, степена умрежености и степена бубрења.

Најчешће коришћени природни хидрогелови су алгинат и агароза, а од синтетских је кополимер Pluronicс тј. кополимер полиетиленоксида и полипропиленоксида. Од поменутих хидрогелова алгинат спада у најдоступније, најјефтиније а и поступак његовог гелирања је врло једноставан.

### 1.2.2.1 Алгинат

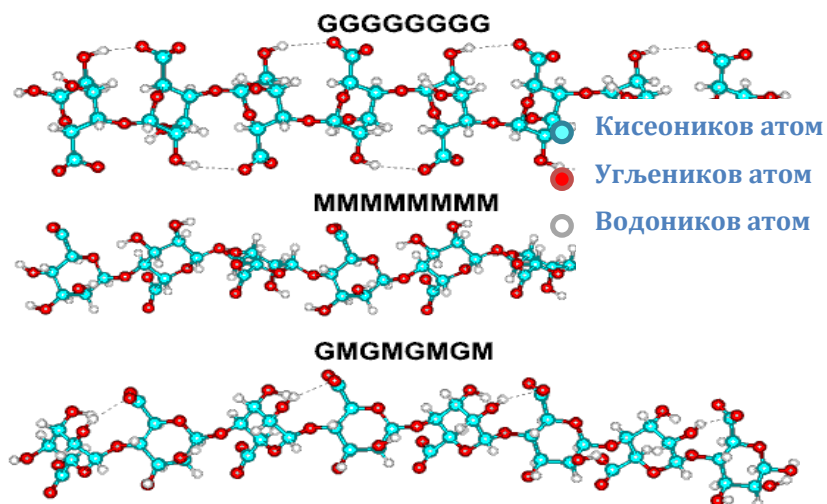
Природни Na-алгинат се добија екстракцијом из ћелијског зида смеђих алги (*Phaeophyceae*, углавном *Laminaria*), и он је комерцијално доступан као натријумова со, односно натријум алгинат. То је високомолекуларни линеарни полисахарид који се јавља као биоразградљиви кополимер  $\beta - D$  – мануронске (M) и  $\alpha - L$  – гулуронске киселине (G) који су међусобно повезани 1,4 – гликозидним везама [39, 40, 41] (слика 1.5).



Слика 1.5. Шематски дијаграм (а)  $\beta$  – D – мануронске киселине (M јединица), (б)  $\alpha$  – L – гулуронске киселине (Г јединица), и (в) натријум алгината.

Доказано је да су Г и М јединице повезане у блокове који се могу наћи у три основна типа различитих конформацијских облика и понашања (слика 1.6):

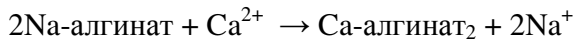
- хомополимерни Г блокови (ГГ),
- хомополимерни М блокови (ММ),
- хетерополимерни наизменично распоређени блокови (МГ и ГМ).



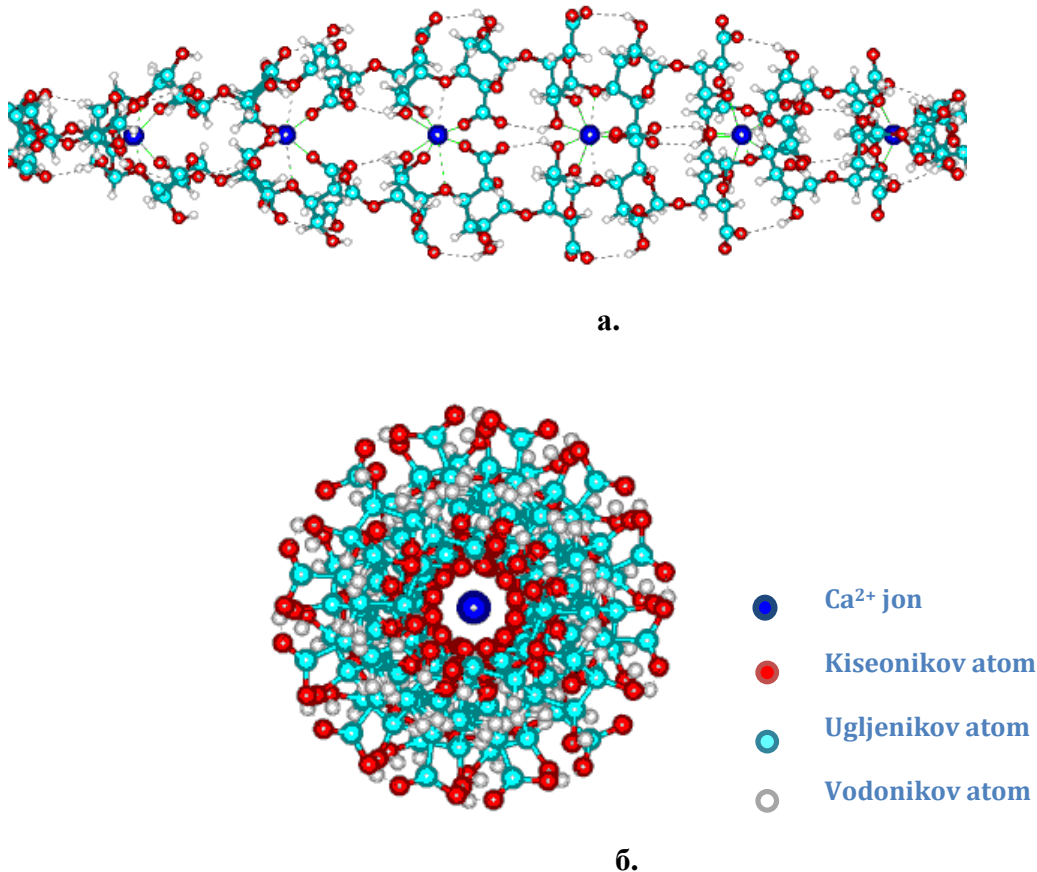
Слика 1.6. Молекуларна структура алгината.

Физичке, као и функционалне особине алгинатних хидрогелова као матрице за имобилизацију зависе од његовог састава (однос Г и М јединица), али и од њиховог редоследа [39, 42, 43]. Количина и дистрибуција Г и М блокова зависи од врсте, локације и старости алге из које је изолован [37] тако да се комерцијални алгинати веома разликују по свом саставу, па чак могу постојати и велике варијације у Г/М односу код алгината добијеног из истог извора.

Једна од веома битних карактеристика алгината је да водени раствор алгината у присуству двовалентних катјона као што је  $\text{Ca}^{2+}$  формира хидрогел. Јони натријума бивају замењени јонима калцијума тако да се формира тродимензионална мрежа полимера која у себи заробљава велике количине воде - хидрогел:



Процес везивања ланаца се зауставља настајањем мреже (слика 1.7).



**Слика 1.7.** Хеликс Са–поли– $\alpha$ –Л–глуроната: а. Пресек дуж осе са приказом водоничних веза и места везивања калцијума, б. Пресек нормално на осу.

Алгинати са високим садржајем Г блокова су стабилни гелови високе пермеабилности у поређењу са алгинатима са високим садржајем М блокова [44].

Калцијум алгинатни хидрогел се може формирати под изузетно благим условима, као што су собна или телесна температура, физиолошка рН и изотони раствори, пошто јони  $\text{Ca}^{2+}$  могу лако да замене јоне  $\text{Na}^+$  [44]. Међутим, јони калцијума врло лако могу бити истиснути неки другим јонима, што може да буде предност, али и недостатак у зависности од крајње примене алгинатног хидрогела.

Структура Са-алгината је заснована на јонским везама, тако да је гел термостабилан у опсегу од 0 до  $100^\circ\text{C}$ , тј. загревање неће довести до тога да гел постане течан. Ипак, гел се лако може растворити у растворима са високом концентрацијом натријума, калијума или магнезијума. Одржавањем односа  $\text{Na} : \text{Ca} \leq 25 : 1$  се избегава дестабилизација гела. Исто тако, постизање хемијске стабилности алгинатних гелова се може остварити заменом  $\text{Ca}^{2+}$  јона двовалентним катјонима који имају већи афинитет према алгинату, а који нису токсични, као што је  $\text{Sr}^{2+}$  или додавањем вишевалентних катјона као што су  $\text{Ti}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$  и  $\text{Fe}^{3+}$ .

### ***1.2.2.2 Алгинат као носач***

Алгинатни хидрогелови су хидрофилни, нетоксични, биокомпатибилни, биодеградабилни и лако се могу направити различити облици, због чега су веома атрактивни за имобилизацију различитих биоактивних молекула (лекови, фактори раста, хормони, ензими итд), као и ћелија различитог порекла као што су ћелије микроорганизама (бактерија, квасца, плесни, алги), инсеката, биљака и животиња, али и за имобилизацију хуманих ћелија [45].

Алгинатни хидрогелови имају висок садржај воде што омогућава добар пренос хранљивих материја и гасова и обезбеђује водену околину која је компатибилна меким ћелијама [46], што га чини веома атрактивним носачем ћелија.

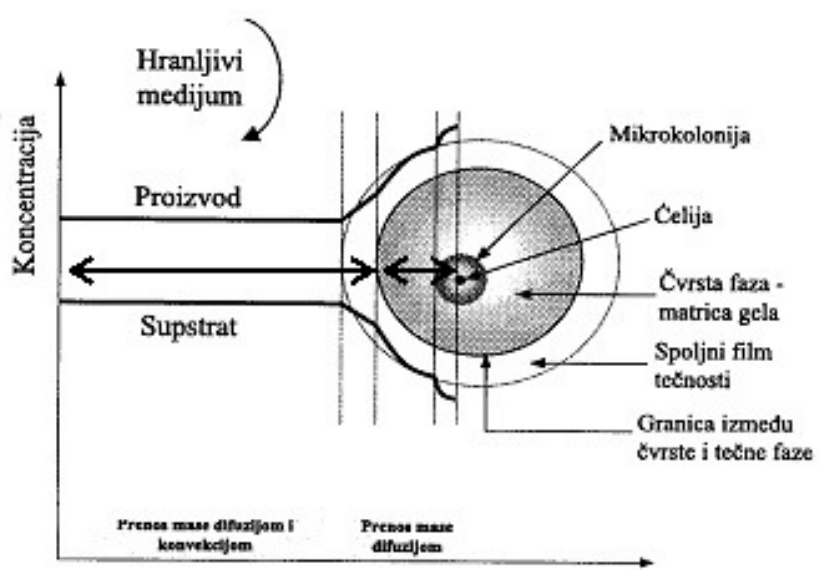
Алгинатне честице поспешују раст ћелија што води повећавању активности литичких ензима, синтезитета дисања и преноса метаболита. Поред других предности алгинатне честице имају и ту особину да су квашљиве, што умањује коалесценцију услед смањивања одвођења течне фазе повећавајући тиме удео гаса [47]. Алгинатне честице су стабилније у АЛР него у реактору са механичким мешањем [48].

### 1.2.2.3 Дифузионе карактеристике и порозност алгинатног гела

Када се алгинат користи као носач ћелија изузетно су важне дифузионе карактеристике, величина пора и њихова расподела. Брзина дифузије пре свега зависи од величине пора и концентрације Са-алгината, док са друге стране на величину пора утичу концентрација алгината, хемијска структура гела и кинетика формирања гела. Са порастом концентрације алгината долази до опадања коефицијента дифузије супстрата. Величина пора се креће од неколико nm до неколико десетина, па чак и до 200 nm [49].

Брзина дифузије нискомолекуларних једињења кроз алгинатну матрицу, која не садржи имобилисане ћелије је мања од брзине дифузије ових једињења кроз воду (~ 10 %). У случају високомолекуларних једињења дифузија јако успорена, али не и неизводљива и зависна од концентрације алгината и  $\text{CaCl}_2$ , при гелирању.

На слици 1.8 приказан је механизам преноса супстрата из медијума до једне имобилисане ћелије унутар матрице гела Са – алгината, и производа метаболизма од ћелије ка медијуму.



Слика 1.8. Пренос масе супстрата из хранљивог медијума до имобилисане ћелије и производа од ћелије ка медијуму.

Ови преноси могу да се поделе на неколико фаза:

- спољашњи пренос масе који се односи на пренос супстрата из хранљивог медијума до површине носача и одвија се дифузијом и конвекцијом;

- у близини границе фаза течно/чврсто формира се ламинарни слој течности, који представља највећи отпор преносу супстрата и супстрат се преноси дифузијом;

- унутрашњи пренос масе који се односи на транспорт супстрата или производа унутар носача и одвија се искључиво дифузијом.

У циљу побољшања брзине дифузије потребно је смањити отпор ламинарног филма течности. Отпор се смањује смањењем дебљине ламинарног филма течности мешањем течности унутар реактора. Да би се смањио унутрашњи пренос масе носачи ћелија би требало да буду малих димензија (дужине дифузије од неколико стотина микрона) тако да алгинатне микрочестице (<1 mm у пречнику) представљају посебно атрактивне носаче за имобилизацију ћелија.

### **1.2.3 Типови биореактора за имобилисане системе**

Биореактор представља кључни део биопроцеса и његов се избор не може посматрати одвојено од остатка процеса.

#### ***1.2.3.1 Карактеристике биореактора***

Биореактор треба да обезбеди оптималне услове за извођење процеса биокатализе у циљу постизања минималне цене производа уз максимални квалитет [50]. Неки од основних захтева, да би се то постигло су: одржавање високе концентрације биокатализатора у систему уз спречавање контаминације самог система и околине (некад и врло високе захтеве стерилности); одржавање одговарајућег нивоа O<sub>2</sub>, нутријената и продуката биореакције; уклањање продуката реакције; одржавање униформних услова у реактору; одржавање нивоа преноса топлоте; обезбеђивање потребних смицајних сила у систему; спречавање настанка пене и њено уклањање у случају да се појави итд. [50, 51, 52, 53]. Да би се све то постигло потребно је правилно одабрати или пројектовати реактор што, обзиром на велики број различитих и сложених утицаја није лак задатак.

Постоје три основна начина извођења процеса у биореакторима: шаржни, полушаржни, и проточни (континуални). У једном истом типу реактора у већини случајева могуће је остварити сва три начина рада уз мање модификације самог реактора .

Подела биореактора се може извршити на различите начине, а најчешће се класификују у односу на начин мешања и аерације. Према овој подели они се деле на реакторе:

- без мешања и аерације,
- аерисане без мешања и
- аерисане са мешањем.

У односу на начин мешања реактори могу бити:

- са механичким мешањем,
- са хидрауличким мешањем и
- са пнеуматским мешањем.

Према нивоу аерације могу бити:

- анаеробни,
- са ниским нивоом аерације и
- са високим нивоом аерације.

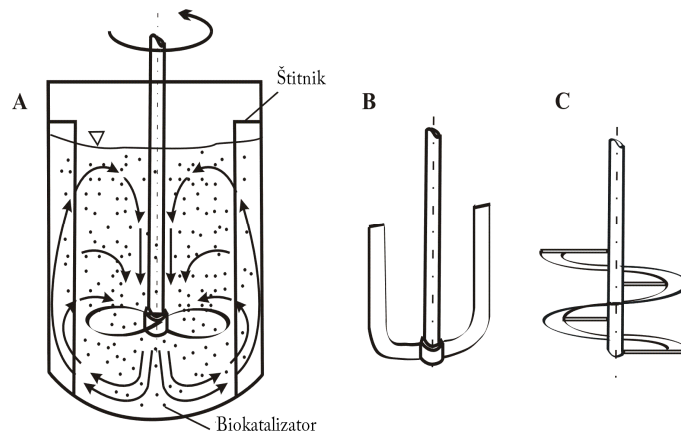
Посебан вид биореактора представљају биореактори са имобилисаним биокатализаторима. Употребом имобилисаних биокатализатора могу се превазићи неки од проблема континуалних биореактора [35].

### ***1.2.3.2 Типови реактора***

#### **1) Реактор са механичким мешањем (СТР-STR) [34, 54, 55]**

Биореактор са механичким мешањем је један од првих типова реактора, који је коришћен у биотехнологији и данас се широко користи у различитим биотехнолошким процесима. Састоји се од суда у коме се налази једна или више мешалица различитог дизајна (слика 1.9).

Главна особина овог типа биореактора је скоро идеално мешање флуида. Проток флуида је генерално турбулентан са неуниформном расподелом смицајног напона, који је највећи у близини мешалице и смањује се ка зидовима реактора. Расипање енергије услед турбулентног кретања најчешће доводи до ћелијске смрти. Ћелијама, које су осетљиве на смицајни напон, више одговара ниска улазна сила. Овај проблем се може превазићи коришћењем мешалица у облику хеликоидне траке, сидра или пропелера са умереним мешањем. Употребом одговарајућих матрица за имобилизацију ћелија може се обезбедити адекватна механичка заштита.



**Слика 1.9.** Реактор са механичким мешањем и неки типови мешалица. а) пропелерска мешалица, б) сидраста мешалица, в) спирална мешалица.

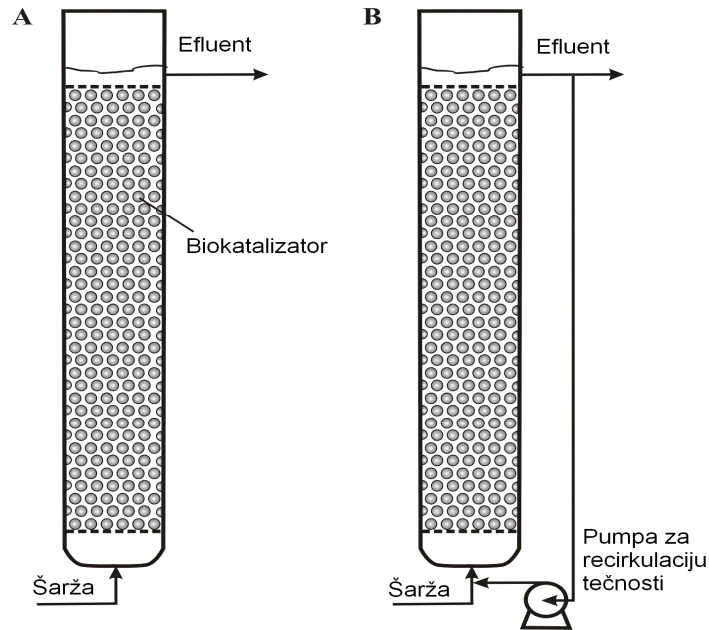
Реактор са механичким мешањем је најчешће коришћени тип реактора без обзира што није ни најједноставнији, ни најекономичнији, а често није ни најбоље решење за већину процеса. Предност овог типа реактора је у томе што је поуздан и применљив за различите процесе, без већих измена. Он је добар избор за вискозније системе, а примењује се и када је систему потребан висок ниво аерације и мешања, односно високе вредности коефицијената преноса масе и топлоте. Недостаци овог типа реактора су велики трошкови аерације и мешања, тешко обезбеђивање стерилних услова и механичко оштећивање осетљивијих честица.

## 2) Реактори са пакованим слојем (ПБР-РВР) [2, 54]

Код овог типа реактора биокатализатор је имобилисан у матриксним гел честицама, којима је реактор напуњен. Честице могу бити од чврстог или од компресибилног материјала и од тога зависи могућа висина слоја. Висина слоја је условљена максималним допуштеним падом притиска и могућностима снабдевања сваког слоја реактора кисеоником.

Реактори са пакованим слојем су једноставног дизајна. Састоје се од колона, у којима кроз непокретан слој биокатализатора континуално протиче флуид (слика 1.10).



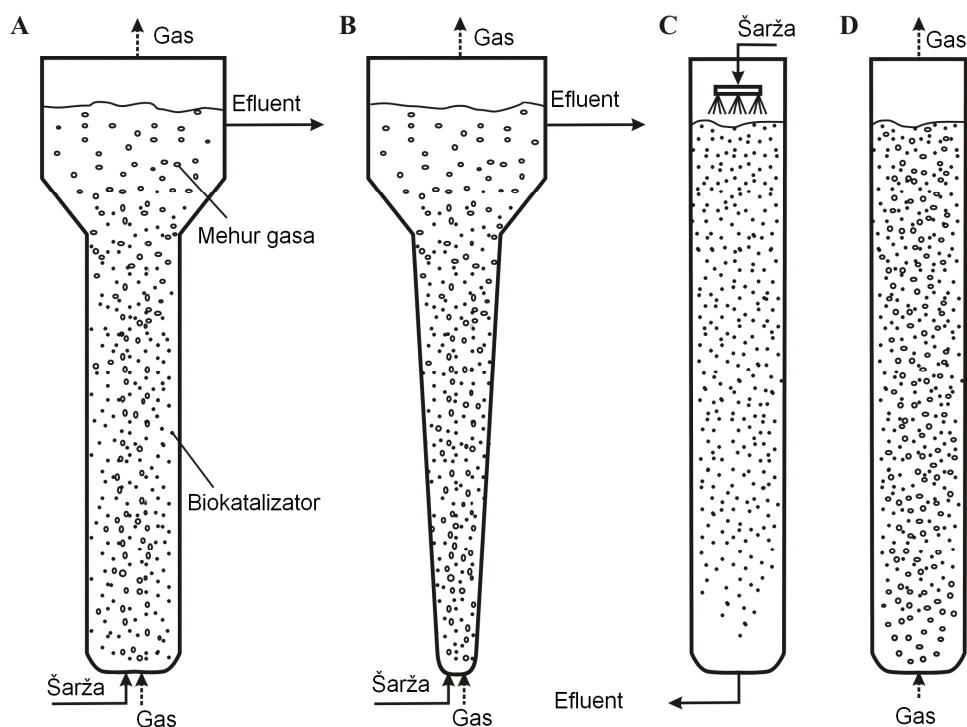


**Слика 1.10.** Реактор са пакованим слојем а) реактор са пакованим слојем и рецикулацијом течности б).

Захваљујући клипном струјању флуида смицајни напон је смањен. Као последица, различити матрикси за адсорпцију ћелија могу да се користе у овом типу реактора укључујући и оне који су ломљиви и осетљиви на абразију као што су стакло, керамика, синтетички материјали. Међутим употреба механички слабих материјала, као што су хидрогелови, може бити ограничена нижом висином слоја и брзином флуида и може да изазове компресију пакованог слоја. Најчешће коришћени материјали су песак, као јефтин адсорбент за раст бактеријских биофилмова погодних за коришћење у пречишћавању вода, ДЕАД целулоза и комадићи дрвета који се користе за имобилизацију квасаца, различите форме стакла, керамике и синтетских материјала. Имобилизација ћелија у поре матрикса (агар или алгинат) се може користити у реактору са пакованим слојем. Чест проблем овог типа реактора је и зачепљење.

### 3) Реактори са флуидизованим слојем (ФБР - FBR) [2, 54]

Реактори са флуидизованим слојем се примењују код система са имобилисаним биокатализаторима, када су честице механички неопорне. У овом реактору, честице са имобилисаним биокатализатором су флуидизоване у течности или ређе у гасу (слика 1.11).



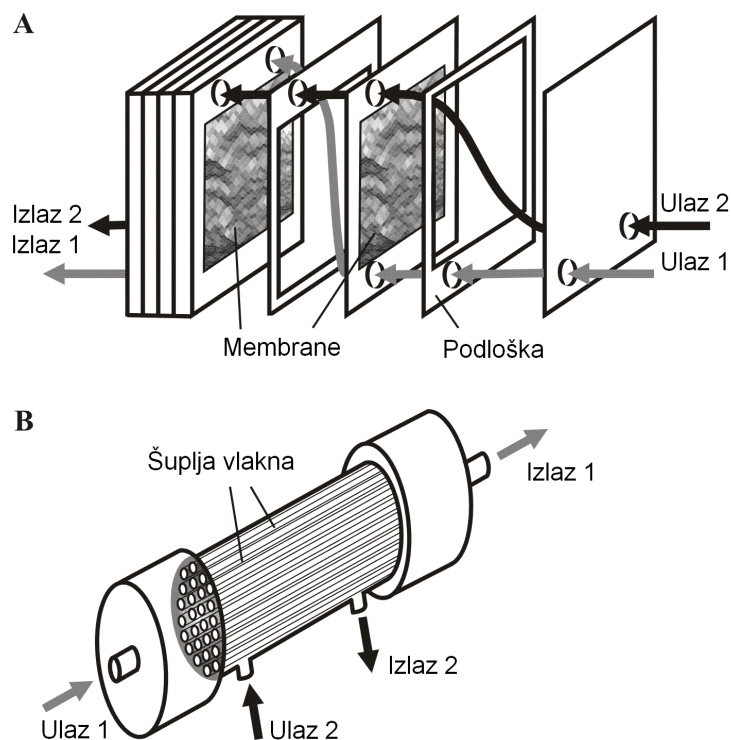
Слика 1.11. Реактори са флуидизованим слојем .

Реактори са флуидизованим слојем могу бити слични "аир-лифт" реакторима, с том разликом што је врх колоне већег пречника код ФБР чиме се обезбеђује задржавање честица у реактору.

Примена реактора са флуидизованим слојем решава проблеме који се јављају код реактора са пакованим слојем. Генерално, реактори са флуидизованим слојем обезбеђују бољи пренос масе и топлоте и униформнији проток течности кроз биореактор у поређењу са пакованим слојем. Кретање честица и њихово сударање у флуидизованом слоју доводе до абразије материјала, па је потребно користити механички стабилне материјале за имобилизацију ћелија.

#### 4) Мембрански биореактори (MP - MR) [35, 56]

Мембрански биореактори омогућавају истовремену биоконверзију и раздвајање продуката, која је посебно интересантна за производњу високо вредних биолошких молекула. У поређењу са конвенционалним биореакторима, дизајн мембранских реактора је релативно сложенији и скупљи (слика 1.12).



Слика 1.12. Мембрански реактори

Један од главних параметара при пројектовању мембранских реактора је тип мембране. Главне карактеристике мембране су величина пора, структура и материјал.

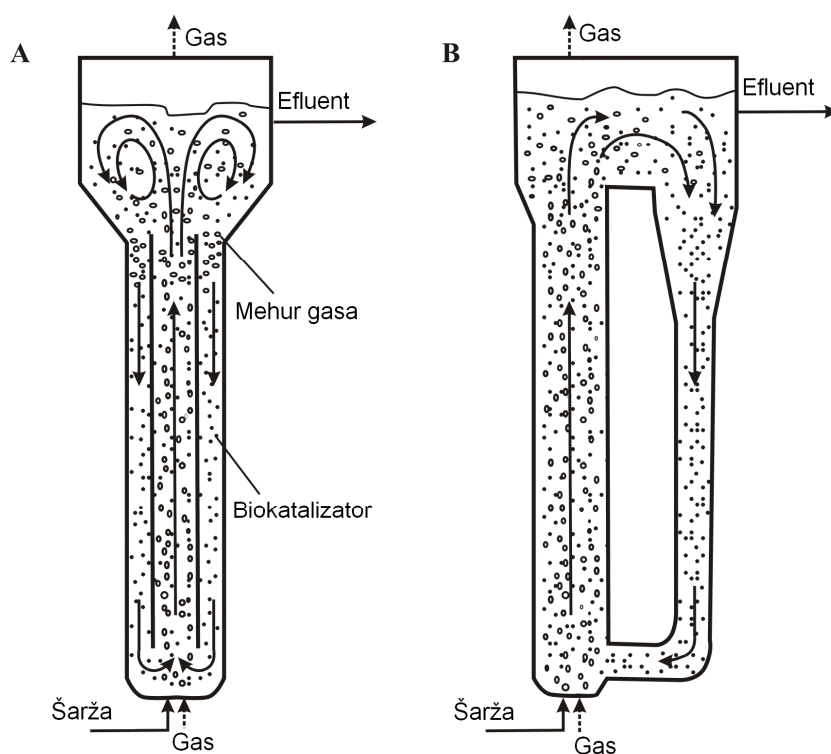
У мембранским реакторима могу се користити три типа имобилизације:

- имобилизација на мембрани,
- имобилизација унутар мембране и
- имобилизација у одељцима, који су одвојени мембраном.

У сваком случају мембрана омогућава заштиту од смицајног напона и контролише количину реактанта. Ови реактори су углавном малих димензија што је условљено величином мембране.

### 5) Пнеуматски реактори са рецикулацијом (АЛР - ALR) [8, 14, 54]

Пнеуматски реактори са рецикулацијом реактори су веома атрактивни за примену у биотехнологији, зато што обезбеђују скоро идеално мешање и у суштини постоје два основна типа ових реактора, са унутрашњом и спољашњом рецикулацијом (слика 1.13).



**Слика 1.13.** Пнеуматски реактори са унутрашњом а) и спољашњом рецикулацијом б).

За разлику од биореактора са механичким мешањем, смицајни напон је нижи и равномерно је распоређен. Ефикасно мешање и низак смицајни напон у аир-лифт реактору одговара свим типовима имобилисаних система па су погодни чак и за култивацију осетљивих животињских ћелија. Посебна предност овог типа реактора је могућност коришћења механички осетљивијих носача као што су хидрогелови, који су лако компресибилни у реакторима са пакованим слојем а лако се оштећују у реакторима са механичким мешањем. АЛР могу да се користе када се ради са вискознијим флуидима. Код овог типа реактора ефикасност преноса масе и топлоте расте са повећањем висине реактора, стога су погодни за велике системе, код којих се јављају проблеми при примени реактора са механичким мешањем.

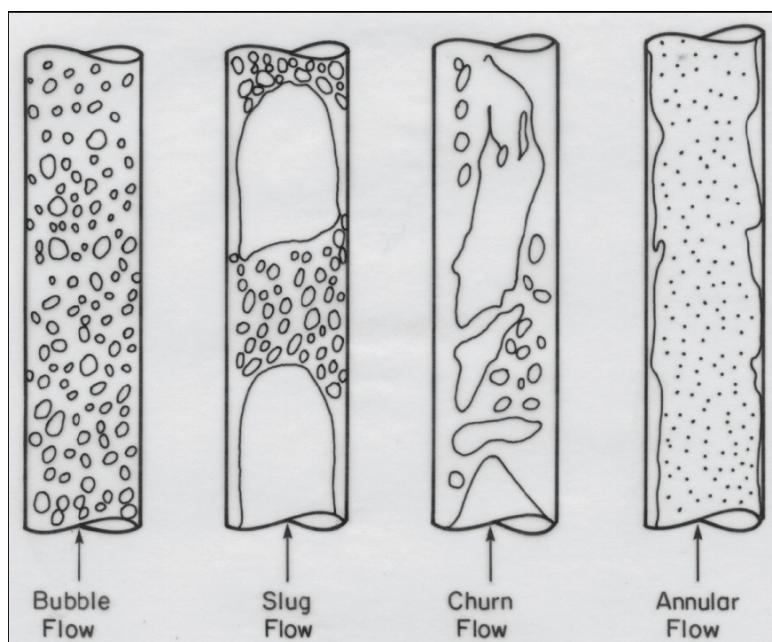
## **2. ТЕОРИЈСКИ ДЕО**

### **2.1 БРЗИНА ТЕЧНОСТИ**

Основна особина АЛР је добро дефинисано кружење течности које је условљено увођењем гаса. Ова брзина зависи од удела гаса у реактору и укупних отпора струјању, и код АЛР она може бити и за читав ред величине већа него у БК. Брзина течности је један од кључних параметара за дизајнирање, оптимизацију и увећавање размера код двофазних и трофазних реактора. Она утиче на понашање реактора, удео гаса, режим струјања, коефицијенте преноса масе и топлоте, униформност услова у реактору, омогућава рад са флуидизованим честицама, тј. утиче свеукупно на особине реактора [2, 55]. Велики број радова је објављен о експерименталном одређивању и предвиђању брзине течности у двофазним АЛР, док је мали број радова који се баве трофазним контактом у овим реакторима.

#### **2.1.1 Карактеризација истострујног двофазног тока – режими протицања**

Danijels [57] је дефинисао четири режима који се могу јавити при истострујном двофазном протицању у вертикалним цевима и они су приказани на слици 2.1.



Слика 2.1. Режији двофазног протицања у вертикалним цевима

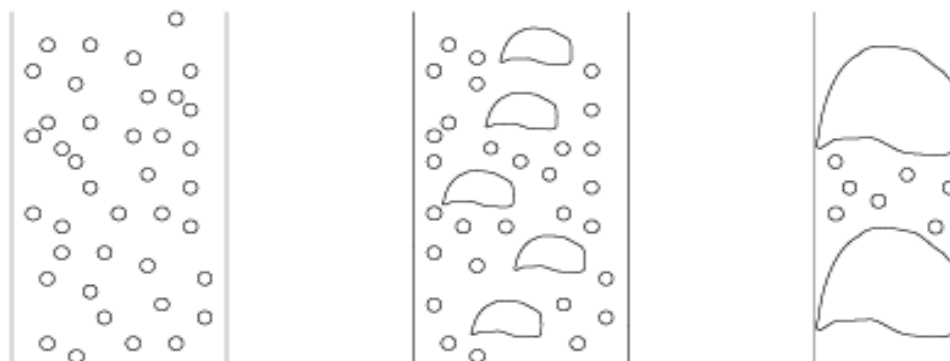
1) Хомогени мехурасти режим код кога је присутна уска расподела величина мехурова и њихових брзина као и низак ниво турбуленције у систему. Јавља се при брзинама гаса мањим од  $0,05 \text{ m/s}$  и углавном у цевима мањих пречника и није могућ у колонама пречника већег од  $0,1 \text{ m}$  [16] и са расподељивачима гаса који имају отворе веће од  $1 \text{ mm}$  [58, 59]. Удео гаса линеарно расте са порастом површинске брзине гаса.

2) Хетерогени пенушави-турбулентни режим који се јавља при већим брзинама гаса него хомогени и за који је карактеристично да долази до коалесценције мехурова, услед чега је расподела величина и брзина мехурова шира, а већи је и интензитет турбуленције у систему.

3) Пузећи клипни (енг. slug) режим у коме се протицање течне и гасовите фазе нагло међусобно смењују јер су мехурови у систему пречника врло блиских пречнику цеви. Овај режим се најчешће јавља у нењутновским системима као и у течностима повећане вискозности и/или цевима малог пречника.

4) Ануларни режим код кога се формира филм течности уз зидове цеви док се гас креће средишњим делом цеви носећи капи течности. Овај режим је присутан само при врло великим брзинама гаса.

Прва три режима који се најчешће и јављају при раду АЛР су приказни на слици 2.2.



**Слика 2.2.** Хомогени, хетерогени и пузећи клипни режим протикања

У индустријским условима се ређе ради у хомогеном режиму рада а већина АЛР ради у хетерогеном режиму при брзинама гаса од 0,1 до 0,5 m/s [60]. Највероватнији узрок овоме је тај што је постојање хомогеног режима струјања немогуће при брзинама гаса већим од 0,08 m/s као и у колонама пречника већег од 0,1 m а то је углавном случај код индустријских размера [16]. Међутим неки аутори сматрају да је код ферментација хомогени режим најпожељнији док пузећи клипни (енг. slug) режим треба избегавати [59].

Пошто је код пнеуматског реактора присутна и рецикулација то је поред режима струјања у узлазном делу реактора потребно знати и режиме рада пнеуматског реактора са становишта рецикулације мехурова у систему. Са овог становишта се могу уочити три режима струјања. У првом режиму струјања гас није присутан у силазном делу реактора и он се јавља при брзинама течности које су недовољне да повуку мехурове наниже. За други режим је карактеристично присуство мање више непокретних мехурова у силазном делу реактора и он се јавља када је брзина течности блиска брзини дизања мехурова. У трећем режиму долази до рецикулације мехурова јер они услед брзина течности већих од брзина дизања мехурова бивају повучени у силазни део реактора и потом поново пролазе кроз узлазни. Са повећавањем размера реактора значај прва два режима опада, док је трећи режим тешко достижан у лабораториским размерама [20].

### 2.1.2 Површинска, линеарна и укупна брзина

Површинска брзина течности  $V_l$  представља однос запреминског протока и површине попречног пресека цеви кроз који она протиче.

Линеарна брзина течности  $U_l$  је ефективна (стварна) брзина на посматраном месту (попречном пресеку). Веза између површинске и линеарне брзине дата је једначином 2.1.

$$U_l = \frac{V_l}{1 - \varepsilon_g} \quad (2.1)$$

Укупна брзина циркулације представља средњу линеарну брзину течне фазе у реактору (мери се преко брзине кретања обележене честице између посматраних тачака).

Код трофазних система брзина течности је пресудни параметар пошто она утиче на мешање течности, интензитет рециркулације мехурова као и на суспендовање честица, па је потребно пажљиво одабрати вредности брзине течности узимајући у обзир ове чињенице. Са друге стране, брзина течности је условљена протоком гаса, геометријом реактора, особинама флуида као и уделом и особинама чврсте фазе [20].

### 2.1.3 Једначине за прорачун брзине течности

У литератури постоји много искуствених и полуискуствених једначина предложених за прорачун два основна параметра пнеуматског реактора са рециркулацијом, удела гаса и брзине течности. Међутим огромна већина тих једначина има мало практичног значаја јер је њихова примена углавном ограничена на одређене радне услове и геометрију реактора за које су и установљене. Ван тих граница поменуте једначине предвиђају вредности ова два параметра које знатније одступају од експерименталних вредности.

Један од главних разлога зашто нема једначине ширег опсега примене је велика сложеност пнеуматских реактора. Први разлог сложености је у међусобној повезаности удела гаса и брзине течности јер се услед рециркулације течности цео систем понаша као систем са повратном спрегом. Други је у великом броју величина или параметара система чија промена води ка мањој или већој промени удела гаса и брзине течности [27]. Неке од најважнијих величина система које имају утицаја су:

- физичке особине гаса и течности;
- односи површина узлазног и силазног дела реактора  $A_r/A_d$ ;
- геометрија горњег и доњег бочног дела реактора;
- услови раздвајања фаза на врху реактора;
- запремина течности у реактору (ниво течности);
- висина реактора;
- врста расподељивача гаса;



- удео, величина и густина честица (код трофазних реактора).

Имајући у виду овако велики број чинилаца који условљавају промену удела гаса и брзине течности у пнеуматским реакторима јасно је зашто до данас још увек нема једноставног и поузданог модела за предвиђање ових особина АЛР и поред великог броја обављених истраживања. До сада се као најпрактичније решење овог проблема показала примена комбинације једноставног биланса количине кретања дуж целог пута циркулације течности и независног израза који повезује удео гаса и брзину течности у реактору.

При постављању хидродинамичког модела пнеуматског реактора са рециркулацијом, површинске брзине гаса и течности, као и удео гаса у узлазном делу реактора се узимају као основни параметри. При томе је површинска брзина гаса једини независно променљиви параметар док су брзина течности и удео гаса условљени њиме па већина модела предложених за моделовање ових реактора даје корелације које предвиђају један или оба зависно променљива параметра као функције брзине гаса. Међутим већина тих једначина важи само за одређене режиме струјања и посматране геометрије реактора и не могу се користити за пројектовање и оптимизацију реактора.

Једни од првих који су у свој модел укључили утицај различитих геометрија реактора били су Hsu и Dudukovic [61] који су предложили биланс количине кретања у коме је погонска сила за рециркулацију течности у реактору (разлика притисака у узлазном и силазном делу реактора) уравнотежена укупним падовима притиска дуж пута рециркулације. Ако се дефинишу поједини коефицијенти отпора у реактору биланс количине кретања у АЛР се може приказати једначином 2.2.

$$\rho_l \cdot g \cdot H \cdot (\varepsilon_{gr} - \varepsilon_{gd}) = \Sigma K_f \cdot \frac{\rho_l \cdot V_{ld}^2}{2} \quad (2.2)$$

У једначини 2.2 лева страна даје укупну погонску силу за рециркулацију у реактору а десна страна приказује укупне отпоре струјању. Ако се ова једначина преуреди уз претпоставку да је издвајање гаса у горњем делу реактора потпуно, што је при мањим брзинама гаса, а посебно код већине реактора са спољашњом рециркулацијом, реална претпоставка, добија се једначина 2.3 која повезује удео гаса и брзину течности у узлазном делу реактора са његовим геометријским особинама.

$$\varepsilon_{gr} = \frac{\Sigma K_f}{2 \cdot g \cdot H} \cdot \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \cdot V_{lr}^2 \quad (2.3)$$

Касније су многи аутори користили ову једначину за описивање њихових система, нпр. Verlaan [8], Merchuk и Stein [62], Glenonn и сар. [63]. Неколицина аутора је у покушају да побољша предвиђања модела датог преко биланса количине кретања (једначина 2.2) развила моделе засноване на енергетском билансу за реактор [25]. Међутим, овакви модели су се показали као непрактични, углавном због проблема око предвиђања појединих енергетских губитака у реакторском систему.

Иако је једначином 2.3 узет у обзир утицај геометрије на брзину течности и удео гаса у реактору, раније је већ напоменуто да су ова два параметра зависно поменљиве величине, па је према томе потребна још једна једначина да би се реактор могао моделовати. Најчешће је то веза између брзине гаса и осталих особина система.

Постоји више врста зависности брзине течности од различитих параметара система. Прва група зависности је облика једначине 2.4.

$$V_{lr} = \omega \cdot V_{gr}^{\theta} \quad (2.4)$$

У једначини 2.4  $\omega$  зависи од геометрије реактора и физичких особина флуида, док  $\theta$  зависи од геометрије реактора и режима струјања. Једначине овог типа су искуствене и не постоји начин да се предвиди утицај геометрије реактора на параметар  $\omega$ . Што се тиче параметра  $\theta$ , неки истраживачи су утврдили да има вредност 0,4, али се та вредност мења са променом режима струјања при већим брзинама гаса [63].

Друга група једначина која се заснива на дрифт-флуks моделу Zubera и Findlay-a [64] се такође често користи за описивање двофазног тока у узлазном делу реактора и може се приказати једначином 2.5.

$$\frac{V_{gr}}{\varepsilon_{gr}} = C_0 \cdot (V_{lr} + V_{gr}) + C_1 \quad (2.5)$$

У једначини 2.5 параметар  $C_0$  показује меру неуниформности радијалних профила брзина у двофазном току узлазног дела реактора и представља однос локалне и површинске брзине, а параметар  $C_1$  је најчешће брзина слободног дизања мехура у посматраној течности [63]. На тај начин вредности параметара  $C_0$  и  $C_1$  зависе од особина флуида, режима струјања и пречника реактора.

Вредности параметра  $C_0$  дају однос максималне и средње брзине протицања флуида и када је  $C_0$  једнако 1 значи да је присутан хомогени режим тј. униформни (клипни) радијални ток у узлазном делу реактора. Вредност  $C_0$  различита од јединице показује меру одступања тока од униформности у радијалном правцу. Frietas и сар. су утврдили да се са повећавањем

концентрације честица у ЕЛР вредности параметра  $C_0$  смањује, што показује да се ток приближава Униформном (клипном) протикању [65]. До истих запажања дошао је и Verlaan у својим истраживањима на ЕЛР са полистиренским и алгинатним честицама који је запазио да се режим струјања у реактору приближава клипном струјању при повећавању удела честица [8]. Са друге стране, Wang и сар. су дошли до супротних закључака јер су утврдили да пораст удела честица води повећавању параметра  $C_0$  што значи да радијални профил удела гаса постаје неуниформнији [66].

Накао и сар. су утврдили да за ЕЛР вредности параметара  $C_0$  и  $C_1$  зависе од вискозности флуида а не од висине реактора, док код ИЛР и БК параметар  $C_1$  зависи од вискозности флуида а параметар  $C_0$  не [22].

Користећи једначине 2.3 и 2.5 Glenonn и сар. [25] су дошли до једначине 2.6.

$$V_l = a \cdot k^{-b} \cdot V_g^c \quad (2.6)$$

$$k = \frac{K_f}{2 \cdot g \cdot H} \cdot \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \quad (2.7)$$

	a	b	c
Za $V_g < 0,05$ m/s	1,017	0,409	0,42
Za $V_g > 0,05$ m/s	0,375	0,427	0,315

Параметри су  $a$ ,  $b$ ,  $c$  зависе од режима струјања а  $k$  зависи од геометријских карактеристика реактора (једначина 2.7).

По резултатима Glenonn-а и сар. [63] експонент  $c$  у једначини 2.6 зависи од вредности параметара  $C_0$  и  $C_1$  који су функција особина флуида, режима струјања и пречника реактора.

#### Анализа биланса количине кретања

Из једначине 2.2 се види да погонска сила расте са повећавањем удела гаса у узлазном делу реактора  $\varepsilon_{gr}$  и његове висине  $H$  а опада са порастом удела гаса у силазном делу  $\varepsilon_{gd}$ . Са друге стране, отпори струјању опадају са смањивањем укупног коефицијента отпора  $\Sigma K_f$ . Од горе наведених параметара који утичу на промену брзине течности осим висине реактора  $H$  остали параметри:  $\varepsilon_r$ ,  $\varepsilon_d$  и  $\Sigma K_f$ , зависе између осталог и од брзине течности, тако да једначином 2.2 брзина течности није имплицитно одређена.

### 2.1.4 Основни параметри који утичу на брзину течности

1. Удео гаса у узлазном делу реактора се смањује са повећавањем брзине течности, јер се мехурови ваздуха ношени течношћу краће задржавају у реактору, а то на основу једначине 2.2 води смањењу брзине. Са друге стране, удео гаса у узлазном делу реактора повећава се са повећавањем брзине течности јер течност откида мање мехурове са расподељивача гаса него што је то случај када се мехурови формирају у мирној течности [67]. Унакрсни ток течности преко расподељивача гаса такође помаже у смањивању коалесценције мехурова у зони формирања мехурова јер новонастале мехурове одводи из ове зоне. Тако се, на пример, при брзинама течности од  $V_l = 0,20, 0,28, 0,40$  и  $0,58$  m/s добијају мехурови који су мањи за 10-15, 20-40, 30-50 и 50-150% респективно него они формирани у мирном флуиду [67, 68]. Међутим, овај утицај је мање изражен при већим брзинама гаса (када се добијају и веће брзине течности) и у реакторима већих висина, где је удео зоне расподељивача гаса мали, а највећи проценат коалесценције се јавља у маси флуида. Како је први утицај израженији то повећавање брзине течности води смањивању удела гаса.

2. Коалесценција мехурова води смањивању удела гаса у узлазном делу реактора услед њиховог краћег задржавања у реактору што би требало да води смањивању и брзине течности.

Коалесценција мехурова се са додавањем честица мења различито [47]. Као прво квашљиве честице повећавају удео гаса док неквашљиве честице смањују. Удео присутних честица такође има двоструку улогу, до 5% честице спречавају коалесценцију и тако повећавају удео гаса, док се са даљим порастом удела честица коалесценција повећава, па удео гаса опада. Wang и сар. су утврдили да до удела честица до 5% присуство честица води благом смањивању пречника мехурова, а да даље повећавање удела честица води повећавању удела мехура већих пречника [66]. Величина честица је такође битна, па тако, присуство малих честица повећава удео гаса, средње честице га смањују, док га велике честице такође повећавају. Из овога се може извести закључак да мале количине финих честица (због смањивања коалесценције) као и мале количине великих (због разбијања великих мехурова) повећавају удео гаса док се у осталим случајевима може очекивати смањивање удела са додавањем честица (нпр. пуно финих честица, мало великих честица, средње честице при неком средњем уделу). У суштини до разбијања мехурова долази у случајевима када је Weber-ов број већи од критичне вредности [69].

