

УНИВЕРЗИТЕТ У БЕОГРАДУ

МАШИНСКИ ФАКУЛТЕТ

Ивана Р. Чековић

ПРОЦЕС ГАСИФИКАЦИЈЕ ДРВНЕ СЕЧКЕ
У ПОСТРОЈЕЊУ ЗА
КОМБИНОВАНУ ПРОИЗВОДЊУ
ТОПЛОТНЕ И ЕЛЕКТРИЧНЕ ЕНЕРГИЈЕ
докторска дисертација

Београд, 2019.

UNIVERSITY OF BELGRADE
FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

Ivana R. Čeković

WOOD CHIPS GASIFICATION PROCESS
IN COMBINED HEAT AND POWER SYSTEM

Doctoral Dissertation

Belgrade, 2019

Ментори докторске дисертације:

др Александар Јововић, редовни професор

Универзитет у Београду, Машински факултет

др Марта Трнинић, научни сарадник

Универзитет у Београду, Машински факултет

Чланови комисије за одбрану докторске дисертације:

др Александар Јововић, редовни професор

Универзитет у Београду, Машински факултет

др Марта Трнинић, научни сарадник

Универзитет у Београду, Машински факултет

др Небојша Манић, ванредни професор

Универзитет у Београду, Машински факултет

др Душан Тодоровић, доцент

Универзитет у Београду, Машински факултет

др Раде Карамарковић, ванредни професор

Универзитет у Крагујевцу, Факултет за машинство и грађевинарство у Краљеву

Датум одбране:

ПРОЦЕС ГАСИФИКАЦИЈЕ ДРВНЕ СЕЧКЕ У ПОСТРОЈЕЊУ ЗА КОМБИНОВАНУ ПРОИЗВОДЊУ ТОПЛОТНЕ И ЕЛЕКТРИЧНЕ ЕНЕРГИЈЕ

Резиме

Предмет истраживања у оквиру ове докторске дисертације је процес истосмерне гасификације дрвне сечке у постројењу за комбиновану производњу топлотне и електричне енергије, тзв. СНР постројење. Из тог разлога је, у оквиру ове дисертације, посебна пажња посвећена термохемијском процесу гасификације, као ефикасном начину конверзије биомасе у енергетске сврхе карактеристичном по ефикасном уклањању чврстих честица у произведеном гасу и нижим емисијама свих загађујућих компонената, али и значају, потенцијалу и изазовима употребе дрвне биомасе. Циљ истраживања је дефинисање два математичка модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору ради одређивања састава и топлотне моћи произведеног гаса. У оквиру софтверског пакета ASPEN Plus V9 развијен је термодинамички равнотежни (0-D) модел, док је у оквиру софтверског пакета ANSYS Fluent v18.0 развијен CFD (3-D) модел. У циљу испитивања процеса гасификације и дефинисања модела гасификације реализована су експериментална испитивања у комерцијалном СНР постројењу номиналне снаге од око 250 kW електричне енергије и 600 kW топлотне енергије. Дефинисана геометрија истосмерног гасификатора и измерене величине, тј. параметри модела, коришћени су за дефинисање граничних услова и валидацију модела. Развијени модели омогућавају сагледавање утицаја промене биомасе (врсте дрвне биомасе) на састав и топлотну моћ произведеног гаса, односно на количину топлотне и електричне енергије која се произведе, а омогућавају и унапређење процеса производње топлотне и електричне енергије и самог истосмерног гасификатора, чиме је омогућено отклањање проблема не само у раду СНР постројења, већ и сличних енергетских система са истосмерном гасификацијом.

Кључне речи: истосмерна гасификација, дрвна сечка, моделовање, ASPEN Plus, ANSYS Fluent

Научна област: област техничких наука – Машинство

Ужа научна област: Процесна техника

УДК број: 662.638:621.643/.646.028:66.011(043.3)

WOOD CHIPS GASIFICATION PROCESS IN COMBINED HEAT AND POWER SYSTEM

Abstract

A subject of the investigation in this thesis is a process of wood chips downdraft gasification in combined heat and power system, well known as CHP system. For this reason, in the thesis, special attention has been paid to a thermochemical gasification process, as an efficient way of converting biomass into energy and characterized by efficient removal of solid particles in the producer gas and lower emissions of all pollutants, as well as the significance, potential and challenges of using woody biomass as a fuel. The aim of the investigation is to define two mathematical models of wood chips gasification process in downdraft gasifier in order to evaluate composition and low heating value of producer gas. A thermodynamic equilibrium (0-D) model was developed in a software package ASPEN Plus V9, while a CFD (3-D) model was developed in a software package ANSYS Fluent v18.0. In order to examine the gasification process and define models, experiment was performed within commercial small-scale CHP system with nominal power of about 250 kW of electricity and 600 kW of thermal energy. Well-defined geometry of the gasifier and model parameters (values measured within CHP system) were used to define boundary conditions and for model validation. Two models that are developed are the tools which could be used for impact examination of biomass type used as a fuel (type of woody biomass) for downdraft gasification process on the producer gas composition and low heating value, as well as on the produced amount of electricity and heat. This can bring improvement in terms of production process and the gasifier, not only within CHP systems, but also within similar energy systems based on downdraft gasification.

Keywords: downdraft gasification, wood chips, modelling, ASPEN Plus, ANSYS Fluent

General scientific field: Technical Sciences – Mechanical Engineering

Particular scientific field: Process Engineering

UDC number: 662.638:621.643/.646.028:66.011(043.3)

Садржај

1.	Увод.....	1
2.	Термохемијски процеси конверзије биомасе.....	7
2.1	Пиролиза.....	7
2.2	Гасификација.....	9
2.3	Сагоревање.....	12
3.	Процеси гасификације биомасе.....	15
3.1	Оксидациона средства у процесу гасификације.....	16
3.2	Типови гасификатора.....	17
3.2.1	Гасификатори са фиксним слојем.....	19
3.2.1.1	Супротносмерни гасификатор.....	19
3.2.1.2	Истосмерни гасификатор.....	21
3.2.1.3	Унакрсни гасификатор.....	23
3.2.2	Гасификатори са флуидизованим слојем.....	25
3.2.2.1	Гасификатор са циркулационим слојем.....	26
3.2.2.2	Гасификатор са барботажним слојем.....	27
3.3	Параметри гасификације.....	29
3.4	Произведени гас.....	35
4.	Биомаса.....	38
4.1	Карактеристике чврсте биомасе.....	41
4.2	Подела дрвне биомасе.....	45
5.	Експериментална испитивања у постројењу за комбиновану производњу топлотне и електричне енергије.....	49
5.1	Испитна инсталација и мерна места.....	50
5.2	Резултати експерименталних испитивања.....	54
5.2.1.	Дрвна сечка.....	54
5.2.2.	Резултати мерења са SCADA-е.....	59
6.	Дефинисање математичких модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору.....	63
6.1	ASPEN Plus модел.....	67
6.2	ANSYS Fluent модел.....	73
6.2.1	Поставка математичког модела.....	76

6.2.1.1	Дефинисање основних транспортних једначина математичког модела.....	76
6.2.1.2	Дисперзна фаза и њени подмоделу.....	78
6.2.1.3	Транспорт хемијских компонената и хемијска кинетика.....	81
6.2.2	Дефинисање геометрије и мреже модела.....	84
6.2.3	Дефинисање граничних услова и нумерички приступ решавања.....	87
7.	Резултати и анализа математичких модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору и њихово поређење са литературним подацима.....	89
7.1	ASPEN Plus модел.....	89
7.1.1	Резултати – Случај 1.....	89
7.1.2	Резултати – Случај 2.....	93
7.1.3	Резултати – Случај 3.....	97
7.1.4	Потврђивање тачности ASPEN Plus модела за све узорке дрвне сечке.....	100
7.2	ANSYS Fluent модел.....	105
7.3	Упоредни приказ резултата ANSYS Fluent и ASPEN Plus модела.....	110
8.	Закључак.....	113
	Литература.....	117

1. Увод

Будућност доноси не само све већу потребу за енергијом, већ и потребу и обавезу за много одговорнијим понашањем када је у питању заштита животне средине. Производња енергије из фосилних горива представља озбиљну претњу, јер укључује угљеник који се складишти милионима година у земљишту у облику горива и који се отпушта у атмосферу у геолошки кратком временском периоду у облику CO_2 . Претпоставља се, да је повећана емисија CO_2 условила поремећај топлотне равнотеже у виду пораста просечне атмосферске температуре, а да су два главна узрочника сагоревање фосилних горива и крчење шума. Процењено је да максимално дозвољено повећање температуре може бити 2°C пре него што последице промена постану трајне. Иако се и даље полемисе на поменуте теме и више је него евидентно да се морају предузети одговарајуће мере не би ли се спречило и ублажило глобално загађење које је и више него видљиво [1]. У том смислу, енергетске стратегије одрживог развоја представљају значајне стратешке документе који се баве главним технолошким изазовима данашњице, рационалном потрошњом енергије, постизањем веће енергетске ефикасности процеса производње енергије и заменом фосилних горива различитим изворима обновљиве енергије, не би ли се смањила емисија CO_2 , али и осталих штетних продуката по животну средину и здравље људи попут SO_2 , NO_x , CO , CH_4 и др. Сходно томе, њихова имплементација мора бити присутна, не само у системима нове генерације који користе алтернативна горива, већ и у оквиру постојећих великих кохерентних система који морају постепено искључивати или свести на минимум употребу фосилних горива. Када су у питању стратегије обновљиве енергије два су главна изазова. Један изазов је интегрисање високог удела обновљивих извора у енергетске системе, посебно кад је у питању производња електричне енергије. Други изазов је укључивање сектора саобраћаја у целокупан процес енергетске транзиције.

Директивом 2009/28/ЕС Европског парламента и савета захтева се да, до 2020. године, 20% укупних енергетских потреба Европске уније буде обезбеђено из обновљивих извора. До тада све њене чланице, кроз јасно дефинисане националне

циљева, морају осигурати да најмање 10% горива за саобраћај буде пореклом из обновљивих извора. Европска комисија је 2016. године објавила предлог ревизије претходно поменуте Директиве, којом се налаже да до 2030. године најмање 27% обновљивих извора учествује у бруто потрошњи енергије [2, 3], а 2011. године дефинисала је дугорочни циљ, који се односи на развијање конкурентне и нискоугљеничне економије ослоњене на ефикасне ресурсе, до 2050. године. То подразумева да концепт зелене економије буде укључен у општи оквир на различитим нивоима политике Европске Уније (ЕУ). Термин зелене економије, у оквиру програма Уједињених нација за животну средину, дефинисан је још 2011. године, а касније 2014. године и допуњен. То је нискоугљенична, ефикасна и друштвено одговорна економија, чији је општи циљ унапређење људских добара и постизање социјалне једнакости, уз значајно смањење еколошких ризика и њихових последица. То има за последицу смањење емисија загађујућих материја, повећање ефикасног коришћења ресурса, спречавање губитка биодиверзитета и веће вредновање свега оног што екосистем пружа. Циљ је да се емисије гасова који изазивају ефекат стаклене баште смањи за 80-95%, у односу на 1990. годину, до 2050. године. Овим мерама би било могуће контролисати пораст температуре и држати је у границама испод 2°C. Стратегија преласка, на једну овакву економију дефинише кључне елементе за даље климатске акције, омогућавајући развој конкурентне нискоугљеничне економије Европске уније до 2050. године. Дугорочне стратегије кроз постављање средњорочних циљеве резултују уштедом, смањењем емисија гасова стаклене баште, политичком стабилношћу, бољим разумевањем инвестиционих потреба и могућности у различитим секторима. Анализе различитих сценарија указују да је до 2030. године потребно смањити ниво емисије за 40% у односу на ниво из 1990. године, а за 80% до 2050. године. Енергетски сектор и одговарајуће нискоугљеничне технологије би требале пружити значајан допринос остваривању ових циљева [4].

На глобалном нивоу око 19,3% енергије обезбеђује се из обновљивих извора. Највећи део представља хидроенергија и енергија пореклом из дрвних горива. То је посебно карактеристично за земље у развоју. Обновљиви извори, као што су ветар, соларна енергија, геотермална енергија и енергија пореклом из биомасе (не узимајући у обзир дрвна горива) чине мањи удео од око 5,8%. Међутим, потенцијал

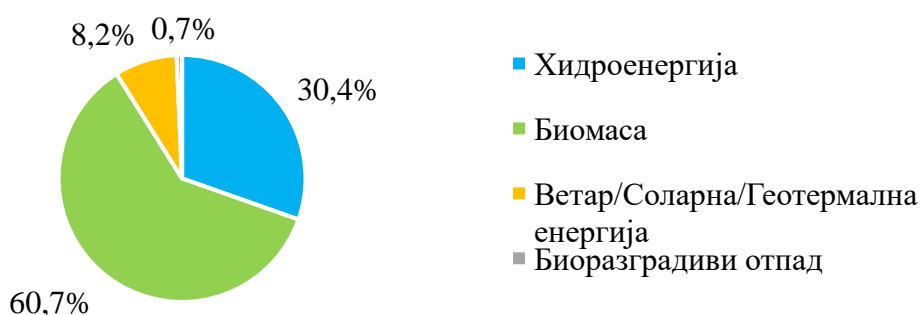
је значајан. У неким регијама и земљама удео обновљиве енергије значајно је порастао у последњих неколико деценија [5]. У Табели 1.1 могу се видети подаци који се односе на потенцијал и употребу дрвне биомасе у оквиру ЕУ за 2010. годину и предикције за 2020. и 2030. годину. Они указују на то колико је значајан развој технологија у енергетском сектору које користе ову врсту горива.

Табела 1.1 Потенцијал дрвне биомасе и њена употреба у ЕУ (m³) [4]

Потенцијал дрвне биомасе	2010	2020	2030
Снабдевање			
Шума	686	678	681
Споредни производи и остаци прераде, као и коришћено дрво	308	370	429
Укупно	994	1048	1110
Коришћење			
Материјал	458	529	620
Енергија	346	573	752
Укупно	804	1102	1372

Биомаса је значајан обновљив и одржив извор који омогућава да се Сунчева енергија трансформише у хемијску енергију, а структура на бази угљеника и CO₂-неутралност сврстава је у групу којој се може дати предност у односу на нека друга горива. Када се говори о производња биомасе, битно је истаћи да не постоји монопол над овим енергентом. За разлику од енергије ветра и соларне енергије које захтевају високоинвестициона инфраструктурна улагања у погледу складиштења енергије, то није случај са биомасом која се одговарајућом припремом може трансформисати у облике погодне за експлоатацију чиме се превазилазе проблеми високог садржаја влаге, ниске вредности енергетске густине и хетерогеност облика и величина [1, 6]. Избор биомасе зависи од крајњег облика енергије који треба да се испоручи, а на избор процеса конверзије утичу како врста, тако и облик биомасе [7].

Технички искористив потенцијал обновљивих извора енергије у Републици Србији процењује се на око 5,6 милиона тона еквивалента нафте (Mтое или Mten) годишње. Од тога биомаси припада 3,4 Mтое, односно око 60,7%, а чине је пре свега остаци или отпад пореклом из шума, дрвне индустрије и пољопривреде, Слика 1.1. Значајан удео у биомаси има највише експлоатисана шумска биомаса, са 39,8%. Иако је потенцијал биомасе значајан, тренутно се користи само 35% укупног расположивог техничког потенцијала [8].



Слика 1.1 Технички искористив потенцијал обновљивих извора енергије у Републици Србији [8]

У овој дисертацији ће бити речи о главним термохемијским процесима конверзије биомасе, пиролизи, гасификацији и сагоревању. У поређењу са сагоревањем, чија је укупна ефикасност производње топлоте мала, технологије гасификације су у предности. Наиме, овим процесом сировине ниске енергетске вредности, тј. мале топлотне моћи, могу се конвертовати не само у електричну енергију, већ и у друге хемијске сировине (синтетички природни гас, водоник, метанол, друге врсте горива за саобраћај, као и други биоматеријали и биохемикалије). Савремене технологије гасификације обезбеђују да енергетска ефикасност процеса буде велика, а емисије NO_x једињења мале, јер су температуре које се остварују ниже, у поређењу са процесом сагоревања. Комбинована производња топлотне и електричне енергије у такозваним СНР постројењима, о којима ће бити речи, осим велике енергетске ефикасности, карактеристична је по ефикасном уклањању чврстих честица у произведеном гасу и нижим емисијама свих загађујућих продуката [9].

Основна тема ове докторске дисертације је процес гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору. Експериментални део рада реализован је у оквиру СНР постројења у циљу испитивања процеса гасификације и дефинисања модела гасификације. Дефинисана геометрија истосмерног гасификатора и измерене величине, тј. параметри модела, коришћени су за дефинисање граничних услова и валидацију модела. У лабораторији за горива и сагоревање, Машинског факултета Универзитета у Београду, урађена је техничка и елементарна анализа узорака дрвне сечке узетих из СНР постројења. У циљу испитивања састава и топлотне моћи произведеног гаса развијена су два математичка модела. Термодинамички равнотежни (0-D) развијен је у оквиру софтверског пакета ASPEN Plus V9, док је CFD модел (3-D) развијен у оквиру софтверског пакета ANSYS Fluent v18.0. У оба модела полази се од претпоставки да је процес гасификације стационаран, да је произведени гас мешавина идеалних гасова CO_2 , H_2 , CO , CH_4 , N_2 и H_2O , да се коксни остатак састоји од угљеника и инертног пепела и да се присуство тера и других загађујућих продуката занемарује. Док се ASPEN Plus модел базира на претпоставци о стању термодинамичке равнотеже у реактору, ANSYS Fluent модел разматра процес гасификације изолованог комада чврстог горива малих димензија кроз три фазе (загревање унетог комада дрвне сечке, деволатилизација и хетерогене реакције коксног остатка) у оквиру дефинисане геометрије истосмерног гасификатора уз усвајање концепта масених протока за довод дрвне сечке и ваздуха у зону гасификације. Резултати модела потврђени су упоређивањем са подацима доступним у литератури. У првој групи литературних извора приказани су општи подаци о саставу и топлотној моћи гаса насталог у процесу (истосмерне) гасификације дрвне биомасе чији састав није познат. Друга група литературних извора обухвата радове у којима су детаљно приказани експериментални резултати или резултати модела (састав и топлотна моћ произведеног гаса) истосмерне гасификације дрвне сечке у присуству ваздуха као оксидационог средства заједно са улазним подацима од значаја. За потребе валидације ASPEN Plus модела извршена је и модификација развијеног математичког модела процеса гасификације кукурузног окласка у Engineering Equation Solver-у (EES) који је детаљно описан у [10]. Модификације су омогућиле да се EES модел може користити и у случају гасификације дрвне сечке уз помоћ ваздуха чиме се разлике

између ASPEN Plus и EES модела своде на минимум. Овај рад представља преглед литературе која се односи на процес гасификације дрвне сечке у присуству ваздуха у истосмерном гасификатору. Развијени модели описују физички процес у оквиру комерцијалног индустријског СНР постројења, које представља систем који се значајно разликује од оног у лабораторијским условима у којима су инсталације посебно пројектоване и изведене за потребе испитивања, и омогућавају унапређење процеса и самог гасификатора. Тиме је омогућено отклањање проблема не само у раду СНР постројења, већ сличних енергетских система са истосмерном гасификацијом.

2. Термохемијски процеси конверзије биомасе

Постоје различити процеси који омогућавају да се хемијска енергија из биомасе трансформише у друге, погодније облике енергије, ради њеног што бољег искоришћења [11]. Према [12] најбитнији фактори који утичу на избор процеса су:

- врста биомасе и њена расположивост;
- жељени облик енергије, тј. захтеви крајње употребе те енергије;
- стандарди везани за очување животе средине;
- економски услови;
- специфичност захтева самог пројекта.

Не тако ретко врста и расположивост биомасе, као и жељени облик енергије диктирају избор самог процеса конверзије. Производи трансформације могу се класификовати у две групе. Првој групи припада енергија у облику електричне и/или топлотне енергије и горива за саобраћај. Другу групу чине хемијске сировине које се могу директно користити или даље прерађивати у складу за жељеним крајњим производом [12]. Неки процеси захтевају међутрансформацију чврстих носилаца енергије у гасовите или течне носиоце [11]. Постоје три врсте поменутих процеса [11, 13]:

- биохемијски (микробиолошко дејство);
- термохемијски (термичко разлагање);
- физичкохемијски (физичкохемијски третман).

Преглед главних термохемијских процеса (пиролиза, гасификација и сагоревање) и њихове најважније карактеристике приказане су оквиру овог поглавља. Биохемијски и физичкохемијски процеси нису предмет овог рада и о њима даље неће бити речи.

2.1 Пиролиза

Пиролиза је ендотермни процес и прва фаза и процеса гасификације и процеса сагоревања. Назива се још и процес деволатилизације. Термичким разлагањем

горива у одсуству оксидационог средства настаје мешавина волатила (гасовита фаза), тера (течна фаза) и реактивног коксног остатка (чврста фаза) (реакција P1 у Табели 2.1) чији је однос у хетерогеној мешавини различит [14, 15].

Процес пиролизе има четири фазе [10]:

- сушење ($\leq 200^{\circ}\text{C}$);
- иницијална пиролиза ($200 - 270^{\circ}\text{C}$);
- међуфаза или примарна пиролиза ($270 - 600^{\circ}\text{C}$);
- крајња фаза или секундарна пиролиза ($\leq 900^{\circ}\text{C}$).

У току фазе сушења испарава део влага која је присутан у биомаси. Влага наставља да испарава у иницијалној фази пиролизе у којој се ослобађа део топлоте. У овој фази ослобађа се део волатила и некондензујућих гасова, као што су CO и CO₂. Следи много интензивније разлагање у коме настају поједине киселине, ослобађа се влага и некондензујући гасови CO и CO₂. Истовремено долази и до издвајања тера. Током примарне пиролизе долази до хемијског разлагања главних компонената биомасе (целулозе, хемицелулозе и лигнина). Разлагањем великих молекула настаје коксни остатак (примарни) и ослобађају се гориви испарљиви продукти CO, CH₄ и H₂, алкохоли и киселине. Уколико се производи насталих реакција не уклоне одмах по настанку из реакционе зоне наступа секундарна пиролиза. Током секундарних реакција коксни остатак реагује са гасовитом фазом услед чега долази до разлагања волатила у секундарни коксни остатак и некондензујуће гасове. Уколико се кондензујући гасови задрже довољно дуго поменуто разлагања је загарантовано, а ако се пак кондензујући гасови уклоне из зоне где се реакције одвијају кондензују се изван реактора и дају тер [10].

Радна температура и притисак, брзина загревања и време задржавања чврсте биомасе и продуката деволатилизације у реактору утичу на расподелу и карактеристике продуката пиролизе. Посебно треба нагласити да физичке и хемијске карактеристике коришћене чврсте биомасе могу имати значајан утицај на расподелу продуката [15]. У зависности од радне температуре, брзине загревања и дужине трајања хемијских реакција могу се разликовати спора, брза и флеш пиролиза [16]. Гасовити продукти пиролизе су најчешће мале молекулске масе, углавном састављени од CO, CO₂, H₂, CH₄, C₂H₂, C₂H₄ и C₂H₆. У траговима су

присутни и виши угљоводоници, као и претходно поменути, водена пара и алкохоли. Азотна једињења, NH_3 и HCN , пореклом су из азота присутног у биомаси. Тер, течна фаза, састоји се претежно од полиароматичних угљоводоника и ароматичних једињења богатих кисеоником, као што је фенол, и воде. Гасовите и течне фракције продуката пироллизе могу се користити за производњу електричне и/или топлотне енергије, или се даље прерађивати за потребе добијања одоварајућих хемикалија зависно од врсте процеса прераде. Продукти деволатилизације могу се употребити у производњи водоника, док се из коксног остатака може добити активни угаљ [15].

2.2 Гасификација

Гасификација је термохемијски процес и високоефикасан начин коверзије биомасе, у гасификатору, у присуству оксидационог средства (најчешће ваздуха), у коме се добија мешавина горивих (CO , H_2 и CH_4) и негоривих (CO_2 и N_2) гасова [17, 18]. Поред поменуте мешавине гасова, продукти процеса гасификације су водена пара, гасовити угљоводоници, пепео, мале количине коксног остатка, као и кондензујућа једињења, тер и уља, али и други, мање значајни производи, присутни у мањим количинама или у траговима [17, 19]. Гасификација је сложен процес парцијалне оксидације биомасе праћен секвенцијалним и паралелним физичким процесима и хемијским реакцијама, Слика 2.1, [17, 20].



Слика 2.1 Шематски упростио приказ процеса гасификације биомасе [21, 22]

Произведени гас често се класификује у две групе зависно од тога да ли је настао на нижим, $<1000^{\circ}\text{C}$, или вишим, $>1200^{\circ}\text{C}$, температурама гасификације [17, 23]. Када се говори о квалитету гаса, без обзира на претходно поменуте групе, гас се може и мора стандардизовати, а самим тим омогућити његово коришћење за покретање мотора и гасних турбина (пример такозваних СНР постројења за комбиновану производњу топлотне и електричне енергије) или пак употребити као хемијска сировина (пример производње течних горива). Конверзија биомасе у поменуте производе омогућава да се ниској или негативној тржишној вредности биомасе подигне вредност [17, 19]. Најбитније карактеристике висококвалитетног гаса су висока топлотна моћ и низак садржај тера. Параметри који значајно могу утицати на квалитет гаса [17-19, 24] су:

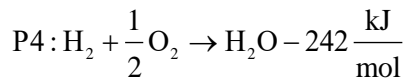
- карактеристике биомасе (облик и величина честица биомасе, густина, елементарна и техничка анализа);
- процесни параметри (радна температура и притисак, потрошња биомасе и коефицијент вишка ваздуха (ER));
- конструкција гасификатора.

Сушење, деволатилација (пиролиза), оксидација и редукција представљају главне фазе процеса гасификације [17, 19]. Сушење, испаравање влаге из биомасе, почиње на 100°C . Топлотна енергија потребна за претварање влаге у водену пару пореклом је из топле оксидационе зоне реактора [17, 18]. Што је виши садржај влаге у гориву, то је потребна већа количина енергије, па је самим тим процес гасификације мање ефикасан. Брзина сушења зависи од површине биомасе (облик и величина честица), разлике температура биомасе и спољашње средине, као и унутрашње дифузије влаге садржане у биомаси. Иако се формално води да се сушења завршава на температури од око 200°C , то баш и није тако. Наиме, овај процес је дискретан, што значи да се испаравање наставља са порастом температуре и одвија паралелно са процесом пиролизе [17, 25]. Следи процес деволатилације (пиролизе) у температурском интервалу $200 - 700^{\circ}\text{C}$. У одсуству гасификационог (оксидационог) средства долази до неповратног разлагања биомасе у мешавину некондензујућих гасова (CO , H_2 , CO_2 и CH_4), тера и коксног остатка. Топлота потребна за термичку деградацију пореклом је из ослобађене топлоте током парцијалне оксидације. Даље разлагање тера у гасовиту фазу, течну фазу и коксни

остатак дешава се у секундарним реакцијама разлагања [17, 18]. У најчешће коришћеном истосмерном гасификатору [24], о коме ће највише бити речи у овој дисертацији, ослобађање волатила почиње на око 250 °С, а завршава се када се 80-95% биомасе разгради, остављајући 5-20% високореактивног коксног остатка [17, 25]. Током ове фазе, одвијају се истовремено и хомогене и хетерогене хемијске реакције. Осим за процесе сушења и пиролизе, процес оксидације (сагоревање) обезбеђује топлоту неопходну за ендотермне реакције гасификације у фази редукције. Наиме, чврста карбонизирана биомаса реагује са оксидационим средством, у температурском интервалу 800 – 1400 °С, формирајући CO₂, CO и H₂O [17-19, 26]. Волатили ослобођени у процесу пиролизе делимично сагоревају у егзотермним реакцијама, током којих се ослобађа велика количина топлоте, доводећи до веома брзог пораста температуре. Реакције оксидације волатила су веома брзе и оксидационо средство се потроши много пре него што би дифузијом дошло у контакт са површином кокса. То објашњава чињеницу да не долази до оксидације кокса [17, 25]. Гориви гасови формирају се у фази редукције, у којој се одвијају главне реакције гасификације. Редукција је вођена, пре свега, ендотермним реакцијама, у температурском интервалу 800 – 1000 °С [17-19, 26]. Чврсти кокс даје гас у реакцијама са врућим гасовима из претходних зона изнад. Редукцијом гасова настају веће количине H₂ и CO. Реакције гасификације течних продуката пиролизе су сложене и нису често дискутоване у литератури [17, 25]. Главне фазе процеса гасификације и одговарајуће карактеристичне реакције приказане су у Табели 2.1.

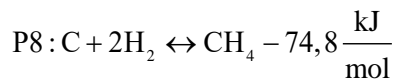
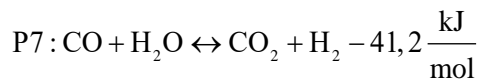
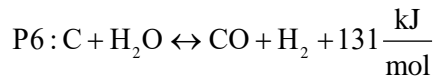
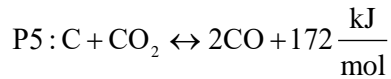
Табела 2.1 Карактеристичне реакције гасификације [17-19, 24, 26]

Сушење и Деволатилизација (пиролиза)	
P1 : Биомаса	$\xrightarrow{\text{Топлота}} \text{H}_2\text{O} + \sum_{\text{гас}} \text{C}_a\text{H}_b\text{O}_c + \sum_{\text{течност}} \text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z + \text{Коксни остаток}$
Оксидација	
P2 :	$\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 - 394 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$
P3 :	$\text{C} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CO} - 111 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$

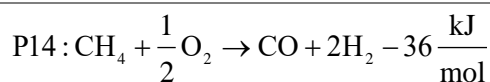
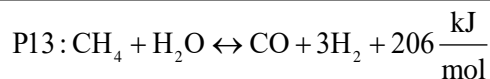
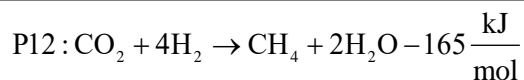
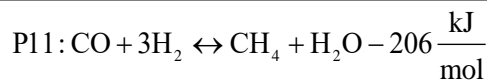
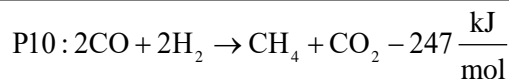
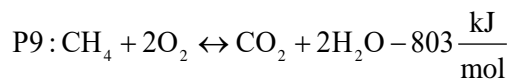


Редукција

Главне реакције



Додатне реакције од значаја



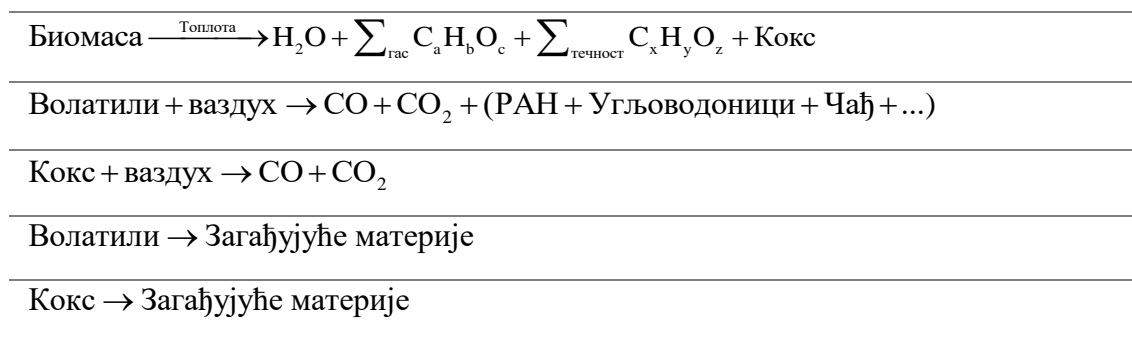
2.3 Сагоревање

Сагоревање је најстарији начин коришћења биомасе који обезбеђује преко 90% енергије на светском нивоу [22, 27]. Иако различити, гасификација и сагоревање су уско повезани термохемијски процеси. За разлику од гасификације код које је енергија концентрисана у хемијским везама произведеног гаса, код сагоревања прекид хемијским веза доводи до ослобађања енергије. Однос водоника и угљеника

(однос Н/С) има већу вредност у случају гасификације, јер се током процеса, у гориву, садржај водоника повећава, а садржај угљеника смањује. Процес сагоревања карактеришу оксидације водоника и угљеника у H_2O и CO_2 (реакције P2 и P4 у Табели 2.1), редом [22].

У идеалном случају, сагоревање је процес потпуне оксидације горива у присуству неког од оксидационих средстава (ваздуха, кисеоника и др.) [14]. Слично гасификацији, главне фазе процеса сагоревања су сушење, деволатилизација (пиролиза), реакције чврстог остатка из пиролитичке фазе (током интеракције чврсте фазе са CO_2 , H_2O и/или оксидационим средством настају CO и H_2), оксидација насталих гасова (настајање CO_2 и H_2O) праћена ослобађањем велике количине топлоте [28, 29]. У Табели 2.2 приказане су карактеристичне реакције сагоревања у случају употребе ваздуха (најчешће) као оксидационог средства. Гасовити продукти сагоревања имају вишу температуру у односу на гасовите продукте гасификације. Температурски опсег у процесу сагоревања креће се од $700 - 1500^\circ C$, а теоријски максимална температура може достићи и до $2000^\circ C$. Када се говори о дозвољеним температурама, ограничавајући фактор је материјал од кога се израђује реактор [29]. Просечна температура гасова у реактору је најчешће у опсегу $800 - 1000^\circ C$, док је дозвољена количина влаге у биомаси испод 50%. Топлота настала у процесу сагоревања има широку примену. У зависности од технолошких могућности и доступне опреме може се користити за производњу топлотне енергије, електричне енергије или механичког рада [12].

