



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ENERGETICKÝ ÚSTAV

ENERGY INSTITUTE

ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY SE SMĚSÍ KYSLÍKU A VODNÍ PÁRY

GASIFICATION OF BIOMASS WITH A MIXTURE OF OXYGEN AND WATER VAPOR

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Martin Chlubna

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

doc. Ing. Marek Baláš, Ph.D.

BRNO 2019

Zadání diplomové práce

Ústav:	Energetický ústav
Student:	Bc. Martin Chlubna
Studijní program:	Strojní inženýrství
Studijní obor:	Energetické inženýrství
Vedoucí práce:	doc. Ing. Marek Baláš, Ph.D.
Akademický rok:	2019/20

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

Zplyňování biomasy se směsí kyslíku a vodní páry

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Zplyňování tuhých paliv slouží k transformaci na paliva plynná. Pro zvýšení účinnosti procesu a kvality plynu je potřebné používat zplyňovací média, která neznečistí výsledný plyn balastními látkami. Takovýmto médiem se jeví směs kyslíku a vodní páry. Náplní práce bude nalézt ideální poměr směsi kyslíku a vodní páry pro co nejvyšší kvalitu generovaného plynu a zjistit vliv teploty této směsi na zplyňování biomasy.

Cíle diplomové práce:

- rešerše využití kyslíku pro zplyňování s důrazem na závislost poměru směsi kyslíku a vodní páry
- návrhu experimentů pro ověření získaných poznatků
- provedení experimentů
- vyhodnocení výsledku a závěrečná doporučení

Seznam doporučené literatury:

BASU, P. Combustion and Gasification in Fluidised Beds. CRC Press 2006, 1. vyd, 470 s., ISBN 0-8493-3396-2

KLASS, D. L. Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals. Academic Press, 1998, London, UK, 651 str., ISBN 0-12-410950-0

KNOEF, H. A. M. Handbook biomass gasification. BTG biomass technology group, Enschede, 2005. ISBN 90-810068-1-9

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2019/20

V Brně, dne

L. S.

doc. Ing. Jiří Pospíšil, Ph.D.
ředitel ústavu

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
děkan fakulty

ABSTRAKT

Cílem této diplomové práce je popsat zplyňování biomasy se směsí kyslíku a vodní páry. Teoretická část je zaměřena na proces zplyňování, zplyňovací reaktory a na kvalitu výsledného plynu. V experimentální části se hledá ideální poměr kyslíku a vodní páry, což jsou použita zplyňovací média. Na fluidním reaktoru se provádí následné měření, jehož výsledky jsou dále zpracovány a zhodnoceny.

Klíčová slova

Zplyňování, kyslík, vodní pára, zplyňovací reaktory, dehet

ABSTRACT

The aim of this diploma thesis is to describe the gasification of biomass with a mixture of oxygen and water vapor. The theoretical part is focused on the gasification process, gasification reactors and the quality of the resulting gas. In the experimental part we look for the ideal ratio of oxygen to water vapor, which are used as gasification media. Subsequent measurements are carried out on the fluidized bed reactor, the results of which are further processed and evaluated.

Key words

Gasification, oxygen, water steam, gasification reactors, tar

BIBLIOGRAFICKÁ CITACE

CHLUBNA, Martin. *Zplyňování biomasy se směsí kyslíku a vodní páry* [online]. Brno, 2020 [cit. 2020-06-24]. Dostupné z: <https://www.vutbr.cz/studenti/zav-prace/detail/124379>. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, Energetický ústav. Vedoucí práce Marek Baláš.

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem *diplomovou* práci na téma **Zplyňování biomasy se směsí kyslíku a vodní páry** vypracoval samostatně s použitím odborné literatury a pramenů, uvedených v seznamu, který tvoří přílohu této práce.

Datum

Martin Chlubna

PODĚKOVÁNÍ

Děkuji tímto doc. Ing. Marku Balášovi Ph.D. za cenné připomínky a rady, které mi poskytl při vypracování závěrečné práce. Dále bych rád poděkoval ostatním pracovníkům Energetického ústavu, kteří se na experimentálním měření podíleli.

OBSAH

ÚVOD	11
1 Zplyňování biomasy	12
1.1 Procesy probíhající při zplyňování	13
1.1.1 Sušení	13
1.1.2 Pyrolýza.....	13
1.1.3 Oxidace.....	13
1.1.4 Redukce.....	14
1.2 Zplyňovací zařízení.....	15
1.2.1 Zplyňovací reaktor s pevným ložem	16
1.2.2 Zplyňovací reaktor s fluidním ložem	18
1.2.3 Reaktor s unášivým proudem.....	19
1.3 Vlastnosti paliva (biomasy)	19
1.4 Výsledný plyn	21
1.4.1 Tuhé znečišťující látky (TZL).....	21
1.4.2 Sloučeniny obsahující dusík.....	21
1.4.3 Alkalické sloučeniny	22
1.4.4 Sloučeniny síry	22
1.4.5 Chlor.....	22
1.4.6 Dehet	22
1.5 Účinnost procesu zplyňování.....	24
2 Zplyňovací média.....	25
2.1 Vzduch	25
2.2 Vodní pára.....	26
2.3 Oxid uhličitý	27
2.4 Kyslík.....	28
2.5 Směs kyslíku a vodní páry	28
2.5.1 Studie 1.....	28
2.5.2 Studie 2.....	29
2.5.3 Studie 3.....	30
2.5.4 Studie 4.....	32
2.5.5 Studie 5.....	33
2.5.6 Souhrn získaných znalostí ze studií	35
3 Experiment.....	37
3.1 Palivo	39
3.2 Vlastní návrh provozních parametrů.....	40
3.3 Průběh a metodika měření	42
3.3.1 Off-line analýza.....	44
3.4 Výsledky měření	46

3.4.1	Vliv teploty	48
3.4.2	Vliv množství vodní páry	50
3.4.3	Závislost poměru H ₂ /CO na množství vodní páry a na teplotě	51
3.5	Účinnost.....	52
3.6	Poměr ER	56
3.7	Poměr SBR.....	59
3.8	Shrnutí výsledků.....	60
ZÁVĚR.....		62
SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ		64
SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK		66
SEZNAM OBRÁZKŮ		67
SEZNAM TABULEK.....		68

ÚVOD

V současné době má největší podíl energie využívající fosilní paliva, což je z hlediska ekologie, omezené zásobě fosilních paliv a nařízením Evropské unie nevhodné. Při spalování fosilních paliv se vytváří emise, které negativně ovlivňují životní prostředí, a proto je nutné nahrazovat tyto neobnovitelné zdroje zdroji obnovitelnými. Mezi obnovitelné zdroje patří energie větrná, solární, geotermální a v poslední době oblíbená energie z biomasy. U biomasy lze využít energii jejím spálením nebo zplyňováním převést na výhřevný plyn. Využití vzduchu jako zplyňovacího média není ideální, proto je snaha o nalezení alternativy, která by snížila obsah dusíku, zároveň zvýšila obsah vodíku a výhřevnost. Jako nejlepší varianta se zdá být použití směsi kyslíku a vodní páry.

Začátek této práce je věnován popisu procesu zplyňování, zplyňovacím reaktorům a výslednému plynu. Další část se věnuje zplyňovacím médiím, z nichž nás nejvíce zajímá směs kyslíku a vodní páry, u kterých je třeba najít ideální poměr vzhledem k vlastnostem výsledného plynu.

V následující části je proveden návrh provozních parametrů, přičemž se zvolí vhodné poměry ER a SBR. K tomu se dopočítají příslušné průtoky.

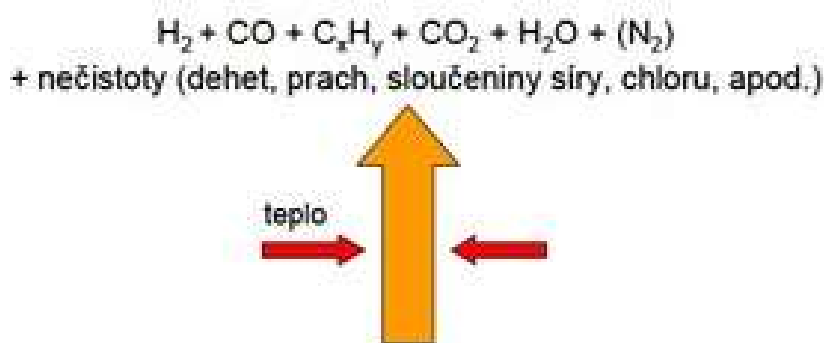
V experimentální části jsou provedeny měření na zařízení Biofluid2, kde jsou nastaveny parametry na základě návrhu měření a je snaha docílit co nejlepších vlastností vyrobeného plynu. Jednotlivé výsledky jsou dále zpracovány a vytvořeny závislosti složek plynu na teplotě a průtoku páry. Nakonec budou tyto výsledky zhodnoceny a bude doporučen vhodný poměr kyslíku a vodní páry.

1 Zplyňování biomasy

Zplyňování je proces přeměny uhlíkatých materiálů na hořlavý nebo syntetický plyn (např. H_2 , CO , CO_2 , CH_4). Zplyňování obecně zahrnuje reakci uhlíku se vzduchem, kyslíkem, vodní párou, oxidem uhličitým nebo směsí těchto plynů při teplotě $700\text{ }^\circ\text{C}$ nebo vyšší za vzniku plynného produktu, který lze použít k zajištění elektrické energie a tepla nebo jako surovina pro syntézu chemikálií, kapalných paliv nebo jiných plynných paliv, jako je vodík. [9]

Jakmile je uhlíkatý pevný nebo kapalný materiál přeměněn na plynný stav, mohou být z plynu odstraněny nežádoucí látky, jako jsou sloučeniny síry a popel. Na rozdíl od spalovacích procesů, které pracují s přebytečným vzduchem, procesy zplyňování fungují za substechiomrických podmínek s regulovaným přívodem kyslíku (obvykle 35 % z množství O_2 teoreticky potřebného pro úplné spalování nebo méně) tak, že jak teplo, tak i nové plynné palivo je vyráběno jako spotřebovaný materiál. [9]

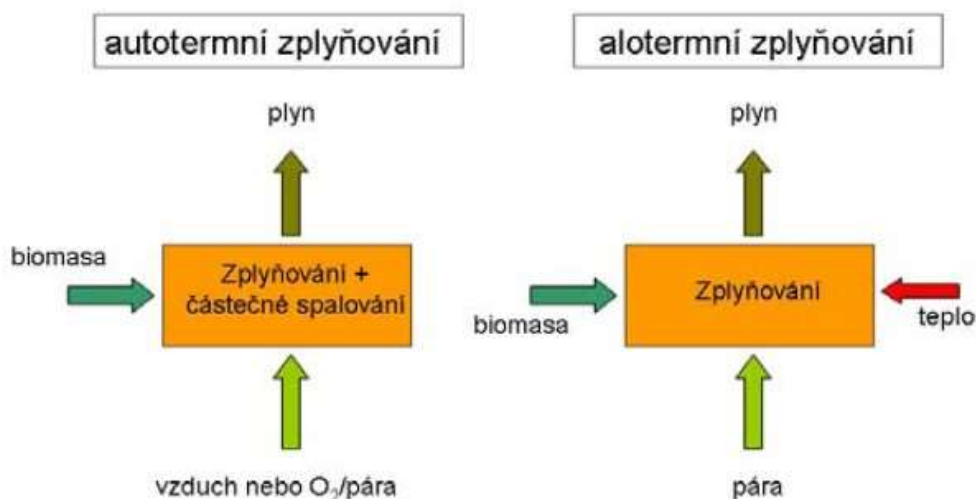
Když se uhlíkatý materiál zahřívá, přímo nebo nepřímo, za podmínek zplyňování, nejprve se pyrolyzuje. Během pyrolýzy se uvolňují lehké těkavé uhlovodíky bohaté na vodík a dehty, fenoly a uhlovodíkové plyny. Při pyrolýze se surovina tepelně rozkládá za vzniku pevného uhlíku a proudu plynného produktu, který má vyšší obsah vodíku než původní uhlíkatý vstupní materiál. Na obr.1 je princip zplyňování. [9]



Obr.1 Princip zplyňování [6]

U **autotermního zplyňování** bývá v reaktoru spáleno přibližně 20–25 hm. % paliva. Je nutné do reaktoru přivádět kyslík, aby docházelo k potřebným reakcím, které pokrývají potřebu tepla pro zplyňování. Používá se vzdušný kyslík, tím se ale naředění produkovaný plyn dusíkem ze vzduchu a klesá obsah výhřevných složek. Při autotermním zplyňování vzduchem se výhřevnost pohybuje v rozmezí 2,5–8,0 MJ/m³. Vyšší výhřevnost lze dosáhnout použitím čistého kyslíku, čímž se ale zvýší investiční a provozní náklady. [6]

Při **alotermním (nepřímém) zplyňování** je nutné zajistit přísun tepla z jiného zdroje, to vyžaduje složitější zařízení s vyššími investičními náklady. Přísun tepla bývá zajištěn předehřevem zplyňovacího média a paliva, otopem stěn reaktoru nebo přenosem tepla inertním materiálem (písek) přímo do reaktoru. Zplyňovacím médiem bývá vodní pára. Při tomto typu zplyňování je produkován plyn o vyšší výhřevnosti až 14 MJ/m³ a se širšími možnostmi využití. [6]



Obr.2 Autotermní a alotermní zplyňování [6]

1.1 Procesy probíhající při zplyňování

Zplyňování využívá termochemických procesů, které se skládají z několika procesů navazujících na sebe. Tyto procesy jsou sušení, pyrolýza, oxidace a redukce. U reaktoru s pevným ložem probíhají tyto fáze postupně a u reaktoru s fluidním ložem současně. [11]

1.1.1 Sušení

Když se palivo zahřívá a jeho teplota se zvyšuje, tak dochází k odpařování vody vázané v palivu. Sušení vyžaduje velké množství tepla pro zajištění optimální vlhkosti paliva 15 %. Uvolněná voda může reagovat v redukčním pásmu u souproudeho reaktoru nebo ve vyrobeném plynu odchází u protiproudeho. [9,11]

1.1.2 Pyrolýza

Pyrolýza je tepelný rozklad paliva bez přístupu oxidačního média, při které vznikají pevné, kapalné a plynné produkty. Za teploty 300-500 °C dochází k suché destilaci, při níž dochází ke štěpení řetězců z vysokomolekulárních organických látek a k přeměně na plynné, kapalné organické produkty a polokoks. Po zvýšení teploty na 500-700 °C jsou štěpeny a transformovány produkty suché destilace na plynné látky (vodík H₂, oxid uhelnatý CO, oxid uhličitý CO₂ a metan CH₄). [11]

1.1.3 Oxidace

Závisí na přítomnosti kyslíku v procesu, který se nachází v oblasti přívodu zplyňovacího média. Zdrojem tepla jsou exotermní reakce spalovaného paliva, toto teplo je potřebné pro endotermickou reakci zplyňovacího procesu. Mezi teplotou 800-1500 °C se na oblasti vstupu média se vytváří oxidační vrstva. Dochází k oxidaci uhlíku a plynných produktů pyrolýzy, které lze popsat následujícími rovnicemi: [11,8]

1. Částečná oxidace pevného uhlíku:



2. Úplná oxidace pevného uhlíku



3. Oxidace oxidu uhelnatého CO



4. Oxidace vodíku H₂



5. Oxidace metanu CH₄

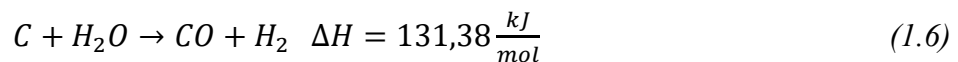


ΔH je reakční teplo, které soustava vydá nebo přijme. Reakční tepla jsou vztažena na standardní podmínky ($t = 0$ [°C] a $p = 101,325$ [kPa]) [3]

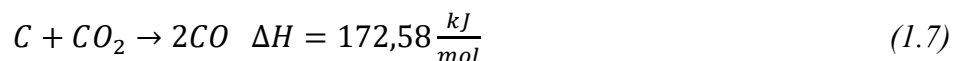
1.1.4 Redukce

Zahrnuje soubor endotermických reakcí podporovaných teplem, které je produkováno spalovacími reakcemi popsány výše. Všechny tyto reakce probíhají bez přítomnosti kyslíku, díky tomu se snižuje teplota vyráběného plynu. Většina uhlíku je spálena nebo zredukována na oxid uhelnatý nebo odchází z reaktoru v popelu ve formě nedopalu. Redukcí se vytváří hořlavé plyny, jako je vodík, oxid uhelnatý a methan. Následují čtyři hlavní zplyňovací reakce: [10,11]

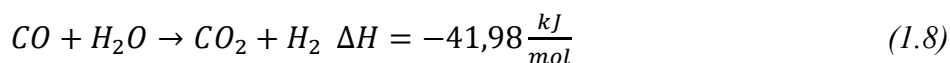
- Heterogenní reakce vzniku vodního plynu (Water-gas reaction): je částečná oxidace uhlíku parou, která by mohla pocházet z řady různých zdrojů, jako je vodní pára spojená s přiváděným vzduchem, pára produkovaná odpařováním vody a pyrolýza pevného paliva. Tato reakce způsobuje zvýšení poměru vodíku a oxidu uhelnatého ve výsledné plynu. Za přítomnosti katalyzátorů jsou optimální podmínky kolem 260 °C. [3,10]



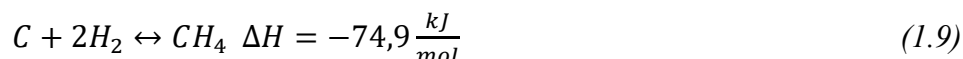
- Boudouardova reakce: Oxid uhličitý přítomný v zplyňovači reaguje s uhlíkem za vzniku CO podle následující endotermické reakce. Tato reakce je pomalejší než předchozí oxidační reakce, probíhají za nepřítomnosti katalyzátoru při vyšších teplotách (700 °C) a při nižších tlacích. Jejich produktem je plyn, popel a dehet. Tyto reakce řídí konečnou přeměnu polokoksu a produkty této reakce převládají ve výsledném složení plynu. [3,10]



- Homogenní reakce vodního plynu: Tato endotermická reakce, známá jako water-gas shift, vede ke zvýšení poměru vodíku k oxidu uhelnatému v plynu a používá se při výrobě syntézního plynu. [10]