3. Удео гаса у силазном делу реактора расте са повећавањем брзине течности (што води смањењу брзине), а опада са повећавањем удела честица [69].

4. Укупни отпори  $\Sigma K_f$  представљају збир укупних месних и подужних отпора и могу се одредити преко једначине 2.8.

$$\sum K_f = \sum K_M + \sum K_{TR} = \sum K_M + \sum \lambda \cdot \frac{l}{d} \quad (2.8)$$

А) Укупни месни отпори  $\Sigma K_M$  врло мало зависе од брзине течности, а више се мењају у зависности од пречника реактора тако што са повећавањем пречника опадају према Flowexpert-у. Обзиром да је еквивалентна дужина  $L_e = n \cdot D$  значи да коефицијенти месних отпора расту са повећавањем пречника [70, 71].

Б) Укупни отпори трења  $\Sigma K_{TR}$  опадају са повећавањем размера АЛР [72], а расту са повећавањем дужине реактора (односно висине), смањивањем пречника и повећавањем коефицијента подужног трења.

Коефицијент подужног трења  $\lambda$  се у двофазним системима може одредити из једначина за једнофазно струјање уколико је удео гаса мањи од 10-15% [28] и он је условљен вредностима Рејнолдсовог броја и релативне храпавости. Пошто су цеви од којих се пнеуматски реактори изграђују углавном од стакла или пластике, њихове релативне храпавости се за цеви пречника од 1" до 10" крећу од  $6 \cdot 10^{-5}$  до  $6 \cdot 10^{-6}$  па се у опсезима Рејнолдсовог броја који се реално могу јавити у пнеуматском реактору ове цеви могу сматрати глатким. То значи да је коефицијент подужног трења  $\lambda$  условљен само вредностима Рејнолдсовог броја а не и релативне храпавости.

Са повећавањем пречника реактора расте Рејнолдсов број (при истој брзини течности) па опада коефицијент подужног трења што смањује отпоре.

Повећавање брзине течности такође води расту Рејнолдса и мањем  $\lambda$ . У складу са овим је и запажање Li и сар. [73] који су утврдили да пад притиска у узлазном делу ИЛР опада са повећавањем брзине гаса (самим тим и брзине течности).

Hsu и Duduković су утврдили да се вредности фактора подужног трења при двофазном струјању у ламинарној области (за Рејнолдсов број мањи од 1000) поклапају са вредностима за једнофазни систем, док при Рејнолдсовом броју већем од 1000 долази до знатног одступања од вредности за једнофазно протицање (мање су за двофазно), као и да се оне не могу добро предсказати помоћу Lockhart-Martinelli-јеве корелације [61].

5. Вискозност флуида и присуство честица имају изражен утицај на особине АЛР.

Са једне стране, повећавање вискозности води повећавању губитака услед већег трења због пораста коефицијента подужног трења,  $\lambda$ . Са друге стране течности мање вискозности дају мање мехурове [68], а како је удео гаса у систему је пропорционалан брзини дизања мехурова  $\varepsilon_g \propto 1/V_{b\infty}$  то је према истраживањима које су објавили Мена и сар. удео гаса пропорционалан вискозности,  $\varepsilon_g \propto \mu^{0.5}$  [47]. Ово значи да повећавање вискозности води већим уделима гаса и тиме већој погонској сили па се може закључити да се брзина течности може и повећавати и смањивати са променом вискозности у зависности од тога да ли је израженији утицај на повећавање укупних отпора или утицај на повећавање погонске силе у систему.

Утицај присуства честица на промену укупних отпора. Честице које су присутне у систему мењају струјно поље течности, јер свака честица у струјном пољу представља нову граничну површину на којој је брзина течности 0, тако да се јављају додатни градијенти брзине што води повећавању вискозних губитака. То води смањивању брзине дизања мехурова, не услед већег трења на површини, јер су мехурови у контакту са течношћу, него услед повећане способности система да апсорбује енергију која се јавља услед кретања. Овај принцип важи без обзира на облик и величину честица [47].

Другим речима, повећавањем удела честица се повећава вискозност система, па се суспензија малих и/или лаких честица у већини случајева може сматрати псеудохомогеном смешом, поготову када су честице мање од мехурова и када је њихова брзина таложења мања од брзине течности (честице са малом инерцијом) без обзира на облик, величину и густину честица [28, 31, 74, 75, 76, 77]. Додатни губици услед присуства честица се могу изразити коришћењем привидне вискозности суспензије која је већа него за течну фазу и која се повећава са порастом удела честица. Уобичајен израз којим се може дефинисати промена привидне вискозности суспензије дат је једначином 2.9.

$$\mu^* / \mu = 1 + b_1 \cdot \varepsilon_s + b_2 \cdot \varepsilon_s^2 + \dots \quad (2.9)$$

При уделима честица преко 20% привидна вискозност се знатно повећава [69]. Осим са повећавањем удела чврсте фазе може се рећи да привидна вискозност суспензије расте и са повећавањем величине честица, њихове густине, и анизометрије [69]. Ово је у сагласности са запажањем да присуство честица у систему у већини случајева води смањивању брзине течности и што је већа брзина таложења честица то је овај ефекат израженији [28], као и са

результатима до којих су дошли Li и сар. који су утврдили да пад притиска у узлазном делу ИЛР опада са смањивањем густине честица [73].

Утицај присуства честица на промену погонске силе. Погонска сила у систему се може мењати услед промене величине мехурова и њихове брзине дизања. Величина мехурова зависи од услова формирања мехурова и њихове коалесценције, док брзина дизања мехурова зависи од величине мехурова и отпора дизању. Како честица повећавају вискозност система то се утицај присуства честица може предвидети преко утицаја вискозности на ове особине.

Утицај вискозности на коалесценцију је двострук. Мало повећање вискозности води смањивању брзине тањења филма течности између мехурова и тиме смањењу коалесценције док даље повећавање вискозности даје веће мехурове јер поспешује коалесценцију [58, 79]. Међутим, иако веће вискозности течности дају повећану коалесценцију мехурова, ови мехурови имају мање брзине дизања у вискознијем флуиду па се ова два ефекта међусобно делимично поништавају [69, 79]. При већим уделима честица коалесценција мехурова расте не само услед веће вискозности већ и услед смањивања попречног пресека слободног за струјање гаса.

Двострук је и утицај честица на укупну брзину дизања мехурова која је обрнуто пропорционална уделу гаса па тиме и погонској сили за циркулацију флуида. Ако се претпостави да је укупна брзина дизања мехурова једнака збиру брзине дизања у мирном флуиду и брзине течности  $V_b = V_{b\infty} + V_l$  види се да се при малим уделима честица смањује брзина течности услед већих отпора. Брзина дизања мехурова у мирном флуиду се такође смањује услед тога што честице успоравају кретање мехурова навише [12, 69] и спречавају њихову коалесценцију [69]. Ово су такође показали и Накао и сар. [80] који су утврдили да при повећавању брзине гаса у систему без честица долази до повећавања коалесценције док у присуству честица до њеног повећавања не долази. Из овог разлога је утицај малог удела чврсте фазе у систему такав да даје веће уделе гаса па самим тиме већу погонску силу за рецикулацију течности. Тако се повећавање отпора струјању услед присуства честица у трофазним системима компензује већом погонском силом па брзина течности не само да не опада већ некада бива и већа него код двофазних система [47, 69, 81].

Даље повећавање удела чврсте фазе води, са једне стране, повећавању отпора струјању и смањењу брзине течности, као и спречавању коалесценције (као код малих удела честица), али такође утиче на смањење површине попречног пресека слободног за струјање гаса и течности па се тиме повећава коалесценција мехурова. Овај други ефекат је све израженији

како удео честица расте. Већи мехурови настали услед коалесценције имају далеко веће брзине слободног дизања па тиме укупна брзина мехурова расте дајући мање уделе гаса него што је то био случај код мањих удела чврсте фазе. Из тог разлога погонска сила у овом случају не расте, него чак и опада, што уз повећавање отпора води смањивању брзине течности.

За очекивати је да овакав утицај честица буде још израженији при већим брзинама гаса када је коалесценција још израженија. Schumpe и Deckwer су показали да, док при некој брзини гаса удео гаса благо расте са повећавањем привидне вискозности у хетерогеном режиму, у пузећем клипном режиму при тој истој брзини гаса он значајно опада са повећавањем привидне вискозности [82].

Знатније повећавање привидне вискозности (које може бити и услед додавања веће количине честица) поспешује појаву пузећег клипног режима посебно при већим протоцима гаса и у цевима малих пречника [83]. До појаве пузећег клипног режима може доћи и при мањим брзинама гаса и са већим пречницима цеви ако се ради са вискознијим флуидима [26, 79]. Појава пузећег клипног режима се дешава при већим брзинама гаса како се повећава брзина течности у систему или са додавањем супстанци које смањују коалесценцију (нпр.  $\text{CaCl}_2$ ) [33].

Hsu и Dudukovic су утврдили да се удео гаса у пузећем клипном режиму може добро предвидети моделом Zuber и Findlay док се у мехурастом режиму, који је у суштини од највећег интереса за практичну примену, он не може добро предсказати ни помоћу ове корелације као ни уз помоћ Bhaga и Weber-ве, Lockhart-Martinelli-јеве корелације или модела хомогеног протицања [61].

Честице утичу и на брзину гаса при којој долази до промене режима из хомогеног у хетерогени. До 5% честица стабилише се хомогени режим, док даље додавање честица води његовој дестабилизацији и до тога да се хетерогени режим јавља при све мањим брзинама гаса што је удео честица већи.

Присуство честица у систему утиче да радијални профили брзина и удела гаса у реактору постану равнији тј. ближи клипном протицању [20].

Присуство честица утиче и на промену режима рада реактора од хомогеног у хетерогени режим. Брзина гаса, при којој долази до промене режима рада у реактору, смањује се при повећавању удела честица, и то је мања што је удео честица већи [47, 74].



6. Утицај особина течности на брзину рецикулације такође постоји али је он незнатан (10-20%) како је у свом раду показао Накао [4] за више различитих флуида. Тако, на пример, иако повећавање површинског напона води повећавању брзине мехурова овај утицај се смањује са порастом величине мехурова па се утицај површинског напона на брзину дизања мехура може углавном занемарити [23, 84]. Доста израженији утицај има вискозност течности чије повећавање води знатнијем опадању брзине течности [33, 105] као што је већ претходно било наведено.

У табели 2.1 приказан је међусобни утицај неких особина реакторских система.

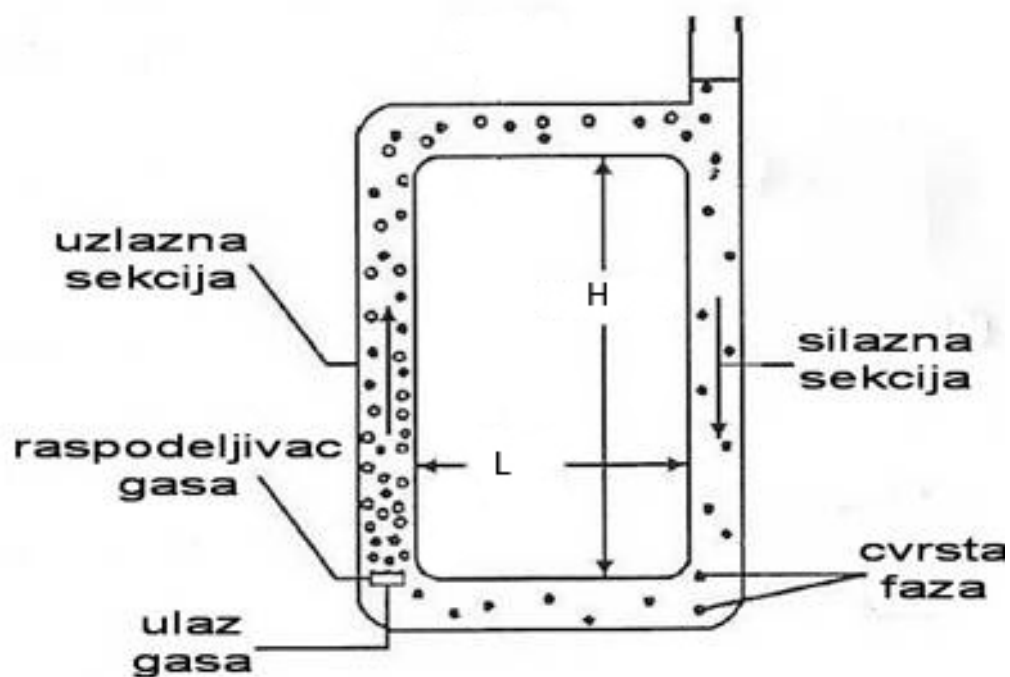
**Табела 2.1.** Утицај пораста појединих особина реакторског система на промену других особина.

особина система	$\Sigma K_M$	$\lambda$	$\mu$	коалесценција	$\epsilon_r$	$\epsilon_d$	$V_l$	$\epsilon_{s \max}$
H	X			+	- [49=85]	?	+	+
d	-	-		-	?	?	+	-
$A_r/A_d$	+			-	?	?	-	?
$\Sigma K_M$	X			+	?	?	-	-
$\lambda$	X	X		+	?	?	-	-
I	X			+/- [77=59]	+/- [77=59]			
$\mu$	X	+	X	+ [56=69]	0/- [44=21]	?	+/-	-
коалесценција				X	-	-	-	
$E_r$		-	-	+	X	+	+	
$E_d$		-	-	+	+	X	-	
$V_g$		-	-	+	+ [48=47]	+	+	
$V_l$		-		-?	- [77=59]	+	??	+
$d_p$			+	[48=47]	-			
$\epsilon_s$		+	+	[48=47]	- за мале/+ за велике +[30]	- > 0.2 [53=31]; + < 0.1 или 0.05; + [41=86]	+	-/+
$\rho_s$	X		+	[48=47]	- за мале густине честица [53=31]; + за густине од 1170 до 2460 [41=86];			
$\epsilon_{s \max}$	X							X

(Напомена: + пораст, - опадање, +/- некад расте некад опада у зависности од других услова, +/- расте у свим случајевима, -/- опада у свим случајевима)

### 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛНИ ДЕО

Експерименти су урађени на 9 реактора са спољашњом рецикулацијом од којих је само реактор Р -1 би израђен од "Ругех" стакла док је осталих 8 било израђено од "PVC" цеви са узлазним делом од плексигласа да би се могла извршити мерења. Шематски приказ реактора је дат на слици 3.1 а димензије појединих реактора су изнете у табели 3.1.



Слика 3.1. Шематски приказ реактора

Табела 3.1. КАРАКТЕРИСТИКЕ ИСПИТИВАНИХ РЕАКТОРА

	P-1*	P-2	P-3	P-4	P-5	P-6	P-7	P-8 M	P-9 M
V, l	1,35	1,00	2,00	2,80	0,85	2,00	6,00	4,50	3,87
H, m	0,205	0,535	0,535	0,535	0,535	1,70	1,65	1,65	1,70
L, m	0,13	0,225	0,205	0,195	0,105	0,225	0,221	0,221	0,215
D <sub>r</sub> , mm	44,0	26,0	44,0	44,0	26,0	26,0	44,0	44,0	26,0
D <sub>d</sub> , mm	44,0	26,0	26,0	44,0	26,0	26,0	44,0	26,0	44,0
A <sub>r</sub> /A <sub>d</sub>	1	1	2,86	1	1	1	1	2,86	0,349
k	0,303	0,534	1,836	0,401	0,37	0,25	0,212	1,263	0,114
$\Sigma K_{f \text{ exp}}$ $\Sigma K_{f \text{ cal}}$	1,247	4,304 4,86	2,356	4,041 4,61	3,569	8,005 9,02	6,863 6,29	4,999	31,218
F <sub>g</sub> , vvm	0,25- 1,5	0,14- 1,55	0,25-3	0,1-1,7	0,17- 1,8	0,07- 0,77	0,024-1	0,064- 0,73	0,074- 0,88
V <sub>g</sub> , m/s	0,017	0,0485	0,0658	0,0521	0,0485	0,0485	0,0658	0,036	0,103
V <sub>l</sub> , m/s	0,28	0,35	0,351	0,381	0,389	0,503	0,626	0,482	0,315
$\epsilon_s$	0-0,5	0-0,2	0-0,3	0-0,33	0-0,25	0-0,25	0-0,25 <sup>+</sup>	0-0,35	0-0,2

Напомене: \* "Pyrex" стакло,  $\Sigma K_{f, \text{ cal}}$  израчунато преко "Pipe Flow Expert" програма, + реактор 7 могао је да ради и са већим уделом честица али због недостатка честица то није урађено.

Сва мерења су извршена у шаржним условима у односу на течност и на собној температури. Ваздух, чесменска вода и калцијум алгинатне честице су коришћене као гасовита, течна и чврста фаза. Проток гаса је мерен ротаметрима.

Удео гаса и брзина течности су мерене при различитим вредностима удела честица и то од 0% па до највише 50% (запреминских). Максимални удео честица са којима су поједини реактори могли да раде зависили су од геометрије реактора и они су такође дати у табели 3.1. Удео чврсте фазе је мењан са кораком од 2,5% до вредности од 10% честица а даље са кораком од 5%. Ова мерења су вршена за вредности протока гаса од 0,024 vvm (запремина ваздуха/запремина течности/минут) до 3 vvm, што је одговарало вредностима површинских брзина од 0,094 до 6,18 m/min. У табели 3.1 су дати опсежи протока за поједине реакторе. Површинске брзине гаса  $V_{gr}$  рачунате су према попречном пресеку узлазног дела реактора.

Удео гаса је одређиван преко промене нивоа течности у реактору а у неким случајевима и преко мерења разлике хидростатичког притиска на дну и врху узлазног дела реактора.

Времена потребна за циркулацију течности су одређивана коришћењем обележене (енг. tracer) честице [87, 88]. Thomas и Janes [89] су објавили да се код ове методе мерења репрезентативни резултати добијају само у случају када је честица нешто мања од мехурова гаса. Овај услов био је испуњен у свим мерењима. Да би се алгинатна честица могла пратити она је била обојена додавањем 2 капи декстран плавог (dextran blue) у 5 ml алгинатног раствора пре екструзије и укапавања у раствор калцијум хлорида.

Време циркулације течности је било одређивано мерењем времена потребног да обојена честица пређе одређено растојање. Средња површинска брзина течности је одређивана из односа пређеног пута честице и измереног времена циркулације у том делу реактора. Ова мерења су ради веће тачности понављана 10 пута.

Алгинатне честице су припремљене од 1,5% (w/v) раствора натријум алгината који је добијен растварањем 1,5 g натријум алгинатног праха (Sigma, Sigma-Aldrich CO., St. Louis, MO) у 100 ml изотоничног раствора (0,85 g NaCl у 100 mL дестиловане воде). Затим је после потпуног растварања натријум алгината он укапан помоћу аутоматске пумпе (syringe pump droplet generator, произвођач: Razel, Scientific Instruments, Stamford, CT) кроз иглу од 23-"gage" у 1,5% (w/v) раствор калцијум хлорида при чему су настајале сферичне честице пречника  $2,5 \pm 0,2$  mm. Честице су по формирању и између коришћења у експериментима чуване у 1,5% (w/v) раствору калцијум хлорида на 4°C. Потребна количина честица одмеравана је мензуром, при чему је за сваки реактор било потребно прорачунати потребну запремину честица за одређени удео као и висину слоја честица у мензури која ту запремину садржи. Ово је рађено уз претпоставку да су честице сферичне и да се ради о растреситом слоју што је имајући у виду малу разлику густина воде и честица реална претпоставка. Густина калцијум алгинатних честица је одређивана пикнометарском методом. На 22°C, средња густина честица је износила  $1,04 \pm 0,02$  g/ml.

Осим реактора чије су особине дате у табели 3.1, ради поређења и провере добијених резултата, коришћени су и подаци за реакторе на којима су радили други истраживачи а чије су особине приказане у табели 3.2.

**Табела 3.2.** КАРАКТЕРИСТИКЕ РЕАКТОРА ИЗ ЛИТЕРАТУРЕ

	P-10 Verlaan [8]	P-11 Marić [90]	P-12 Lu и сар. [28]	P-13 Sajc [91]	P-14 Merchuk и Stein [62]
V, l	165	0,3	125	0,25	300
H, m	3,23	0,22	2,5	0,27	4,05
D <sub>r</sub> , mm	210,0	22,0	180,0	27,0	140,0
D <sub>d</sub> , mm	100,0	22,0	100,0	17,0	140,0
A <sub>r</sub> /A <sub>d</sub>	4	1	3,24	2,52	1
k	0,509	0,363	0,745	4,07	0,139
Σ K <sub>f</sub>	1,247	4,304	3,676	4,041	11,01
V <sub>g</sub> , m/s	0,172	0,007	0,14	0,012	0,177
V <sub>l</sub> , m/s	0,525	0,22	0,453	0,1052	0,956
ε <sub>s</sub>	0-0,4	0-0,2	0-0,3	0-0,5	0

Као један од начина да се боље опише и моделује АЈР Накао је у свом прегледном раду између осталог предложио и да се утврде особине реактора при врло малим брзинама гаса  $0,001 < V_g < 0,01$  m/s, као једну од области где још нема довољно експерименталних података [4]. У овом испитивању рађено је са брзинама гаса које углавном припадају хомогеном режиму рада јер ти услови више погодују ферментацијама у аерисаним реакторима [59], а осим тога, у већини практичних примена АЈР се користе у мехурастом режиму [17].

Све измерене експерименталне вредности за реакторе из табеле 3.1, као и експерименталне вредности других аутора из табеле 3.2 дате су у прилогу у табели 12.1.

## 4. РЕЗУЛТАТИ И ДИСКУСИЈА

### 4.1 УТИЦАЈ БРЗИНЕ ГАСА И УДЕЛА ЧЕСТИЦА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ

У овом делу биће разматран утицај промене површинске брзине гаса у узлазном делу реактора (у даљем тексту брзине гаса) и присуства честица на промену површинске брзине течности у узлазном делу реактора (у даљем тексту брзине течности) при различитим геометријама пнеуматског реактора са спољашњом рецикулацијом.

Утицај повећавања брзине гаса је код свих реактора исти, и као што је очекивано, са повећавањем брзине гаса долази до повећавања брзине течности. Пораст брзине течности са брзином гаса је израженији при мањим брзинама гаса, док је при већим брзинама гаса овај раст брзине течности са повећавањем брзине гаса умеренији [8, 15, 18, 92]. Присуство честица има вишеструк утицај на брзину течности у реактору. Оно утиче како на промену погонске силе у реактору тако и на промену укупних отпора протицању.

Промена погонске силе услед присуства честица је двојака. Са једне стране присуство честица стабилише мање мехурове спречавајући њихову коалесценцију и на тај начин доводи до повећавања удела гаса па тиме и до веће погонске силе што за последицу има веће брзине течности. Овај ефекат је изражен при мањим уделима честица (обично 5-15%). Са друге стране присуство честица смањује удео површине реактора слободне за пролазак мехурова повећавајући вероватноћу сударања мехура и њихове коалесценције што води већим мехуровима. Већи мехурови имају веће брзине дизања па тиме и краћа времена боравка у реактору што даје мање уделе гаса у узлазном делу реактора и води смањењу погонске силе.

Овакав утицај је израженији код већих удела честица па су брзине течности код ових система мање него код двофазних реактора.

Промена отпора струјању услед присуства честица је једнозначна и присуство честица повећава отпоре струјању. Што је већи удео честица то су отпори већи што све води смањивању брзине течности.

На основу горњег теоријског разматрања се може закључити да би промена брзине течности са променом брзине гаса и удела честица у реактору ишла следећим редом:

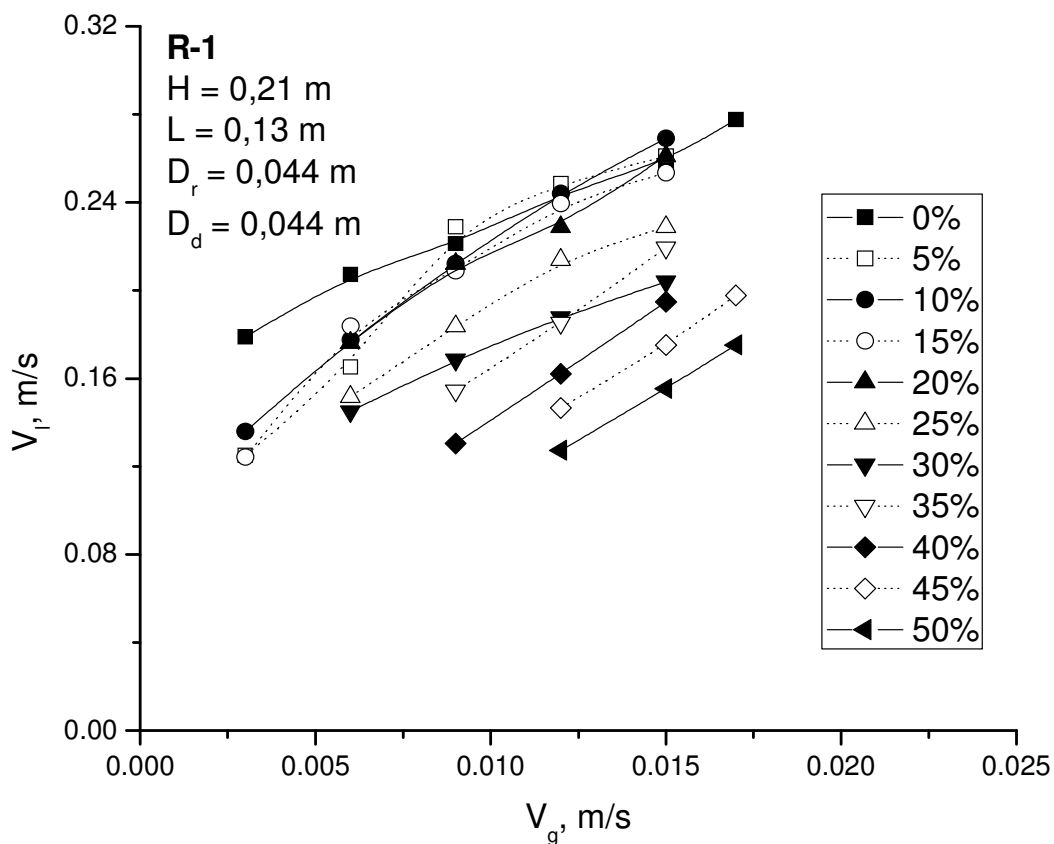
- мање брзине гаса дају мање и ретке мехурове па утицај присуства честица на њихову коалесценцију није изражен без обзира да ли је удео честица мали или велики. Присуство честица са друге стране при свим уделима честица смањује погонску силу тако да се очекују мање брзине течности за трофазне сиситеме у односу на двофазне.

- средње брзине гаса дају мање и честе мехурове па је утицај честица на њихову коалесценцију изражен. Ако је удео честица мањи преовладаће ефекти спречавања коалесценције, а ако је он већи преовладаће ефекти повећавања коалесценције. Услед тога је могуће да код неких реактор при средњим брзинама гаса и релативно мањим уделима честица ефекат повећавања погонске силе надвлада ефекат повећавања отпора струјању и брзине течности буду веће у трофазним реакторима у односу на двофазне реакторе. За веће уделе честица би ефекти повећавања отпора струјању преовладали дајући мање брзине течности него код двофазних реактора.

- велике брзине гаса воде формирању великих мехурова већ на самом расподељивачу гаса па утицај честица на њихову евентуалну коалесценцију није присутан. Евентуално распадање великих мехурова на мање је могуће само код система са већим и тежим честицама [69] (што код нас није случај, па је за очекивати да у овим радним условима брзина течности буде мања за системе са честицама него оне без честица).

#### **4.1.1 Промена брзине течности са променама брзине гаса и удела чврсте фазе**

На слици 4.1 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 1.



Слика 4.1. Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у Р-1.

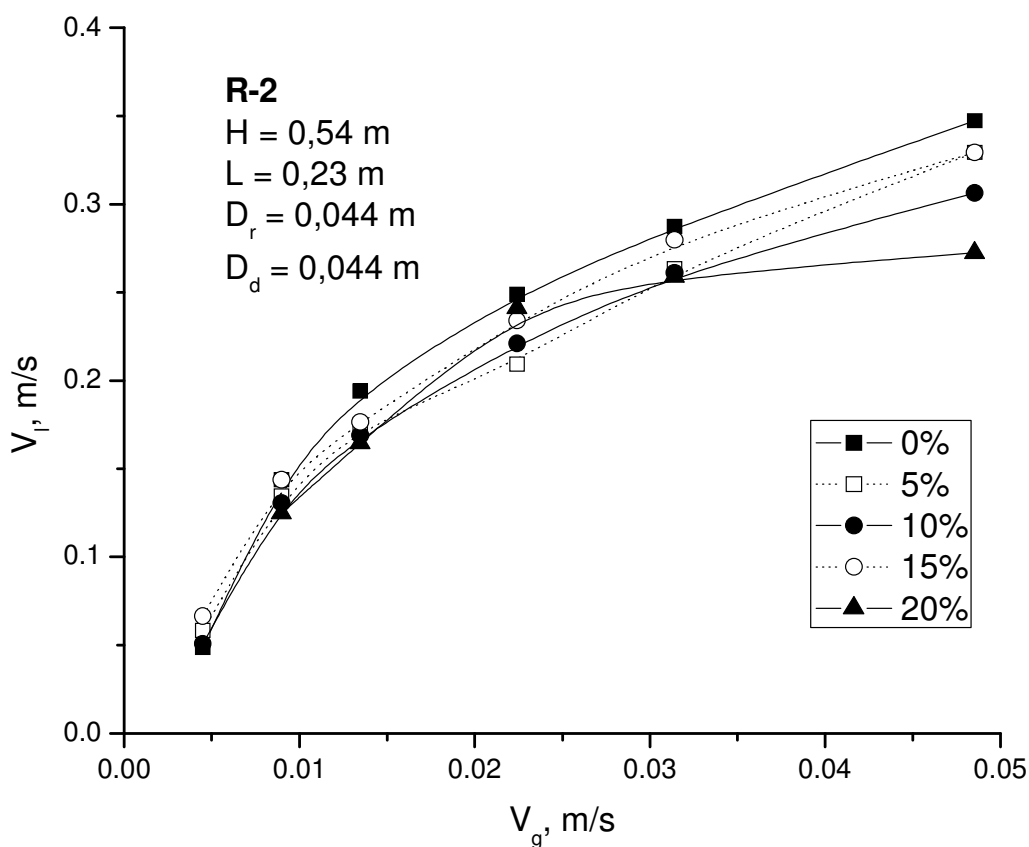
Као што се са слике 4.1 може видети да брзина течности расте у свим случајевима са порастом брзине гаса у посматраном опсегу брзина. Такође се види да је при малим брзинама гаса, до  $0,01 \text{ m/s}$ , брзина течности мања у присуству честица него када честице нису присутне. За брзине гаса веће од  $0,01 \text{ m/s}$  брзина течности је већа у присуству честица и то до 10% честица. Разлог овоме је највероватније то што при малим брзинама гаса има мало мехурова па нема коалесценције тако да присуство честица једино утиче на повећање отпора ступања и на тај начин долази до смањења брзине течности. При већим брзинама гаса има више мехурова у реактору па је коалесценција вероватнија. Присуство честица стабилише мање мехурове спречавајући њихову коалесценцију па мањи удели честица дају веће уделе гаса него двофазни системи. При већим уделима гаса веће су и погонске силе па је брзина течности у системима са уделима честица до 10% већа и поред повећавања отпора струјању услед присуства честица. Такође се види да брзина течности не опада значајније са



повећавањем удела честица све до 20% а значајније опадање брзине течности у целом опсегу брзина гаса почиње тек при уделу честица од 25%.

Реактор 1 је могао да ради са врло високим уделима честица, и од 50%, услед посебне геометрије јер унутар реактора није било никаквих додатних отпора струјању, већ је и сам расподељивач гаса уграђен у дно доње бочне цеви.

На слици 4.2 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 2.



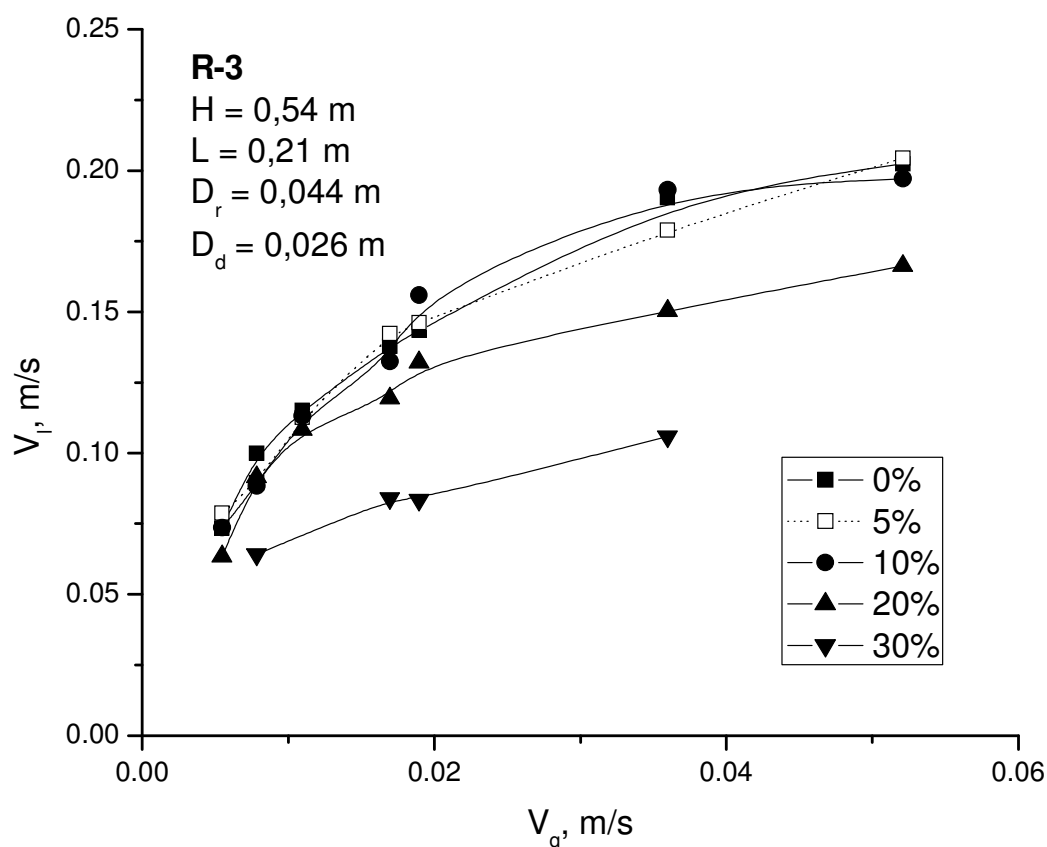
Слика 4.2. Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у Р-2.

Као што се са слике 4.2 може видети и код реактора 2 су брзине течности расле са повећавањем брзине гаса. Такође се види и да нема већег утицаја на брзину додавање честица у систем, осим при уделу честица од 20% и при већим брзинама гаса где имамо област стагнације брзине течности (тзв. Level off). При малим брзинама гаса, до 0,01 m/s брзине течности су мање у присуству честица него када честице нису присутне. За брзине гаса веће од 0,01 m/s брзина течности је највећа у присуству честица. Код овог реактора за разлику од

реактора 1 услед другачијег расподељивача гаса долази до појаве коалесценције на самом расподељивачу гаса при мањим брзинама гаса. Када до коалесценције долази на расподељивачу гаса а не у маси течности тада је ефекат честица на смањивање коалесценције мали и зато су брзине течности при истим брзинама гаса код овог реактора мање за трофазне системе него код двофазног за разлику од реактора 1. Тек са 20% честица брзина почиње благо да опада за брзине гаса веће од 0,025 m/s.

Реактор 2 није могао да ради са већим уделима честица од 20% због цеви малог пречника и релативно веће дужине бочних цеви. При оваквој геометрији реактора при већим уделима честица је било јако тешко покренути рецикулацију у реактору.

На слици 4.3 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 3.



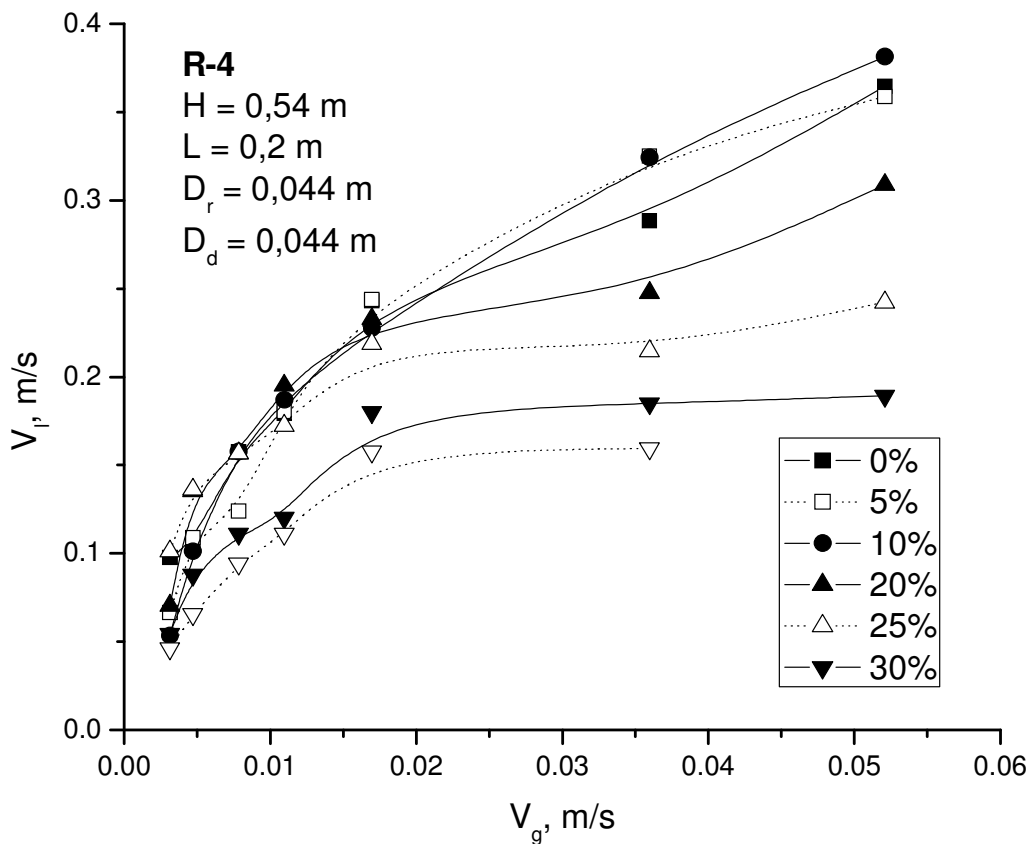
Слика 4.3. Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у Р-3.

Са слике 4.3 се може видети да брзина течности код реактора 3 углавном расте са повећавањем брзине гаса као и да се не мења значајније услед присуства честица све до удела

од 20% када почиње благо да опада, као и код реактора 2, при брзинама гаса већим од 0,02 m/s. Значајније опадање брзине течности у трофазном систему у односу на двофазни у целом опсегу посматраних брзина гаса долази тек при уделу честица од 30%.

Реактор 3 је могао да ради са уделом честица од 30% и то је нешто већа вредност него код реактора 2, због већег пречника цеви.

На слици 4.4 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 4.



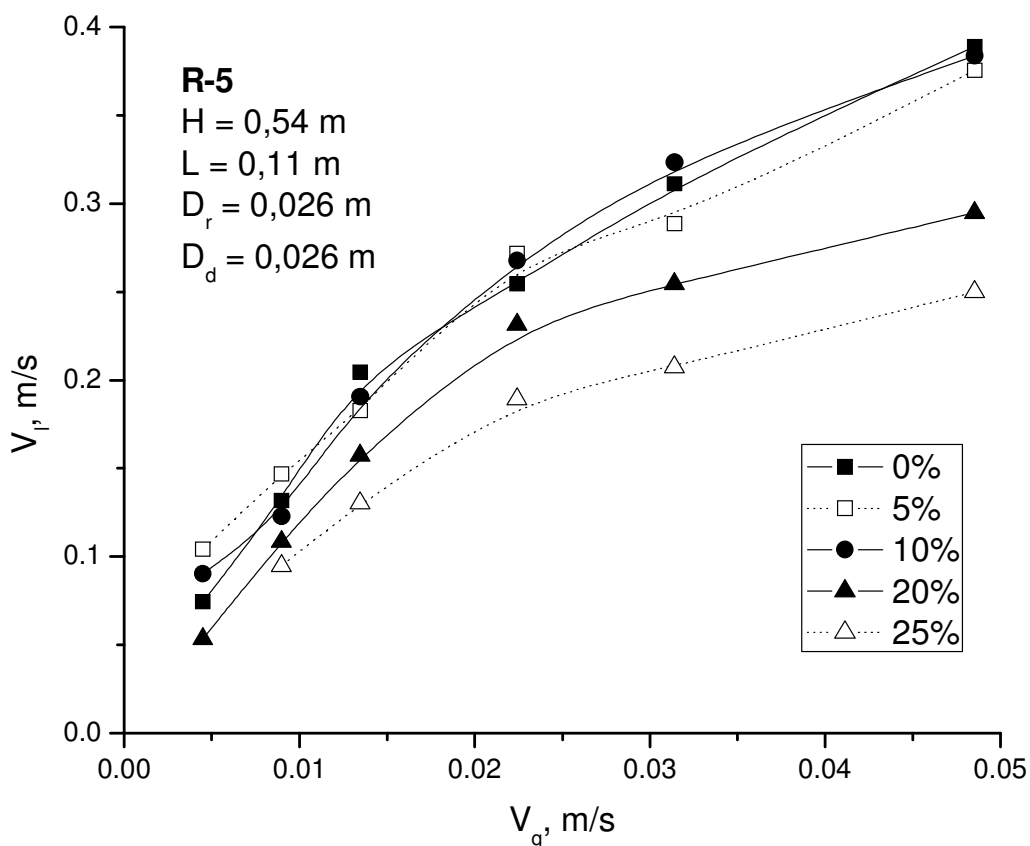
**Слика 4.4.** Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у R-4.

Брзина течности код реактора 4 како се са слике 4.4 може видети углавном расте са повећавањем брзине гаса. Са повећавањем удела честица све до 10% не мења се значајније брзина течности док са даљим додавањем честица почиње благо да опада у односу на двофазне системе. При уделу честица од 20% и 25% и брзинама гаса већим од 0,02 m/s долази

до стагнације раста брзине течности са повећавањем брзине гаса па су брзине течности у овој области значајније мање у поређењу са брзинама у двофазном систему. Израженији утицај присуства честица на брзину течности у целом опсегу брзина гаса приметан је тек при уделу честица од 30%.

Реактор 4 је могао да ради са уделом честица од 32,5% и то је нешто већа вредност него код реактора 3, вероватно услед већег пречника цеви односно мањих отпора струјању пошто је код овог реактора пречник узлазног и силазног дела био једнак.

На слици 4.5 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 5.



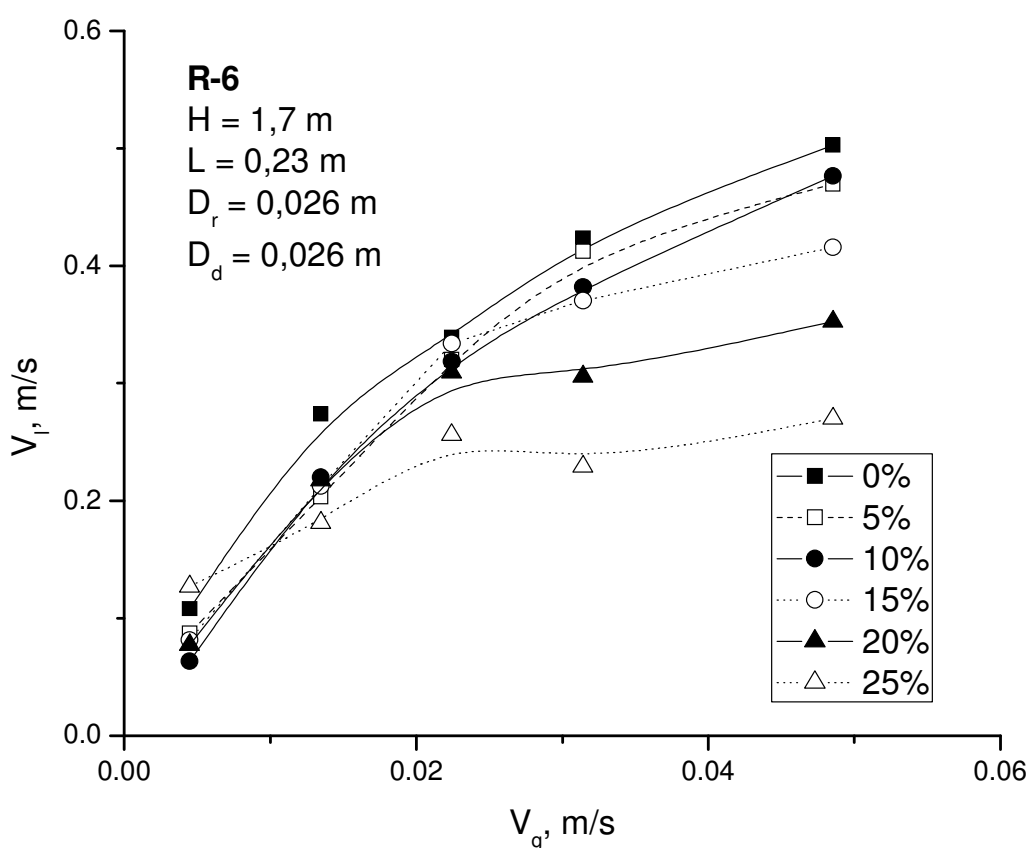
Слика 4.5. Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у R-5.

Слика 4.5 показује да брзина течности у реактору 5 са повећавањем брзине гаса у целом опсегу посматраних брзина расте и да се са додавањем честица не мења све до удела

од 10%, а почиње благо да опада тек при уделу честица од 20% с тим што је то опадање мало израженије при брзинама гаса већим од 0,022 m/s. Значајније опадање брзине течности у целом опсегу брзина уочљиво је тек при уделу честица од 25%.

Реактор 5 је могао да ради са уделом честица од 25% и то је већа вредност него код реактора 2, који је био врло сличних геометријских особина осим дужина бочних грана које су биле краће код реактора 5 па је самим тим услед мањег отпора код овог реактора било могуће радити са већим уделима честица.

На слици 4.6 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 6.