Табела 2.2 Карактеристичне реакције сагоревања [28]



РАН-полициклични ароматични угљоводоници

Након процеса сушења, главни контролни параметар процеса сагоревања је раније поменути ER (коэффициент вишка ваздуха). Он представља однос количине оксидационог средства који учествује у процесу и теоријске (стехиометријске) количине оксидационог средства потребне за потпуну оксидацију [30]. У Табели 2.3 приказане су главне карактеристике термохемијских процеса, као и одговарајуће вредности коефицијената вишка ваздуха .

Табела 2.3 Главне карактеристике пиролизе, гасификације и сагоревања [11]

Термохемијски процес	ER	Тип реакција	Крајњи производ
Пиролиза	0	Ендотермне	Течни угљоводоници
Гасификација	(0, 1)	Ендотермне, Егзотермне	CO, H ₂
Сагоревање	> 1	Егзотермне	Топлотна енергија

Формирање азотних оксида и њихових прекурсора током поменутих процеса приликом употребе биомасе једно је од проблема у погледу задовољења дозвољених емисија. Наиме, део азотних једињења делимично се ослобађа са волатилима, док се део ослобађа из C-N матрица у коксу за време његове оксидације. Као резултат настају азотни оксиде (NO_x), и једињења која им претходе, HCN и HNCO [28].

Иако је процес сагоревања конвенционалан процес, и даље постоје могућности за истраживање, технолошка побољшања и иновације. Један од изазова је да се утврде облици азота у једињењима. Поред азота присутног у биомаси, азот се налази и у ваздуху, најчешће употребљаваном оксидационом средству. Утврђивање прецизних механизма формирања NO_x-ова био би велики искорак приликом моделовања сагоревања у условима када није могуће извести експериментална испитивања [10, 15].

3. Процеси гасификације биомасе

Идеја гасификације је да се коришћење енергије која настаје у процесу сагоревања преусмери на коришћење хемијске енергије коју поседује произведени гас. Његовом употребом постиже се већа ефикасност, јер у даљем третману захтева мању количину оксидационог средства. Погоднији је за коришћење у енергетским системима са савременом опремом попут пећи, мотора са унутрашњим сагоревањем, гасних турбина и др. Уклањање непожељних компонената присутних у чврстим горивима је лакше када се она гасификују. Пречишћени гас, претежно састављен од CO_2 , H_2 , CO , CH_4 , N_2 и водене паре, одговарајућим поступком прераде може дати горива високог квалитета. Гасификација је веома атрактиван поступак конверзије биомасе, не само што се тиче могућности производње висококвалитетних синтетичких течних и гасовитих горива, већ и у погледу производње електричне енергије, топлотне енергије и механичког рада [1]. Конструкција гасификатора има велики утицај на квалитет произведеног гаса, а самим тим и на могућности за његову даљу употребу. Постоји неколико типова реактора који се користе за гасификацију биомасе. Наравно, не треба занемарити утицај карактеристика биомасе и процесних параметара [31]. У оквиру овог поглавља дати су преглед, опис и карактеристике основних типова гасификатора, оксидационих средстава и параметара од значаја.

Према [24] критеријуми класификације су:

- оксидационо средство;
- извор топлоте;
- радни притисак;
- конструкција реактора.

Према извору топлоте гасификатори могу бити аутотермални (директни) и алотермални (индиректни), у зависности да ли је топлота настала парцијалном оксидацијом биомасе или је пореклом из спољашњег извора топлоте/индиректног процеса [24].

У зависности од радног притиска, да ли је атмосферски или надпритисак/потпритисак(вакуум), гасификатори могу бити атмосферски или под притиском [24].

Иако је главни предмет ове дисертације директни атмосферски истосмерни тип гасификатора у коме се биомаса гасификује помоћу ваздуха, у даљем тексту дат је преглед најчешће употребљаваних оксидационих средстава и преглед основних типова гасификатора у зависности од њихове конструкције.

3.1 Оксидациона средства у процесу гасификације

У процесу гасификације биомасе користе се различита оксидациона средства [31]. Најчешће употребљавани су ваздух, кисеоник и водена пара. Користе се и њихове мешавине, али и средства попут CO_2 и H_2 [14, 22, 32]. У зависности од врсте средства, састав и реактивност произведеног гаса варирају. Кисеоник је реактивнији од водене паре или CO_2 . Гасификација воденом паром, као и гасификација са CO_2 , даје гас богат са H_2 [33, 34]. Истраживања су показала да присуство водене паре у мешавинама, које се користе у процесима гасификације као оксидациона средства, утиче на повећање садржаја H_2 [33]. Употреба CO_2 са одговарајућим катализаторима доводи да садржај CO у произведеном гасу буде висок, а садржај CO_2 низак [34]. Присуство инертног гаса у агенсу, као у случају азота у ваздуху, доводи до његовог присуства у гасу и разблажује гас. То поскупљује процес гасификације, не само због разблажења, већ и због додатног поступка да се он елиминише [14]. Зато се уместо ваздуха врло често користи чист кисеоник. Овим се отклања проблем разблажења, али се повећава потрошња енергије због увођења сепарационе јединице која издваја кисеоник из ваздуха [15]. Коришћење водене паре и CO_2 је специфично због потребе за спољашњим извором топлоте [31, 34]. У Табели 3.1 приказане су топлотне моћи произведеног гасова у зависности да ли се користе ваздух, водена пара или кисеоник као средства за оксидацију.

Табела 3.1 Топлотне моћи гаса у зависности од агенса за гасификацију [11, 22]

Агенс	Горња топлотна моћ (MJ/Nm^3)
Ваздух	4 – 7
Водена пара	10 – 18
Кисеоник	12 – 28

Предности гасификације ваздухом су расположивост и економичност. Гас има ниску топлотну моћ, умерен садржај коксног остатка и тера (у поређењу са случајем када се као оксидациона средства користе водена пара и CO_2) и може се користити за рад котлова и мотора, а не препоручује се да се дистрибуира цевоводима осим у случају гасификације компримованим ваздухом. Кисеоник повећава топлотну моћ гаса, али и цену. Користи се у великим постројењима, где постоје сепаратори, а довољно велика топлотна моћ омогућава да се гас даље дистрибуира цевоводима [33-36]. Гасификација воденом паром је релативно економски приступачна и даје гас са високим садржајем тера, као и гасификација са CO_2 , и нешто већом топлотном моћи у односу на гасификацију ваздухом [33, 34].

3.2 Типови гасификатора

У зависности од конструкције реактора, основни типови гасификатора [37] су:

- гасификатор са фиксним слојем (супротносмерни, истосмерни и унакрсни гасификатори);
- гасификатор са флуидизованим слојем (циркулациони и барботажни гасификатори).

Основна подела гасификатора са фиксним слојем направљена је у зависности од смера кретања биомасе и употребљеног оксидационог средства. У зависности од брзине флуидизације направљена је подела гасификатора са флуидизованим слојем [31].

Најважнији критеријуми приликом избора гасификатора [35, 38] су:

- процес преношење топлоте и супстанце (директна и индиректна гасификација);
- тип, облик и величина комада биомасе;
- садржај влаге и пепела у биомаси;
- величина постројења и обим производње;
- оксидациона средина (ваздух, кисеоник, пара, итд.);
- радни притисак.

У сваком гасификатору потребно је [36]:

- да се пиролизује биомаса да би се издвојили волатили, гас и угљеник;
- да се настали волатили конвертују у крајње продукте CO, H₂ и CH₄;
- да се угљеник конвертује у CO, а кроз реакције које се одвијају и у H₂.

У Европи постоји око 50 произвођача комерцијалних гасификаторе. Од тога је 75% произведених истосмерних гасификатора, 20% гасификатора са флуидизованим слојем, 2,5% супротносмерних гасификатор, док остали чине 2,5% [24].

Код гасификатора са фиксним слојем локација зоне сушења, пиролизе, оксидације и гасификације условљена је релативним кретањем биомасе и оксидационог средства. Код гасификатора са флуидизованим слојем користи се инертни материјал (нпр. кварцни песак) као средство за пренос топлоте. Он се флуидизује помоћу оксидационог средства, које се уводи са доње стране реактора. Инертни материјал се загрева, а биомаса се уводи када је температура флуидизованог слоја довољно висока. Развија се велика брзина флуида и настала турбуленција доводи до интензивног мешања биомасе, инертног материјала и оксидационог средства. Флуидизацијом је омогућен бољи контакт са гасом и конверзија угљеника, у поређењу са гасификаторима са фиксним слојем. Зато у случају гасификатора са флуидизованим слојем не постоји засебна реакциона зона. Температура флуидизованог слоја обично је од око 700 – 900°C, док је код фиксног слоја температура највиша у зони сагоревања од око 800 – 1400°C. То значи да гас има нижу температуру током флуидизације у односу на случај фиксног слоја [31]. У Табели 3.2 приказане су карактеристике најчешће коришћених основних типова директних гасификатора када је оксидационо средство ваздух.

Табела 3.2 Карактеристике рада најчешћих директних ваздушних гасификатора [29]

	Супротносмерни	Истосмерни	Циркулациони	Барботажни
Снага (MW)	1 – 10	0,1 – 2	10 – 100	0,5 – 20
Величина комада биомасе (mm)	5 – 200	20 – 200	1 – 10	1 – 50

Садржај влаге (mass %)	<50	<20	<50	<50
Радна температура (°C)	<1100	<1100	<950	<950
Излазна температура (°C)	<250	<800	<850	<800
Садржај тера	Висок	Низак	Умерен	Умерен
Садржај честица	Низак	Умерен	Веома висок	Висок
Могућност повећања капацитета	Добар	Слаб	Веома добар	Веома добар

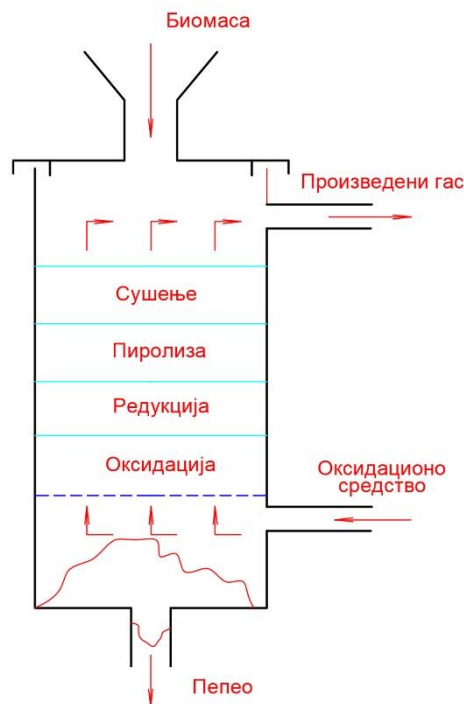
3.2.1 Гасификатори са фиксним слојем

Гасификатори са фиксним слојем су реактори цилиндричног облика у којима се биомаса гасификује уз помоћ одговарајућег оксидационог средства. Састоје се из јединице за довод горива, јединице за одвод пепела и излазом за гас. Биомаса, код сва три типа ових гасификатора, уводи се са врха и креће се низ реактор, а њен довод може бити континуалан или шаржни [19, 20]. Топлотна моћ произведеног гаса није велика ($4 - 6 \text{ MJ/Nm}^3$), а садржај насталог тера варира у зависности од конструкције реактора. Да би се квалитет гаса у погледу топлотне моћи побољшао потребно је да садржај влаге у биомаси буде испод 15-20%. То се постиже одговарајућим предтретманом [32]. Ови реактори су једноставне конструкције и управљање њима је релативно лако. Економични су у погледу трошкова израде, па су веома заступљени у земљама у развоју. Фиксни слој који се формира у процесу гасификације има улогу филтра и доприноси смањењу садржаја честица у гасу. У погледу њихове величине постоје ограничења. Наиме, да би количина насталог тера била што мања, температура у гасификатору треба да је што виша. То се не може постићи у гасификатору великих димензија, тако да се гасификатори са фиксним слојем не користе у великим постројењима [11].

3.2.1.1 Супротносмерни гасификатор

Супротносмерни гасификатори су једноставне конструкције, тако да су економични у погледу трошкова израде [15]. Код гасификатора овог типа, Слика 3.1, оксидационо средство уводи се, преко решетке, на дну реактора. На свом путу

оно пролази кроз зону оксидације, редукције, деволатилизације (пиролизе) и сушења [31]. Гориво се прво загрева и суши. Његовом пиролизом настају волатили, тер и коксни остатак. У процесу редукције коксног остатка, реакција са CO_2 и H_2O на температурама од око $800 - 1200^\circ\text{C}$, углавном настају CO и H_2 . Остатак кокса оксидира уз помоћ оксидационог средства [39]. Највиша температура постиже се у зони оксидације, која се налази одмах изнад решетке, где се у процесу сагоревања биомасе формира врео гас који се креће на горе и преноси топлоту потребну за одвијање ендотермних реакција, остављајући иза себе пепео који преко решетке пада на дно гасификатора. Охлађени гас стиже до зоне пиролизе где се ослобађају волатили и формирају коксни остатак и примарни тер. Волатили и тер немају могућност даље трансформације, па напуштају гасификатор заједно са осталим гасовима на температурама од око $200 - 400^\circ\text{C}$. Последица тога је повећана концентрација угљоводоника и тера у произведеном гасу. Испитивања су показала да је код супротносмерних реактора концентрација тера $10 - 150 \text{ g/Nm}^3$, што је највиши износ у поређењу са другим типовима гасификатора [31]. CO_2 и H_2O који се формирају у доњем делу супротносмерног гасификатора настају у реакцији врелог коксног остатка, формираног у зони пиролизе, и оксидационог средства. У зони редукције производи се жељени гас који излази у горњем делу реактора са стране. Предност оваквих реактора је веома добра размена топлоте. Наиме, врели гасовити продукти сагоревања на свом путу ка долазећој биомаси се хладе, омогућавајући њено загревање и трансформације. Употреба супротносмерних реактора погодна је у случајевима када биомаса има нешто већи садржај влаге и где повећана количина насталог тера не представља велики проблем [20, 26, 29, 31, 36, 37, 40].



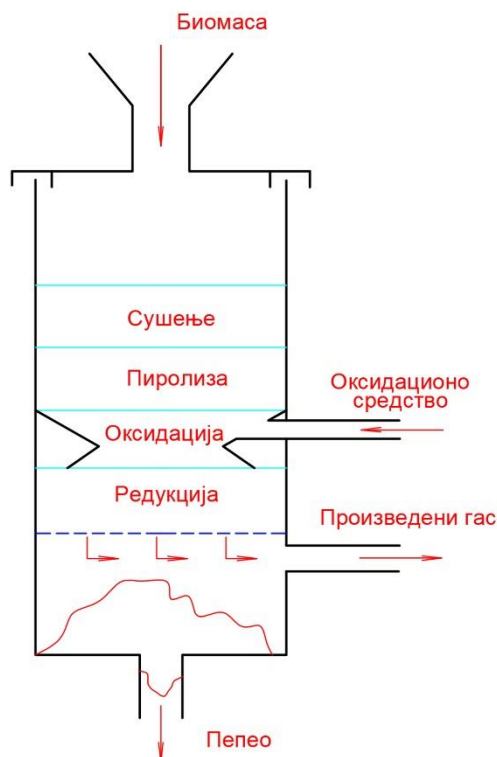
Слика 3.1 Шематски приказ супротносмерног гасификатора [39, 41]

3.2.1.2 Истосмерни гасификатор

Основна разлика између истосмерног и супротносмерног гасификатора са фиксним слојем је смер кретања оксидационог средства. Последица тога су различите перформансе гасификатора [35]. Истосмерни гасификатор је такве конструкције да омогућава да се гориво са високим садржајем волатила конвертује у гас са ниским садржајем тера. Зато се у случају употребе дрвне биомасе најчешће употребљавају истосмерни реактори. Када се говори о производњи енергије из биомасе показало се да је најбољи избор истосмерни гасификатор [36, 37].

Код гасификатора овог типа, Слика 3.2, биомаса се уводи са врха реактора, док се оксидационо средство (најчешће ваздух [40]) додаје директно у оксидациону зону, чиме се производи гас високе температуре и ниског садржаја тера [15]. У

гасификатору се редом издвајају зона сушења, зона деволатилизације (пиролизе), зона оксидације и зона редукције. Биомаса и оксидационо средство имају исти смер кретања у доњем делу гасификатора, испод пиролитичке зоне [26]. У зони сагоревања, оксидација горива праћена је ослобађањем топлоте, која покрива потребе процеса сушења и деволатилизације. У зони сагоревања дешава се и делимична оксидација волатила и тера. Коксни остатак реагује са насталим гасовима на температури од око 800 – 1200°C и формирају се CO и H₂ [39]. Произведени гас напушта реактор испод решетке, што доприноси редукцији насталог тера која је последица његовог сагоревања [26]. Кокс који није реаговао и пепео падају кроз решетку [39]. Испод места где се убризгава ваздух реактор се сужава. Ужи попречни пресек поспешује турбуленцију и омогућава одржавање константне и високе температуре у зони оксидације. Уколико је количина биомасе која се гасификује већа, температура је виша, и обрнуто. То значи да је редукција тера при већим оптерећењима већа [20, 25]. Температура гасова на излазу из гасификатора може бити и до 1000°C. Због велике количине топлоте која се са њима може одвести, укупна ефикасност истосмерних гасификатора је нешто нижа [20, 32]. Истосмерни гасификатор је идеалан када су захтеви у погледу чистоће произведеног гаса високи. Иако је садржај тера нижи, у поређењу са супротносмерним гасификатором, у зависности од конструкције реактора, врсте биомасе и радних услова креће се у опсегу 0.01 – 6 g/Nm³. Садржај честица је виши у поређењу са супротносмерним реакторима. Биомаса са високим садржајем влаге и пепела не препоручује се код овог типа гасификатора [26, 29, 31].



Слика 3.2 Шематски приказ истосмерног гасификатора [39, 41, 42]

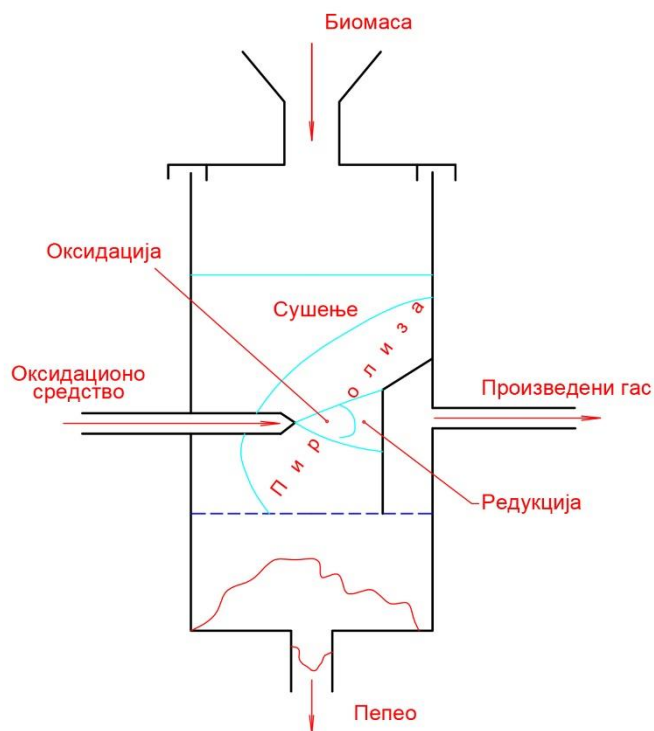
3.2.1.3 Унакрсни гасификатор

Унакрсни гасификатори су најједноставније конструкције [40]. Смер кретања биомасе код унакрсних гасификатора исти је као код осталих реактора са фиксним слојем. Оксидационо средство се уводи одмах изнад решетке, кроз млазницу, са стране, нормално на правац спуштања биомасе низ реактор, а произведени гас се одводи са стране супротно од млазнице, Слика 3.3 [20, 36]. Након зоне сушења и зоне деволатилизације (пиролизе), формирају се зона оксидације и зона редукције у нивоу млазнице [26]. Велика брзина оксидационог средства изазива значајну циркулацију у фиксном слоју и ствара високу температуру у малој запремини. Као резултат настаје гас који има низак садржај тера [36]. Температура гаса који излази је од око 800 – 900°C, па је укупна ефикасност гасификатора ниска [26]. Пепео са

високим садржај угљеника (33%) уклања се на дну реактор [26, 40]. Иако је време потребно за пуштање у рад унакрсног гасификатора само 5 – 10 min, компликованији је за управљање [37, 40].

Погодно га је користити за гасификацију горива са ниским садржајем волатила и пепела. Произведени гас се мора пречистити. Уколико се којим случајем користи гориво које не испуњава поменуте захтеве настаје гас који има велику количину угљоводоника и тера у свом саставу [20].

Може се подесити да истосмерни тип гасификатора ради по унакрсној шеми, тј. као унакрсни гасификатор. Тиме је омогућено да буде стартнији, тј. да време потребно за пуштање у рад буде краће [36].



Слика 3.3 Шематски приказ унакрсног гасификатора [40]

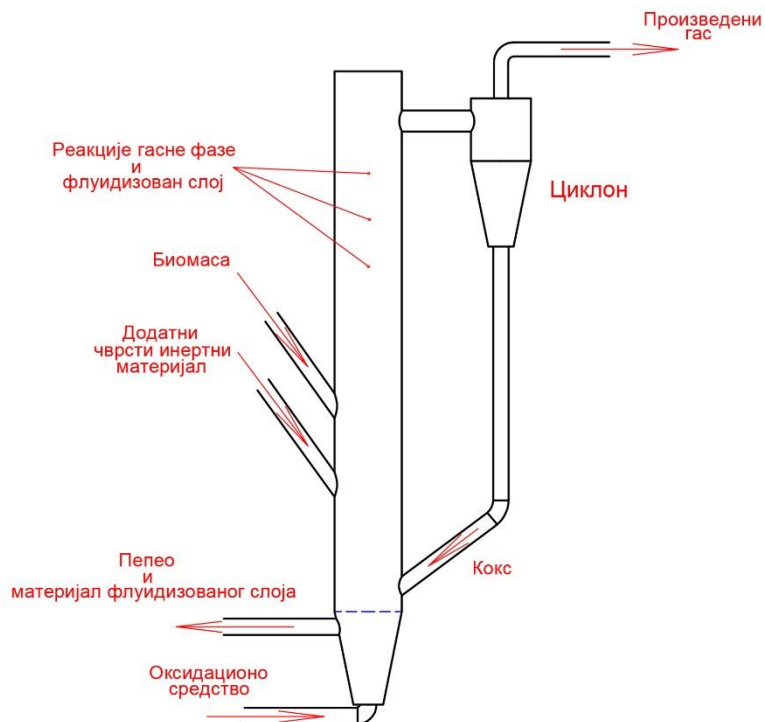
3.2.2 Гасификатори са флуидизованим слојем

Гасификатори са флуидизованим слојем, због своје флексибилности у погледу врсте горива које се у њима може гасификовати и високе ефикасности, показали су се као бољи избор у односу на гасификаторе са фиксним слојем [26]. Пре него што се прешло на употребу биомасе, дуго су били употребљавани за гасификацију угља, а обично се користе тамо где је потребно произвести велику количину гаса [15, 23, 26, 32]. За разлику од реактора са фиксним слојем, ситни комади горива не узрокују проблеме у раду, као ни висок садржај влаге и пепела [23, 29]. Управљање процесом је сложено због потребе да се контролоше и довод горива и довод оксидационог средства [23]. Реактори овог типа имају решетку на дну изнад које се налази кварцни песак или неко друго средство за флуидизацију. Оксидационо средство, ваздух, кисеоник, пара или одговарјућа комбинација поменутих, пролази кроз решетку и флуидизује слој. Брзина гаса кроз решетку је критичан параметар када су у питању конструкција и оптимизација ових гасификатора. Турбуленција поспешује мешање биомасе, инертног материјала и оксидационог средства и омогућава да се разградња и реакције гасификације одвијају великом брзином [15]. Иако је употребом ових гасификатора омогућено добро преношење топлоте и супстанце, степен конверзија угљеника није увек задовољавајући због константног мешања чврсте фазе [15, 23, 24]. Код циркулационих гасификатора сагоревање кокса је веће, а количина насталог тера је мања, у поређењу са барботажним гасификаторима [20].

Појава агломерације, размекшавање пепела услед слепљивања са флуидизованим честицама биомасе на високим температурама, је најчешћи проблем код реактора овог типа. Повећане мере контроле температуре у реактору и употреба горива чији пепео има високу температуру топљења (попут дрвета (преко 1000°C)) су се показали као ефикасно средство у спречавању агломерације [26, 43].

3.2.2.1 Гасификатор са циркулационим слојем

Гасификатори са циркулационим слојем, Слика 3.4, користе се за горива која имају висок садржај пепела. Карактеришу их широк спектар димензија, могућност континуалног рада и употреба у великим индустријским постројењима [20]. Раде на принципу континулане циркулације флуидизованог материјала између реакционог суда и циклонског сепаратора [26]. Брзина флуидизације је већа од просечне и износи 5 – 10 m/s. Због тако велике брзине не долази до било каквог раздвајања које је узроковано разликама у густинама [31]. Турбуленција омогућава да се биомаса, која се уводи при дну реактора, врло брзо деволатилизује уз помоћ оксидационог средства. Из сепаратора се издвајају гас и пепео, а флуидизовани материјал се враћа назад у суд. Овим се обезбеђује додатна конверзија тера, чиме се смањује његов садржај у излазним гасовима ($1 - 30 \text{ g/Nm}^3$) [26, 31, 44]. Произведени гас напушта систем са горње стране циклона, а пепео на дну реактора [31]. Неретко радни притисак у циркулационим гасификаторима је висок, па нема потребе за накнадном компресијом произведеног гаса на путу ка гасној турбини [26].

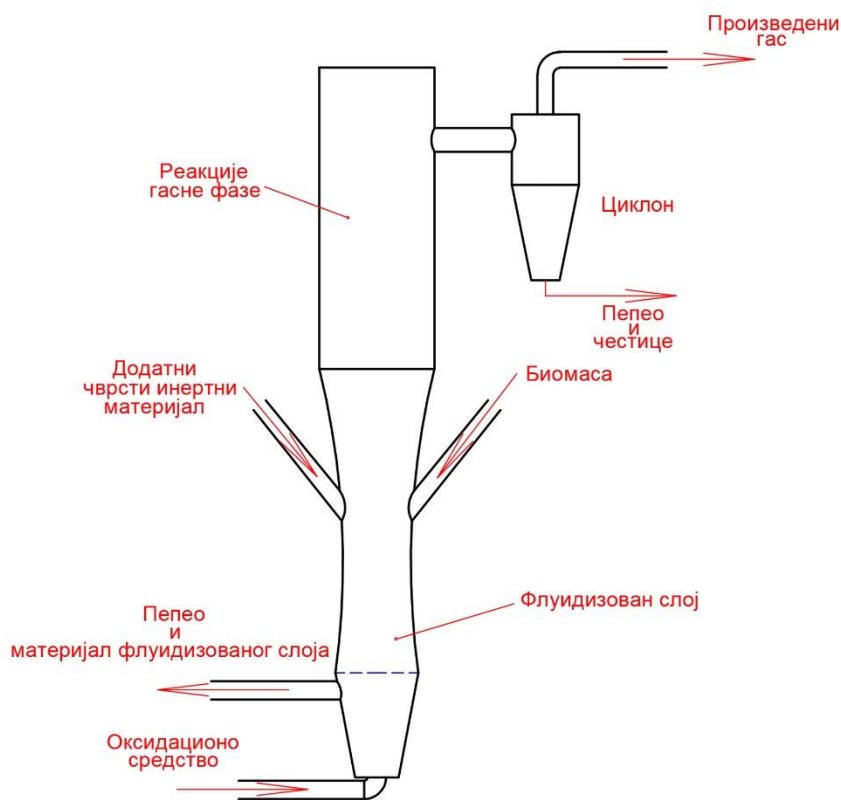


Слика 3.4 Шематски приказ циркулационог гасификатора [41, 45]

3.2.2.2 Гасификатор са барботајним слојем

Код гасификатора са барботајним слојем, Слика 3.5, биомаса се уводи при дну реактора, изнад решетке на којој се налази чврст инертни флуидизујући материјал (каварцни песак, алуминијумски прах и др.). Оксидационо средство брзином 2 – 3 m/s пролази кроз отворе решетке. Формира се флуидизовани слој који подсећа на кључалу течност и има физичке карактеристике флуида. Наиме, због брзине која је нижа од просечне брзине флуидизације формирају се мехурићи који омогућавају континуално мешање. Због мале брзине, материјал слоја суспендује се само у доњим деловима реактора. Температура флуидизованог слоја је константна и регулисана је односом количине гасификационог средства и биомасе. У процесу брзе пиролизе биомасе, која се дешава на температурама од око 700 – 900°C, издвајају се волатили, тер и коксни остатак. Због аутоматског раздвајања честица

различите густине у слоју, гушће честице пропадају, док лакше честице одлазе са излазним гасом. Велика количина волатила последица је брзог мешања биомасе са врелим материјалом флуидизованог слоја. Преостали коксни остатак се даље гасификује све док га нема у довољно малој количини да са произведеним гасом не напусти реактор у његовом горњем делу. Са дна реактора уклања се pepeo. Велики молекули тера, у контакту са врелим флуидизујућим материјалом, се редукују, па излазни гас има садржај тера од око $1 - 23 \text{ g/Nm}^3$. Трошкови израде барботажног гасификатора виши су у поређењу са тршковима израде циркулационог гасификатора истог капацитета. То значи да је њихова употреба у погледу цене израде мање економски исплатива [20, 26, 31, 44].



Слика 3.5 Шематски приказ барботажног гасификатора [41, 45]

3.3 Параметри гасификације

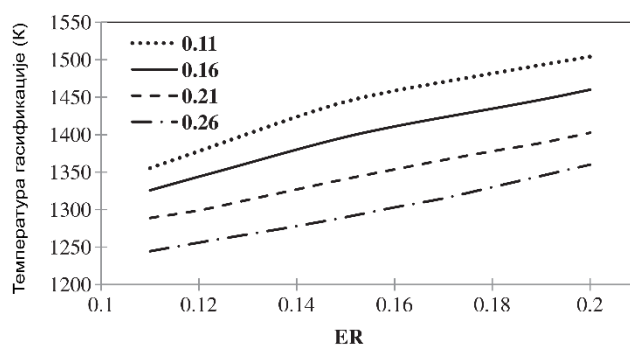
Након одабира гасификатора следи фаза његовог пуштања у рад. Процес гасификације мора да се одвија континуирано, у мери у којој је то могуће, уз високе перформансе и без нежељених прекида. Постоји низ параметара који су кључни за правилан рад гасификатора. Постизањем и одржавањем њихових оптималних вредности омогућени су константан квалитет и високе перформансе процеса, због чега се строго морају контролисати [24]. У овом поглављу направљен је осврт на оне најзначајније:

- време задржавања комада биомасе;
- коефицијент вишка ваздуха (ER) (однос ваздух/гориво);
- биомаса, величина комада, потрошња горива, садржај воде и волатила;
- температура;
- притисак;
- ефикасност гасификатора.

Време задржавања је просечно време боравка унетог комада биомасе у реактору. Његово задржавање треба да је онолико дуго колико је потребно да се реакције процеса гасификације одвијају на задовољавајући начин [24]. Ако би време било краће од потребног, реакције не би достигле стање хемијске равнотеже, што би имало за последицу да се процес гасификације не реализује у потпуности. У том случају конверзијом биомаса није могуће произвести гас који има довољан садржај CO и H₂ [14]. Приликом избора реактора треба имати у виду да је у случају формирања фиксног слоја време задржавања дужине у поређењу са флуидизованим слојем [24, 34].

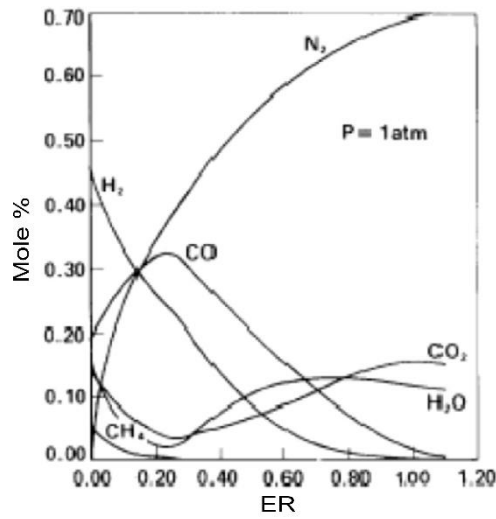
Ваздух је најчешће употребљавано оксидационо средство [18, 24]. Осврт на предности и техничке изазове његове употребе, али и употребе других често коришћених оксидационих средстава, дати су у поглављу 3.1. Зато ће овде бити речи о коефицијенту вишка ваздуха (ER), кључном параметру процеса гасификације, који је већ поменут у поглављу 2.3. Врло често он се дефинише и, преко масеног односа ваздух/гориво, као количник њиховог ствараног и стехиометријског односа [31]. За ефикасну гасификацију, са контролисаном

производњом тера и кокса, препоручени опсег овог параметра је 0,2 – 0,4 [18, 24, 31, 40]. Количина ваздуха, преко интеракције егзотермних и ендотермних реакција, утиче на температуру гасификације. Што је вредност ER ближа вредности 0,2, то је температура нижа. То је неповољно за ендотермне реакције гасификације и указује на доминантност процеса деволатилизације (пироллизе). Што је вредност ER ближа вредности 0,4, реакције оксидације су доминантније, јер је процес ближи сагоревању. То резултује са порастом концентрације продуката сагоревања, подиже температуру слоја и оставља мање кокса за процес гасификације. На Слици 3.6 приказан је утицај параметра ER, у опсегу од 0,11–0,2, у случају када се биомаса са различитим садржајем влаге гасификује ваздухом, на температуру гасификације.