- Heterogenní vznik metanu: Tuto reakci lze urychlit katalyzátorem na bázi niklu při 1100 °C a 6 až 8 bar. Tvorba metanu je výhodná zejména tehdy, když mají být produkty zplyňování použity jako surovina pro další chemický proces. [10]



1.2 Zplyňovací zařízení

Při vývoji zplyňovacích technologií byly navrženy, zkonstruovány a testovány reaktory v různých provedeních. V průběhu vývoje byly zlepšovány za účelem zvýšení jejich výkonu, provozního tlaku a pro lepší využití. Zplyňovací reaktory dělíme podle následujících faktorů: [11]

Podle konstrukce reaktoru:

- S pevným ložem – souproudé, protiproudé, s křížovým tokem.
- S fluidním ložem
- S unášivým proudem

Podle zplyňovacího média:

- Parní
- Paro-kyslíková směs
- Kyslíkové
- Vzduchové

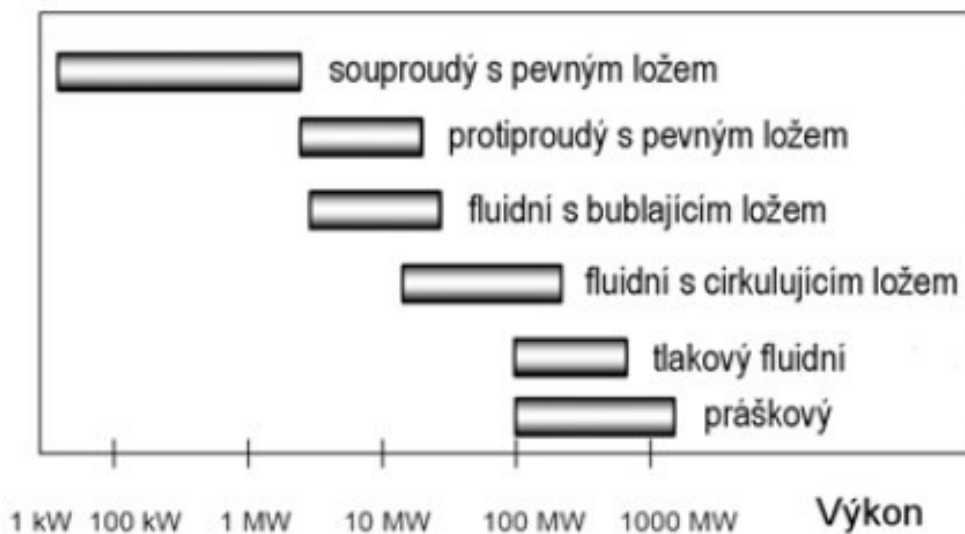
Podle zdroje tepla pro zplyňování:

- Autotermní – teplo je dodáváno spalováním části biomasy
- Alotermní – teplo je dodáváno nepřímým ohřevem
- kyslíkové

Podle tlaku v reaktoru:

- atmosférické
- tlakové

Každý typ generátoru v důsledku rozdílných podmínek, produkuje plyn o rozdílném složení, obsahu znečišťujících látek a teplotě. [6]

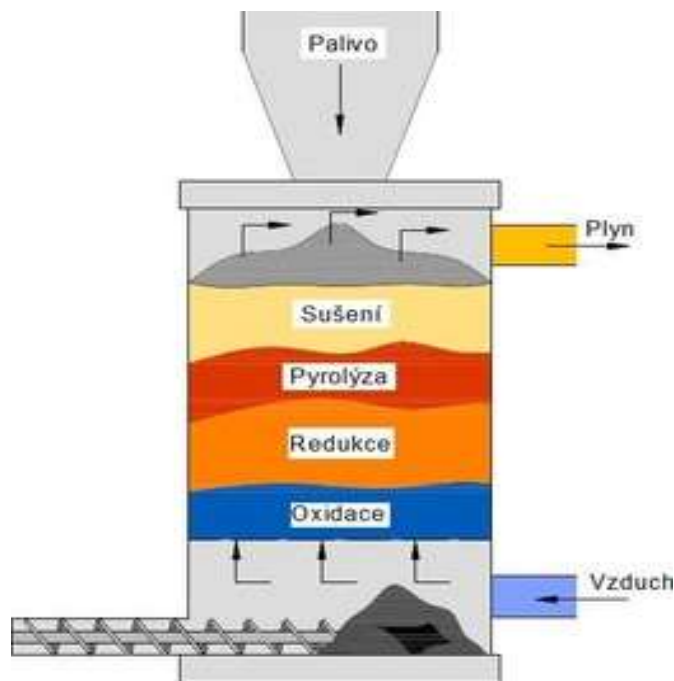


Obr.3 Orientační výkon různých zplyňovacích generátorů [6]

1.2.1 Zplyňovací reaktor s pevným ložem

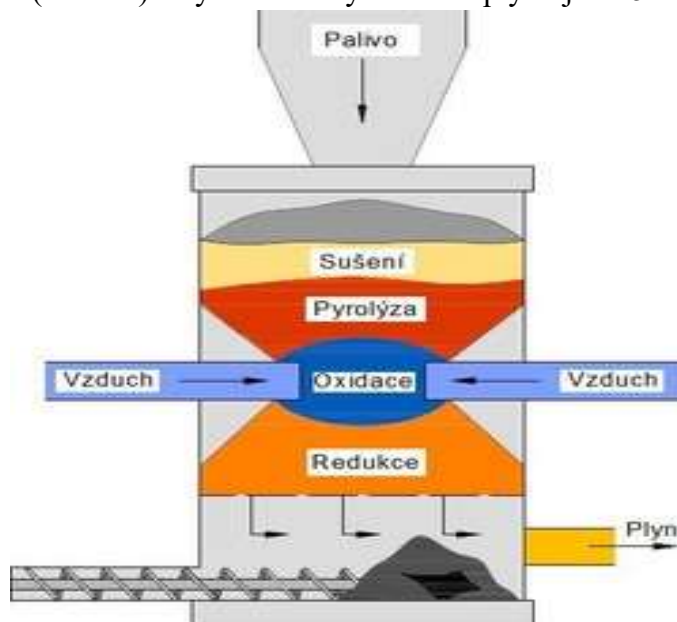
Patří mezi nejrozšířenější typy reaktoru používaný pro zplyňování biomasy. Potřebné teplo pro proces zplyňování je přiváděno autotermně (přímo s palivem) nebo alotermně (nepřímé předání tepla přes výměník). V zplyňovacím reaktoru s pevným ložem zplyňovací médium protéká pevným ložem částic pevného paliva, a tím přichází do styku s pevným ložem. V závislosti na směru toku pevných částic a proudu plynu je můžeme rozdělit na souproudé (downdraft), protiproudé (updraft) a s křížovým proděním (sidedraft). [10,11]

Protiproudý reaktor je technicky nejjednodušší, proto je nejrozšířenější. Palivo v horní části reaktoru se pohybuje směrem dolů, protože dochází ke zplyňování a odvodu popela. Naopak zplyňovací médium (vzduch, pára) je přiváděno v dolní části reaktoru viz Obr.4. Výsledný plyn proudí v protisměru přívodu paliva, prochází zplyňovacími pásmy redukčním, pyrolýzním a sušícím. Předává své teplo ve všech pásmech a tím se ochladí pod 250 °C a následně pohltí pyrolýzní produkty a vodní páru. Výhodou tohoto reaktoru je možnost použití různých typů paliv i s vyšším obsahem vlhkosti a nevýhodou je vysoký obsah dehtových látek v plynu. Vzniklý plyn má výhřevnost 6 MJ/m³. [10,11]



Obr.4 Schéma protiproudého reaktoru [11]

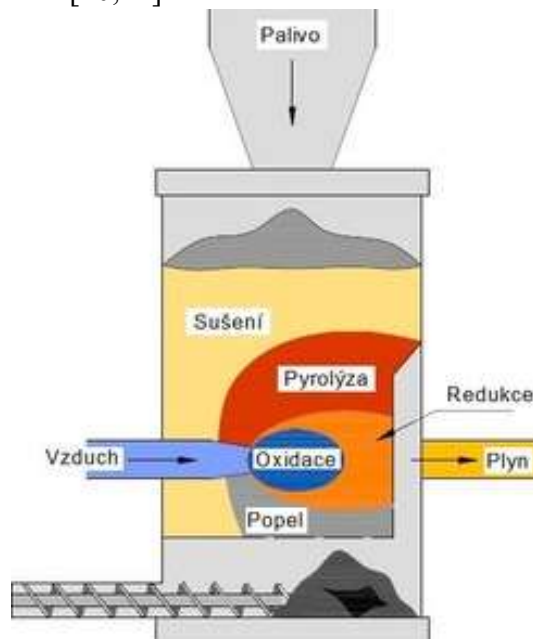
Souproudý reaktor je oblíbený zvláště u zplyňování biomasy, většinou pro malé výkony (<1,5 MW). Většinou využívá dopravu paliva do horní části reaktoru a ve stejném směru je přívod zplyňovacího média shora nebo z boku. Výsledný plyn proudí ve směru paliva a má teplotu 800 °C. Procesní zóny jsou stejné jako u protiproudého ale v jiném pořadí viz Obr.5. Nevýhodou tohoto reaktoru je vysoká teplota výsledného plynu, kvůli tomu že prochází přes redukční pásmo, a také vyšší obsah prachových částic v palivu. Tento typ reaktoru je citlivý na velikost vstupního paliva (zrnitost) a výhřevnost výsledného plynu je až 5 MJ/m³. [10,11]



Obr.5 Schéma souproudého reaktoru [11]

Reaktor s křížovým tokem byl navržen pro zplyňování dřevěného uhlí. Reaktor pracuje v malém rozsahu pracovního výkonu, zplyňovací proces pracuje s vysokými teplotami (až 1500 °C) a tato teplota způsobuje problémy s odolností konstrukčního materiálu reaktoru.

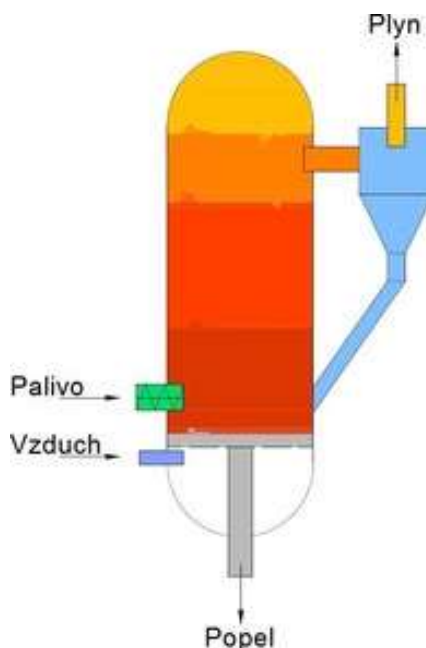
Doprava paliva je v horní části a posouvá se dolů jako u ostatních typů. Zplyňovací médium se přivádí z boku ve stejném směru je i výsledný plyn. Plyn vyrobený tímto způsobem se jednoduše čistí, k tomu postačuje cyklon a filtr. Nevýhodou je nízký rozklad dehtu a velké nároky na kvalitu dřevěného uhlí. [10,11]



Obr.6 Schéma reaktoru s křížovým tokem [11]

1.2.2 Zplyňovací reaktor s fluidním ložem

Původně byl vyvinut firmou Winkler v roce 1926 pro zplyňování uhlí, ale později se začal využívat pro zplyňování biomasy. U reaktoru s fluidním ložem se palivo zplyňuje ve vznosu. Palivo leží před začátkem zplyňování na porézním dně s inertním materiálem (keramika, písek, popel) a zplyňovací médium (kyslík, vzduch, pára) je přiváděno zesponu kvůli překonání tíhové síly působící na materiál. Poté začne palivo s inertním materiálem vířit a získá vlastnosti tekutiny. Na rozdíl od reaktoru s pevným ložem zde probíhají všechny zplyňovací procesy současně v celém reaktoru. Uhlí se využívá pro nahřátí inertního materiálu a poté se začne přivádět biomasa pro zplyňování. Při tomto typu zplyňování se spálí přibližně 25 % biomasy a zbytek se zplyní. Teplota fluidní vrstvy je v rozmezí 700-900 °C. Výsledný plyn má teplotu 800-1000 °C odchází směrem vzhůru. [10,11]



Obr.7 Schéma fluidního reaktoru [11]

Mezi hlavní výhody reaktoru s fluidním ložem patří možnost využití více druhů paliva, relativně nízká provozní teplota, rovnoměrné rozložení teplotního profilu a kompaktní konstrukce. Dále má dobrou distribuci tepla, snadný náběh a zastavení a dobrý kontakt mezi plynem a palivem. Nevýhodou je vysoká teplota vyrobeného plynu s obsahem alkalických kovů ve formě páry, vysoký obsah dehtu a prachu ve vyrobeném plynu a nevyhořelý uhlík. Mezi další nevýhody patří nutná vysoká rychlost fluidizujícího média, spotřeba energie pro kompresi plynu a složitější provoz v důsledku kontroly přívodu média a paliva. [11,3]

Reaktor se stacionární fluidní vrstvou se využívá pro své dobré vlastnosti. Stacionární vrstva má viditelné rozhraní mezi ní a prostorem nad vrstvou (viditelná hladina fluidní vrstvy). Obsah dehtu v plynu se pohybuje mezi 1-2 %.[11]

U **reaktoru s cirkulující fluidní vrstvou** není zřetelná hladina vrstvy, je pouze ohraničená stropem reaktoru. Ve svislém směru má vrstva rozdílnou hustotu, takže u dna reaktoru je nejvyšší a u stropu nejnižší. V cyklonu jsou zachycovány unášené částice a navráceny zpět do spodní části fluidní vrstvy. Díky cirkulující vrstvě má vyšší využití paliva a množství zreagovaného uhlíku je větší než u stacionární fluidní vrstvy. [11]

1.2.3 Reaktor s unášivým proudem

Tento typ reaktoru používá jemně rozemleté palivo, které zplyňovacím medium fouká vysokou rychlostí do reaktoru. Zplyňuje se při teplotách 1200–2000 °C a při tlaku kolem 35 bar. Za takto vysokých teplot se popel taví a ve formě strusky odtéká z reaktoru. Obvykle se tento typ reaktoru používá pro velké výkony (>100MW) a u zplyňování fosilních paliv, jeho použití u biomasy je velmi omezené, protože vyžaduje jemné palivo kolem 80-100 μm. Výhodou tohoto typu zplyňování je velmi nízký obsah dehtů ve výsledného plynu. [10,11]

1.3 Vlastnosti paliva (biomasy)

U biomasy jako paliva jsou nejdůležitější tyto vlastnosti: [1,7]

- Hrubý rozbor paliva
- Prvkové a biochemické složení
- Výhřevnost a spalné teplo

Pomocí hrubého rozboru zjistíme poměr mezi hořlavinou, vodou a popelovinou.

[1]

$$h + A^r + W^r = 100 \% \quad (1.10)$$

Voda se nachází ve většině tuhých paliv a je nežádoucí, její obsah je velmi proměnlivý. Pro lepší kvalitu zplyňování je preferovaná suchá biomasa, sušení může být přírodní nebo umělé. Přírodní trvá příliš dlouho proto je efektivnější umělé, které je ovšem nákladnější. [1,7]

Biomasa obsahuje ve větším množství uhlík a kyslík, v menší míře vodík a dusík viz Tab.1. Také u vybraných druhů biomasy může obsahovat síru. Jsou zde i další prvky tvořící popelovinu (v malém množství). Jedná se o vápník, draslík, olovo, křemík, železo, měď, mangan, bór atd. Tyto látky mají nepřímý vliv na zplyňovací proces, tvorbu nánosů a vznik škodlivých látek. Obsah prchavé hořlaviny u biomasy bývá v rozmezí 70-80 %. [8]

Spalné teplo Q_s je teplo uvolněné dokonalým spálením 1 kg paliva při ochlazení spalin na 20 °C, přičemž voda ve spalinách je v kapalně fázi. Určuje se laboratorně v kalorimetrech (dle ČSN ISO 1928). [1]

Výhřevnost Q_i^r je teplo uvolněné dokonalým spálením 1 kg paliva při ochlazení spalin na 20 °C, přičemž voda ve spalinách zůstane v plynné fázi. Je vyjádřena vztahem: [1]

$$Q_i^r = Q_s - r \cdot (W^r + 8,94 \cdot H_2) \quad (1.11)$$

Tab.1 Základní chemické složení biomasy [3]

Prvek	symbol	Podíl [% hm.]
Uhlík	C	44-51
Vodík	H	5,5 – 6,7
Kyslík	O	41-50
Dusík	N	0,12 – 0,2
Síra	S	0,0 – 0,2

1.4 Výsledný plyn

Produktem zplyňovacího procesu je výhřevný plyn. Tento plyn obsahuje výhřevné složky (H_2 , CO , CH_4 a další minoritní sloučeniny), doprovodné složky (CO_2 , H_2O , N_2) a znečišťující složky (prach, dehet, sloučeniny chlóru, síry, alkálie a další). [2]

Při fluidizaci vzduchem má plyn kvůli naředění dusíkem poměrně nízkou výhřevnost (4-7 MJ/m^3). Naproti tomu při zplyňování směsí vzduchu a kyslíku, případně vodní páry získáme středně výhřevný plyn (10-15 MJ/m^3). [3]

Výsledný plyn má široké uplatnění, protože ho lze využívat jako náhradu zemního plynu nebo pro výrobu elektrické energie a tepla v kogeneračních jednotkách s turbínami nebo pístovými motory. Problémem je kvalita a čistota produkovaného plynu, která brání většímu rozšíření této technologie zplyňování. Nečistoty ve vyrobeném plynu způsobují postupné zanášení potrubí a armatur, zalepování pracovních a teplosměnných ploch v následných zařízeních. Vyrobený plyn je nutné vždy čistit, jelikož neexistuje zplyňovací generátor, který by byl schopen vyrobit čistý plyn pro přímé využití ve spalovacích motorech nebo turbínách. Pro čištění plynu se využívají cyklony, filtry, pračky a elektrostatické odlučovače. Jednotlivé druhy kontaminantů můžeme rozdělit do těchto kategorií: [4,10]

- Tuhé znečišťující látky (TZL)
- Dehet
- Sloučeniny obsahující dusík
- Alkalické sloučeniny
- Sloučeniny síry
- Sloučeniny halogenů (chloru, fluoru)