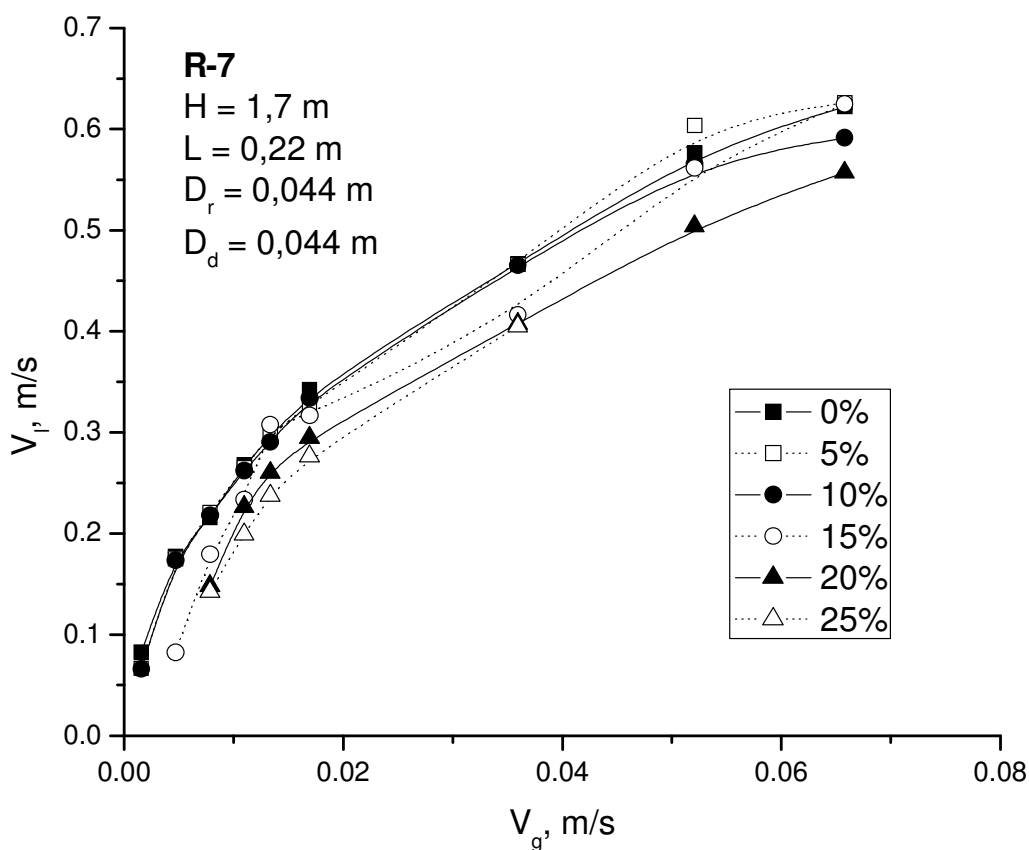
Слика 4.6. Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у R-6.

На слици 4.6 се може видети да брзина течности расте са повећавањем брзине гаса у реактору 6. Такође се може видети и да је при свим брзинама гаса брзина течности у реактору 6 нешто мања у присуству честица него када честице нису присутне. Брзина течности не опада са повећавањем удела честица све до 20% а значајније опадање брзине течности

почиње тек при уделу од 20% и за брзине гаса веће од 0,025 m/s. У целом опсегу брзина гаса брзина течности почиње благо да опада тек при уделу честица од 25%. Такође се може јасно уочити да што је већи удео честица то при мањим брзинама гаса долази до преласка режима рада у реактору од интензивног повећавања брзине течности са повећавањем брзине гаса у режим где је та промена блага, или је уопште и нема.

Код реактора 6 максимални удео честица са којим се могло радити је био 25% и он је већи него код реактора 2 који је имао мању висину. Због веће висине реактора 6 била је већа погонска сила па је он могао да ради и при уделима честица већим него реактор 2.

На слици 4.7 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 7.



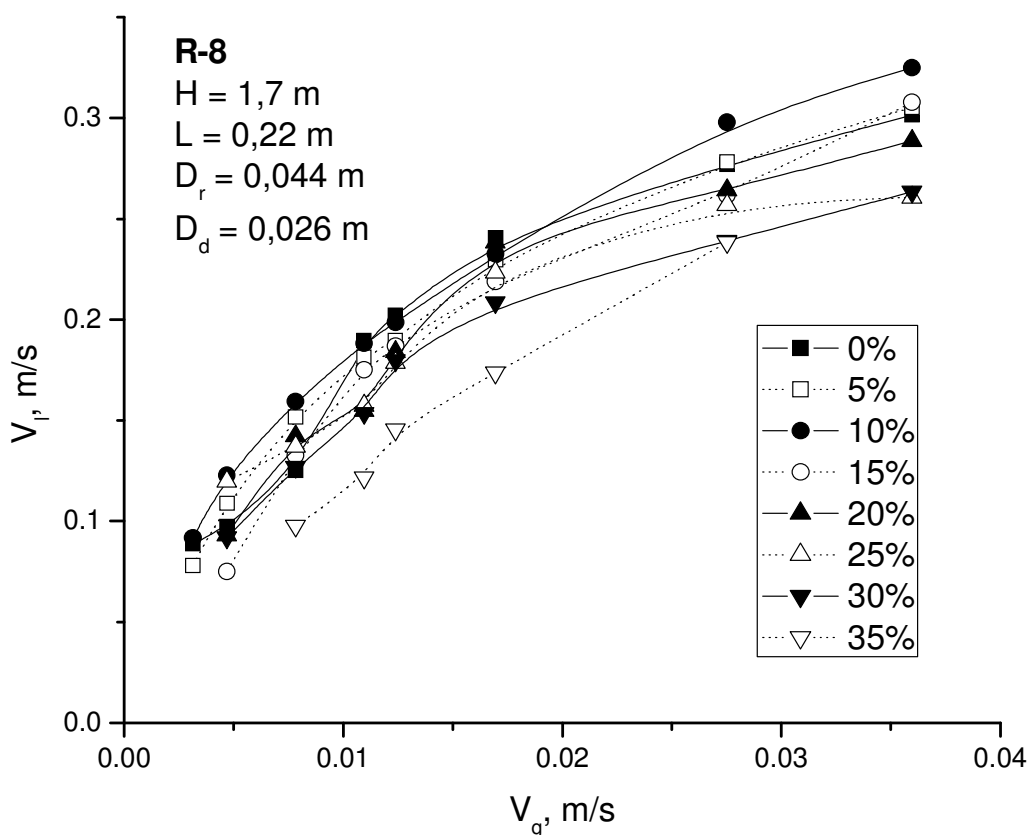
Слика 4.7. Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у R-7.

Са Сlike 4.7 види се да брзина течности расте са порастом брзине гаса и да повећавање удела честица у посматраном опсегу нема већег утицаја на брзину течности у реактору 7. Присуство честица у реактору није утицало на брзину течности све до удела од

15% када долази до мањег опадања брзине. Ово опадање је мало изражено тако да је ово реактор који показује најбоље резултате за примену на трофазним системима.

Максимални удео са којим је рађено је био 25% али то није и максимални удео са којим се могло радити. Разлог због кога није рађено са уделима чврсте фазе већим од 25% је велика запремина овог реактора и велика количина алгинатних честица која би у ту сврху морала да се припреми. За претпоставити је да је удео честица са којим овај реактор може да ради био и већи него што је то било код реактора 4, који је имао сличне геометријске карактеристике и мању висину, и износио би око 40%, тим пре што је ово био и максимални удео код реактора 8.

На слици 4.8 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 8.

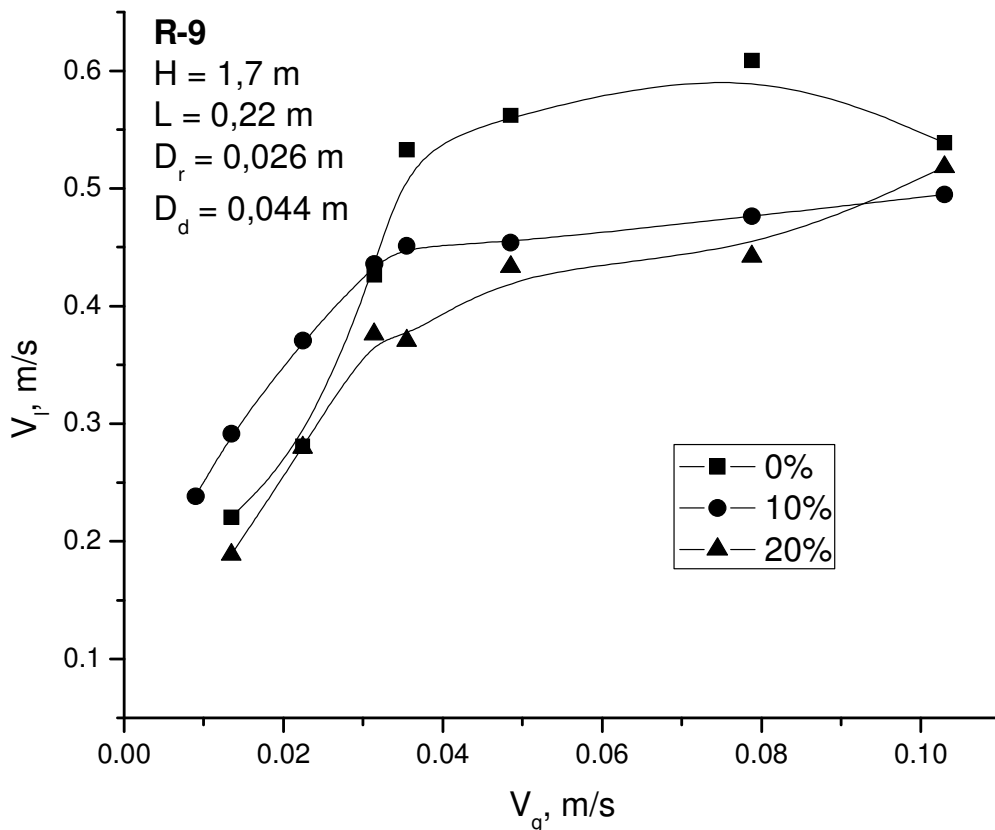


**Слика 4.8.** Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у R-8.

Како се на слици 4.8 може видети код реактора 8 брзине течности расту са повећавањем брзине гаса, а највеће су при уделу честица од 10%, слично као код реактора 3,

који је имао исте карактеристике и мању висину него реактор 8. Брзина течности не опада значајније у односу на двофазни систем са повећавањем удела чврсте фазе све до 30% кад долази до благог опадања при брзинама гаса већим од 0,018 m/s. При уделу од 35% брзина течности је приметно мања у целом опсегу брзина гаса.

На слици 4.9 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у реактору 9.



**Слика 4.9.** Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности у R-9.

Са слике 4.9 је приметно да код реактора 9 брзина течности расте са повећавањем брзине гаса као и да су при мањим брзинама гаса највеће брзине течности при уделу честица од 10%. У овој области, и за овај удео честица, преовладали су ефекти спречавања коалесценције па је ефекат повећавања погонске силе надвладао ефекат повећавања отпора струјања. При већем уделу честица од 20% ефекти повећавања отпора струјању преовлађују дајући мање брзине течности него код двофазних реактора. Такође се може уочити и да су брзине течности при већим брзинама највеће код двофазног система јер при овим протоцима



гаса долази до коалесценције и формирања великих мехурова већ на самом расподељивачу гаса па утицај честица на спречавање њихове коалесценције није присутан. Ово је у потпуности у складу са теоријским разматрањем које је претходно изнето (на почетку овог поглавља) и ови ефекти су најјучљивији и највише изражени управо код овог реактора.

Реактор 9 није испитиван при уделима честица већим од 20%, мада је то могло технички да се изведе, јер је већ при уделу од 20% током рада реактора дошло до престанка циркулације течности услед тога што су се на дну доње бочне цеви накупљене честице заглављивале и блокирале циркулацију течности па је реактор прешао у режим барботајне колоне. Ово води на закључак да оваква геометрија реактора, код које је  $A_r/A_d < 1$ , није погодна за рад са уделима честица већим од 10-15% чиме је и мање погодна за трофазне системе уопште.

#### **4.1.1.1 Општи закључци**

Брзина течности расте са повећавањем брзине гаса с тим што је тај раст израженији при мањим брзинама гаса (тј. у хомогеном режиму рада). Додавање честица има двоструку улогу на брзину течности. Мали удели честица повећавају брзину течности (у поређењу са двофазним системима) а већи удели је смањују, па се највеће брзине течности постижу при уделима чврсте фазе од око 10% и тај ефекат је нешто израженији код реактора већих пречника као и код реактора код којих је  $A_r/A_d > 1$ . Једина два реактора код којих је брзина течности била највећа за систем без честица били су реактори 2 и 6. Њихова заједничка особина је мали пречник узлазног дела цеви. Од овог правила одступио је реактор 5 који је такође имао мањи пречник узлазне цеви али је имао и краћу бочну цев што је смањило укупне отпоре овог реактора, као и реактор 9 који је имао ширу цев у силазном делу. Највероватнији узрок оваквог понашања ова два реактора су биле исте дужине и пречници (већа дужина а мањи пречник) горње и доње бочне секције у којима је долазило до таложења честица и тиме до повећавања отпора струјању.

Опадање брзине течности услед присуства честица у односу на брзину у двофазном систему не почиње одмах при малим брзинама гаса већ се дешава при некој већој брзини када услед присуства честица долази до повећавања коалесценције мехурова. Тако при мањим брзинама гаса углавном нема веће разлике брзина течности код двофазног и трофазног реактора, све до неке вредности брзине гаса када брзина течности за трофазни реактор почне да опада у односу на ону код двофазног реактора. На основу овога може се претпоставити да

присуство честица у систему не утиче знатније на повећавање укупних отпора струјању већ више утиче на смањење погонске силе услед повећане коалесценције мехурова. При малим брзинама гаса где има и мало мехурова коалесценција није изражена па у највећем броју случајева у овој области нема веће разлике у брзини течности за двофазне и трофазне системе. Повећавањем удела честица повећава се и коалесценција мехурова и то је више изражено при већим брзинама гаса тако да брзина течности у трофазним системима почиње да опада у поређењу са брзином у двофазним. Ово опадање почиње при све мањим брзинама гаса што је удео чврсте фазе већи, а такође почиње при мањим брзинама гаса код реактора који имају мању вредност параметра  $k$ . После почетка опадања брзине течности у трофазном реактору у односу на ону у двофазном (услед присуства честица) брзина течности наставља даље да расте са повећавањем брзине гаса али врло брзо долази до максималне вредности када даљи пораст брзине гаса не даје раст брзине течности. Овакву појаву запазили су и Frietas и сар. који су ово приписали већим уделима гаса у силазном делу реактора [65]. У посматраним реакторима је овакво понашање приметно код реактора мањих пречника узлазног дела па се може рећи да до тога долази услед појаве пузећег клипног режима струјања

## **4.2 УТИЦАЈ ПРЕЧНИКА И ВИСИНЕ УЗЛАЗНОГ ДЕЛА РЕАКТОРА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ**

### **4.2.1 Анализа експерименталних резултата**

Висина реактора има велики утицај на брзину течности тако да је у колонама мањих висина веома ограничен опсег брзина течности које се могу постићи, док је код врло високих колона брзина течности превелика што доводи до смањивања удела гаса и ефикасности преноса масе [17]. У тим случајевима је потребно уграђивати додатне отпоре струјању течности и једно од могућих решења је да се угради додатни расподељивач гаса на врху силазне секције који би доприносио повећавању удела гаса у силазном делу и на тај начин, смањивањем погонске силе, утицао на смањивање брзине течности и на већи пренос масе.

Код трофазних система додатни отпори услед присуства честица утичу на смањивање брзине течности тако да је пожељно радити са реакторима нешто већих висина него што су

они за двофазне системе да би се ти губици на неки начин компензовали, а и да би се обезбедило ефикасно суспендовање честица [3].

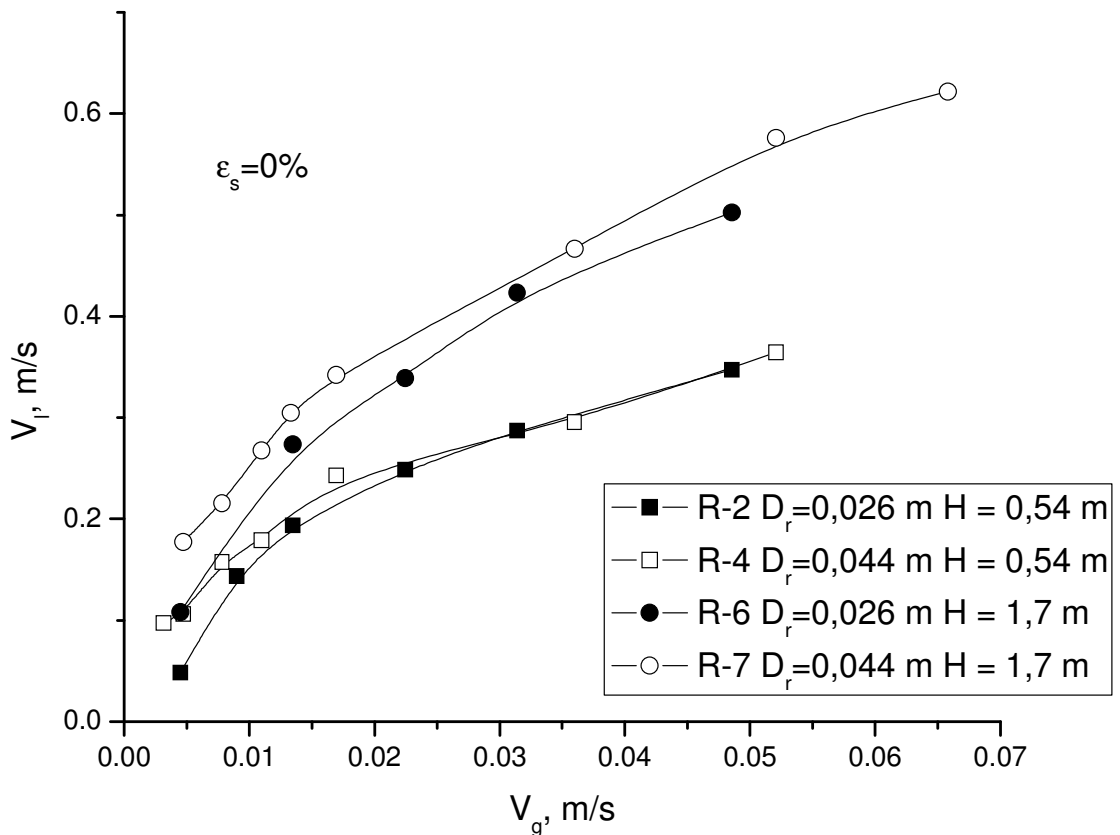
Потребно је веома пажљиво увећавати размере АЛР имајући у виду веома изражен утицај висине реактора на брзину течности, посебно код система где је брзина течности критичан параметар (нпр. код култура осетљивих на смицајне силе). Разлог за ово је немогућност да се при увећању размера реактора одрже константним однос:  $A_r/A_d$ ,  $H/D$  и  $vvm$  (запремиски проток гаса по јединици запремине реактора у минути) са једне стране, и смицајних сила у систему са друге. Из тог разлога потребно је посветити посебну пажњу при увећању размера процеса. Пораст брзине течности са увећањем размере ИЛР потврдили су и Влажеј и сар. [72].

Уобичајено је да мањи ферментори имају мањи однос висине и пречника (од 2-5) док је код великих ферментора он знатно већи (до 25, па чак и до 40). Реактори великих висина поспешују пренос масе јер је при дну реактора у зони расподељивача гаса услед високог слоја течности хидростатички притисак већи услед чега се повећава и растворљивост гасова [3]. Осим тога, растворљивост  $CO_2$  је тридесет пута већа него  $O_2$  па сувише велике висине могу довести до превеликог закишељавања ферментационе смеше што знатно смањује активност микроорганизама. Исто тако превелики односи висине и пречника реактора воде повећавању губитака услед трења па тиме и смањивању брзине течности [3].

Иначе, велике запремине реактора, које су неопходне са становишта економичности процеса, код АЛР се могу лако постићи повећањем односа висине и пречника реактора без губитака у ефикасности мешања што код БК и реактора са механичким мешањем није случај [16].

На слици 4.10 је приказан утицај пречника узлазног дела реактора на брзину течности у двофазним реакторима. Реактори 2 и 4 су се међусобно разликовали једино у пречнику као и реактори 6 и 7.

Може се видети да је брзина течности нешто већа у реакторима са ширим цевима и та разлика је више изражена код реактора веће висине (6 и 7) и при мањим брзинама гаса. Код реактора мање висине (2 и 4) разлика постоји само при мањим брзинама гаса док при већим те разлике нема. То показује и да није однос  $H/D$  тај који одређује брзину течности у реактору већ је то пре свега висина реактора, док пречник утиче на брзину у мањој мери, пошто ови реактори имају исте висине а различите пречнике. То се види и код реактора 6 и 7 где реактор 6 има већи однос  $H/D$  али ипак даје мање брзине течности него реактор 7.



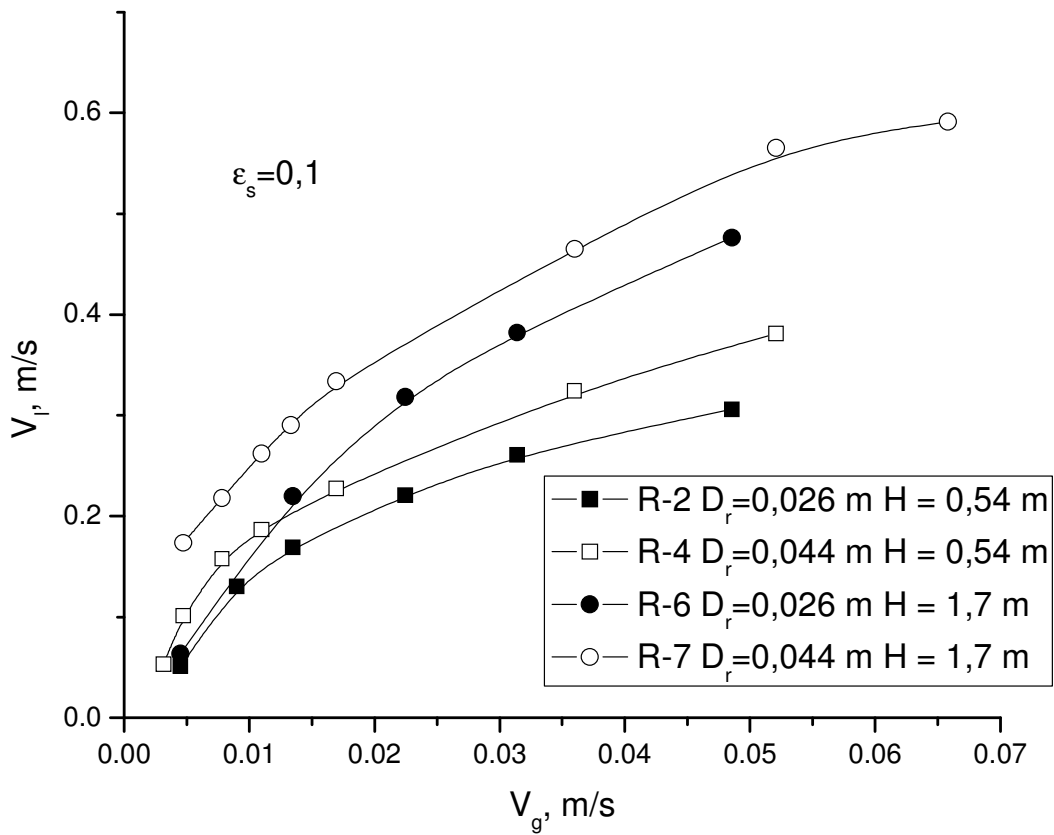
**Слика 4.10** Утицај пречника узлазног дела реактора на брзину течности у двофазним реакторима.

Guo и сар. [86] су утврдили да брзина течности расте са порастом  $H/D$ , међутим из њиховог рада се не види да ли су ти реактори имали другачије висине при истим пречницима или обрнуто тако да је могуће да је и код њих пораст брзине течности било условљен повећавањем висине реактора а не смањивањем пречника.

Са слике 4.10 се такође може видети да је при малим брзинама гаса иста брзина течности код вишег реактор са ужим цевима (Р-6) као код нижег са ширим (Р-4), што опет с једне стране показује да није однос  $H/D$  тај који је пресудан за одређивање брзине течности, а са друге стране да то није ни висина реактора већ да је то највероватније фактор  $k$  и у оквиру њега укупни отпори  $\Sigma K_f$  који се једини и мењају са променом брзине течности.

Разлике у брзинама су око 12% при мањим брзинама гаса.

На слици 4.11 приказан је утицај пречника узлазног дела реактора на брзину течности у трофазним реакторима са 10% честица.

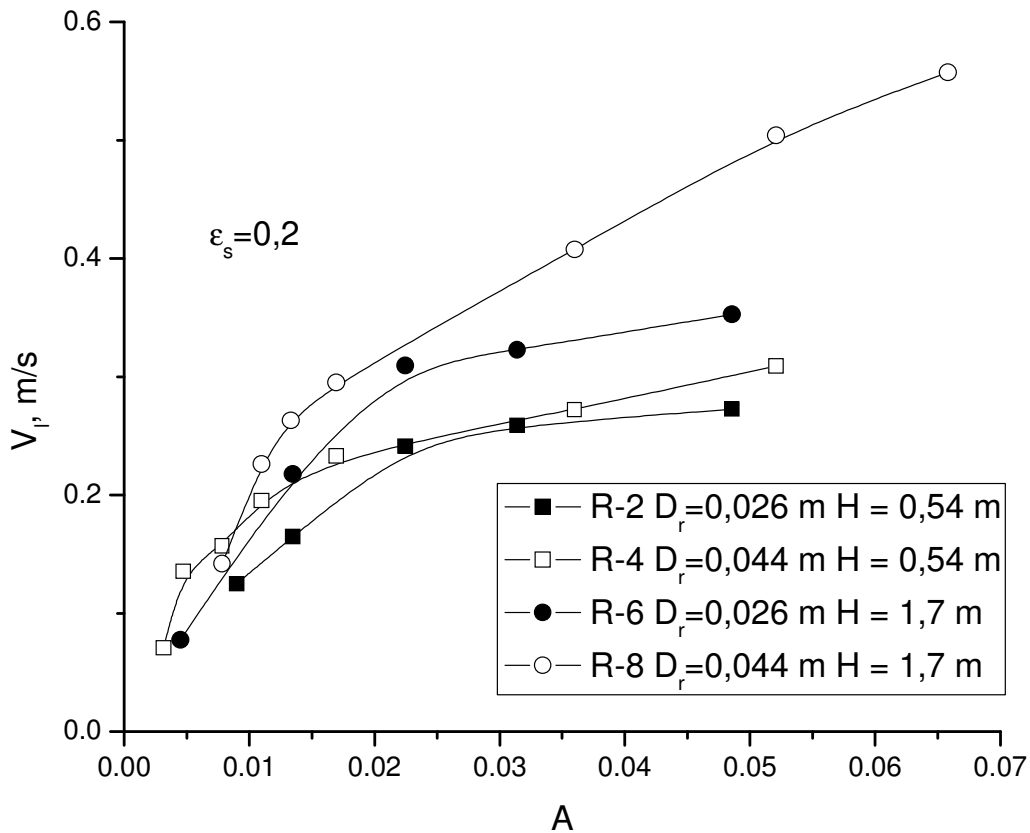


**Слика 4.11.** Утицај пречника узлазног дела реактора на брзину течности у трофазним реакторима са 10% честица.

Са слике 4.11 се може видети да се додавањем 10% честица у реакторе разлика између брзина течности при мањим брзинама гаса не мења битније док се при већим брзинама та разлика повећала у односу на ону која је била присутна код двофазних реактора. Разлог овоме је највероватније са једне стране повећавање брзине течности у ширем реактору услед присуства честица (посебно код реактора 4), а са друге опадање брзине течности у ужим реакторима услед додавања честица.

Средње вредности брзина су око 14% веће у реакторима са ширим цевима, осим код реактора веће висине при мањим брзинама гаса где је та вредност и већа.

На слици 4.12 приказан је утицај пречника узлазног дела реактора на брзину течности у трофазним реакторима са 20% честица.



**Слика 4.12.** Утицај пречника узлазног дела реактора на брзину течности у трофазним реакторима са 20% честица.

Са слике 4.12 се уочава да су са становишта брзина течности у случају када је присутна нешто већа количина честица у реактору при мањим брзинама гаса ефикаснији реактори са већим пречником цеви. Види се и да су при брзини гаса од 0,025 м/с брзине течности у ширим реакторима тек нешто веће од оних у ужим. Међутим, код ужих реактора даље повећавање брзине гаса не води повећавању брзине течности јер долази до појаве пузећег клипног режима протицања мехурова што за последицу има престанак раста брзине течности са повећавањем брзине гаса. Овај прелаз се поклапао са визуелним уочавањем појаве мехурова који су захватили читав пречник узлазног дела реактора што је по Нсу и Dudukovic-у показатељ преласка из мехурастог у пузећи клипни режим [61]. Они су утврдили да овај прелаз зависи од брзине гаса и течности али и од пречника узлазног дела. Што је пречник реактора мањи то до појаве пузећег клипног режима долази при мањим брзинама гаса и при већим брзинама течности. Оно што се може закључити поређењем добијених

експерименталних резултата са онима из дијаграма који су ови аутори дали у свом раду за двофазне системе јесте да присуство честица доводи до појаве пузећег клипног режима при брзинама гаса мањим него што је то био случај за двофазне системе. То се може закључити и поређењем слика 4.10, 4.11, и 4.12 где се види да до појаве пузећег клипног режима долази само код система са 20% честица.

Са слике 4.12 се такође може уочити да је брзина течности при малим брзинама гаса највећа у реактору 4. Ово се може објаснити утицајем присуства честица на параметар  $k$  и у оквиру њега на укупне отпоре  $\Sigma K_f$ .

У табели 4.1 су дате геометријске особине као и вредности експериментално одређених укупних отпора за поједине реакторе и вредности ових отпора одређених преко програмског пакета Pipe Flow Expert. Овај програмски пакет је коришћен јер омогућава лаку анализу сложених мрежних протицања, и на њему је симулирано протицање једнофазног течног система ради поређења теоријски прорачунатих резултата са експериментално добијеним и ради лакше анализе утицај појединих параметара на рад реактора.

**Табела 4.1.** Геометријске особине реактора и експерименталне вредности укупних отпора и укупних отпора одређених преко програмског пакета Pipe Flow Expert.

	P-2	P-4	P-6	P-7
V, l	1,00	2,80	2,00	6,00
H, m	0,535	0,535	1,70	1,65
L, m	0,225	0,195	0,225	0,221
D <sub>r</sub> , mm	26,0	44,0	26,0	44,0
D <sub>d</sub> , mm	26,0	44,0	26,0	44,0
A <sub>r</sub> /A <sub>d</sub>	1	1	1	1
$\Sigma K_{f \text{ exp}}$	4,304	4,041	8,005	6,863
$\Sigma K_{f \text{ PipeFlow Expert}}$	4,86	4,61	9,02	6,29
$\Delta K_f, \%$	12,9	12,3	11,3	-8,3

Из табеле 4.1 се може видети да су вредности укупних отпора одређене преко програмског пакета Pipe Flow Expert нешто веће него експериментално одређене вредности осим код реактора 7. Највероватнији разлог зашто су добијене веће вредности је тај што се код експерименталног система радило о двофазном протицању па је треће било мање.

Такође, разлог овоме може бити и не узимање у обзир чињенице да код реактора мањих пречника (испод 40 mm) углавном преовладава пузећи клипни режим протицања, а посебно уколико  $H/D$  однос расте и ако су брзине течности мање, као што су то у својим истраживањима и приметили De Chachard и Delhaye [93].

Пузећи клипни режим је окарактерисан формирањем великих, периодичних, цилиндричних мехурова гаса, окружених танким падајућим филмом течности уз зидове реактора, међусобно раздвојених клиповима течности који се крећу навише а при даљем повећавању брзине гаса он прелази у хаотични режим пенушања. Режим који је током експеримената био присутан у реакторима 2 и 6 па донекле и у реактору 4 при већим брзинама гаса је пузећи клипни режим "кратких мехурова" (када дужина клипова мехурова не прелази пет пречника цеви). При овим режимима отпори трења се рачунају преко других критеријалних једначина што прорачуном преко пакета "Pipe Flow Expert" није било узето у обзир. Код реактора 7, услед ширих и виших цеви, пузећи клипни режим није био присутан јер су брзине течности биле веће па формирање тако великих мехурова (да се формирају клипови ваздуха) при брзинама гаса са којима је рађено није било могуће. Зато су једино код овог реактора прорачунати укупни отпори били мањи од експерименталних.

Са слика 4.10, 4.11 и 4.12 се може уочити да је брзина течности у реакторима већих пречника већа за око 12-14% него код оних са мањим пречником. То је блиско вредности корена из односа пречника, што значи да су брзине пропорционалне и пречнику реактора. Овде је интересантно приметити да утицај пречника реактора није укључен у једначину 1, као и да су ови ефекти пречника израженији код трофазних него код двофазних система као и да су они мањи при већим брзинама гаса па и то може бити разлог зашто овај утицај није раније примећен и укључен у једначину.

Утицаја промене удела честица са 10% на 20% на разлику брзина у ширим и ужим реакторима углавном нема. Утицај честица је код система са 20% чврсте фазе нешто приметнији при већим брзинама гаса где се види да долази до престанка раста брзине течности са повећавањем брзине гаса. Највероватнији разлог оваквој промени је то што при неком протоку гаса долази до промене режима струјања из хомогеног у пузећи клипни. Исто такво понашање утврдили су и Bly and Worden [33] код флуидизованих реактора. И код ових аутора је прелазак у пузећи клипни режим струјања одговарао вредности брзине гаса при којој је долазило до престанка раста брзине гаса.



#### 4.2.2 Теоријска анализа утицаја укупних отпора на брзину течности

Како се анализом претходних резултата показало пресудан утица на брзину течности има геометрија реактора и то изражена преко параметра  $k$  и у оквиру њега укупних отпора  $\Sigma K_f$ .

Табела 4.2 приказује вредности укупних отпора трења, укупних месних отпора, као и укупних отпора у појединим реакторима прорачунатих уз помоћ програмског пакета Pipe Flow Expert при различитим брзинама течности.

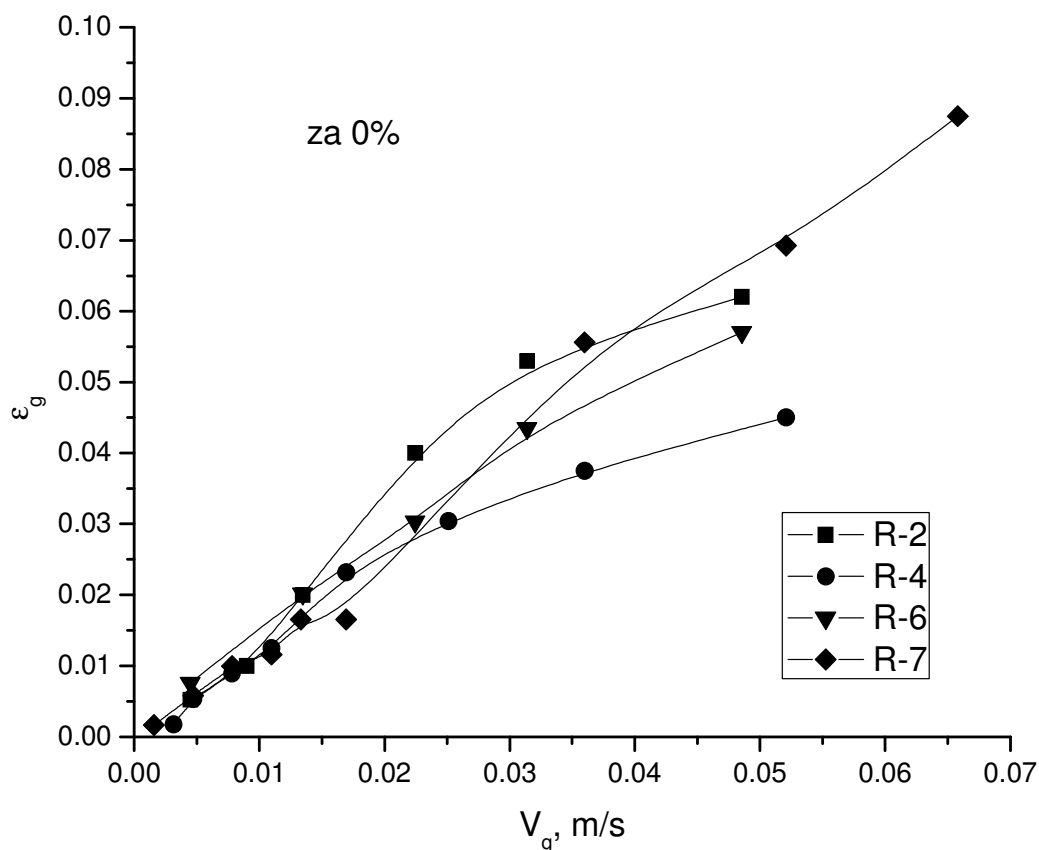
**Табела 4.2.** Вредности укупних отпора трења, укупних месних отпора, као и укупних отпора прорачунатих уз помоћ програмског пакета Pipe Flow Expert.

Реактор		$V_l$ , m/s			$V_{l, cal}$ (2.3)
		<b>0,1</b>	<b>0,24</b>	<b>0,35</b>	
P-2	$\Sigma K_{TP}$	1,05	0,83	0,74	<b>0,095</b>
	$\Sigma K_M$	4,32	4,1	4,1	<b>0,241</b>
	$\Sigma K_f$	<b>4,37</b>	<b>4,93</b>	<b>4,84</b>	<b>0,32</b>
	$\epsilon_g$	0,009	0,0364	0,0616	
P-4	$\Sigma K_{TP}$	1,37	1,10	0,99	<b>0,084</b>
	$\Sigma K_M$	3,53	3,41	3,43	<b>0,236</b>
	$\Sigma K_f$	<b>4,9</b>	<b>4,51</b>	<b>4,42</b>	<b>0,316</b>
	$\epsilon_g$	0,0034	0,025	0,0428	
P-6	$\Sigma K_{TP}$	5,95	5,6	5,02	<b>0,124</b>
	$\Sigma K_M$	4,23	4,13	4,12	<b>0,251</b>
	$\Sigma K_f$	<b>10,18</b>	<b>9,73</b>	<b>9,14</b>	<b>0,344</b>
	$\epsilon_g$	0,0075	0,0185	0,0323	
P-7	$\Sigma K_{TP}$	2,87	2,65	2,45	<b>0,085</b>
	$\Sigma K_M$	3,40	3,44	3,43	<b>0,244</b>
	$\Sigma K_f$	<b>6,17</b>	<b>6,09</b>	<b>5,88</b>	<b>0,379</b>
	$\epsilon_g$	0,0016	0,0116	0,0266	

На основу података датих у табели 4.2 се види да коефицијенти укупних отпори опадају са повећавањем брзине течности у реактору. Такође се види да са порастом брзине

отпори трења опадају више него месни отпори и да је ово опадање више изражено код ужих реактора. Такође отпори трења незнатно више опадају код виших реактора.

На слици 4.13 су приказане експерименталне вредности удела гаса у 4 посматрана реактора. Како се може видети при брзинама гаса до 0,015 m/s нема битније разлике у уделима за различите реакторе, док при већим брзинама разлике постају значајније.



Слика 4.13. Удели гаса у разматраним реакторима за двофазне системе.

Поређења експерименталних вредности брзина течности и удела гаса у посматраним реакторима са вредностима преко прорачунатих укупних отпора трења, уз помоћ програмског пакета "Pipe Flow Expert" дата су у табели 4.3.

**Табела 4.3.** Поређење експерименталних вредности брзина течности и удела гаса у посматраним реакторима и вредности израчунатих преко "Pipe Flow Expert"

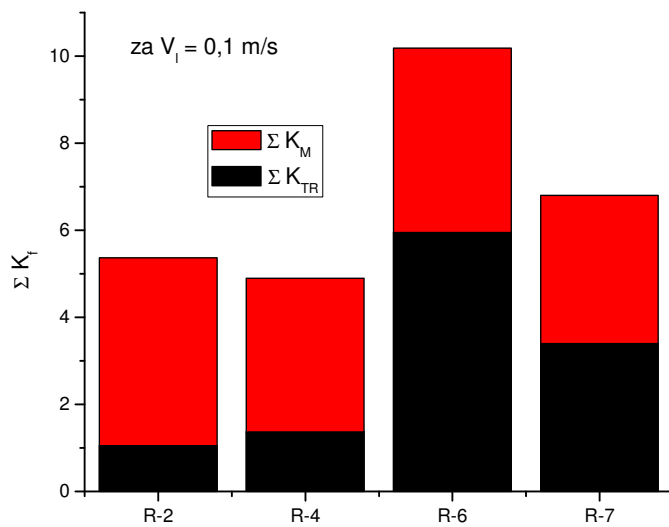
	$V_g$ , m/s	R-2	R-4	R-6	R-7
$\epsilon_g^{\text{exp}}$	0,005	0,005	0,0051	0,0075	0,005
	0,01	0,012	0,011	0,015	0,011
	0,02	0,0349	0,0264	0,0285	0,0294
	0,04	0,0572	0,0391	0,0498	0,0572
$V_l^{\text{exp}}$ , m/s	0,005	0,06	0,114	0,119	0,183
	0,01	0,15	0,174	0,206	0,253
	0,02	0,232	0,246	0,323	0,358
	0,04	0,316	0,316	0,463	0,494
$\Sigma K_{\text{TP}} + \Sigma K_{\text{M}}$  $\Sigma K_f$	0,005	1,11+4,44 <b>5,55</b>	1,39+3,39 <b>4,68</b>	5,95+4,23 <b>10,18</b>	2,99+3,52 <b>6,51</b>
	0,01	0,98+4,27 <b>5,25</b>	1,18+3,40 <b>4,58</b>	5,85+4,14 <b>9,99</b>	2,72+3,50 <b>6,22</b>
	0,02	0,83+4,13 <b>4,96</b>	1,09+3,44 <b>4,53</b>	5,15+4,13 <b>9,28</b>	2,42+3,40 <b>5,82</b>
	0,04	0,77+4,1 <b>4,87</b>	1,02+3,42 <b>4,44</b>	4,70+4,14 <b>8,87</b>	2,25+3,41 <b>5,66</b>
$V_l^{\text{cal}}$ , m/s Јед. (2.3)	0,005	0,085	0,104	0,153	0,158
	0,01	0,133	0,157	0,225	0,24
	0,02	0,233	0,245	0,321	0,41
	0,04	0,304	0,300	0,435	0,57
$\Delta V_l$ , %	0,005	42	-9	28	-14
	0,01	-11	-10	9	-5
	0,02	0,5	-0,4	-0,6	14
	0,04	-4	-5	-6	16
$\Delta \epsilon_g$ , % ( $\epsilon_g^{\text{cal}}$ из Јед. (2.2) + $V_l^{\text{cal}}$ )	0,005	-50	20	-39	35
	0,01	27	23	-16	12
	0,02	-1	1	1,2	-24
	0,04	8	11	13	-26
Ср. гр. $\Delta V_l$ , %		7	-6	8	3
Ср. гр. $\Delta \epsilon_g$ , %		-4	14	-10	-1
Апс. гр. $\Delta V_l$ , %		0,21	0,06	0,17	0,11
Апс. гр. $\Delta \epsilon_g$ , %		0,21	0,17	0,16	0,24

Из табеле 4.3 се види да је су средње грешке при прорачуну брзине и удела гаса до 15% што је доста прецизно предсказивање.

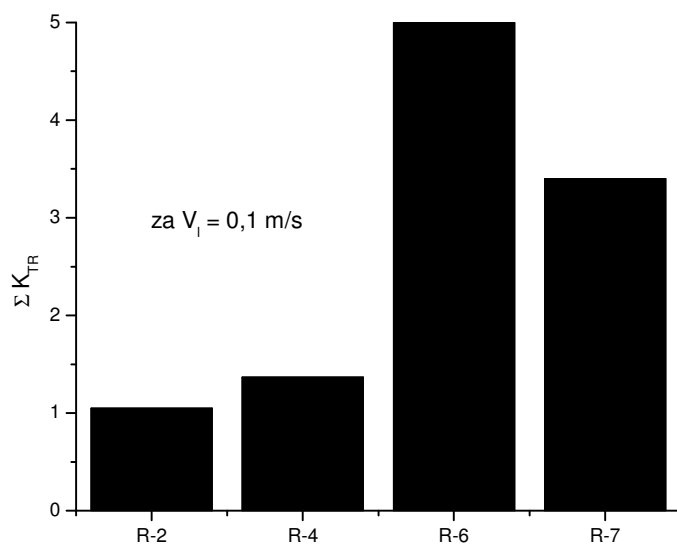
Такође се може видети да су вредности укупних коефицијената отпора веће за реакторе са ужим цевима него код оних са ширим, па је за очекивати да реактори са ширим цевима дају веће брзине течности.

#### 4.2.2.1 *Анализа учешћа појединих губитака у укупним губицима за различите геометрије АЛР-а*

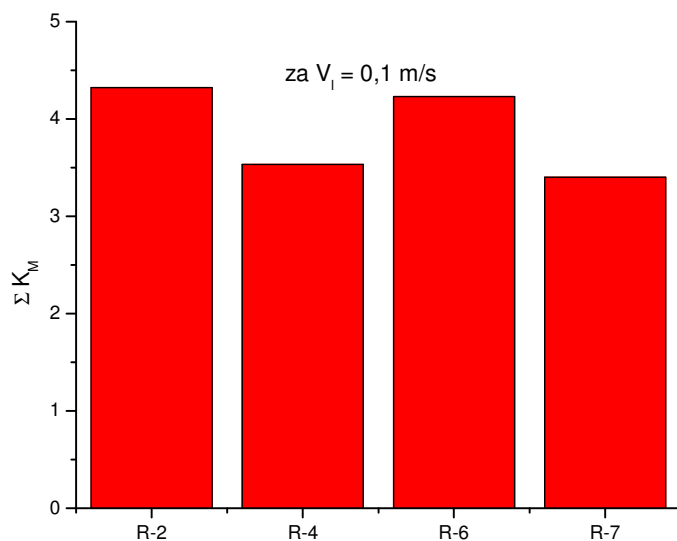
На слици 4.14 а, б и в су приказани укупни губици, месни и губици услед трења у појединим реакторима.



a)



б)

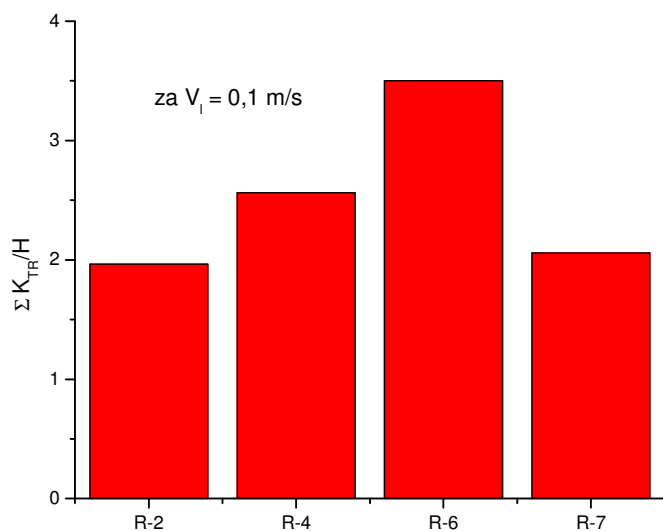


в)

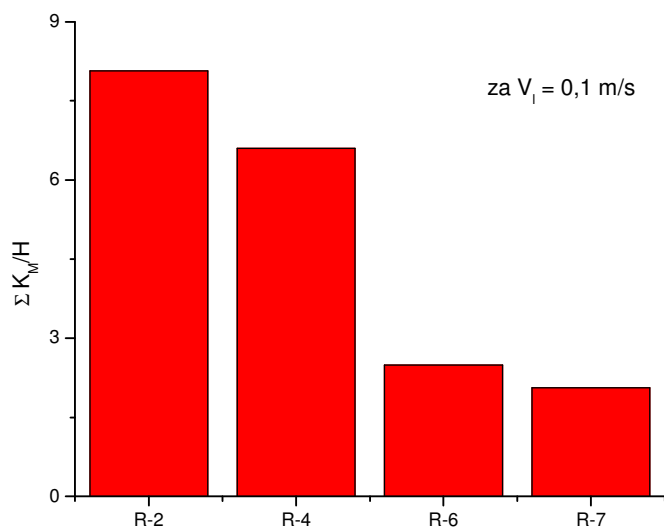
**Слика 4.14.** Укупни губици (а), месни и губици (б) и губици услед трења (в) реакторима.