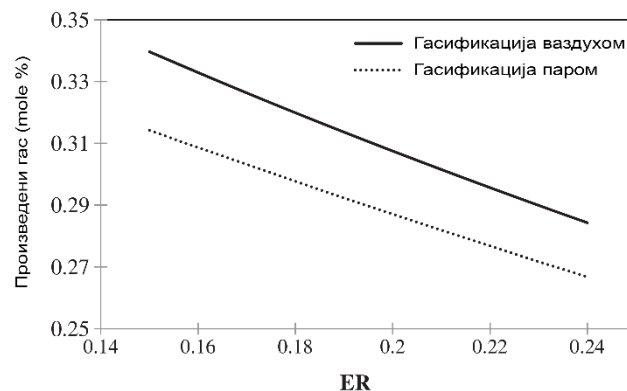
Слика 3.6 Утицај параметра ER на температуру гасификације биомасе различитог садржаја влаге када се користи ваздух као оксидационо средство [46]

Поред тога, високе вредности коефицијента вишка ваздуха узрокују већи садржај N_2 , због чега је настали гас разблажен и има нижу вредност топлотне моћи [18, 31]. На Слици 3.7 приказан је утицај вредности коефицијента вишка ваздуха на молске уделе компонената произведеног гаса.



Слика 3.7 Утицај параметра ER на састав произведеног гаса [18]

Показало се и да је утицај ER у погледу енергетске ефикасности значајан. Наиме, термодинамичком анализом долази се до закључка да је тренд смањења ефикасности исти са порастом вишка ваздуха, приликом гасификовања биомасе са различитим садржајем влаге, без обзира да ли се употребљава ваздух или водена пара као оксидационо средство, због веће количине произведеног гаса [24, 46], Слика 3.8.

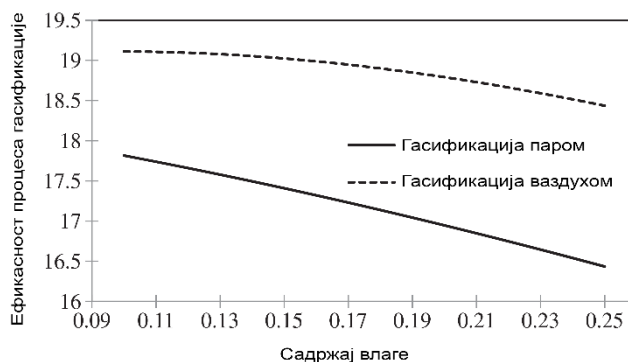


Слика 3.8 Утицај параметра ER на количину произведеног гаса у случају гасификације ваздухом или воденом паром [46]

Величина комада биомасе, на уласку у реактор и током њихове дистрибуције, има велики утицај на време трајања реакција и на пад притиска у реактору. Ограничења у погледу минималне величине комада биомасе морају постојати због пада притиска који је последица присуства ситних комада у случају гасификације у фиксном слоју [25]. У Табели 3.2 приказане су препоручене величине честица биомасе за оптималан рад аутотермалних гасификатора са фиксним и флуидизованим слојем у случају употребе ваздуха као оксидационог средства. Ситнији комади биомасе су реактивнији, јер је у том случају површина преношења већа, ослобађање волатила интензивније током пиролизе, па се производи више гаса, за исто време трајања процеса, у односу на крупније комаде биомасе. Због смањене реактивности крупнијих комада повећан је садржај тера и кокса у произведеном гасу, а њихова величина узрокује и проблеме током стартовања и у раду. Најчешћи проблеми узроковани употребом биомасе ситнијих комада су велика концентрација честица у гасу, велики пад притиска у реактору и проблеми у зони редукције. На перформансе реактора утиче и хомогеност биомасе. Што су комади биомасе више уједначене гранулације (величине), то је ефикасност гасификатора већа [18]. Најчешћа величина комада биомасе је 20 – 80 mm, а препорука је да се величина бира у зависности од величине језгра (нпр. код истосмерних гасификатора то је део у зони оксидације где се реактор сужава, тзв. грло [42]), тј. да однос еквивалентног пречника комада и пречника језгра гасификатора буде 10 – 20% [32]. Услед присуства повећане количине кисеоника, условљене већим доводом ваздуха, и због веће реактивности и површине преношења ситнијих комада, потрошња биомасе сразмерна је протоку ваздуха, а обрнуто сразмерна величини комада [18]. Влага је непожељан састојак горива, јер повећава потрошњу енергије и смањује ефикасност гасификатора, Слика 3.9, а негативно утиче и на температуру гасификације. Са порастом влаге у гориву, температура пада [14].

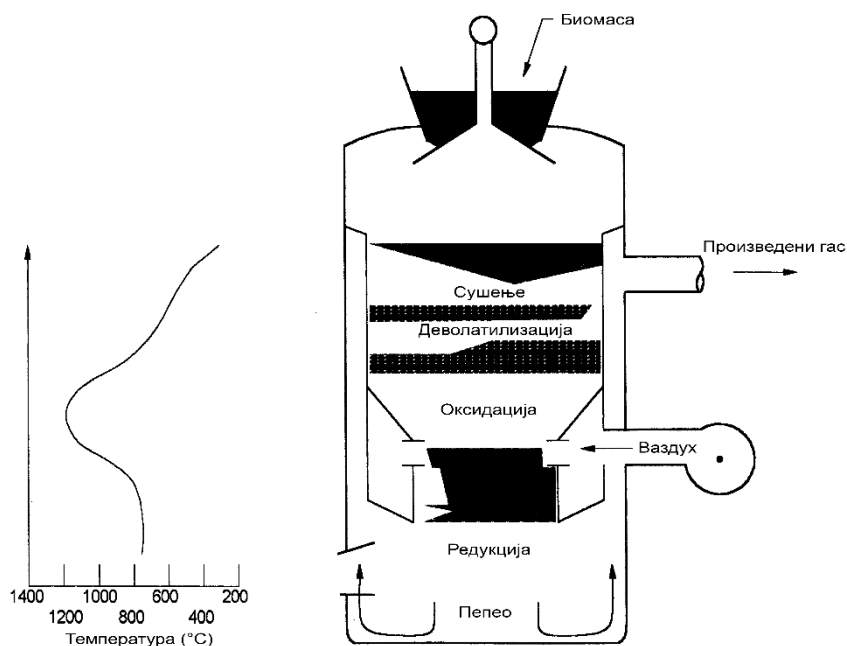
Ограничења у погледу њеног садржаја у биомаси условљена су избором типа гасификатора. Испаравање у фази загревања, и у наставку у фази деволатилизације, смањује количину топлоте намењену другим пиролитичким реакцијама и гасификацији коксног остатка. Са друге стране, у реакцији Р6 из Табеле 2.1, влага доприноси производњи H_2 и CO [31]. Препоручује се да садржај влаге на улазу у

гасификатор не буде већи од 20 – 30%, а све испод 10 – 15% сматра се оптималном вредношћу [32]. Садржај волатила директно је повезан са реактивношћу биомасе и брзином конверзије горива у гас [14].



Слика 3.9 Утицај влаге на ефикасност процеса гасификације биомасе ваздухом или воденом паром [46]

Температура је најбитнији параметар процеса гасификације и као таква мора бити строго контролисана [24]. Она утиче на брзину формирања гаса. То значи да се на вишим температурама реакције брже одвијају. Пред тога, на различитим температурама активирају се различите реакције [14]. Док је код гасификатора са флуидизованим слојем температура униформна, код гасификатора са фиксним слојем то није случај [34]. На Слици 3.10 приказан је пример расподеле температуре у истосмерном гасификатору. Са порастом температуре у реактору, расте конверзија угљеника [34]. То је праћено порастом концентрације CO и H_2 , док се концентрације CO_2 , CH_4 и H_2O смањују [24]. То се објашњава ослобађањем велике количине волатила током процеса пиролизе, након чега остаје више реактивног коксног остатка. У исто време, ендотермне реакције гасификације постају брже [31]. У том случају произведени гас има већу топлотну моћ, а мањи садржај тера и коксног остатка. Повећање температуре може изазвати проблеме са пепелом и утицати на смањење енергетске ефикасности гасификатора [34].



Слика 3.10 Расподела температуре у истосмерном гасификатору [32]

Радни притисак система за гасификацију биомасе одређује се у зависности од захтева процеса и одабира опреме за крајњу употребу. Истраживања су показала да се са порастом притиска смањује количина H_2 и CO , а повећава садржај CH_4 , CO_2 и тера у произведеном гасу. Закључак је, да у том случају, доминантни равнотежни смер реакција гасификације иде на страну где је мањи број молекула гаса [31]. Системи под притиском користе се у великим индустријским постројењима. Иако висок притисак повећава трошкове, енергетска ефикасност је већа. Употреба високог притиска у мањим системима није економична [24].

Енергетска ефикасност гасификатора представља количник, производа доње топлотне моћи произведеног гаса, $H_{d,pg}$ (kJ/Nm^3) и његовог приноса, n_{pg} (Nm^3/kg), и доње топлотне моћи биомасе, $H_{d,biomasa}$ (kJ/kg), једначина (3.1). Суштински, то је однос енергије произведеног гаса и енергије биомасе [18, 19].

$$\eta = \frac{H_{d,pg} \cdot n_{pg}}{H_{d,biomasa}} \quad (3.1)$$

Доња топлотна моћ произведеног гаса израчунава се према једначини (3.2), где су x_1 , x_2 и x_3 молски (запремински) удели насталих горивих гасова CO, H₂ и CH₄, редом, а $H_{d,CO}$, H_{d,H_2} и H_{d,CH_4} њихове топлотне моћи (kJ/Nm³) [18, 19].

$$H_{d,pg} = x_1 H_{d,CO} + x_2 H_{d,H_2} + x_3 H_{d,CH_4} \quad (3.2)$$

Истосмерни гасификатори у којима се користи дрвна сечка као гориво показали су се као добар избор у погледу енергетске ефикасности и осталих карактеристика када је у питању њихова примена у комерцијалне сврхе за производњу топлотне и електричне енергије посебно у оквиру мањих СНР постројења која производе испод 5(10) MW електричне енергије [18, 47, 48].

3.4 Произведени гас

Гас настао у процесу гасификације садржи нечистоће [32]:

- честице пепела и коксног остатка;
- тер;
- једињења азота;
- једињења алкалних метала;
- једињења сумпора.

Током процеса гасификације, због занемарљиво малог садржаја сумпора у биомаси, може се сматрати да не постоји присуство његових једињења. Једињења алкалних метала могу узроковати велике проблеме у раду, а формирање једињења азота, тема је многих истраживања. Иако веома битна, алкална и азотна једињења и њихов негативан утицај неће бити предмет овог рада.

Избором одговарајућих радних параметара, конструкције реактора и адитива /катализатора спречава се формирање велике количине нежељеног материјала. Тиме се смањује, али не и елимише, потреба за пречишћавањем гаса [24].

Према [36], у оквиру сваког система за гасификацију потребно је установити:

- састав произведеног гаса;
- топлотну моћ произведеног гаса;

- количину тера;
- количину и величину насталих честица;
- садржај влаге у гасу.

Познавање састава гаса насталог у процесу гасификације омогућава праћење и анализу рада гасификатора, као и израчунавање топлотне моћи гаса. За већину система препоручује се да топлотна моћ буде већа од 4 MJ/Nm^3 . Уколико састав није познат, топлотна моћ може се мерити и у калориметру. Перформансе реактора могу се пратити мерењем садржаја тера (кондензујућих органских једињења) у сировом гасу. Њихов садржај је добар индикатор када се гас мора пречистити. Познавање природе и величине честица пепела и кокса битно је у погледу одабира конструкције филтера за пречишћавање. Приликом прорачуна везаних за захтеве расхлађивања гаса, садржај влаге је јако битан параметар [36].

Степен пречишћавања условљен је крајњом употребом произведеног гаса [32]. Два су начина чишћења сировог гаса, врућ и хладан [24]. Иако је процес врућег чишћења технички захтевнији, пречишћен гас има већи енергетски потенцијал. Хладно пречишћавање је са техничког аспекта једноставније, али отпадна вода настала у процесу има велику количину тера који се тешко уклања [32].

Према [49], сва постројења у којима се гас производи, у процесу гасификације биомасе, могу се поделити према технологији и врсти.

Према технологији:

- постројења за производњу електричне енергије и топлотне енергије, тзв. СНР постројења (комбинована производња топлотне и електричне енергије);
- постројења за синтезу горива;
- постројења са другим технологијама гасификације.

Према врсти:

- комерцијална постројења;
- демонстрациона постројења;
- пилот постројења.

Према величини СНР постројења могу се поделити на [47, 48]:

- мала постројења (производе 5 kW – 5(10) MW електричне енергије);
- средња постројења (производе 5(10) – 50 MW електричне енергије);
- велика постројења (производе преко 50 MW електричне енергије).

У даљем тексту овог рада биће речи о процесу гасификације у оквиру комерцијалног СНР постројења у коме се произведени гас користи за производњу топлотне и електричне енергије.

4. Биомаса

Светски енергетски систем ослања се, пре свега, на залихе фосилних горива, угља, нафте и природног гаса, којих је све мање. Не само што су за њихово настајање потребни милиони година, већ се због насталих климатских промена, њихових последица и загађења животне средине доводи у питање могућност и одрживост њихове даље употребе уопште. Предуслов за иновативна, одржива и економски исплатива решења за ефикасну замену фосилних горива обновљивим изворима енергије су обимна истраживања и мултидисциплинарна знања. На том путу, биомаса, због своје разноврсности, распрострањености, расположивости, обновљивости и неутралности је препозната као обновљив извор енергије великог потенцијала. Коришћењем сопствених алтернативних извора енергије смањује се интензивна потрошња фосилних горива, али и увоз енергије. То је резултирало да биомаса заузме важну позицију, посебно за земље у развоју, јер се њихове економије углавном заснивају на пољопривреди и шумарству, а њена гасификација буде препозната као термохемијски процес од изузетног значаја када је у питању производња енергије. Зато су истраживања све више усмерена ка бољем разумевању процеса гасификације и утицаја биомасе на сам процес [50]. Иако се биомаса примарно користи као извор енергије у земљама трећег света, велики број високоразвијених земаља пребацује се на коришћење биомасе у својим енергетским системима, због њених претходно поменутих карактеристика [51].

У литератури постоји велики број дефиниција биомасе. У општем смислу, биомаса се дефинише као биолошки органски материјал, биљног или животињског порекла, у коме је акумулирана хемијска енергија. Пољопривредни усеви и дрвеће, дрво, остаци дрвета и дрвни отпад, биљке, укључујући и водене, траве, остаци и талог, влакна, животињски и комунални отпад, и остали отпадни материјали, само су неки од примера биомасе који се могу употребљавати као гориво [52]. Данас је велики број истраживања усмерен и на ефикасну конверзију енергије из алги, одговарајућих грађевинских остатака, остатака хране (нпр. талог кафе), али и других. Дефиниције биомасе садржане у законодавствима одређују који се материјал третира као биомаса и које је земљиште прихватљиво за експлоатацију биомасе. Тиме се утиче на одлуке у погледу врсте усева који се узгајају, места где

се узгајају и њиховог потенцијалног коришћења. Типичне дефиниције садрже три компоненте, пољопривреду, шумарство и отпад. Различите дефиниције биомасе могу бити укључене у један законодавни документ не би ли се испунили захтеви одговарајућих директива [53]. У оквиру директиве 2009/28/ЕС Европског парламента и савета, термин биомаса дефинише се као биоразградиви део производа, отпада или остатака из пољопривреде (укључујући материје биљног и животињског порекла), шумарства и сродних индустрија, укључујући рибарство и водене културе, као и биоразградиви део индустријског и комуналног отпада. Овом директивом се успоставља општа политика везана за производњу и промоцију енергије из обновљивих извора енергије у оквирима Европске уније (ЕУ) [2, 3], а енергетски сектор и одговарајуће нискоугљеничне технологије би требале пружити значајан допринос на том путу [4]. У оквиру ISO стандарда 16559:2014, који се бави терминологијом, дефиницијом и описом чврстих биогорива на међународном нивоу, за потребе стандардизације, дефинисан је термин биомаса. У њему се наглашава да је реч о материјалу биолошког порекла, при чему се искључује материјал уграђен у геолошке формације и/или фосилизован. По овом стандарду биомаса је органски материјал који обухвата материје биљног и животињског порекла, укључујући, али не и ограничавајући се на наменске енергетске усеве, пољопривредне културе и остатке пољопривредне производње, остатке хране, влакнасте биљне остатке и остатке од сточне хране, водене биљке, алге, шумске и дрвне остатке, пољопривредни отпад, секундарне производе прераде и друге нефосилизоване органске материје. Остаци биомасе подразумевају биомасу пореклом из пољопривредне производње и шумарства, остатке водених култура и остатке из сродних индустријских операција [54].

Према стандарду ISO 17225-1:2014 [54, 55], одређују се спецификација и класе квалитета чврстих биогорива од сирових и прерађених материјала који потичу из шумарства и арборикултуре, пољопривреде и хортикултуре, као и аквакултура.

У Табели 4.1 приказани су подаци који се односе на употребу биомасе у Европској унији, у енергетске сврхе, за 2012. годину и предвиђања за 2020. годину. Као што се може видети, постоји тренд раста употребе шумске биомасе, при чему је тај раст значајнији када се говори о дрвној биомаси у поређењу са шумским остацима.

Табела 4.1 Употреба биомасе у енергетске сврхе у ЕУ (10⁶ t) [4]

	2012	2020
Шумска биомаса	178	224
Дрвна биомаса (сеча дрвећа и др.)	100	144
Остаци дрвета и производи	78	80
Пољопривредна биомаса	72	136
Енергетски усеви	40	84
Пољопривредни производи/остаци	32	52
Отпад	30	60
Остало	280	420

Једна од перспективних технологија термохемијске конверзије која се може користити за претварање хемијске енергије биомасе у корисну енергију је гасификација, посебно истосмерна, која се показала као врло ефикасан начин за производњу електричне и топлотне енергије у оквиру СНР постројења мале и средње величине (дефинисана у поглављу 3.4) [51]. У Табели 4.2 дат је преглед биомасе која се користи у СНР постројењима у зависности од избора технологије.

Табела 4.2 Биомаса која се користи у СНР постројењима [56]

Технологија гасификације	Врста биомасе	Величина комада горива (cm)	Садржај влаге (maseni %)	Снага (MW)
	сецкана дрвна биомаса или остаци дрвета			
Гасификација у фиксном слоју	пољопривредна биомаса	0,6 – 10	< 20	< 50

	отпад			
	остало			
Гасификација у флуидизованом слоју	већина дрвне биомаса пољопривредни остаци	0,6 – 5	15 – 30	< 25

У наредним поглављима биће речи о карактеристикама и подели чврсте биомасе, са нагласком на дрвној биомаси.

4.1 Карактеристике чврсте биомасе

У процесу фотосинтезе организми који садрже хлорофил (углавном зелене биљке и алге), уз помоћ Сунчеве светлости одређене таласне дужине, CO₂ из ваздуха и воде из земљишта, производе хемијску енергију акумулирану у биомаси (биљног порекла) и кисеоник. На овај начин практично се производи сва расположива енергија биосфере. За потребе одвијања ове хемијске реакције потребно је мање од 1% расположиве Сунчеве светлости [7]. У процесу даље трансформације произведене хемијске енергије, угљених хидрата, настају структуралне компоненте биомасе, целулоза, хемицелулоза и лигнин [6]. Расподела ових компоненета зависи од врсте биомасе, Табела 4.3, а разлике могу постојати и када је иста врста биомасе у питању (на пример у зависности од делова дрвета у случају дрвне биомасе) [52, 57]. Најчешће, највећи удео има целулоза, од око 40 – 50%, док је удео хемицелулозе у опсегу од око 20 – 40% [7]. Када је се говори о структури дрвне биомасе, целулоза, хемицелулоза и лигнин чине 90 – 95% масе апсолутно сувог дрвета. Остатак чине екстрактивне супстанце (екстракти), испарљива уља и смолне киселине, везана уља, природно бојене супстанце, фениди, растворљиви полисахариди и гликозиди, минералне соли, органска азотна једињења и друге органске компоненте сличне смолама, које се лако могу издвојити, без веће промене хемијског састава дрвета [57].

Табела 4.3 Садржај целулозе, хемицелулозе и лигнина у зависности од врсте биомасе [52]

Биомаса	Целулоза (maseni %, suva osnova)	Хемицелулоза (maseni %, suva osnova)	Лигнин (maseni %, suva osnova)
Тврдо дрво	40 – 50	25 – 35	20 – 25
Меко дрво	40 – 50	25 – 30	25 – 35
Траве	25 – 40	35 – 50	10 – 30
Лишће	15 – 20	80 – 85	0
Влакна семена памука	80 – 95	5 – 20	0
Љуска ораха	25 – 30	25 – 30	30 – 40

Врста биомасе и њен облик утичу на избор процеса конверзије и јасно указују на потенцијалне проблеме који се током њих могу појавити. Са друге стране, избор биомасе зависи од крајњег облика енергије који треба да се добије. У зависности од одабраног процеса конверзије и његових фаза, утицај одређених карактеристика биомасе је мање или више изражен. Дрвна биомаса је једна од највише истраживаних обновљивих чврстих горива не само у погледу карактеристика, већ и у погледу примене различитих технологија у којима она може да буде извор хемијске енергије [7]. Најбитније карактеристике чврсте биомасе током термохемијских процеса [7] су:

- садржај целулозе, хемицелулозе и лигнина;
- садржај влаге;
- топлотна моћ;
- однос фиксни угљеник/волатили;
- садржај пепела;
- садржај алкалних метала;
- насипна густина.

Већи садржај хемицелулозе у биомаси, у поређењу са већим садржајем целулозе у истој, смањује принос пиролитичког уља, а повећава принос гаса. Повећан садржај

лигнина повећава принос коксног остатка. Количина коксног остатака повећава се и са повећањем садржаја минералних материје у хемицелулози, у поређењу са биомасом са већим садржајем целулозе. Након анализе различитих структура биомасе уочено је да траве имају најмањи, а дрво највећи садржај лигнина у својој структури [58].

Масени удели влаге, волатила, фиксног угљеника и пепела дати су у оквиру техничке анализе горива [59]. Садржај влаге у биомаси варира у широком опсегу, око 10 – 70%. Са повећањем количине влаге смањује се топлотна моћ биомасе. Висок садржај влаге у биогоривима резултује смањењем температуре и повећањем потрошње горива, а може изазвати проблем паљења приликом стартовања процеса [15]. Свеже исечена дрвна сечка има садржај влаге од око 30 – 50% [31].

Волатили се ослобађају током термичке деградације биомасе у облику гасова, CO, H₂, CH₄, CO₂, H₂O и нижих угљоводоника. Висок садржај волатила у биомаси омогућава лако паљење чак и на нижим температурама. Њихово ослобађање је брзо, због чега је познавање масеног удела волатила у биомаси кључан параметар када је у питању конструкција реактора [15]. У састав волатила улазе угљеник и водоник, везани у облику угљоводоника, и условно, негориви, кисеоник и азот [28, 59]. Већи удео кисеоника и водоника у односу на угљеник смањују топлотну моћ чврстих горива. То се објашњава тиме да је садржај енергије нижи у хемијским везама угљеник-водоник и угљеник-кисеоник у поређењу са угљеник-угљеник везом, и да је угљеник главни носилац енергије. Са друге стране већи садржај кисеоника побољшава реактивност и повећава количину ослобођених волатила [7, 11]. Ако се изузму влага и пепео, након ослобађања волатила остаје фиксни угљеник. Волатили и фиксни остатак су индикатори лакоће паљења и даље гасификације [7].

Пепео је неоргански, негориви и неиспарљиве део биомасе који остаје након процеса. Зависно од врсте биомасе, садржај пепела варира. Главни елементи пепела, пореклом из биомасе, су Si, Al, Ti, Fe, Ca, Mg, Na, K, S и P. Састав пепела значајно утиче на тачку топљења пепела. Тако K и Si доприносе да тачка топљења буде нижа, док Mg и Ca повећавају температуру топљења. Дрво, пореклом из грађевинског отпада, садржи и тешке метале попут Cd, Cr, Cu, Pb и Hg. Ови

елементи се сматрају врло опасним за животну средину, а најчешће их има у летећем пепелу [15].

Горња топлотна моћ (H_g или HHV) биомасе представља енергију садржану у биомаси и реда је величине око 20 MJ/kg [15, 31]. Због релативно ниске вредности топлотне моћи, у поређењу са фосилним горивима, потребно је обезбедити већу количину биомасе, да би исти излазни ефекат био постигнут [31]. Доња топлотна моћ (H_d или LHV) је умањена за вредност топлоте промене фазе (кондензација) настале водене паре [15]. У Табели 4.4 приказана је доња топлотна моћ неколико врста дрвета. Испитивања су показала да на топлотну моћ дрвета значајно утиче његова старост. Наиме, са повећањем старости топлотна моћ расте [57].

Табела 4.4 Доња топлотна моћ различите врсте дрвета [57]

Врста дрвета	H_d (kJ/kg, suva osnova)
Бреза	19489
Буква	18815
Врба	17538 – 17852
Јасика	–
Храст	18380

У елементарном саставу биомасе доминантни су угљеник, водоник и кисеоник, док је азот присутан у знатно мањој количини. Присуство сумпора се најчешће може занемарити. Влага, као и пепео, тј. минералне примесе, иако нису елементи, улазе у елементарну анализу биомасе [59].

Биомаса у свом сировом, првобитном облику, има малу насипну густину, због чега је отежан транспорт, складиштење и руковање. Предtretман биомасе омогућава њену трансформацију, тако да буде хомогенизована у облику и величини, и да јој се насипна густина повећа [31]. Густина делом дефинише економску исплативост употребе биомасе. Наиме, уколико је вредност насипне густине мала, отежано складиштење и транспорт повећавају трошкове њене употребе. Висок садржај влаге у биомаси ствара исте проблеме. Због ниске вредности топлотне моћи, не препоручује се биомаса мале густине [6].

4.2 Подела дрвне биомасе

Према стандарду ISO 17225-1:2014 [55], два су критеријума за поделу чврсте биомасе:

- према пореклу и извору;
- главном облику у којем се тргује и главним својствима.

Свака од група има подгрупе чиме је омогућен детаљан увид у материјал чврстог биогорива.

Дрвна биомаса може поделити према пореклу и извору [55] на:

- дрво из шума и са плантажа и друго потпуно природно дрво
 - цела стабла без корена (лишћари, четинари, изданачке шуме кратке опходње, грмље, мешавине и природне мешавине)
 - цела стабла са кореном (лишћари, четинари, изданачке шуме кратке опходње, грмље, мешавине и природне мешавине)
 - дебло (лишћари са кором, четинари са кором, лишћари без коре, четинари без коре, мешавине и природне мешавине)
 - остаци од сече (сирово, лишћари (укључујући и лишће); сирово, четинари (укључујући и иглице); складиштено, лишћари; складиштено, четинари; мешавине и природне мешавине)
 - пањеви/корење (лишћари, четинари, изданачке шуме кратке опходње, грмље, мешавине и природне мешавине)
 - кора (од активности у шумарству)
 - посечено дрво из башта, паркова, одржавања путног појаса, винограда, воћњака и дрво нането на обалу река и језера
 - мешавине и природне мешавине
- споредни производи и остаци из индустријске прераде
 - хемијски нетретирани споредни производи и остаци од дрвета (лишћари са кором, четинари са кором, лишћари без коре, четинари без коре, кора (из индустријских операција))
 - хемијски третирано споредни производи од дрвета, остаци, влакна и конституенти дрвета (без коре, са кором, кора (из индустријских операција), влакна и конституенти дрвета)

- мешавине и природне мешавине
- коришћено дрво
 - хемијски нетретирано коришћено дрво (без коре, са кором, кора)
 - хемијски третирано коришћено дрво (без коре, са кором, кора)
 - мешавине и природне мешавине

Чврста биогорива према главном облику, тј. начину припреме за тржиште и експлоатацију [55] могу се поделити на:

- цело стабло ($> 500 \text{ mm}$);
- дрвна сечка ($5 - 100 \text{ mm}$);
- дробљено гориво (променљиве величине);
- дебло/обловина ($> 100 \text{ cm}$);
- цепано дрво ($50 - 100 \text{ cm}$);
- огревно дрво ($5 - 100 \text{ cm}$);
- окорци и одресци(променљиве величине);
- кора (променљиве величине);
- свежањ (променљиве величине);
- гориво у праху ($< 1 \text{ mm}$);
- пиљевина ($1 - 5 \text{ mm}$);
- шушка ($1 - 30 \text{ mm}$);
- брикети ($\varnothing > 25 \text{ mm}$);
- пелети ($\varnothing \leq 25 \text{ mm}$);
- бале
 - мале четвртасте бале ($0,1 \text{ m}^3$);
 - велике четвртасте бале ($3,7 \text{ m}^3$);
 - округле бале ($2,1 \text{ m}^3$);
- сечена слама или трава за енергетске потребе ($10 - 200 \text{ mm}$);
- зрневље или семе (променљиве величине);
- коштице или језгро воћа ($5 - 15 \text{ mm}$);
- погача од влакана (променљиве величине);
- дрвени угаљ (променљиве величине);
- термички третирана биомаса (променљиве величине);

Дрвна сечка је врста чврсте дрвне биомасе која има велики потенцијал када је у питању производња енергије [60] и њој ће највише бити речи у оквиру ове дисертације. Према ISO стандарду 17225-4:2014 [61], дрвна сечка дефинише се као уситњена дрвна биомаса у облику комада дефинисане величине, произведена механичким поступком помоћу оштрих алата као што су ножеви. Она је приближно правоугаоног облика типичне дужине од 5 – 50 mm и мале дебљине у поређењу са другим димензијама. Поменути стандард дефинише спецификације и класе квалитета дрвне сечке произведене од дрвне биомасе следећег порекла:

- дрво из шума и плантажа и друго потпуно природно дрво;
- споредни производи и остаци из индустријске прераде дрвета;
- хемијски нетретирано коришћено дрво.

Када се говори о термохемијском процесу гасификације у СНР постројењима најчешће коришћена биомаса је дрвна сечка [49]. У Табели 4.5 дат је преглед неких од карактеристика комерцијалних (СНР) постројења у коме је истакнут облик коришћене дрвне биомасе.

Табела 4.5 Преглед комерцијалних (СНР) постројења и неких њихових карактеристика [49]

Произвођач	Врста коришћене биомасе	Технологија гасификације	Произведена електрична енергија (kW)	Произведена топлотна енергија (kW)
Burkhardt GmbH	пелети од дрвета	гасификација у флуидизованом слоју	165 – 180	260 – 270
Holzenergie Wegscheid GmbH	дрво, брикети и већи пелети, дрвна сечка	гасификација у фиксном слоју, истосмерни гасификатора	65 – 140	110 – 260
Spanner Re ² GmbH	дрво, дрвна сечка	гасификација у фиксном слоју,	30	73

		истосмерни гасификатора		
URBAS Maschinenfabrik GmbH	дрво, дрвна сечка	гасификација у фиксном слоју, истосмерни гасификатора	70 – 300	150 – 620
Xyloenergy GmbH	дрво, дрвна сечка	гасификација у фиксном слоју, истосмерни гасификатора	360	380
Wood Gasifier System Werner	дрво, дрвна сечка	гасификација у фиксном слоју, истосмерни гасификатора	300	550
Ligento green power GmbH	дрво, шумски дрвни остаци, дрвна сечка	гасификација у фиксном слоју, истосмерни гасификатора	140	240

5. Експериментална испитивања у постројењу за комбиновану производњу топлотне и електричне енергије

Експериментална испитивања у оквиру ове дисертације реализована су у когенеративном постројењу са истосмерном гасификацијом биомасе за комбиновану производњу топлотне и електричне енергије, тзв. СНР постројење, Слика 5.1, у циљу испитивања процеса гасификације и дефинисања модела гасификације. Дефинисана геометрија истосмерног гасификатора и измерене величине, тј. параметри модела, коришћени су за дефинисање граничних услова и валидацију модела. Овакво једно постројење на биомасу, које спада у групу мањих комерцијалних, номиналне снаге од око 250 kW електричне енергије и 600 kW топлотне енергије, омогућава одрживо и исплативо грејање, базирано на локалним ресурсима дрвне биомасе, уместо уља за ложење које се увози. Постојења овог типа су ефикасна решења за производњу енергије, не само као независне јединице на биомасу, већ и као додатак постојећим постројењима.