1.4.1 Tuhé znečišťující látky (TZL)

Tuhé znečišťující látky vystupují z reaktoru s plynem a jsou definovány jako tuhá fáze zahrnující saze, nespálený uhlík (polokoks), anorganické látky (popel), nespálený zbytek organické části paliva a případně materiál fluidního lože. Problém výskytu pevných částic v plynu můžeme vidět u větších generátorů s fluidním ložem, kvůli silnému turbulentnímu proudění v reaktoru je úlet mnohem větší. Anorganické složky paliva jsou hlavním zdrojem tuhé fáze v plynu, které odchází z reaktoru formou popela nebo jako úlet. Dřevní hmota většinou obsahuje 1-2 % anorganických látek, stébelniny kolem 10 %. Nečistoty obsažené v palivu (zemina, kamení, písek atd.) jsou dalším zdrojem TZL. Po dosažení prahových hodnot jsou částice unášeny proudem plynu mimo reaktor, kde se mohou za vhodných podmínek usazovat. V kombinaci s kondenzujícím dehtem tvoří lepivé nánosy, které jsou těžko odstranitelné. Tuhé kontaminanty můžeme odstranit pomocí cyklonů, pračky plynu, elektrostatických odlučovačů, bariérových filtrů, textilních filtrů, náplňových filtrů atd. [4,5]

1.4.2 Sloučeniny obsahující dusík

Ve výsledném plynu se dusík nevyskytuje pouze ve formě molekuly N_2 , ale také ve sloučeninách (čpavek NH_3 a v malé míře kyanovodík HCN). Čpavek se tvoří především z proteinu a dalších dusíkatých sloučenin v biomase. Zdrojem vysoké produkce čpavku jsou paliva obsahující vysoký podíl proteinů (např. živočišné odpady) a vysoká produkce je též při pyrolýze vlivem silně redukčního prostředí. Sloučeniny dusíkatých látek jsou nežádoucí při použití plynu v hořácích nebo spalovacích motorech. Důvodem je tvorba oxidů dusíku NO_x , protože všechna spalovací zařízení musí splňovat emisní limity dle příslušných zákonů a vyhlášek, a proto je nutné tyto látky z plynu před zpracováním odstranit. K odstranění sloučenin

dusíku lze požit katalytické metody pro redukci NO_x nebo před spalováním s použitím katalyzátoru pro rozklad NH_3 . Mokrou vypírku lze použít při nízkých teplotách plynu, kde však kvůli své rozpustnosti ve vodě může způsobovat provozní potíže. [4,5,8]

1.4.3 Alkalické sloučeniny

Vstupní suroviny pro biomasu mohou obsahovat významné množství alkalických solí, zejména draslíku. Vysoký obsah alkálií v některých surovinách na biomasu může způsobit problémy s čištěním plynu. Eutektické sodné a draselné soli (Na_2O , K_2O , KOH , KCl) v popílkovém materiálu se mohou odpařovat při mírných teplotách kolem $700\text{ }^\circ\text{C}$. Na rozdíl od pevných částic, které lze separovat fyzikálními prostředky (tkaninové filtry), mají odpařené alkalické sloučeniny tendenci zůstat v plynném produktu při vysoké teplotě. Z tohoto důvodu nelze alkalické páry snadno odstranit z proudu horkého plynu pomocí jednoduchých technologií mechanického čištění. Kondenzace odpařené alkálie většinou začíná asi při $650\text{ }^\circ\text{C}$, s následným ukládáním na chladnějších površích v systému (výměníky tepla, lopatky turbíny atd.). Alkalické soli zde způsobují problémy s korozí použitých konstrukčních materiálu. Vysokoteplotní koroze vzniká vlivem přítomnosti vanadu v ocelích, který působí jako katalyzátor korozní reakce. Odstranění alkalických solí bývá řešeno ochlazením plynu a odloučením jemných částic, na kterých při teplotách pod $600\text{ }^\circ\text{C}$ kondenzují. Mezi vysoce účinné metody patří elektrostatické, rukávové filtry a mokré pračky. [4,8,9]

1.4.4 Sloučeniny síry

Síra se nachází ve většině biopaliv, ale pouze v malých koncentracích. U dřevin je její obsah pod hranicí $0,1\text{ hm. \%}$, u stébelnatých biopaliv až $0,4\text{ hm. \%}$. Při zplyňování se uvolňuje síra ve formě sulfátu H_2S nebo oxidu SO_x , její množství závisí hlavně na provozních podmínkách zplyňování. Ve většině případů využití biomasy pro kombinovanou výrobu elektrické energie a tepla není potřeba sloučeniny síry odstraňovat. I nízká hladina síry může představovat problém pro syntézní plynové systémy používající různé typy katalyzátorů (kovové katalyzátory na bázi niklu, které se využívají pro odstranění dehtů), síra musí být tedy odstraněna před kontaktem s katalyzátorem. [4,5,9]

1.4.5 Chlor

V biomase se chlor objevuje pouze v malých koncentracích a při zplyňování reaguje ve většině případů s vodíkem nebo uhlíkem. Ve výsledném plynu se vyskytuje ve formě chlorovodíku HCl a perzistentních organických látek (PCDD, PCDF). Ve formě HCl je příčinou koroze kovových konstrukčních materiálů a omezení reaktivity většiny katalyzátorů, je možné ho odstranit mokrou vypírkou a bariérovými filtry. [4,8]

1.4.6 Dehet

Dehet vzniká během pyrolýzy paliva, která je součástí zplyňovacího procesu. Zplyňování je technologie známá delší dobu a bylo vyvinuto mnoho typů reaktorů, přesto ani jeden není schopný produkovat plyn bez dehtů. Obecně platí že s rostoucí teplotou zplyňování klesá množství dehtu ve výsledném plynu, avšak obsahuje hůře odstranitelné složky. Při vzniku této nežádoucí látky záleží na druhu a typu používaného paliva, na umístění pyrolytické zóny a na řízení procesu zplyňování. Máme tři druhy dehtů primární (kyseliny, aldehydy, alkoholy, furany, apod.), sekundární (převážně stabilnější fenoly a olefiny) a terciální (alkylaromáty a PAH) [4,12]

- **Tvorba dehtu**

Když zahříváme biomasu dojde k rozpadu jejích molekulárních vazeb, nejmenší molekuly jsou ve formě těkavých plynů a ty větší (celulóza, hemicelulóza, lignit) se nazývají primární dehty. Primární dehty jsou úlomky původního materiálu, mohou se také dalšími reakcemi při stejné teplotě stát sekundárními dehty a terciálními dehty při vyšších teplotách. Dráha tvorby dehtu může být popsána následovně. [10,12]



Obr.8 Formování dehtu [12]

- **Možnosti odstranění dehtu**

Dehet lze z plynného produktu odstranit chemickými a fyzikálními metodami. Chemické metody odstranění dehtu spočívají v jeho přeměně na molekuly menší. Fyzikální metody odstraňují dehet z proudu dehtového odpadu. K dispozici je mnoho zařízení pro přeměnu a odstraňování dehtu. Katalytické krakování dehtu je výhodnější než jiné formy čištění, protože udržuje topnou hodnotu dehtu jeho přeměnou na jiné plyny. Používají se kalcinované dolomitové a niklové katalyzátory za zplyňovačem pro katalytické krakování dehtu. Velmi zajímavé je použití materiálů z lože jako katalyzátorů redukce dehtu. Mezi řadou materiálů lože používaných v parním zplyňovači na biomasu byl týmem pana Pfeifera shledán olivín jako nejúčinnější pro snížení dehtu. Jiná skupina pana Rosse zkoumala použití aktivované hlíny, oksyleného bentonitu, surového bentonitu a hliněných cihel. Zatímco aktivovaná hlína zachytila největší množství dehtu, hliněná cihla zachytila více než dvojnásobek toho, co zachytil písek nebo suroví bentonit v parním zplyňovači na biomasu. Zplyňování biomasy pomocí katalyzátorů na bázi hlíny vykazuje dobrý potenciál pro použití ve zplyňovačích s fluidním ložem. [10,12]

Tab.2 Metody odstraňování dehtu [12]

Chemické metody	Fyzikální metody
<ul style="list-style-type: none"> • Katalytické krakování • Termální krakování • Plazmové reaktory (Pyroarc, Corona, Glidarc) • Katalytické ložní materiály 	<ul style="list-style-type: none"> • Cyklon • Filtry (přepážka, tkanina, keramika) • Elektrostatické odlučovače • pračky

1.5 Účinnost procesu zplyňování

Výkon zplyňovače se často vyjadřuje vzhledem k jeho účinnosti, kterou lze definovat dvěma různými způsoby (účinnost studeného plynu a účinnost horkého plynu). [10]

Účinnost studeného plynu (η_{CGE}) je definována jako poměr chemické energie plynu na výstupu z reaktoru (CHV_{gas}) k energii paliva na vstupu do reaktoru (CHV_{fuel}). Vyjadřuje množství chemické energie, které se nachází ve vyrobeném plynu. [13]

$$\eta_{CGE} = \frac{CHV_{gas}}{CHV_{fuel}} \cdot 100 \% = \frac{\dot{V}_{pl} \cdot Q_{pl}^r}{\dot{m}_{pal} \cdot Q_{pal}^r} \cdot 100 \% \quad (1.12)$$

Účinnost horkého plynu (η_{HGE}) je definována jako poměr celkové energie plynu na výstupu (HV_{gas}) k celkové energii paliva na vstupu do reaktoru (HV_{fuel}) a vyjadřuje množství celkové energie ve vyrobeném plynu. [13]

$$\eta_{HGE} = \frac{HV_{gas}}{HV_{fuel}} \cdot 100 \% = \frac{\dot{V}_{pl} \cdot Q_{pl}^r + \dot{V}_{pl} \cdot h_{pl}}{\dot{m}_{pal} \cdot Q_{pal}^r + \sum h_x \cdot \dot{V}_x} \cdot 100 \% \quad (1.13)$$

Výtěžek plynu je poměr objemového toku plynu k hmotnostnímu toku paliva [7]

$$Y = \frac{\dot{V}_{pl}}{\dot{m}_{pal}} \left[\frac{m^3}{kg} \right] \quad (1.14)$$

\dot{V}_{pl} - objemový tok plynu [m^3/h]

Q_{pl}^r - výhřevnost plynu [MJ/m^3]

\dot{m}_{pal} - hmotnostní tok paliva [kg/h]

Q_{pal}^r - výhřevnost paliva [MJ/m^3]

h_{pl} - entalpie plynu [J/kg]

h_x - entalpie jednotlivých složek vstupujícího média [J/kg]

\dot{V}_x - objemový tok jednotlivých složek vstupujícího média [m^3/h]

2 Zplyňovací média

Mezi zplyňovací média patří vzduch, kyslík (O₂), vodní pára, oxid uhličitý (CO₂) nebo jejich kombinace. Pro tuto práci jsou zajímavé především kyslík a vodní pára. [16]

Tab.3 složení plynu při zplyňování biomasy při použití různých médií [6]

	Zplyňování vzduchem (autotermní)	Zplyňování parokyslíkovou směsí (autotermní)	Zplyňování párou (alotermní)
Výhřevnost [MJ/m ³]	4-6	12-15	12-14
H ₂ [%]	11-16	25-30	35-40
CO [%]	13-18	30-35	25-30
CO ₂ [%]	12-16	23-28	20-25
CH ₄ [%]	3-6	8-10	9-11
N ₂ [%]	45-60	<1	<1

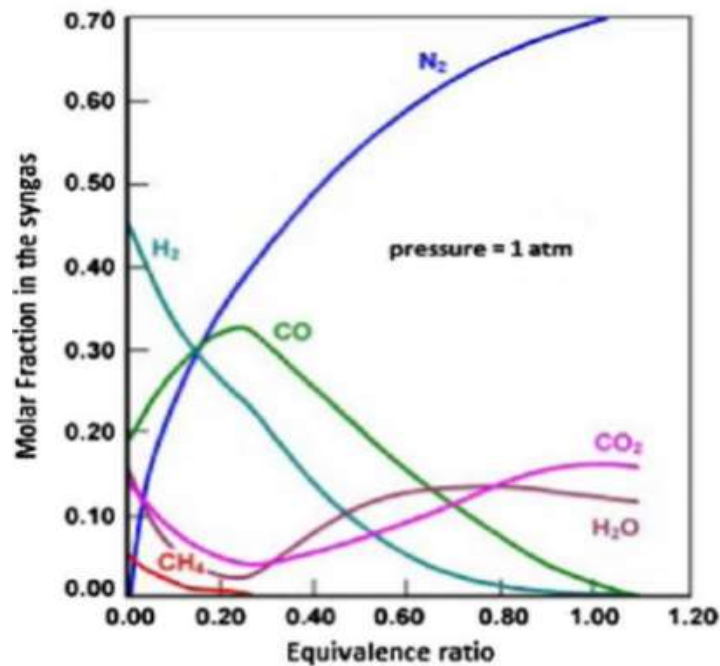
2.1 Vzduch

Při použití vzduchu jako zplyňovacího média má výsledný plyn malou výhřevnost, malé množství vodíku, a naopak velké množství dusíku (50-60 %). Nejedná se o složitý způsob, ale vyrobený plyn je vhodný především pro kotle a motory a není vhodný pro aplikaci vyžadující dopravu potrubím. Zplyňování vzduchem má ekonomické a provozní výhody oproti kyslíku a vodní páře. Tato technologie produkuje plyn s nízkou výhřevností 3,5-6 MJ/Nm³ a obsah vodíku je 8-11 %. Při zplyňování vzduchem je nejlepším konečným využitím vyrobeného plynu výroba elektřiny. [14,15,16]

U zplyňování vzduchem zavádíme tzv. zplyňovací poměr ER, který se definuje jako poměr reálně dodávaného okysličovačla ke stechiometrickému množství. [15]

$$ER = \frac{V_{vzd}^{real}}{V_{vzd}^{stechiom}} \quad [-] \quad (2.1)$$

Když se hodnota zplyňovacího poměru ER blíží nule jedná se o pyrolýzu, ale když je ER větší, než jedna tak se jedná o spalování. U zplyňování se teoretická hodnota zplyňovacího poměru pohybuje 0,2 až 0.4 v závislosti na použitém reaktoru. [14,15]



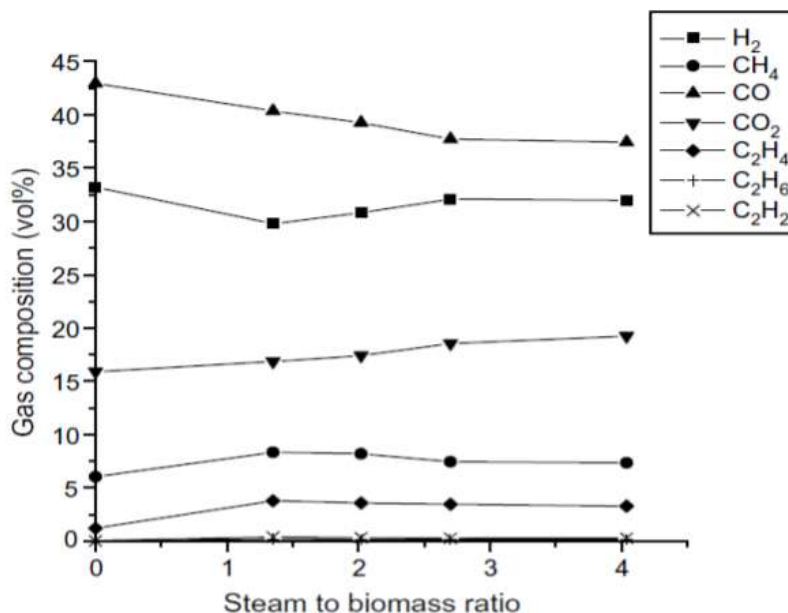
Obr.9 Závislost jednotlivých složek výsledného plynu na zplyňovacím poměru [14]

2.2 Vodní pára

Při zplyňování vodní párou má výsledný plyn zanedbatelný obsah dusíku a díky tomu i větší výhřevnost. Jedná se o vysoce endotermní proces. Potřebnou energii pro termický rozklad dodáváme částečnou oxidací paliva nebo z externího zdroje. Zavádí se tzv. ukazatel poměru páry a paliva (SBR) kvůli posouzení vlivu množství vodní páry na proces zplyňování a jeho výstupy. Tento poměr je množství vodní páry dodané do zplyňovacího procesu ve formě vlhkosti vzduchu, vlhkosti paliva a přehřáté páry v poměru k hořlavině v palivu. [15,18]

$$SBR = \frac{m_{vzd} \cdot W_{vzd} + m_{H_2O} + m_{pal} \cdot W^r \text{ [kg/h]}}{m_{pal} \cdot (1 - W^r - A^r) \text{ [kg/h]}} \quad (2.2)$$

Při použití vodní páry jako zplyňovacího média způsobí zvýšení parciálního tlaku uvnitř zplyňovací komory zlepšení reakce vodního plynu a reakce methanu, což vede ke zvýšení produkce vodíku. Vyžaduje ovšem vysoké teploty 750-800 °C [17]



Obr.10 Vliv poměru SBR na složení výsledného plynu [19]

Na obr.10 je vidět, že v rozmezí poměru SBR od 0 do 1,35 se koncentrace CO snížila a obsah CH₄, CO₂ a C₂H₄ se zvýšily z důvodu zavádění páry. V rozmezí poměru SBR od 1,35 do 2,70 se obsah CO, CH₄ a C₂H₄ postupně snižuje, zatímco koncentrace CO₂ a H₂ se zvyšuje, to můžeme vysvětlit tím, že došlo k více reakcím parního reformingu. [19]

2.3 Oxid uhličitý

Zplyňovací médium se většinou skládá z kyslíku a moderátoru, kterým je obvykle vodní pára. Odpadní CO₂ lze použít místo nebo společně s vodní párou k procesu zplyňování biomasy ve fluidním loži. Takové použití CO₂ podstatně zvýší účinnost přeměny uhlíku a energie, a naopak snížilo množství dehtů ve vyrobeném plynu. [20]