Са слика 4.14 а, б и в се види да су највећи укупни отпори код реактора 6, највећи отпори трења такође код реактора 6 (расту са повећавањем висине) а најмањи код реактора 2, док су месни отпори већи код реактора са ужим цевима.

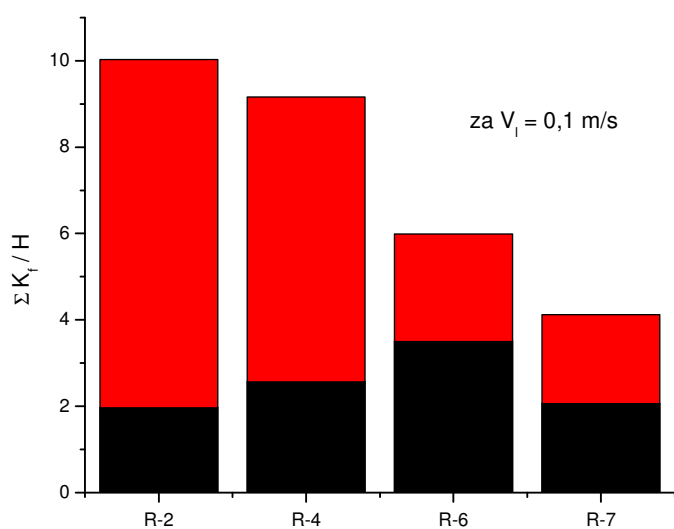
Да би се лакше сагледао утицај губитака у реактору на брзине течности у различитим реакторима боље је приказати односе губитака и висина реактора као што је то и приказано на слици 4.15.



а)



б)



А

в)

**Слика 4.15.** Односи губитака у реактору и висине реактора.

На основу односа укупних отпора трења и висине реактора приказаних на слици 4.15 а) може се видети да је он највећи код реактора 6. Када се има у виду да су месни отпори већи код реактора са ужим цевима видимо да реактор 6 има највеће укупне отпоре.

Разлог због кога реактор 6 има највећи однос  $\Sigma K_{TP}/H$  је тај што код ЕЛР однос површине реактора и његове запремине веома расте са повећавањем висине реактора што знатно повећава отпоре трења. Код реактора већег пречника ово је мање изражено. Тако је, на пример, однос спољашње површине реактора и његове запремине 0,129, 0,077, 0,148, 0,081

респективно за посматране реакторе. Видимо да је код реактора са ужим цевима знатно веће повећање односа површине и запремине реактора (са 0,129 на 0,148) него што је то случај код реактора са ширим цевима (са 0,077 на 0,081). Код реактора мањих пречника дупло повећање запремине води повећању односа површине и запремине реактора од 15% док је код ширих реактора нешто веће повећање запремине дало свега 5% повећавању овог односа. Из ових разматрања се може закључити да је са становишта смањивања укупних отпора боље повећавати размеру реактора (укупну запремину) преко повећавања пречника реактора него преко повећавања висина.

На слици 4.15 б) су приказани односи укупних месних отпора и висина реактора и као што се јасно може закључити овај однос је мањи за реакторе већих пречника а поготово је мањи за реакторе већих висина. И одавде је јасно да су реактори већих пречника ефикаснији.

Слика 4.15 в) приказује однос укупних отпора и висина реактора и са њега је лако видети и закључити да је овај однос најмањи код реактора већег пречника и висине што води закључку да он даје и највеће брзине течности, што се на сликама 4.10, 4.11 и 4.12 јасно види.

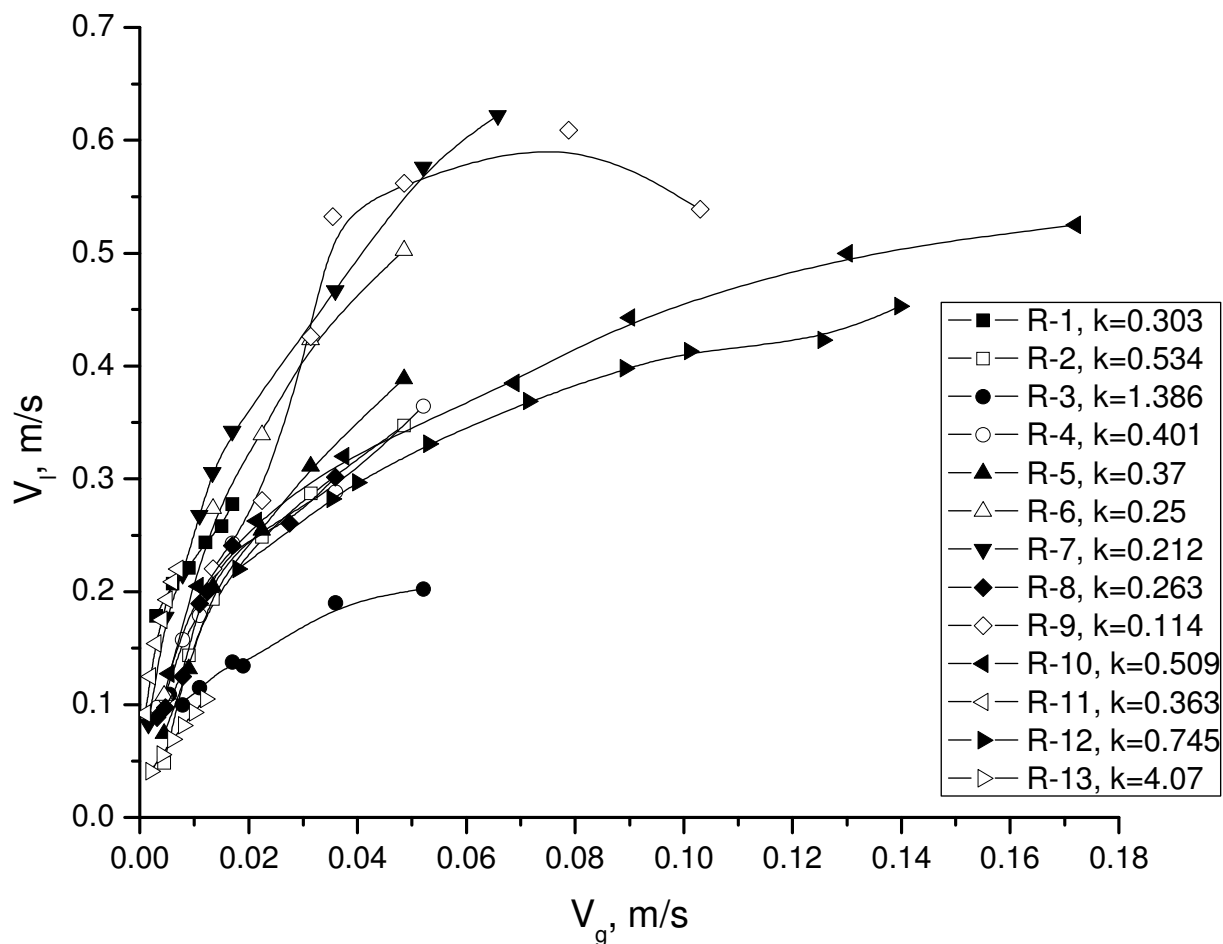
Однос укупних отпора и висина реактора за реактор 2 је 2,45 пута већи од односа за реактор 7, па је обзиром да су брзине обрнуто пропорционалне корену из овог односа треба очекивати да је брзина у реактору 7 око 1,5 пута већа од оне у реактору 2 што је тачно онолика вредност колико је експериментално и добијено. То још једном потврђује оправданост коришћења једначине 2.2.

Имајући у виду све ове напред наведене чињенице може се закључити да је боље радити са реакторима већих пречника и висина.

### **4.3 УТИЦАЈ ГЕОМЕТРИЈЕ РЕАКТОРА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ**

Утицај геометрије реактора је укључен у једначину брзине течности преко геометријског параметра  $k$ . Из једначине 2.6 види се да је утицај параметра  $k$  на брзину течности веома значајан као и да је он незнатно више изражен у хетерогеној области.

На слици 4.16 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у различитим двофазним реакторима, како експериментално испитиваним у овом раду тако и оних за које су подаци нађени у литератури.

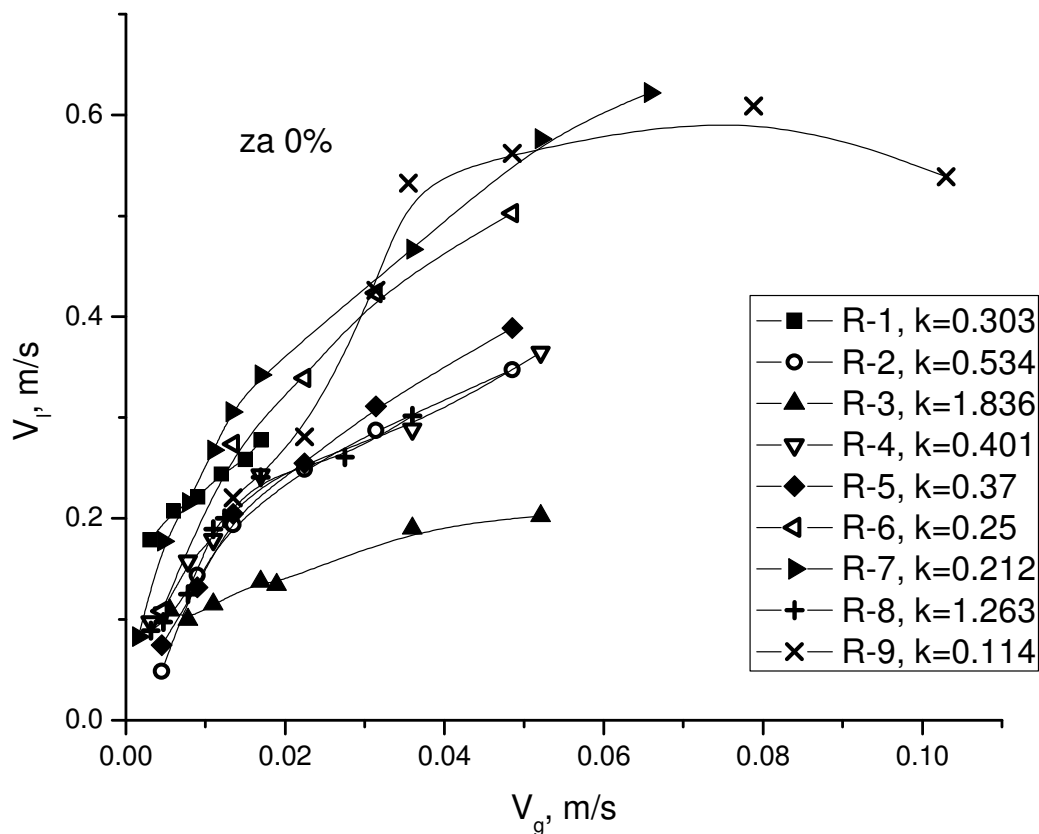


Слика 4.16. Утицај параметра  $k$  на брзину течности у различитим двофазним реакторима.

Са слике 4.16 се може видети да су осим R-9 сви остали реактори поређани по опадању параметра  $k$ . Исти случај је био и код Al-Masry и Abasaed-a [94] који су поредили три реактора различитих димензија и они су претпоставили да је то последица увећавања размере реактора која је код њих вршена кроз промену односа  $A_r/A_d$  и коришћењем ширих цеви за реакторе. Међутим, уколико се прорачунају вредности параметра  $k$  за реакторе на којима су ови аутори вршили испитивања види се да су брзине течности у њиховим реакторима такође расле са растом параметра  $k$ .

На слици 4.17 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним двофазним системима.



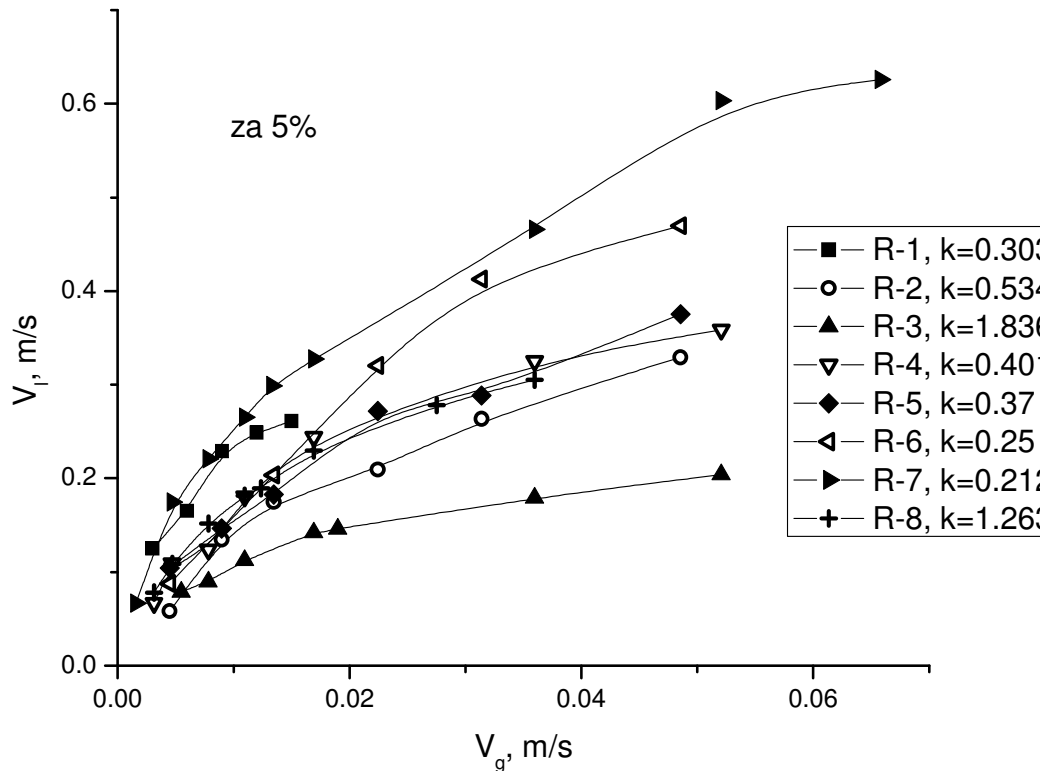


**Слика 4.17.** Утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним двофазним реакторима.

Са слике 4.17 се види да брзине течности опадају са повећавањем параметра  $k$  у реакторима (P-7, P-6, P-9, P-1, P-5, P-4, P-8, P-2, P-3 и осим P-9 остали реактори су углавном поређани по расту параметра  $k$ ).

На слици 4.18 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним трофазним системима са 5% честица.

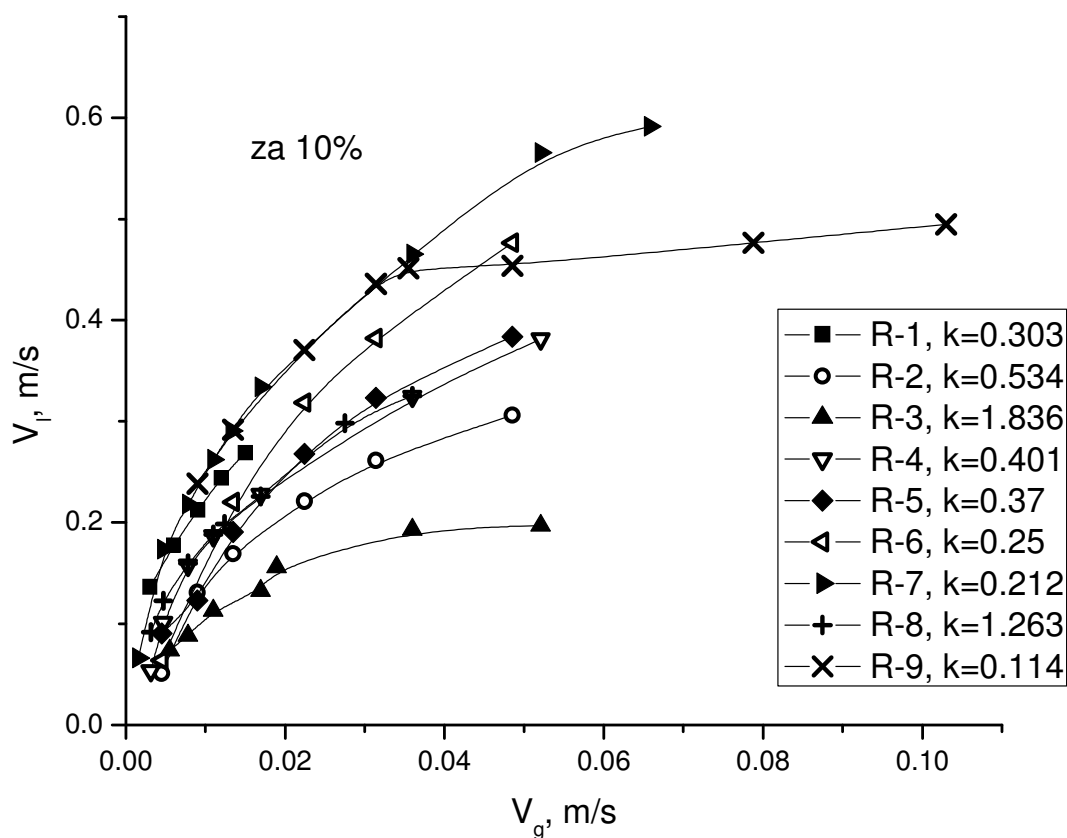
Са слике 4.18 се види да брзине течности као и код двофазних система опадају са повећавањем параметра  $k$  у свим реакторима (P-7, P-6, P-1, P-5, P-4, P-8, P-2, P-3).



**Слика 4.18.** Утицај параметра  $k$  на брзину течности у трофазним реакторима са 5% честица.

Са слике 4.18 и уз помоћ табеле 3.1 се може видети да су највеће брзине у реакторима веће висине и са  $A_r/A_d = 1$  (P-7, P-6), док се при мањим брзинама гаса велике брзине течности постижу и у реактору од стакла који је имао глатку унутрашњу површину па стога и смањене отпоре (P-1). Нешто мање брзине течности постижу се у реакторима са мањим висинама и  $A_r/A_d = 1$  као и у реактору са већом висином и  $A_r/A_d > 1$  (P-5, P-4, P-8, P-2) док су најмање брзине у реактору мање висине са  $A_r/A_d > 1$  (P-3). Свеукупно може се рећи да се веће брзине течности постижу у вишим реакторима (P-7 > P-4, P-6 > P-2, и P-8 > P-3), реакторима са краћим бочним деловима (P-5 > P-2), са већим пречницима цеви (P-7 > P-6) и у реакторима са  $A_r/A_d = 1$  него при  $A_r/A_d > 1$  (P-7, P-6 > P-8 и P-5, P-4, P-2 > P-3).

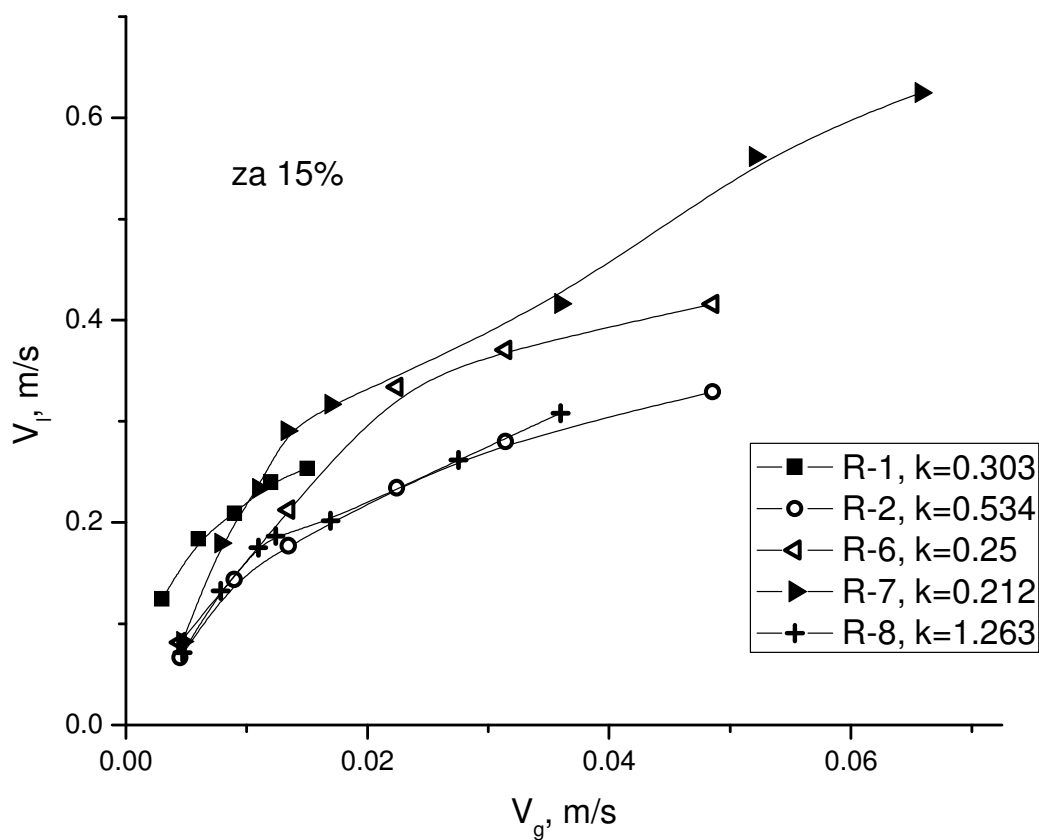
На слици 4.19 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним трофазним системима са 10% честица.



Слика 4.19. Утицај параметра  $k$  на брзину течности у реакторима са 10% честица.

Са слике 4.19 се види да брзине течности у системима са 10% такође опадају са повећавањем параметра  $k$  (P-7, P-9, P-1, P-6, P-8, P-5, P-4, P-2, P-3, осим P-9 и P-8 реактори су поређани по расту параметра  $k$ ). Реактор P-9 даје исте брзине као и реактор P-7 иако има мањи параметар  $k$ , а при некој брзини гаса режим рада у овом реактору прелази у пузећи клипни тако да долази до престанка раста брзине течности са повећавањем брзине гаса.

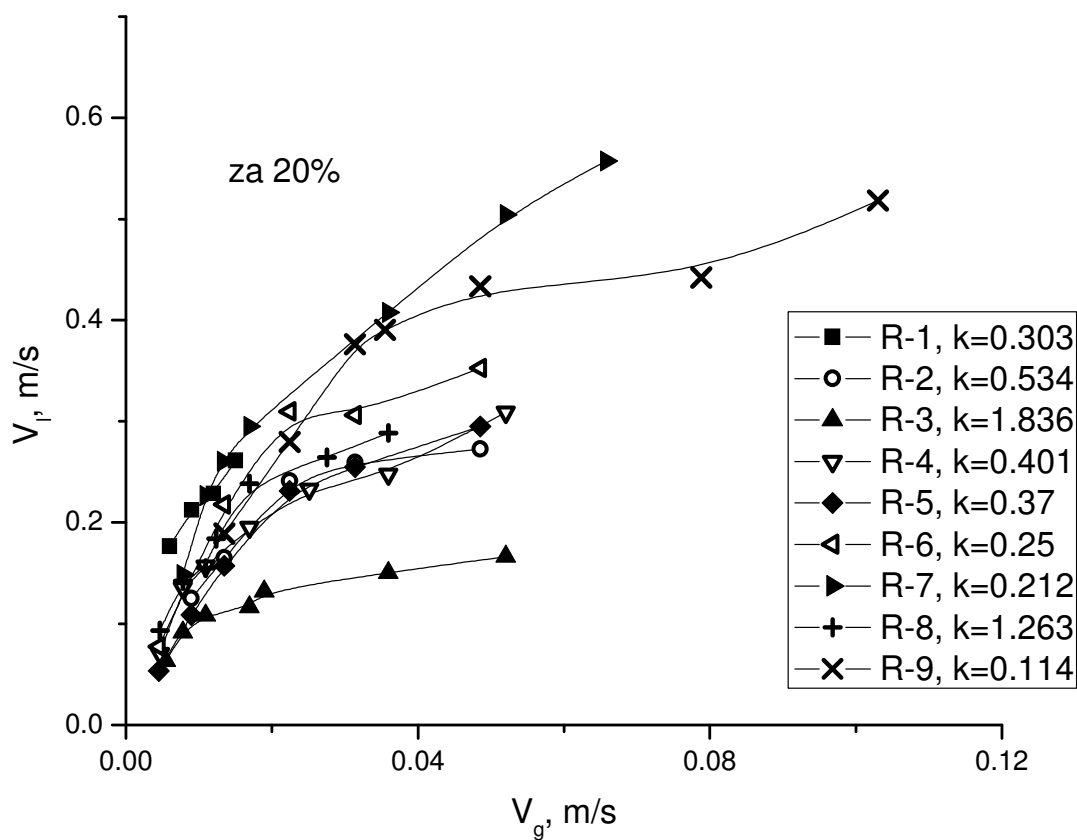
На слици 4.20 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним трофазним системима са 15% честица.



Слика 4.20. Утицај параметра  $k$  на брзину течности у реакторима са 15% честица.

Са слике 4.20 се види да брзине течности у системима са 15% углавном опадају са повећавањем параметра  $k$  (P-7, P-1, P-6, P-8, P-2, осим P-8). При мањим брзинама гаса реактор од стакла даје веће брзине течности иако има нешто већи параметар  $k$ .

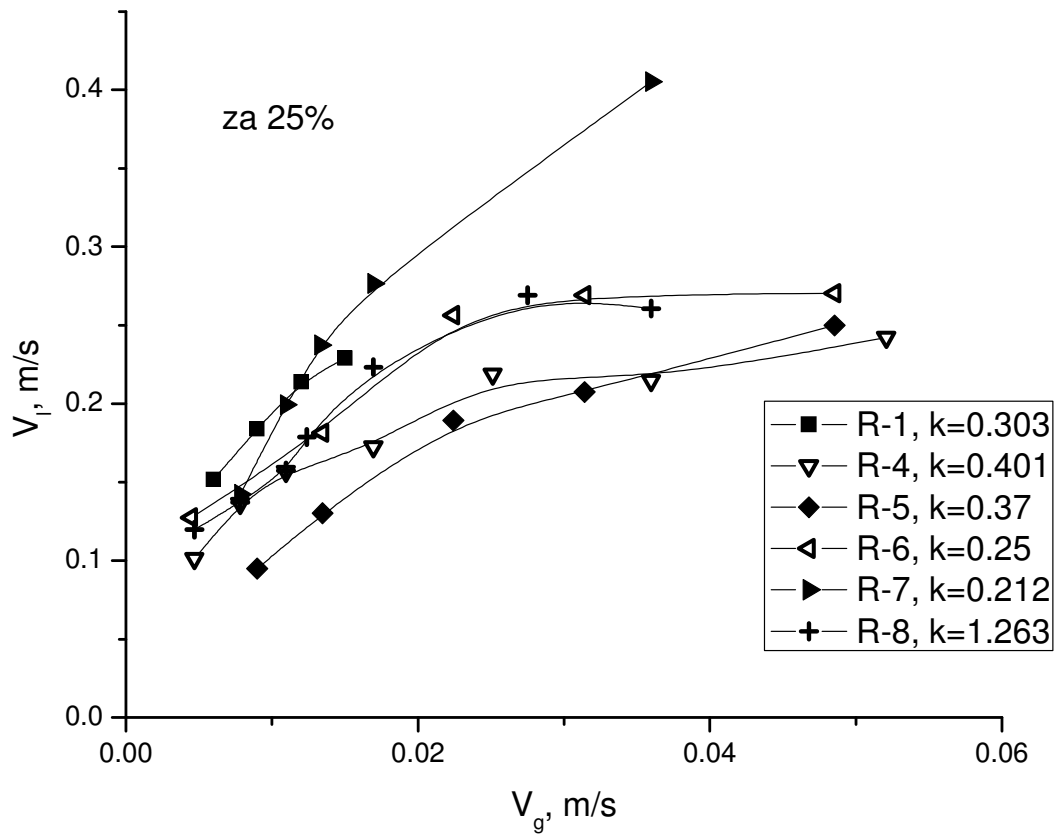
На слици 4.21 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним трофазним системима са 20% честица.



Слика 4.21. Утицај параметра  $k$  на брзину течности у реакторима са 20% честица.

Са слике 4.21 се види да брзине течности у системима са 20% опадају са повећавањем параметра  $k$  (P-1, P-7, P-9, P-6, P-8, P-5, P-4, P-2, P-3 осим P-9 и P-8 остали реактори су поређани по расту параметра  $k$ ). И овде је уочљиво да при мањим брзинама гаса реактор од стакла даје веће брзине течности.

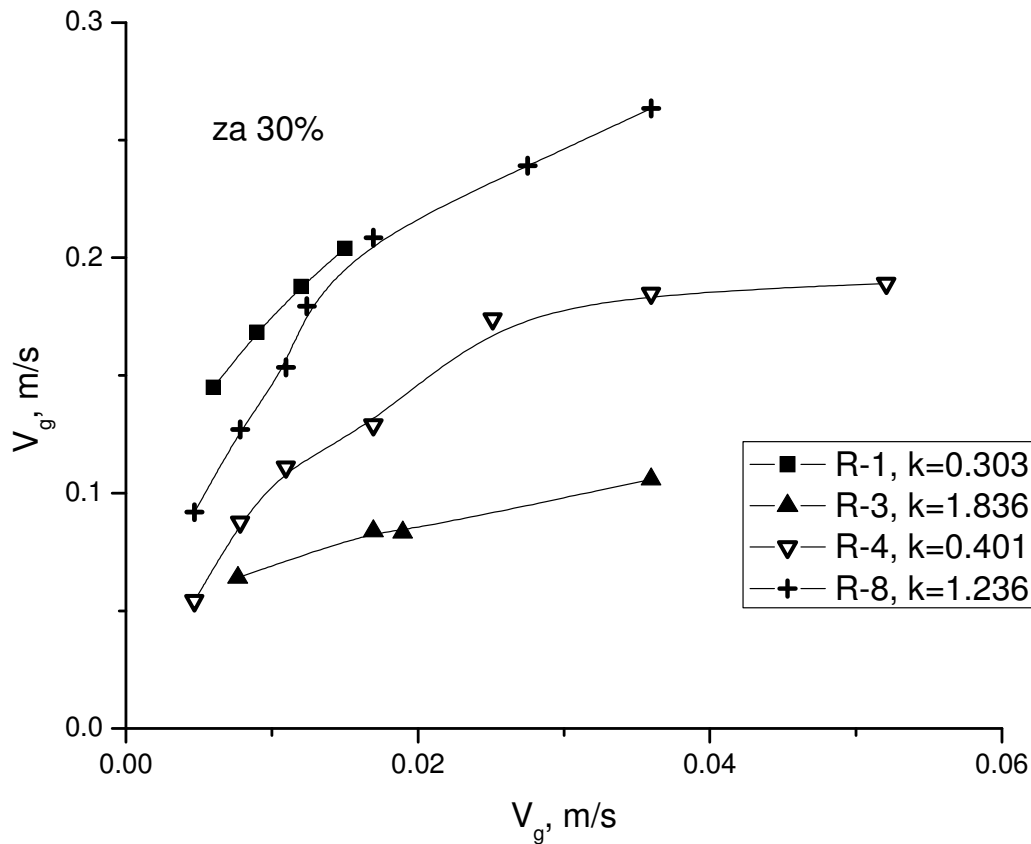
На слици 4.22 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним трофазним системима са 25% честица.



Слика 4.22. Утицај параметра  $k$  на брзину течности у реакторима са 25% честица.

Са слике 4.22 се види да брзине течности у системима са 25% и даље опадају са повећавањем параметра  $k$  (P-7, P-1, P-6, P-8, P-4, P-5, осим P-8) .

На слици 4.23 приказан је утицај параметра  $k$  на брзину течности у испитиваним трофазним системима са 30% честица.



Слика 4.23. Утицај параметра  $k$  на брзину течности у реакторима са 30% честица.

Са слике 4.23 се види да брзине течности у системима са 30% опадају са повећавањем параметра  $k$  (P-1, P-8, P-4, P-3, осим реактора P-8).

Са горњих слика уочљиво је и да при неким већим брзинама гаса и за веће уделе честица код појединих реактора долази до појаве пузећег клипног режима који се уочава као престанак раста брзине течности са повећавањем удела гаса. Овај престанак интензивног пораста брзине течности са повећавањем брзине гаса је за P-3 (параметар  $k = 1,836$ ) при 0,12 m/s, за P-8 (параметар  $k = 1,263$ ) при 0,18 m/s, за P-6, P-5, P-4 и P-2 (параметри  $k =$  од 0,25 до 0,534) при брзини гаса од 0,22 m/s, а за P-9 (параметар  $k = 0,114$ ) при 0,35 m/s. Уочава се да је прелазак из једног режима у други условљен вредношћу параметра  $k$  и што је параметар  $k$  већи при мањим брзинама гаса долази до промене режима.

На основу приказаних резултата може се извести неколико закључака. Највеће брзине дају реактори са већим висинама и већим пречницима цеви као и краћим бочним деловима. Такође су веће брзине у реакторима са истим пречником узлазног и силазног дела, док најмање брзине даје реактор са  $A_r/A_d > 1$ .

Што се тиче утицаја честица он се види у томе да брзина течности достиже стационарну вредност при све мањим брзинама гаса (тзв. level off) како се повећава удео честица. Такође су брзине течности мање у реакторима мањег пречника него у оним већег што се код реактора без честица не примећује. Ово показује да је утицај присуства честица приметнији код ужих реактора.

Интересантно је понашање реактора 9 који при малим брзинама гаса (до 0,025 m/s) даје брзине течности блиске брзинама код реактора мањих висина док при већим брзинама гаса даје брзине блиске вредностима који се постижу у реакторима већих висина.

#### **4.4 УТИЦАЈ ПРИСУСТВА ЧВРСТЕ ФАЗЕ НА ПРОМЕНУ РЕЖИМА СТРУЈАЊА (ВРЕДНОСТ ЕКСПОНЕНТА С)**

Као што је већ раније био поменуто утврђено је да се вредност експонента  $c$  из једначине 2.6 мења са променом режима струјања [63]. Из једначине 2.6 се такође може видети да би вредност експонента  $c$  у графику  $\log V_l - \log V_g$  одговарала нагибу праве. На тај начин би се одређивањем вредности нагиба за посматране системе могао одредити утицај присуства честица на промену режима протицања. Вредности експонента  $c$  су приказане у табели 6.1 за све посматране реакторе и за системе са 0, 10 и 20% честица.

Анализом података приказаних у табели 4.4 може се видети да присуство честица у извесној мери утиче на вредности експонента  $c$  из једначине 2.6 као и да геометрија реактора такође има утицаја.



**Табела 4.4.** Нагиби правих у  $\log V_1 - \log V_g$  графику за различите реакторе при 0, 10 и 20% честица.

Реактор	Нагиби		
	0% (0,5)	10% (0,498)	20% (0,525/0,336)
P-1	0,276	0,426	0,411
P-2	0,455/1,29	0,467/1,36	0,358/0,72
P-3	0,477	0,458	0,386
P-4	0,547	0,466/1,17	0,550
P-5	0,507/0,909	0,55/0,654	0,315/0,917
P-6	0,486/0,846	0,521/1,02	0,177/0,874
P-7	0,511	0,478/0,88	0,488
P-8	0,519	0,483/0,719	0,549
P-9	0,092/0,753	0,0955/0,48	0,237/0,808
P-10	0,353	0,40/0,55	0,347/0,697
P-11	0,455	0,465	0,466
P-12	0,348	0,34/0,59	0,361
P-13	0,524	0,556	0,575

Напомене: вредности у загради представљају средњу вредност за хомогени режим; вредности одвојене косом цртом представљају вредности нагиба у различитим режимима.

#### 1) Двофазни системи

Из табеле 4.4 се може видети да код већине реактора постоји само један, хомогени режим струјања (једна вредност експонента  $c$ ) и да су његове вредности за реакторе P-2 (за мање брзине течности), P-3, P-4, P-5(за мање брзине течности), P-6(за мање брзине течности), P-7, P-8, P-11 и P-13 у просеку око 0,5.

Од ове вредности одступају реактори P-1, P-9, P-10 и P-12. За P-1 разлог није познат (могуће је да је узрок тип расподељивача гаса-синтеровани диск, који је давао финије мехурове), док је код P-10 и P-12 разлог тај што су ови реактори имали узлазне делове реактора пречника већег од 0,14 m, што је вредност при којој постојање хомогеног режима није могуће, како је то већ објашњено у уводном делу [16, 64]. Вредност нагиба за ова два

реактора је око 0,35 што је врло блиско вредности 0,315 из једначине 2.6 за хетерогени режим.

Одступање од вредности 0,5 је видљиво и код P-9, а имајући у виду да је то једини реактор који је имао  $A_r/A_d < 1$  највероватније је то и био разлог овоме. Овакви реактори су по своме понашању ближи БК него АЛР.

Табела 4.4 показује и да су вредности експонента  $c$  за реакторе P-2, P-5, P-6 и P-9 при већим брзинама течности веће од 0,5 при чему код P-2, P-5 и P-6 до промене нагиба долази при брзинама гаса од 0,0135 m/s док код P-9 то бива при 0,0314 m/s. Заједничко за све ове реакторе је био мањи пречник узлазног дела реактора па је ово разлог промени режима рада реактора (односно нагиба). Оно што се могло визуелно уочити било је да при овим брзинама течности долази до појаве пузећег клипног режима.

Интересантно је приметити да осим код P-9 код остала три реактора до промене режима долази при истој вредности брзине течности за коју су McManamey и сар. нашли да струјање прелази из мехурастог у пузећи клипни режим [59], што још једном потврђује да је при тим условима заиста присутан пузећи клипни режим струјања.

Највећа вредност експонента у пузећем клипном режиму за ова четири реактора са ужим цевима била је код реактора који има највећу вредност  $k$  (тј. даје намању брзину течности при некој брзини гаса), а најмања код оног који има најмању вредност  $k$  (тј. даје највећу брзину течности). Разлог овоме је вероватно то што се при већим брзинама течности откидају мањи мехурови са расподељивача гаса па је тиме њихова коаесценција мања [67].

Код реактора P-10 и P-12 има и хомогеног и хетерогеног режима па су нагиби: били за P-10: 0,406 / 0,355 / 0,694 (што наводи на закључак да је при највећим брзинама гаса био присутан и пузећи клипни режим), а за P-12: 0,25 / 0,373.

Анализа резултата из табеле 4.4 за двофазне системе показала је да је вредност експонента  $c$  у хомогеном режиму нешто већа од вредности коју су предложили Glennon и сар. у свом раду. Могуће да је ова разлика условљена тиме што је већина реактора на основу којих су Glennon и сар. установили вредности експонента  $c$  у овој области имала пречнике веће од 0,1 m као и однос површина узлазног и силазног дела реактора већи од 1 што су услови при којима је немогуће постојање хомогеног режима па су самим тим обрађени резултати за хомогену област уствари делом припадали и хетерогеној области [16, 64]. Тиме може да се објасни и то да је тачност овог модела за реакторе код којих је  $A_r/A_d$  веће од један задовољавајућа док је она знатно мања код реактора код којих је  $A_r/A_d$  једнако један [94, 95].

## 2) Трофазни системи са 10% честица

Код система са 10% честица ситуација је углавном идентична оној за двофазне системе па је тако чак и средња вредност експонента  $s$  за хомогени режим готово идентична – 0,498. Такође је код ужих реактора уочљиво присуство пузећег клипног режима при већим протоцима гаса.

И у овом случају је у пузећем клипном режиму највећи експонент код реактора који даје најмању брзину течности а најмањи код оног који даје највећу брзину течности (осим Р-6 који одступа од овог правила).

## 3) Трофазни системи са 20% честица

Код система са 20% честица ситуација се нешто мења код већине реактора. Тако код Р-2, Р-3, Р-5 и Р-6 долази до смањивања вредности нагиба за мале брзине. Ова вредност је опала на вредност 0,317 што је скоро идентично вредности за хетерогени режим и указује да је при овом уделу честица постојање хомогеног режима није више могуће. Највероватнији разлог овоме је тај што услед смањивања слободне површине за протицање честица долази до повећавања коалесценције и тиме појаве хетерогеног режима. И у овим системима је код ужих реактора уочљиво присуство пузећег клипног режима при већим протоцима гаса. У овом случају такође је већи експонент код реактора који дају мању брзину течности а мањи код реактора који дају већу брзину течности.

## 4.5 УТИЦАЈ ВЕЛИЧИНЕ И ГУСТИНЕ ЧЕСТИЦА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ

Хидродинамичке силе у систему које омогућавају мешање како хранљивих материја тако и производа метаболизма микроорганизама треба да буду такве, да са једне стране не оштете микроорганизме, а са друге да обезбеде хомогеност реакционе смеше. Мешање у биореакторима се најчешће обавља аерацијом, механичким мешањем или њиховом комбинацијом.

Турбуленција у систему је изазвана присуством читавог спектра вртлога. Већи вртлози предају енергију мањим, док најмањи вртлози (тзв. Kolmogoroff-ови) губе своју кинетичку енергију преко трења и то је главни механизам утицаја турбуленције на ћелије и њихов раст. Из овог разлога, да ћелије не би биле оштећене турбуленцијом у систему, потребно је да

најмањи вртлози буду довољно велики у поређењу са ћелијама, да не би оштетили ћелије, а опет много мањи него носачи ћелије (ткиво или честице на/у којима се ћелије налазе) да би пренос масе био ефикасан. Када ово није испуњено формира се градијент смицајних сила на нивоу величина ћелије који може да их оштети. Из овог разлога је и уведен појам критичног смицајног напона изнад кога ћелије одумиру [9].

Постизање таквих услова у реактору када је турбуленција испод нивоа који може изазвати оштећења ћелија, али још увек довољно висока да се омогући добро мешање унутар течности и дисперговање мехурова ваздуха од пресудног је значаја при дизајнирању биореактора у којима се врши култивација ћелија, посебно оних ћелија које су осетљивије на смицајне силе. Овај проблем је још израженији када се ради о увећавању размера реактора када је потребно на индустријском нивоу репродуковати услове за које је на лабораторијским или полуиндустријским постројењима утврђено да су најоптималнији. Овакав приступ увећавању размера се назива сличност режима и претпоставља сличност режима струјања у реакторима различитих размера и по питању овог критеријума АЛР имају најбоље особине јер се код њих режими струјања не мењају значајније се увећавањем размера [32]. Осим овога АЛР имају и других предности у односу на класичне биотехнолошке реакторе (БК и СТР). Са становишта смицајних сила код барботажне колоне и реактора са механичким мешањем присутне су зоне са високим смицајним силама. Код барботажних колона те зоне су у областима међуфазне површине гас течност и на врху колоне где мехурови коалесцирају, а код реактора са механичким мешањем у областима око мешалице [3]. У БК турбуленција услед формирања мехурова је врло велика у поређењу са турбуленцијом присутном код једнофазног протицања кроз цеви. Међутим, код АЛР увођење гаса у систем даје усмерено кретање течности а не турбуленцију [16]. На овај начин код АЛР зона са високим вредностима смицајних сила готова да и нема па су услови веома блиски једнофазном струјању.

Утицај присуства честица на турбуленцију у систему је сложен. У неким случајевима присуство честица пригушује турбуленцију у течној фази, а у другим је повећава. Brauer [96] разликује пет типова турбуленције у вишефазним системима: а) једнофазну или Рејнолдсову, б) међуфазну турбуленцију, повезану са градијентима међуфазног напона током процеса преноса масе, в) деформациону, која је резултат стохастичких деформација међуфазне површине, г) мрежну, везану за одвајање граничног слоја и ефекте шупљина код великих чврстих честица, и д) турбуленцију у роју, карактеристичну за суспензије и ројеве мехурова,

која се може сматрати комбинацијом претходно наведених. Високе вредности релативних брзина фаза повећавају деформациону турбуленцију, док промене турбулентног спектра услед присуства честица нису још увек довољно испитане. Уопштено се може рећи да честице бивају ношене вртлозима већих димензија до неке критичне вредности (у односу на димензију честица) док се вртлози мањи од ове критичне вредности, који су иначе веома значајни за пренос масе, растурају на површини честице [92]. Честице густине блиских густини течности неће пратити вртложење течности у потпуности али ће кретање суспензије бити врло блиско кретању чисте течности. За очекивати је да честице већих густина и димензија више одступају у свом кретању од струјница течности него што је то случај са лакшим и мањим честицама [76] као и да ове честице смањују турбуленцију у систему па тиме и губитке тако да је за очекивати веће брзине течности.

У литератури нама пуно радова који су везани за утицај величине и густине честица код АЛР посебно ако се ради о алгинатним честицама. Frietas и сар. су утврдили да са повећавањем густине честица долази до повећавања брзине течности и ово повећање је мање изражено код реактора који имају расподељиваче гаса са већим отворима и при већим брзинама гаса [65]. Оваква запажања наводе на закључак да је утицај густине честица већи у хомогеној него у хетерогеној области рада реактора пошто су већи отвори на расподељивачу гаса и веће брзине гаса услови који фаворизују хетерогени режим. Када су честице веће инерције (веће и теже честице) њихове путање више одступају од струјница течности него што је то случај са честицама мање инерције (мање и лакше честице). У овом другом случају, када се ради са лакшим и мањим честицама, суспензија се може посматрати као псеудо-хомогена смеша [76]. Међутим, нека јасна граница између инертних и неинертних честица, односно између суспензије и псеудохомогене смеше још увек није утврђена.