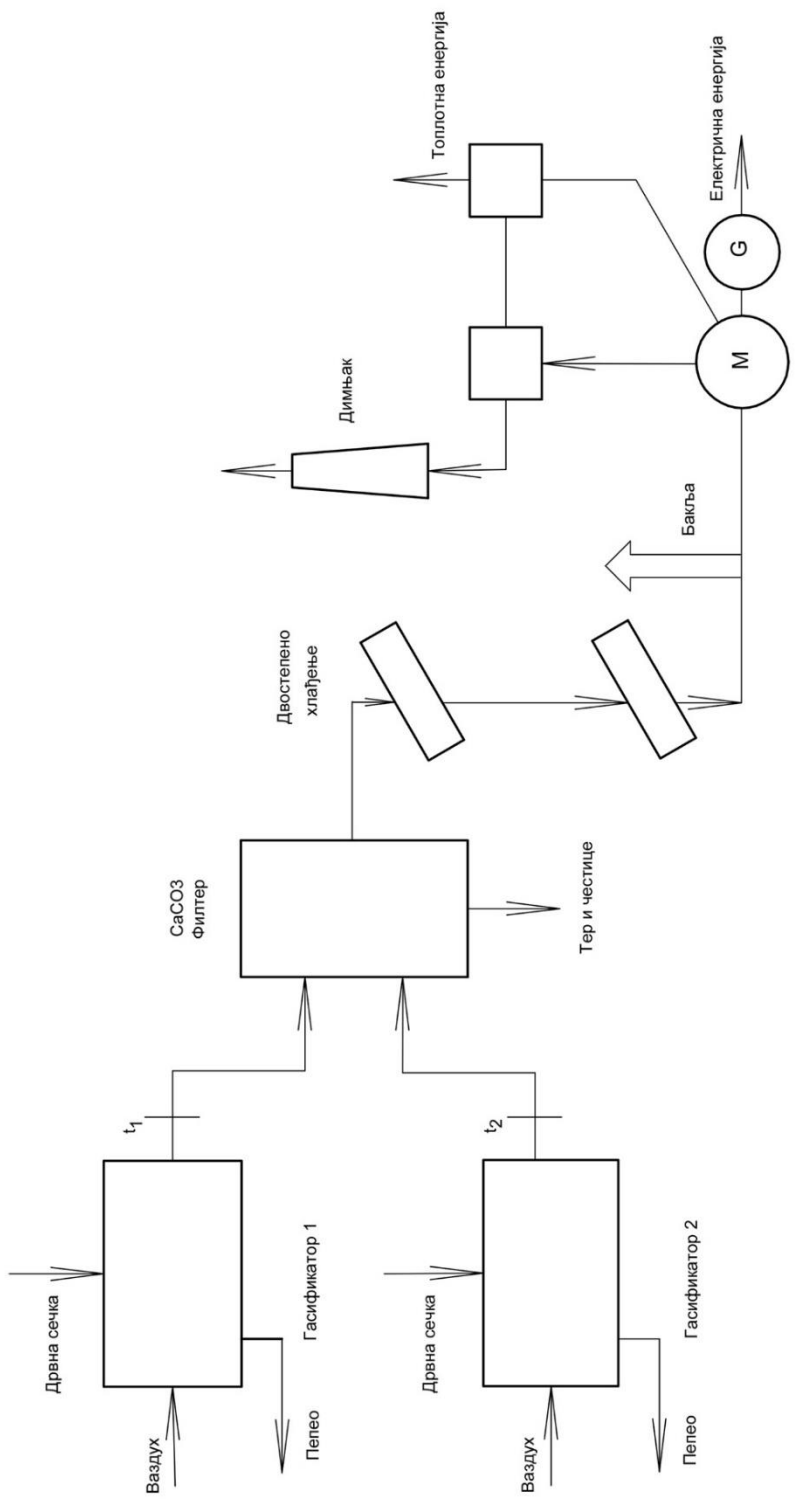
Слика 5.1 СНР постројење у оквиру кога су вршена експериментална испитивања

5.1 Испитна инсталација и мерна места

СНР постројење састоји се од два истосмерна гасификатора, CaCO_3 филтера за уклањање тера и заосталих честица из сировог гаса, два размењивача топлоте за двостепено хлађење гаса, гасног мотора са синхроним генератором и димњака, Слика 5.2. У фази пуштања постројења у рад, када гас још увек није достигао потребан квалитет, и у фази заустављања постројења, бакља има улогу да контролисано сагорева гас. Дрвна сечка се складишти у покривеном отвореном бункеру на удаљености од око 100 m од постројења, Слика 5.3. У оквиру постројења налази се други бункер, непосредно уз гасификаторе. Шаржа се преузима из бункера за складиштење и довози се багером. Прострујавањем топлог ваздуха у бункеру уз гасификаторе, сечка се суши, чиме се смањује садржај влаге у дрвету. Посебним транспортним механизмом просушена биомаса даље се шаље до истосмерних атмосферских гасификатора, Слика 5.4. Од тренутка када шаржа стигне у бункер уз гасификаторе, просуши се, док не стигне до реактора, где се гасификује у присуству ваздуха, прође временски период од око 24 h. Произведени сирови гас се даље филтрира, двостепено хлади, након чега се сагорева у гасном мотору [17]. Неке од карактеристика овог постројења приказане су у Табели 5.1.

Табела 5.1 Карактеристике разматраног СНР постројења

		Номинална снага	
Електрична енергија (kW)	250	Топлотна енергија (kW)	600
Гориво	дрвна сечка, $10 < \text{садржај влаге (maseni \% , radna masa)} < 15$, комади $40 \times 60 \text{ mm}$ удео најфиније фракције $\text{max } 5\%$ (отвор сита $< 20 \text{ mm}$)		
Технологија гасификације	истосмерна гасификација у фиксном слоју		
Гасни мотор	Mitsubishi, V12-цилиндар турбо (број обртаја 1500 min^{-1})		
Генератор	саморегулациони трофазни синхрони генератор (снага на клеммама 250 kW , напон клемма $3 \times 400 \text{ V}$, фреквенција 50 Hz , број обртаја 1500 min^{-1})		



Слика 5.2 Шематски приказ СНР постројења [17]



Слика 5.3 Припрема дрвне сечке и складиштење, у бункеру у близини постројења



Слика 5.4 Дрвна сечка, пут од другог бункера до уласка у гасификатор

5.2 Резултати експерименталних испитивања

5.2.1. Дрвна сечка

Дрвна сечка која се гасификује у СНР постројењу представља мешавину меког и тврдог дрвета, приближног односа 50:50. Правоугаоног је облика и просечних димензија 40x60 mm. За потребе њене карактеризације узети су узорци из бункера, у близини постројења, и непосредно пред улазак у гасификаторе [17], Сlike 5.5.



а)

б)

Слика 5.5 Изглед дрвне сечке узорковане а) у бункеру где се складишти б) након сушења, непосредно пре уласка у гасификаторе

Мерењем масе шарже, на основу разлике у нивоима дрвне сечке у бункеру поред гасификатора пре и после гасификације, и уз чињеницу да 95% дрвне сечке након проласка кроз звездасто сито стигне у гасификаторе, у временском периоду од 24 h, процењено је да је масени проток горива приближно 200 kg/h (влажна биомаса) по гасификатору. Дванаест узорака дрвне сечке узето је из шарже у бункеру за складиштење, а након 24 h, узето је и дванаест узорака сечке директно са транспортне траке испред гасификатора [17]. Узорковање, припрема, Слика 5.6, и

карактеризација, Табеле 5.2 и 5.3, реализоване су у складу са важећим стандардом ISO/TC 238 [62].



Слика 5.6 Дрвна сечка припремљена за техничку и елементарну анализу

Табела 5.2 Карактеризација дрвне сечке из бункера за складиштење

Узорак	Техничка анализа					
	Влага	Волатили	Фиксни угљеник	Пепео	H _g	H _d
	maseni %	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	kJ/kg, suva osnova	kJ/kg, suva osnova
B1	35,87	80,37	17,39	2,24	19548	17760
B2	31,64	84,53	14,81	0,66	19115	17460
B3	32,43	82,88	16,72	0,40	19330	17647
B4	38,46	85,04	14,17	0,79	19555	17740
B5	39,56	85,17	14,24	0,59	19401	17571
B6	41,07	84,26	15,00	0,74	19516	17632
B7	37,74	85,32	14,28	0,40	19930	18073
B8	36,92	84,60	14,61	0,79	19378	17527

B9	36,14	84,66	14,68	0,66	19387	17575
B10	35,86	89,53	10,02	0,45	19477	17689
B11	35,35	85,27	14,26	0,47	19352	17539
B12	35,47	87,22	12,31	0,47	19621	17777
Елементарна анализа						
Узорак	C	H	O	N	S	
	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	
B1	52,01	5,13	40,47	0,15	0,00	
B2	48,14	5,58	45,48	0,14	0,00	
B3	48,96	5,48	45,02	0,14	0,00	
B4	52,80	5,04	41,22	0,15	0,00	
B5	53,24	4,99	41,03	0,15	0,00	
B6	54,79	4,81	39,50	0,16	0,00	
B7	54,02	4,90	40,52	0,16	0,00	
B8	53,85	4,92	40,28	0,16	0,00	
B9	52,74	5,05	41,40	0,15	0,00	
B10	52,03	5,13	42,24	0,15	0,00	
B11	52,73	5,05	41,60	0,15	0,00	
B12	53,64	4,94	40,79	0,16	0,00	

Табела 5.3 Карактеризација дрвне сечке са транспортне траке испред гасификатора

Техничка анализа						
Узорак	Влага	Волатили	Фиксни угљеник	Пепео	H _g	H _d
	masseni %	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	kJ/kg, suva osnova	kJ/kg, suva osnova
S1	5,04	86,34	13,25	0,41	19111	17610
S2	5,10	85,58	14,14	0,28	19135	17632
S3	5,19	84,64	14,06	1,30	19107	17602

S4	5,39	86,57	12,94	0,49	19424	17917
S5	5,10	86,29	13,21	0,50	19171	17668
S6	5,57	84,41	14,98	0,61	19180	17671
S7	5,61	86,10	13,46	0,44	19735	18227
S8	5,54	86,33	13,13	0,54	18988	17482
S9	5,05	85,32	14,19	0,49	19049	17547
S10	4,94	86,98	12,69	0,33	18725	17225
S11	5,22	85,04	14,52	0,44	19056	17551
S12	5,33	84,94	14,50	0,56	18588	17081

Елементарна анализа

Узорак	C	H	O	N	S
	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova	maseni %, suva osnova
S1	43,66	6,09	49,71	0,13	0,00
S2	43,73	6,08	49,78	0,13	0,00
S3	43,76	6,08	48,73	0,13	0,00
S4	43,83	6,07	49,48	0,13	0,00
S5	43,73	6,08	49,56	0,13	0,00
S6	43,91	6,06	49,29	0,13	0,00
S7	43,86	6,07	49,50	0,13	0,00
S8	43,79	6,08	49,46	0,13	0,00
S9	43,70	6,09	49,59	0,13	0,00
S10	43,63	6,09	49,82	0,13	0,00
S11	43,78	6,08	49,57	0,13	0,00
S12	43,83	6,07	49,41	0,13	0,00

За потребе каснијих истраживања очитане су и вредности са калориметра, који се налази у близини бункера, на основу којих може да се прати утрошена количине топлоте за сушење сечке, Слика 5.7, Табела 5.4.



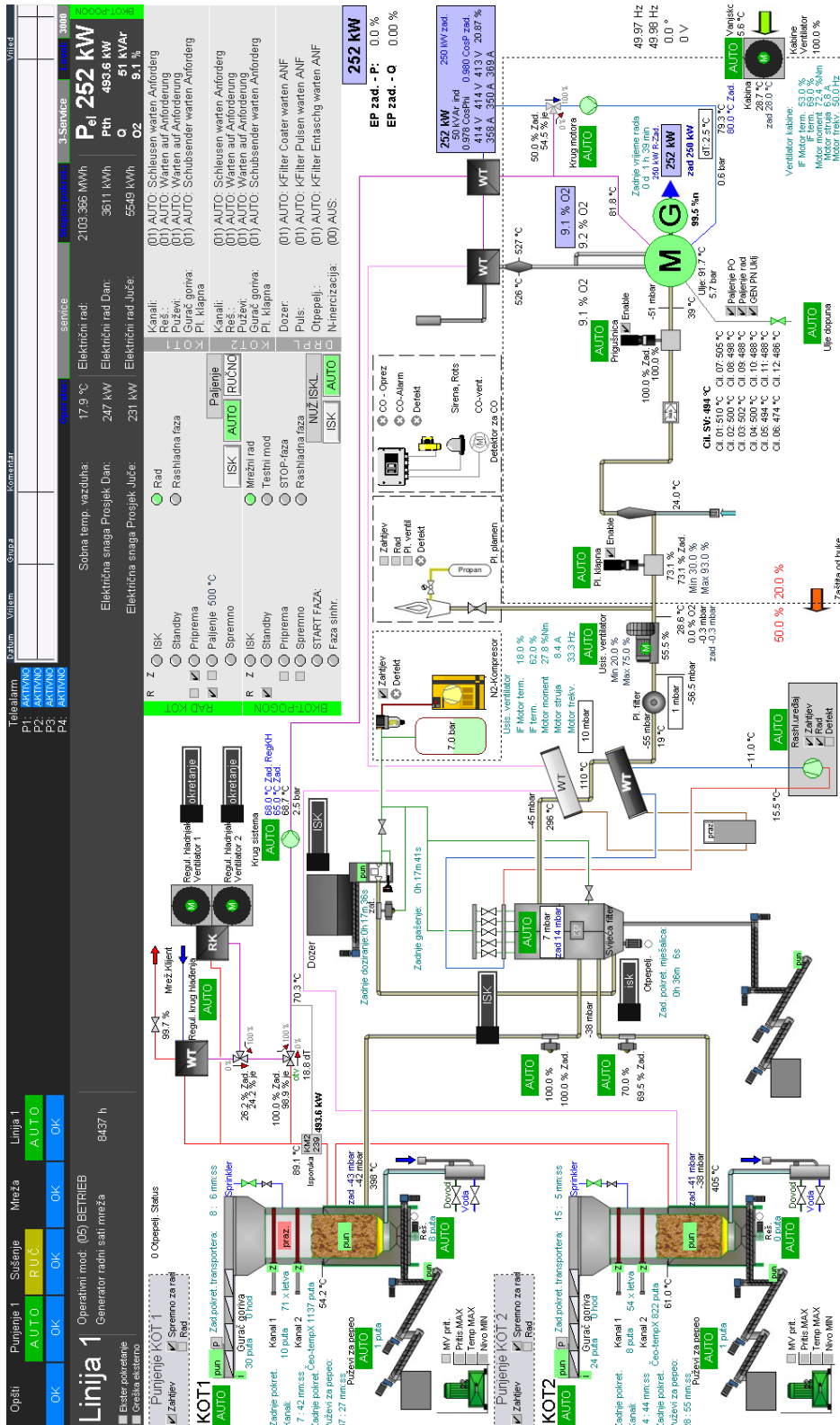
Слика 5.7 Калориметар у непосредној близини предгрејача ваздуха за сушење и вентилатора

Табела 5.4 Показивања калориметра

Мерење	Измерена количина топлоте (MWh)
1	2432,686
2	2432,919
3	2433,195
4	2433,448
5	2433,724
6	2437,531
7	2437,815
8	2438,087
9	2438,346
10	2438,598
11	2438,912
12	2439,236

5.2.2. Резултати мерења са SCADA-е

Непосредно пред улазак дрвне сечке у гасификаторе мерене су температуре у просторији у којој се гасификатори налазе. Наиме, мерењем температуре околног простора добијају се заправо подаци о температури ваздуха, тј. температури горива. Како се у СНР постројењу налазе два иста гасификатора, а SCADA (надзорни систем и систем за прикупљање података), Слика 5.8, даје податке о температурама произведеног гаса на излазу из оба, t_1 и t_2 , њихова средња вредност за одговарајуће мерење сматраће се релевантном температуром излазног гаса тог мерења [17]. У Табели 5.5 приказане су измерене вредности одговарајућих температура просторије у којој се налазе гасификатори за време узорковања дрвне сечке испред гасификатора и одговарајуће температуре произведеног гаса. Одговарајуће температуре гаса након филтрације, након првостепеног и другостепеног хлађења, приказане су у Табели 5.6.



Слика 5.8 SCADA, надзорни систем и систем за прикупање података

Табела 5.5 Температуре просторије у којој се налазе гасификатори и температуре произведеног гаса [17]

Узорак	Собна температура (°C)	Температура гаса на излазу из Гасификатора 1 (t_1 , °C)	Температура гаса на излазу из Гасификатора 2 (t_2 , °C)	Средња температура произведеног гаса (°C)
S1	20,5	403	405	404
S2	20,4	407	394	400,5
S3	21,7	405	391	398
S4	21	415	398	406,5
S5	20	412	415	413,5
S6	19,2	402	399	400,5
S7	15,4	405	402	403,5
S8	14,7	405	393	399
S9	14,7	398	398	398
S10	13,0	393	390	391,5
S11	12,9	404	395	399,5
S12	13,5	395	384	389,5

Табела 5.6 Температуре произведеног гаса након филтрације, првостепеног и другостепеног хлађења

Узорак	Температура произведеног гаса (°C) након		
	филтрације	првостепеног хлађења	другостепеног хлађења
S1	297	110	19
S2	297	110	21
S3	296	111	21
S4	291	102	23
S5	298	100	23

S6	300	110	20
S7	301	111	20
S8	297	110	20
S9	297	111	19
S10	295	110	18
S11	294	110	19
S12	293	110	19

6. Дефинисање математичких модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору

Без обзира на комплексност инжењерског проблема који се разматра и решава, процес математичког моделовања састоји се из три фазе. Одговарајући редослед тих фаза не спречава да се свакој приступи независно. У првој фази модел се развија или прилагођава одговарајућем инжењерском проблему. У зависности од нивоа моделовања модел може бити у форми алгебарских нелинеарних једначина или парцијалних диференцијаних једначина (partial differential equation – PDE). Веома често математички модел не може се решити аналитички, због чега се решава нумеричким путем. Због тога, друга фаза подразумева прављење одговарајућег модела. У трећој фази све је подређено решавању нумеричког модела. На почетку развоја рачунарског инжењерства, инжењер је морао да прође кроз све три фазе. Са развојем хардвера, моћних мултипроцесора рачунара, и великог броја софтвера, прва и друга фаза моделовања спојене су у једну [63].

Када је у питању хемијско и процесно инжењерство постоји велики потенцијал употребе инжењерских софтвера за дизајнирање нових реактора са већом енергетском ефикасношћу од постојећих и оптимизацију старих. Иако експерименти повећавају трошкове истраживања, а повећани су и ризици и могуће катастрофе током различитих тестова, у поређењу са нумеричким прорачунима, сваки модел је бескористан уколико се излазне вредности и њихов тренд промене не поклапају у довољној мери са измереним експерименталним вредностима [63].

Због своје сложености, али и потенцијала, гасификација биомасе представља велику истраживачку област и предмет је многих студија. Да би се математички модели процеса гасификације развијали, неопходно је боље разумевање самог процеса и термохемијских промена које га прате, као и процена утицаја најзначајнијих улазних параметара [19]. Математички модели процеса гасификације могу се поделити на [19, 64]:

- термодинамичке равнотежне моделе;
- кинетичке или неравнотежне моделе;
- моделе вештачке неуронске мреже (Artificial Neural Networks – ANN);

- прорачунске моделе динамике флуида (Computational Fluid Dynamics – CFD).

Најчешће разматрани модели гасификације биомасе у истосмерним гасификаторима су [64]:

- термодинамички равнотежни модели;
- кинетички или неравнотежни модели;
- прорачунски модели динамике флуида (CFD).

У погледу просторних димензија модели гасификатора могу се поделити на [65]:

- 0-D моделе;
- 1-D моделе;
- 2-D моделе;
- 3-D моделе.

У оквиру ове дисертације биће разматрани модели процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору и то, термодинамички равнотежни (0-D), у оквиру софтверског пакета ASPEN Plus V9, и CFD модел (3-D), у оквиру софтверског пакета ANSYS Fluent v18.0, у циљу испитивања састава и топлотне моћи произведеног гаса.

Термодинамички равнотежни модели, тзв. 0-D модели, врло су популарни међу истраживачима и инжењерима јер су прорачуни термодинамичке равнотеже независни од геометрије гасификатора, а и погодни су за проучавање утицаја најважнијих процесних параметара (посебно утицај горива). У стању хемијске равнотеже, када је ентропија система максимална, а Гибсова (Gibbs) слободна енергија минимална, систем је најстабилнији. Равнотежни модели имају два општа приступа, стехиометријски и нестехиометријски. Стехиометријски приступ захтева јасно дефинисан механизам који укључује све хемијске реакције и њихове компоненте. Овакви модели заснивају се на избору оних компонената које су присутне у највећој количини, тј. оних које имају најнижу вредност слободне енергије. У нестехиометријском приступу нису укључени посебни механизми. Једино што је потребно дефинисати јесте састав горива у виду техничке и елементарне анализе. Нестехиометријски модели заснивају се на минимизирању

Гибсове слободне енергије без дефинисања могућих реакција. Термодинамички равнотежни модели, осим што могу предвидети максималну количину продуката, могу предвидети и равнотежну температуру, уз претпоставку да реакције достижу хемијску равнотежу. Погодни су и за испитивање утицаја различитих параметара на састав произведеног гаса, при чему не постоје ограничења у погледу конструкције гасификатора. Проблеми могу настати приликом достизања термодинамичке равнотеже у случају ниских температура на којима се одвија процес гасификације (ниским температурама излазног гаса) [17, 19, 64]. Најбоље их је користити када се процес гасификације одвија у условима блиским равнотежним, мале брзине и мали градијенти температуре, високе температуре и довољно дуго време задржавања [66]. Недовољно прецизни резултати и немогућност приказивања профила концентрација и температура унутар реактора (последица недостатка механизма конверзије) захтевају употребу других модела, уколико постоји потреба за тим. То је довело до развоја кинетичких модела који укључују хемијску кинетику, феномене преношења и геометрију гасификатора, и предвиђају карактеристике продуката у погледу квалитета (састав и уделе продуката у различитим реакционим зонама), а касније и других модела [19, 44, 64].

Софтверски пакет ASPEN Plus у оквиру кога је развијен термодинамички нестехиометријски равнотежни модел процеса гасификације у истосмерном гасификатору одабран је јер се у пракси показао као врло поуздан, проблемски оријентисан и једноставан алат за коришћење када треба избећи сложене процесе каква је гасификација и развити веома једноставне моделе. Овај модел базира се на Гибсовој слободној енергији, тј. њеном минимуму. Наиме Гибсова енергија је функција температуре, притиска и количине компонената термодинамичког система. Да би термодинамички систем био у равнотежном стању при константној температури и притиску, Гибсова енергија мора да буде минимална [17, 67]. За све равнотежне моделе, сет нелинеарних алгебарских једначина, које описују одржање конститутивних хемијских елемената (C, H, O и N), и додатне једначине топлотне равнотеже независних реакција (што одговара минимуму Гибсове слободне енергије реакција), омогућава предвиђања везана за произведени гас, а на основу састава реактаната и радних услова (температуре и притиска) [68]. У оквиру

ASPEN пакета могуће је комбиновати термодинамички равнотежни и кинетички приступ [17], али то овде неће бити разматрано.

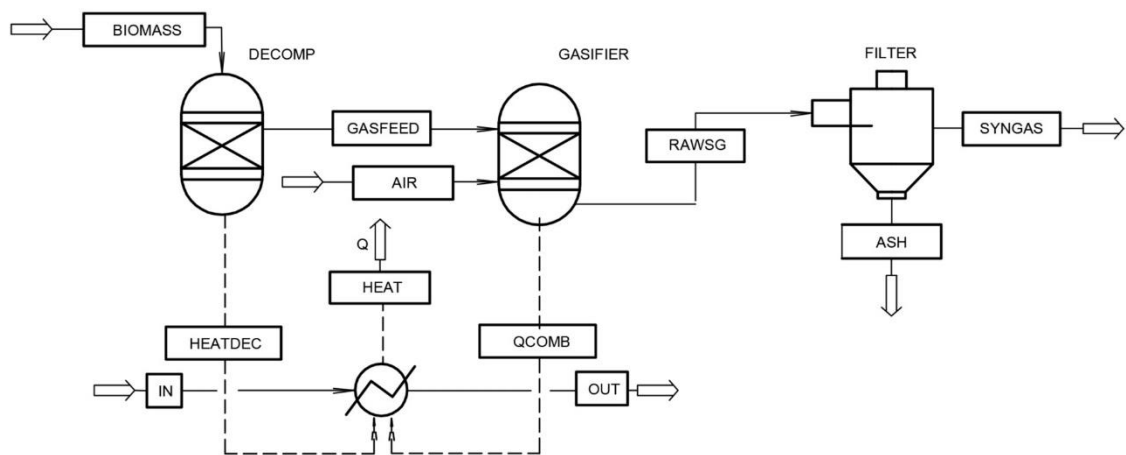
Када су у питању термохемијске конверзије биомасе, CFD модели су се показали као веома моћно средство за развој нових технологија. Наиме, истраживачи и инжењери их користе за симулацију и анализу перформанси опреме која се користи у овим процесима [69]. CFD модели се ослањају на решења основних транспортних једначина (једначина одржања) разматраног физичког процеса, а њихови резултати пружају како квалитативне, тако и довољно прецизне квантитативне податке о различитим величинама [69, 70]. Пракса је показала да су веома прецизни када је у питању предвиђање температура и приноса произведеног гаса, када је хидродинамика реактора добро позната. CFD моделовање гасификације биомасе захтева прецизно дефинисање и комбиновање чврсте дисперзне фазе (комад биомасе) и веома специфичне хемије, што је због сложене структуре биомасе и комплексности самог процеса гасификације велики изазов [70]. Специфична структура биомасе условљава да се разлагање одвија различитим брзинама и различитим механизмима, при чему је евидентан међуутицај насталих честица, услед чега су њена физичка својства анизотропна. Највећи изазов CFD моделовања је како превазићи тај проблем, тј. како процес разлагања поједноставити [69].

CFD модели су поуздан алат, када су у питању анализа и конструкција гасификатора, који омогућава симулацију флуидног тока, преношења топлоте и супстанце, хемијских реакција, интеракције чврсте и гасовите фазе, као и симулацију различитих феномена који прате одговарајуће физичке процесе. Примена ових модела, у поређењу са експерименталним испитивањима, омогућава лако прилагођавање реалном случају, смањује трошкове и скраћује време, али и повећава безбедност. У оквиру постојећих софтверских пакета CFD кодови се практично претварају у виртуелне лабораторије у којима се изводе нумерички експерименти попут оних класичних реалних експеримената. Тиме се стиче увид о процесу и његовим приносима, а модел може послужити и као индикатор исплативости одговарајуће инвестиције. Различите нумеричке методе, попут директне нумеричке симулације (direct numerical simulation – DNS), динамике вртлога, методе дискретизације и др., користе се за решавање једначина CFD

модела. Најчешће употребљавана метода дискретизације обухвата методу коначних разлика, коначних елемената и коначних запремина. У већини инжењерских проблема, због сложене 3-D геометрије, приступа се методи коначних запремина. ANSYS Fluent, софтверски пакет који је коришћен у овом раду за 3-D симулацију процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору, спада у групу најчешће коришћених комерцијалних CFD кодова [69].

6.1 ASPEN Plus модел

Advanced System for Process Engineering, ASPEN, је софтверски пакет који даје комплетно интегрисано решење хемијских процеса и реактора. Стационарни ASPEN Plus симулатор процеса развијен је у циљу процене састава производног гаса [17, 71]. Након распоређивања блокова у оквиру дела радне површине намењене за то, који представљају моделе одговарајућих процеса који прате гасификацију, дефинишу се материјал, улази и излази из блокова (тзв. стримови). Иако ASPEN Plus симулатор нема интегрисане моделе гасификатора, одговарајући реактори дефинисани у оквиру њега користе се за моделовање зона гасификације [17, 72]. Да би се симулирао процес гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору, на основу експерименталних испитивања реализованих у оквиру СНР постројења, разматрана су четири различита блока, Слика 6.1.



Слика 6.1 Шематски приказ процеса гасификације у ASPEN Plus симулатору [17]

У првом блоку (DECOMP), симулира се разлагање дрвне сечке у RYield реактору. Наиме, биомаса се конвертује у своје конститутивне елементе, угљеник, водоник, кисеоник, азот, влагу и пепео, при чему се користе претходно добијени резултати елементарне анализе дрвне сечке. Овај тип реактора се користи када стехиометрија или кинетика хемијских реакција нису познате или нису посебно значајне, при чему је резултујући принос добро познат. У другом блоку (GASIFIER), одвијају се реакције волатила са ваздухом у RGibbs реактору (фаза оксидације (сагоревања) и фаза редукције), у којима настаје сирови гас (RAWSG стрим). Овај тип реактора се користи када су температура и притисак у реактору познати, а стехиометрија није позната [17, 43]. У трећем блоку (FILTER), у сепаратору чврсте фазе-циклону (Solids Separators-Cyclone), одвија се процес филтрације сировог гаса да би се уклонио пепео. Из овог блока излазе два стрима, SYNGAS и ASH. У четвртном блоку (HEATEXC), преко размењивача топлоте (Exchangers-Heater), топлота настала током декомпозиције (HEATDEC стрим), са једне стране, и током процеса

сагоревања и редукције (QCOMB стрим), са друге стране, користе се за загревање воде са температуре 20°C на температуру 100°C [17], Табела 6.1.

Табела 6.1 Списак коришћених блокова у ASPEN Plus симулацији [17]

Назив блока	Реактори/Сепаратори чврсте фазе/ Размењивачи	Опис
DECOMP	RYield реактор	Разлагање дрвне сечке
GASIFIER	RGibbs реактор	Моделовање хемијске равнотеже
FILTER	Solids Separators-Cyclone	Сепарација фаза гас-чврсто
HEATEXC	Exchangers-Heater	Размена топлоте

Приликом моделовање процеса гасификације полази се од следећих претпоставки [17, 67, 73] :

- цео процес је стационаран и изотермски у истој секцији;
- у гасификатору је стање термодинамичке равнотеже, што значи да је време задржавања реактаната довољно дуго да реакције постижу хемијску равнотежу;
- произведени гас је мешавина идеалних гасова CO₂, H₂, CO, CH₄, N₂ и H₂O;
- коксни остатак састоји се из угљеника и пепела;
- пепео је инертан и не учествује ни у једној хемијској реакцији;
- присуство тера и загађивача ваздуха, NH₃ и HCN, у насталом гасу се занемарује.

Карактеристичне улазне и излазне величине за сваки од реактора, RYield и RGibbs, приказане су у Табели 6.2.

Табела 6.2 Карактеристичне величине сваког од реактора, RYield и RGibbs [17]

Реактор	Улазни подаци	Излазни подаци
RYield	<u>Радни услови</u>	Састав производа насталог разлагањем дрвне сечке
	<ul style="list-style-type: none"> Температура на излазу из реактора Притисак/пад притиска на излазу из реактора 	
	<u>Присутне фазе</u>	
	<ul style="list-style-type: none"> парно-течна 	
	Принос:	
	<u>Дефинисање компонената које настају разлагањем дрвне сечке</u>	
	без дефинисаног приноса следећих компонената	
	<ul style="list-style-type: none"> H_2, O_2, N_2, H_2O, C и пепела 	
	Карактеризација:	
	<u>Биомаса/пепео</u>	
	<ul style="list-style-type: none"> Елементарна/техничка анализа узорака биомасе/пепела 	
RGibbs	<u>Прорачун</u>	Састав сировог гаса, ER, H_a сировог гаса, капацитет гасификатора
	<ul style="list-style-type: none"> Дефинисање режима гасификатора 	
	<u>Радни услови</u>	
	<ul style="list-style-type: none"> Притисак Температура Масени проток биомасе и ваздуха 	
	Производ:	
	<u>Дефинисање потенцијалних продуката</u>	

-
- CO₂, CO, CH₄, N₂, H₂, H₂O, NO,
NO₂
-

У првој фази рада (случајеви 1, 2 и 3) ASPEN Plus модел је тестиран само за узорак S1 дрвне сечке. Када је модел побољшан и потврђен, у другој фази, тестиран је за свих дванаест узорака S1-S12. Варирањем режима и радних параметара (капацитет гасификатора, температура и улазна количина ваздуха) у гасификатору испитана је осетљивост модела на њихове промене [17]. У првој фази [17], модел је потврђен упоређивањем резултујућег састава и H_d гаса са њиховим карактеристичним вредностима када се гасификује дрво у истосмерном гасификатору [40], а касније, у другој фази [17], и са другим литературним изворима [10, 19, 36-38, 40, 74-78]. Вредност ER-а [17] потврђена је на основу његових литературних вредности за идеалан и теоријски процес гасификације, (0.19, 0.43) [79], а касније је упоређивана и са другим литературним изворима [10, 75-78].