Bylo zjištěno, že se zvyšujícím se poměrem CO₂ k biomase se molární podíl CO v produkčních plynech zvyšoval, zatímco podíl H₂ a CO₂ se naopak snižují. Když CO₂ v zplyňovacím médiu bylo 60 hm.%, dosáhly frakce CO a CH₄ v produkčním plynu maxima a s tím se zvýšila i výhřevnost. To nabízí slibný způsob, jak integrovat zplyňování obnovitelné biomasy se zachytáváním CO₂ a může být užitečná při navrhování a provozu zplyňovače biomasy. [21]

Vědci se domnívají, že použití oxidu uhličitého při přeměně biomasy v celosvětovém měřítku má potenciál zpracovat desítky až stovky megatun oxidu uhličitého ročně. Podle jejich výpočtů má použití oxidu uhličitého při zplyňování paliva na biomasu snížit emise více než prosté použití biopaliv. Například začlenění oxidu uhličitého do nízkoteplotního zplyňování plážové trávy v celosvětovém měřítku by mohlo vytvořit prospěšné využití pro 437 milionů metrických tun oxidu uhličitého, což je roční produkce CO₂ asi 308 milionů typických vozidel. [22]

2.4 Kyslík

Využívá se buď samostatně nebo pro obohacení vzduchu. Využití čistého kyslíku provází rizika a náklady spojené s jeho produkcí a využíváním při tomto typu zplyňování. Výsledný plyn má nízký obsah dusíku a výhřevnost kolem 10 MJ/m³. Kyslík se nejčastěji používá při tlakovém zplyňování a v atmosférickém zplyňování se používá se vzduchem nebo vodní párou. Vyrobený plyn má nízký obsah dehtu a proces zplyňování probíhá při vysokých teplotách. [8,15]

Zplyňovací poměr GR je ukazatel množství použitého paliva při zplyňování směsi kyslíku a vodní páry. Vyjadřuje poměr součtů hmotností vodní páry a kyslíku k hmotnosti zplyňované biomasy. [23]

$$GR = \frac{m_{H_2O} + m_{O_2} \left[\frac{kg}{h} \right]}{m_{pal} \cdot (1 - W^r - A^r) \left[\frac{kg}{h} \right]} \quad (2.3)$$

2.5 Směs kyslíku a vodní páry

Zplyňování ve fluidním loži s paro-kyslíkovým médiem je slibný vysokoteplotní atmosférický proces pro přeměnu pevných paliv na plynný produkt, který neobsahuje dusík, a navíc je bohatý na vodík a oxid uhelnatý, a lze jej tedy použít pro syntézu paliv (např. Syntetický zemní plyn). Kyslík ve směsi hraje významnou roli a poskytuje teplo spalováním paliv pro endotermní reakce spojené s párou. Vodní pára se ukázala jako nejúčinnější látka pro výrobu H₂. [25,27]

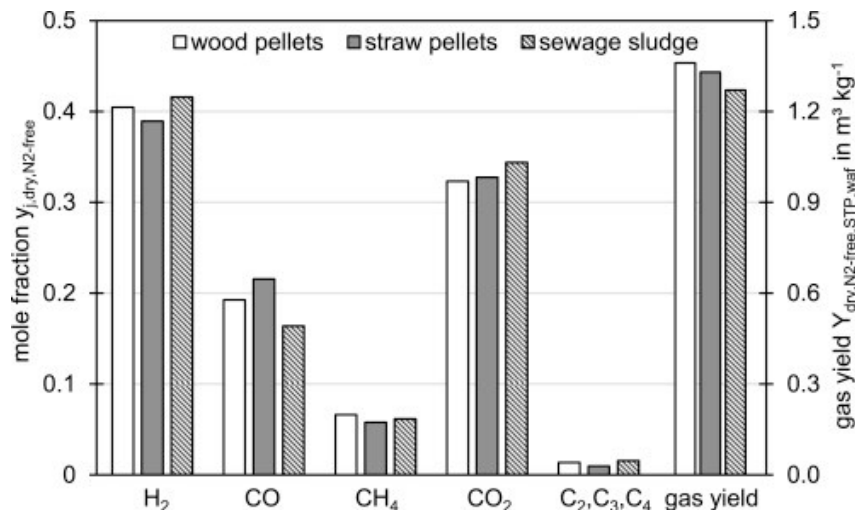
2.5.1 Studie 1

Při experimentu M.Schmida a kol. zplyňovali ve fluidním loži s příkonem 25kW se směsí kyslíku a vodní páry, zkoumali celkem tři vzorky (vysušený kal, dřevěné pelety a slámy). Všechny paliva poskytla srovnatelné složení a produkci plynu. Tento plyn obsahuje 40 % H₂, 20 % CO a gravimetrická koncentrace dehtu v produkovaných plynech kolísala u experimentů s inertním křemičitým pískem nebo popelem mezi 15 a 18 g/m³, ale může být snížena přidáním kalcinovaného vápence pod 6 g/m³. Teplo potřebné pro endotermický proces zajistíme částečnou oxidací paliv. Kyslík je účinné reakční činidlo pro zvyšování výtěžku plynu, konverze uhlí a reformování dehtu. Produkce kyslíku vyžaduje energii a investice, může být dodáván oddělením od vzduchu s energetickou náročností 720 kJ/kg, což je přibližně 1 % GCV přívodu paliva při ER= 0,25, dále může být kyslík vytvořen jako vedlejší produkt elektrolýzy vody. Ve srovnání se zplyňováním kyslíkem a vodní párou na rozdíl od vzduchu dodává produktový plyn neobsahující dusík, a tedy vyšší kvalitu, jak je požadováno pro syntézu ve směru proudění. Zplyňovač pracuje při vysokých teplotách 850 °C, protože fluidní lože poskytuje velmi dobrou výměnu materiálu a tepla. [25]

Hlavními provozními parametry procesu zplyňování s parou a kyslíkem jsou teplota zplyňování, poměr páry k uhlíku a ER. V tomto experimentu byli nastaveny tyto parametry: [25]

- teplota zplyňování $t = 850 \text{ }^\circ\text{C}$
- molární poměr páry k uhlíku $S/C = 1$
- $ER = 0,25$
- rychlost fluidizace $u = 0,4 \text{ m/s}$

- hmotnostní hodinová prostorová rychlost $WHSV = m_{\text{pal}}/m_{\text{lože}} = 0,5 \text{ h}^{-1}$
- hmotnostní průtok paliva $m_{\text{pal}} = 4 \text{ kg/h}$ pro dřevěné a slaměné pelety
- hmotnostní průtok paliva $m_{\text{pal}} = 7 \text{ kg/h}$ pro splaškové kaly



Obr. 11 Složení plynu a výtěžek [25]

2.5.2 Studie 2

D. Barisano a kol. zkoumali v pilotním zařízení s vnitřním cirkulačním probublávajícím fluidním ložem o výkonu 1000kW a s použitím mandlové skořápky jako paliva. Byly provedeny testy za atmosférického tlaku s použitím tří definovaných médií obohacený vzduch (35 % O₂ a 50 % O₂) a směs kyslíku a vodní páry. U všech médií byla provozní teplota 820-880 ° C. Složení suchého plynu bylo měřeno vzorkováním a čištěním plynného produktu v průběhu řady kroků tvořených vodním kondenzátorem, kondenzačním separátorem a nakonec sušení silikagelem. [26]

Tab.4 provozní podmínky zplyňování mandlové skořápky [26]

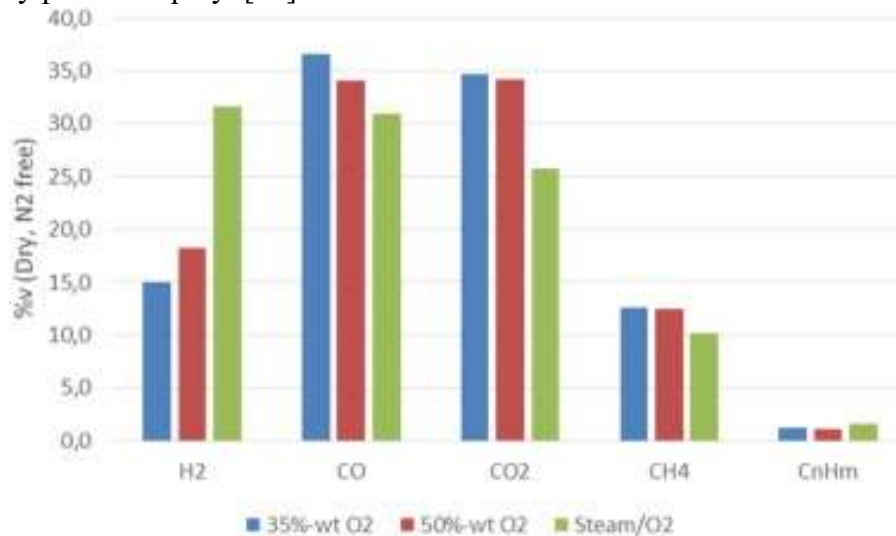
Test	35 %hm. O ₂	50 % hm. O ₂	Pára / O ₂
Rychlost podávání biomasy (kg/h)	130	130	125
Rychlost přivádění páry (kg / h)	-	-	55
Rychlost podávání O ₂ (kg / h)	42	44	39
O ₂ obohacení (%)	36	48	100
Pára / biomasa	-	-	0,4
ER	0,22	0,23	0,21
t (°C)	850–880	850–870	820–830
Tlak (bar)	1,0–1,1	1,0–1,1	1,0–1,1

Tab.5 Souhrn výsledků zkoušek zplyňování. [26]

Test	35 % hm.O ₂	50 %, hm.O ₂	Pára / O ₂
Výtěžek plynu (m ³ / kg)	1,46	1.31	1,04
Trvání testu (min)	230	280	310
Komponenty plynu	(%)		

CO	18-23	20-25	28-32
H ₂	7-9	11-13	30-33
CH ₄	6-7	6-9	9-11
CO ₂	17-24	19-25	22-27
Lehké uhlovodíky	<1	<1	1-2
N ₂	41-45	30-37	2-5
O ₂	<1	<0,5	<1
LHV (MJ/m ³)	5,9-6,7	6.3-8.4	10,9-11,7

Změnou ze směsi obohaceného vzduchu na kyslík a vodní páru data potvrdila očekávaný prospěšný účinek na výhřevnost produkovaného plynu. Výhřevnost (LHV) roste jako důsledek snížení N₂ a díky přidávání páry. [26]



Obr. 12 Složení výsledného plynu za třech provozních podmínek [26]

Získaný produktový plyn při zplyňování parou a kyslíkem vykazoval suché složení, díky němuž je zajímavý pro mnoho možných aplikací. Například na základě výhřevnosti (10,9–11,7 MJ/Nm³) se plyn jeví jako užitečný pro použití KVET v konvenčních nebo pokročilých konfiguracích (plynová turbína a vysokoteplotní palivový článek) a má nízký obsah dusíku (2–5 %). [26]

2.5.3 Studie 3

Young-Kon Choi a kol. provedli ve dvoustupňovém zplyňovači pomocí paro-kyslíkového média zplyňování kalu z odpadních vod. V tomto experimentu byla pára vytvářena pomocí parního generátoru za použití destilované vody. Kyslík byl dodáván samostatně prostřednictvím předehřivače. Teplota předehřáté páry a kyslíku byla asi 450 °C. Poměr ER byl udržován během zplyňování konstantní přibližně 0,25 a byl definován jako skutečný poměr kyslíku a kalu dělený stechiometrickým poměrem kyslíku a kalu. Průtokové množství předehřátého kyslíku bylo 7Nl/min. Také se zde zkoumaly vlivy aktivního uhlí, popelu z aktivního uhlí a poměru páry k palivu. Při zplyňování pomocí páry a kyslíku je klíčovým provozním parametrem SBR (poměr páry k palivu) a je definován jako poměr celkové hmotnosti (popř. molární) páry k celkové hmotnosti (popř. molární) paliva. Při zplyňování pilin je vhodné volit SBR v rozmezí (1,1- 4,7). Je dokázáno že nárůst SBR do určité míry zvýhodňuje produkci H₂, ale má také

negativní vedlejší účinky, což je především snížení výhřevnosti a potřebě dalšího vybavení pro separaci vody. Při tomto experimentu se používalo SBR v rozmezí (0,52 - 0,90).[27]

Ve výsledku všechny výsledné plyny získané s aktivním uhlím neobsahovali žádný dehet. Poměr páry k palivu měl silný vliv na kvalitu vyrobeného plynu, což mělo za následek nárůst obsahu H_2 a NH_3 ve vyrobeném plynu při vysokém poměru páry k palivu. Vzestup SBR také způsobil nárůst CCE a CGE. Maximální obsah H_2 byl (52,2 obj%) a byl získán s 2,5 kg aktivního uhlí při poměru páry k palivu 0,52. [27]

Tab.6 experimentální podmínky [27]

Experimentální podmínky	1	2	3	4	5	6	7
Teplota horního reaktoru (°C)	807	793	801	800	801	785	793
Dolní teplota reaktoru (°C)	816	815	807	809	811	801	803
SBR (-)	0,53	0,52	0,53	0,71	0,90	0,50	0,52

Byly provedeny testy 1 až 3 za účelem zkoumání účinků aktivního uhlí a obsahu popela aktivního uhlí na produkci H_2 a odstraňování dehtu. Porovnání mezi cykly 2, 4 a 5 odhalilo vliv SBR na kvalitu výsledného plynu. Testy 6 a 7 prozkoumali vliv kombinace aditiv. Porovnání mezi cykly 2 a 7 také ukázalo vliv množství aktivního uhlí. K získání spolehlivějších výsledků byly některé experimenty provedeny několikrát. [27]

Tab.7 Výsledky experimentu (složení plynu, LHV) [27]

	1	2	3	4	5	6	7
Složení plynu (obj.%)							
N_2	6,66	4,65	8,90	4,03	3,81	4,05	4,42
CO_2	32,35	24,44	22,79	25,86	23,24	20,00	20,78
H_2	28,02	45,35	43,95	47,60	49,71	50,35	52,17
CO	19,30	18,18	16,74	15,88	15,79	17,74	15,88
CH_4	8,50	7,29	7,54	7,15	7,37	7,83	6,74
C_2H_2	0,28	ND	0,01	ND	0,01	ND	ND
C_2H_4	3,76	ND	0,04	ND	0,04	0,01	ND
C_2H_6	0,28	ND	ND	ND	ND	ND	ND
Benzen	0,52	0,03	0,02	0,04	0,03	0,01	ND
> Benzen	0,12	ND	ND	ND	ND	ND	ND
Dehet v syngasu (mg / Nm ³)	4868	ND	ND	ND	ND	ND	ND
LHV (MJ / m ³)	11,71	9,37	9,28	9,22	9,44	9,85	9,43
Účinnost procesu (%)							
Účinnost studeného plynu	51,73	71,33	63,12	72,21	77,23	80,12	79,41
Účinnost přeměny uhlíku	74,11	82,76	75,01	87,21	90,39	83,89	82,72
NH_3 v syngasu (ppm) *	314,5	26,2	-	59,4	125,9	30,5	22,4

Teplota dolního a horního reaktoru byla konstantní kolem 800 °C. Množství paliva v každém pokusu byla kolem 1 kg, přičemž doba experimentu přesáhla 30 min, delší provoz nebyl možný kvůli akumulaci popela v reaktoru. Výsledné rychlosti podávání byly 29-31 g/min. U všech testů měl výsledný plyn vysoký obsah H_2 a téměř žádné dehty a jejich výhřevnosti LHV byly téměř konstantní a měly hodnoty nad 9,5 MJ/m³. [27]

2.5.4 Studie 4

Xiangmei a kol. zkoumali zplyňování biomasy v cirkulačním zplyňovači s fluidním ložem o výkonu 100 kW. Byli použity dvě paliva z biomasy agrol a vrba, a také zemědělský zbytek (DDGS). Byl zkoumán vliv provozních podmínek (poměr páry k biomase SBR, poměr ER a teplota zplyňování). Agrol je komerční pevná látka jako druh dřevěných pelet které jsou vyráběny z čistých pilin a hoblin a DDGS je vedlejší produkt takzvaného procesu suchého mletí pro výrobu ethanolu z pšenice. Systém podávání může dodávat biomasu při maximálním množství 20 kg/h. Bylo zde dokázána změna složení plynného produktu v závislosti na teplotě. Vysoké teploty upřednostňují tvorbu H₂. S rostoucím SBR se koncentrace CO a CH₄ snížila a naopak koncentrace H₂ se zvýšila v různé míře v závislosti na množství paliva. [29]

Tab.8 Chemické složení biomasy [29]

Druhy paliva	Agrol	Vrba	DDGS
Vlhkost (hm.% Ar)	8	8	12
Přibližná analýza (hm.%, Suchá)			
Těkavé látky	74,7	69,8	67,2
Fixovaný uhlík	16,0	20,1	15,5
Obsah popela [%]	0,14	2,52	4,82
Konečná analýza (hm.%, Suchá)			
C	51,0	50,3	48,2
H	6,26	6,17	6,54
O	38,2	37,4	31,2
N	0,15	0,69	5,52
S	0,002	0,002	0,76
Cl	0,01	0,01	0,21

Tab.9 Přehled nastavení procesních podmínek pro zplyňování. [29]

Exp. NE	D1	D2	D3	A1	A2	A3	A4	W1	W2	W3
datum	15-10-09	21-04-10	23-04-10	25-03-10	13-04-10	15-04-10	23-04-10	25-03-10	19-04-10	23-04-10
Začátek	12:00	12:00	16:30	16:20	12:50	11:50	11:00	12:20	10:50	13:50
Konec	14:00	15:40	18:10	18:20	17:10	17:00	13:30	16:20	17:10	16:30
Doba trvání	2:00	3:40	1:40	2:00	4:20	5:10	2:30	4:00	6:20	2:40
médium	Kyslík-pára									
Palivo	DDG S	DDG S	DDG S	Agro l	Agro l	Agro l	Agro l	Vrba	Vrba	Vrba
Teplota (°C)	780–830	700–760	700–760	800–830	700–830	700–830	700–830	700–830	700–830	700–830
Průtok páry (kg / h)	10,6–10,9	14,8–16,8	14,5–16,8	11,1–11,6	14,7–15,4	13,6–14,7	11,5–14,6	11,6–15,9	10,9–14,8	11,5–14,5
Průtok biomasy (kg/h)	13,0–13,6	15,27	15,27	10,1–11,1	10,1–10,8	10,1–11,7	11,7–2	11,1	11,7–12,7	12,7–1
Průtok kyslíku (kg/h)	4,9–5,0	5,5–2,7	5,49–5,5	5,0–5,5	4,5–5,7	4,7–5,2	4,80–4,90	5,0–6,0	5–5,6	4,95–5,0