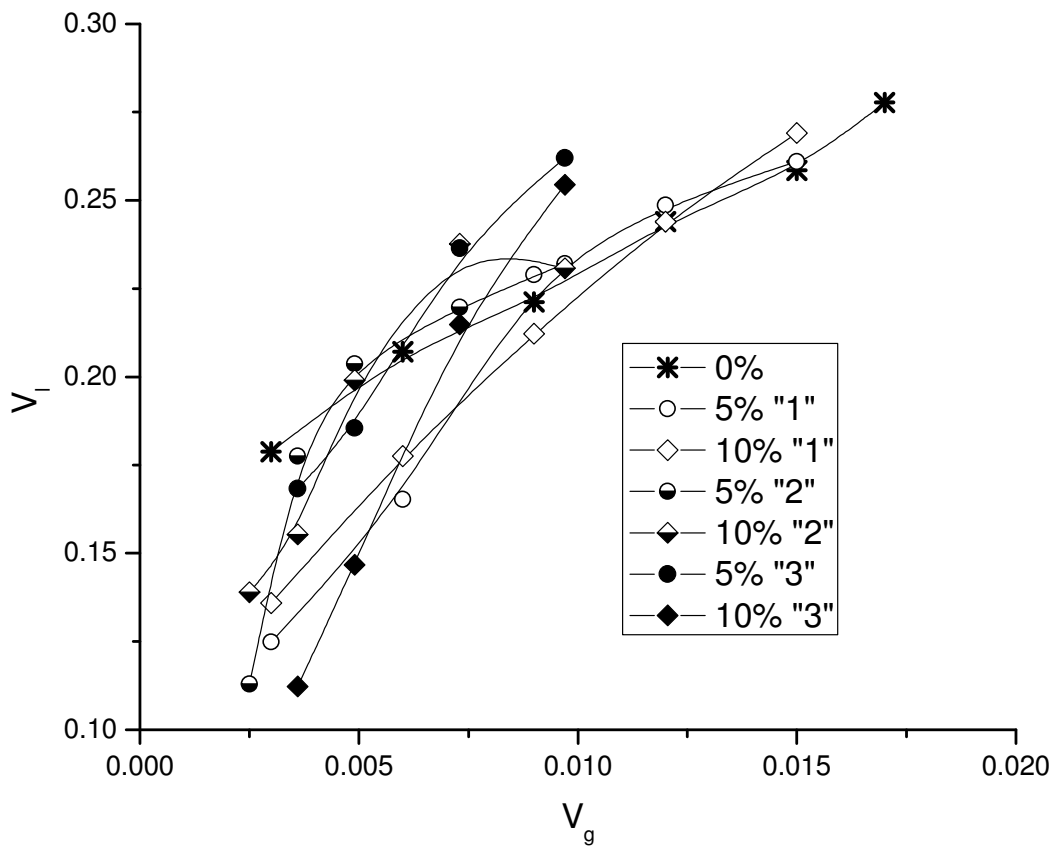
При испитивању утицаја величине и густине честица на брзину течности рађени су експерименти на Р-1 и то са три врсте честица и са два различита удела. Честице типа „1“ су припремљене укапавањем 1.5 % раствора алгината у 1.5 % раствор  $\text{CaCl}_2$  помоћу аутоматске пумпе (Razel, Scientific Instruments, Stamford, CT) кроз иглу отвора 23-"gage". Честице типа „2“ су припремљене на исти начин само кроз иглу пречника 16-gage, док су честице типа „3“ честице припремане коришћењем 1.5 % раствора алгината коме је додато 3 мас% зеолита и који је укапаван такође кроз иглу пречника 16-gage. Формирање честица алгината у којима је био додан зеолит кроз иглу пречника 23-gage није било могуће услед запушавања исте ситним честицама зеолита. Особине честица приказане су у табели 4.5, а

на слици 4.24 приказан је утицај промене величине и густине честица на брзину течности код Р-1.

**Табела 4.5.** Особине честица којима је испитиван утицај особина честица на рад АЛР.

Честице	$d_p$ , mm	$\rho_p$ , kg/m <sup>3</sup>
Тип „1“	2,3	1040
Тип „2“	2,65	1040
Тип „3“	2,74	1060

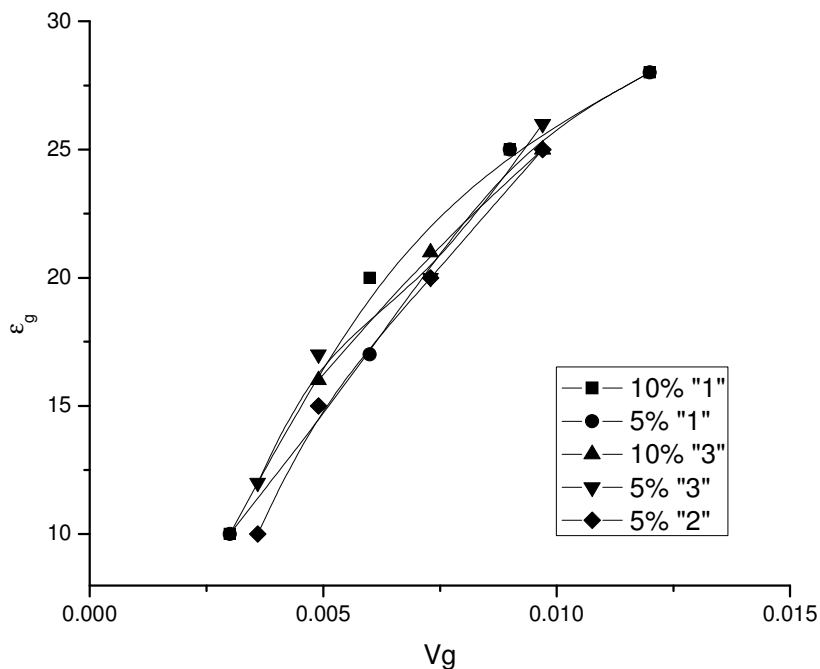
Из табеле 4.5 може видети да је додавање мале количине зеолита поред промене густине честица делимично утицало и на незнатно повећање пречника честица.



**Слика 4.24.** Утицај величине и густине честица на брзину течности у Р - 1.

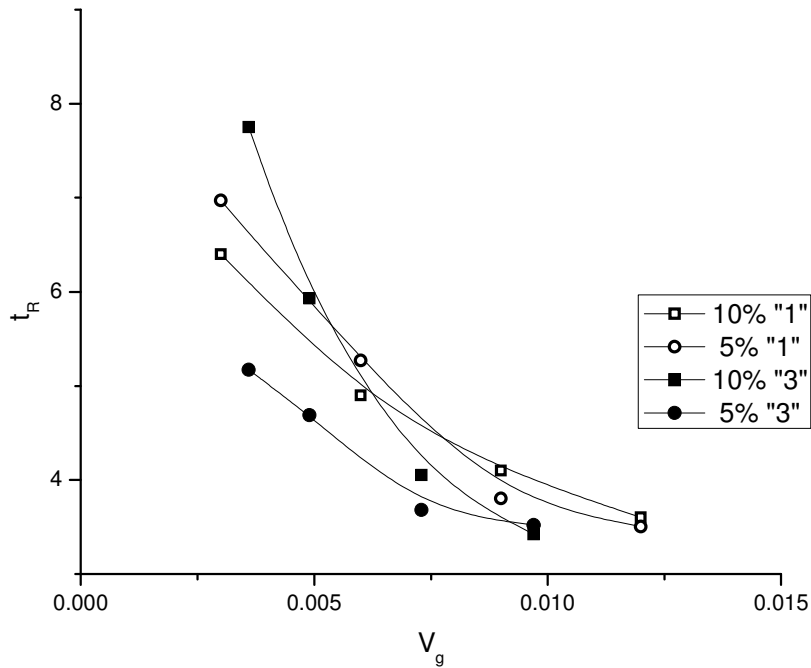
Са слике 4.24 се може видети да додавање честица типа „1“ (мале-лаке) при брзинама гаса већим од 0,01 m/s нема већег утицаја на брзину течности док при мањим брзинама гаса

долази до смањивања брзине течности. При мањим брзинама гаса ово смањивање брзине течности је присутно и код остала два типа честица, с том разликом што је за тип „2“ (веће-лаке честице) мања брзина гаса при којој утицај честица на брзину течности више није значајан. Коначно, за честице типа „3“ (веће-теже) при мањим брзинама гаса се такође може уочити смањивање брзине течности услед присуства гаса док су при већим брзинама гаса брзине течности код трофазног система веће него код двофазног. Највероватнији узрок оваквог понашања трофазног система са честицама типа „3“ (већим-тешким) је смањивање вртложења у систему што је и визуелно могло да се уочи као мање вртложење честица при кретању. Ово мање вртложење је давало и мање вискозне губитке па би то вероватно био главни разлог оваквог понашања пре него ли смањивање брзине дизања мехурова услед присуства честица. Сличне резултате добили су и . Frietas и сар. који су утврдили да са повећавањем густине честица долази до повећавања брзине течности [65]. Да је ово највероватније тачно може се закључити и по томе што додавање честица нема скоро никаквог утицаја на промену удела гаса као што се са слике 4.25 може видети.



**Слика 4.25.** Утицај брзине гаса и величине и густине честица на удео гаса у Р - 1.

На слици 4.26. приказан је утицај брзине гаса и величине и удела честица на времена циркулације течности.



**Слика 4.26.** Утицај брзине гаса и величине и удела честица на времена циркулације течности.

Са слике 4.26. се може закључити да је при малим брзинама гаса већи утицај особина честица на време циркулације, док се при већим брзинама гаса овај утицај смањује и то се посебно смањује утицај удела честица. Такође је приметно и да веће и теже честице при већим брзинама гаса дају мања времена циркулације и то је у складу са већ поменутиим да овакве честице дају веће брзине течности услед смањивања вртложења унутар масе течности.

Генерално се може дати закључак да се мање и лакше честице углавном понашају као и течност тј. да више прате струјнице течности у свом кретању док су веће и крупније честице, услед своје веће инерције, томе мање подложне. Ово за последицу има веће брзине течности када су такве честице присутне у систему у односу на двофазне и системе са мањим и лакшим честицама.



#### 4.6 УТИЦАЈ ГЕОМЕТРИЈСКИХ ОСОБИНА АЛР НА СЛИП БРЗИНУ

АЛР су релативно новији тип реактора који се показао врло погодним за аеробне процесе у великим размерама као и за узгајање биљних и животињских ћелија и других микроорганизама који су најчешће имобилисани. Оптимизовати рад ових реактора стога најчешће значи обезбедити добро мешање на микро нивоу (тј. равномерне концентрације раствореног кисеоника, рН, као и концентрација супстрата и добар пренос масе). Према томе да би се оптимизовао неки процес треба имати увид у то какви су услови мешања у систему на микронивоу. Слип брзина између гаса и течности се може узети као мерило ових услова јер је коефицијент преноса масе њоме условљен. Такође је потребно знати и како режими струјања и геометријске особине АЛР утичу на слип брзину и које су то особине које имају пресудан утицај, а које имају занемарљив. Познавање утицаја свих наведених параметара на слип брзину је још битније код трофазних система код којих су биоактивне компоненте имобилисане унутар носача што може додатно да успори пренос масе. У тим случајевима је пожељно да се пренос масе гас-течност максимализује да би се ови додатни отпори што више умањили, а један од начина да се то постигне јесте и да се максимализују слип брзине. Из тог разлога у табели 4.6 су дате особине за више двофазних ЕЛР различитих геометрија, на којима су различити аутори обавили испитивања у хомогеном и хетерогеном режиму струјања. Ова истраживања су обаљена у веома широком опсегу површинских брзина гаса и течности и удела гаса као што се види из табеле 4.7. На основу окових података извршена су одређивања слип брзина у тим системима и те вредности поређене су са вредностима добијеним коришћењем предложеног модела.

Површинска брзина гаса је једина променљива у АЛР и од ње зависе све друге променљиве у реактору као нпр. брзина течности, удео гаса, слип брзина, и др. Опсежи независно променљиве и зависно променљивих у реакторима су приказани у табели 4.7 [25, 62, 91, 95, 97, 98]. Ови експериментални подаци су коришћени за проналажење најтачнијих корелација за предсказивање слип брзине. Тачност сваке корелације је испитивана поређењем вредности слип брзина прорачунатих преко дате корелације и вредности одређених из једначине 4.1 у коју су унете експериментално измерене вредности брзине гаса и течности и удела гаса.

$$V_s = \frac{V_g}{\varepsilon} - \frac{V_l}{1 - \varepsilon} \quad (4.1)$$

Различити модели за предвиђање слип брзине у АЛР приказани су у табели 4.8 и они су испитивани да би се утврдило у којим условима која корелација даје најбоља предвиђања [16, 64, 89, 99].

Утврђено је да слип брзина зависи од режима протицања: 1) полако опада са повећавањем брзине гаса, у хомогеном режиму (за брзине гаса мање од 0,05 m/s); 2) расте са повећавањем брзине гаса, у хетерогеном режиму (за брзине гаса веће од 0,05 m/s) [16, 62]. Гарсија Calvo је предложио да се за вредност слип брзине користи вредност од 0,25 m/s за систем гас-течност [99]. Zuber and Findlay су предложили вредност од 0,30 m/s за хомогени режим независно од брзине гаса, док за хетерогени режим слип брзина зависи од геометрије реактора. Вредност од 0,40 m/s је предложена за реакторе пречника 0,14 m [64].

Уз све ове једначине ту је и једначина која се добија поједностављивањем једначине 4.1 под претпоставком да удели гаса нису велики што је у већини случајева истинито тако да се добија једначина 4.2.

$$V_s = \frac{V_g}{\varepsilon} - V_l \quad (4.2)$$

У овој једначини, да би се она могла користити за предвиђање слип брзине, потребно је предвидети и брзину течности и удео гаса јер су и оне зависне од брзине гаса. У ту сврху су коришћене једначине за које је утврђено да су међу најтачнијим за предвиђање брзине течности и удела гаса [95]. За удео гаса то је добро позната једначина биланса енергије дата једначином 4.3.

$$\varepsilon = \frac{K_f \cdot V_l^2}{2 \cdot g \cdot H} \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 = k \cdot V_l^2 \quad (4.3)$$

где је:

$$k = \frac{K_f}{2 \cdot g \cdot H} \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \quad (4.4)$$

За предвиђање брзине течности то је једначина коју су Glennon и сар. [25] предложили и која даје доста добре резултате у различитим режимима рада и за различите геометрије [95]:

$$V_l = a \cdot k^{-b} \cdot V_g^c \quad (4.5)$$

где је:       $a = 1,017, \quad b = 0,409, \quad c = 0,42$       за  $V_g < 0,05$  m/s  
                   $a = 0,375, \quad b = 0,427, \quad c = 0,315$       за  $V_g > 0,05$  m/s

**Табела 4.6.** Геометријске особине АЛР досада објављених у литератури

Бр.	Референца	$v, m^3$	H, m	$d_R, m$	$d_D, m$	$A_f/A_d$	$K_f$	$k, s^2/m^2$	Расподељивач
1	Merchuk и Stein [62]	0,3	4,05	0,14	0,14	1	11,2	0,143	ПД $d_o=0,025 m$
2	Bugarski [98]	$0,3 \cdot 10^{-3}$	0,224	0,022	0,022	1	4,98	1,47	СД $d_o=100-160 \mu m$
3	Bugarski [98]	$1,0 \cdot 10^{-3}$	0,3	0,05	0,05	1	5,21	0,734	СД $d_o=100-160 \mu m$
4	Milivojevic и сар. [95]	$0,3 \cdot 10^{-3}$	0,224	0,022	0,022	1	4,98	1,47	СД $d_o = 100-160 \mu m$
5	Sajc и сар. [91]	$0,25 \cdot 10^{-3}$	0,27	0,027	0,017	2,25	3,22	3,86	СД $d_o = 100-160 \mu m$
6	Glennon и сар. [25]	0,3	3,13	0,225	0,15	2,25	3,5	0,291	-
7	Glennon и сар. [25]	0,055	4	0,1	0,05	4	4	0,818	-
8	Verlaan [8]	0,165	3,23	0,2	0,1	4	4,62	1,148	-
9	Verlaan [8]	0,165	3,23	0,2	0,1	4	1,82	0,469	-
10	Verlaan [8]	0,6	10,5	0,225	0,1	5,06	4,43	0,570	-
11	Garcija Calvo и Leton [97]	0,042	2,1	0,1	0,1	1	17,6	0,427	СД $d_o = 175 \mu m$
12	Garcija Calvo и Leton [97]	0,042	2,1	0,1	0,1	1	32	0,777	СД $d_o = 175 \mu m$

Напомене: ПД - перфорирани диск, СД - синтеровани диск

**Табела 4.7.** Хидродинамички режими у посматраним АЛР

Бр.	Референца	$V_g$ , m/s	$V_l$ , m/s	$\epsilon_{gr}$	$V_{b\infty}$ , m/s	$d_b$ , m
1	Merchuk и Stein [62]	0,02-0,18	0,426-0,957	0,03-0,131	-	-
2	Bugarski [98]	0,0003- 0,006	0,0397- 0,1411	0,0025-0,0285	$\approx 0,20$	$\approx 0,001$
3	Bugarski [1498]	0,0003- 0,006	0,0607- 0,2321	0,0027-0,0378	$\approx 0,20$	$\approx 0,001$
4	Milivojevic и сар. [95]	0,001- 0,007	0,092-0,22	0,0122-0,0278	$\approx 0,20$	$\approx 0,001$
5	Sajc и сар. [91]	0,002- 0,012	0,0407- 0,1052	0,0089-0,034	$\approx 0,23$	$\approx 0,0025$
6	Glennon и сар. [25]	0,04-0,1	0,451-0,606	0,0583-0,1021	-	-
7	Glennon и сар. [25]	0,04-0,1	0,313-0,402	0,0854-0,1333	-	-
8	Verlaan [8]	0,04-0,16	0,223-0,35	0,0607-0,1327	0,235	$\approx 0,006$
9	Verlaan [8]	0,02-0,175	0,283-0,538	0,075-0,1435	0,235	$\approx 0,006$
10	Verlaan [8]	0,02-0,1	0,247-0,379	0,0331-0,0959	0,235	$\approx 0,006$
11	Garcija Calvo и Leton [97]	0,015- 0,045	0,293-0,387	0,0265-0,0387	-	-
12	Garcija Calvo и Leton [97]	0,015- 0,045	0,201-0,280	0,0353-0,0858	-	-

**Табела 4.8.** Различите корелације за предвиђање слип брзине

Бр.	Аутори	Једначине	Напомене
1	van der Lans [89]	$V_S = V_{b\infty} + 0,2 \frac{V_{lr}}{1-\varepsilon} + \frac{V_{gr}}{2}$	
2	Towell и сар. [89]	$V_S = V_{b\infty} + 2V_{gr}$	
3	Wallis [89]	$V_S = V_{b\infty}(1-\varepsilon)$	хомогени режим
4	Gomezplata и сар. [89]	$V_S = V_{b\infty} [1 - 0,73(1-\varepsilon^{2,8})]$	хомогени режим
5	van der Lans [89]	$V_S = V_{b\infty} \left[ 1 + \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \right] + 0,2 \frac{V_M}{1-\varepsilon}$	
6	Zuber и Findlay [64]	$V_S = 1,53 \left( \frac{\sigma g \Delta \rho}{\rho_l^2} \right)^{1/4}$	хомогени режим
		$V_S = 0,35 \left( \frac{g \Delta \rho d_r}{\rho_l} \right)^{1/2}$	пузећи клипни режим
7	Lockett и Kirkpatric [16]	$V_S = V_{b\infty} (1-\varepsilon)^{1,39} (1 + 2,55\varepsilon^3)$	
8	Joshi и сар. [16]	$V_S \approx C_1$ макс. грешка 17 %	$C_1$ дато графички
9	Garcija Calvo [99]	$V_S = 0,25 m / s$	
10	Turner [89]	$V_S = V_{b\infty}$	

Из једначина (4.2-4.5) добија се модел који има два различита израза за два режима:

1) за  $V_g < 0,05$  m/s (хомогени режим):

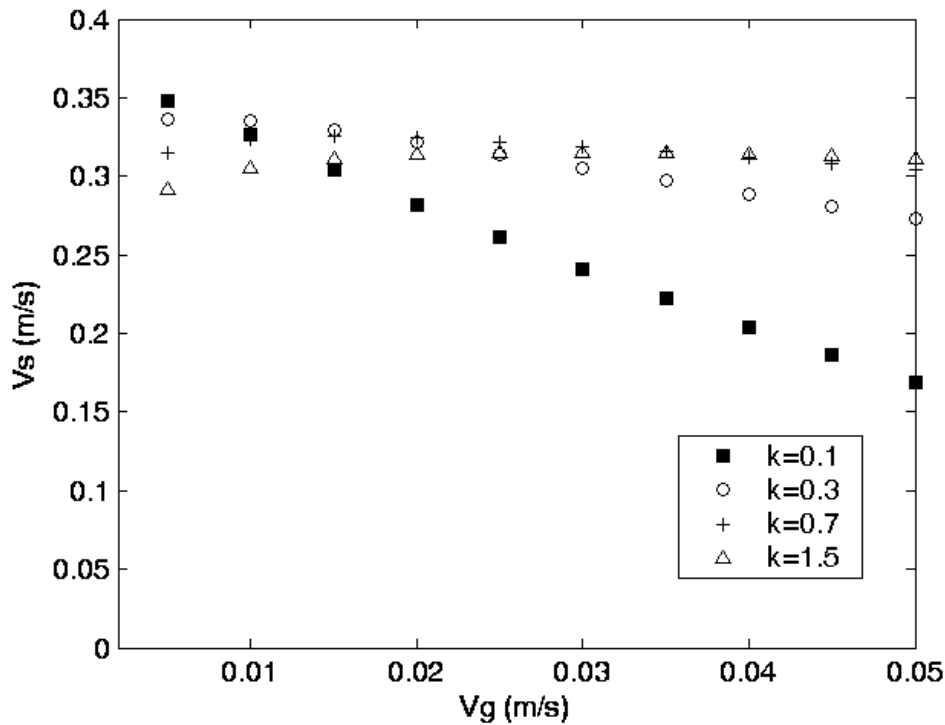
$$V_S = V_g^{0,16} \cdot \left( \frac{0,967}{k^{0,182}} - 1,017 \cdot k^{-0,409} \cdot V_g^{0,26} \right) \quad (4.6)$$

2) за  $V_g \geq 0,05$  m/s (хетерогени режим):

$$V_S = V_g^{0,315} \cdot \left( \frac{1,851 \cdot V_g^{0,055}}{k^{0,146}} - 0,735 \cdot k^{-0,427} \right) \quad (4.7)$$

где је  $V_g$  површинска брзина гаса а параметар  $k$  функција геометрије реактора дата једначином 4.6.

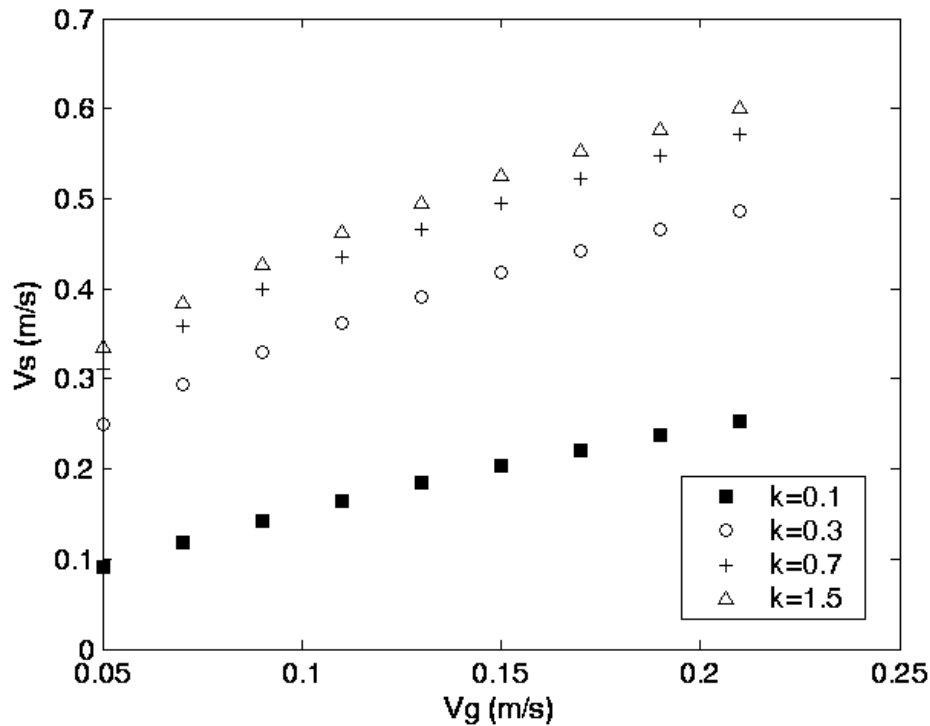
Како се види из предложених једначина слип брзина је зависна од два параметра, брзине гаса и геометрије реактора. Ради лакше анализе предложених једначина слип брзина у функцији ове две променљиве дата је на сликама 4.27 и 4.28.



**Слика 4.27.** Слип брзина као функција брзине гаса и параметра  $k$  у хомогеном режиму.

Са слике 4.27 се може видети да слип брзина за константну вредност параметра  $k$  прво расте, достиже максимум и даље полако опада са повећавањем брзине гаса. Овакво понашање је израженије за мање вредности параметра  $k$  код којих слип брзина има максимум при све мањим брзинама гаса што је параметар  $k$  мањи. Такође се може видети да је за вредности параметра  $k$  веће од 0,3 (што је код већине испитаних реактора био случај, како се види у табели 4.1) слип брзина има вредност око 0,3 m/s. То је једнако вредности коју су Zuber и Findlay предложили за хомогени режим независно од брзине гаса (за вредности параметра  $k$  веће од 0,3 слип брзина стварно врло мало зависи од брзине гаса) [64]. Ова вредност је блиска и вредности од 0,25 m/s коју је Garcija Calvo предложио [99].

Са слике 4.27 се такође види и да слип брзина опада са повећавањем брзине гаса за вредност параметра  $k$  мање од 0,3 и то је у потпуној сагласности са резултатима до којих су дошли Joshy и сар. [16], као и Merchuk и Stein [62]. Уколико се погледа табела 4.6 може се видети да су Merchuk и Stein радили експерименте на реактору који је заиста имао вредност параметра  $k$  мање од 0,3. Осим овога, анализирањем једначине 4.6, може се закључити да је слип брзина мање осетљива на промену брзине гаса за вредности параметра  $k$  веће од 1.



**Слика 4.28.** Слип брзина као функција брзине гаса и параметра  $k$  у хетерогеном режиму.

Израчунате слип брзине у функцији брзине гаса у хетерогеној области и за различите вредности параметра  $k$  дате су на слици 4.28.

Као што се може видети са слике 4.28 слип брзина расте са повећавањем брзине гаса што је такође, као и у хомогеној области, у складу са резултатима до којих су дошли Joshi и сар. [16] као и Merchuk и Stein [62]. Слип брзина расте и са повећавањем параметра  $k$  при константној брзини гаса и ово повећавање је израженије при вредностима  $k$  мањим од 0,5.

Потребно је нагласити да у вредностима слип брзине израчунатима преко једначина 4.6 и 4.7 постоји дисконтинуитет при промени режима. За исте вредности параметра  $k$  и

брзину гаса од 0,05 m/s добијају се различите вредности за слип брзину преко једначине 4.6 и 4.7.

У циљу утврђивања тачности једначина предложених од стране различитих аутора датих у табели 4.7 као и предложених једначина 4.6 и 4.7, оне су испитане на експерименталним резултатима. У табели 4.9 су дате вредности релативних грешака за најтачније једначине у појединим областима.

**Табела 4.9.** Поређење вредности прорачунатих преко различитих једначина са експерименталним вредностима.

Режим струјања	Најтачније једначине	Релативне грешке, %
$V_g < 0,01 \text{ m/s}$	1) Towell и cap. [89]	0,6
	2) van der Lans (a) [89]	6,2
	3) van der Lans (b) [89]	6,3
	4) Joshi и cap. [16]	11,6
	5) Wallis [89]	13,8
	6) Lockett и Kirkpatric [16]	14,6
$0,01 \text{ m/s} < V_g < 0,05 \text{ m/s}$	1) Lockett и Kirkpatric [16]	33,0
	2) Wallis [89]	33,3
	3) јед. 4.6 и 4.7	35,0
	4) Joshi и cap. [16]	35,1
	5) Garcia Calvo [99]	36,4
$0,05 \text{ m/s} < V_g < 0,10 \text{ m/s}$	1) Garcia Calvo [99]	30,6
	2) јед. 4.6 и 4.7	30,8
	3) Joshi и cap. [16]	32,3
	4) Zuber и Findlay [64]	37,8
	5) Wallis [89]	37,9
$V_g > 0,10 \text{ m/s}$	1) јед. 4.6 и 4.7	25,1
	2) Zuber и Findlay [64]	34,4
	3) Joshi и cap. [16]	44,1
	4) Garcia Calvo [99]	44,9



Анализа резултата датих у табели 4.7 показује да се у хомогеној области већи број једначина може користити за предвиђање вредности слип брзине. То је условљено тиме што се у овој области вредност слип брзине у највећем броју случајева креће око  $0,25 \text{ m/s}$  ( $\pm 20\%$ ). И у хетерогеној области и за реакторе чији је пречник мањи од  $0,14 \text{ m}$  слип брзина такође има вредности блиске оној у хетерогеној области. Већа одступања слип брзине од вредности  $0,25 \text{ m/s}$  јављају се само код реактора који су пречника већих од  $0,14 \text{ m}$  и код којих је однос пречника узлазног и силазног дела већи од 2,5. Предвиђање вредности слип брзина код ових реактора је компликованије и мање тачно и то посебно ако раде у хетерогеној области и са већим вредностима брзине гаса. Код ових реактора прорачунате слип брзине могу служити само као доња вредност, односно као минималне вредности слип брзине које се могу очекивати у тим реакторима.

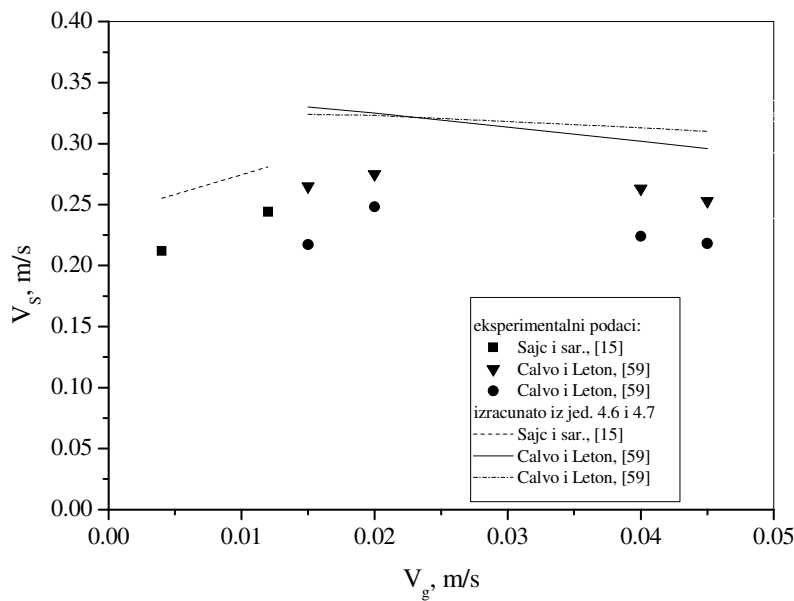
Уопштено се може рећи да је избор једначине за предвиђање слип брзине условљен режимом рада реактора. Не постоји једначина која је применљива на све режиме. Међу једначине које су најпоузданије су једначине које су предложили Joshi и сар. [16], Garcija Calvo [99], Wallis[89], као и модел дат једначинама 4.6 и 4.7. За реакторе са пречницима већим од  $0,14 \text{ m}$  и код којих је однос пречника узлазног и силазног дела већи од 4, корелација коју је предложио Towell [89] даје добре резултате, обзиром да је она и изведена за реакторе већих пречника. И за ове реакторе добре резултате такође дају једначине 4.6 и 4.7.

На слици 4.29 су приказане вредности слип брзина израчунатих преко једначина 4.6 и 4.7 за различите геометрије реактора (тиме и различите вредности параметра  $k$ ) и брзине гаса. Такође, у табели 4.10 су дате ове вредности експерименталне и слип брзине прорачунате преко једначина 4.6 и 4.7. У њој су дате и вредности геометријских особина посматраних реактора.

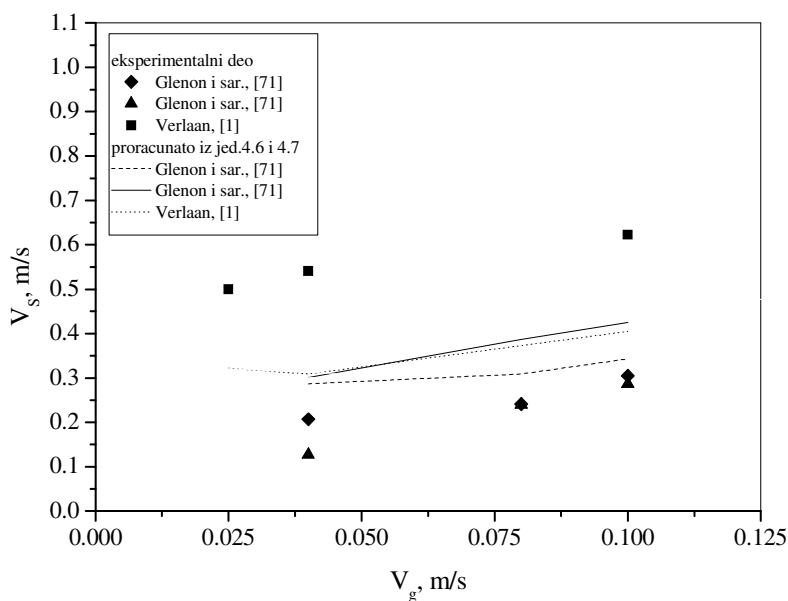
Као што се са слике 4.29 може закључити вредности слип брзине се не могу предсказати помоћу једнопараметарских модела. Експерименталне вредности су дате тачкама а оне предвиђене једначинама 4.6 и 4.7 линијама.

Детаљнијом анализом резултата приказаних на слици 4.29 и датих у табели 4.10 види се да су вредности слип брзине код Glennon и сар. [25] мање од прорачунатих. Највероватнији разлог је релативно мали пречник реактора. Са друге стране резултати предвиђени једначинама у случају резултата које је добио Verlaan [8] су доста мањи од предвиђених. Ово се може објаснити тиме што је код њега пречник реактора био велики (већи од  $0,14 \text{ m}$ ), а такође је и однос површина силазног и узлазног дела реактора био 4 (већи

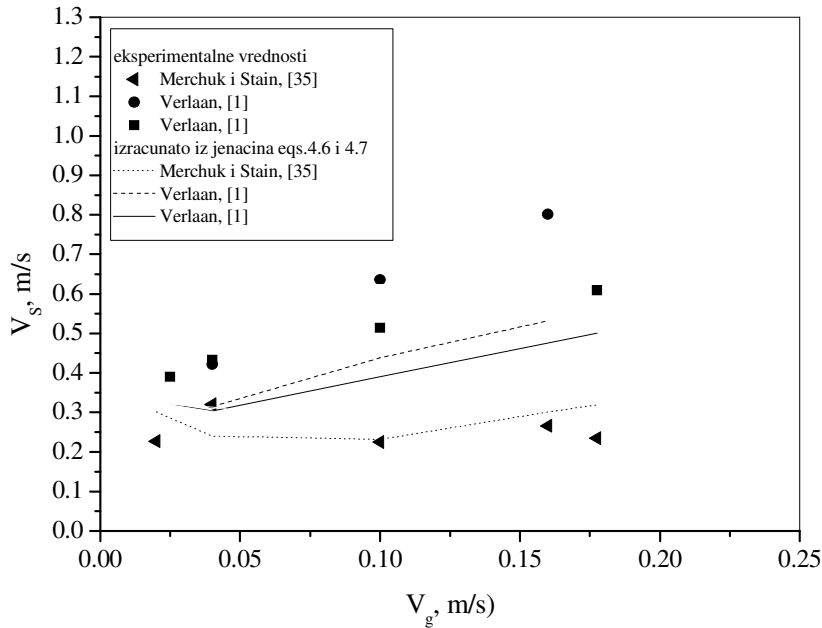
од 2,5), што су све услови који погодују коалесценцији мехурова тако да хомогени режим не може да постоји чак ни при малим брзинама гаса. Коалесценција осим тога даје веће мехурове тако да је њихова брзина дизања повећана што такође може да води повећавању слип брзине. Велике вредности слип брзине код Verlaan-а такође потврђују да се при већим вредностима параметра  $k$  добијају веће слип брзине како је претходном теоријском анализом било показано. Исто тако, експериментални резултати Garcija Calvo и Leton [97], као и Glennon и sar. [25] потврђују да у хомогеном режиму мање вредности параметра  $k$  дају веће вредности слип брзине у области мањих брзина гаса.



a



b



в

**Слика 4.29.** Поређење вредности стварних слип брзина и прорачунатих преко једначина 4.6 и 4.7 (а) за максималну брзину гаса до 0,05 m/s; (б) за максималну брзину гаса до 0,1 m/s; (в) за максималну брзину гаса до 0,2 m/s.

**Табела 4.10.** Поређења вредности стварних слип брзина и одређених преко једначина 4.6 и 4.7.

Истраживачи и геометријске особине реактора	$V_g$ , m/s	$V_s^{\text{exp}}$ , m/s	$V_s^{\text{mod}}$ , m/s	Релативна грешка, %
1) <u>Merchuk и Stein [62]</u> ,	0,02	0,227	0,301	+32,6
$d_r = d_d = 0,14$ m, $H = 4,05$ m, $v = 0,3$ m <sup>3</sup> , $K_f =$	0,04	0,320	0,240	-25,0
11,2, $A_r/A_d = 1$ , $k = 0,143$	0,1	0,225	0,232	+3,1
	0,16	0,266	0,301	+13,2
	0,18	0,235	0,319	+35,7
2) <u>Bugarski [98]</u> ,	0,0003	0,080	0,241	+201,3
$d_r = d_d = 0,022$ m, $H = 0,224$ m, $v = 0,3$ dm <sup>3</sup> , $K_f =$	0,003	0,102	0,303	+197,1
4,98, $A_r/A_d = 1$ , $k = 1,47$	0,006	0,065	0,317	+387,7
3) <u>Bugarski [98]</u> ,	0,0003	0,050	0,217	+334
$d_r = d_d = 0,05$ m, $H = 0,3$ m, $v = 1,0$ dm <sup>3</sup> ,	0,003	0,042	0,280	+567
$K_f = 5,23$ , $A_r/A_d = 1$ , $k = 0,734$	0,006	-0,086	0,296	+444

4) <u>Milivojevic</u> и cap. [95],	0,001	-0,010	0,275	+2850
$d_r = d_d = 0,022$ m, $H = 0,224$ m, $v = 0,3$ dm <sup>3</sup> ,	0,004	0,015	0,309	+1960
$K_f = 4,98$ , $A_r/A_d = 1$ , $k = 1,47$	0,007	0,032	0,319	+1100
5) <u>Sajc</u> и cap. [91],	0,004	0,212	0,255	+6,1
$d_r = 0,027$ m, $d_d = 0,017$ m, $H = 0,27$ m,	0,008	0,244	0,281	+15,2
$v = 0,25$ dm <sup>3</sup> , $K_f = 3,22$ , $A_r/A_d = 2,52$ , $k = 3,86$				
6) <u>Glennon</u> и cap. [25],	0,04	0,207	0,287	+38,6
$d_r = 0,225$ m, $d_d = 0,15$ m, $H = 3,13$ m, $v = 0,3$ m <sup>3</sup> ,	0,08	0,241	0,309	+28,2
$K_f = 3,5$ , $A_r/A_d = 2,25$ , $k = 0,291$	0,1	0,305	0,343	+12,5
7) <u>Glennon</u> и cap. [25],	0,04	0,127	0,314	+147
$d_r = 0,1$ m, $d_d = 0,05$ m, $H = 4,0$ m, $v = 0,055$ m <sup>3</sup> ,	0,08	0,240	0,387	6+1,3
$K_f = 4$ , $A_r/A_d = 4$ , $k = 0,818$	0,1	0,286	0,425	+48,6
8) <u>Verlaan</u> [8],	0,04	0,422	0,315	-22,4
$d_r = 0,2$ m, $d_d = 0,1$ m, $H = 3,23$ m, $v = 0,165$ m <sup>3</sup> ,	0,1	0,636	0,438	-31,1
$K_f = 4,62$ , $A_r/A_d = 4$ , $k = 1,148$	0,16	0,802	0,532	-33,7
9) <u>Verlaan</u> [8],	0,025	0,390	0,321	-17,7
$d_r = 0,2$ m, $d_d = 0,1$ m, $H = 3,23$ m, $v = 0,165$ m <sup>3</sup> ,	0,04	0,433	0,304	-29,8
$K_f = 1,82$ , $A_r/A_d = 4$ , $k = 0,469$	0,1	0,514	0,390	-24,1
	0,18	0,609	0,501	-17,7
10) <u>Verlaan</u> [8],	0,025	0,500	0,322	-35,6
$d_r = 0,225$ m, $d_d = 0,1$ m, $H = 10,5$ m, $v = 0,6$ m <sup>3</sup> ,	0,04	0,541	0,309	-42,9
$K_f = 4,43$ , $A_r/A_d = 5,06$ , $k = 0,570$	0,1	0,632	0,405	-35,9
11) <u>Garcija Calvo</u> и <u>Leton</u> [97],	0,015	0,265	0,330	+24,5
$d_r = d_d = 0,1$ m., $H = 2,1$ m, $v = 0,042$ m <sup>3</sup> ,	0,02	0,275	0,325	+18,2
$K_f = 17,6$ , $A_r/A_d = 1$ , $k = 0,427$	0,04	0,263	0,302	+14,8
	0,045	0,253	0,296	+17,0
12) <u>Garcija Calvo</u> и <u>Leton</u> [97],	0,015	0,217	0,324	+49,3
$d_r = d_d = 0,1$ m, $H = 2,1$ m, $v = 0,042$ m <sup>3</sup> , $K_f = 32$ ,	0,02	0,248	0,323	+30,2
$A_r/A_d = 1$ , $k = 0,777$	0,04	0,224	0,313	+39,7
	0,045	0,218	0,310	+42,2

На основу свега изнесеног у овом поглављу могу се извести следећи закључци.

Слип брзина има једну од битнијих улога при оптимизацији рада биореактора. Веће вредности слип брзине омогућавају боље мешање и пренос масе у систему. Из тог разлога је врло важно имати могућност да се вредности слип брзине предвиде при различитим радним условима како би се нашли они који максимализују мешање и пренос масе. Ту је осим утицаја брзине гаса и режима рада врло битно одредити и утицај геометријских особина реактора, јер се тиме омогућава оптимално пројектовање реактора. Све ово испуњено је једино код једначина 4.6 и 4.7, а оне су се показале и као једне од тачнијих у већини радних режима, што им додатно даје на применљивости. Тако се на основу њих може закључити да се веће вредности слип брзине добијају за:

- (1) веће вредности брзине гаса у хетерогеном режиму,
- (2) однос пречника узлазног и силазног дела реактора већи од 4,
- (3) пречнике узлазног дела реактора веће од 0,14 m,
- (4) мање вредности параметра  $k$  у хомогеном режиму.

Такође, анализом слика 4.27 и 4.28 може се видети да је у хомогеној области боље радити са малим брзинама гаса ако се могу постићи вредности параметра  $k$  мање од 0,3, а ако то није могуће онда је боље радити са већим брзинама гаса и параметра  $k$ . У хомогеном режиму, када је параметар  $k$  мањи од 0,5, лакше је постићи веће вредности слип брзина повећавањем параметра  $k$  него повећавањем брзине гаса. Ако се ради са вредностима параметра  $k$  већим од 1 даље његово повећавање неће дати значајније промене слип брзина.

Испитивањем више полуискуствених и искуствених једначина за предвиђање слип брзине на експерименталним подацима утврђене су једначине које су најпрецизније у различитим режимима рада.

Развијен је модел за предвиђање слип брзине у хомогеној и хетерогеној области рада реактора који у себе поред утицаја брзине гаса на укључује и утицај геометрије реактора у чему је његова највећа предност јер је тиме омогућено дизајнирање реактора и оптимизација његовог рада јер се могу или предвидети нови реактори са таквим димензијама које даје велике вредности слип брзине или за већ постојеће реакторе утврдити они радни услови који дају максималне слип брзине. Сем тога, тачност развијеног модела је на високом нивоу и он спада међу тачније моделе у свим режимима рада и његова тачност у односу на друге моделе расте како се брзина гаса повећава. Предложени модел је евентуално могуће проширити и на

трофазне системе повезивањем укупног коефицијента трења  $K_f$  и коефицијената  $a$ ,  $b$  и  $c$  из једначине 4.5 са уделом чврсте фазе, али то превазилази оквире ове тезе.

#### 4.7 РЕЖИМИ РАДА РЕАКТОРА НА ОСНОВУ КРЕТАЊА ЧЕСТИЦА У РЕАКТОРУ

Постоје три режима рада реактора са становишта кретања честица у реактору:

- а) режим пакованог слоја када су честице непокретне у доњем делу реактора,
- б) режим флуидизованог слоја када се честице крећу у узлазном делу реактора али нема њихове рецикулације и
- в) рецикулациони режим рада који је присутан када је брзина течности у реактору већа од брзине таложења честица [31].

Почетком рецикулационог режима се може сматрати тренутак када више нема пакованог слоја честица у узлазном и силазном делу реактора већ су све суспендоване и овај режим даје највеће уделе гаса и интензивнији контакт између фаза тако да је од примарног значаја за практичну примену [73, 75, 78, 100].

Минимална брзина течности потребна за покретање (циркулацију) слоја честица је увек нешто већа од брзине таложења честица осим код система са малим односима  $A_r/A_d$  и/или честицама које имају мале брзине таложења код којих долази до директне промене из пакованог слоја у рециркулишући режим [75]. Ово је у складу са запажањима до којих су дошли Petrović и сар. који су утврдили да је минимална брзина гаса потребна за флуидизацију слоја мањих честица већа него код већих честица (услед тога што мале честице изазивају коалесценцију мехурова) [78]. Како је брзина таложења малих честица мања то је логично да код довољно малих честица долази до директног преласка из режима пакованог слоја у рецикулациони режим. Брзина гаса потребна да се достигне брзина течности једнака брзини таложења честица требало би да расте са повећавањем удела честица и /или са повећавањем брзине таложења честица и отпорима у доњем делу реактора.

За исту густину честица прелазак из једног режима у други се дешава при све већим брзинама гаса (и течности) како пречник и/или густине честица расте, као и са повећавањем удела честица [73].

Минимална брзина течности потребна за рецикулацију честица је условљена уделом честица и њиховом густином али у већини случајева је мања од брзине течности потребне за увлачење мехурова у силазни део реактора [20].

Са становишта енергије потребне да се суспендују честице у реактору може се рећи да је она код АЛР мања него код реактора са механичким мешањем и барботајне колоне [3].