Због техничких проблема у СНР постројењу, није било могуће узорковати произведени гас нити измерити протоке ваздуха на улазу у гасификаторе. Масени проток влажне дрвне сечке, 200 kg/h, као и притисак, унутар и ван гасификатора, 1 bar, су усвојени као константне вредности. Вредности температура узорака и одговарајућих температура ваздуха усвојене су као једнаке, а њихове вредности једнаке су одговарајућим температурама просторије у којој су смештени гасификатори, а које су измерене на SCADA-и. Средња вредност дванаест осредњених температура гаса на излазу из гасификатора (t_1 и t_2 измерених на SCADA-и), 400°C, Табела 5.5, усвојена је за излазну температуру гаса у првој фази рада. У другој фази, за сваки тестиран узорак усвојена је одговарајућа средња температура гаса на излазу из гасификатора. Преглед свих разматраних случајева и коришћене методологије приказан је у Табели 6.3. Током развоја модела урађен је велики број тестирања, а за потврду ASPEN Plus модела коришћена је метода вишеструког валидацијског приступа [17]. У Табели 6.4 приказане су вредности ER, састава и LHV гаса које су коришћене за потврду модела у првој фази рада, случајеви 1, 2 и 3.

Табела 6.3 Преглед разматраних случајева и коришћене методологије током развоја ASPEN Plus модела [17]

Случај	Методологија
Случај 1	<p>Утврђивање оптималне вредности капацитета гасификатора реализовано је варирањем улазне количине ваздуха (масени проток ваздуха) у RGibbs реактору, све док ER, састав и H_d произведеног гаса не одговарају препорученим опсезима, Табела 6.4. У оквиру одабраног режима рада гасификатора “Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium” дефинисани су радни притисак и температура гаса на излазу из гасификатора. ER, састав и H_d гаса израчунати су за равнотежно стање. Излазна температура у RYield реактору је једнака температури узорка S1 и ваздуха, тј. једнака је одговарајућој температури просторије, и има вредност 20.5°C, Табела 5.5. Вариран је капацитет гасификатора, 150 kW, 200 kW, 250 kW, 300 kW, 350 kW и 400 kW, као и излазна температура гаса, 400°C (средња измерена), 600°C и 800°C, ради испитивања њиховог утицаја на ER, састав и H_d гаса.</p>
Случај 2	<p>У оквиру режима рада гасификатора “Restrict chemical equilibrium – specify temperature approach or reactions” реализован је следећи сет прорачуна. Поред дефинисања радног притиска и температуре гаса на излазу из гасификатора, дефинише се и “Entire system temperature approach”. То значи да мора да се дефинише ΔT вредност да би се дефинисала температура на којој се постиже хемијска равнотежа (температуре на излазу из гасификатора увећана за ΔT), а у складу са којом се реализују сва прерачунавања. Опет се варира капацитет гасификатора, 150 kW, 200 kW, 250 kW, 300 kW, 350 kW и 400 kW. У овом случају варира се излазна температура гаса у RYield реактору (DECOMP блок), 20.5°C, 400°C, 600°C и 800°C. Температура гаса на излазу из гасификатора има фиксну вредност, 400°C, а хемијска равнотежа се постиже на 800°C.</p>

Случај 3 Након дефинисања капацитета гасификатора, прати се утицај температуре на којој се достиже хемијска равнотежа на произведени гас и садржај CH_4 у њему. Режим рада гасификатора се не мења, као ни температура гаса на излазу из гасификатора (идентично као у случају 2). Једино се варира температура на којој се достиже хемијска равнотежа, 550°C , 600°C , 650°C , 700°C , 750°C и 800°C .

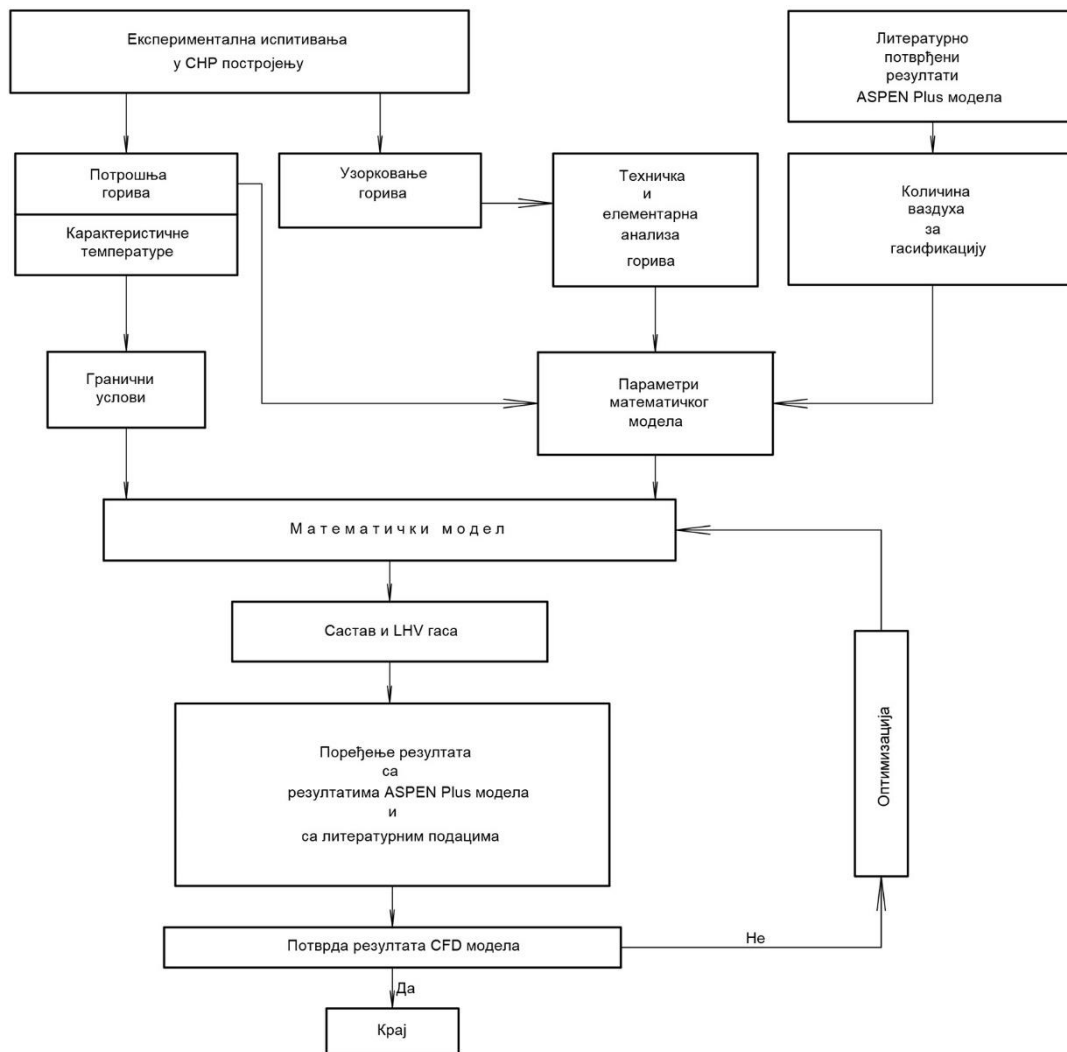
Табела 6.4 Препоручени састав и H_d гаса насталог у процесу истосмерне гасификације дрвета [40] и препоручене вредности ER-а за идеалан и теоријски процес гасификације [79], [17]

mol %, suva osnova							MJ/Nm ³ , сува основа
Биомаса	Гасификатор	CO ₂	H ₂	CO	CH ₄	N ₂	LHV
Дрво	Истосмерни	10-15	16-20	17-22	2-3	50-55	5-5,86
Идеална и теоријска гасификација							
ER		0,19-0,43					

6.2 ANSYS Fluent модел

Да би се симулирао процес гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору, у оквиру комерцијалног софтверског пакета ANSYS Fluent, потребно је дефинисати математички модел. То значи да треба усвојити претпоставке разматраног физичког процеса истосмерне гасификација дрвне сечке ради што једноставнијег математичког описа овог сложеног процеса. Позната геометрија истосмерног гасификатора омогућила је да се прецизно дефинише домен разматраног математичког модела. Резултати експерименталних испитивања у СНР постројењу искоришћени су за дефинисање неопходних параметара, тј. почетних и граничних услова. Нумерички поступак решавања парцијалних диференцијалних једначина модела у оквиру пакета ANSYS Fluent омогућава одређивање карактеристика и

параметарску анализу термохемијског процеса гасификације дрвне сечке, при чему треба нагласити да је у овом раду пажња усмерена пре свега на састав и LHV произведеног гаса. На Слици 6.2 приказана је методологија развијеног CFD модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору у оквиру ANSYS Fluent v18.0 пакета [6].



Слика 6.2 Методологија развијеног CFD модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору у оквиру ANSYS Fluent v18.0 софтверског пакета

Претпоставке развијеног CFD модела су следеће [6]:

- модел је тродимензионалан и стационаран;
- позиција фронта гасификације је фиксна у односу на реактор (истосмерни гасификатор);
- у оквиру ANSYS Fluent софтверског пакета усвојен је концепт масених протока за довод дрвне сечке и ваздуха у зону гасификације;
- у оквиру ANSYS Fluent софтверског пакета коришћен је “Discrete Phase” модел, то значи да се дрвна сечке уводи у облику дисперзне фазе. Масени проток дисперзне фазе дефинише се на основу потрошње горива;
- дисперзна фаза (комад дрвне сечке) има облик сфере и униформне је густине у свим правцима. Њена величина дефинише се на основу стварних димензија комада дрвне сечке, а гранулација узима у обзир преко Rosin-Rammler-ове расподеле;
- реалан процес гасификације дрвне сечке у математичком моделу дефинисан је као процес гасификације изолованог комада чврстог горива који се може сматрати као тело са малим унутрашњим отпорима ($Bi < 0.1$). То значи да је температура површине унетог комада једнака температури његове унутрашњости;
- због релативно малих димензија и малог Biot-овог броја отпори преношењу топлоте и масе за комад дрвне сечке који се уноси у истосмерни гасификатор се занемарују, при чему температура унетог комада тренутно достиже вредност температуре у зони гасификације;
- дисперзна фаза реагује са континуалном фазом у процесу гасификације услед чега долази до смањења димензија комада дрвне сечке. Међудејство комада се занемарује;
- у оквиру ANSYS Fluent софтверског пакета коришћен је “Finite-Rate/Eddy-Dissipation” модел, а то значи да је процес гасификације описан комбинованим моделом коначне брзине хемијских реакција и моделом расипања вртлога;
- у оквиру ANSYS Fluent софтверског пакета коришћен је „realizable” $k-\epsilon$ модел, а то значи да се претпоставља да је струјање у гасовитој фази турбулентно и да су ефекти молекуларне вискозности занемарени;

- фиктивне молекулске формуле волатила формиране су на основу техничке и елементарне анализе дванаест узорака дрвне сечке;
- N_2 настао у процесу гасификације искључиво је пореклом из ваздуха;
- 70 mol (vol) % кисеоника из фиктивне молекулске формуле волатила учествује у формирању CO у процесу деволатилизације. Продукти процеса деволатилизације су CO, CH_4 , H_2 и H_2O .

Процес гасификације дрвне сечке моделиран је кроз три фазе:

- загревање унетог комада дрвне сечке;
- процес деволатилизације у коме се образују и ослобађају волатили који даље подлежу одговарајућим реакцијама формирајући гасовиту мешавину CO, CH_4 , H_2 , H_2O , N_2 и CO_2 ;
- хетерогена реакција коксног остатка.

6.2.1 Поставка математичког модела

6.2.1.1 Дефинисање основних транспортних једначина математичког модела

Када се говори о поставци математичког модела, први корак је дефинисање основних транспортних једначина за разматрани физички процес гасификације дрвне сечке узимајући у обзир домен, тј. геометрију истосмерног гасификатора, и претходно наведене претпоставке математичког модела. То значи да у складу са поменутиим основни облик једначине одржања масе (једначина континуитета), једначине одржања количине кретања, једначине одржања енергије и једначине одржања хемијских компонената треба модификовати.

Општи облик једначине одржања масе (једначине континуитета) [69, 80]

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = S_m \quad (6.1)$$

за предложени модел може се дефинисати као

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u}) = S_m \quad (6.2)$$

на основу усвојене претпоставке о стационарном моделу, при чему је ρ густина флуидне струје, \vec{u} вектор брине, а S_m извор масе унутар геометрије модела. С обзиром на претпоставку да је модел тродимензионалан и узимајући у обзир геометрију разматраног гасификатора, вектор брине у усвојеном поларно-цилиндричном координатном систему има облик

$$\vec{u} = \frac{dr}{dt} \vec{e}_r + r \frac{d\theta}{dt} \vec{e}_\theta + \frac{dz}{dt} \vec{e}_z = \frac{dr}{dt} \vec{e}_r + r\Omega \vec{e}_\theta + \frac{dz}{dt} \vec{k} \quad (6.3)$$

Извор масе унутар геометрије модела представља масу додату континуалној фази пореклом из дисперзне фазе или масу пореклом из неког другог извора [6, 80, 81].

Општи облик једначине одржања количине кретања [69, 80]

$$\frac{\partial(\rho\vec{u})}{\partial t} + \nabla \bullet (\rho\vec{u}\vec{u}) = -\nabla p + \nabla \bullet (\mu\nabla\vec{u}) + \rho\vec{g} + \vec{F} = -\nabla p + \nabla \bullet (\vec{\tau}) + S_u \quad (6.4)$$

за предложени модел може се дефинисати као

$$\nabla \bullet (\rho\vec{u}\vec{u}) = -\nabla p + \nabla \bullet (\vec{\tau}) \quad (6.5)$$

на основу усвојене претпоставке о стационарном моделу и уз занемаривање утицаја гравитационе силе $\rho\vec{g}$ и спољашње силе \vec{F} , при чему је p статички притисак, а $\vec{\tau}$ тензор Reynolds-овог турбулентног напона који се може изразити као

$$\vec{\tau} = \mu_{\text{eff}} (\nabla\vec{u} + \nabla\vec{u}^T) = (\mu_k + \mu_t) (\nabla\vec{u} + \nabla\vec{u}^T) \quad (6.6)$$

где ефективна вискозност μ_{eff} представља збир молекуларне вискозности μ_k и турбулентне вискозности μ_t . За разлику од молекуларне вискозности која зависи од температуре, турбулентна вискозност узима у обзир параметре $k-\epsilon$ модела турбуленције који је коришћен [6, 80].

Општи облик једначине одржања енергије [6, 69]

$$\frac{\partial(\rho H)}{\partial t} + \nabla \bullet (\rho\vec{u}H) = \nabla \bullet \left(\frac{\lambda}{c_p} \nabla H \right) + S_H = \nabla \bullet (\lambda \nabla T) + S_H \quad (6.7)$$

за предложени модел може се дефинисати као

$$\nabla \bullet (\rho\vec{u}H) = \nabla \bullet (\lambda \nabla T) + S_H \quad (6.8)$$

на основу усвојене претпоставке о стационарном моделу, при чему први члан десне стране једначине представља однос кондукције и дифузије хемијских компонената

када је Lewis-ов број ($L_e = \frac{\lambda}{\rho c_p D_m}$) једнак јединици. Други члан десне стране

једначине представља допринос вискозног расипања у неконзервативном облику. Укупна енталпија дефинише се као

$$H = \sum_i H_i Y_i = \sum_i \left(\int_{T_{ref,i}}^T c_{p,i} dT + h_i^0(T_{ref,i}) \right) Y_i \quad (6.9)$$

при чему је $h_i^0(T_{ref,i})$ енталпија формирања компоненте i при референтној температури $T_{ref,i}$, а Y_i масени удео i -те компоненте [6].

Општи облик једначине одржања хемијских компонената [6, 69]

$$\frac{\partial(\rho Y_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u} Y_i) = \nabla \cdot (D \nabla(\rho Y_i)) + R_i + S_i = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (6.10)$$

за предложени модел може се дефинисати као

$$\nabla \cdot (\rho \vec{u} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (6.11)$$

на основу усвојене претпоставке о стационарном моделу, при чему величина D представља коефицијент дифузије. Са десне стране једначине, члан R_i представља брзину формирања i -те компоненте током хемијских реакција, док је члан S_i дефинише брзину формирања i -те компоненте услед постојања дисперзне фазе [6].

Развијени CFD модел омогућава да се поменути закони одржања примењују на путу флуида кроз дискретизоване домене не би ли се пратиле промене масе, количине кретања и енергије у систему [69].

6.2.1.2 Дисперзна фаза и њени подмодели

Дисперзна фаза (комад дрвне сечке) је од изузетног значаја када је у питању дефинисање математичког модела процеса гасификације. Дефинисање подмодела дисперзне фазе омогућава дефинисање фаза кроз које је процес гасификације моделиран. Фаза загревања унетог комада дрвне сечке може се занемарити јер је

претпостављено да је изоловани комад чврстог горива тело са малим унутрашњим отпорима, па температура унетог комада тренутно достиже вредност температуре у реактору. Како је познато да је температура деволатилизације нижа од температуре у гасификатору, то значи да одмах након што комад дрвне сечке доспе у гасификатор почиње процес деволатилизације. У оквиру овог модела процес деволатилизације дефинисан је једностепеним кинетичким моделом Hobbs-а. Модел је првобитно развијен да дефинише процес деволатилизације угља, а састављен је од различитих функционалних група и узима у обзир органски део у комаду чврстог горива. Претпоставка овог модела је да брзина процеса условљена количином преосталих волатила у дисперзној фази, а брзина деволатилизације дефинише се на основу Аренијусове (Arrhenius) једначине

$$-\frac{dm_p}{dt} = k \left[m_p - (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{p,0} \right] \quad (6.12)$$

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) - \text{Аренијусова (Arrhenius) једначина} \quad (6.13)$$

при чему је m_p тренутна маса комада чврстог горива, k брзина деволатилизације, $f_{v,0}$ почетни удео волатила у комаду чврстог горива, $f_{w,0}$ почетни удео влаге у комаду чврстог горива, $m_{p,0}$ почетна маса комада чврстог горива, A предекспоненцијални фактор (вредност која се усваја), E_a енергија активације (вредност која се усваја), R универзална гасна константа и T апсолутна температура [6, 82]. Процес деволатилизације завршава се када је задовољен услов

$$m_p < (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{p,0} \quad (6.14)$$

након чега наступа фаза хетерогених реакција коксног остатка са оксидационим средством у којима настају гасовити продукти све док је задовољен услов

$$m_p > (1 - f_{v,0} - f_{comb})(1 - f_{w,0})m_{p,0} \quad (6.15)$$

при чему је f_{comb} масени удео коксног остатка у комаду чврстог горива. Брзина овог процеса условљена је дифузијом гасовитог оксидационог средства унутар чврсте фазе

$$\frac{dm_p}{dt} = -4\pi d_p D_{o,m} \frac{Y_{o,x} T_\infty \rho}{S_b (T_p + T_\infty)} \quad (6.16)$$

при чему је d_p тренутни пречник коксног остатка, $D_{o,m}$ коефицијент дифузије оксидационог средства, $Y_{o,x}$ локални масени удео оксидационог средства у гасовитој фази, T_∞ апсолутна температура гасовите фазе, ρ густина гасовите фазе, T_p тренутна апсолутна температура коксног остатка, а S_b стехиометријски коефицијент испред оксидационог средства [6, 82] у хетерогеној једначини



С обзиром да у току процеса гасификације долази до размене топлоте између дисперзне и континуалне фазе неопходно је направити одговарајуће модификације енергијске једначине у зависности од тога који је подмодел дисперзне фазе у питању, тј. о којој фази процеса гасификације је реч. У фази деволатилизације једначина којом се описује процес размене топлоте има следећи облик [83]

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) + \frac{dm_p}{dt} h_{fg} \quad (6.18)$$

док је у фази хетерогених реакција коксног остатка облика [83]

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - \theta_p^4) + f_h \frac{dm_p}{dt} H_{\text{reac}} \quad (6.19)$$

где је m_p маса унетог комада, c_p специфични топлотни капацитет унетог комада, T_p тренутна апсолутна температура унетог комада, h коефицијент прелажења количине топлоте, A_p површина унетог комада, T_∞ апсолутна температура континуалне фазе, ε_p емисивност унетог комада, σ Stefan-Boltzmann-ова константа, θ_R температура околних гасова који зраче, h_{fg} латентна топлота, f_h део топлоте који апсорбује чврста фаза и H_{reac} топлота хетерогене реакције. Може се приметити да у обе једначине, (6.18) и (6.19), фигурише члан којим се дефинише преношење топлоте конвекцијом $h A_p (T_\infty - T_p)$ и члан којим се дефинише преношење топлоте зрачењем $\varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - \theta_p^4)$ [6, 51, 82]. Трећи члан десне стране

једначина, који се често обележава са $Q^{(i)}$, зависи од фазе процеса гасификације, тј. подмодела дисперзне фазе, који се разматра [84].

6.2.1.3 Транспорт хемијских компонената и хемијска кинетика

Софтверски пакет ANSYS Fluent, у коме је развијен математички модел процеса гасификације, омогућава моделовање мешања и транспорта хемијских компонената које настају при одговарајућим хемијским реакцијама, карактеристичним за процес гасификације, а које су праћене интензивном разменом топлоте и масе. Решавањем једначине одржања хемијских компонената (6.10), за сваку компоненту посебно, у оквиру дефинисане геометрије, одређује се хемијски биланс. Брзина стварања хемијских компонената условљена је хемијском кинетиком процеса гасификације и режимом струјања при којем се процес гасификације остварује. У оквиру разматраног модела одабрани Finite-Rate/Eddy-Dissipation концепт омогућава да се брзине хемијских реакција израчунавају и према ламинарном моделу коначне брзине хемијских реакција (Arrhenius-ова једначина) и према турбулентном моделу расипања вртлога. За коначну брзину хемијске реакције, тј. коначну брзину стварања компонената, усваја се резултујућа вредност оног модела која је мања. [6, 80].

Брзина формирања i -те компоненте, R_i , из једначине одржања хемијских компонената (6.10), током хомогених хемијских реакција, према моделу коначне брине хемијске реакције, може се израчунати према изразу

$$R_i = M_i \sum_{r=1}^{N_R} \hat{R}_{i,r} \quad (6.20)$$

где је M_i моларна маса i -те компоненте, $\hat{R}_{i,r}$ моларна брзина стварања/нестајања компоненте i у реакцији r , чији је општи облик приказан у једначини (6.21), и N_R број реакција у којима разматрана i -та компонента учествује [80]

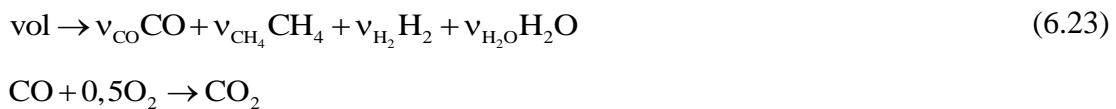


где је N број хемијских компонената у систему, $v'_{i,r}$ стехиометријски коефицијент реактанта i у реакцији r , $v''_{i,r}$ стехиометријски коефицијент производа i у реакцији r , M_i симбол за компоненту i , $k_{b,r}$ константа брзине директне хемијске реакције r , $k_{f,r}$ константа брзине повратне хемијске реакције r . Једначина (6.21) важи и за повратне и за неповратне хемијске реакције, при чему у случају неповратних реакција константа $k_{f,r}$ има вредност нула. Осим тога она важи за све хемијске компоненте у систему, али само врсте које се појављују у улози реактаната или продуката имају стехиометријске коефицијенте различите од нуле [80]. Моларна брзина стварања/нестајања компоненте i у реакцији r може се одредити према

$$\hat{R}_{i,r} = (v''_{i,r} - v'_{i,r}) \left(k_{f,r} \prod_{j=1}^N |C_{j,r}|^{(\eta'_{j,r} + \eta''_{j,r})} \right) \quad (6.22)$$

где је $C_{j,r}$ моларна концентрација компоненте j у реакцији r , $\eta'_{j,r}$ експонент брзине реакције реактанта j у реакцији r и $\eta''_{j,r}$ експонент брзине реакције производа j у реакцији r [80].

Процес гасификације, у овом случају парцијална оксидација дрвне сечке у присуству ваздуха, може се описати хомогеним и хетерогеним реакцијама. Након фазе деволатилизације, у којој се ослобађају гасовити волатили, наступа фаза када они реагују са ваздухом, тј. кисеоником из њега. У оквиру приказаног модела механизам овог процеса може се представити двостепеном реакцијом облика [80]



где су v_{CO} , v_{CH_4} , v_{H_2} , $v_{\text{H}_2\text{O}}$ стехиометријски коефицијенти у једначини (6.23), док се волатили, vol у једначини (6.23), могу представити молекулском фиктивном формулом облика $\text{C}_m\text{H}_n\text{O}_x$ на основу података техничке и елементарне анализе, и уз претпоставку да азот из горива не учествује у формирању N_2 , тј. његово присуство се занемарује. Након првостепене деволатилизације у којој настају CO , CH_4 , H_2 и H_2O , наступа другостепена хомогена реакција CO са O_2 из ваздуха у којој настаје CO_2 . У Табели 6.5 приказане су фиктивне формуле волатила и вредности

одговарајућих стехиометријских коефицијената у реакцији (6.23) за сваки од дванаест узорака дрвне сечке S1-S12.

Табела 6.5 Фиктивне молекулске формуле волатила и вредности одговарајућих стехиометријских коефицијената за узорке дрвне сечке S1-S12

Узорак	Фиктивна формула волатила	Стехиометријски коефицијенти			
		$C_m H_n O_x$	v_{CO}	v_{CH_4}	v_{H_2}
S1	$C_{0.88} H_{2.10} O_{1.08}$	0,75676	0,12425	0,47950	0,32433
S2	$C_{0.86} H_{2.11} O_{1.09}$	0,76442	0,10080	0,53030	0,32761
S3	$C_{0.87} H_{2.14} O_{1.08}$	0,75656	0,12174	0,50298	0,32424
S4	$C_{0.89} H_{2.09} O_{1.07}$	0,75103	0,14210	0,43906	0,32187
S5	$C_{0.88} H_{2.10} O_{1.07}$	0,75480	0,13028	0,46617	0,32349
S6	$C_{0.85} H_{2.14} O_{1.09}$	0,76738	0,09034	0,56114	0,32888
S7	$C_{0.88} H_{2.10} O_{1.07}$	0,75548	0,12810	0,47137	0,32378
S8	$C_{0.88} H_{2.09} O_{1.07}$	0,75289	0,13601	0,45455	0,32267
S9	$C_{0.86} H_{2.12} O_{1.09}$	0,76396	0,10137	0,53389	0,32741
S10	$C_{0.89} H_{2.08} O_{1.07}$	0,75205	0,13826	0,44464	0,32231
S11	$C_{0.86} H_{2.12} O_{1.09}$	0,76601	0,09535	0,54549	0,32829
S12	$C_{0.86} H_{2.13} O_{1.09}$	0,76434	0,09990	0,53887	0,32757

Хетерогена реакција коксног остатка коришћена у оквиру разматраног модела је облика



Као што се може видети у (6.24) коксни остатак је представљен угљеником у чврстом агрегатном стању који у реакцији са кисеоником из ваздуха даје CO.

Брзине предложених хемијских реакција дефинисане су према Arrhenius-овој једначини (6.13), а у Табели 6.6 приказане су одговарајуће вредности коришћених

кинетичких параметара, предекспоненцијалног фактора и енергије активације, а које су препоручене („default-не”) вредности у ANSYS Fluent симулатору.

Табела 6.6 Кинетички параметри предложених хемијских реакција

Реакција	A (s ⁻¹)	Ea (J/kmol)
$\text{vol} \rightarrow v_{\text{CO}}\text{CO} + v_{\text{CH}_4}\text{CH}_4 + v_{\text{H}_2}\text{H}_2 + v_{\text{H}_2\text{O}}\text{H}_2\text{O}$	2,119e+11	2,027e+08
$\text{CO} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$	2,239e+12	1,7e+08
$\text{C(s)} + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}$	0,002	7,9e+07

За разлику од модела коначне брине хемијских реакција, брзина формирања *i*-те компоненте, R_i , из једначине одржања хемијских компонената (6.10), у реакцији *r* (6.21), током хомогених хемијских реакција, према моделу расипања вртлога, одређује се као мања вредност од израчуната следеће два израза [80]

$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_i A \rho \frac{\varepsilon}{k} \min \left(\frac{Y_{\mathfrak{R}}}{v'_{\mathfrak{R},r} M_{\mathfrak{R}}} \right) \quad (6.25)$$

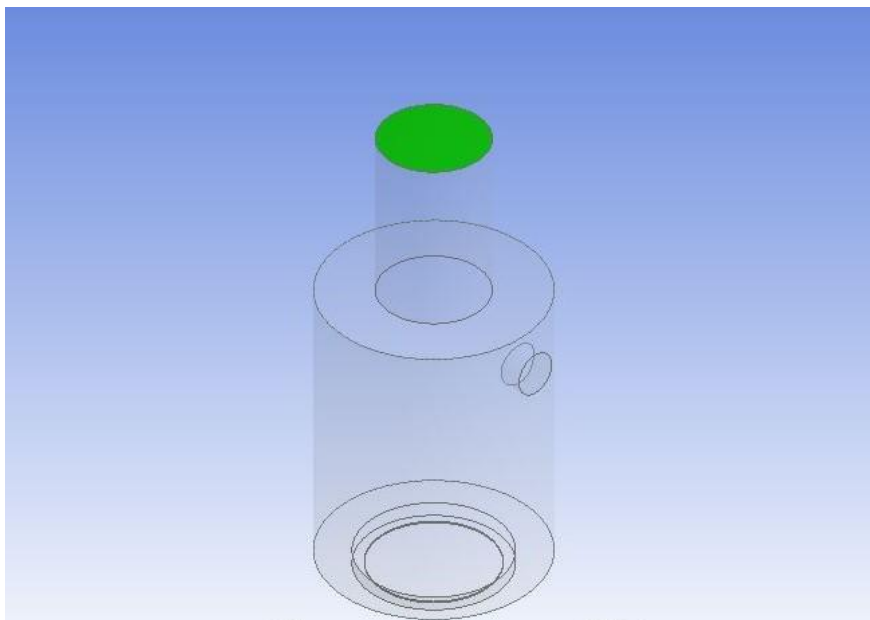
$$R_{i,r} = v'_{i,r} M_i A B \rho \frac{\varepsilon \sum_P Y_P}{k \sum_j^N v''_{j,r} M_j} \quad (6.26)$$

где се фигурирају нове величине, у поређењу са моделом коначне брине хемијских реакција, $Y_{\mathfrak{R}}$ масени удео реактанта \mathfrak{R} , Y_P масени удео производа реакције P , A емпиријска константа чија је вредност 4, B емпиријска константа чија вредност 0.5, k кинетичка енергија турбуленције, ε брзина расипања кинетичке енергије турбуленције и однос k/ε време мешања вртлога (турбуленција је присутна, тј. процес се одвија, све док је $k/\varepsilon > 0$).

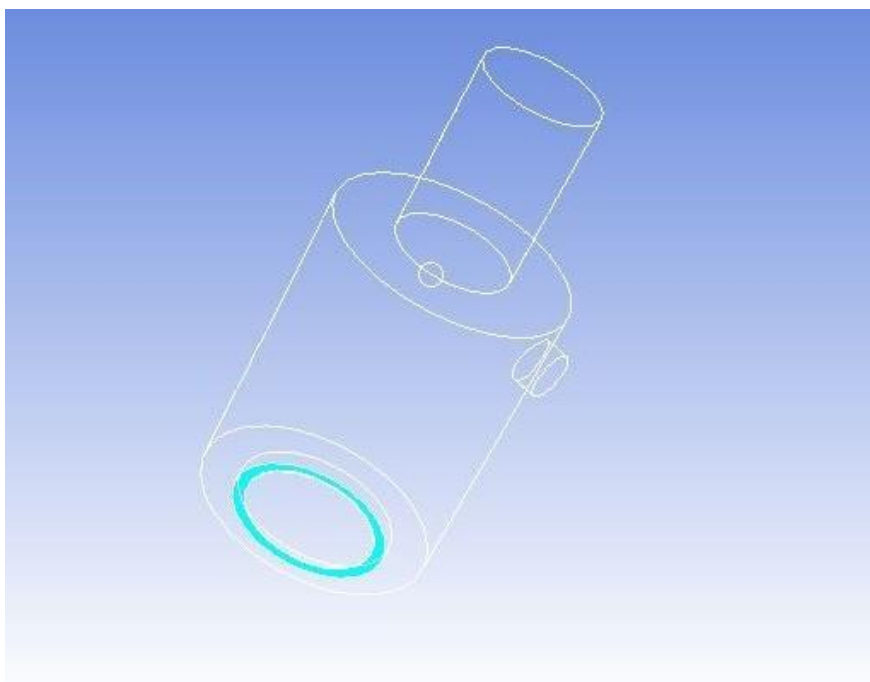
6.2.2 Дефинисање геометрије и мреже модела

Током експерименталних испитивања у СНР постројењу прикупљени су подаци који се односе на геометрију реактора, истосмерног гасификатора, који омогућавају довољно прецизно дефинисање домена разматраног математичког модела. Разматрана геометрија и мрежа генерисани су у оквиру софтверског пакета ANSYS. Усвојени су улазни пресеци горива и вазуха, Слика 6.3 и Слика 6.4, као и излазни пресек гаса произведеног у процесу гасификације, Слика 6.5.