Průtok L-ventilu (kg/h)	1.4	1,85	1,77	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
Čištění toku N₂(kg/h)	2.47	2.7	2.7	2.7	2.34	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7
Fluidizační rychlost (m/s)	2.8– 3.3	3.3– 3.9	3.3– 3.9	2.9– 3.3	3,5– 4,0	2,9– 3,8	3– 3,6	2,9– 3,9	2,9– 3,8	3– 3,6
SBR (-)	0,81– 0,83	0,97– 1,10	0,95– 1,08	1,00 – 1,15	1,36 – 1,52	0,97 – 1,45	0,98 – 1,25	1,00 – 1,15	0,90 – 1,20	0,9– 1,14
ER (-)	0,38	0,37	0,36	0,40	0,36 – 0,42	0,35 – 0,38	0,33	0,40 – 0,47	0,38 – 0,39	0,34

ER (stechiometrický poměr kyslíku k biomase) byl vypočten jako poměr kyslíku přiváděného ke kyslíku potřebnému pro úplné stochiometrické spalování biomasy na bázi dřeva (suchý popel). SBR (hmotnostní poměr páry k biomase) byl vypočten jako poměr páry dodávané k biomase. [29]

Za podobných provozních podmínek byla koncentrace H₂ získaná z vrby mnohem vyšší, než získané z agrol a DDGS. V teplotním rozmezí 800–820 ° C, měla vrba největší H₂ (28 % obj.), další je agron (24 % obj.) a DDGS (20 % obj.). Vyšší teplota a SBR byly příznivé pro rozklad dehtu. Bylo vidět že přírůstek SBR z 0,9 na 1,16 měl zanedbatelný vliv na dehet získaný z paliva agrolu při nižší teplotě (<820 ° C) a nižší ER (<0,35). [29]

2.5.5 Studie 5

Další studie zkoumala zplyňování biomasy na 100kw cirkulačním fluidním reaktoru s keramickou čtyř svíčkovou filtrační jednotkou, pracující při 450 ° C. Byly testovány celkem čtyři vzorky z biomasy dva komerční torefikované druhy dřeva (Topell white, Topell black, Torrocoal white, Torrocoal black), všechny vzorky byly ve formě pelet. Elementární analýza a stupeň torefikace vzorku jsou uvedeny v tabulce. [28]

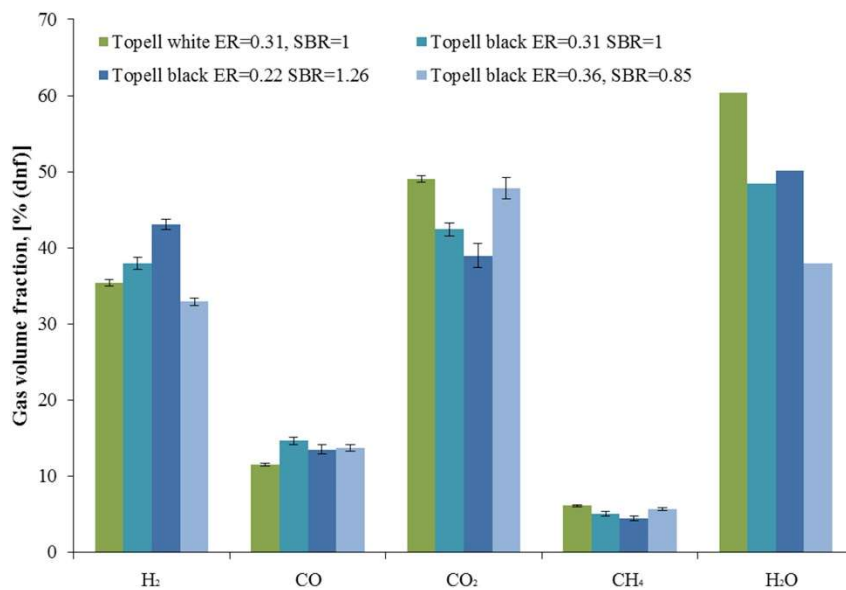
Tab.10 Konečná a přibližná analýza surovin biomasy [28]

Biomass	Ultimate analysis, wt%					Proximate analysis, wt%				LHV	Torrefaction degree
	C	H	N	S	O	Moisture	Volatile matter	Fixed carbon	Ash		
Topell white	45.6	5.6	0.2	0.7	39.4	6.5	79.3	19.2	1.5	16.9	–
Topell black	47.6	5.4	0.3	0.7	36	7.5	72.3	25.4	2.3	17.3	8.8
Torrocoal white	46.6	5.8	0.2	0.8	39.7	5.9	76.8	21.8	1.4	17.3	–
Torrocoal black	53.5	5.2	0.5	0.7	34.0	4.1	66.2	32.2	1.6	19	13.8

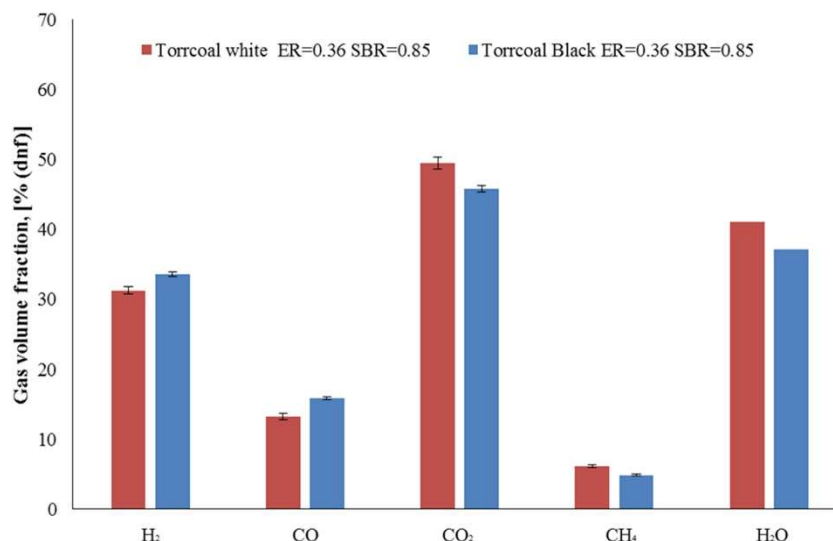
Experimenty byly prováděny při teplotě 805-852 °C s atmosférickém tlaku. Všechny experimenty byly provedeny při změně ekvivalentního poměru ER a poměru páry k biomase SBR jak je uvedeno tabulce. [28]

Tab.11 Parametry experimentu [28]

Test	Biomass	Date	Fuel rate (kg/h)	flow	ER (-)	SBR (-)	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Steady state (min)
1	Topell white	19-02-15	12.0		0.31	1.00	845	1.2	126
2	Topell black	28-05-15	12.0		0.30	1.00	840	1.3	98
3	Topell black	10-12-14	12.0		0.20	1.30	805	1.2	70
4	Topell black	29-05-15	12.0		0.36	0.85	842	1.2	200
5	Torrcoal white	13-07-15	12.4		0.36	0.85	843	1.1	120
6	Torrcoal black	10-07-15	12.1		0.36	0.85	852	1.1	180



Obr.13 Složení plynu měřené během experimentů Topell [28]



Obr. 14 Složení plynu měřené během experimentů Torrcoal [28]

Tab. 12 Výsledky experimentů [28]

	Topell white	Topell black	Topell black	Topell black	Torrcoal white	Torrcoal black
Test	1	2	3	4	5	6
ER	0.31	0.30	0.20	0.36	0.36	0.36
SBR	1.00	1.00	1.3	0.85	0.85	0.85
CCE	74.7	79.0	82.4	81.6	100.2	92.5
CGE	45.0	54.4	63.4	49.0	56.2	56.0
H ₂ /CO ratio	3.1	2.6	3.2	2.4	2.4	2.1
Gas yield	1.3	1.5	1.6	1.4	1.6	1.7
LHV _b	6.8	6.9	7.1	6.5	6.5	6.3
LHV _c	8.1	10.1	11.7	9.1	10.4	11.4

Výsledky zplyňování ukazují, že torefikace vedla ke zvýšené kvalitě plynu, protože poskytla vyšší obsah H₂ a CO, snížení obsahu CO₂, zvýšený výtěžek plynu a významné snížení celkového obsahu dehtu pro obě suroviny. U vzorků Torrcoal vedla torrefakce ke snížení účinnosti přeměny uhlíku (CCE). Kromě toho účinnost studeného plynu (CGE) zůstala přibližně stejná v důsledku zvýšení obsahu H₂ a CO. Vzorky Topell vykazovaly zvýšení CCE a CGE po torrefakci, ale to lze připsat významnému broušení v šnekovém podavači. Obecně se dospělo k závěru, že obě torrefiedovaná paliva mohou být výhodná jako výchozí surovina pro zplyňování cirkulujícího fluidního lože s cirkulujícím fluidním ložem, zejména co se týče kvality a výtěžku plynu. [28]

2.5.6 Souhrn získaných znalostí ze studií

Ze studií vyplývá že zplyňování pomocí kyslíku a vodní páry představuje slibný proces, jehož plynný produkt neobsahuje dusík, a navíc obsahuje velké množství vodíku a oxidu uhelnatého. Kyslík je účinné reakční činidlo pro zvýšení výtěžku plynu a bylo dokázáno že pára zvyhodňuje produkci H₂, ale při vyšších koncentracích snižuje výhřevnost, proto není

doporučeno dodávat větší množství páry. Použitím kyslíku a vodní páry jako média bylo dosaženo vyšší výhřevnosti výsledného plynu, který je ideální pro KVET. Nejvyšší koncentrace vodíku (52,2 %) bylo dosaženo při $SBR = 0,52$ a $ER = 0,25$. Dále se ukázalo že i při použití horšího paliva jako jsou splaškové kaly je možné získat výsledný plyn s koncentrací $H_2 = 40 \%$ a $CO = 20 \%$.

3 Experiment

Experimentální část této práce byla provedena na zařízení Biofluid2, které se nachází v laboratořích energetického ústavu od roku 2000.

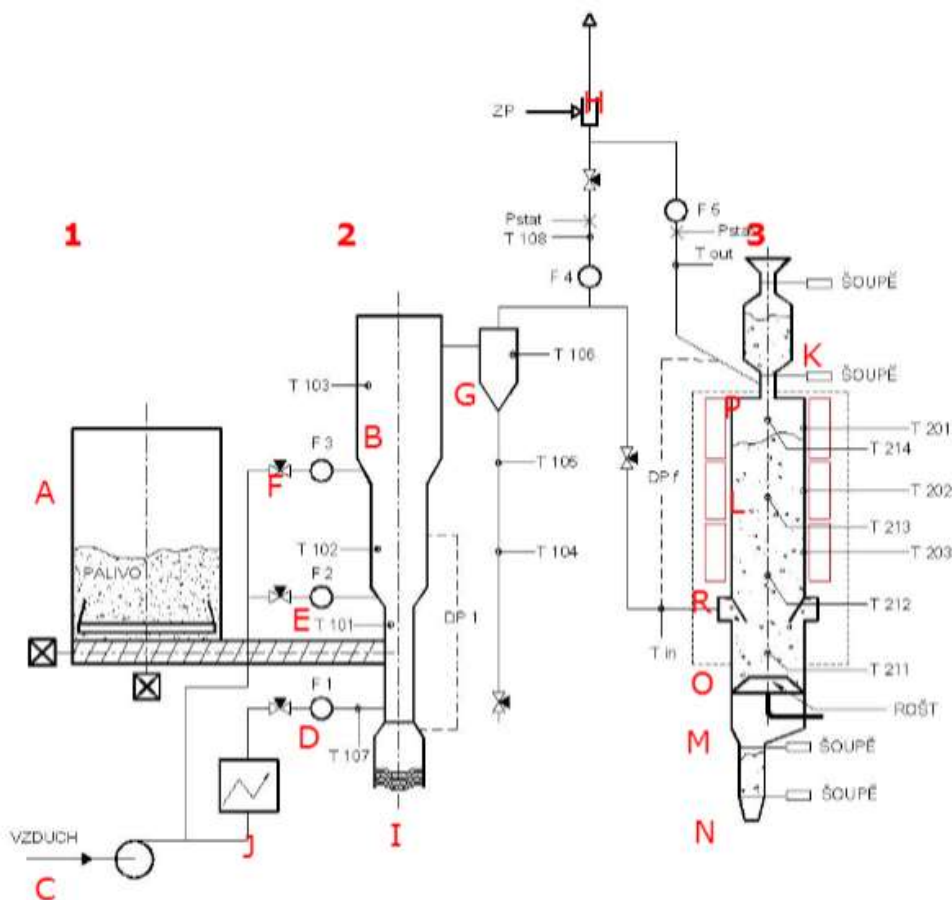


Obr.15 Experimentální zplyňovací jednotka Biofluid 2 [24]

Jedná se o atmosférický zplyňovací generátor s bublinkovým fluidním ložem a je určený pro výzkumné účely. Zařízení vyrobila firma ATEKO Hradec Králové a měřící a řídicí systém kompletovala firma Energovýzkum Brno. K zařízení byla po čase připojena vodní pračka, druhý zásobník, katalytické filtry, otápěné filtry, kogenerační jednotka a spalovací komora na testování hořáků na generátorový plyn. V letech 2013-2014 byla provedena kompletní rekonstrukce v rámci projektu NETME. [8,15]

Tab.13 Parametry experimentálního zařízení Biofluid2 [15]

Výkon (v produkovaném plynu) [kW _i]	46
Příkon (v palivu) [kW _i]	56
Spotřeba dřeva [kg/h]	20
Průtok vzduchu [m _n ³ /h]	22
Množství generátorového plynu [m _n ³ /h]	33



Obr.16 Schéma zařízení Biofluid [8]

Palivo se odebírá ze zásobníku (A), který je opatřen hrablem k rozduřování klenby paliva a podává se šnekem, který je poháněn motorem s frekvenčním měřičem do reaktoru (B). Do reaktoru pod rošt vhání vzduch dmychadlo (C), což je primární vzduch (D) a dále se dělí u dvou výškových úrovních na sekundární (E) a terciální (F). Výsledný plyn je pomocí cyklonu (G) zbaven úletu. Tento plyn je poté spalován na hořáku (H), navíc je vybaven stabilizačním hořáčkem na zemní plyn s vlastním přívodem vzduchu. Z reaktoru se popel vypouští do nádoby (I). Za dmychadlem je zařazen elektroohřívač (J), kvůli zkoumání vlivu předehřevu vzduchu. [8]

Kontinuálně pracující horký filtr byl v roce 2002 připojen k zařízení, kvůli čištění plynu přírodním katalyzátorem (dolomit). Do filtru se přivádí čerstvý dolomit z nádoby (K), která má na vstupu i výstupu šoupátka. Válcová nádoba (L) je filtr a má na dně rotační rošt (M) kvůli vyhrnování pasivované náplně do odpadní nádoby (N) také vybavené šoupátkem. Za cyklonem se přivádí odebíraný plyn do části reaktoru na spodu (O), dále katalytickým ložem proudí vzhůru a na vrchní části reaktoru (P) vystupuje. Reaktor má též elektrické otáčení (R). [8]

Všechny naměřená data (tlaky, tlakové difference, teploty, frekvence atd.) se ukládají automaticky pomocí měřicího softwaru XMEAS od společnosti Energovýzkum do počítače. Jednotlivé záznamy se ukládají v intervalu 10 sekund. [8]

3.1 Palivo

Z hlediska stabilní fluidní vrstvy je nejvhodnější palivo smrková dřevní štěpka, která se v pravidelných intervalech syje do zásobníku paliva. Při zplyňování musí být dostatečné množství paliva v reaktoru a dodává se přibližně jeden pytel smrkové štěpky za hodinu.

Tab.14 Složení smrkového dřeva [30]

	r	d	daf
Hrubá voda	2,46		
Zbytková voda	8,54		
Celková voda	11,0		
popel	0,47	0,53	
Prchavá hořlavina	74,1	83,2	83,7
Neprchavá hořlavina	14,5	16,3	16,4
Spalné teplo (HHV) [MJ/kg]	17,9	20,1	20,2
Výhřevnost (LHV) [MJ/kg]	16,4	18,8	18,9

Tab.15 Prvkové složení smrkového dřeva [30]

	r	d	daf
uhlík	44,6	50,1	50,3
vodík	5,46	6,13	6,16
kyslík	38,4	43,1	43,4
dušík	0,11	0,12	0,12
chlór	<0,01	<0,01	<0,01
síra	0,01	0,01	-
fluór	ND	ND	ND
Brom	ND	ND	ND



Obr.17 zásobník paliva

3.2 Vlastní návrh provozních parametrů

Při návrhu se vychází z rovnic pro ER a SBR, kde známe hmotnostní průtok paliva $m_{\text{pal}} = 20$ kg/h. Poměr ER je pro všechna měření konstantní a má hodnotu 0,3. Vzduch má objemový průtok $20 \text{ nm}^3/\text{h}$.

$$ER = \frac{V_{O_2}^{\text{real}}}{V_{O_2}^{\text{stechiom}}}$$

Poměr ER je znám, proto z rovnice vyjádřím reálné V_{O_2} a je následně dopočítáno stechiometrické V_{O_2} dle vztahu:

$$V_{O_2}^{\text{stech}} = 1,865 \cdot C + 5,553 \cdot H + 0,699 \cdot S - 0,700 \cdot O$$

$$V_{O_2}^{\text{stech}} = 1,865 \cdot 44,6 + 5,553 \cdot 5,46 + 0,699 \cdot 0,0001 - 0,700 \cdot 38,4$$

$$V_{O_2}^{\text{stech}} = 0,871 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{O_2}^{\text{real}} = ER \cdot V_{O_2}^{\text{stechiom}}$$

$$V_{O_2}^{real} = 0,3 \cdot 0,871 = 0,2613 \frac{m^3}{kg}$$

$$\dot{V}_{O_2} = V_{O_2}^{real} \cdot m_{pal}$$

$$\dot{V}_{O_2} = 0,2613 \cdot 20 = 5,226 \frac{m^3}{h}$$

Z tabulek hustota vzduchu:

$$\rho_{O_2} = 1,409 \frac{kg}{m^3}$$

$$m_{O_2} = \dot{V}_{O_2} \cdot \rho_{O_2}$$

$$m_{O_2} = 5,226 \cdot 1,409 = 7,363 \frac{kg}{h}$$

Do vztahu se dosadí hodnoty z tabulek pro smrkové dřevo a vychází hodnota stechiometrického $V_{O_2} = 0,871 \text{ m}^3/\text{kg}$. Vypočtená hodnota se dosadí do vzorce pro ER a vyjde nám reálné $V_{O_2} = 0,261$, tato hodnota se musí ještě vynásobit hmotnostním průtokem paliva.