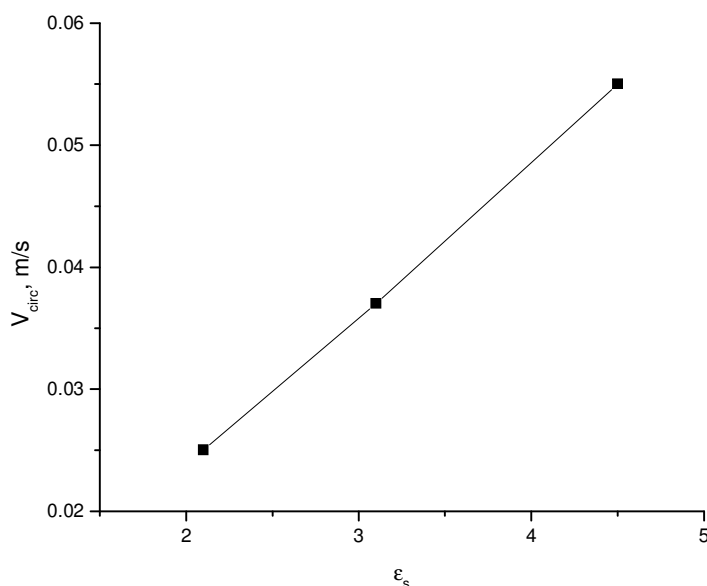
#### 4.8 МИНИМАЛНА БРЗИНА ПОТРЕБНА ЗА ФЛУИДИЗАЦИЈУ И РЕЦИКУЛАЦИЈУ ЧЕСТИЦА

Према истраживањима која су објавили Рођарас и Petrović [101], за стаклене сфере пречника од 3 до 6 mm, густине  $2550 \text{ kg/m}^3$  и три различита флуида, удео гаса потребан да се у ЕЛР достигне брзина течности потребна за флуидизацију слоја честица присутних у узлазном делу реактора се може дати изразом 4.8, и он не зависи од врсте флуида.

$$\varepsilon_g = \frac{M_s \cdot (1 - \rho_l / \rho_s)}{h \cdot \rho_l \cdot A - M_s \cdot \rho_l / \rho_s} \quad (4.8)$$

На основу једначине 4.8 се може закључити да удео гаса потребан за флуидизацију слоја зависи само од масе честица и линеарно се мења са променом удела честица. Међутим, брзина гаса потребна за достизање овог удела гаса зависи од особина датог реакторског система. Такође, по овим ауторима све оно што повећава удео гаса у систему (електролити, алкохоли, површински активне материје и расподељивач гаса) утиче и на смањивање брзине течности потребне за флуидизацију слоја.

Van Benthum и сар. су утврдили да минималне брзине гаса потребне за потпуно суспендовање честица „сребрног песка“ пречника од  $0,29 \pm 0,007 \text{ mm}$  и густине  $2485 \text{ kg/m}^3$  при уделима од 2.1, 3.1 и 4.5% износе 0,025, 0,037 и 0,055 m/s респективно [69]. Ако се ови резултати прикажу на графику (сл. 4.30), види се да је брзина гаса потребна за рецикулацију честица такође линеарно зависна од удела честица.



**Слика 4.30.** Минималне брзине гаса потребне за потпуно суспендовање честица „сребрног песка“

Као што је већ било наведено минимална брзина потребна за потпуно суспендовање и рецикулацију течности зависи од брзине таложења честица, па је пожељно да се она може прорачунати.

Брзина таложења честице се при режиму Рејнолдса од 1000 до 350000 може одредити из израза 4.9 [69].

$$V_t = 1.73 \cdot \sqrt{g \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_l) / \rho_l} \quad (4.9)$$

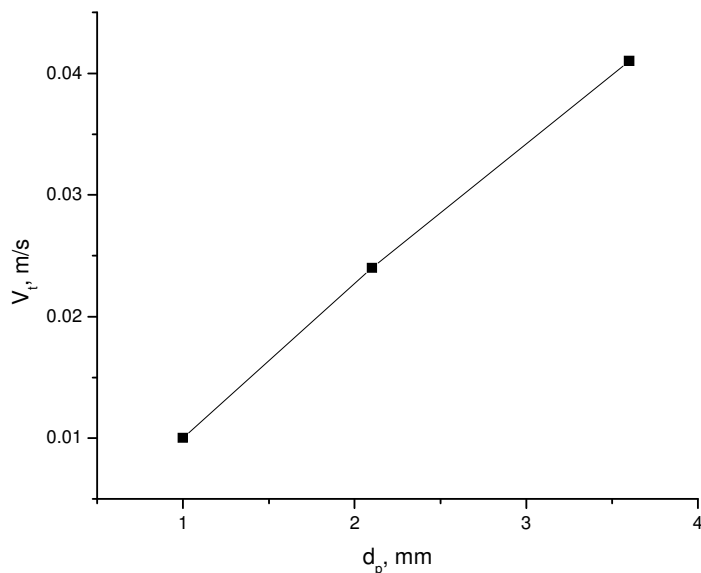
Међутим, за систем гас-течно-чврсто (трофазни систем) Garcija Calvo и сар. су предложили израз 4.10 за одређивање брзине таложења који узима у обзир присуство гаса у систему а укључује у себе и међусобну интеракцију честица [75]. Брзине одређене преко овог израза дају и до 40% мање брзине таложења него оне у двофазним системима за нестешњено таложење [75].

$$V_{t,TF} = V_t \cdot \varepsilon_l \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \left( \frac{2 - \varepsilon_s}{2} \right)^{0.5} \quad (4.10)$$

У свом раду Lu и сар. су за алгинатне честице густине  $1300 \text{ kg/m}^3$  и пречника 1, 2,1 и 3,6 mm одредили брзине таложења од 0,01, 0,024 и 0,041 m/s респективно [28]. Резултати



приказани на слици 4.31 показују да је зависност брзине таложења линеарно пропорционална пречнику честица.



**Слика 4.31.** Минималне брзине гаса потребне за потпуно суспендовање алгинатних честица

У извршеним експериментима нађено је да је брзина таложења алгинатних честица густине  $1040 \text{ kg/m}^3$  била  $0,015 \text{ m/s}$ .

Накао и сар. су утврдили да је брзина гаса потребна за потпуну рецикулацију честица у ЕЛР пропорционална брзини таложења честица, разлици густина и уделу честица према једначини (4.11) [80].

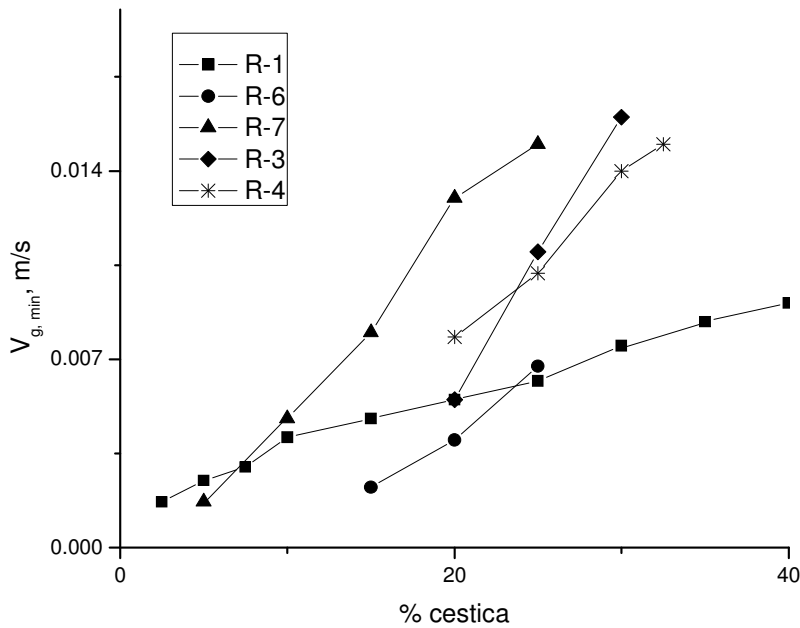
$$V_{c,\min} = A \cdot V_t^{0.4} \cdot \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right)^{0.85} \cdot c_s^{0.15} \quad (4.11)$$

где је А коефицијент чија вредност зависи од геометрије реактора. Међу геометријским особинама реактора највећи утицај по овим ауторима имају висина реактора и однос површина узлазног и силазног дела реактора.

Промена брзине гаса потребне за суспендовање честица пречника  $3 \text{ mm}$  и густине  $1200 \text{ kg/m}^3$  се може одредити из једначине (4.12) [3].

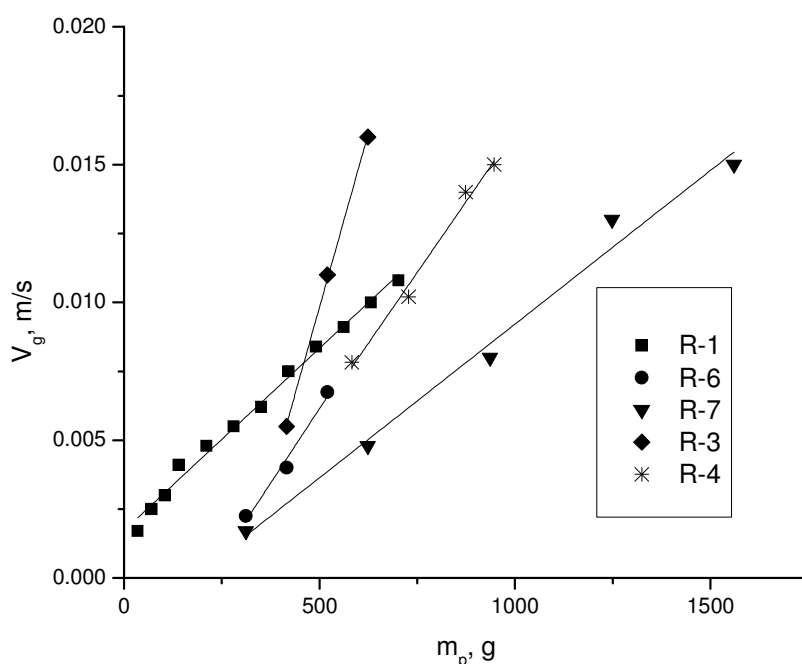
$$V_{g,\min} = 5,73 \cdot V_t^{0.52} \cdot \epsilon_s^{0.54} \quad (4.12)$$

На слици 4.32 приказана је зависност минималне брзине гаса потребне за рецикулацију честица у реактору у неким од испитиваних трофазних система од удела унетих честица.



**Слика 4.32.** Зависност минималне брзине гаса за рецикулацију честица у реактору у функцији удела честица за одабране трофазне реакторе.

Са слике 4.32 може се видети да је у посматраним трофазним системима минимална брзина гаса за рецикулацију честица у реактору линеарно зависила од процента унетих честица што је у сагласности са запажањима других аутора, као и да ова брзина зависи и од геометрије реактора. Да би се добио бољи увид у то како геометрија реактора утиче на минималну брзину гаса потребну за рецикулацију честица на слици 4.33 је дата њена промена са масом унетих честица за различите реакторе.



**Слика 4.33.** Зависност минималне брзине гаса за рецикулацију честица у реактору у функцији удела честица за одабране трофазне реакторе.

Са слике 4.33. може се видети да минимална брзина гаса за рецикулацију честица зависи од геометрије реактора. Она је, за одређену масу унетих честица, најмања код реактора са већим пречником и висином (P-7), већа је код реактора са мањим пречником и већом висином, и реактора са већим пречником и мањом висином (P-6 и P-4), а највећа је у реактору са односом  $A_r/A_d$  већим од 1. Као што се види међу геометријским особинама реактора осим висине реактора и односа површина узлазног и силазног дела реактора како су Nakaо и сар. утврдили, види се да и пречник реактора има битан утицај. Такође се може видети и да је у P-1 који је био израђен од стакла ова брзина и поред мање висине реактора ипак била нешто мања него у пластичним реакторима и то највероватније из разлога што је у овом реактору унутрашња површина била попуно глатка без места где би честице могле да се заглаве што код других реактора израђених од пластике није био случај.

## 4.9 УТИЦАЈ ОДВАЈАЧА ФАЗА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ

На брзину течности у ЕЛР велики утицај има и тип одвајача фаза, његова дужина као и висина течности у одвајачу.

### 4.9.1 Утицај висине неаерисане течности у одвајачу фаза

Ниво неаерисане течности у одвајачу фаза има веома велики утицај на особине двофазних реактора [27, 29, 102]. Удео гаса опада са повећавањем нивоа неаерисане течности у горњој бочној секцији ЕЛР, а брзина течности и дисперзиони коефицијент расту [27, 29, 102].

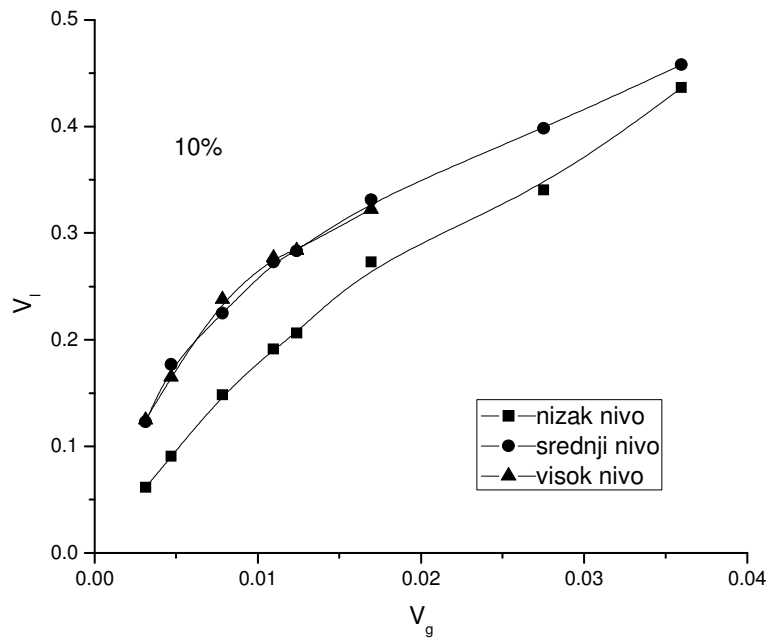
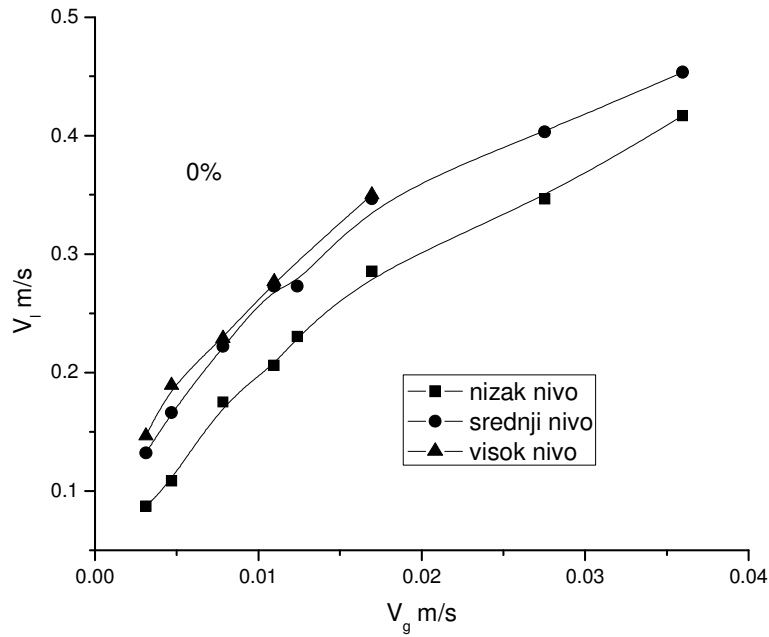
Ventifraoіne и сар. су утврдила да код двофазног ЕЛР постоје два режима рада реактора са становишта нивоа неаерисане течности.

1) Први режим рада се јавља када је ниво течности такав да дуж целе горње бочне секције постоји слободан простор за одвајање гаса од течности (течност је испод горњег нивоа цеви у бочној секцији). При раду реактора у овом режиму са повећањем висине нивоа течности долази до значајног повећања брзине течности. Ово повећавање је мање изражено при малим брзинама гаса и при већим нивоима течности [29, 102]. Узрок овоме је вероватно то што је при већим брзинама гаса, услед већих удела гаса у реактору, ниво течности повећан толико да она испуњава читав попречни пресек горње секције и на тај начин више нема додатних отпора струјању услед постојања сужења/проширења у овом делу реактора па тиме ни додатних отпора тако да даље повећавање брзине није више условљено смањивањем ових месних отпора струјању већ само већим протоком гаса.

2) У другом режиму повећавање нивоа течности у бочној секцији више нема утицаја на брзину течности.

### 4.9.2 Утицај висине течности у горњем бочном делу ЕЛР на хидродинамику

Утицај промене нивоа течности у горњем бочном делу реактора на брзину течности су приказани на слици 4.34 а и б. Утицај је дат за низак, средњи и висок ниво течности, при чему низак ниво означава да је ниво течности до доње ивице цеви у бочном делу, средњи ниво означава да је ниво течности до половине пречника цеви а висок ниво да је цев у бочном делу цела испуњена техношћу пре почетка аерисања реактора.



а

б

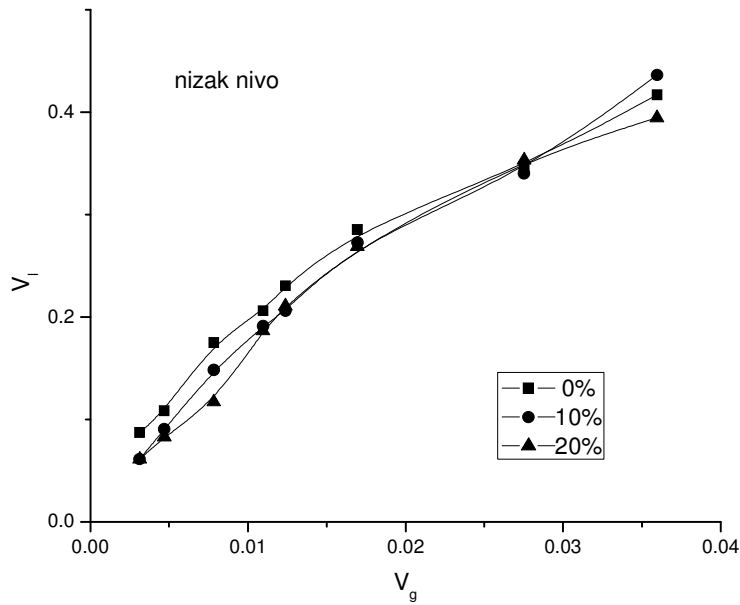
Слика 4.34. Утицај брзине гаса и нивоа течности у реактору на брзину течности у реактору Р - 8 (а - 0% честица; б - 10% честица).

Као што се са слике 4.34 може видети за веће нивое течности у реактору се добијају веће брзине течности, али то важи само до неке границе када се даљим повећавањем нивоа течности брзина или незнатно мења или уопште не мења. То је потпуно у складу са истраживањима која су до сада обавили други истраживачи за двофазне системе, што је у уводу наведено. Разлог оваквом понашању је највероватније тај да при недовољном нивоу течности у горњем бочном делу реактора површина попречног пресека у том делу је мања него површина у узлазном делу тако да прелаз из узлазног у горњи бочни део реактора представља сужење и самим тим додатни месни отпор струјању. Када је ниво течности такав да при раду реактора течност испуњава потпуно горњи бочни део овог отпора нема тако да се брзина даље не мења са даљим повећавањем нивоа.

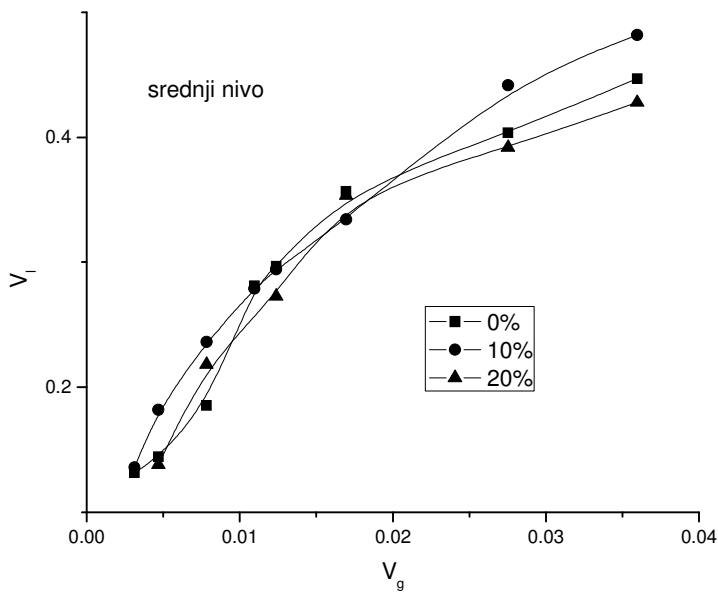
Поређењем резултата за двофазни и трофазни систем датих на слици 4.34 а и б може се видети и да је утицај присуства честица такав да оне и при мањим нивоима течности него што је то случај код двофазних система у раду достижу ниво течности када више нема промене брзине течности са повећавањем нивоа. То се јасно види са слике 4.34 б где се криве за ниски и високи ниво за 10 % честица поклапају. Разлог је највероватније тај што честице повећавају удео гаса па ниво течности у раду бива већи.

На слици 4.35 приказан је утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности при различитим нивоима неаерисане течности за Р-8.

Резултати дати на слици 4.35 а и б показују да честице немају већег утицаја на брзину течности при истом нивоу течности.



a

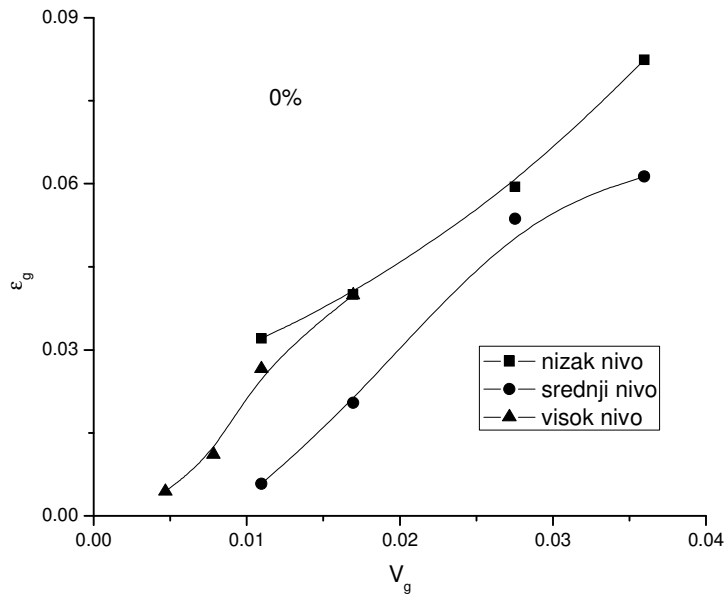


б

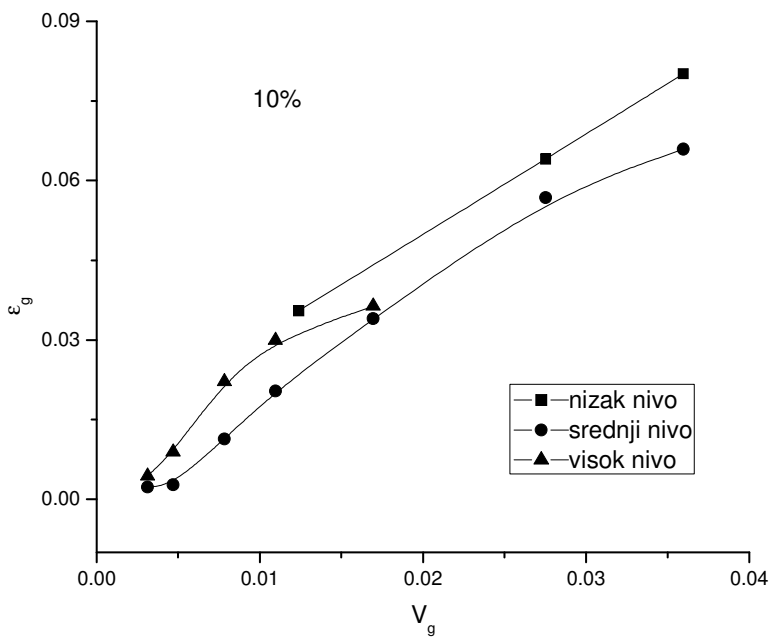
**Слика 4.35.** Утицај брзине гаса и удела честица на брзину течности при различитим нивоима неаерисане течности а - низак ниво, б - средњи ниво за Р-8.

Повећавање нивоа неаерисане течности води повећавању брзине течности што за последицу има смањивање удела гаса као што је на слици 4.35 а и б приказано.

На слици 4.36 приказан је утицај брзине гаса и нивоа неаерисане течности на удео гаса.



a



б

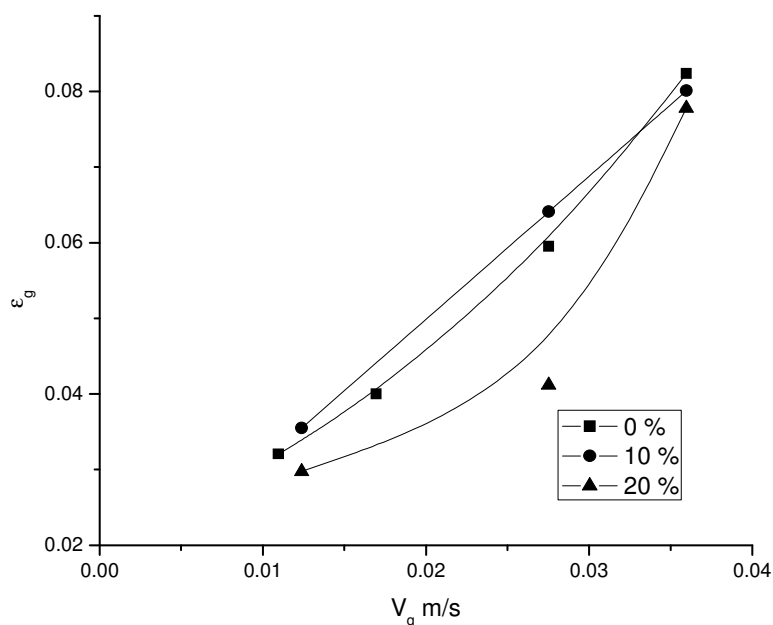
**Слика 4.36.** Утицај брзине гаса и нивоа неаерисане течности на удео гаса: а - за 0% честица б - за 10% честица за Р-8.

Са слике 4.36 се може видети да се највећи удели гаса у оба случаја и код двофазног и код трофазног система добијају за низак и висок ниво течности док се најмања вредност добија при средњем нивоу течности. Ово се може објаснити тиме да је при малом нивоу



течности мала брзина течности па је тада удео гаса већи, са повећавањем нивоа до средње вредности брзина услед повећавања нивоа течности расте па се тиме смањује удео гаса док даље повећавање нивоа течности не води повећавању брзине течности али води смањивању површине у горњем бочном делу реактора која служи за издвајање гаса од течности. Другим речима, на слици 4.36 су приказани укупни удели гаса у реактору и они су код ниског и средњег ниво једнаки уделу гаса у узлазном делу реактора. Код високог нивоа течности приказани удео је у ствари укупни удео у реактору, а он је већи од оног у узлазном делу реактора због смањене ефикасности издвајања гаса од течности јер је за то расположива мања површина.

Утицај присуства честица на удео гаса при ниском нивоу течности дат је на слици 4.37.



**Слика 4.37.** Утицај брзине гаса и удела честица на удео гаса за Р - 8.

Са слике 4.37 се може видети да је удео гаса нешто већи при уделу честица од 10% него за систем без честица, вероватно услед тога што честице додатно праве отпор струјању и спречавају коалесценцију мехурова па тиме повећавају њихово време боравка у систему. Даље додавање честица у систем смањује површину слободну за пролаз гаса и тиме поспешују коалесценцију тако да су брзине дизања мехурова веће код система са 20 %

честица иако је при том уделу брзине течности додатно смањена. Из тог разлога је удео гаса најмањи за овај удео честица [103].

Према томе може се извести закључак да повећавање нивоа течности у трофазном реактору води повећавању брзине течности и последично томе смањивању удела гаса као што се и очекивало на основу резултата за двофазне системе [102].

#### 4.9.3 Утицај типа одвајача фаза

Облик и геометрија горњег дела АЛР такође утиче на ефикасност одвајања гаса и течности, односно на удео рециркулишућег гаса и укупне отпоре струјању па тиме на његове хидродинамичке масено преносне особине [102, 104]. Према различитим геометријама горње бочне секције ЕЛР се могу сврстати у једну од три групе.

1) У прву групу спадају ЕЛР са горњом бочном секцијом у правоугаоном облику који је на врху отворен.

2) Другу групу ЕЛР чине реактори који имају цев као бочну секцију и додатну цев изнад силазног дела реактора која такође служи за одвајање гаса од течности.

3) Трећа група ЕЛР има бочну цев као и друга али без додатне цеви изнад силазног дела реактора.

У свом раду Choi [104] је поредио особине реактора из друге и треће групе и нашао да су брзине течности биле веће код АЛР из друге групе од оних из треће. Сличне резултате су добили и Ventifraoіne и сар. који су упоређивали све три групе реактора [27]. Разлог је био задржавање ваздуха у горњој бочној секцији изнад силазног дела реактора што је смањивало попречни пресек реактора слободан за протицање течности и стварало додатни отпор струјању. Утицај овог додатног отпора услед задржавања ваздуха се смањивао са повећавањем односа  $A_p/A_d$  што је логично јер је тада попречни пресек за протицање течности у силазном делу већ сам по себи мањи. Код реактора из друге групе овај ваздушни џеп се није могао формирати па је самим тим брзине циркулације течности била већа. То је такође условило и мањи удео гаса у овим реакторима али је то смањење било мање изражено од повећавања брзине течности. Коефицијент преноса масе је у ЕЛР друге групе био мањи него у онима из треће [104]. При мањим брзинама гаса нема већих разлика код ова два типа реактора јер течност нема довољну брзину да повуче мехурове у бочну секцију па тиме ни да се формира ваздушни џеп [102].

Ventifraouine и сар. су добили сличне резултате упоређивањем све три групе реактора, показавши да су брзине течности највеће у првој групи реактора а најмање у трећој групи [27]. Утицај геометрије на удео гаса је и код ових аутора био мање изражен.

#### 4.9.4 Утицај дужине бочне секције

Дужина бочне секције такође има врло изражен утицај на особине ЕЛР. Код реактора из треће групе дужа бочна секција даје нешто мање уделе гаса у узлазном делу и израженије мање у силазном делу реактора па тиме и веће погонске силе што води повећавању брзине течности, док је коефицијент преноса масе са повећавањем дужине опадао [104].

Осим овога, у свом раду Van Benthum и сар. су утврдили да ИЛР може да ради са мањом масом честица „сребрног песка“ пречника од  $0,29 \pm 0,007$  mm и густине  $2485 \text{ kg/m}^3$  него честица полистирена пречника од  $1,2 \pm 0,3$  mm и густине  $1050 \text{ kg/m}^3$  [69]. Са друге стране Heijnen и сар. [88] су утврдили да су количине базалтних честица и песка са којима се могло радити веће него што је то био случај код Van Benthum и сар. Највероватнији разлог овоме је тај што су честице песка имале већу брзину таложења у односу на полистиренске ( $0,016$  према  $0,033$  m/s) па су се више таложиле у хоризонталним деловима реактора, посебно при мањим брзинама течности у тим деловима реактора на тај начин смањујући површину слободну за протицање флуида и повећавајући отпоре струјању. Код Heijnen и сар. [20] је геометрија хоризонталних делова била другачија па су самим тиме могли радити са већим масеним концентрацијама сличних честица него Van Benthum и сар [69]. То сведочи да је потребно обратити посебну пажњу на дизајнирање хоризонталних делова посебно код ЕЛР где су хоризонтални делови реактора много више присутни него код ИЛР.

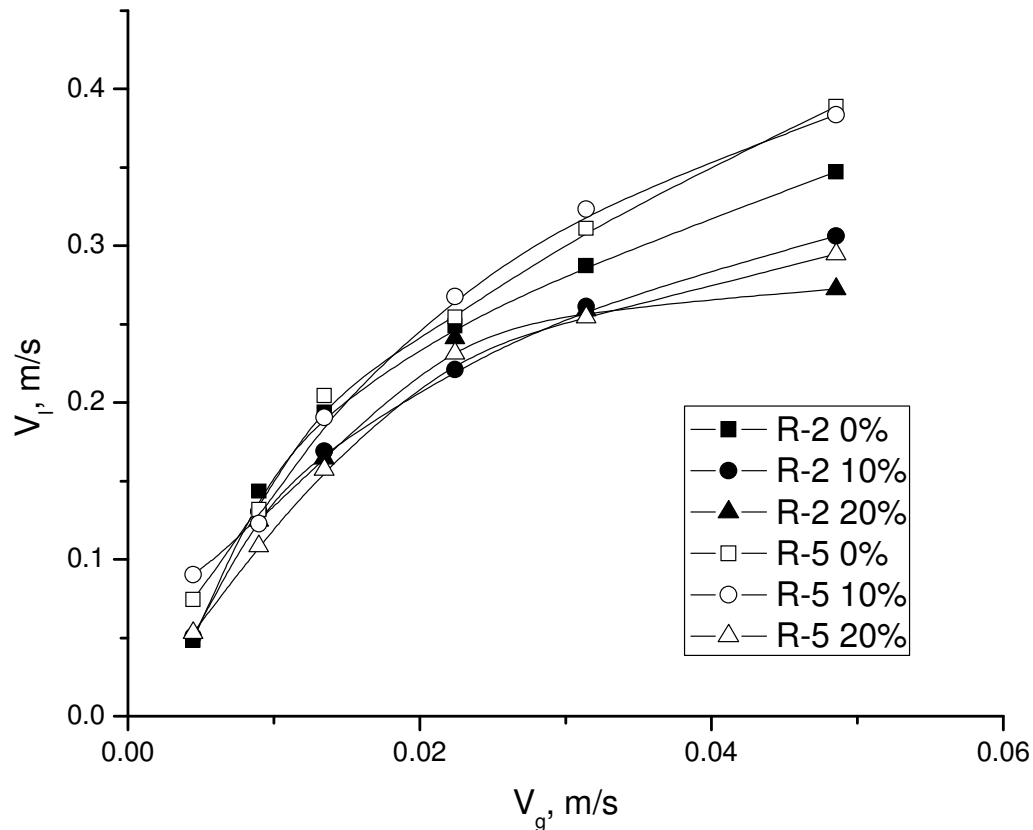
#### 4.9.5 Утицај дужине бочне секције ЕЛР на хидродинамику

Утицај дужине горње бочне секције ЕЛР на његову хидродинамику испитиван је у реакторима Р-2 и Р-5, који су били идентичних геометријских особина осим што су бочни делови били код Р-5 краћи приказан је на слици 4.38. Код Р-2 дужина је износила  $0,225$  m а код Р-5  $0,105$  m.

Као што се са слике 4.38 може видети веће брзине течности се добијају у реактору са краћом бочном секцијом што је и било очекивано јер овај реактор има и мање укупне отпоре јер му је мањи укупни пут циркулације течности. Ово није случај једино код 20 % честица где

су скоро идентичне брзине течности код оба реактора. Вероватно су укупни отпори услед присуства честица толики да је утицај разлике отпора услед подужних трења условљених различитим дужинама реактора у овом случају мала.

Оно што је такође битно јесте и максимални удео честица са којим је могућ рад реактора и он је код Р-2 износио 20% док је код Р-5 он био 25%. Као што се види у реакторима са краћим бочним деловима може се радити са већим уделима чврсте фазе и највероватнији разлог томе је мање таложење честица у тим деловима реактора. Пошто се честице у том делу реактора крећу хоризонтално, под дејством струјања течности, и вертикално наниже, под дејством гравитационе силе, логично је да ће се мање честица исталожити у овом делу реактора што је он краћи. Из овог разлога потребно је да ови делови буду што краћи, када се ради са трофазним системима, да би се омогућио рад са што већим уделом чврсте фазе. При томе треба имати у виду да се у горњој бочној секцији врши и одвајање гаса од течности и да би претерано кратке бочне секције водиле неефикасном издвајању гаса па тиме и његовим увлачењем у силазни део реактора што значи смањивању погонске силе. Из овог разлога потребно је веома пажљиво одабрати дужину горњег бочног дела реактора да би се оптимизовао рад реактора.



**Слика 4.38.** Утицај дужине бочног дела ЕЛР на брзину течности за различите уделе честица.

Исто тако за очекивати је и да ће у цевима већег пречника таложење бити мање јер је већи пут који честице треба да пређу да би се исталожиле и то се може видети из табеле 3.1 где се види да је у R-3 који је по геометрији скоро идентичан R-2, осим што је пречник цеви био већи, максимални удео честица био 30%.

#### 4.10 МОДЕЛ ЗА ПРЕДВИЂАЊЕ БРЗИНЕ У ТРОФАЗНИМ СИСТЕМИМА

Брзина течности у АЛР је један од пресудних чинилаца који утиче на његове особине па самим тиме и на његову оптимизацију и дизајнирање. То је још више изражено код трофазних система јер она утиче на различите процесе у самом реактору као што су мешање, интензитет рецикулације мехурова, ефикасно суспендовање честица, расподела гаса и

честица у систему и др. [12]. При томе је потребно да се зна како геометрија реактора (висине, пречник, зона одвајања, однос површина узлазног и силазног дела реактора, расподељивач гаса и др.), проток гаса, удео честица и њихове особине утичу на брзину течности [20]. Међутим, иако су АЛР реактори доста испитивани последњих година, већина испитивања и модела се односи на двофазне моделе, а само пар њих је урађено за трофазне системе [82].

Једна од најтачнијих једначина за предвиђање брзине течности у двофазним реакторима јесте једначина 4.13 коју су Glenon и сар. [25] предложили за различите режиме струјања и геометрије [95]. У овом раду испитана је њена примена на трофазне системе са лаким и релативно малим алгинатним честицама.

$$V_l = a \cdot k^{-b} \cdot V_g^c \quad (4.13)$$

Где су  $a$ ,  $b$ ,  $c$  параметри који зависе од брзине гаса односно од режима струјања и дати су у табели, а  $k$  зависи од геометријских карактеристика реактора и дато је једначином 4.14.

	a	b	c
Za $V_g < 0,05$ m/s	1, 017	0, 409	0, 42
Za $V_g > 0,05$ m/s	0, 375	0, 427	0, 315

$$k = \frac{K_f}{2 \cdot g \cdot H} \cdot \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \quad (4.14)$$

Пошто се двофазна смеша течности и довољно малих и лаким честица може сматрати псеудохомогеном то је за проширивање једначине 4.13 за трофазне системе може користити овакав приступ, наравно уз претпоставку да је суспензија псеудохомогена у оној области концентрација чврсте фазе која је у оквиру овога рада испитивана. Ово значи да се повећавањем концентрације честица повећава вискозност суспензије. У већини модела који се користе за одређивање вискозности суспензије  $\mu_s$ , користе се једначине које имају степени ред облика:  $\mu_s/\mu = 1 + b_1 \epsilon_s + b_2 \epsilon_s^2 + \dots$ , у којима коефицијенти зависе од величине, густине и сферичности честица [47]. Број предложених једначина је врло велики али како су у овом раду испитиване и врло велике концентрације честица (до 50%) то је за одређивање

вискозности суспензије коришћен модел Thomas'a (1965) дат једначином 4.15 који је показао добро резултате за такве системе [74].

$$\mu_s = 1 + 2,5 \cdot \varepsilon_s + 10,05 \cdot \varepsilon_s^2 + 10^{-3} \cdot e^{16,6\varepsilon_s} \quad (4.15)$$

Испитивања показују да при већим вискозностима долази до дестабилизације хомогеног и појаве хетерогеног режима [85], повећавања коалесценције [81], и смањивања удела гаса [85]. Из овога разлога за очекивати је и да ће при већим уделима честица (који дају веће вискозности) прелаз из хомогеног у хетерогени режим бити при мањим брзинама гаса него што је то случај код двофазних система.

У литератури постоји изван број модела за предвиђање брзине течности у трофазним системима у којима је чврста фаза лаке алгинатне честице [7, 20, 29, 66, 69, 74, 75, 82]. Међутим, ниједан од ових модела није развијен за систем који има више од 30% честица. Са друге стране утврђено је да и модели који су развијени за двофазне системе имају сасвим задовољавајућу тачност када се примене на трофазне са алгинатним честицама до 20% честица [105]. Као илустрацију тога на слици 4.39 дато је поређење експерименталних резултата за P-1 ( $V_1 = 1,35$  l,  $H = 0,205$  m,  $D_r = D_d = 0,044$  m,  $k = 0,303$ ) и вредности брзине течности израчунатих преко оригиналне једначине 4.13 коју су Glenon и сар. предложили за двофазне системе [25].

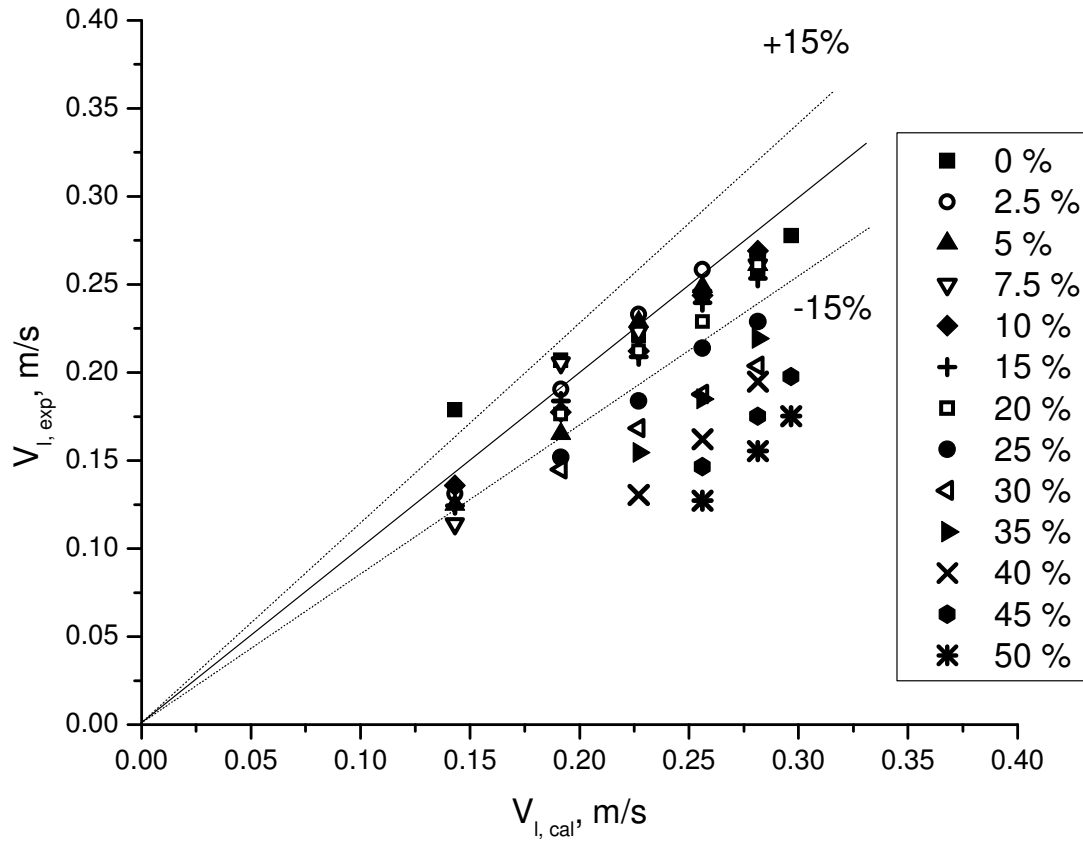
Као што се са слике 4.39 може видети модел даје добре резултате све до удела честица од 20%, а такође се види и да нетачност модела расте са повећавањем удела честица. Ово значи да би се модел предложен за двофазне системе уз корекције могао проширити и на трофазне за уделе честица веће од 20%. У том циљу у једначину 4.13 коју су Glenon и сар. [25] предложили за двофазне системе додат је члан  $(\mu_s/\mu)$  који показује утицај промене вискозности услед присуства:

$$V_l = 1,017 \cdot V_g^{0,42} \cdot k^{-0,409} \cdot (\mu_s / \mu)^\gamma \quad \text{хомогени режим } (V_g < 0,05 \text{ m/s}) \quad (4.16)$$

$$V_l = 0,735 \cdot V_g^{0,315} \cdot k^{-0,427} \cdot (\mu_s / \mu)^\gamma \quad \text{хетерогени режим } (V_g > 0,05 \text{ m/s}) \quad (4.17)$$

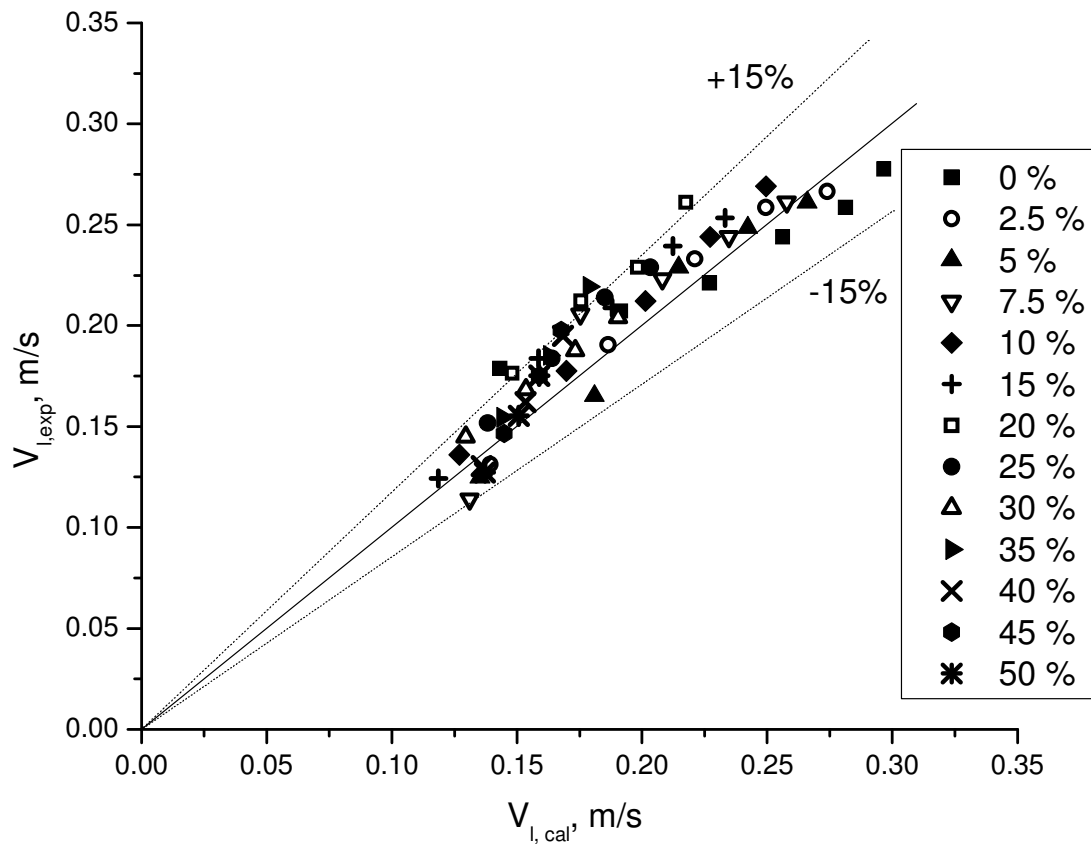
Члан  $(\mu_s/\mu)$  се одређује преко једначине 4.15, а вредност експонента  $\gamma$  у једначинама 4.16 и 4.17 је -0,4 како је то одређено помоћу методе најмањих квадрата из експерименталних података више аутора [8, 90, 91]. Ова вредност представља средњу вредност за хомогени и хетерогени режим. Стварне вредности за хомогени и хетерогени режим су -0,455 и -0,367 респективно међутим, како је промена режима код трофазних система условљена не само брзином гаса већ и уделом честица практичније је да се користи средња вредност експонента.