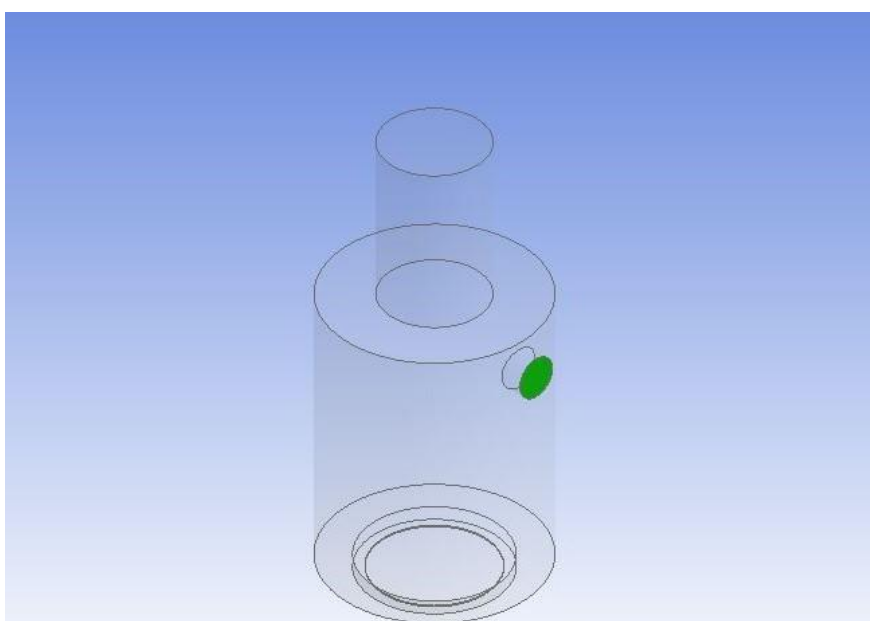
У оквиру софтверског пакета ANSYS Fluent v18.0 коришћена је метода коначних запремина током поставке и решавања модела. То значи да се домен, у оквиру кога се врши прорачун, дели на коначан број запремина у чијим чворовима се постављају претходно дефинисане транспортне једначине које се решавају за сваки чвор појединачно, резултујући са вредностима одговарајућих величина у сваком чвору. Тиме је омогућено дефинисање поља тих истих величина унутар разматране геометрије. Оптимизација прорачуна у смислу прецизности добијених решења и времена потребног за прорачун реализује се кроз анализу оптималног броја коначних запремина, тј. оптималног броја чворова [6, 80].



Слика 6.3 Пресек секције за довод горива

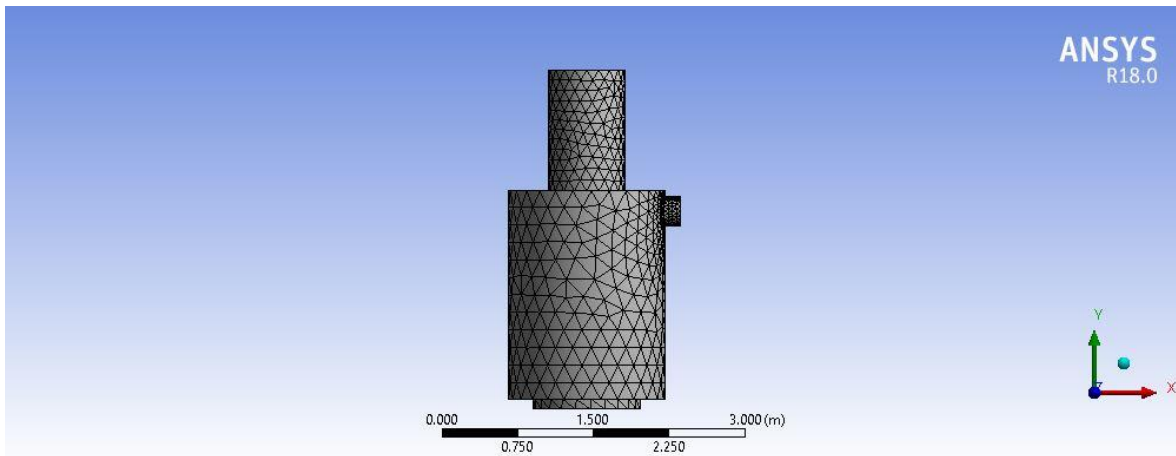


Слика 6.4 Пресек секције за довод вазућа



Слика 6.5 Пресек секције за одвод гаса произведеног у процесу гасификације

Мрежа развијеног CFD модела истосмерног гасификатора садржи 11508 коначних запремина које су облика тетраедра, при чему у зависности од положаја њихове димензије варирају, Слика 6.6.



Слика 6.6 Мрежа развијеног CFD модела истосмерног гасификатора

6.2.3 Дефинисање граничних услова и нумерички приступ решавања

У циљу одређивања непознатих величина, у оквиру ANSYS Fluent софтверског пакета, потребно је поставити довољан број линеарних једначина. Због тога се за одговарајућу величину дефинишу гранични услови за улазно-излазне пресеке и чврсте зидове. Овакав приступ је условљен нумеричким начином решавања једначина по чворовима мреже [6, 80]. Експериментална испитивања у СНР постројењу, као и развијени ASPEN Plus модел, су послужили за дефинисање неопходних параметара, тј. почетних и граничних услова. Утврђивање потрошње горива и количине ваздуха неопходне за остваривање процеса гасификације омогућило је дефинисање граничних услова ради одређивања концентрационог поља. Дрвна сечка, употребљена као гориво, уведена је као дисперзна фаза унутар дефинисаног домена при чему су њена потрошња, техничка и елементарна анализа свих дванаест узорака S1-S12 одређени експерименталним путем. Количина ваздуха која доспева у истосмерни гасификатор израчуната је помоћу развијеног ASPEN Plus модела. Температуре ваздуха су мерене, а претпостављено је да је

ваздух мешавина кисеоника и азота у запреминском (молском) односу 21:79. Резултати развијеног CFD модела одређени су за излазни пресек где гас произведен у процесу гасификације напушта реактор, тј. дефинисани геометријски домен. Нумерички приступ решавања развијеног математичког модела реализован је у оквиру ANSYS Fluent v18.0 софтверског пакета у коме су дефинисане парцијалне диференцијалне једначине решаване методом коначних запремина. Алгоритам “SIMPLE” коришћен је за спрезање поља брзина и притисака према литератури [6]. Једначине модела дискретизоване су узводном шемом другог реда “Second Order Upwind”. У итеративни поступак решавања тако дискретизованих једначина укључен је критеријум конвергенције. Утврђено је да је број итерација потребан да би се остварила конвергенција, задовољавајућа тачност и задовољавајуће време потребно за прорачун 200, а за коначно решење усвојено је оно за које разлика између две узастопне итерације није веће од 0,0001.

7. Резултати и анализа математичких модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору и њихово поређење са литературним подацима

У оквиру овог поглавља дисертације приказани су резултати и извршена је анализа три случаја ASPEN Plus модела за узорак S1 дрвне сечке (Случај 1, Случај 2 и Случај 3), након чега су приказани и потврђени резултати поменутог модела за свих дванаест узорака дрвне сечке. Приказ и анализа резултата ANSYS Fluent модела такође су дати за свих дванаест узорака дрвне сечке, а извршено је и поређење резултата ANSYS Fluent и ASPEN Plus модела.

7.1 ASPEN Plus модел

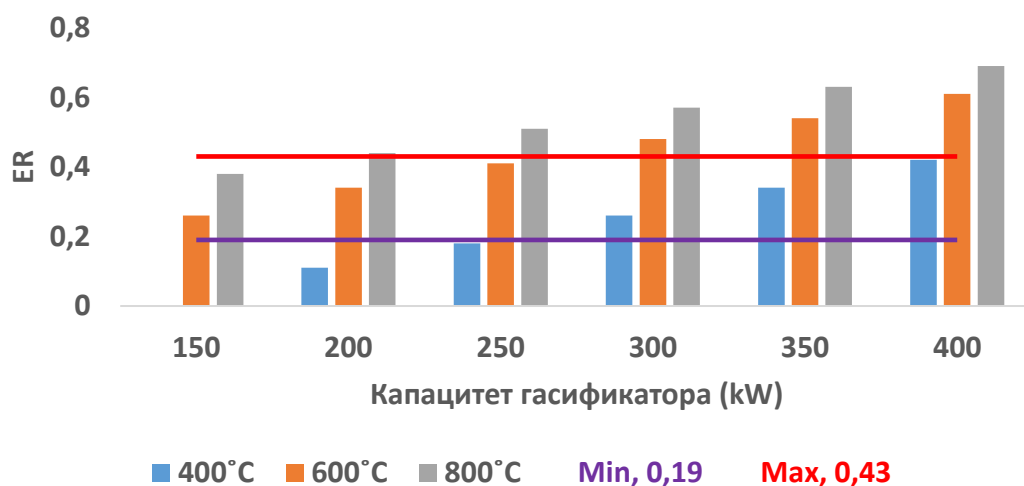
7.1.1 Резултати – Случај 1

Резултати симулације за случај 1 приказани су у Табели 7.1, док Слика 7.1, 7.2, 7.3 и 7.4 представљају графичку интерпретацију добијених резултата. За разлику од ER-а који расте са порастом капацитета гасификатора и температуре произведеног гаса, Слика 7.1, H_d произведеног гаса пада, Слика 7.2. За средњу измерену температуру произведеног гаса на излазу из гасификатора, 400°C , ER и H_d налазе се у препорученим опсезима, Табела 6.4, само у случају када је капацитет гасификатора 350 kW . Иако са порастом капацитета садржај CO_2 у гасу пада, за гасификатор од 400 kW садржај CO_2 је и даље далеко изнад препорученог опсега, Слика 7.3 а). Високе вредности се могу објаснити као последица веома доминантне реакције оксидације угљеника, реакција P2 у Табели 2.1. Може се приметити поприлично низак садржај H_2 и CO у гасу, Слика 7.3 б) и в). Принос CH_4 , Слика 7.3 г), је реда величине као и принос CO_2 , Слика 7.3 а), када је капацитет гасификатора 150 kW . Са порастом капацитета, уочава се брзи пад садржаја CH_4 у гасу, у поређењу са CO_2 , али његова вредност је и даље изван опсега. Потрошња H_2 и CO ,

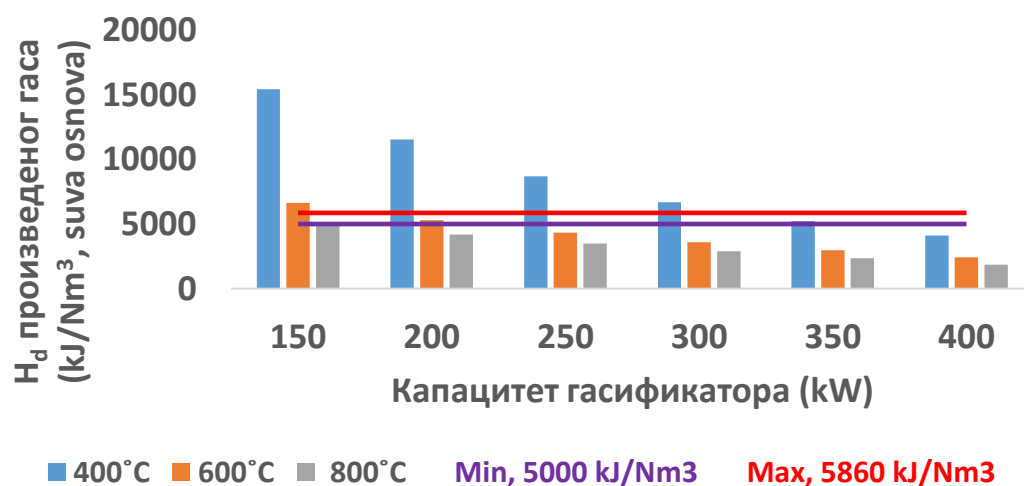
и производња CO₂ и CH₄, могу се објаснити доминацијом реакције метанизације, реакција P10 у Табели 2.1, [17].

Табела 7.1 Резултати симулације за случај 1, узорак S1 [17]

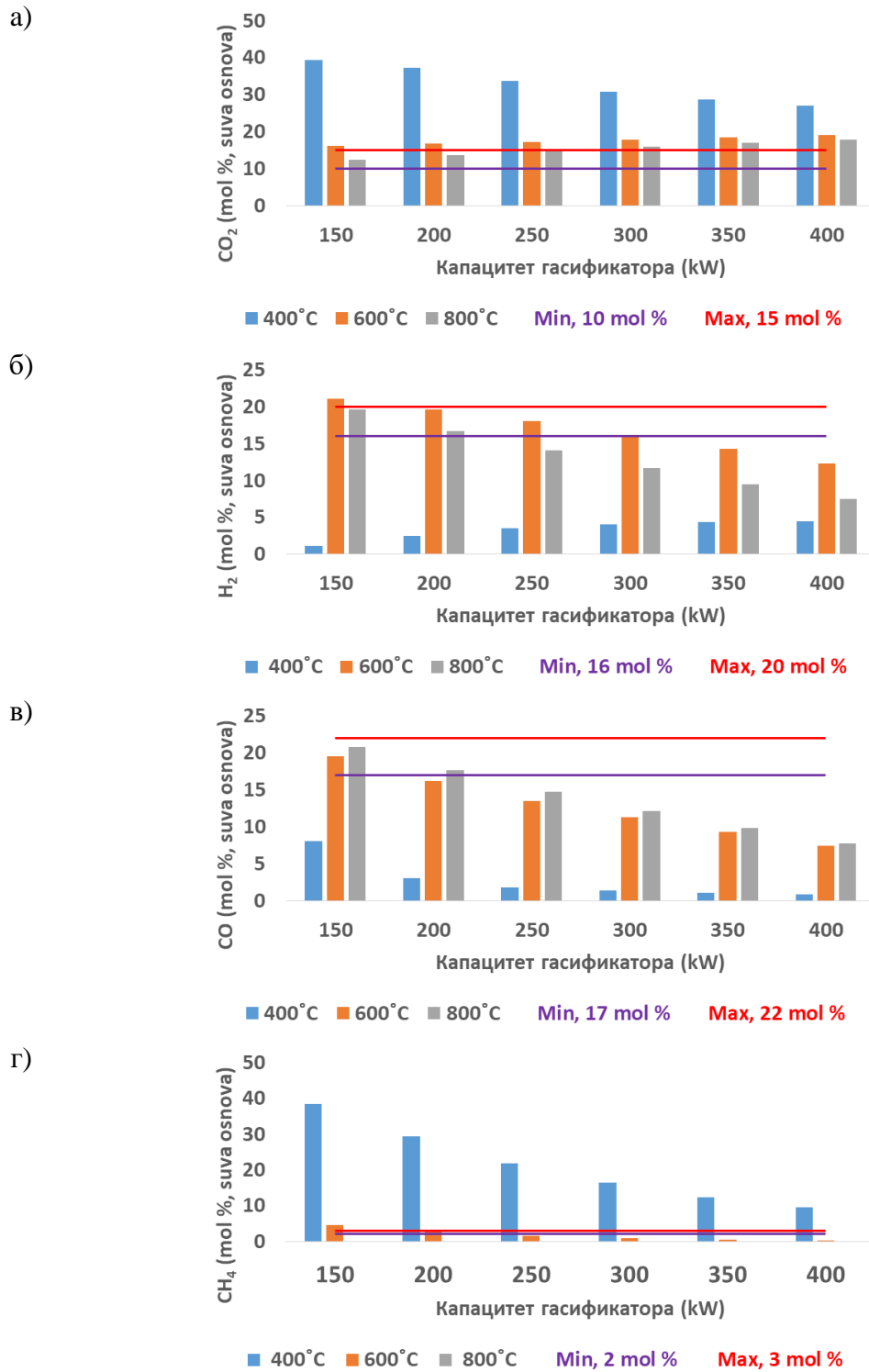
Случај 1								
Капацитет гасификатора (kW)	Излазна температура произведеног гаса (°C)	ER	Састав произведеног гаса (mol %, suva osnova)					H _{d,suva osnova} (kJ/Nm ³)
			CO ₂	H ₂	CO	CH ₄	N ₂	
150	400	0,00	39,36	1,08	8,1	38,41	13,05	15433
	600	0,26	16,16	21,01	19,48	4,64	38,71	6626
	800	0,38	12,35	19,60	20,79	0,00	47,26	4922
200	400	0,11	37,22	2,46	3,06	29,29	27,97	11544
	600	0,34	16,70	19,62	16,18	2,65	44,85	5299
	800	0,44	13,73	16,69	17,60	0,00	51,98	4176
250	400	0,18	33,66	3,50	1,81	21,71	39,32	8685
	600	0,41	17,30	17,99	13,52	1,47	49,72	4331
	800	0,51	14,97	14,03	14,70	0,00	56,30	3498
300	400	0,26	30,86	4,04	1,33	16,34	47,43	6691
	600	0,48	17,92	16,20	11,25	0,78	53,85	3578
	800	0,57	16,06	11,66	12,15	0,00	60,13	2897
350	400	0,34	28,73	4,31	1,07	12,41	53,48	5229
	600	0,54	18,53	14,32	9,26	0,39	57,50	2963
	800	0,63	17,05	9,50	9,84	0,00	63,61	2354
400	400	0,42	27,08	4,43	0,89	9,42	58,18	4107
	600	0,61	19,12	12,32	7,45	0,18	60,93	2422
	800	0,69	17,95	7,50	7,72	0,00	66,83	1852



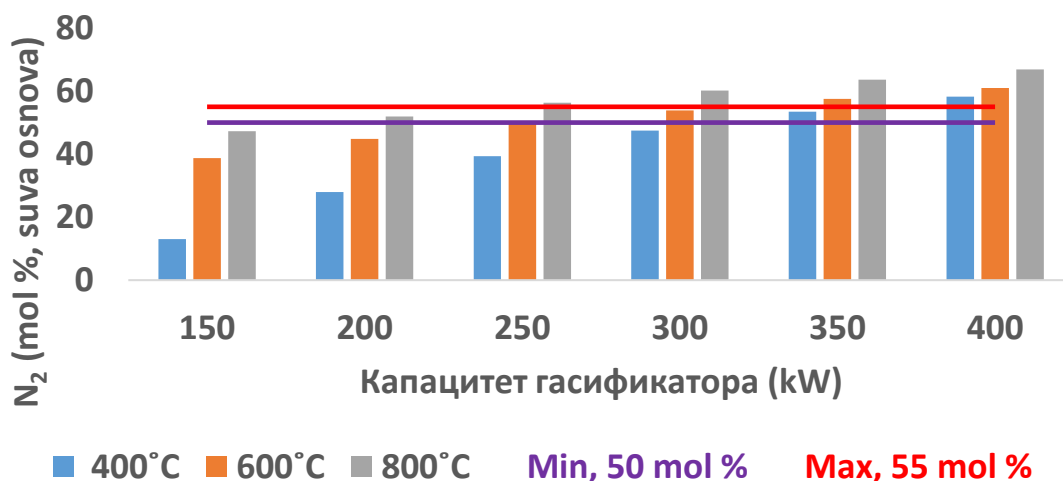
Слика 7.1 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре произведеног гаса на ER [17]



Слика 7.2 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре произведеног гаса на H_d гаса [17]



Слика 7.3 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре произведеног гаса на садржај а) CO₂ б) H₂ в) CO и г) CH₄ у произведеном гасу [17]



Слика 7.4 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре произведеног гаса на садржај N_2 у произведеном гасу [17]

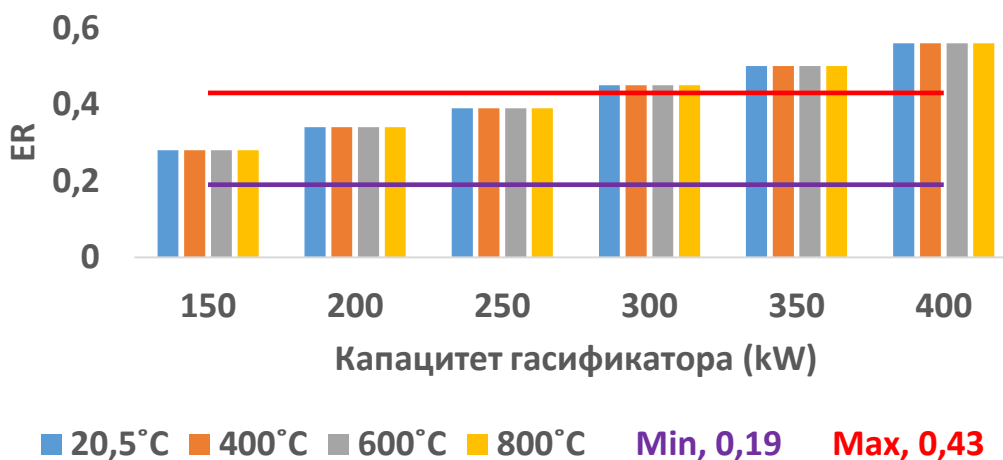
7.1.2 Резултати – Случај 2

Резултати симулације за случај 2 приказани су у Табели 7.2, док Сликe 7.5, 7.6, 7.7 и 7.8 представљају графичку интерпретацију добијених резултата. ER, састав и H_d произведеног гаса не зависе од излазне температуре гаса DECOMP блока. ER и H_d , Сликe 7.5 и 7.6, имају вредности веома блиске препорученим, Табела 6.4, када су капацитети гасификатора 150 kW, 200 kW и 250 kW. Резултати модела се слажу са литературним вредностима [40], са изузетком CH_4 , Слика 7.7 г). У овом случају не долази до реакција метанизације, реакција P10 у Табели 2.1, што има за последицу да садржај CH_4 буде близак нули. На основу резултата, у складу са препорукама произвођача и уз додатне консултације са пројектантима СНР постројења и гасификатора, закључено је да је оптимални капацитет гасификатора у овом режиму 250 kW [17].

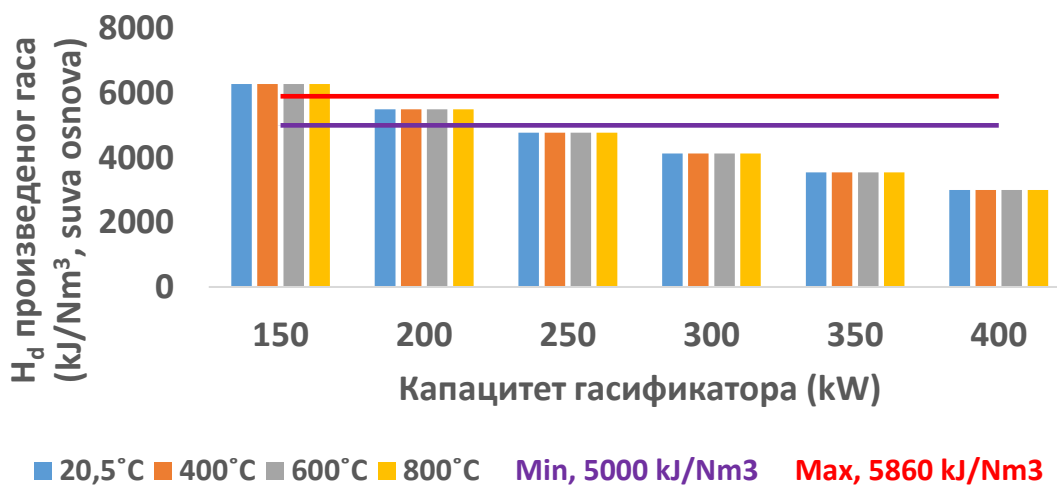
Табела 7.2 Резултати симулације за случај 2, узорак S1 [17]

Случај 2 (излазна температура произведеног гаса, 400°C)								
Капацитет гасификатора (kW)	Излазна температура DECOMP блок (°C)	ER	Састав произведеног гаса (mol %, suva osnova)					H _{d,suva osnova} (kJ/Nm ³)
			CO ₂	H ₂	CO	CH ₄	N ₂	
			150	20,5	0,28	9,84	24,84	
	400	0,28	9,84	24,84	26,61	0,02	38,69	6278
	600	0,28	9,84	24,84	26,61	0,02	38,69	6278
	800	0,28	9,84	24,84	26,61	0,02	38,69	6278
200	20,5	0,34	11,29	21,82	23,25	0,01	43,63	5494
	400	0,34	11,29	21,82	23,25	0,01	43,63	5494
	600	0,34	11,29	21,82	23,25	0,01	43,63	5494
	800	0,34	11,29	21,82	23,25	0,01	43,63	5494
250	20,5	0,39	12,62	19,03	20,17	6E-05	48,18	4776
	400	0,39	12,62	19,03	20,17	6E-05	48,18	4776
	600	0,39	12,62	19,03	20,17	6E-05	48,18	4776
	800	0,39	12,62	19,03	20,17	6E-05	48,18	4776
300	20,5	0,45	13,81	16,50	17,40	3E-05	52,29	4128
	400	0,45	13,81	16,50	17,40	3E-05	52,29	4128
	600	0,45	13,81	16,50	17,40	3E-05	52,29	4128
	800	0,45	13,81	16,50	17,40	3E-05	52,29	4128
350	20,5	0,50	14,89	14,20	14,89	1,5E-05	56,02	3541
	400	0,50	14,89	14,20	14,89	1,5E-05	56,02	3541
	600	0,50	14,89	14,20	14,89	1,5E-05	56,02	3541
	800	0,50	14,89	14,20	14,89	1,5E-05	56,02	3541
400	20,5	0,56	15,87	12,08	12,60	7E-06	59,45	3005
	400	0,56	15,87	12,08	12,60	7E-06	59,45	3005
	600	0,56	15,87	12,08	12,60	7E-06	59,45	3005

800	0,56	15,87	12,08	12,60	7E-06	59,45	3005
-----	------	-------	-------	-------	-------	-------	------

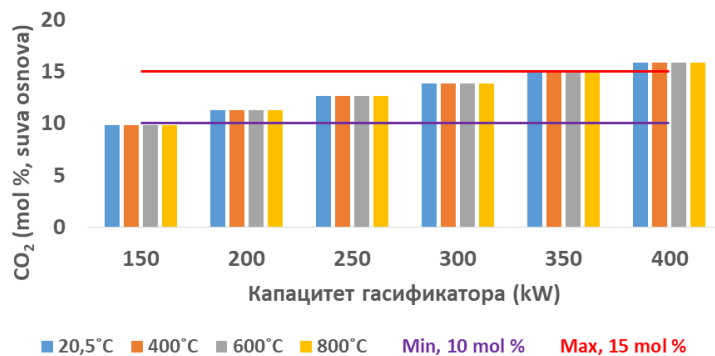


Слика 7.5 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре гаса DECOMP блока на ER [17]

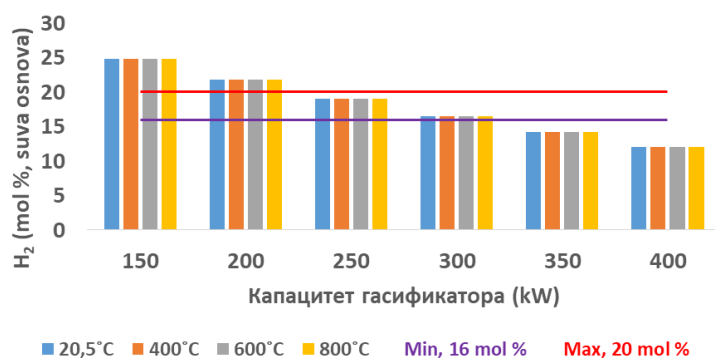


Слика 7.6 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре гаса DECOMP блока на Hd гаса [17]

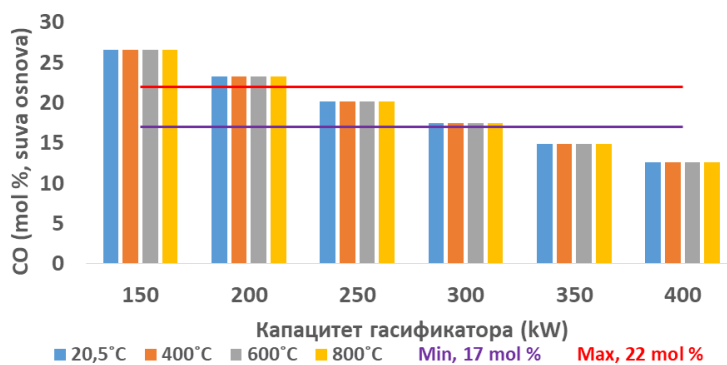
а)



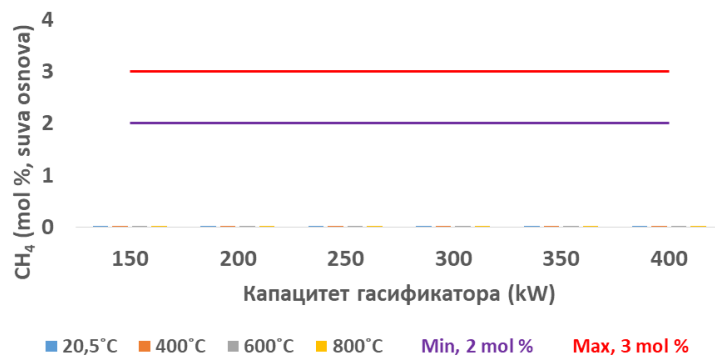
б)



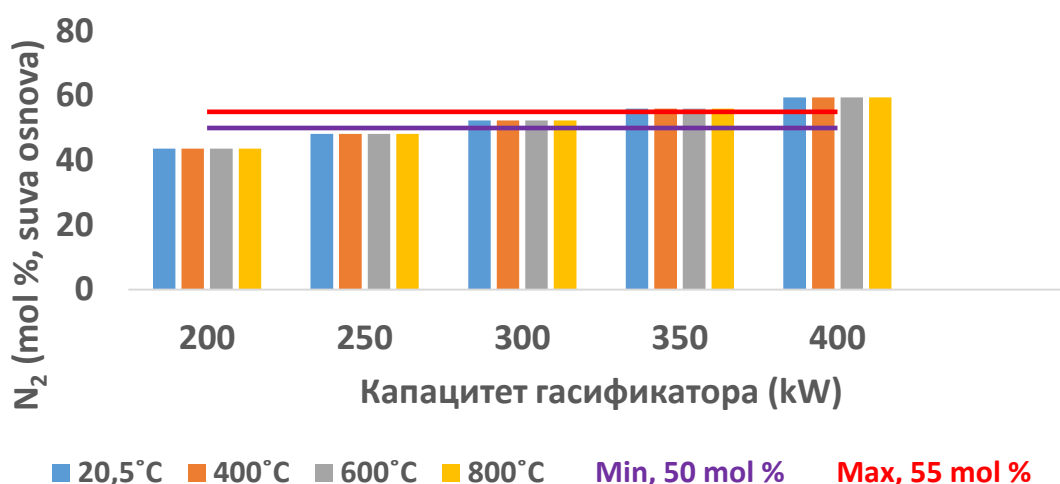
в)



г)



Слика 7.7 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре гаса DECOMP блока на садржај а) CO₂ б) H₂ в) CO и г) CH₄ у произведеном гасу [17]



Слика 7.8 Утицај капацитета гасификатора и излазне температуре гаса DECOMP блока на садржај N₂ у произведеном гасу [17]

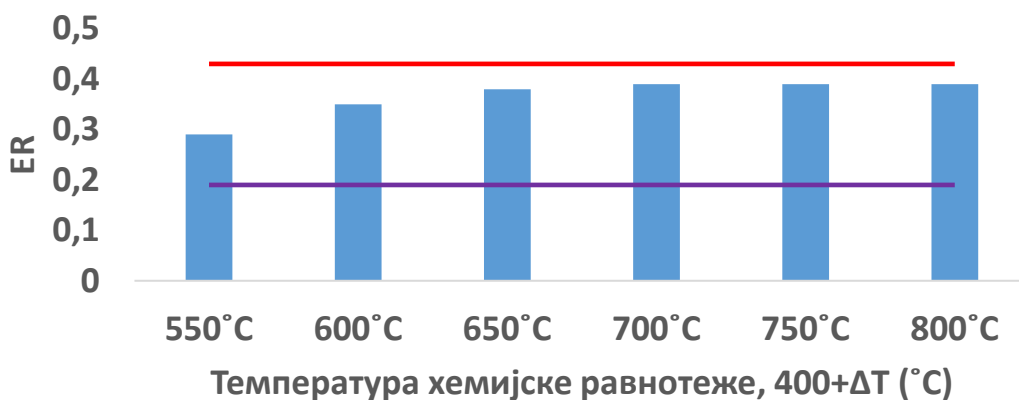
7.1.3 Резултати – Случај 3

Резултати симулације за случај 3 приказани су у Табели 7.3, док Сликe 7.9, 7.10, 7.11 и 7.12 представљају графичку интерпретацију добијених резултата. ER, састав и H_d произведеног гаса одговарају препорученим опсезима, Табела 6.4, када је температура на којој се постиже хемијска равнотежа 600°C. То значи да се равнотежа постиже када је температура у гасификатору за 200°C виша од температуре произведеног гаса на излазу из гасификатора. Примећено је, да са порастом температуре хемијске равнотеже пада садржај CH₄ у произведеном гасу, Слика 7.11 г), [17].