Tím byl získán hmotnostní průtok kyslíku a následně se vypočítají hmotnostní průtoky páry pro všechna SBR.

$$SBR = \frac{m_p + m_{pal} \cdot W^r \text{ [kg/h]}}{m_{pal} \cdot (1 - W^r - A^r) \text{ [kg/h]}} \quad (2.3)$$

Uvažuje se $W^r = 8,8 \%$, $A^r = 0,47 \%$ poté se dosadí do vztahu:

$$m_p = SBR \cdot m_{pal} \cdot (1 - W^r - A^r) - m_{pal} \cdot W^r$$

$$m_p = 0,48 \cdot 20 \cdot (1 - 0,088 - 0,0047) - 20 \cdot 0,088 = 6,95 \frac{kg}{h}$$

Zbytek hmotnostních průtoků pro různé SBR bylo vypočteno stejným způsobem viz Tab.

Tab.16 Návrh provozních parametrů

	1	2	3	4	5
ER	0,3($m_{O_2} = 7,363 \text{ kg/h}$)				
SBR	0,48	0,58	0,76	0,95	1,08
m_p (kg/h)	6,95	8,76	12,03	15,48	17,84
W_{O_2}	51,44	45,67	37,97	32,23	29,21
W_p	48,56	54,33	62,03	67,77	70,79

Dosud se fluidní lože provozovalo při teplotě $810 \text{ }^\circ\text{C}$, vstupní teplota vzduchu proudícího skrz rošt do fluidního lože je $150 \text{ }^\circ\text{C}$ a průměru fluidního lože 120 mm . Dále je třeba vypočítat, jak se změní fluidizační rychlost při jednotlivých SBR při různých teplotách páry $450 \text{ }^\circ\text{C}$, $550 \text{ }^\circ\text{C}$ a $650 \text{ }^\circ\text{C}$. Palivo se měnilo abychom zachovali teplotu kolem $810 \text{ }^\circ\text{C}$, tím pádem se budou skutečné průtoky páry drobně lišit.

Nejprve se zjistí hustoty pro jednotlivé teploty a pro tlak 100 kPa . Dále se pro stejné podmínky vyhledá dynamická viskozita. Hustota smrkového dřeva je $\rho_p = 455 \text{ kg/m}^3$ a průměr částic $d_p = 5 \text{ mm}$. Nyní se vypočítá Archimédovo číslo ze vztahu a hustota směsi kyslíku a páry ze vztahů:

$$\rho_g = \rho_{O_2} \cdot W_{O_2} + \rho_p \cdot W_p$$

$$A_r = \frac{\rho_g \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \cdot d_p^3}{\eta^2}$$

Z Archimédova čísla je třeba dále vypočítat Reynoldsovo číslo pomocí zjednodušené Ergunovi rovnice, která je použitelná pro částice větší než 100 μm .

$$R_e = \sqrt{(33,7^2 + 0,0408 \cdot A_r)} - 33,7$$

Dále je třeba dopočítat fluidizační rychlost ze vztahu:

$$U_{mf} = \frac{R_e \cdot \eta}{d_p \cdot \rho_g}$$

Výpočet celkové mimo vrstvé rychlosti:

$$v = \frac{V_p}{\pi \cdot \frac{d^2}{4}}$$

Pro všechny teploty páry byli vypočteny fluidizační rychlosti pro různé teploty a hmotnostní poměry páry a kyslíku. Dále byli vypočteny celkové mimo vrstvé rychlosti pro jednotlivé stavy. Výsledky jsou uvedeny v následujících tabulkách.

Tab.17 Fluidizační rychlosti pro teplotu média 450 °C

Pro 450 °C	1	2	3	4	5
U_{mf} (m/s)	1,033	1,052	1,063	1,101	1,11
v (m/s)	0,839	0,976	1,227	1,497	1,683

Tab.18 Fluidizační rychlosti pro teplotu média 550 °C

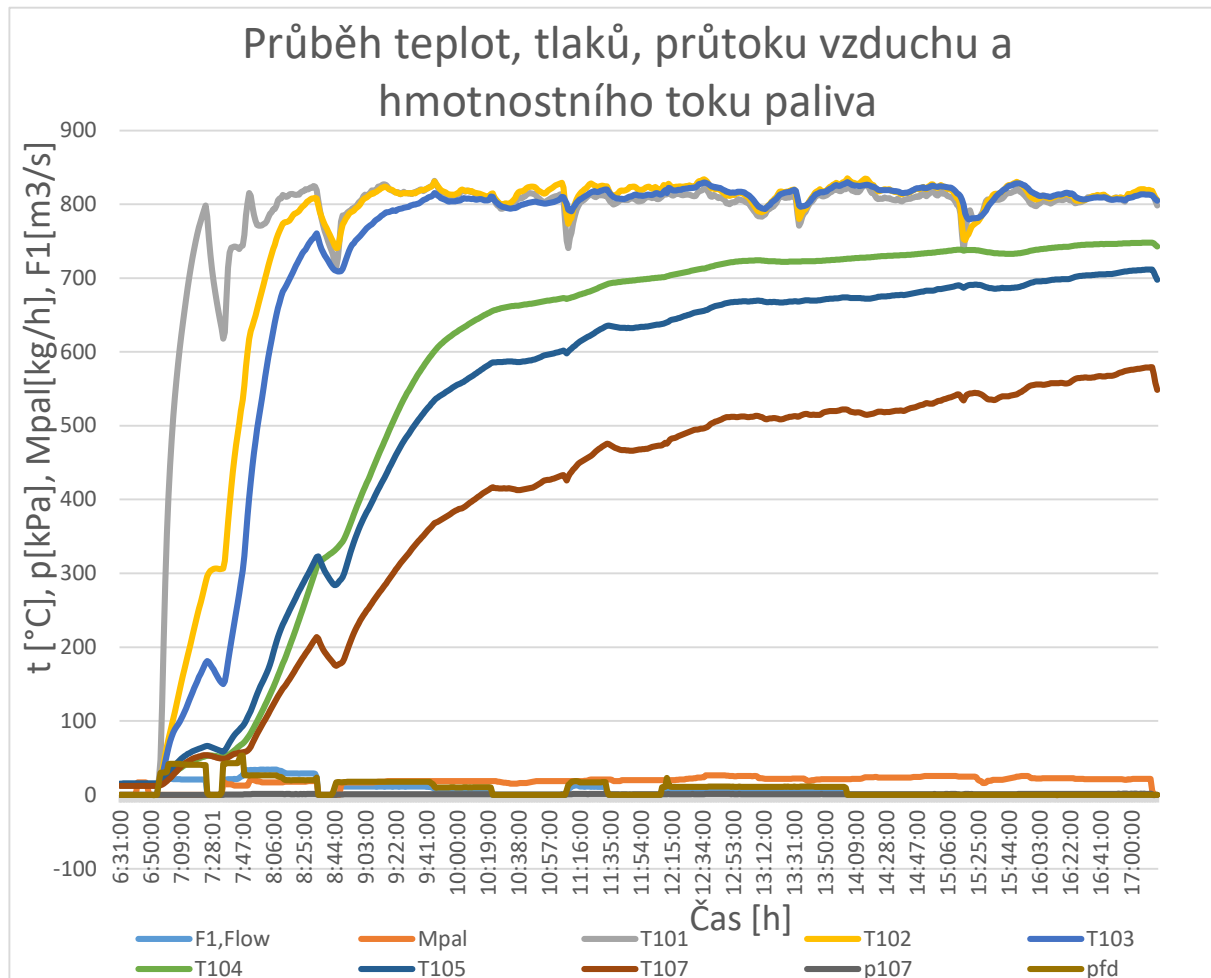
Pro 550 °C	1	2	3	4	5
U_{mf} (m/s)	1,034	1,052	1,078	1,098	1,109
v (m/s)	0,954	1,11	1,397	1,705	1,916

Tab.19 Fluidizační rychlosti pro teplotu média 650 °C

Pro 650 °C	1	2	3	4	5
U_{mf} (m/s)	1,026	1,043	1,068	1,087	1,097
v (m/s)	1,070	1,245	1,567	1,912	2,149

3.3 Průběh a metodika měření

Experiment byl uskutečněn na Energetickém ústavu FSI VUT v Brně 28.5.2020 na zplyňovacím reaktoru Biofluid2. Najíždění reaktoru probíhalo od 6:30 a postupně se najelo na provozní teplotu 810 °C. Po samotném najíždění, které probíhá se vzduchem přivádíme postupně vodní páru a kyslík, poté se postupně upouští vzduch a je nutné dosáhnout ustáleného stavu pro odběry.



Obr.19 Průběh teplot a tlaků při měření

3.3.1 Off-line analýza

Jedná se o velmi přesnou metodu odběru a analýzy plynu a samotná analýza se provádí na chromatografu. Konkrétně pro toto měření byl použit Plynový chromatograf firmy Perkin Elmer typ ARNEL 4016 ANALYZER, který obsahuje dvoukolonový systém s tepelně vodivostním (TCD) detektorem. Jedná se o speciálně sestavený chromatograf pro měření CO, CO₂, H₂, O₂, N₂, CH₄, C₂H₄, C₂H₂, C₂H₆ a H₂S v plynné fázi. Nosným plynem je vodík (8,5 %) v heliu, celková doba analýzy je 23 min a teplota detektoru je 200 °C.



Obr.20 Plynový chromatograf

Před samotným odběrem je nutné naplnit skleněné vzorkovnice neboli myši vodou a dále je třeba se vyvarovat vzniku vzduchových bublin kvůli možnému znehodnocení plynu.



Obr.21 Vzorkovnice pro odběr plynu

Samotný odběr se provádí připojením teflonové hadičky plynu na horní část vzorkovnice, poté se uvolní horní i dolní ventil. Následně se musí počkat, než oteče všechna voda ze vzorkovnice, utáhne se nejprve spodní ventil a po chvíli se utáhne i horní ventil. Tímto je zabráněno kontaminaci plynu. Odebíráme celkem tři vzorky po pěti minutách pro každý stav. Vzorkovnice jsou nakonec poslány na analýzu, která se provádí na chromatografu.



Obr.22 Odběr plynu

3.4 Výsledky měření

V této kapitole jsou uvedeny provozní podmínky reaktoru a tomu odpovídající výsledky off-line analýzy.

Tab.20 Výpočet skutečného poměru páry k biomase

Vzorky plynů	Čas odběru	m_{pal} [kg/h]	$m_{\text{H}_2\text{Ovpal}}$ [kg/h]	$m_{\text{H}_2\text{O}}$ [kg/h]	V_{vz} [m ³ /h]	V_{O_2} [m ³ /h]	t_{reaktor} [°C]	$t_{\text{média}}$ [°C]	S/B [-]
1	9:32	18,42	1,62	9,3	11,00	2,46	813,95	450	0,59
2	9:37	18,42	1,62	9,3	11,00	2,46	819,80	450	0,59
3	9:42	18,42	1,62	9,3	11,00	2,46	821,53	450	0,59
4	10:07	18,42	1,62	9,3	5,96	3,60	817,75	450	0,59
5	10:12	18,42	1,62	9,3	5,96	3,60	813,46	450	0,59
6	10:17	18,42	1,62	9,3	5,96	3,60	808,13	450	0,59

7	10:53	18,42	1,62	9,3	0,00	4,80	804,02	450	0,59
8	10:58	18,42	1,62	9,3	0,00	4,80	807,57	450	0,59
9	11:03	18,42	1,62	9,3	0,00	4,80	812,03	450	0,59
10	11:55	19,82	1,74	9,3	0,00	4,80	804,84	550	0,56
12	12:05	19,82	1,74	9,3	0,00	4,80	806,95	550	0,56
13	13:00	25,47	2,24	9,3	5,90	3,6	804,39	550	0,45
14	13:05	25,05	2,20	9,3	5,90	3,6	793,99	550	0,46
16	13:56	21,22	1,87	9,3	5,90	3,6	819,57	650	0,53
17	14:01	21,22	1,87	9,3	5,90	3,6	820,02	650	0,53
18	14:27	23,48	2,07	9,3	0,00	4,8	809,01	650	0,48
20	14:37	23,48	2,07	9,3	0,00	4,8	804,12	650	0,48
21	15:00	25,47	2,24	12,5	0,00	4,8	811,85	650	0,58
22	15:05	25,47	2,24	12,5	0,00	4,8	813,82	650	0,58
24	16:10	22,61	1,99	15,3	0,00	4,8	800,75	650	0,76
27	16.37	21,22	1,87	18,3	0,00	4,8	810,80	650	0,95
31	17:07	21,48	1,89	21,3	0,00	4,8	817,99	650	1,08

Poměry vodní páry k biomase (SBR) byly vypočítány dle následujícího vztahu, který zahrnuje i vodu v palivu. Vlhkost vzorku paliva byla stanovena na ($W^r = 8,8 \%$). Příklad výpočtu je uveden zde:

$$\dot{m}_{H_2O_v_pal} = \frac{\dot{m}_{pal} \cdot W^r}{100} = \frac{18,42 \cdot 8,8}{100} = 0,59 \text{ kg/h}$$

$$SBR = \frac{\dot{m}_{H_2O_v_pal} + \dot{m}_{H_2O_pára}}{\dot{m}_{pal}} = \frac{1,62 + 9,3}{18,42} = 0,59$$

V následující tabulce jsou uvedeny výsledky off-line analýzy. Na analýzu bylo posláno celkem 32 vzorků, z nich bylo celkem deset vyřazeno z důvodu špatného odběru. Složky uhlovodíků (kromě methanu) byly sečteny.

Tab.21 Výsledky off-line analýzy

Vzorky plynů	Čas odběru	\dot{m}_{H_2O} [kg/h]	t [°C]	H ₂ [%]	CO ₂ [%]	O ₂ [%]	N ₂ [%]	CH ₄ [%]	CO [%]	C _x H _y [%]	LHV MJ/m ³
1	9:32	9,3	450	20,606	27,141	0,017	36,635	2,819	12,074	0,708	5,18
2	9:37	9,3	450	21,97	26,729	0,1	33,966	3,178	13,248	0,809	5,66
3	9:42	9,3	450	22,297	26,831	0,126	33,783	3,014	13,157	0,737	5,58
4	10:07	9,3	450	28,075	29,695	0,127	22,884	3,65	14,641	0,897	6,72
5	10:12	9,3	450	28,975	30,478	0,186	19,558	3,906	15,819	1,058	7,15
6	10:17	9,3	450	28,429	30,536	0,245	19,11	4,229	16,247	1,204	7,35
7	10:53	9,3	450	36,79	36,074	0,253	0,826	5,138	19,443	1,476	9,15
8	10:58	9,3	450	37,225	36,443	0,253	0,183	4,999	19,513	1,382	9,10
9	11:03	9,3	450	36,996	35,856	0,415	0,809	5,299	19,125	1,383	9,13
10	11:55	9,3	550	37,379	37,224	0,12	2,398	4,634	16,955	1,223	8,56
12	12:05	9,3	550	29,472	37,219	0,122	8,988	4,621	18,233	1,327	7,93
13	13:00	9,3	550	33,561	31,116	0,207	17,691	4,107	12,181	1,121	7,30
14	13:05	9,3	550	27,107	30,071	0,149	23,474	4,504	13,32	1,375	7,04

16	13:56	9,3	650	32,326	31,504	0,189	18,72	3,652	12,705	0,903	6,94
17	14:01	9,3	650	30,932	31,874	0,179	19,26	3,584	13,294	0,876	6,82
18	14:27	9,3	650	40,75	37,178	0,327	0,142	4,666	15,701	1,237	8,79
20	14:37	9,3	650	40,707	37,278	0,247	0,1	4,597	15,819	1,253	8,78
21	15:00	12,5	650	40,84	38,14	0,228	0,226	4,185	15,304	1,076	8,48
22	15:05	12,5	650	41,767	37,592	0,25	0,077	4,694	14,359	1,26	8,75
24	16:10	15,3	650	36,799	38,01	0,182	3,304	5,25	14,741	1,715	8,73
27	16:37	18,3	650	39,872	38,542	0,187	2,505	4,637	12,758	1,499	8,47
31	17:07	21,3	650	38,261	42,073	0,304	0,201	4,829	12,663	1,668	8,45

Z výsledků je patrné že při snižování průtoku vzduchu stoupá jak výhřevnost, tak i koncentrace vodíku (H_2) a oxidu uhelnatého (CO). Zároveň klesá množství dusíku (N_2), který snižuje výhřevnost. Nejvyšší koncentrace vodíku (41,767 %) bylo dosaženo ve vzorku č.22 při průtoku páry 12,5 kg/h a teplotě 650 °C a zároveň bylo dosaženo nejnižší koncentrace dusíku 0,077 %.