Резултати добијени коришењем коригованих једначина дати су на сликама 4.40 и 4.41.

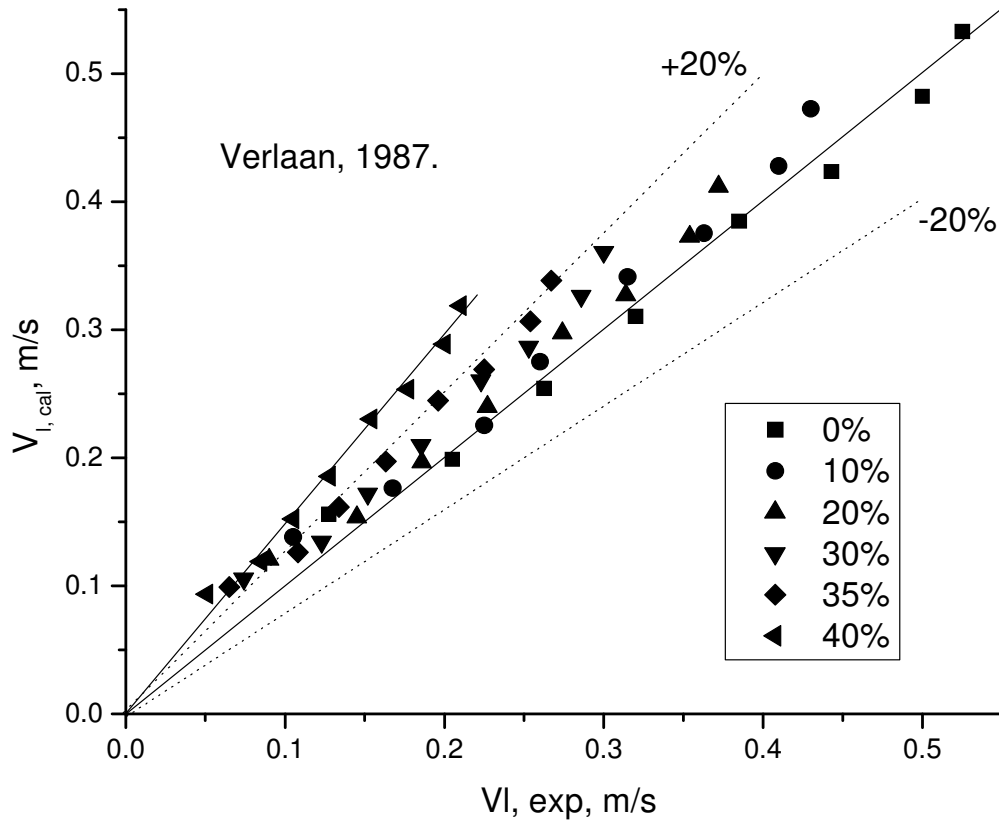


**Слика 4.39.** Поређење експерименталних и прорачунатих брзина течности за различите уделе честица за Р-1 преко једначине 4.1.



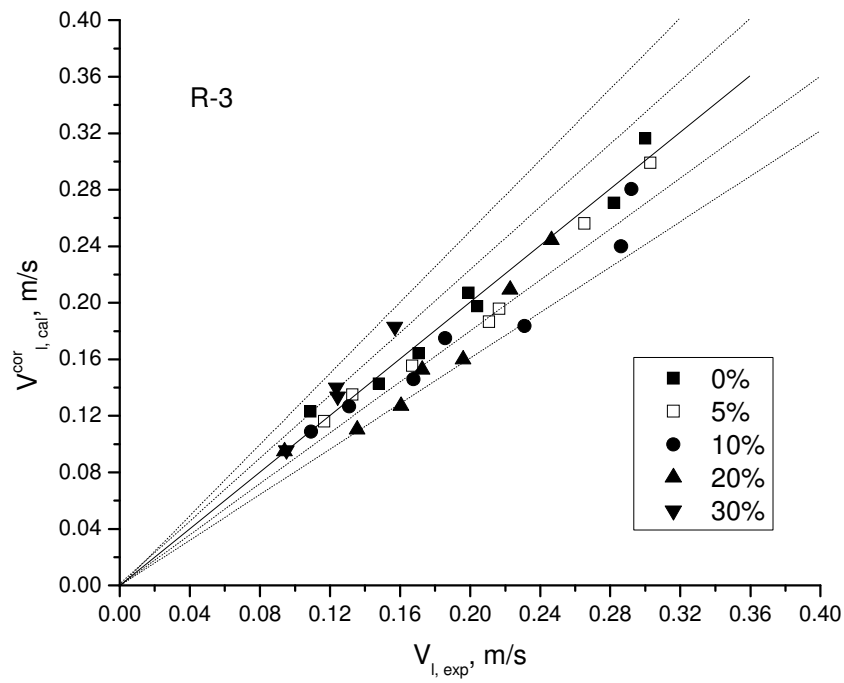
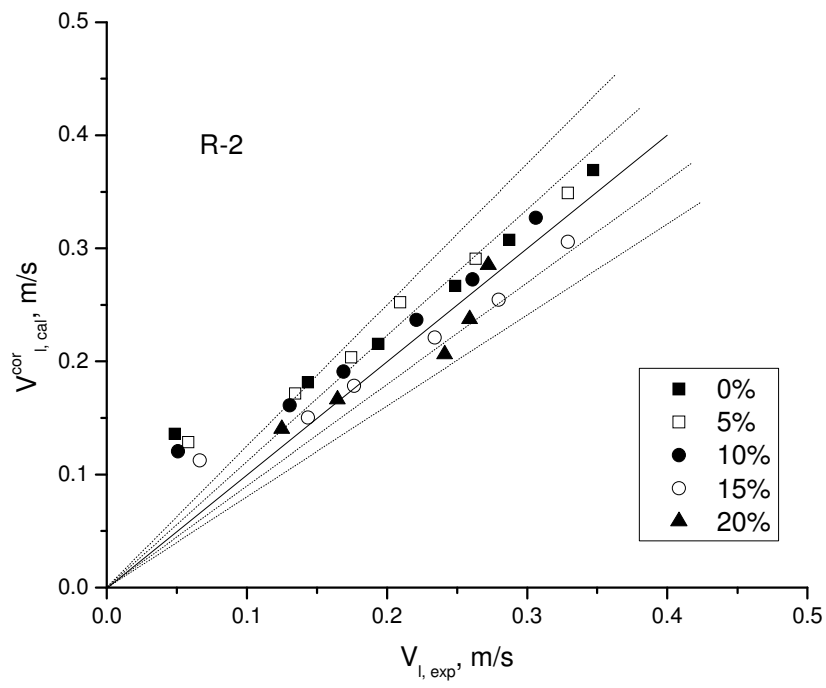


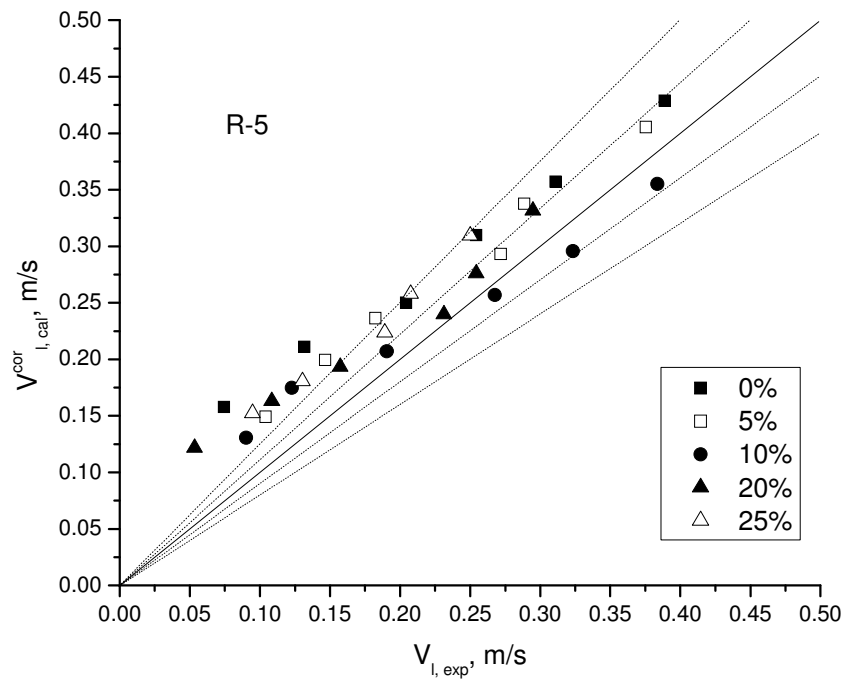
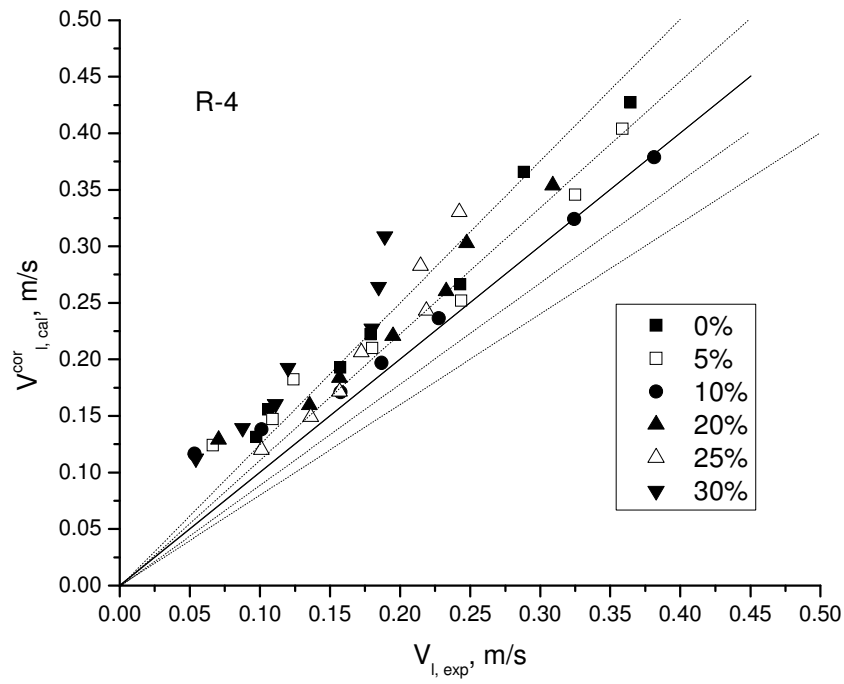
**Слика 4.40.** Поређење експерименталних и прорачунатих брзина течности за различите уделе честица за Р-1 преко једначина 4.16 и 4.17.

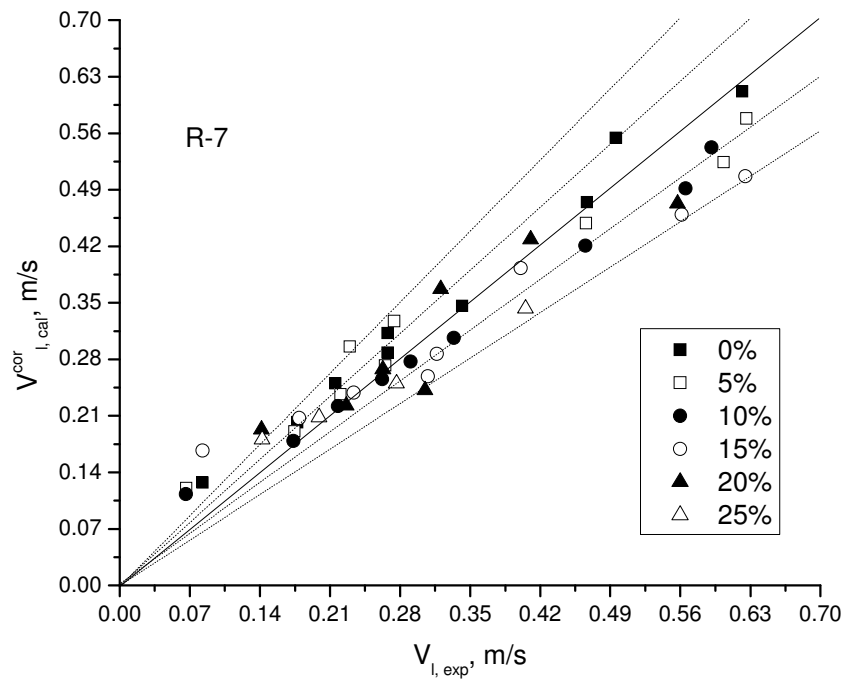
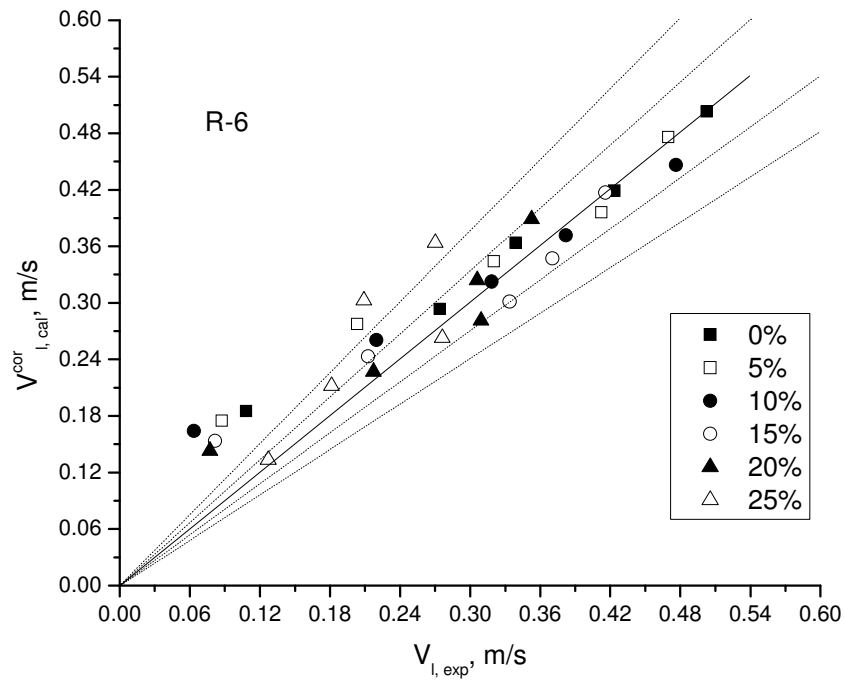


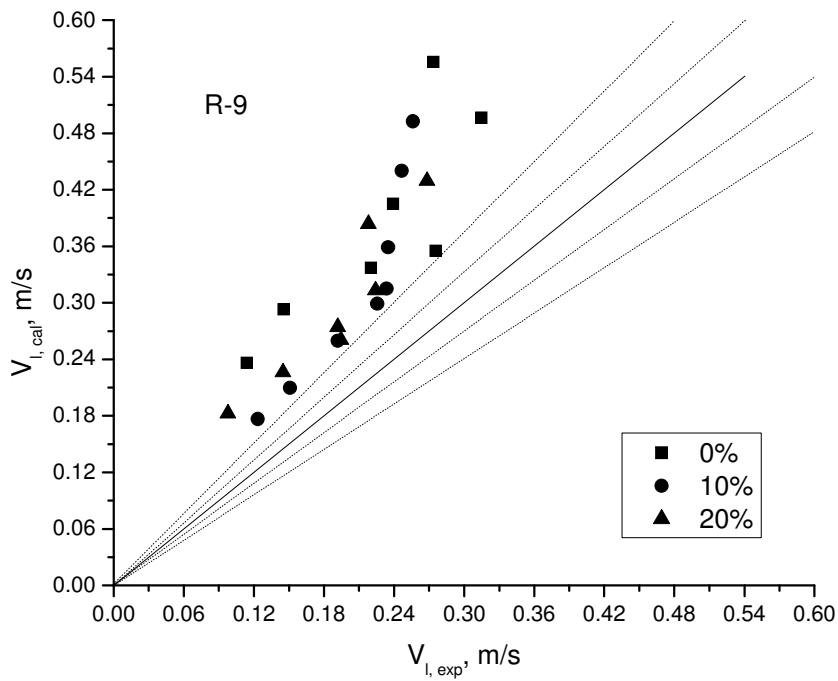
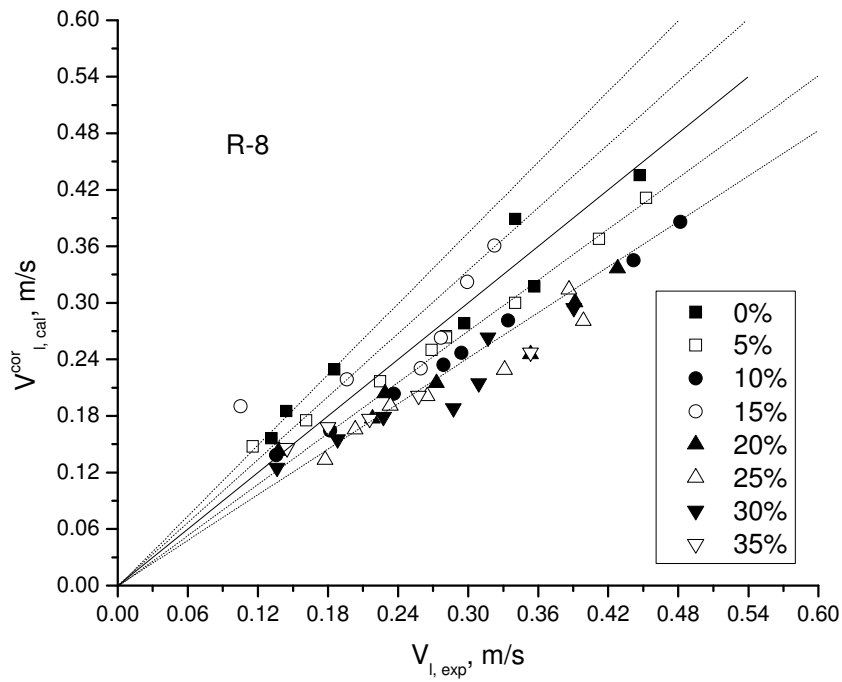
**Слика 4.41.** Поређење брзина течности прорачунатих за различите уделе честица преко једначина 4.16 и 4.17 и експерименталних за податке од Verlaan-а (1987) [8].

Са слика 4.40 и 4.41 се може видети да једначине 4.16 и 4.17 доста добро предсказују вредности брзина у АЛР различитих геометрија и режима струјања. Резултати које је објавио Verlaan (1987) дати су из разлога што је овај реактор био већих димензија и рађено је више у хетерогеној него у хомогеној области, док је већина овде објављених експерименталних испитивања уређена на реакторима мањих димензија и већим делом са протоцима гаса који одговарају хомогеном режиму. Резултати за остале реакторе који су испитивани дати су на слици 4.42 а-ж.



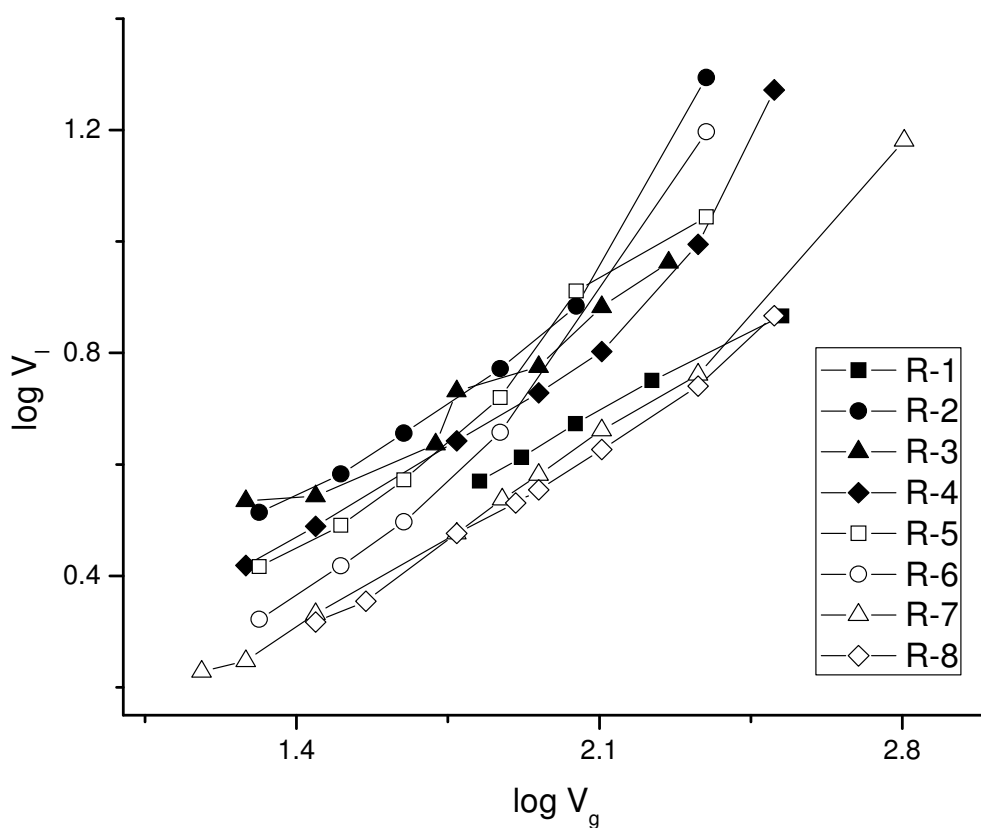






**Слика 4.42.** Поређење експерименталних и прорачунатих брзина течности за различите уделе честица за податке од Р-2 до Р-9 преко једначина 4.16 и 4.17.

Са слика 4.40-4.42 се види да се осим за  $P-9$  вредности одређене преко коригованих једначина добро поклапају са експерименталним резултатима осим за мале вредности брзина течности тј. при малим брзинама гаса. То наводи на закључак да у овој области постоји други режим струјања. Из тог разлога је анализом експерименталних података приказаних на слици 4.43, тачније анализом логаритамских кривих зависности брзине течности од брзине гаса, утврђено да је нагиб кривих, тј. вредност експонента  $c$  у једначини 4.17, у овој области малих брзина гаса око 0,5 а не 0,42 као што је у хомогеној области.



**Слика 4.43.** Зависност логаритма брзине течности од логаритма брзине гаса.

Ако се ова вредност експонента унесе у једначину онда је потребно изменити и вредност коефицијента  $a$  у једначини 4.13 тако да она у овој области износи 1,77 уместо

1,017. На тај начин поред једначина 4.16 и 4.17 добија се једначина 4.18 за одређивање брзине течности у трофазним системима за ламинарни режим.

$$V_l = 1,77 \cdot V_g^{0,516} \cdot k^{-0,409} \cdot (\mu_s / \mu)^{\gamma} \quad \text{ламинарни режим } (V_g < 0,009 \text{ m/s}) \quad (4.18)$$

#### 4. 11 УТИЦАЈ ЧЕСТИЦА И ГЕОМЕТРИЈЕ НА УДЕО ГАСА У РЕАКТОРУ

Удео гаса у пнеуматским реакторима (БК, АЛР) пре свега зависи од брзине гаса. Физичке особине флуида, површина попречног пресека реактора као и величина и тип расподељивача гаса такође у мањој или већој мери утичу на удео гаса [16, 58, 59]. У литератури постоји већи број различитих зависности за удео гаса али се најчешће користе зависности типа једначине 4.19.

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot V_g^{\beta} \quad (4.19)$$

Експонент  $\beta$  и једначини 4.19 обично има вредност између 0,5 и 1. Други, нешто мање коришћени облик зависности удела гаса од брзине гаса, који је заснована на дрифт-флуks моделу дат је једначином 4.20.

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{\alpha + \beta \cdot V_g} \quad (4.20)$$

У једначини 13.2 на основу већег броја истраживања утврђено је да параметри  $\alpha$  и  $\beta$  имају вредности 2,70 и 0,284 респективно за систем вода ваздух у колонама пречника од 0,15 до 1 m, и при брзинама гаса од 0,01 до 0,45 m/s [106].

Једначина 4.19 има ширу примену и најчешће даје боље поклапање са експерименталним резултатима него једначина 4.20. Сем тога, при промени режима струјања из мехурастог у коалесцентни (хомогеног у хетерогени режим) долази до нагле промене експонента  $\beta$  тако да ово може бити знак да је дошло до промене режима струјања у пнеуматском реактору. Промена вредности параметра  $\beta$  се у дијаграму зависности удела гаса од површинске брзине гаса запажа као промена нагиба ове праве [7]. Уз све ово Chisti и Moo-Young су показали да једначина 4.19 има и теоријску заснованост [106]. Тако је према њиховим резултатима параметар  $\alpha$  функција режима струјања, разлике густина, површинског напона, вискозности и густине течне фазе и има вредности 2,47 и 0,97, док је параметар  $\beta$  функција једино режима струјања (код нењутновских флуида) и индекса течења  $n$



( $\beta = 0.56 \cdot n^{-0.354}$ ). Gavrilesку и Tudose су утврдили да је  $\beta = 0.634 \cdot n^{-0.113}$  [107], и има вредности 0,49 и 0,46 у хомогеном и хетерогеном режиму респективно [73, 106].

У АЛР су могућа три типа расподеле удела гаса: релативно равномерна расподела (у хомогеном режиму), седласта расподела (у реакторима са малим пречницима при великим брзинама течности) и параболична расподела (која се најчешће среће у колонама већих пречника тј. хетерогеном режиму) [16].

Удео гаса у систему је пропорционалан брзини дизања мехурова  $\varepsilon_g \propto 1/V_{b\infty}$  што даље води закључку да је  $\varepsilon_g \propto \mu^{0.5}$  према истраживањима које су објавили Мена и сар. [47].

Код ЕЛР је удео гаса у силазном делу реактора обично занемарљив [7]. Код реактора са преградом удео гаса у силазном делу је јако зависан од геометрије горњег дела реактора у коме се врши раздвајање фаза и од нивоа течности у њој [108]. Губици у силазном делу реактора код ЕЛР су врло мали услед малог присуства гаса у њему за разлику од ИЛР (где  $\varepsilon_d$  иде и до 90%  $\varepsilon_r$ ) па је ово један од главних разлога зашто се у ЕЛР постижу веће брзине течности при истим брзинама гаса [23]. Као што се види, предвиђање удела гаса у АЛР је тешко услед тога што је јако условљено геометријом реактора, а то је посебно посебно изражено код ИЛР, где је удео гаса у силазном делу знатно већи, [20].

Утицај односа пречника узлазног и силазног дела реактора није толико изражен код удела гаса као код брзине течности и он се повећава са смањивањем односа  $A_r/A_d$  док је удео гаса у силазном делу реактора опада са смањивањем односа  $A_r/A_d$  [104].

Удео гаса се мења у зависности од особина флуида па тако додавање супстанци које спречавају коалесценцију доводи до већих удела гаса, а супстаци које повећавају вискозност имају двоструки ефекат. При малим концентрацијама оне повећавају, а при већим смањују удео гаса [83]. Са друге стране McManameу и сар су исти овакав двоструки ефекат открили и при додавању електролита [59].

Присуство честица у реактору има већи утицај на брзину течности него на удео гаса [59, 74]. Истраживања која су обављена на великом броју различитих система са становишта врсте и величине честица и на различитим реакторима су показала да је у највећем броју случајева удео гаса са додавањем честица опадао, а код лаких честица је то било изражено при уделима чврсте фазе већим од 20% [31] мада има резултата који показују благо повећавање удела гаса са повећавањем удела чврсте фазе [65, 73]. Wang и сар. су утврдили да удео честица нема утицаја на удео гаса у области од 0 до 10% честица [66]. Утицај величине

честица се углавном може посматрати преко брзине таложења па тако удео гаса опада како брзина таложења расте [31], што се поклапа са експерименталним резултатима Li и сар. [73]. Сличне резултате су добили и Bly и Worden који су нашли да стаклене честице пречника 1,3 mm и 3,03 mm повећавају коалесценцију док честице пречника 6 mm не повећавају, док су за лаке алгинатне честице утврдили да је удео гаса код трофазних система већи него онај код двофазних и да се нешто већи удели добијају са већим честицама. Овакви позитивни ефекти додавања алгинатних честица на удео гаса могу се приписати квашљивости честица мада су ови резултати другачији од оних које су добили неки други аутори за те исте честице [28, 33, 65]. Овакви различити резултати се могу приписати и различитим величинама мехурова гаса у систему пошто велики мехурови у присуству честица имају израженију коалесценцију док код малих мехурова присуство честица има већи утицај на смањивање брзине дизања мехурова него на њихову коалесценцију. На тај начин величина формираних мехурова, а тиме и тип расподељивача гаса, може да има значајан утицај на повећавање или смањивање удела гаса у реактору и то је посебно изражено код некоалесцентних система и код реактора мањих висина где је удео зоне формирања мехурова већи. McManamey и сар. су показали да порозне плоче дају увек веће уделе гаса него перфориране плоче [59]. Овакав утицај величине формираних мехурова (па тиме и расподељивача гаса) на удео гаса у реактору су добили и Frietas и сар. који су утврдили да се за пречнике отвора од 0,5 mm добија благо повећавање удела гаса са повећавањем удела честица док се са отворима на расподељивачу пречника 1 и 1,6 mm удео гаса смањивао са повећавањем удела честица [73]. Осим овога у P-1 је сигурно било присутног  $\text{CaCl}_2$ , а и овај реактор је био мале висине па то може бити разлог зашто је добијено повећавање удела гаса са повећавањем удела честица. Потпуно другачији утицај присуства честица и њихове величине на удео гаса у узлазном делу реактора од оног који су приметили Bly и Worden за алгинатне честице добили су Lu и сар. који су утврдили да се при повећавању удела честица удео гаса смањује као и да се смањује са повећавањем величине честица [28]. Код њих је пречник отвора на расподељивачу гаса био 1 mm тако да ово може да буде разлог такве промене.

Размера реактора нема већег утицаја на удео гаса при величинама реактора од  $0,25 \text{ m}^3$  до  $280 \text{ m}^3$  [31]. Са друге стране Blažej и сар. су утврдили да код ИЛР размера реактора не утиче знатније на удео гаса у хомогеној области, док у хетерогеној има утицаја при величинама реактора од  $0,01 \text{ m}^3$  до  $0,2 \text{ m}^3$  [7].

Уколико се мехурови крећу кроз флуид неометано брзином слободног уздицања тада удео гаса у БК линеарно расте са брзином гаса  $\varepsilon_g = V_g / V_{b\infty}$ . Према томе, у хомогеном режиму са повећавањем брзине гаса повећава се и удео што доводи до стешњеног уздицању роја мехурова где је брзина стешњеног уздицања мања од брзине слободног уздицања:  $V_b = V_{b\infty} \cdot (1 - \varepsilon_g)^n$ , што води прогресивном повећавању удела гаса. У хетерогеном режиму струјања брзина уздицања гаса је већа услед додатне циркулације течности условљене већим протоком гаса ( $V_b = V_{b\infty} + const \cdot V_g$ ) што даље води прогресивном смањивању удела гаса са повећавањем брзине гаса. Mercer је у свом раду на основу својих и резултата других аутора показао да величина мехурова у АЛР опада са повећавањем брзине гаса у области од 0,006 до 0,1 m/s [24]. Ово би требало да води смањивању брзине дизања мехурова у овој области. Међутим он није утврдио да ли је можда повећавање брзине течности, при већим брзинама гаса, било узрок формирању мањих мехурова. У свом раду Frietas и сар. су утврдили да  $V_{b\infty}$  расте са повећавању удела честица, порастом њихове густине као и са повећавањем пречника отвора што све води закључку да се при овим условима формирају већи мехурови [65].

Хетерогени режим струјања се јавља при већим брзинама гаса, али се може јавити и при брзинама гаса које одговарају хомогеном режиму ако су отвори на расподељивачу гаса велики, код реактора пречника узлазног дела већег од 0,1 m [16], као и код флуида веће вискозности од 8 mPas [85]. Са повећавањем брзине гаса долази прво до великог повећања удела гаса затим се при већим брзинама гаса достиже скоро стационарно стање док даље повећавање брзине поново води расту удела гаса тако да се на графику зависности удела гаса од брзине гаса може уочити постојање платоа при брзинама од 0,03 до 0,11 m/s [65]. Вероватан разлог овоме је промена режима струјања у овој области од хомогеног у развијени хетерогени. Томе у прилог иде и чињеница да се у "дрифт-флукс" графику  $((V_g / \varepsilon_g) \div (V_g + V_l))$  јављају 3 зоне које означавају хомогени, прелазни и хетерогени режим [65].

У литератури постоји већи број објављених истраживања везаних за утицај вискозности на промену удела гаса у хетерогеном режиму. Резултати су донекле противречни јер су неки аутори дошли до резултата који показују смањивање удела гаса са повећавањем вискозности, док су други дошли до супротних. Међутим, ова противречност је условљена тиме што удео гаса расте са повећавањем вискозности до 3 mPas, од 3 mPas до 11 mPas опада,

а са даљим повећавањем поново расте како су то Ruzicka и сар. у свом раду утврдили [85]. Allen и Robinson су утврдили да је при ферментацији *Aspergillus niger*, који се понаша као нењутновски флуид, удео гаса опадао са повећањем привидне вискозности [109]. Ови аутори су такође утврдили и да се удео гаса смањује и са повећавањем  $A_d/A_r$ . До истих резултата за нењутновске флуиде дошли су и Gavrilescu и Tudose у својим истраживањима [107]. Негативан утицај повећавања вискозности код нењутновских флуида услед додавања СМС су утврдили и Wachl и сар. [83]. У хетерогеном режиму струјања је утицај физичких особина на удео гаса у реактору мање изражен него код хомогеног [85].

Код барботајне колоне повећавање висине и пречника је водило смањивању удела гаса [85].

Hsu и Dudukovic су утврдили да се удео гаса у реактору код двофазних система мења и у зависности од пречника ректора према једначинама 4.21 и 4.22 [85].

$$\frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} = 4,6 \cdot Z^{0,9} \cdot e^{0,47 \cdot D} \quad \text{за } 2 < D < 5 \text{ cm и расподељиваче са отворима} \quad (4.21a)$$

$$\frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} = 4,6 \cdot Z^{0,9} \cdot e^{0,42 \cdot D} \quad \text{за } 2 < D < 5 \text{ cm и порозне расподељиваче} \quad (4.21b)$$

$$\frac{1-\varepsilon_g}{\varepsilon_g} = 30 \cdot Z^{0,9} \cdot e^{0,0637 \cdot D} \quad \text{за } 5 < D < 30 \text{ cm} \quad (4.22)$$

У једначинама 4.21а, 4.21б и 4.22  $Z$  је бездимензиона група дата једначином 4.23.

$$Z = \left( \frac{V_l}{V_g} \right) \cdot (Fr_{TF})^{0,36} \cdot (Re_{TF})^{0,006} \cdot (We_{TF})^{-0,57} \quad (4.23)$$

Merger је у свом раду упоредио резултате различитих аутора за уделе гаса у узлазном делу реактора из којих се може закључити да се удео гаса смањује са повећавањем пречника отвора на расподељивачу гаса као и са повећавањем пречника узлазног дела [24].

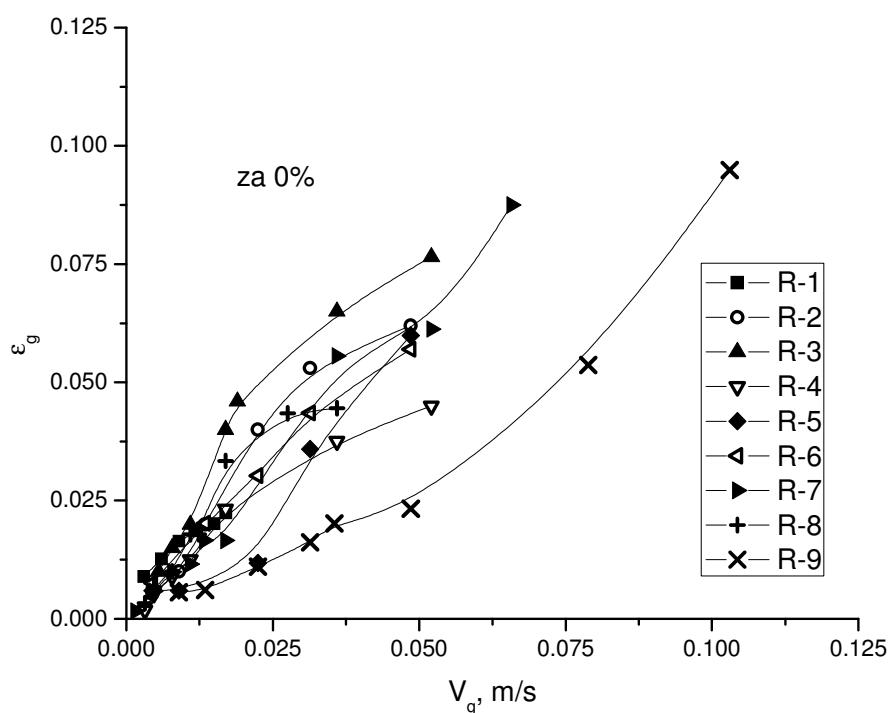
Утицај присуства честица на удео гаса у узлазном делу реактора је према разним истраживачима углавном негативан тако да при повећавању удела честица удео гаса опада независно од густине и пречника честица као и њиховог удела [69]. При уделима већим од 20% опадање удела гаса је јако изражено услед повећане коалесценције мехурова. Однос удела гаса у силазном и узлазном делу реактора се такође смањује са повећавањем удела чврсте фазе. Овај однос износи око 0,9 за двофазне системе (код ИЛР и није дато при ком

режиму рада али је за предпоставити да је режим потпуне рецикулације мехурова) и при додавању честица се не мења знатније све до удела од 20% за полистеренске честице [69]. За алгинатне честице су Лу и сар. утврдили да се овај однос са 0,88 смањује на 0,68 при повећавању удела честица са 0 на 30%, а такође опада и са повећавањем односа  $A_d/A_r$  јер то води смањивању брзине у силазном делу реактора па тиме и мањим уделима гаса у њему [28].

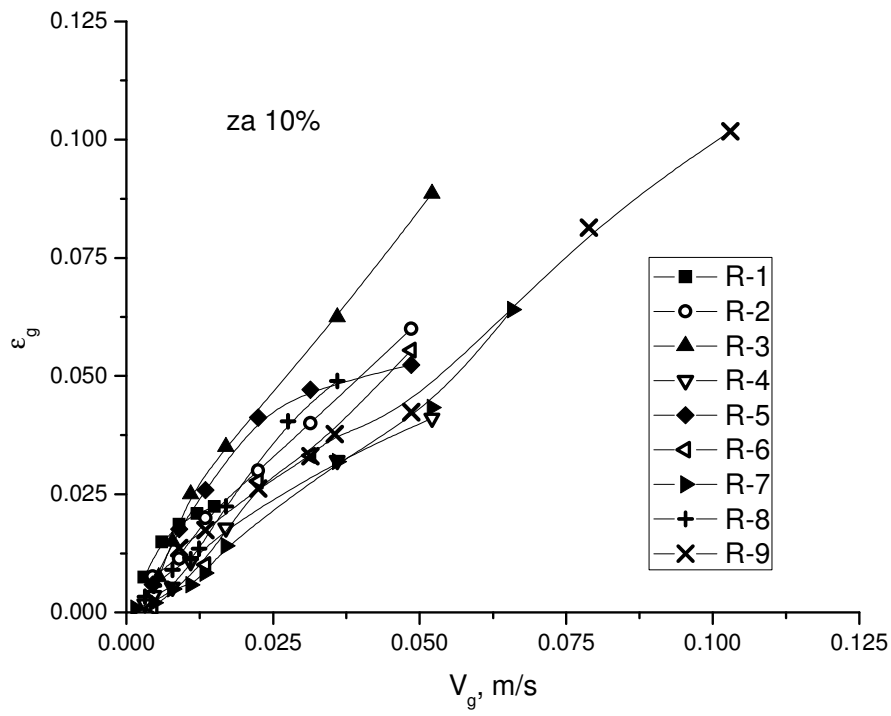
Li и сар. су утврдили да код трофазног ИЛР постоји нека брзина гаса испод које удео гаса расте са повећавањем брзине течности и изнад које удео гаса опада са повећавањем брзине течности [73]. Такође су показали да са повећавањем брзине таложења честица опада удео гаса. Присуство честица у реактору има мањи утицај на удео гаса при мањим брзинама гаса него при већим јер је коалесценција интензивнија при већим брзинама гаса и уделима честица [28].

Мада је пре свега циљ овог рада био да се испита утицај геометрије реактора и присуства честица на брзину течности у реактору ни њихов утицај на удео гаса се не може занемарити посебно када се има у виду да је баш удео гаса у реактору показатељ величине погонске силе за кретање течности.

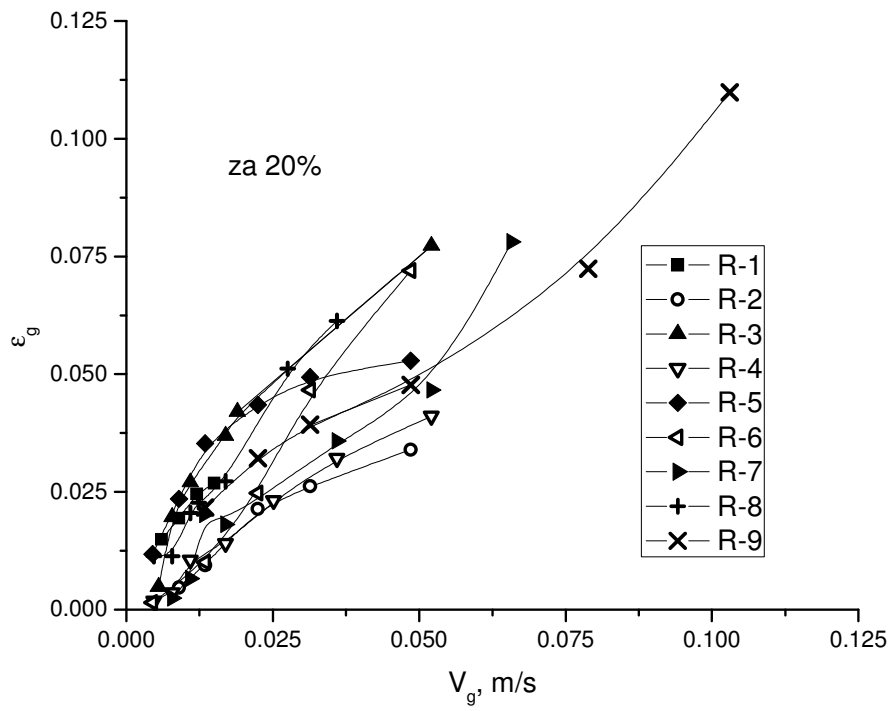
На слици 4.44.а-г. приказани су удели гаса за девет ЕЛР реактора са различитим геометријама чије су карактеристике дате у табели 4.11.



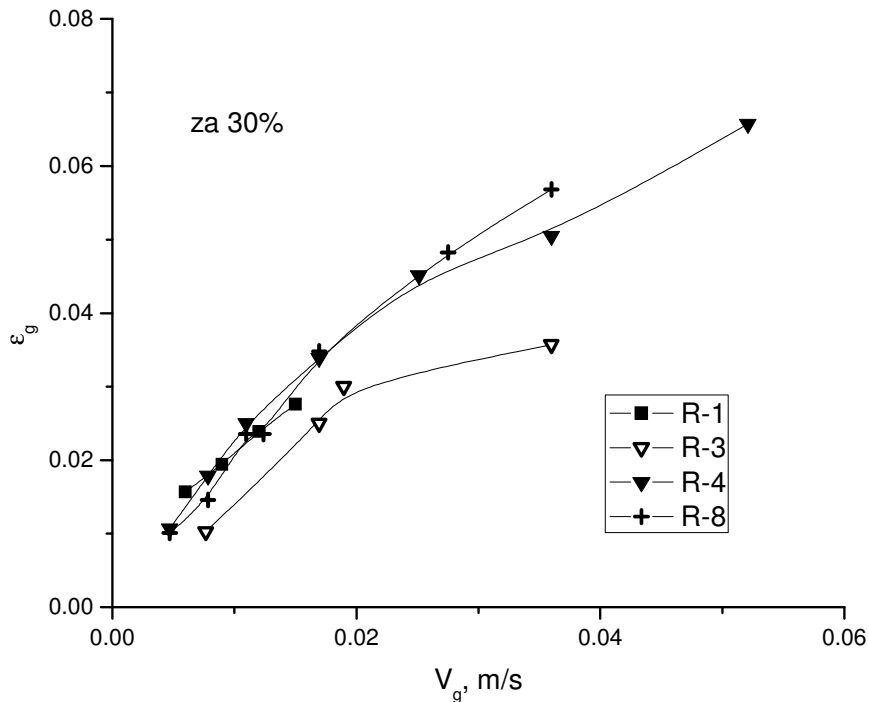
a)



b)



B)



г)

**Слика 4.44.** Удели гаса за девет ЕЛР реактора при различитим уделима чврсте фазе.

Са слика 4.44а-г се види да се највећи удели гаса у двофазном систему добијају код реактора Р-3 у коме је била најмања брзина течности од свих испитиваних реактора. Пошто је удео гаса у узлазном делу реактора показатељ величине погонске силе за кретање течности овакви резултати могу на први поглед да делују контрадикторно. Међутим, треба имати у виду да је овде на графицима приказан укупни удео гаса а не удео у узлазном делу реактора. На тај начин, неке веће вредности удела гаса могу да значе да је било више гаса у силазном делу реактора, услед недовољно ефикасног раздвајања фаза у горњем делу реактора, а са друге стране, могу да значе и да се само удео гаса у узлазном делу повећао. Очигледно је да је овде потребно извршити детаљнија испитивања утицаја геометрије на уделе гаса у силазном и узлазном делу реактора.

Оно што се такође може приметити са слике 4.44а-г јесте и да је удео гаса у Р-3 највећи за двофазни систем док при додавању честица и други реактори достижу једнаке уделе гаса као и овај реактор док при 20% честица чак и дају веће уделе. Такође је интересантно да су највећи удели гаса у реакторима са ширим узлазним деловима тако да ово

указује на чињеницу да је код њих мања коалесценција мехурова и да је то највероватнији узрок томе.