Табела 7.3 Резултати симулације за случај 3, узорак S1 [17]

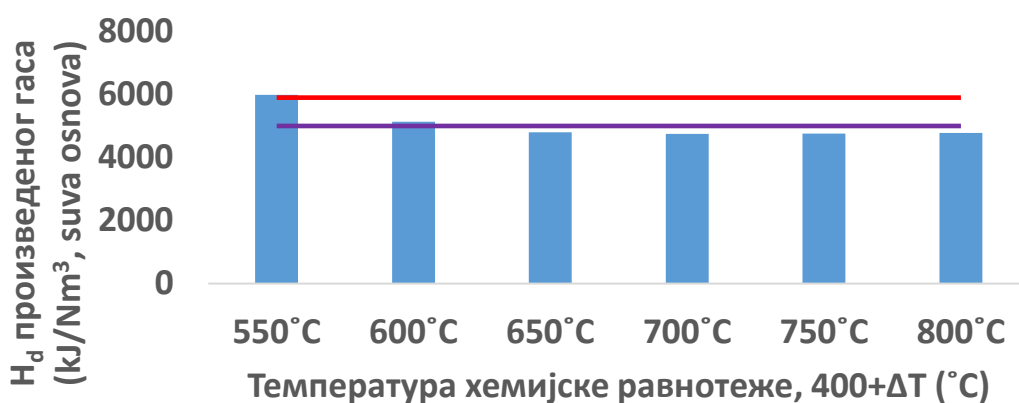
Случај 3					
(капацитет гасификатора 250 kW, излазна температура произведеног гаса, 400°C)					
Температура хемијске равнотеже (°C)	ER	Састав произведеног гаса (mol %, suva osnova)			H _{d, suva osnova} (kJ/Nm ³)
		CO ₂	H ₂	CO	

550	0,29	20,79	15,58	12,46	7,03	44,14	5985
600	0,35	16,79	19,38	15,74	2,43	45,66	5134
650	0,38	14,80	20,52	17,53	0,54	46,61	4797
700	0,39	13,85	20,25	18,60	0,11	47,19	4746
750	0,39	13,19	19,65	19,44	0,02	47,70	4757
800	0,39	12,62	19,03	20,17	0,00	48,18	4776



Min, 0,19 Max, 0,43

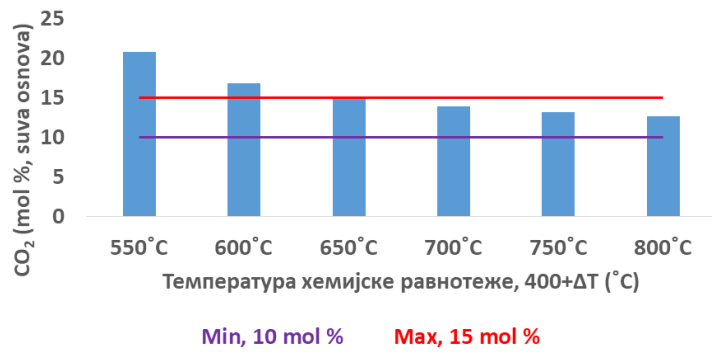
Слика 7.9 Утицај температуре хемијске равнотеже на ER [17]



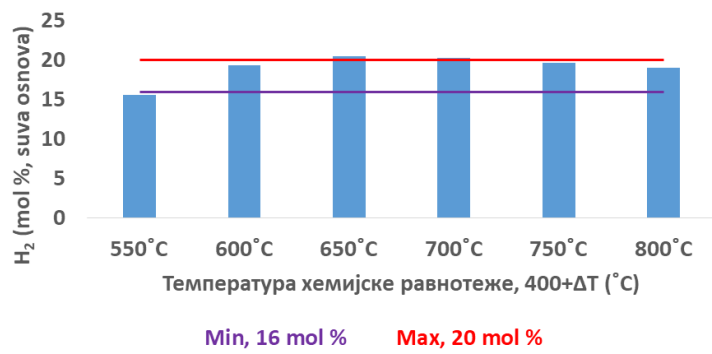
Min, 5000 kJ/Nm³ Max, 5860 kJ/Nm³

Слика 7.10 Утицај температуре хемијске равнотеже на H_d гаса [17]

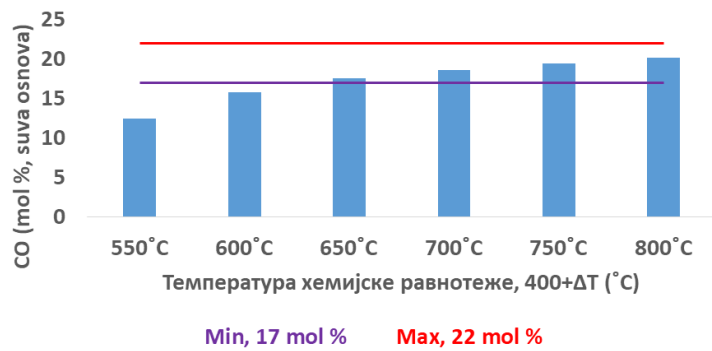
а)



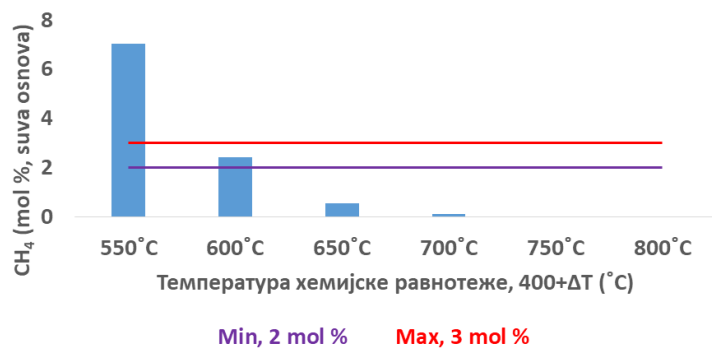
б)



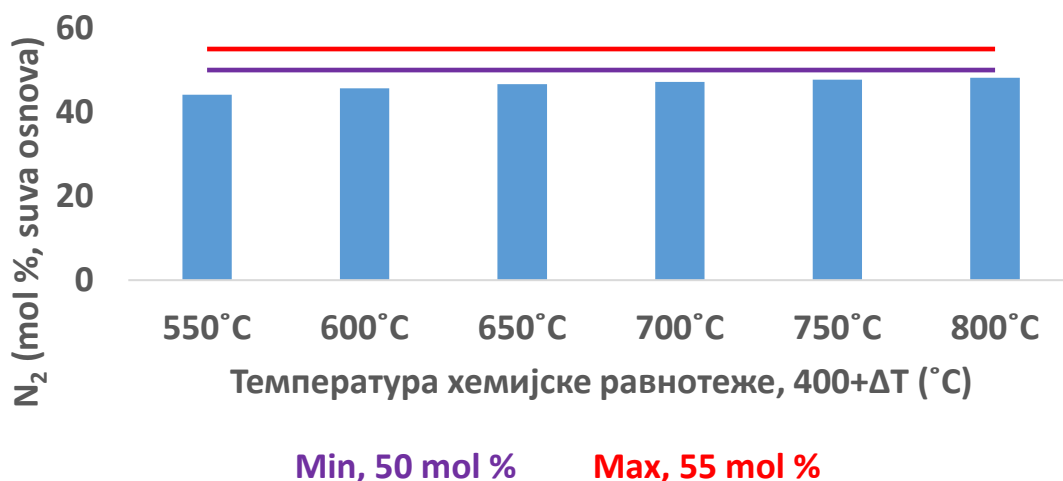
в)



г)



Слика 7.11 Утицај температуре хемијске равнотеже на садржај а) CO₂ б) H₂ в) CO и г) CH₄ у произведеном гасу [17]



Слика 7.12 Утицај температуре хемијске равнотеже на садржај N₂ у произведеном гасу [17]

7.1.4 Потврђивање тачности ASPEN Plus модела за све узорке дрвне сечке

Тачност резултата ASPEN Plus модела, за свих дванаест узорака дрвне сечке S1-S12, је потврђена, упоређивањем са различитим литературним изворима [19, 36-38, 40, 74-78]. Предвиђања модела показала су задовољавајућа слагања. Прва група аутора, Табела 7.4, даје опште податке о саставу и топлотној моћи гаса насталог у процесу (истосмерне) гасификације дрвне биомасе чији састав није познат. Друга група аутора, Табела 7.5, у оквиру својих радова приказује експерименталне резултате или резултати модела (састав и топлотна моћ произведеног гаса) истосмерне гасификације дрвне сечке у присуству ваздуха као оксидационог средства заједно са улазним подацима од значаја [17].

Табела 7.4 Преглед литературе коришћене за потврђивања резултата ASPEN Plus модела [17]

Састав произведеног гаса (mol %, suva osnova)							
	[19]	[36]	[37]	[38]	[40]	[74]	ASPEN Plus
CO ₂	9-15	10,2	10,2	10-15	10-15	9-15	16,06-17,64
H ₂	12-20	15,2	15,2	16-20	16-20	12-20	17,98-20,33
CO	17-22	22,1	22,1	17-22	17-22	17-22	13,71-17,26
CH ₄	2-3	1,7	1,7	2-3	2-3	2-3	1,65-2,89
N ₂	50-54	50,8	50,8	50-55	50-55	50-54	43,21-48,36
H _d (MJ/Nm ³ , suva osnova)							
	5-5,9	5,8	5,8		5-5,86	5-5,86	4,67-5,61

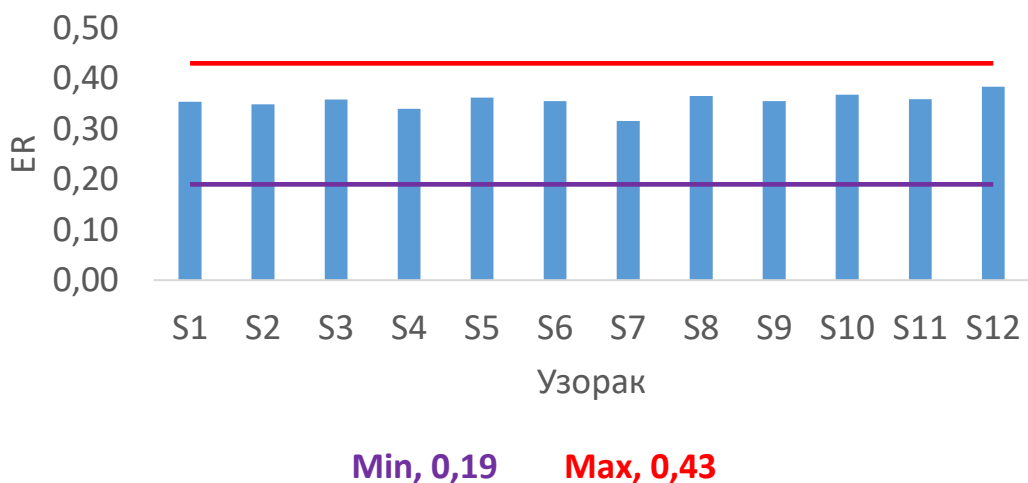
Табела 7.5 Преглед литературе коришћене за потврђивања резултата ASPEN Plus модела [17]

Састав произведеног гаса (mol %, suva osnova)					
	[75]	[76]	[75, 77]	[75, 78]	ASPEN Plus
	Модел	Експеримент	Експеримент	Експеримент	Модел
CO ₂	9,4-15,3	15,3	14-16	9,6-11	16,06-17,64
H ₂	9,8-16,8	16,5	12-16	10-14	17,98-20,33
CO	18,5-20,3	15,9	18-20	18-21	13,71-17,26
CH ₄	2,4-4,5	2,1	2,5	2,5-4,8	1,65-2,89
N ₂	43-60	50,2	45-49	52-54	43,21-48,36
H _d (MJ/Nm ³ , suva osnova)					
	–	4,61-5,02	≈4,80-5,28	4,84-5,32	4,67-5,61
ER	–	0,32-0,37	≈0,22-0,31	0,24-0,31	0,32-0,38
Air/Fuel	1,4-2,2	≈1,78-2	1-2	1,4-1,82	1,49-1,81

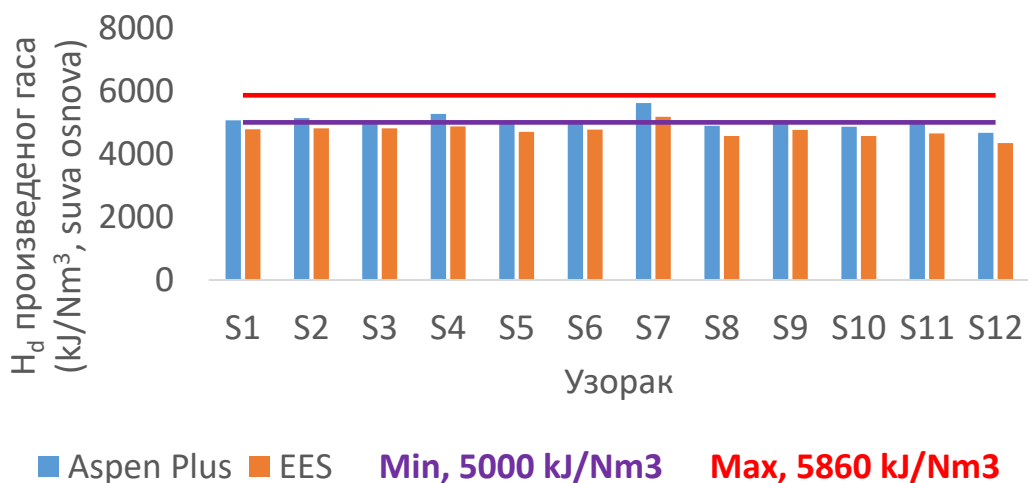
Два су разлога одступања резултата ASPEN Plus модела од резултата приказаних у поменутиим радовима. Прво, постоје мање или веће разлике у самим

експериментима, а друго, вредности параметара модела, истосмерне гасификација дрвета, нису исте, тако да је тешко избећи извесна одступања која постоје.

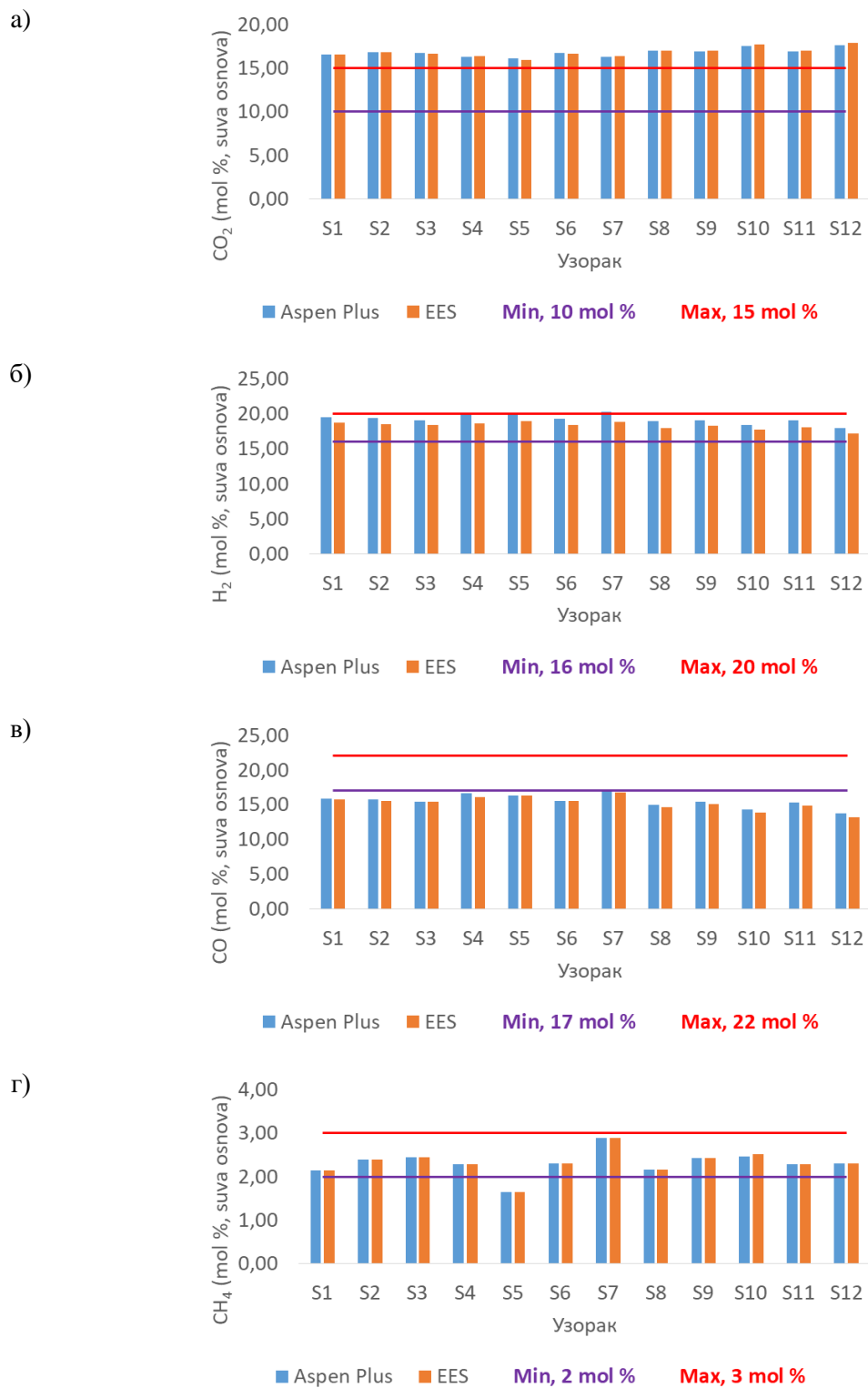
Математички модел процеса гасификације кукурузног клипа/окласка, приказан у [10], развијен у Engineering Equation Solver-у (EES), коришћен је за потврду тачности резултата ASPEN Plus модела. У питању је равнотежни стационарни модел којим су обухваћене главне фазе процеса гасификације, кроз потпроцесе сушења, пиролизе и гасификације, а којим се израчунавају приноси CO_2 , H_2 , CO , CH_4 , N_2 и H_2O , у произведеном гасу, и прате трендови њихове промене у зависности од састава биомасе, радне температуре и ER-а. EES модел је модификован у циљу његовог коришћења за гасификацију дрвне сечке, а да би се разлике између њега и ASPEN Plus модела свеле на минимум. Како у EES моделу садржај CH_4 мора имати фиксну вредност, која се најчешће усваја из литературе, усвојено је да његов молски удео одговара израчунатој вредности у ASPEN Plus моделу. Варирањем топлотних губитака у EES гасификатору омогућено је да се дванаест вредности ER-а (дванаест узорака дрвне сечке S1-S12) изједначи са дванаест резултујућих вредности ER-а у ASPEN Plus моделу, Слика 7.13. Резултати добијени у модификованом EES моделу су врло блиски вредностима добијеним у ASPEN Plus моделу, што је још једна потврда његове тачности, Слика 7.14, Слика 7.15 и Слика 7.16. Постигнуто је и задовољавајуће слагање са вредностима приказаним у Табели 6.4. Резултати који се односе на оптимални капацитет гасификатора у EES моделу, такође су веома блиски процењеном капацитету од 250 kW у ASPEN Plus моделу [17].



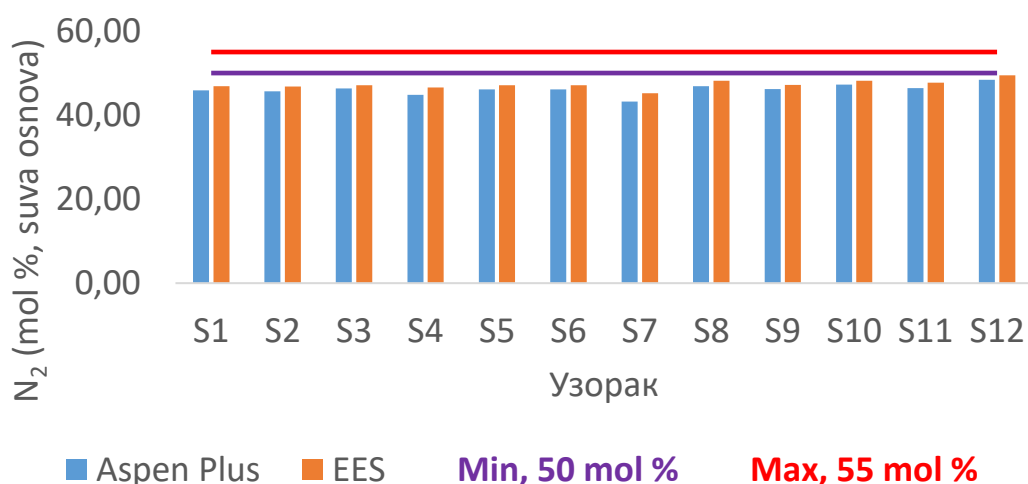
Слика 7.13 Вредност ER-а за свих дванаест узорака дрвне сечке S1-S12 [17]



Слика 7.14 Hd гаса, резултати ASPEN Plus и EES модела [17]



Слика 7.15 Садржај а) CO₂ б) H₂ в) CO и г) CH₄ у произведеном гасу, резултати ASPEN Plus и EES модела [17]

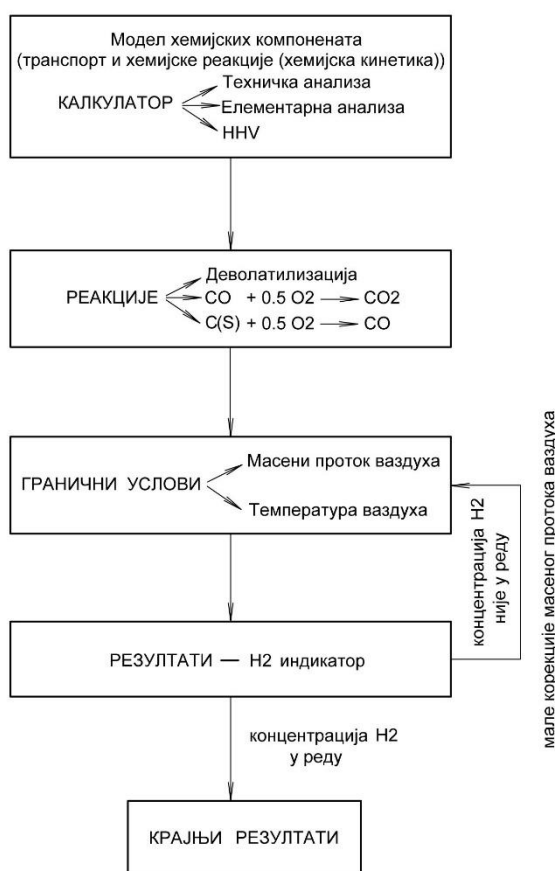


Слика 7.16 Садржај N₂ у произведеном гасу, резултати ASPEN Plus и EES модела [17]

7.2 ANSYS Fluent модел

Методологија која је коришћена у крајњој фази развоја ANSYS Fluent модела приказана је на Слици 7.17. Према овој методологији коришћен је модел хемијских компонената, којим се дефинише транспорт и хемијска кинетика одговарајућих реакција, и у оквиру кога се налази ANSYS Fluent калкулатор у коме се дефинишу техничка анализа, елементарна анализа и HHV свих дванаест узорака дрвне сечке. Процес гасификације описан је уз помоћ хомогене реакције термичке разградње волатила дрвне сечке и реакције оксидације CO, као и хетерогене реакције коксног остатка, које су такође приказане на слици Слици 7.17. Поред тога, у Табели 6.5, дате су коришћене фиктивне молекулске формуле волатила (C_mH_nO_x) и вредности одговарајућих стехиометријских коефицијената насталих продуката деволатилизације (CO, CH₄, H₂ и H₂O) за свих дванаест узорака дрвне сечке на основу реакције приказане једначином (6.23). Коришћени кинетички параметри предложених хемијских реакција приказани су у Табели 6.6. Дефинисане су и граничне вредности одговарајућих масених протока и температура ваздуха, при чему је било неопходно кориговати употребљену количину ваздуха, а која је претходно добијена у оквиру ASPEN Plus модела. То се објашњава чињеницом да је у оквиру Ansys Fluent модела коришћен одговарајући

k–ε модел турбуленције, што значи да се претпоставља да је струјање у гасовитој фази турбулентно и да су ефекти молекуларне вискозности занемарени, те је потребно знатно мање ваздуха да би се претходно поменуте реакције реализовале, Слика 7.18. Током тестирања модела утврђено је да је садржај H₂ у насталом гасу посебно осетљив на промене количине ваздуха, Слика 7.20 б), највероватније због кинетике процеса разградње волатила, па је из тог разлога коришћен као индикатор у погледу корекција масеног протока ваздуха.



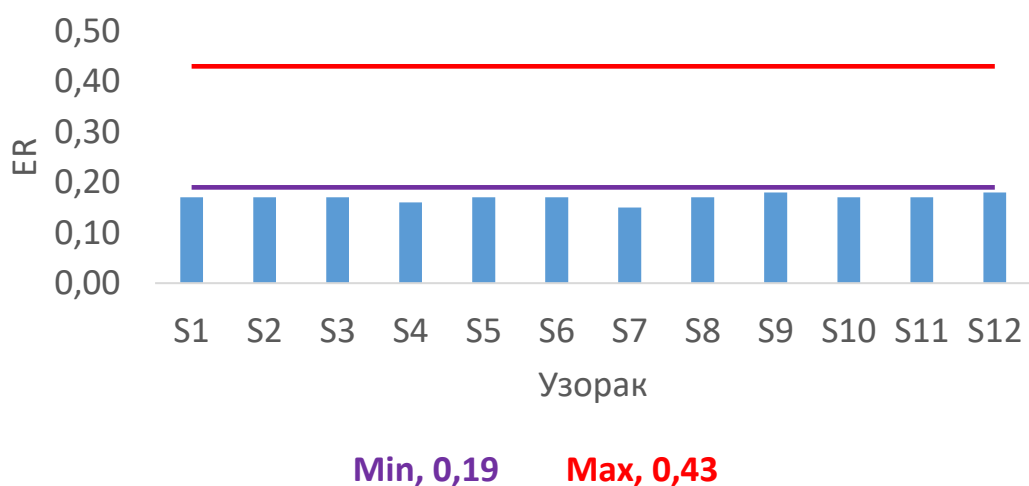
Слика 7.17 Методологија коришћена у крајњој фази развоја ANSYS Fluent модела

Резултати симулације ANSYS Fluent модела за свих дванаест узорака дрвне сечке S1-S12 приказани су у Табели 7.6, док Сlike 7.18, 7.19, 7.20 и 7.21 представљају графичку интерпретацију добијених резултата. Резултати модела упоређени су са

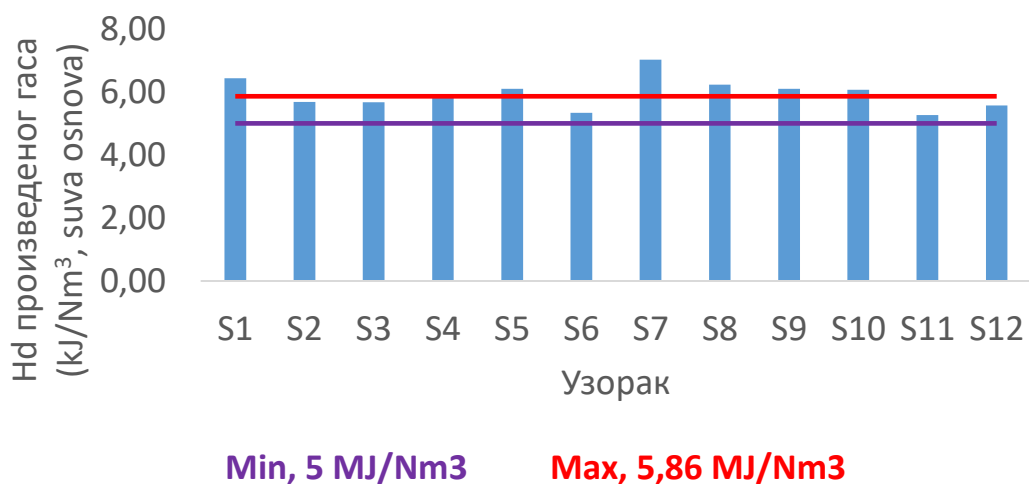
литературним подацима приказаним у Табели 6.4, који су коришћени за потврду ASPEN Plus модела (Случајеви 1, 2 и 3). Може се приметити нешто већи садржај CO₂ који је последица доминације хомогене другостепене реакције оксидације CO, Слика 7.20 а), као и знатан пораст садржаја CH₄, Слика 7.20 г), који утиче на повећање вредности LHV-а, Слика 7.19. Нижи садржај CO, Слика 7.20 в), узрокован је његовом потрошњом током формирања CO₂, а условљен је и претпоставком да 70 mol (vol) % кисеоника из фиктивне молекулске формуле волатила учествује у његовом формирању у процесу деволатилизације. Већи садржај свих продуката има за последицу нешто нижи садржај N₂, Слика 7.21.