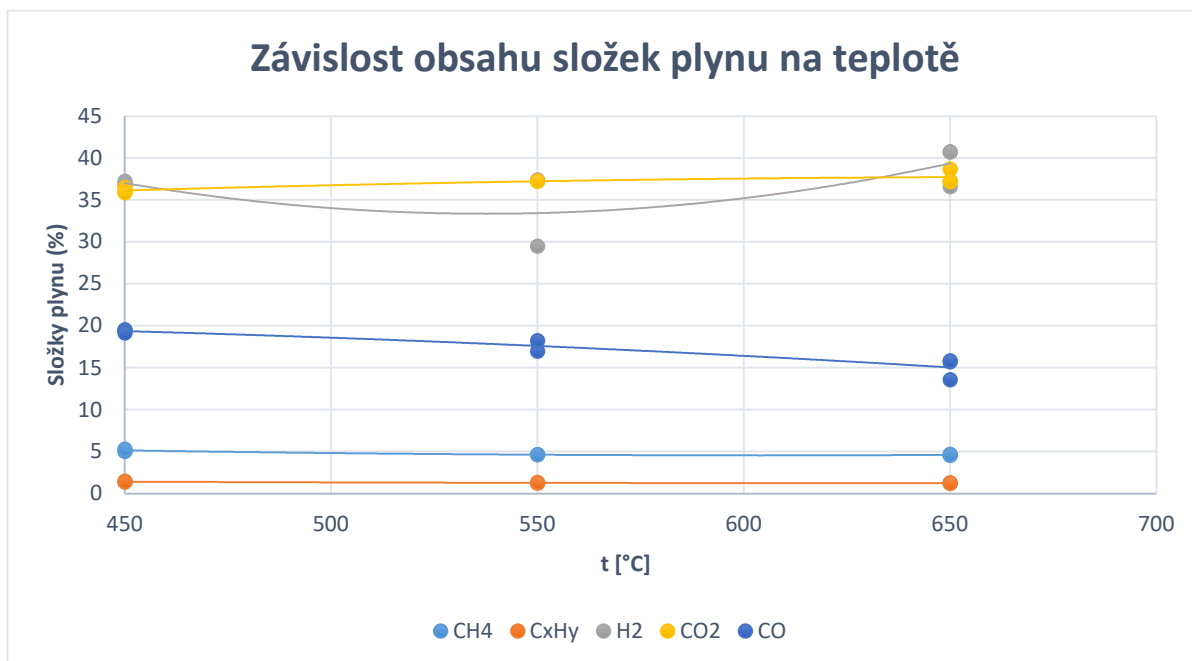
Jak je uvedeno v rešerši při použití čistého vzduchu jako zplyňovacího média obsahuje výsledný plyn velké množství dusíku (50-60 %), z toho vyplývá i nízká výhřevnost (3,5- 6 MJ/m³), přičemž se pohybuje spíše na spodní hranici. Rovněž má nízký obsah vodíku (8-11 %). Když se sníží množství přivedeného vzduchu na 50 % a přivede se kyslík a vodní pára dle následující tabulky, tak se viditelně sníží množství dusíku na přibližně polovinu a obsah vodíku se zvýší na dvojnásobek oproti zplyňování se vzduchem. Dále se zvýší výhřevnost na hodnotu mezi 5-6 MJ/m³. Nejlepších výsledků bylo dosaženo v této práci s nulovým průtokem vzduchu, konkrétně výhřevnost se při různých průtocích páry pohybovala mezi 7-9 MJ/m³ a dále se koncentrace dusíku snížila téměř na nulu. Největší rozdíl je v koncentraci vodíku, který se zvýšil i nad 40 %, což je přibližně čtyřnásobek oproti použití čistého vzduchu. Z těchto poznatků vyplývá že je výhodné nahrazovat vzduch kyslíkem a vodní párou, protože získáme výhřevný plyn bez znečištění dusíkem, s vysokou koncentrací vodíku a takto vyrobený plyn je vhodný pro KVET.

Tab.22 Složení plynu při použití 50 % vzduchu

Vzorky plynů	V_{vz} [m ³ /h]	m_{H_2O} [kg/h]	t [°C]	H_2 [%]	CO_2 [%]	O_2 [%]	N_2 [%]	CH_4 [%]	CO [%]	C_xH_y [%]	LHV MJ/m ³
1	11	9,3	450	20,6	27,1	0,02	36,6	2,8	12,1	0,7	5,2
2	11	9,3	450	22,0	26,7	0,1	34,0	3,2	13,3	0,8	5,7
3	11	9,3	450	22,3	26,8	0,13	33,8	3,0	13,2	0,7	5,6

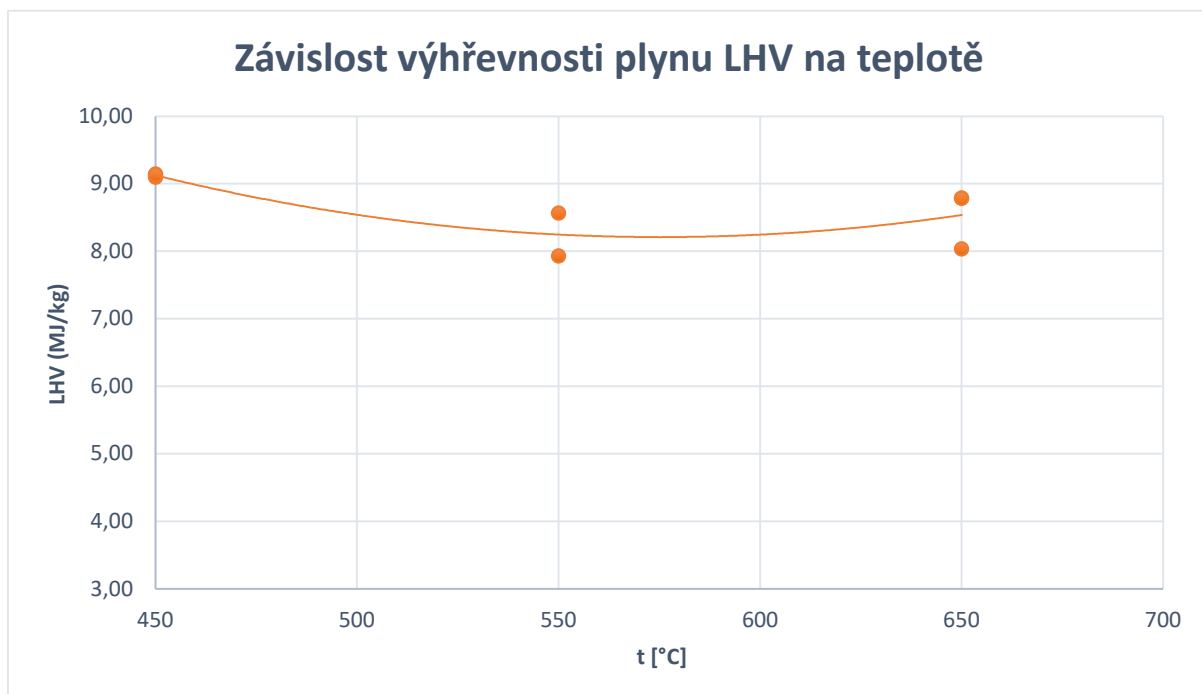
3.4.1 Vliv teploty

Aby se mohl zkoumat vliv teploty na vyrobený plyn, tak se musí počítat jen s těmi vzorky, které mají stejné průtoky páry, kyslíku a vzduchu. Hmotnostní průtok páry měli tyto vzorky 9,3 kg/h, hmotnostní průtok kyslíku 6,86 kg/h a hmotnostní průtok vzduchu 0 kg/h. Porovnává se rozdíl mezi teplotami 450, 550 a 650 °C. V grafu je vidět že jsou složky CO_2 , CH_4 a C_xH_y téměř konstantní, takže teplota média na ně nemá téměř žádný vliv. Koncentrace oxidu uhelnatého (CO) postupně klesá z hodnoty 20 na 15 %. Vodík (H_2) nejprve mírně klesá a poté roste nad hodnotu 40 %.



Obr.23 Závislost obsahu složek plynu na teplotě

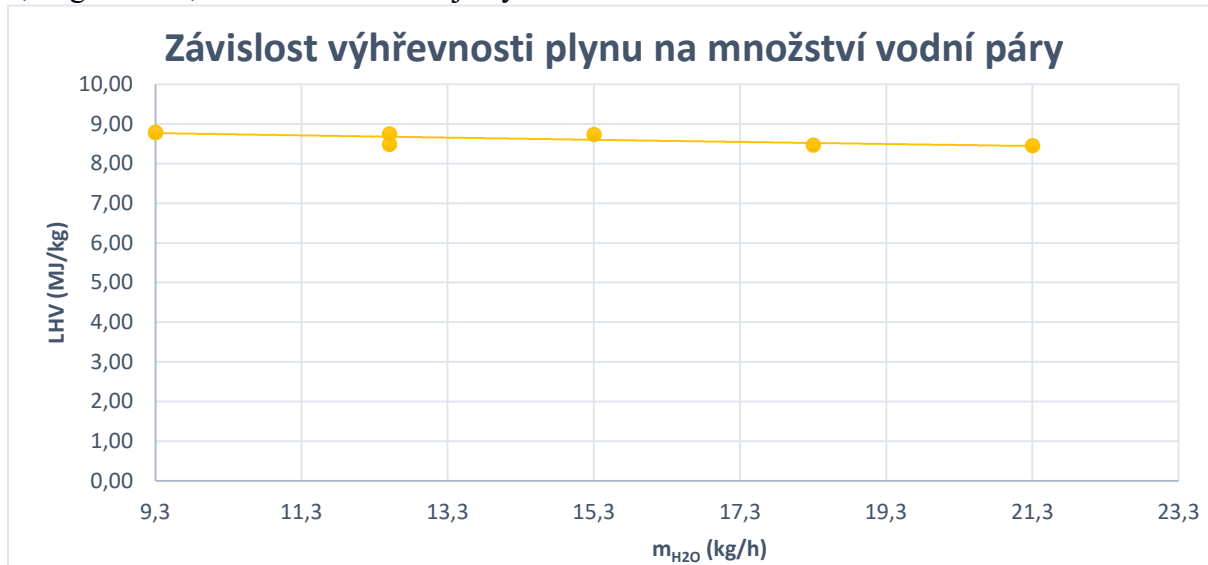
Výhřevnost plynu se s teplotou téměř neměnila a pohybovala se mezi 8-9 MJ/kg. Po ohřátí na teplotu 550 °C mírně poklesla a po opětovném ohřátí na teplotu 650 °C opět vzrostla. Pokles výhřevnosti byl pravděpodobně způsoben poklesem oxidu uhelnatého CO.



Obr.24 Závislost výhřevnosti plynu na teplotě

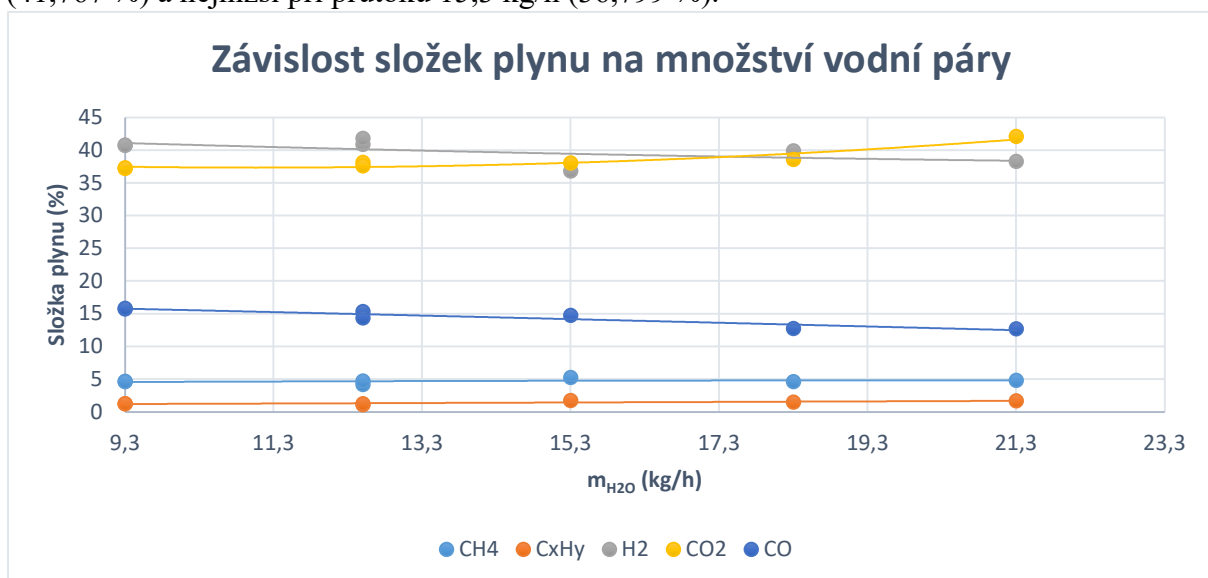
3.4.2 Vliv množství vodní páry

Jeden z hlavních cílů práce bylo zjistit vliv vodní páry na složení plynu a výhřevnost. Pro tuto závislost byly vybrány pouze ty vzorky s konstantní teplotou (650 °C), nulovým průtokem vzduchu a průtokem kyslíku 4,8 m³/h. Nejvyšší hodnota výhřevnosti byla dosažena pro průtok 9,3 kg/h a to 8,79 MJ/m³. Celkově je výhřevnost téměř konstantní mezi 8-9 MJ/m³.



Obr. 25 Závislost výhřevnosti plynu na množství vodní páry

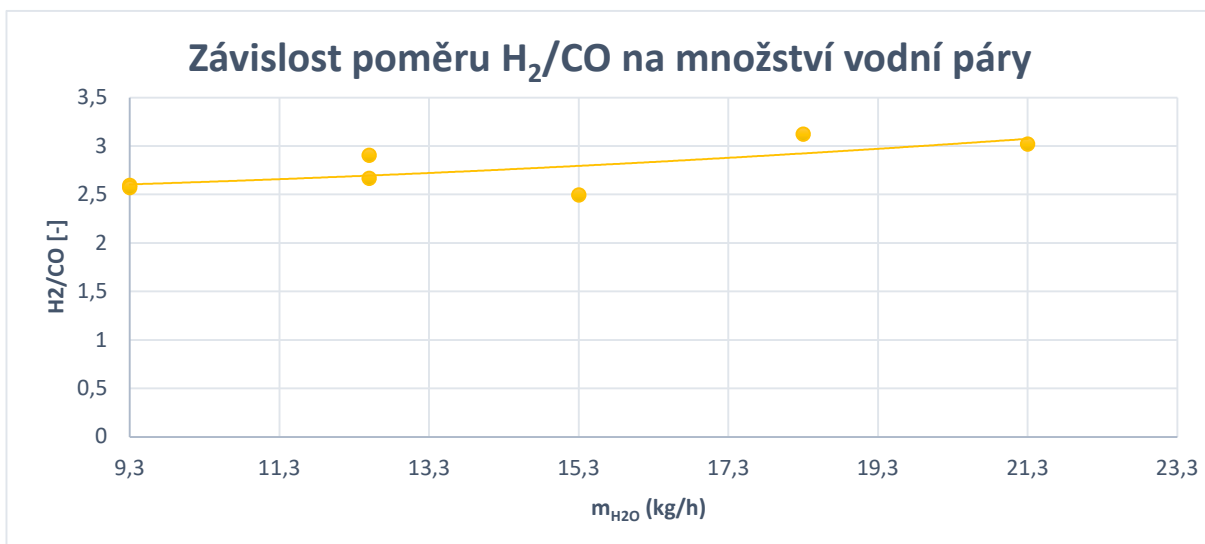
V dalším grafu je vidět, jak je složení výsledného plynu ovlivněno průtokem vodní páry. Složky s nejnižší procentuální koncentrací jsou methan (CH₄) a další uhlovodíky (C_xH_y), tyto složky jsou pro všechny průtoky téměř konstantní. Další složkou je (CO) ta postupně klesá z 15,7 na 12,6 %, nejvyšší je tedy při průtoku 9,3 kg/h. Oxid uhličitý (CO₂) stoupá a je nejvyšší pro průtok 21,3 kg/h a to 42,073 %. Koncentrace vodíku (H₂) je největší pro průtok 12,5 kg/h (41,767 %) a nejnižší při průtoku 15,3 kg/h (36,799 %).



Obr. 26 Závislost složek plynu na množství vodní páry

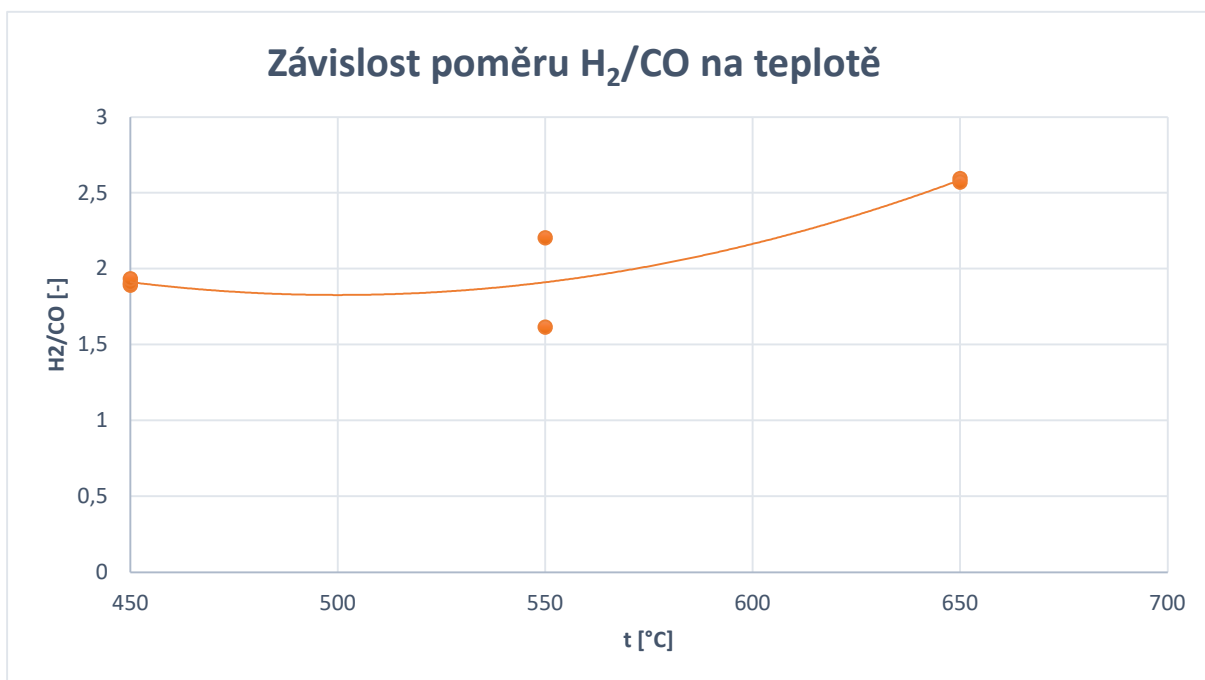
3.4.3 Závislost poměru H_2/CO na množství vodní páry a na teplotě

Dalším důležitým parametrem je poměr vodíku (H_2) k oxidu uhelnatému (CO). Z grafu je patrné že s rostoucím množstvím páry se zvyšuje i poměr H_2/CO , to dokazuje i poznatky ze studií kde je uvedeno že vodní pára zvýhodňuje produkce vodíku. Hodnota poměru H_2/CO se přibližně pohybovala mezi 2,5-3.