Са повећавањем удела честица може се приметити да на почетку долази до извесног повећавања удела гаса код неких реактора док код других долази до смањивања. Реактори код којих долази до смањивања су углавном мањег пречника узлазног дела па се може претпоставити да у овим реакторима присуство честица додатно смањује површину слободну за пролазак мехурова поспешујући њихову коалесценцију и тиме смањујући удео гаса. Са друге стране код ректора са ширим узлазним делом постоји супротан ефекат, тј присуство честица утиче на повећавање удела гаса највероватније услед тога што оно више утиче на смањивање брзине течности него на коалесценцију мехурова па тиме води смањивању укупне брзине дизања мехурова.

#### **4.12 УТИЦАЈ ЧЕСТИЦА И ГЕОМЕТРИЈЕ НА ЗАПРЕМИНСКИ КОЕФИЦИЈЕНТ ПРЕНОСА МАСЕ**

Већина хранљивих материја које су потребне за раст и размножавање микроорганизама су високо растворни у води тако да није тешко обезбедити довољне количине истих током дужег временског периода. Међутим кисеоник је изузетак и потребно је да се он стално доводи у систем да би се обезбедили нормални услови за гајење. Када се има у виду да је за високу продуктивност реактора неопходна висока концентрација ћелија у њему (што за собом најчешће повлачи и повећана вискозност система) и да је концентрација кисеоника у систему та која ограничава број микроорганизама у систему ( $OUR \leq OTR$ ) јасно је да је аерација и пренос кисеоника од највеће важности при дизајнирању и оптимизовању биореактора и увећавању његових размера.

Подаци који су објављени у литератури пуно варирају и имају доста међусобних противречности највероватније услед великог броја различитих реактора на којима су та истраживања обављена, као и различитих техника коришћених за испитивања. Међутим, иако су различити аутори установили да неки параметри у мањој или већој мери утичу на коефицијент преноса маса, ипак је на основу тих података могуће изнети неке закључке [17]:

(1) физичко-хемијске особине течне фазе имају много мање утицај на  $k_L a$  код АЛР него код БК;



- (2)  $k_{La}$  расте са повећавањем брзине гаса;
- (3) при датом протоку течности повећавање брзине течности води смањивању  $k_{La}$ ;
- (4) реактори већих висина дају веће  $k_{La}$ ;
- (5) реактори код којих је присутна циркулација мехурова у силазном делу реактора дају веће  $k_{La}$  од оних где није присутна (ИЛР према ЕЛР);
- (6) ефикасност аерације (пренос кисеоника/унета снага у систем) код АЛР се не мења значајније са повећавањем брзине гаса што није случај код БК и реактора са механичким мешањем;
- (7) при преласку из мехурастог у пузећи клипни режим рада долази до оштрог пада  $k_{La}$ .

Најчешће коришћени облик зависности запреминског коефицијента преноса масе од брзине гаса је дат једначином 4.24, при чему експонент  $\beta$  за ИЛР има вредности од 0,75 до 0,95 а најчешће 0,78 [110].

$$k_L \cdot a = \alpha \cdot V_g^\beta \quad (4.24)$$

Међутим, Накао и сар. су утврдили да је за ИЛР и БК вредност експонента  $\beta$  1,1 док је за ЕЛР 1,3 [22]. Они су такође утврдили и да је вредност  $\beta$  независна од вискозности течности све до вредности од око 0,04 Pa s. Разлике у вредностима експонента  $\beta$  највероватније су последица великог утицаја присуства површински активних материја на коефицијент преноса масе [111] као и размера реактора јер се експонент  $\beta$  мења и са величином реактора [48].

Иначе, са повећавањем брзине гаса јављају се два режима рада реактора са становишта промене коефицијента преноса масе. На почетку коефицијент преноса масе расте са повећавањем брзине гаса услед повећавања удела гаса (па тиме и међуфазне површине) и већег интензитета турбуленције услед већих брзина течности која такође расте услед пораста брзине гаса. Са друге стране повећавање брзине гаса преко неке границе води повећавању коалесценције у реактору што за последицу има смањивање међуфазне површине и коефицијента преноса масе [26]. Овај ефекат је посебно изражен при преласку у пузећи клипни режим где долази до великог пада вредности  $k_{La}$  [17]. Ова промена је посебно изражена код ректора са цевима мањих пречника или при раду са вискознијим флуидима [26].

За дате честице коефицијент преноса масе расте са повећавањем брзине гаса, са повећавањем удела честица и са повећавањем њихове брзине таложења (тј. њихове величине и густине), док са порастом брзине течности опада како су утврдили Guo и сар. [86]. Исти ови аутори су на основу резултата које су добили за двофазне системе претпоставили да би и за трофазне коефицијент преноса масе растао са повећавањем односа  $H/D$ . Са друге стране

Nikolella и сар. су утврдили да је коефицијент преноса масе у трофазном систему опадао како је удео честица растао [112]. До нешто другачијих резултата су дошли Sharp и сар. [48] који су утврдили да је при раду са 10% алгинатних честица у ЕЛР коефицијент преноса масе већи него код двофазног система док је даље повећавање удела честица водило његовом смањивању као и Smith и Skidmore [113] за ИЛР са честицама угља ( $d_p = 74 \mu\text{m}$  и  $\rho_p = 1415 \text{ kg/m}^3$ ) утврдили да је за трофазни систем коефицијент преноса масе растао са повећавањем удела честица до 2%, док је са даљим повећањем (све до 40%) опадао. Сличне резултате су добили и Immich и сар. [81], такође на ИЛР-у са суспендованим честицама активног угља густине  $1300 \text{ kg/m}^3$ , цилиндричног облика и средњег пречника 2-3 mm који су утврдили да је за трофазни систем коефицијент преноса масе растао са повећавањем удела честица до 3% у хомогеној области, а до 4% у хетерогеној, док је са даљим повећањем удела чврсте фазе опадао. Ова повећања су била до 35% за хомогени и до 15% за хетерогени режим па се може закључити да је ефекат повећавања коефицијента преноса масе за трофазни систем већи у хомогеном режиму. Такође се може закључити да у зависности од особина честица постоји нека концентрација честица до које са повећавањем удела честица коефицијент преноса масе расте, док даље повећавање удела честица води његовом опадању.

Накао [4] је у свом прегледном раду изнео податке да је коефицијент преноса масе  $k_L a$  у већој мери зависан од физичких особина флуида него удео гаса и брзина течности. Такође је показао да он опада са повећавањем брзине течности, па је самим тим већи код БК него код АЛР, као и да је незнатна разлика за ИЛР и ЕЛР. Из његових података се може видети и да је за односе површина  $A_d/A_r$  од 0,11 до 0,62 коефицијент преноса масе независан од овог односа. Са друге стране Choi је утврдио да однос површина има незнатног утицаја на коефицијент преноса масе при чему са повећавањем односа површина  $A_d/A_r$  долази до повећавања коефицијента преноса масе [104]. Накао и сар. су у свом другом прегледном раду изнели податке да коефицијент преноса масе расте са повећавањем висине реактора а опада са повећавањем вискозности [22]. Они су такође утврдили и да је коефицијент преноса масе мањи у реакторима са спољашњом рецикулацијом него у онима са унутрашњом (ИЛР дају вредности  $k_L a$  блиске онима у БК).

Allen и Robinson су утврдили да је при ферментацији *Aspergillus niger*, који се понаша као нењутновски флуид, коефицијент преноса масе опадао са повећањем привидне вискозности [109]. Ови аутори су такође утврдили и да се коефицијент преноса масе смањује са повећавањем  $A_d/A_r$ , што је супротно подацима које је дао Накао [4] за њутновске флуиде.

При једној брзини гаса повећавање отпора струјању води смањивању брзине течности и повећавању удела гаса. Прво води смањивању коефицијента преноса масе а друго повећавању међуфазне површине тако да постоји оптимални отпор струјању (а самим тим и оптимална геометрија АЛР) која даје максимални запремински коефицијент преноса [66].

И поред великог броја истраживања која су обављена на одређивању коефицијента преноса масе у двофазним и трофазним системима још увек нема универзално применљиве зависности која би у себе укључила утицаје различитих типова и удела честица, за различите флуиде и геометрије реактора [31]. Оне једначине које у себи нису садржале члан за утицај концентрације честица нису биле применљиве за системе са различитим концентрацијама [48].

## 5. ЗАКЉУЧЦИ

У овом раду испитиван је теоријски и експериментално утицај геометрије и присуства чврсте фазе на хидродинамику трофазних, пнеуматских реактора са спољашњом рецикулацијом. Сва испитивања су експериментално обављена на 9 ректора различитих геометрија, а теоријски и на још 4 реактора за које су подаци били доступни у литератури.

Од хидродинамичких параметара испитивани су утицаји на брзину течности:

- односа површина узлазног и силазног дела реактора  $A_r/A_d$ ;
- пречника и висине узлазног дела реактора;
- геометрије (дужине) горњег бочног дела реактора;
- запремине течности у реактору (ниво течности);
- удео, величине и густине честица;
- укупне геометрије реактора.

Осим овога испитан је и утицај присуства и количине честица на промене режима струјања, минималне брзине гаса потребне за рецикулацију честица као и теоријска анализа утицаја укупних отпора струјању на брзину течности.

Такође су утврђени утицаји геометрије реактора на слип брзину.

**Главни закључци који се могу донети на основу извршених истраживања су следећи:**

1. Опадање брзине течности услед присуства честица у односу на брзину у двофазном систему не почиње одмах при малим брзинама гаса већ се дешава при некој већој брзини. Тако при мањим брзинама гаса углавном нема веће разлике брзине течности код двофазног и трофазног реактора, све до неке вредности брзине гаса када брзина течности за трофазни реактор почне да опада у односу на ону код двофазног реактора. Ово опадање почиње при све мањим брзинама гаса што је удео чврсте фазе већи, а такође почиње при мањим брзинама гаса код реактора који имају мању вредност параметра  $k$ . После почетка опадања брзине течности у трофазном реактору у односу на ону у двофазном (услед присуства честица) брзина течности наставља даље да расте са повећавањем брзине гаса али врло брзо долази до максималне вредности када даљи пораст брзине гаса не даје раст брзине течности (level off). Визуелно се могло запазити да се при овим протоцима гаса у реактору јављају клипови мехурова тј. да струјање прелази из хетерогеног у пузећи клипни режим.

На основу приказаних резултата може се извести неколико закључака. Највеће брзине дају реактори са већим висинама и већим пречницима цеви као и краћим бочним деловима. Такође брзине течности су веће у реакторима са истим пречником узлазног и силазног дела док најмање брзине даје реактор са  $A_r/A_d > 1$ .

2. Испитивања су показала да однос  $H/D$  није тај који одређује брзину течности у реактору, како је већина аутора сматрала, већ је то пре свега висина реактора а у мањој мери пречник. Тачније речено висина ректора директно утиче на брзину течности преко фактора  $k$ , а пречник реактора утиче тако што мења укупне отпоре,  $\Sigma K_f$ , а не директно сам пречник. Утицај пречника је више изражен при малим брзинама гаса и за трофазне системе па то може бити разлог зашто до сада овај фактор није био укључен у моделе за предвиђање брзине течности других аутора. Другим речима, однос  $H/D$  је укључен у геометријски параметар  $k$  а са друге стране постоји само мањи број испитивања која су урађена при малим брзинама гаса и у трофазним системима. Такође је анализом укупних отпора  $\Sigma K_f$  утврђено и да је са становишта смањивања укупних отпора боље повећавати размеру реактора (укупну запремину) повећавањем пречника реактора, а не преко повећавања висине.

3. Утврђено је да су брзине течности у реакторима директно пропорционалне вредностима геометријског параметра  $k$  тако да брзина расте са опадањем вредности овог параметра. Утврђено је и да је промена режима струјања од хомогеног у хетерогени и од

хетерогеног у пузећи клипни режим такође условљена вредношћу овог параметра, односно да до промене режима долази при све мањим брзинама гаса што је параметар  $k$  већи. Овим је показано да је моделовање АЛР немогуће без укључивања у једначину утицаја геометрије реактора преко овог параметра.

4. Нађено је да се мале и лаке честице углавном понашају као и течност тј. да више прате струјнице течности у свом кретању док су веће и крупније честице, услед своје веће инерције, томе мање подложне. Ово за последицу има веће брзине течности када су веће и теже честице присутне у систему у односу на двофазне системе и системе са мањим и лакшим честицама. Разлог овоме је смањивање вртложења унутар реактора и тиме губитака услед вртложења течности. Утврђено је и да је у реакторима са преко 20% честица присутан искључиво хетерогени режим без обзира на брзину гаса у реактору. Утицај присуства честица приметнији је код ужих реактора и реактора са краћим бочним деловима.

5. Извршена је детаљна анализа слип брзина у реакторима. Слип брзина је од пресудног значаја за пренос масе у системима гас-течност, а имајући у виду да је код трофазних система активна компонента имобилисана унутар чврсте фазе те постоје додатни отпори преносу масе пожељно је да концентрације реактаната/нутријената на површини честице буду што веће, а то се постиже повећавањем слип брзине. Развијена је феноменолошки потпуно нова једначина за предвиђање слип брзине како у хомогеном тако и у хетерогеном режиму рада.

1) за хомогени режим  $V_g < 0,05$  m/s:

$$V_s = V_g^{0,6} \cdot \left( \frac{0,967}{k^{0,182}} - 1,017 \cdot k^{-0,409} \cdot V_g^{0,26} \right) \quad (4.6)$$

2) за хетерогени режим  $V_g \geq 0,05$  m/s:

$$V_s = V_g^{0,315} \cdot \left( \frac{1,851 \cdot V_g^{0,055}}{k^{0,146}} - 0,735 \cdot k^{-0,427} \right) \quad (4.7)$$

Поређењем вредности слип брзине прорачунате преко овог модела као и већег броја других модела предложених у литератури са експерименталним резултатима различитих аутора нађено је да је овај модел међу најтачнијима и што је још битније он једини од свих модела у себе укључује и утицај геометрије реактора на слип брзину. На тај начин развијен је модел који узима у обзир режиме струјања и геометрију реактора што омогућује како

дизајнирање нових реактора тако и оптимизацију постојећих са аспекта достигања што повољнијих слип брзина.

6. Детаљно су анализирани услови рада при којима се у АЛР постиже такозвани рециркулациони режим који је најпожељнији за рад јер даје највеће уделе гаса и најинтензивнији контактак између фаза. Утврђено је да је брзина гаса потребна за рециркулациони режим линеарно пропорционална уделу честица и да осим тога зависи и од геометрије реактора. Међу геометријским особинама реактора осим висине реактора и односа површина узлазног и силазног дела реактора утврђено је да и пречник реактора има битан утицај.

7. Показано је да геометрија одвајача фаза и ниво течности имају веома изражен утицај на брзину течности у реактору иако овај параметар није укључен у моделе за предвиђање брзине течности. Упоредивањем литературно доступних резултата приметно је да под извесним условима неки типови одвајача гаса дају веће брзине течности а неки мање. Што се тиче утицаја нивоа течности у одвајачу на брзину течности утврђено је да брзина течности расте са повећавањем нивоа течности до неке границе после чега даље повећавање нивоа нема утицаја на брзину.

Такође је утврђено да је геометрија одвајача од пресудног значаја код трофазних система јер у хоризонталним деловима реактора може доћи до таложења честица. Потребно је да бочни делови реактора буду што краћи када се ради са трофазним системима да би се омогућио рад са што већим уделом чврсте фазе. При томе треба имати у виду да се у горњој бочној секцији врши и одвајање гаса од течности и да би претерано кратке бочне секције водиле неефикасном издвајању гаса и увлачењу мехурова гаса у силазни део реактора што води смањивању погонске силе. Из овог разлога потребно је веома пажљиво одабрати дужину горњег бочног дела реактора да би се оптимизовао рад реактора.

8. Дата је нова једначина за предвиђање брзине течности у трофазним системима развијена из модела предложеног за двофазне системе и додатно коригована за утицај честица.

хомогени режим,  $V_g < 0,05\text{m/s}$ :

$$V_l = 1,017 \cdot V_g^{0,42} \cdot k^{-0,409} \cdot (\mu_s / \mu)^{-0,4}$$

хетерогени режим,  $V_g > 0,05$  m/s:

$$V_l = 0,735 \cdot V_g^{0,315} \cdot k^{-0,427} \cdot (\mu_s / \mu)^{-0,4}$$

Где је члан  $(\mu_s / \mu)$ :

$$\mu_s = 1 + 2,5\varepsilon_s + 10,05\varepsilon_s^2 + 10^{-3} e^{16,6\varepsilon_s}$$

У једначини су кориговани коефицијенти у хомогеној области, а њеним тестирањем на великом броју експерименталних података различитих аутора показан је висок ниво тачности предвиђања брзине течности. Анализом података утврђено је постојање новог режима струјања при малим брзинама гаса, који раније није био примећен, који је назван ламинарним режимом и за који је такође предложена нова корелација за предвођање брзине ( $V_g < 0,009$  m/s):

$$V_l = 1,77 \cdot V_g^{0,516} \cdot k^{-0,409} \cdot (\mu_s / \mu)^{\gamma}$$



## СПИСАК ОЗНАКА

$A$	површина попречног пресека ( $m^2$ )
$a, b, c$	параметри у једначинама (-)
$D$	пречник (m)
$g$	убрзање земљине теже ( $m\ s^{-2}$ )
$H$	висина реактора (m)
$k$	параметар реактора ( $s^2\ m^{-2}$ )
$K_f$	укупни коефицијент отпора
$L$	дужина бочних секција (m)
$t_r$	време рецикулације (s)
$U$	линеарна брзина (m/s)
$V$	брзина (m/s)

### Грчка слова

$\alpha$	параметар у једначини (-)
$\beta$	параметар у једначини (-)
$\gamma$	параметар у једначини (-)
$\varepsilon$	удео гаса (-)
$\mu$	динамичка вискозност течности (mPa s)
$\nu$	параметар у једначини (-)

$\omega$	параметар у једначини (-)
$v$	запремина реактора ( $m^3$ )

### Сабскрипти

cal	израчунато
$d$	силазни део
exp	експериментално
$g$	гасовите фазе
$l$	течне фазе
min	минимално за рецикулацију
$p$	честица
$r$	узлазни део
$s$	чврсте фазе
$t$	таложења
TF	трофазно

**ЛИТЕРАТУРА**

[1] Bauer T., Schubert M., Lange R., Abiev R.Sh., Intensification of heterogeneous catalytic gas-fluid interactions in reactors with a multichannel monolithic catalyst, Russian Journal of Applied Chemistry 79 (7), pp. 1047-1056.

[2] Bailey J.E., Ollis D.F., Biochemical Engineering Fundamentals -Second edition, McGraw-Hill, Inc., 1986.

[3] Lele S.S., Joshi J.B., Modelling of air-lift fluidized bed: Optimization of mass transfer with respect to design and operational parameters , 1992, The Chemical Engineering Journal 49 (2), pp. 89-105.

[4] Nakao K., Performance of Bubble Column with External Liquid Circulation, 1st German/Japanese Symposium "Bubble Columns" '88 13-15. June 1988, Schwerte/West Germany, Preprints pp. 61-6.

[5] Znad H., Bales V., Kawase Y., Modeling and scale up of airlift bioreactor, Computers and Chemical Engineering 28 (2004) 2765–2777.

- [6] Garcia C.J., Lavin G.A., Diaz M., High liquid holdup airlift tower loop reactor: I. Riser hydrodynamic characteristics, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, *J Chem Technol Biotechnol* 75:369±377 (2000)
- [7] Freitas C., Fialová M., Zahradnik J., Teixeira J.A., Hydrodynamic model for three-phase internal- and external-loop airlift reactors, 1999, *Chemical Engineering Science* 54 (21), pp. 5253-5258.
- [8] Verlaan P., *Modeling and Characterization of an airlift-loop bioreactor*, Wageningen, 1987.
- [9] Saje L., Grubisic D., Vunjak-Novakovic G., *Bioreactors for Plant Engineering: An Outlook for Further Research*, *Biochemical Engineering Journal* 4 (2000) pp. 89-99.
- [10] Bugarski B., Obradovic B., Nedovic V., Poncelet D., Immobilization of cells and enzymes using electrostatic droplet generator, *Focus in Biotechnology*, Volume 8a, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, 2004, pp. 277-294.
- [11] Moo-Young M. (ed), *Bioreactor Immobilized Enzymes and Cells-Fundamentals and Applications*. Elsevier Applied Science Publishers, London and New York, (1988) 327.
- [12] Klein J., Vicente A.A., Teixeira J.A., Hydrodynamic considerations on optimal design of a three-phase airlift bioreactor with high solids loading, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 78(9) (2003), pp. 935-944.
- [13] Bello R.A., Robinson C.W., Moo-Young M., Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors, *Can. J. Chem. Eng.* 62 (1984) 573-77.
- [14] Chisty M.Y., *Airlift Bioreactors*, Elsevier Applied Science, London-New York, 1989.
- [15] Bugarski B., King G.A., Jovanovic G., Daugulis A.J., Goosen M.F.A., Performance of an external loop air-lift bioreactor for the production of monoclonal antibodies by immobilized hybridoma cells, *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 30 (1989) 264-69.

- [16] Joshi J.B., Ranade V.V, Gharat S.D., Lele S.S., Sparged loop reactors, *Can. J. Chem. Eng.* 68 (1990) 705-41.
- [17] Merchuk J.C., Siegel M.H., Air-lift reactors in chemical and biological technology, *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, 41 (1988) 105-20.
- [18] Merchuk J.C., Why use air-lift bioreactors?, *TIBTECH*, 8 (1990) 66-71.
- [19] Thomas N.H., Janes D.A., Fluid Dynamic Considerations in Airlift Bioreactors, American Institute of Chemical Engineers, National Meeting 1986, 24p.
- [20] Heijnen J.J., Hols J., Van Der Lans R.G.J.M., Van Leeuwen H.L.J.M., Mulder A., Weltevrede R., A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two- and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime, *Chemical Engineering Science* 52(15) (1997), pp. 2527-40.
- [21] Bentifraouine C., Xuereb C., Riba J.P., Local gas hydrodynamics in an external-loop airlift reactor: Newtonian and non-newtonian fluids, *Bioprocess Engineering* 20(4) (1999), pp. 303-307.
- [22] Nakao K., Suenaga S., Takeda K., Kimura M., Mass transfer in bubble column with external liquid circulation, 1<sup>st</sup> German/Japanese Symposium "Bubble Columns", 13-15 June 1988, Schwexte, West Germany, Preprints pp 153-159.
- [23] Lee C.H., Glasgow L.A., Erickson L.E., Patel S.A., Liquid Circulation in Airlift Fermentors, American Institute of Chemical Engineers, National Meeting (1986) 28p.
- [24] Mercer D., Flow Characteristics of a Pilot-Scale Airlift Fermentor, *Biotechnology and Bioengineering* 23 (1981) pp. 2421-31.
- [25] Glennon B., Al-Masry, W., MacLaughlin, R.F., Malone, D.M., Hydrodynamic modelling in an air-lift loop reactor, *Chem. Eng. Comm.*, 121 (1993) 183-192.

- [26] Yunchun W., Jianjun L., Shouzi Y., Studies on Gas-Liquid Mass Transfer in Viscous Media in An Air-Lift Loop Reactor, Selected Papers of Engineering Chemistry and Metallurgy (China) - 1990, M. Minghua and X. Guang Eds Science Press, Beijing, China 1991, pp. 66-70.
- [27] Bentifraouine C., Xuereb, C., Riba J.-P., An experimental study of the hydrodynamic characteristics of external loop airlift contactors, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 69(3) (1997), pp. 345-349.
- [28] Lu W.J., Hwan, S.J., Chang C.M., Liquid velocity and gas holdup in three-phase internal loop airlift reactors with low-density particles, *Chemical Engineering Science* 50(8) (1995), pp. 1301-10.
- [29] Liu M., Zhang T., Wang T., Yu W., Wang J., Experimental study and modeling on liquid dispersion in external-loop airlift slurry reactors , 2008, *Chemical Engineering Journal* 139 (3), pp. 523-531.
- [30] Milivojević M., Uticaj hidrodinamičkih parametara na režim rada pneumatskih bioreaktorskih sistema, Magistarski rad, Beograd, 2003.
- [31] Nicoletta C., Van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J., Wastewater treatment with particulate biofilm reactors, *Journal of Biotechnology* 80(1) (2000), pp. 1-33.
- [32] Nakao K., Bao J., Harada T., Yasuda Y., Furumoto K., Measurement and prediction of axial distribution of immobilized glucose oxidase gel beads suspended in bubble column, 2000, *Journal of Chemical Engineering of Japan* 33 (5), pp. 721-729.
- [33] Bly M. J., Worden R. M., Gas Holdup in a Three-Phase Fluidized-Bed Reactor, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 24/25 (1990) pp. 553-64.
- [34] Blanch H.W., Clark D.S., *Biochemical Engineering*, Marcel Dekker, Inc. 1997.

- [35] Shuler M.L., Kargi F., *Bioprocess Engineering, Basic Concepts, Second Edition*, Prentice Hall, 2002.
- [36] Rosevear A., Immobilised biocatalysts - A critical review, 1984, *Journal of chemical technology and biotechnology. Biotechnology* 34 B (3), pp. 127-150
- [37] Drury J.L., Mooney D.J., Review. Hydrogels for tissue engineering: scaffold design variables and applications. *Biomaterials*. 2003;24:4337-4351.
- [38] Jovanović S., Jeremić K., *Karakterisanje polimera. TMF; Beograd, 2007.*
- [39] Martinsen A., Skjak-Braek G., Smidsrod O., Alginate as immobilization material: I. Correlation between chemical and physical properties of alginate gel beads. *Biotechnol Bioeng*. 1989;33:79-89.
- [40] Gombotz W.R., Wee S.F., Protein release from alginate matrices. *Adv Drug Deliv Rev*. 1998;31:267-285.
- [41] Moe S.T., Draget K.I., Skjak-Braek G., Smidsrod O., Alginates. In: Stephen AM editor. *Food Polysaccharides and Their Applications*. New York: Marcel Dekker; 1995. pp. 245-286.
- [42] Smidsrod O. Molecular basis for some physical properties of alginates in gel state. *J Chem Soc Faraday Trans*. 1974;57:263-74.
- [43] Thu B., Bruheim P., Espevik T., Smidsrod O., Soon-Shiong P., Skjak-Braek G., Alginate polycation microcapsules. I. Interaction between alginate and polycation. *Biomaterials*. 1996;17:1031-40.
- [44] De Vos P., Faas M.M., Strand B., Calafiore R., Alginate-based microcapsules for immunoisolation of pancreatic islets. *Biomaterials*. 2006;27:5603-5617.

- [45] Nedović V.A., Imobilisani ćelijski sistemi u fermentaciji piva. Monografija. Zadužbina Andrejević, Beograd, 1999, ISBN 86-7244-104-4, 1-95.
- [46] Sontjens S.H., Nettles, D.L., Carnahan M.A., Setton, L.A., Grinstaff, M.W.. Biodendrimer-based hydrogel scaffolds for cartilage tissue repair. *Biomacromolecules*. 2006.7:310–316.
- [47] Mena P.C., Ruzicka M.C., Rocha F.A., Teixeira J.A., Drahoš J., Effect of solids on homogeneous-heterogeneous flow regime transition in bubble columns, *Chemical Engineering Science* 60(22) (2005), pp. 6013-6026.
- [48] Sharp N.A., Daugulis A.J., Goosen M.F.A., Hydrodynamic and mass transfer studies in an external-loop air-lift bioreactor for immobilized animal cell culture, *Applied Biochemistry and Biotechnology - Part A Enzyme Engineering and Biotechnology* 73(1) (1998) pp. 59-77.
- [49] Smidsrod O., Skjak-Bræk G., Alginate as immobilization matrix for cells. *TIBTECH*. 1990;8:71–81.
- [50] Cooney C.L., *Bioreactors: Design and Operation*, Science vol. 219, 1983 728-733.
- [51] Kossen N.W.F., *Bioreactors: Consolidation and innovation*, 3rd. Eur. Congr. Biotechnol. Proc. Munchen 1984, vol. IV, 283VCH, Werlegsgesellschaft Weinheim.
- [52] Narendranathan T.J., Designing fermentation equipment, 1986, *CHEM. ENGR.* (425 , May 1986), pp. 23+25+27+29+31.
- [53] Zlokarnik M., Trends and needs in bioprocess engineering, 1990, *Chemical Engineering Progress* 86 (4), pp. 62-67.
- [54] Ratledge C., Kristiansen B., *Basic Biotechnology - Second Edition*, Cambridge University Press, Cambridge, UK, 2001.
- [55] Bu'lock J., Kristiansen B., *Basic Biotechnology - Academic Press, Inc., USA*, 1987.



- [56] Judd S., The status of membrane bioreactor technology, *TRENDS in Biotechnology* Vol.26 No.2.
- [57] Daniels L., Dealing with two-phase flows, 1995, *Chemical Engineering (New York)* 102 (6), pp. 8pp.
- [58] Mouza A.A., Dalakoglou G.K., Paras S.V., Effect of liquid properties on the performance of bubble column reactors with fine pore spargers, 2005, *Chemical Engineering Science* 60 (5), pp. 1465-1475.
- [59] McManamey W.J., Wase D.A.J., Raymahasay S., Thayanithy K., Influence of gas inlet design on gas hold-up values for water and various solutions in a loop-type air-lift fermenter, 1984, *Journal of chemical technology and biotechnology. Biotechnology* 34 B (3), pp. 151-164.
- [60] Hulet C., Clement P., Tochon P., Schweich D., Dromard N., Anfray J., Literature Review on Heat Transfer in Two and Three-Phase Bubble Columns, *International Journal of Chemical Reactor Engineering* Vol. 7 [2009], Review R1.
- [61] Hsu Y.C., Dudukovic M.R., Gas Holdup and Liquid Recirculation in Gas-Lift Reactors, *Chem. Eng. Sci.*, 35 (1980) 415-29.
- [62] Merchuk J. C., Stein Y., Local hold-up and liquid velocity in air-lift reactors, *AIChE J.*, 27(3) (1981) 377-88.
- [63] Glennon B., MacLaughlin P.F., Malone D.M., Mixing and dispersion studies in an air-lift reactor, *Bioreactor Fluid Dynamics*, 2nd Int. Conf. BHRA R. King, Ed., Elsevier Appl. Sci. Publ., London-New York, N.Y (1988).
- [64] Zuber N., Findlay J.A., Average volumetric concentration in two-phase flow systems, *ASME J. Heat Trans.*, 87 (1965) 453-68.

- [65] Freitas C., Fialová M., Zahradnik J., Teixeira J.A., Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor, 2000, *Chemical Engineering Science* 55 (21), pp. 4961-4972.
- [66] Wang T., Wang J., Zhao B., Ren F., Jin Y., Local hydrodynamics in an external loop airlift slurry reactor with and without a resistance-regulating element, 2004, *Chemical Engineering Communications* 191 (8), pp. 1024-1042
- [67] Loubière K., Castaignède V., Hébrard G., Roustan M., Bubble formation at a flexible orifice with liquid cross-flow, 2004, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 43 (6), pp. 717-725.
- [68] Lee S.L.P., de Lasa H.I., Bergougnou M.A., Bubble phenomena in three-phase fluidized beds as viewed by a U-shaped fiber optic probe, 1984, *AIChE Symposium Series* 80 (241), pp. 110-116.
- [69] Van Benthum W.A.J., Van Der Lans R.G.J.M., Van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J., The biofilm airlift suspension extension reactor - II: Three-phase hydrodynamics, 2000, *Chemical Engineering Science* 55 (3), pp. 699-711.
- [70] Calvo E.G., Letón P., Arranz M.A., Prediction of gas hold up and liquid velocity in airlift loop reactors containing highly viscous Newtonian liquids, 1991, *Chemical Engineering Science* 46 (11), pp. 2951-2954.
- [71] Beer E., Priručnik za dimenzioniranje uređaja kemijske procesne industrije, SKTH/Kemija u industriji, Zagreb, 1985.
- [72] Blažej M., Kiša M., Markoš J., Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor, 2004, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 43 (12), pp. 1519-1597.
- [73] Li Z., Bi Y., Zhao G., Ma W., Study on hydrodynamic behavior of a draft-tube gas-liquid-solid fluidized bed, 1988, *China-Japan-USA Trilateral Conference on Particology*, Beijing, China 1988, Paper F7, 280-286.

- [74] Dhaouadi H., Poncin S., Hornut J.M., Wild G., Solid effects on hydrodynamics and heat transfer in an external loop airlift reactor, *Chemical Engineering Science* 61(4) (2006), pp. 1300 -11.
- [75] García-Calvo E., Rodríguez A., Prados A., Klein J., A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors, 1999, *Chemical Engineering Science* 54 (13-14), pp. 2359-2370.
- [76] Tsuchiya K., Song G.H., Fan L.S., Effects of particle properties on bubble rise and wake in a two-dimensional liquid-solid fluidized bed, 1990, *Chemical Engineering Science* 45 (5), pp. 1429-1434.
- [77] Schlüter M., Scheid S., John S., Rübiger N., Influence of local effects in three phase flows on power input in Jet-Loop Reactors, 2005, *Powder Technology* 151 (1-3), pp. 68-76.
- [78] Petrovic D. L., Posarac D., Dudukovic A., Skala D., Minimum Fluidization Velocity of Large Particles in a Draft Tube Airlift Reactor, *Chemical Engineering Science* 48(14) (1993), pp. 2663-7.
- [79] Philip J., Proctor J.M., Niranjana K., Davidson J.F. , Gas hold-up and liquid circulation in internal loop reactors containing highly viscous newtonian and non-newtonian liquids, *Chemical Engineering Science* 45(3) (1990) pp. 651-64.
- [80] Nakao K., Furumoto K., Azakami F., Behaviors of bubble and suspended solid particles in an air lift bubble column with external liquid circulation, 2 nd Japanese/German Symposium "Bubble Columns" '91 Kyoto, 1-1. November 1991, Kyoto, Japan, Preprints pp. 207-213.
- [81] Immich M., Yu B., Hollmann D., Onken U., Stoffübergang in einem Airlift-Schlaufen-reaktor mit süspendiertem Feststoff, *Chem.-Ing.-Tech.* 62 (1990) Nr. 11, S. 945-947.
- [82] Jin B., Yin P., Lant P., Hydrodynamics and mass transfer coefficient in three-phase air-lift reactors containing activated sludge, 2006, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 45 (7), pp. 608-617.

[83] Wachi S., Jones A.G., Elson T.P., Flow dynamics in a draft-tube bubble column using various liquids, 1991, *Chemical Engineering Science* 46 (2), pp. 657-663.

[84] Akita K., Nakanishi O., Tsuchiya K., Turn-around energy losses in an external-loop airlift reactor, (1994), *Chemical Engineering Science* 49 (15), pp. 2521-2533.

[85] Ruzicka M.C., Drahoš J., Mena P.C., Teixeira J.A., Effect of viscosity on homogeneous-heterogeneous flow regime transition in bubble columns, *Chemical Engineering Journal* 96(1-3) (2003), pp. 15-22.

[86] Guo Y.X., Rathor M.N., Ti H.C., Hydrodynamics and mass transfer studies in a novel external-loop airlift reactor, *Chemical Engineering Journal* 67(3) (1997), pp. 205-214.

[87] Pesic R., Milivojevic M., Ivanovic D., Maric V., Bugarski B., Different methods for determination of liquid circulation time in a three-phase external-loop air-lift reactor, 1st South East European Symposium on Fluidized beds in energy production, chemical and process engineering and ecology, 24-27 September 1997, Ohrid, FYROM, 117-126.

[88] Heijnen J.J., Hols J., Van Der Lans R.G.J.M., Van Leeuwen H.L.J.M., Mulder A., Weltevrede R., A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two- and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime, 1997, *Chemical Engineering Science* 52 (15), pp. 2527-2540.

[89] van der Lans R., Hydrodynamics of a Bubble Column Loop Reactor, Ph. D. Thesis, Delft University, 1985.

[90] Marić V., Ispitivanje disperzije tečnosti i zapreminskih udela gasa u trofaznom pneumatskom bioreaktoru, Diplomski rad, 1996, TMF, Beograd.

[91] Sajc L., Bugarski B., Vukovic D., Vunjak-Novakovic G., A Four-phase Air Lift Bioreactor with Immobilized Plant Cells, I. Hydrodynamics and Mass Transfer Characteristics, *Biotehnologija* (in Russian), N8 (1994) 30-41.

- [92] Kuboi R., Komasaawa I., Otake T., Fluid and particle motion in turbulent dispersion-III. Particle-liquid hydrodynamics and mass-transfer in turbulent dispersion, 1974, Chemical Engineering Science 29 (3), pp. 659-668.
- [93] De Cachard F., Delhaye J.M., A slug-churn flow model for small-diameter airlift pumps, (1996), International Journal of Multiphase Flow 22 (4), pp. 627-649
- [94] Al-Masry W.A., Abasaheed A.E., On the scale-up of external loop airlift reactors: Newtonian systems, Chemical Engineering Science 53 (24), pp. 4085-4094.
- [95] Milivojevic M., Dudukovic A., Obradovic B., Spasic A., Bugarski B., Analiza hidrodinamickih parametara pneumatskih bioreaktora sa spoljasnjom recirkulacijom, Hem. Ind., 58 (1) (2004) 10-18.
- [96] Brauer H., Unsteady state heat transfer through the interface of spherical particles I [Instationärer Wärmetransport durch die Grenzfläche von Kugeln], 1979, Wärme- und Stoffübertragung 12 (3-4), pp. 145-156.
- [97] Garcia Calvo E., Leton P., A fluid dynamic model for bubble columns and air lift reactors, Chem. Eng. Sci., 46 (11) (1991) 2947-51.
- [98]. Bugarski B, Fenomeni prenosa u bioreaktoru sa imobilisanim biokatalizatorom: eksperiment i teorija, Ph. D. Thesis, TMF, Beograd, 1992.
- [99] Garcia Calvo E., A Fluid Dynamic Model for Airlift Loop Reactors, Chem. Eng. Sci., 44(11) (1989) 321-323.
- [100] Petrović D.L.J., Pošarac D., Duduković A., Skala D., Mixing time in gas-liquid-solid draft tube airlift reactors, 1990, Chemical Engineering Science 45 (9), pp. 2967-2970.

- [101] Pošarac D., Petrović D., An experimental study of the minimum fluidization velocity in a three-phase external-loop air-lift reactor, 1988, *Chemical Engineering Science* 43 (5), pp. 1161-1165.
- [102] Bentifraouine C., Xuereb C., Riba J.P., Effect of gas liquid separator and liquid height on the global hydrodynamic parameters of an external loop airlift contactor, 1997, *Chemical Engineering Journal* 66 (2), pp. 91-95.
- [103] Jing L., Minghan T., Wang T. Zhang J., Wang Y.J., (2004), Experimental Study on the Local Hydrodynamic Behavior of Three-Phase External Airlift Reactor. *Ind. Eng. Chem. Res* 43, 5432-5437.
- [104] Choi K.H., Hydrodynamic and Mass Transfer Characteristics of External-Loop Airlift Reactors without an Extension Tube above the Downcomer, 2001, *Korean Journal of Chemical Engineering* 18 (2), pp. 240-246.
- [105] Milivojevic M., Pavlou S., Nedovic V., Bugarski B., Analysis of hydrodynamic parameters of air lift bioreactors with immobilized cells, XIV International workshop on Bioencapsulation & COST 865 Meeting, Lausanne, Switzerland, 5-7 October, 2006, 21-24.
- [106] Chisti M.Y., Moo-Young M., Gas holdup in pneumatic reactors, 1988, *The Chemical Engineering Journal* 38 (3), pp. 149-152.
- [107] Gavrilescu M., Tudose R.Z., Hydrodynamics of non-Newtonian liquids in external-loop airlift bioreactors. Part 1: Study of the gas holdup, 1998, *Bioprocess Engineering* 18 (1), pp. 17-26.
- [108] Siegel M.H., Merchuk J.C., Schugerl K., Air-lift reactors analysis: Interrelationships between riser, downcomer, and gas-liquid separator behavior, including gas recirculation effects, 1986, *AIChE Journal* 32 (10), pp. 1585-1596.

[109] Allen D.G., Robinson, C.W., Hydrodynamics and mass transfer in *Aspergillus niger* fermentations in bubble column and loop bioreactors, 1989, *Biotechnology and Bioengineering* 34 (6), pp. 731-740.

[110] Petrovic D.L.J., Pošarac D., Duduković A., Skala D., Hydrodynamics and mass transfer in a draft tube bubble column, 1991, *J. Serb. Chem. Soc.* 56 (4) 227-240.

[111] Heijnen J.J., Van't Riet K., Mass transfer, mixing and heat transfer phenomena in low viscosity bubble column reactors, 1984, *The Chemical Engineering Journal* 28 (2), pp. B21-B42.

[112] Nicolella C., Van Loosdrecht M.C.M., Van Der Lans R.G.J.M., Heijnen J.J., Hydrodynamic characteristics and gas-liquid mass transfer in a biofilm airlift suspension reactor, 1998, *Biotechnology and Bioengineering* 60 (5), pp. 627-635.

[113] Smith B.C., Skidmore D.R., Mass transfer phenomena in an airlift reactor: Effects of solids loading and temperature, *Biotechnology and Bioengineering* 35(5) (1990) pp. 483-491.

## САДРЖАЈ

<b>1. УВОД</b> .....	<b>8</b>
1.1 ПНЕУМАТСКИ РЕАКТОРИ СА РЕЦИРКУЛАЦИЈОМ - АЛР (AIR-LIFT REACTORS) .....	10
1.2 ИМОБИЛИСАНИ СИСТЕМИ .....	15
1.2.1 Методе за имобилизацију .....	17
1.2.2 Хидрогелови.....	11
1.2.3 Типови биореактора за имобилисане системе .....	23
<b>2. ТЕОРИЈСКИ ДЕО</b> .....	<b>30</b>
2.1 БРЗИНА ТЕЧНОСТИ.....	30
2.1.1 Карактеризација истострујног двофазног тока – режими протицања .....	30
2.1.2 Површинска, линеарна и укупна брзина.....	32
2.1.3 Једначине за прорачун брзине течности .....	33
2.1.4 Основни параметари који утичу на брзину течности .....	30
<b>3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛНИ ДЕО</b> .....	<b>43</b>
<b>4. РЕЗУЛТАТИ И ДИСКУСИЈА</b> .....	<b>40</b>
4.1 УТИЦАЈ БРЗИНЕ ГАСА И УДЕЛА ЧЕСТИЦА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ .....	40
4.1.1 Промена брзине течности са променама брзине гаса и удела чврсте фазе .....	41
4.2 УТИЦАЈ ПРЕЧНИКА И ВИСИНЕ УЗЛАЗНОГ ДЕЛА РЕАКТОРА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ .....	52
4.2.1 Анализа експерименталних резултата .....	52
4.2.2 Теоријска анализа утицаја укупних отпора на брзину течности .....	66
4.3 УТИЦАЈ ГЕОМЕТРИЈЕ РЕАКТОРА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ .....	72
4.4 УТИЦАЈ ПРИСУСТВА ЧВРСТЕ ФАЗЕ НА ПРОМЕНУ РЕЖИМА СТРУЈАЉА (ВРЕДНОСТ ЕКСПОНЕНТА С).....	81
4.5 УТИЦАЈ ВЕЛИЧИНЕ И ГУСТИНЕ ЧЕСТИЦА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ .....	84
4.6 УТИЦАЈ ГЕОМЕТРИСКИХ ОСОБИНА АЛР НА СЛИП БРЗИНУ .....	90
4.7 РЕЖИМИ РАДА РЕАКТОРА НА ОСНОВУ КРЕТАЊА ЧЕСТИЦА У РЕАКТОРУ.....	103
4.8 МИНИМАЛНА БРЗИНА ПОТРЕБНА ЗА ФЛУИДИЗАЦИЈУ И РЕЦИРКУЛАЦИЈУ ЧЕСТИЦА.....	104
4.8 УТИЦАЈ ОДВАЈАЧА ФАЗА НА БРЗИНУ ТЕЧНОСТИ .....	102
4.8.1 Утицај висине неаерисане течности у одвајачу фаза.....	102
4.8.2 Утицај висине течности у горњем бочном делу ЕЛР на хидродинамику.....	102
4.8.3 Утицај типа одвајача фаза.....	108
4.8.4 Утицај дужине бочне секције .....	109
4.8.5 Утицај дужине бочне секције ЕЛР на хидродинамику .....	109
4.9 МОДЕЛ ЗА ПРЕДВИЂАЊЕ БРЗИНЕ У ТРОФАЗНИМ СИСТЕМИМА .....	111
4.10 УТИЦАЈ ЧЕСТИЦА И ГЕОМЕТРИЈЕ НА УДЕО ГАСА У РЕАКТОРУ .....	122
4.11 УТИЦАЈ ЧЕСТИЦА И ГЕОМЕТРИЈЕ НА ЗАПРЕМИНСКИ КОЕФИЦИЈЕНТ ПРЕНОСА МАСЕ.....	130
<b>5. ЗАКЉУЧЦИ</b> .....	<b>134</b>
<b>СПИСАК ОЗНАКА</b> .....	<b>139</b>
<b>ЛИТЕРАТУРА</b> .....	<b>141</b>



Прилог 1.

## Изјава о ауторству

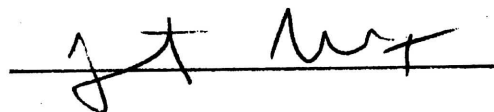
Изјављујем да је докторска дисертација под насловом

### БРЗИНА ТЕЧНОСТИ У ДВОФАЗНИМ И ТРОФАЗНИМ ПНЕУМАТСКИМ РЕАКТОРИМА СА СПОЉАШЊОМ ЦИРКУЛАЦИЈОМ

- резултат сопственог истраживачког рада,
- да нисам кршио/ла ауторска права и користио интелектуалну својину других лица.

Потпис

У Београду, 18.03.2016

A handwritten signature in black ink, consisting of stylized initials and a surname, written over a horizontal line.

## Изјава о коришћењу

Овлашћујем Универзитетску библиотеку „Светозар Марковић“ да у Дигитални репозиторијум Универзитета у Београду унесе моју докторску дисертацију под насловом:

### БРЗИНА ТЕЧНОСТИ У ДВОФАЗНИМ И ТРОФАЗНИМ ПНЕУМАТСКИМ РЕАКТОРИМА СА СПОЉАШЊОМ ЦИРКУЛАЦИЈОМ

која је моје ауторско дело.

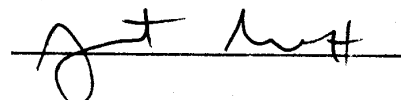
Сагласан/на сам да електронска верзија моје дисертације буде доступна у отвореном приступу.

Моју докторску дисертацију похрањену у Дигитални репозиторијум Универзитета у Београду могу да користе сви који поштују одредбе садржане у одабраном типу лиценце Креативне заједнице (Creative Commons) за коју сам се одлучио/ла.

1. Ауторство
2. Ауторство - некомерцијално
3. Ауторство – некомерцијално – без прераде
4. Ауторство – некомерцијално – делити под истим условима
5. Ауторство – без прераде
6. Ауторство – делити под истим условима

(Молимо да заокружите само једну од шест понуђених лиценци. Кратак опис лиценци дат је на следећој страници.)

Потпис



У Београду, 18.03.2014