Табела 7.6 Резултати симулације ANSYS Fluent модела, узорци S1-S12

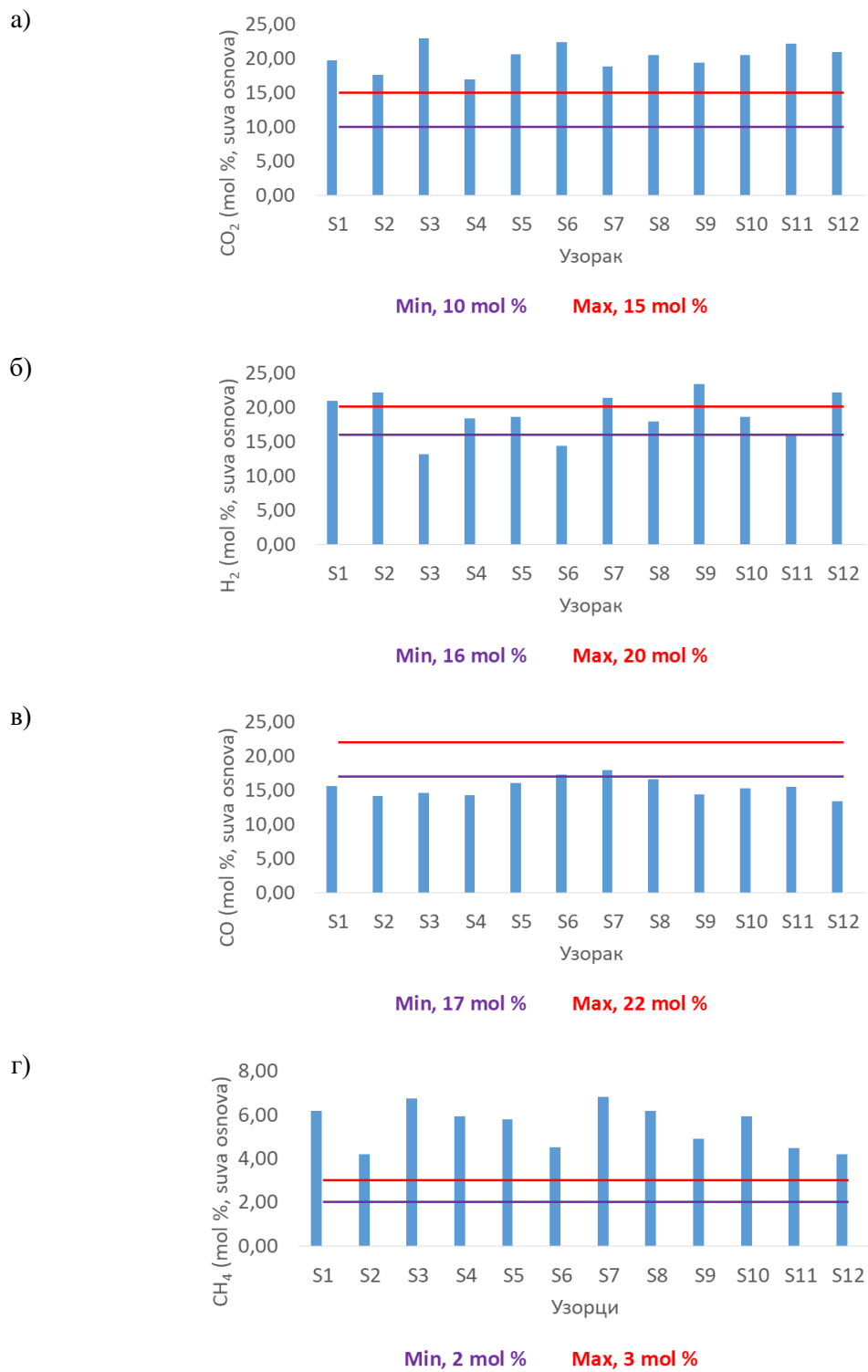
Узорак	ER	Састав произведеног гаса (mol %, suva osnova)					H _{d, suva osnova} (MJ/Nm ³)
		CO ₂	H ₂	CO	CH ₄	N ₂	
S1	0,17	19,69	20,90	15,58	6,18	37,65	6,44
S1	0,17	17,60	22,13	14,17	4,20	41,90	5,68
S3	0,17	22,84	13,11	14,62	6,73	42,70	5,67
S4	0,16	16,87	18,28	14,31	5,92	44,62	5,90
S5	0,17	20,55	18,54	16,02	5,78	39,11	6,09
S6	0,17	22,31	14,34	17,24	4,51	41,60	5,34
S7	0,15	18,78	21,37	17,97	6,83	35,05	7,02
S8	0,17	20,48	17,91	16,59	6,16	38,86	6,23
S9	0,18	19,32	23,36	14,40	4,91	38,01	6,10
S10	0,17	20,44	18,57	15,32	5,93	39,74	6,06
S11	0,17	22,14	15,74	15,54	4,48	42,10	5,26
S12	0,18	20,95	22,13	13,38	4,18	39,36	5,57



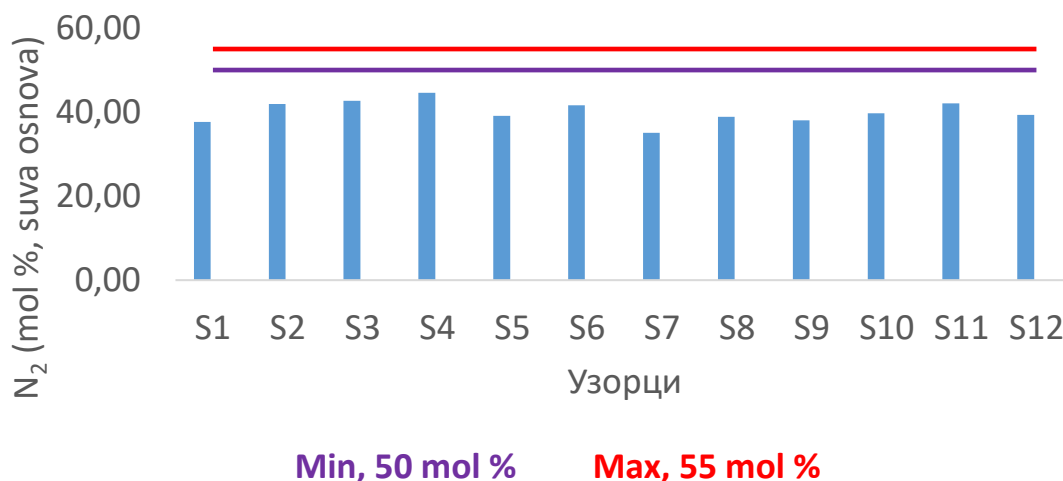
Слика 7.18 Вредност ER-а за свих дванаест узорака дрвне сечке S1-S12



Слика 7.19 H_d гаса за свих дванаест узорака дрвне сечке S1-S12



Слика 7.20 Садржај а) CO₂ б) H₂ в) CO и г) CH₄ у произведеном гасу



Слика 7.21 Садржај N₂ у произведеном гасу

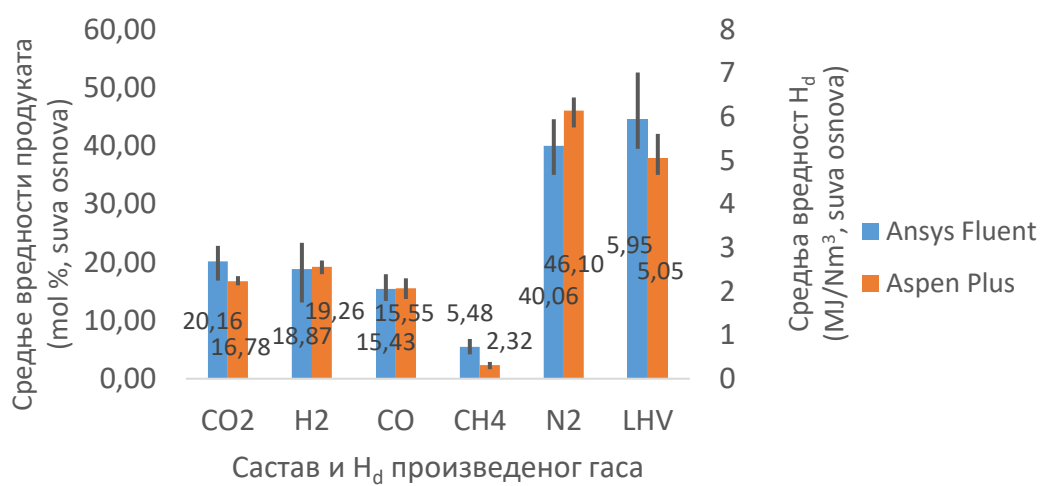
7.3 Упоредни приказ резултата ANSYS Fluent и ASPEN Plus модела

За поређење ANSYS Fluent и ASPEN Plus модела који су развијени у овој докторској дисертацији одређене су средње вредности састава и топлотне моћи добијеног гаса, за дванаест испитиваних узорака дрвне сечке, као и њихове минималне и максималне вредности, са циљем да се што детаљније анализирају добијени резултати, Слика 7.22. На основу добијеног, може се закључити следеће:

- да је садржај CO₂ у добијеном гасу према ANSYS Fluent моделу за 3,38% (mol %, suva osnova) већи у односу на ASPEN Plus модел, што представља разлику од око 16,77%;
- да је садржај H₂ у добијеном гасу према ANSYS Fluent моделу за 0,39% (mol %, suva osnova) мањи у односу на ASPEN Plus модел, што представља разлику од око 2,02%;
- да је садржај CO у добијеном гасу према ANSYS Fluent моделу за 0,12% (mol %, suva osnova) мањи у односу на ASPEN Plus модел, што представља разлику од око 0,77%;
- да је садржај CH₄ у добијеном гасу према ANSYS Fluent моделу за 3,16% (mol %, suva osnova) већи у односу на ASPEN Plus модел, што представља разлику од око 57,66%;

- да је садржај N_2 у добијеном гасу према ANSYS Fluent моделу за 6,04% (mol %, suva osnova) мањи у односу на ASPEN Plus модел, што представља разлику од око 13,10%;
- да је H_d добијеног гаса према ANSYS Fluent моделу за 0,9 MJ/Nm³ (MJ/Nm³, suva osnova) већи у односу на ASPEN Plus модел, што представља разлику од око 15,13%;
- да су разлике између минималних и максималних вредности за сваку од приказаних величина мање приликом примене ASPEN Plus модела.

С обзиром да развијени ASPEN Plus модел не узима у обзир утицај турбуленције, која је обухваћена одговарајућим $k-\epsilon$ моделом турбуленције у оквиру ANSYS Fluent модела, то има за последицу да интензитет реакција које се одвијају током процеса истосмерне гасификације дрвне сечке у оквиру разматраног CHP постројења буде знатно мањи. Поред поменуте турбуленције, претпоставка која се односи на реакцију деволатилизације, у погледу занемаривања присуства азота у волатилима и дефинисања CO , CH_4 , H_2 и H_2O као њених продуката, као и претпоставка да 70 mol (vol) % кисеоника из фиктивне молекулске формуле волатила учествује у формирању CO у процесу деволатилизације, утицале су на разлике у резултујућем саставу и топлотној моћи насталог гаса у оквиру ANSYS Fluent и ASPEN Plus модела.



Слика 7.22 Упоредни преглед резултата ANSYS Fluent и ASPEN Plus модела

8. Закључак

Основни циљ истраживања, у оквиру ове дисертације, био је развој математичких модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору у комерцијалном постројењу за комбиновану производњу топлотне и електричне енергије ради одређивања састава и топлотне моћи произведеног гаса, и то:

- термодинамичког равнотежног модела у оквиру софтверског пакета ASPEN Plus V9;
- CFD модела у оквиру софтверског пакета ANSYS Fluent v18.0.

Истраживање обављено током израде ове докторске дисертације омогућава доношење следећих закључака:

- Гасификација је сложен термохемијски процес и високоефикасан начин конверзије хемијске енергије биомасе у погодније облике енергије. Њена велика предност, у односу на сагоревање, су мале емисије загађујућих продуката, које су последица нижих температура у реактору, тј. гасификатору. Састав произведеног гаса у процесу гасификације, као и његова топлотна моћ, су од изузетног значаја за разматрање могућности његове даље употребе. Комбинована производња топлотне и електричне енергије, у такозваним СНР постројењима, реализује се, пре свега, захваљујући процесу гасификације у најчешће коришћеном истосмерном гасификатору у коме се биомаса гасификује помоћу вазуха. Велике предности ових постројења су могућност ефикасног уклањања чврстих честица у произведеном гасу, као и ниске вредности емисија свих загађујућих продуката.
- Биомаса је значајан обновљив, одржив и CO_2 -неутралан извор енергије. Због своје разноврсности, распрострањености и расположивости препозната је као нефосилно гориво великог потенцијала над којим не постоји монопол. За разлику од неких других извора енергије, не захтева високоинвестициона инфраструктурна улагања у погледу складиштења енергије. Избор биомасе зависи од крајњег облика енергије који треба да се добије. Проблеми високог садржаја воде, ниске вредности енергетске густине или хетерогеност

облика и величина, могу се превазићи одговарајућом припремом, којом се биомаса трансформише у облике погодне за експлоатацију. Врста и облик биомасе значајно утичу на избор процеса конверзије. У СНР постројењима најчешће се користи дрвна биомаса у облику дрвне сечке.

- Технички искористив потенцијал биомасе у Републици Србији износи око 60.7% укупног потенцијала обновљивих извора енергије, а чине је пре свега остаци или отпад пореклом из шума, дрвне индустрије и пољопривреде. Значајан удео у биомаси има највише експлоатисана шумска биомаса са 39.8%. Иако је потенцијал значајан, користи се само само 35% укупног расположивог техничког потенцијала [8]. То показује да је значај примене постојећих и развоја нових технологија у енергетском сектору које користе ову врсту горива велики, а као једна од посебно интересантних могућности за њено ефикасно коришћење је и гасификација.
- Прегледом референтних литературних извора утврђено је да постоји потреба за развојем одговарајућих модела процеса гасификације дрвне сечке у истосмерном гасификатору у оквиру мањих комерцијалних СНР постројења. Наиме, комерцијално индустријско постројење представља систем који се значајно разликује од експерименталне инсталације, посебно пројектоване и изведене за потребе испитивања, а које су најчешће приказана у литератури.
- Експериментални део рада реализован је у оквиру СНР постројења (номиналне снаге од око 250 kW електричне енергије и 600 kW топлотне енергије) у циљу испитивања процеса гасификације и дефинисања модела гасификације. Дефинисана геометрија истосмерног гасификатора и измерене величине коришћени су за дефинисање граничних услова и валидацију модела. Урађена је техничка и елементарна анализа узетих узорака дрвне сечке из постројења. Узорковање, припрема и карактеризација реализоване су у складу са важећим стандардом ISO/TC 238. Мерењем масе шарже, на основу разлике у нивоима дрвне сечке у бункеру поред гасификатора пре и после гасификације, у временском периоду од 24 h, процењен је масени проток горива, тј. потрошња дрвне сечке. Надзорни систем и систем за прикупљање података, SCADA, дао је

податке о температурама произведеног гаса на излазу из оба гасификатора, температурама околног ваздуха, као и температурама након филтрације, првостепеног и другостепеног хлађења. За потребе каснијих истраживања очитане су и вредности са калориметра, који се налази у близини бункера, на основу којих може да се прати утрошена количине топлоте за сушење сечке.

- Развијена су два математичка модела. Термодинамички равнотежни (0-D) развијен је у оквиру софтверског пакета ASPEN Plus V9. CFD модел (3-D) развијен у оквиру софтверског пакета ANSYS Fluent v18.0. У оба модела полази се од претпоставки да је процес гасификације стационаран, да је произведени гас мешавина идеалних гасова CO_2 , H_2 , CO , CH_4 , N_2 и H_2O , да се коксни остатак састоји од угљеника и инертног пепела и да се присуство тера и других загађујућих продуката занемарује. Док се ASPEN Plus модел базира на претпоставци о стању термодинамичке равнотеже у реактору, ANSYS Fluent модел разматра процес гасификације изолованог комада чврстог горива малих димензија кроз три фазе (загревање унетог комада дрвне сечке, деволатилизација и хетерогене реакције коксног остатка) у оквиру дефинисане геометрије истосмерног гасификатора уз усвајање концепта масених протока за довод дрвне сечке и ваздуха у зону гасификације.
- Резултати модела потврђени су поређењем са подацима доступним у литератури. Литературни подаци који су коришћени груписани су у две групе. Прва група аутора даје опште податке о саставу и топлотној моћи гаса насталог у процесу (истосмерне) гасификације дрвне биомасе чији састав није познат. Друга група аутора у оквиру својих радова приказује експерименталне резултате или резултати модела (састав и топлотна моћ произведеног гаса) истосмерне гасификације дрвне сечке у присуству ваздуха као оксидационог средства заједно са улазним подацима од значаја [17]. Математички модел процеса гасификације кукурузног клипа, приказан у [10], развијен у Engineering Equation Solver-у (EES), коришћен је за потврду тачности резултата ASPEN Plus модела. Развијени ASPEN Plus и

ANSYS Fluent модели показали су задовољавајућа поклапања са коришћеним референтним литературним изворима.

- Развијени модели омогућавају унапређење процеса производње топлотне и електричне енергије и самог истосмерног гасификатора, чиме је омогућено отклањање проблема не само у раду СНР постројења, већ и сличних енергетских система са истосмерном гасификацијом, због чега је идеја да даља истраживања и рад на моделима буду усмерени ка томе. Ови модели омогућавају сагледавање утицаја промене биомасе (врсте дрвне биомасе) на састав и топлотну моћ произведеног гаса, односно на количину топлотне и електричне енергије која се произведе.
- Истраживања приказана у овој дисертацији указују да би даљи рад требало да буде усмерен на развој ANSYS Fluent модела, а да посебна пажња буде усмерена на реакцију деволатилизације, тј. на испитивање утицаја промене количине кисеоника, из фиктивне молекулске формуле волатила, која учествује у формирању CO у процесу деволатилизације. Због усвојене претпоставке да је сав N₂ пореклом из ваздуха, било би интересантно испитати шта се дешава ако то није случај и утврдити који је удео азота пореклом из горива, а који из ваздуха, у насталом N₂. Повећање броја хемијских реакција, као и испитивање њихове кинетике, које описују процес гасификације ствара простор за нова и још комплекснија истраживања, а могућност повезивања ANSYS Fluent симулатора са другим софтверским пакетима, попут Matlab-а, то и те како омогућава.

Литература

- [1] W. Swaaij, S. Kersten, W. Palz, *Biomass Power for the world: Transformations to Effective Use*, W. Palz, Pan Stanford Publishers, Singapore (2015)
- [2] Renewable Energy Directive, <https://ec.europa.eu/energy/en/topics/renewable-energy/renewable-energy-directive>
- [3] Directive 2009/28/EC of the European Parliament and of the Council, <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/ALL/?uri=CELEX%3A32009L0028>
- [4] N. Scarlat, J.-F. Dallemand, F. Monforti-Ferrario, V. Nita, *The role of biomass and bioenergy in a future bioeconomy: Policies and facts*, Environmental Development 15 (2015) 3-34
- [5] Renewables 2017 Global Status Report, http://www.ren21.net/wp-content/uploads/2017/06/17-8399_GSR_2017_Full_Report_0621_Opt.pdf
- [6] Н. Манић, *Оптимизација и моделирање сагоревања пелета од биомасе у пећима за домаћинство*, Универзитет у Београду, Београд (2011.)
- [7] P. McKendry, *Energy production from biomass (part 1): overview of biomass*, Bioresource Technology 83 (2002) 37-46
- [8] D. Milosavljević, T. Pavlovic, D. Mirjanić, D. Piršl, *Current state of the renewable sources of energy in Serbia*, Contemporary Materials 2 (2015) 170-180
- [9] A. Kumar, D.D. Jones, M. A. Hanna, *Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology*, Energies 2 (2009) 556-581
- [10] M. Trninić, *Modeling and optimisation of corn cob pyrolysis*, University of Belgrade, Belgrade (2015)
- [11] M. Barrio, *Experimental investigation of small-scale gasification of woody biomass*, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, (2002)
- [12] P. McKendry, *Energy production from biomass (part 2): conversion technologies*, Bioresource Technology 83 (2002) 47-54

- [13] M. Grønli, *A theoretical and Experimental Study of the Thermal Degradation of Biomass*, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim (1996)
- [14] T. Jansen, *Gasification of woody biomass*, University of Twente, Twente (2011)
- [15] R. A. Khalil, *Thermal conversion of biomass with emphasis on product distribution, reaction kinetics and sulfur abatement*, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim (2009)
- [16] D. Todorović, *Effects of biomass characteristics and combustion processes on flue gaseous composition and ash related properties*, University of Belgrade, Belgrade (2015)
- [17] I. Čeković, N. Manić, D. Stojiljković, M. Trninić, D. Todorović, A. Jovović, *MODELLING OF WOOD CHIPS GASIFICATION PROCESS IN ASPEN PLUS WITH MULTIPLE VALIDATION APPROACH*, Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly, <https://doi.org/10.2298/CICEQ180709034C>
- [18] A. A. P. Susastriawan, H. Saptoadi, Purnomo, *Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review*, Renewable and Sustainable Energy Reviews 76 (2017) 989-1003
- [19] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno, A. Coronas, *Review and analysis of biomass gasification models*, Renewable and Sustainable Energy Reviews 14 (2010) 2841-2851
- [20] J. Brandin, M. Tunér, I. Odenbrand, *Small Scale Gasification: Gas Engine CHP for Biofuels*, Linnaeus University, Växjö/Lund (2011)
- [21] C. Higman, M. Burgt, *Gasification*. Elsevier Science, USA (2003)
- [22] P. Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical design and Theory*, Elsevier Inc., Oxford (2010)
- [23] C. D. Le, *Gasification of biomass: An investigation of key challenges to advance acceptance of the technology*, University of Bath, Bath (2012)

- [24] J. A. Ruiz, M. C. Juárez, M. P. Morales, P. Muñoz, M. A. Mendivil, *Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers*, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 18 (2013) 174-183
- [25] J. B. Milligan, *Downdraft gasification of biomass*, Aston University, Birmingham (1994)
- [26] T. K. Patra, P. N. Sheth, *Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review*, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 50 (2015) 583-593
- [27] S. Loo, J. Koppejan, *The Handbook of Biomass Combustion and Co-firing*, Earthscan, London (2008)
- [28] A. Williams, J. M. Jones, L. Ma, M. Pourkashanian, *Pollutants from the combustion of solid biomass fuels*, *Progress in Energy and Combustion Science* 38 (2012) 113-137
- [29] D. Lüdecke, *Kinetic modelling of biomass pyrolysis and gasification*, RWTH Aachen University, Aachen (2016)
- [30] I. Obernberger, T. Brunner, G. Bärnthaler, *Chemical properties of solid biofuels—significance and impact*, *Biomass and Bioenergy* 30 (2006) 973-982
- [31] N. Farizan, B. Munajat, *Combustion of gasified biomass: Experimental investigation on laminar flame speed, lean blowoff limit and emission levels*, KTH Royal Institute of Technology, Stockholm (2013)
- [32] P. McKendry, *Energy production from biomass (part 3): gasification technologies*, *Bioresource Technology* 83 (2002) 55-63
- [33] J. J. Hernández, G. Aranda, J. Barba, J. M. Mendoza, *Effect of steam content in the air–steam flow on biomass entrained flow gasification*, *Fuel Processing Technology* 99 (2012) 43-55
- [34] L. Wang, C. L. Weller, D. D. Jones, M. A. Hanna, *Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production*, *Biomass and Bioenergy* 32 (2008) 573-581

- [35] C. S. Chee, *The air gasification of wood chips in a downdraft gasifier*, Kansas State University, Kansas (1987)
- [36] T. B. Reed, A. Das, *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems*, The Biomass Energy Foundation Press, Colorado (1988)
- [37] N. L. Panwar, R. Kothari, V. V. Tyagi, *Thermo chemical conversion of biomass – Eco friendly energy routes*, Renewable and Sustainable Energy Reviews 16 (2012) 1801-1816
- [38] A. K. Rajvanshi, *Biomass Gasification*, in Alternative Energy in Agriculture, D.Y. Goswami, CRC Press, Greensboro (1986)
- [39] M. Fossum, *Biomass gasification - Combustion of gas mixtures*, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim (2002)
- [40] H. Beohar, B. Gupta, V. K. Sethi, M. Pandey, *Parametric Study of Fixed Bed Biomass Gasifier: A review*, International Journal of Thermal Technologies 2 (2012) 134-140
- [41] L. Dong, H. Liu, S. Riffat, *Development of small-scale and micro-scale biomass-fuelled CHP systems – A literature review*, Applied Thermal Engineering 29 (2009) 2119-2126
- [42] F. Vyarawalla, P. P. Parikh, H. C. Dak, B. C. Jain, *Utilisation of Biomass for Motive Power Generation-Gasifier Engine System*, Biomass 5 (1984) 227-242
- [43] C. Panda, *Aspen Plus Simulation and Experimental Studies on Biomass Gasification*, National Institute of Technology Rourkela, Rourkela (2012)
- [44] M. Čeranić, *Uticaj procesnih parametara na pirolizu i gasifikaciju oklaska kukuruza*, Univerzitet u Novom Sadu, Novi Sad (2015)
- [45] T. Li, *Gasification of Biomass for Second Generation Biofuel Production*, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim (2015)
- [46] M. Hosseini, I. Dincer, M. A. Rosen, *Steam and air fed biomass gasification: Comparisons based on energy and exergy*, International Journal of Hydrogen Energy 37 (2012) 16446-16452

- [47] J. Ahrenfeldt, T. P. Thomsen, U. Henriksen, L. R. Clausen, *Biomass gasification cogeneration – A review of state of the art technology and near future perspectives*, Applied Thermal Engineering 50 (2013)1407-1417
- [48] D. Urošević, докторска дисертација *RAZVOJ MODELA ZA ENERGETSKO VREDNOVANJE SLOŽENIH KOGENERATIVNIH POSTROJENJA*, Univerzitet u Novom Sadu, Novi Sad (2014)
- [49] J. Hrbek, *Status report on thermal biomass gasification in countries participating in IEA Bioenergy Task 33*, 2016, <https://www.ieabioenergy.com/publications/status-report-on-thermal-biomass-gasification-in-countries-participating-in-iea-bioenergy-task-33/>
- [50] V. Kirubakaran, V. Sivaramakrishnan, R. Nalini, T. Sekar, M. Premalatha, P. Subramanian, *A review on gasification of biomass*, Renewable and Sustainable Energy Reviews 13 (2009) 179-186
- [51] I. Janajreh, M. A. Shrah, *Numerical and experimental investigation of downdraft gasification of wood chips*, Energy Conversion and Management 65 (2013) 783-792
- [52] L. Nelson, S. Park, M. A. Hubbe, *Thermal Depolymerization of Biomass with Emphasis on Gasifier Design and Best Method for Catalytic Hot Gas Conditioning*, Bioresources 13 (2018) 4630-4727
- [53] K. Bracmort, *Biomass: Comparison of Definitions in Legislation*, Congressional Research Service R40529, 2015, <https://fas.org/sgp/crs/misc/R40529.pdf>
- [54] ISO 16559:2014, <https://www.iso.org/standard/57111.html>
- [55] ISO 17225-1:2014, <https://www.iso.org/standard/59456.html>
- [56] U.S. Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership, *Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies*, 2007, https://www.epa.gov/sites/production/files/2015-07/documents/biomass_combined_heat_and_power_catalog_of_technologies_v.1.1.pdf

- [57] V. Karamarković, *Mogućnost korišćenja drvnih otpadaka kao energetske sirovine*, Univerzitet u Beogradu, Beograd (1982.)
- [58] T. Kosanić, *Uticaj procesnih parametara na pirolizu biomase*, Univerzitet u Novom Sadu, Novi Sad (2015.)
- [59] М. Радовановић, *Горива*, Машински факултет Универзитета у Београду, Београд (1994)
- [60] N. A. Bakar, *Modelling of Downdraft Gasifier using Computational Fluid Dynamics Software-Fluent*, University of Strathclyde, Glasgow (2003)
- [61] ISO 17225-4:2014, <https://www.iso.org/standard/59459.html>
- [62] ISO/TC 238, <https://www.iso.org/committee/554401.html>
- [63] P. A. Nikrityuk, T. Förester, B. Meyer, *Modeling of Gasifiers: Overview of Current Developments*, in *Gasification Processes: Modeling and Simulation*, P. A. Nikrityuk, B. Meyer, 2014 Wiley-VCH Verlag GmbH & Co.
- [64] Y. Wu, Q. Zhang, W. Yang, W. Blasiak, *Two-Dimensional Computational Fluid Dynamics Simulation of Biomass Gasification in a Downdraft Fixed-Bed Gasifier with Highly Preheated Air and Steam*, *Energy & Fuels* 27 (2013) 3274-3282
- [65] H.-J. Huang, S. Ramaswamy, *Modeling Biomass Gasification Using Thermodynamic Equilibrium Approach*, *Applied Biochemistry and Biotechnology* 154 (2009) 193-204
- [66] E. Azzone, M. Morini, M. Pinelli, *Development of an equilibrium model for the simulation of thermochemical gasification and application to agricultural residues*, *Renewable Energy* 46 (2012) 248-254
- [67] P.-C. Kuo, W. Wu, W.-H. Chen, *Gasification performances of raw and torrefied biomass in a downdraft fixed bed gasifier using thermodynamic analysis*, *Fuel* 117 (2014) 1231-1241
- [68] M. Ruggiero, G. Manfrida, *An equilibrium model for biomass gasification processes*, *Renewable Energy* 16 (1999) 1106-1109

- [69] Y. Wang, L. Yan, *CFD Studies on Biomass Thermochemical Conversion*, International Journal of Molecular Sciences 9 (2008) 1108-1130
- [70] D. Baruah, D. C. Baruah, *Modeling of biomass gasification: A review*, Renewable and Sustainable Energy Reviews 39 (2014) 806-815
- [71] A. J. Keche, A. P. R. Gaddale, R. G. Tated, *Simulation of biomass gasification in downdraft gasifier for different biomass fuels using ASPEN PLUS*, Clean Technologies and Environmental Policy 17 (2015) 465-473
- [72] S. M. S. At Naw, S. A. Sulaiman, S. Yusup, *A simulation study of downdraft gasification of Oil-Palm Fronds using ASPEN PLUS*, Journal of Applied Sciences 11 (2011) 1913-1920
- [73] F. Paviet, F. Chazarenc, M. Tazerout, *Thermo Chemical Equilibrium Modelling of a Biomass Gasifying Process Using ASPEN PLUS*, International Journal of Chemical Reactor Engineering, 7 (2009) 1-16
- [74] M. Balat, M. Balat, E. Kırtay, H. Balat, *Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. Part 2: Gasification systems*, Energy Conversion and Management 50 (2009) 3158-3168
- [75] C. D. Blasi, *Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers*, Chemical Engineering Science 55 (2000) 2931-2944
- [76] Y.-I. Son, S. J. Yoon, Y. K. Kim, J.-G. Lee, *Gasification and power generation characteristics of woody biomass utilizing a downdraft gasifier*, Biomass and Bioenergy 35 (2011) 4215-4220
- [77] W. P. Walawender, S. M. Chern, L. T. Fan, *Wood Chip Gasification in a Commercial Downdraft Gasifier*, in Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion, R.P. Overend, T.A. Milne, L.K. Mudge, Springer, Dordrecht (1985)
- [78] Y. Wang, C.M. Kinoshita, *Temperature Fields in Downdraft Biomass Gasifier*, in Advances in Thermochemical Biomass Conversion, A.V. Bridgwater, Springer, Dordrecht (1993)

- [79] Z. A. Zainal, A. Rifau, G. A. Quadir, K. N. Seetharamu, *Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier*, Biomass and Bioenergy 23 (2002) 283-289
- [80] ANSYS Fluent V9 Tutorial
- [81] T. C. Papanastasiou, G. C. Georgiou, A. N. Alexandrou, *Viscous Fluid Flow*, CRC Press LLC, New York (2000)
- [82] G. Hu, G. Li, Y. Zheng, Z. Zhang, Y. Xu, *Euler–Lagrange modeling of wood chip gasification in a small-scale gasifier*, Journal of the Energy Institute 88 (2015) 314-322
- [83] P. Meenaroch, S. Kerdsuwan, K. Laohalidanond, *Development of Kinetics Models in Each Zone of a 10kg/hr Downdraft Gasifier using Computational Fluid Dynamics*, Energy Procedia 79 (2015) 278-283
- [84] S. Zahirovic, R. Scharler, I. Obernberger, *Advanced CFD modelling of pulverised biomass combustion*, In Proc. of the Internat. Conf. Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion (2006) 267-283

Биографски подаци аутора

Ивана Р. Чековић рођена је 16. марта 1985. године у Чачку. Основну школу „Вук Караџић” завршила је 2000. године, а Гимназију у Чачку 2004. године. Због постигнутих изванредних успеха и у основној и у средњој школи носилац је Вукове дипломе. Машински факултет Универзитета у Београду уписала је 2004. године, а дипломирала је 25. септембра 2009. године са просечном оценом 9,92 (девет и 92/100). Након завршене прве, друге, треће, четврте и пете године студија добијала је награде Машинског факултета за постигнуте изванредне резултате. Ивана Чековић била је студент генерације 2008/2009. Машинског факултета Универзитета у Београду и добитник је награде „Проф. др Војислав К. Стојановић”. На PROCESING-у 2010. године награђен јој је дипломски рад под називом „Идејно решење електричне коморне сушаре за лак”. Током студија била је стипендиста Фонда за младе таленте „Доситеја“. Докторске академске студије уписала је у мају 2010. године на Машинском факултету Универзитета у Београду. Од маја 2010. године запослена је у Иновационом центру Машинског факултета Универзитета у Београду као истраживач, где је ангажована на пројектима технолошког развоја ТР 33047 и ТР 33053.

Прилог 1.

Изјава о ауторству

Потписана Ивана Р. Чековић

број индекса D30/09

Изјављујем

да је докторска дисертација под насловом

ПРОЦЕС ГАСИФИКАЦИЈЕ ДРВНЕ СЕЧКЕ У ПОСТРОЈЕЊУ ЗА КОМБИНОВАНУ ПРОИЗВОДЊУ ТОПЛОТНЕ И ЕЛЕКТРИЧНЕ ЕНЕРГИЈЕ

- резултат сопственог истраживачког рада,
- да предложена дисертација у целини ни у деловима није била предложена за добијање било које дипломе према студијским програмима других високошколских установа,
- да су резултати коректно наведени и
- да нисам кршила ауторска права и користила интелектуалну својину других лица.

Потпис докторанда

У Београду, 21.02.2019. године

Прилог 2.

Изјава о истоветности штампане и електронске верзије докторског рада

Име и презиме аутора Ивана Р. Чековић

Број индекса D30/09

Студијски програм Докторске академске студије

Наслов рада ПРОЦЕС ГАСИФИКАЦИЈЕ ДРВНЕ СЕЧКЕ У ПОСТРОЈЕЊУ ЗА
КОМБИНОВАНУ ПРОИЗВОДЊУ ТОПЛОТНЕ И ЕЛЕКТРИЧНЕ
ЕНЕРГИЈЕ

Ментори др Александар Јововић, редовни професор, и др Марта Трнинић,
научни сарадник

Потписана Ивана Р. Чековић

Изјављујем да је штампана верзија мог докторског рада истоветна електронској верзији коју сам предала за објављивање на порталу **Дигиталног репозиторијума Универзитета у Београду**.

Дозвољавам да се објаве моји лични подаци везани за добијање академског звања доктора наука, као што су име и презиме, година и место рођења и датум одбране рада.

Ови лични подаци могу се објавити на мрежним страницама дигиталне библиотеке, у електронском каталогу и у публикацијама Универзитета у Београду.

Потпис докторанда

У Београду, 21.02.2019. године

Прилог 3.

Изјава о коришћењу

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

ПРОЦЕС ГАСИФИКАЦИЈЕ ДРВНЕ СЕЧКЕ У ПОСТРОЈЕЊУ ЗА КОМБИНОВАНУ ПРОИЗВОДЊУ ТОПЛОТНЕ И ЕЛЕКТРИЧНЕ ЕНЕРГИЈЕ

која је моје ауторско дело.

Дисертацију са свим прилозима предала сам у електронском формату погодном за трајно архивирање.

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 одлучила.

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 полеђини листа).

Потпис докторанда

У Београду, 21.02.2019. године

1. Ауторство - Дозвољавање умножавања, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце, чак и у комерцијалне сврхе. Ово је најслободнија од свих лиценци.

2. Ауторство – некомерцијално. Дозвољавање умножавања, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце. Ова лиценца не дозвољава комерцијалну употребу дела.

3. Ауторство - некомерцијално – без прераде. Дозвољавање умножавања, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, без промена, преобликовања или употребе дела у свом делу, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце. Ова лиценца не дозвољава комерцијалну употребу дела. У односу на све остале лиценце, овом лиценцом се ограничава највећи обим права коришћења дела.

4. Ауторство - некомерцијално – делити под истим условима. Дозвољавање умножавања, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце и ако се прерада дистрибуира под истом или сличном лиценцом. Ова лиценца не дозвољава комерцијалну употребу дела и прерада.

5. Ауторство – без прераде. Дозвољавање умножавања, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, без промена, преобликовања или употребе дела у свом делу, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце. Ова лиценца дозвољава комерцијалну употребу дела.

6. Ауторство - делити под истим условима. Дозвољавање умножавања, дистрибуцију и јавно саопштавање дела, и прераде, ако се наведе име аутора на начин одређен од стране аутора или даваоца лиценце и ако се прерада дистрибуира под истом или сличном лиценцом. Ова лиценца дозвољава комерцијалну употребу дела и прерада. Слична је софтверским лиценцама, односно лиценцама отвореног кода.