Obr. 27 Závislost poměru H_2/CO na množství vodní páry

Rovněž stojí za to zkoumat závislost poměru H_2/CO na teplotě a v grafu je zřetelně vidět, že s rostoucí teplotou páry roste i poměr H_2/CO . Pro tuto závislost byly zvažovány pouze vzorky s konstantním průtokem vodní páry 9,3 kg/h a při tomto průtoku roste poměr H_2/CO až na hodnotu přibližně 2,6.



Obr. 28 Závislost poměru H_2/CO na teplotě

3.5 Účinnost

Pro výpočet účinností CGE a HGE se musí nejprve určit hmotnostní tok plynu z hmotnostní bilance.

Hmotnostní bilance:

$$\dot{m}_{pal} + \dot{m}_{media} = \dot{m}_{plyn} + \dot{m}_{uhlik}$$

Výpočet pro vzorek č.1:

$$\begin{aligned}\dot{m}_{vz} &= \dot{V}_{vz} \cdot \rho_{vz} = 11 \cdot 1,2 = 13,2 \frac{kg}{h} \\ \dot{m}_{O_2} &= \dot{V}_{O_2} \cdot \rho_{O_2} = 2,46 \cdot 1,43 = 3,52 \frac{kg}{h} \\ \dot{m}_{daf} &= \frac{83,7 \cdot \dot{m}_{pal}}{100} = \frac{83,7 \cdot 18,42}{100} = 15,42 \frac{kg}{h}\end{aligned}$$

Množství uhlíku je přibližně 5 % z podílu prchavé hořlaviny biomasy:

$$\begin{aligned}\dot{m}_{uhlik} &= \frac{5 \cdot \dot{m}_{daf}}{100} = \frac{5 \cdot 15,42}{100} = 0,77 \frac{kg}{h} \\ \dot{m}_{plyn} &= \dot{m}_{vz} + \dot{m}_{pal} + \dot{m}_{O_2} + \dot{m}_{H_2O} - \dot{m}_{uhlik} \\ \dot{m}_{plyn} &= 13,20 + 18,42 + 3,52 + 9,30 - 0,77 = 43,67 \frac{kg}{h}\end{aligned}$$

Tab.23 hustoty jednotlivých složek plynu

Složka plynu	ρ [kg/m ³]
H₂	0,089
CO	1,25
CO₂	1,97
N₂	1,25
O₂	1,4
CH₄	0,72

Přepočet hmotnostního na objemový tok plynu:

$$\begin{aligned}\rho_{plyn} &= \frac{\rho_{H_2} \cdot H_2 + \rho_{CO} \cdot CO + \rho_{CO_2} \cdot CO_2 + \rho_{N_2} \cdot N_2 + \rho_{O_2} \cdot O_2 + \rho_{CH_4} \cdot CH_4}{100} \\ \rho_{plyn} &= \frac{20,606 \cdot 0,089 + 12,074 \cdot 1,25 + 27,141 \cdot 1,97 + 36,635 \cdot 1,25 + 0,017 \cdot 1,4 + 2,819 \cdot 0,72}{100} \\ &= 1,18 \frac{kg}{m^3}\end{aligned}$$

$$\dot{V}_{plyn} = \frac{\dot{m}_{plyn}}{\rho_{plyn}} = \frac{43,67}{1,18} = 36,93 \frac{m^3}{h}$$

Pro zbytek vzorků proběhl výpočet obdobným způsobem.

Tab.24 Výpočet objemového průtoku plynu pomocí hmotnostní bilance

Vz pl	m _{pal} [kg/h]	m _{H2O} [kg/h]	V _{vz} [m ³ /h]	V _{O2} [m ³ /h]	m _{vz} [kg/h]	m _{O2} [kg/h]	m _{daf} [kg/h]	m _{uhlík} [kg/h]	m _{plyn} [kg/h]	ρ _{plyn} [kg/m ³]	V _{plyn} [m ³ /h]
1	18,42	9,30	11,00	2,46	13,20	3,52	15,42	0,77	43,67	1,18	36,93
2	18,42	9,30	11,00	2,46	13,20	3,52	15,42	0,77	43,67	1,16	37,63
3	18,42	9,30	11,00	2,46	13,20	3,52	15,42	0,77	43,67	1,16	37,69
4	18,42	9,30	5,96	3,60	7,15	5,15	15,42	0,77	39,25	1,11	35,45
5	18,42	9,30	5,96	3,60	7,15	5,15	15,42	0,77	39,25	1,10	35,71
6	18,42	9,30	5,96	3,60	7,15	5,15	15,42	0,77	39,25	1,10	35,60
7	18,42	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	15,42	0,77	33,81	1,04	32,60
8	18,42	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	15,42	0,77	33,81	1,04	32,61
9	18,42	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	15,42	0,77	33,81	1,03	32,75
10	19,82	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	16,59	0,83	35,15	1,04	33,69
12	19,82	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	16,59	0,83	35,15	1,13	30,98
13	25,47	9,30	5,90	3,60	7,08	5,15	21,32	1,07	45,93	1,05	43,80
14	25,05	9,30	5,90	3,60	7,08	5,15	20,96	1,05	45,53	1,11	40,98
16	21,22	9,30	5,90	3,60	7,08	5,15	17,76	0,89	41,86	1,07	39,07
17	21,22	9,30	5,90	3,60	7,08	5,15	17,76	0,89	41,86	1,09	38,38
18	23,48	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	19,65	0,98	38,66	1,00	38,47
20	23,48	9,30	0,00	4,80	0,00	6,86	19,65	0,98	38,66	1,01	38,42
21	25,47	12,50	0,00	4,80	0,00	6,86	21,32	1,07	43,77	1,02	43,12
22	25,47	12,50	0,00	4,80	0,00	6,86	21,32	1,07	43,77	1,00	43,97
24	22,61	15,30	0,00	4,80	0,00	6,86	18,93	0,95	43,83	1,05	41,84
27	21,22	18,30	0,00	4,80	0,00	6,86	17,76	0,89	45,49	1,02	44,53
31	21,48	21,30	0,00	4,80	0,00	6,86	17,98	0,90	48,75	1,06	45,87

Dále se spočítá výtěžek plynu (Y) a účinnosti pro vzorek č.1:

$$Y = \frac{\dot{V}_{plyn}}{\dot{m}_{pal}} = \frac{36,93}{18,42} = 2,00 \frac{m^3}{kg}$$

Zbývá dopočítat účinnost procesu zplyňování, k tomu potřebujeme znát výhřevnost paliva a plynu.

$$\eta_{CGE} = Y \cdot \frac{Q_{i,plyn}^r}{Q_{i,pal}^r} \cdot 100$$

$$\eta_{CGE} = 2,00 \cdot \frac{5,18}{16,40} \cdot 100 = 63,30 \%$$

$$\eta_{HGE} = \frac{HV_{gas}}{HV_{fuel}} \cdot 100 \% = \frac{\dot{V}_{pl} \cdot Q_{pl}^r + \dot{V}_{pl} \cdot h_{pl}}{\dot{m}_{pal} \cdot Q_{pal}^r + \sum h_x \cdot \dot{V}_x} \cdot 100 \%$$

η_{HE}

=

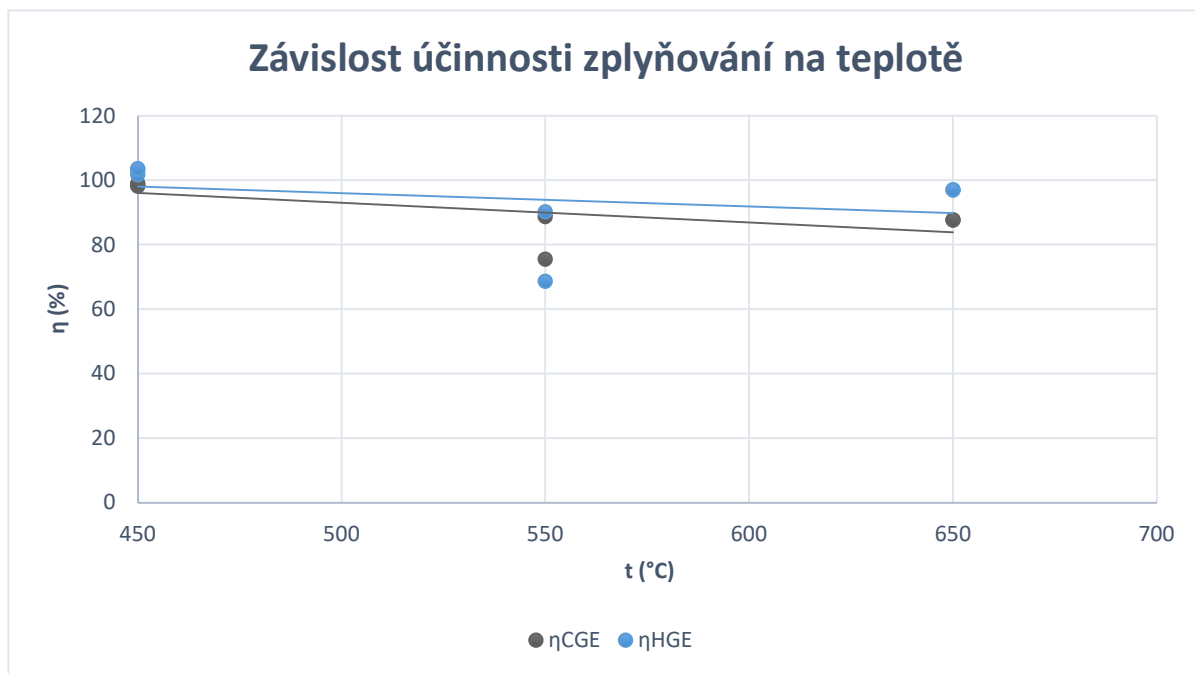
$$\frac{\left((36,93 \cdot 5,17) + (495,92 \cdot 36,93 \cdot ((1405 \cdot 0,21) + (104 \cdot 0,12) + (91 \cdot 0) + (83 \cdot 0,27) + (104 \cdot 0,36) + (217 \cdot 0,028))) \right)}{\left((16,4 \cdot 18,42) + (450 \cdot 2102 \cdot 9,3) + (450 \cdot 1081 \cdot 11) + (450 \cdot 1033 \cdot 2,46) \right)}$$

= 44,18 %

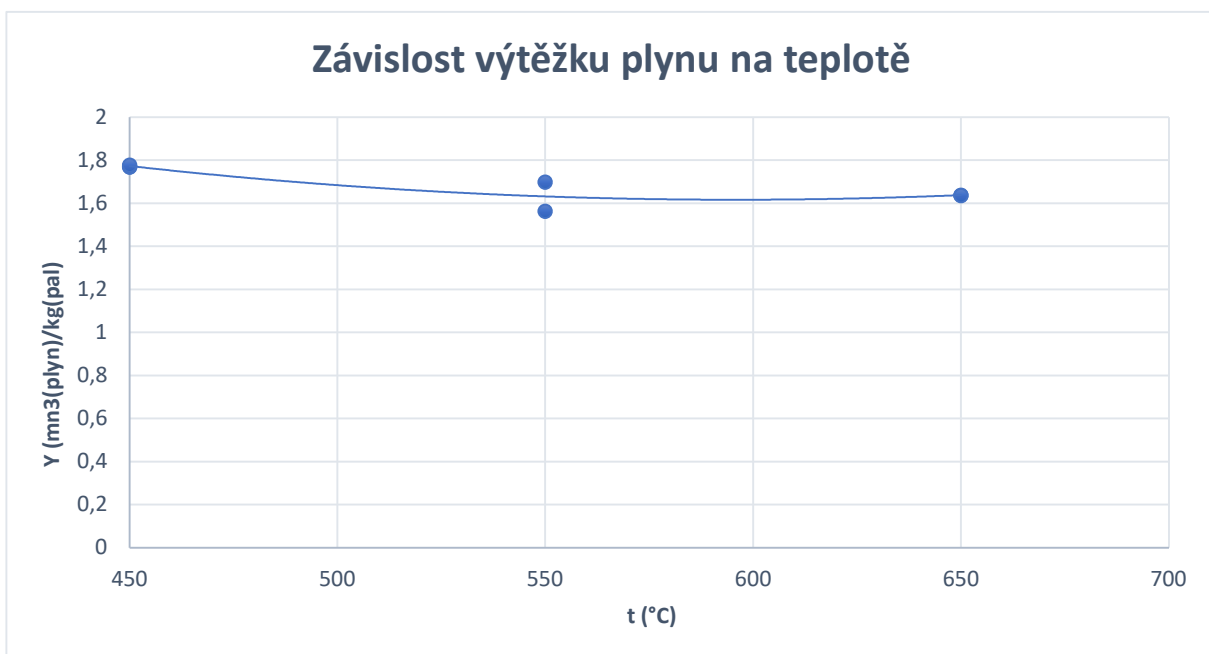
Tab.25 Výpočet výtěžku plynu a účinnosti

Vzorek plynu	V_{plyn} [m ³ /h]	LHV [MJ/m ³]	m_{pal} [kg/h]	Y [m ³ /kg]	$Q_{i,\text{pal}}^r$ [MJ/m ³]	η_{CGE} [%]	η_{HGE} [%]	ER
1	36,93	5,18	18,42	2,00	16,40	63,30	44,18	0,29
2	37,63	5,66	18,42	2,04	16,40	70,52	48,65	0,29
3	37,69	5,58	18,42	2,05	16,40	69,67	50,55	0,29
4	35,45	6,72	18,42	1,92	16,40	78,86	69,70	0,30
5	35,71	7,15	18,42	1,94	16,40	84,55	72,90	0,30
6	35,60	7,35	18,42	1,93	16,40	86,61	72,55	0,30
7	32,60	9,15	18,42	1,77	16,40	98,68	101,76	0,30
8	32,61	9,10	18,42	1,77	16,40	98,19	103,25	0,30
9	32,75	9,13	18,42	1,78	16,40	98,97	103,71	0,30
10	33,69	8,56	19,82	1,70	16,40	88,75	90,25	0,28
12	30,98	7,93	19,82	1,56	16,40	75,57	68,77	0,28
13	43,80	7,30	25,47	1,72	16,40	76,53	93,90	0,22
14	40,98	7,04	25,05	1,64	16,40	70,23	74,22	0,22
16	39,07	6,94	21,22	1,84	16,40	77,92	67,26	0,26
17	38,38	6,82	21,22	1,81	16,40	75,24	63,86	0,26
18	38,47	8,79	23,48	1,64	16,40	87,81	97,01	0,23
20	38,42	8,78	23,48	1,64	16,40	87,66	97,09	0,23
21	43,12	8,48	25,47	1,69	16,40	87,51	86,53	0,22
22	43,97	8,75	25,47	1,73	16,40	92,12	90,21	0,22
24	41,84	8,73	22,61	1,85	16,40	98,55	65,97	0,24
27	44,53	8,47	21,22	2,10	16,40	108,36	64,71	0,26
31	45,87	8,45	21,48	2,14	16,40	109,99	56,67	0,26

Pro určení závislosti účinnosti a výtěžku plynu na teplotě byly opět vybrány vzorky s konstantními průtoky médií. Z grafu je patrné že s rostoucí teplotou média obě účinnosti poklesnou až k hodnotě 80 %, nejvyšších hodnot účinností CGE a HGE je tedy dosaženo při teplotě 450 °C. Účinnost HGE je přesnější, protože uvažuje fyzické teplo plynu a média. Dále lze vidět že i výtěžek plynu s teplotou mírně klesá a pohybuje se mezi hodnotami 1,8-1,6 m³/kg.

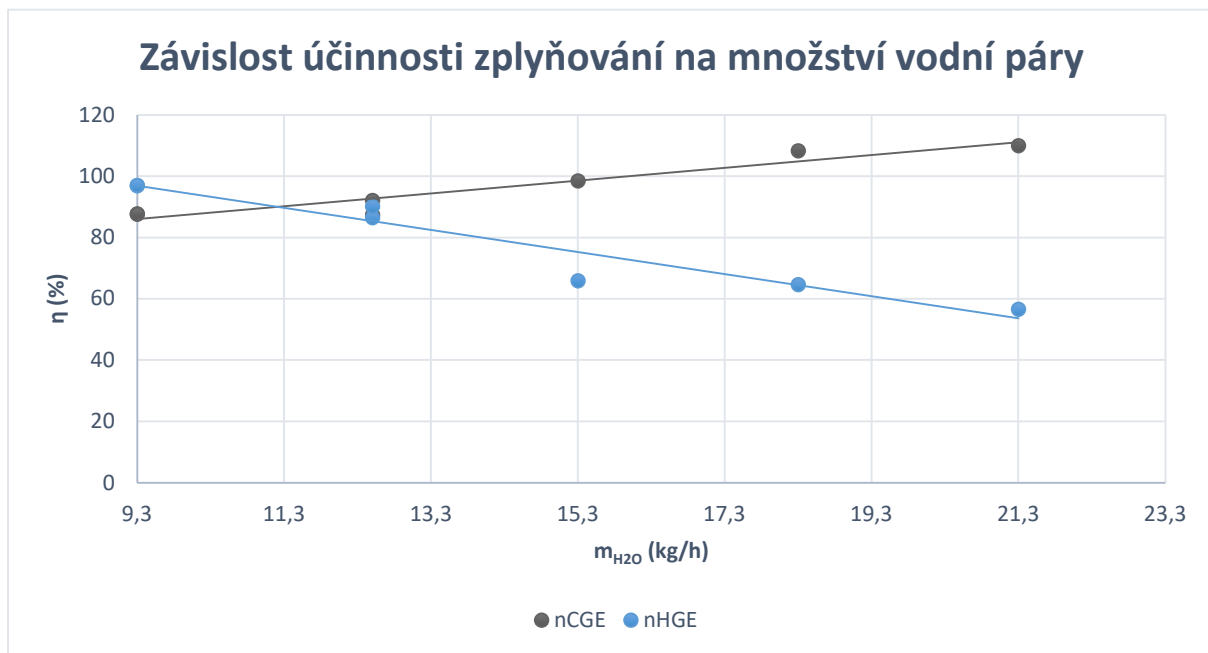


Obr.29 Závislost účinnosti zplyňování na teplotě

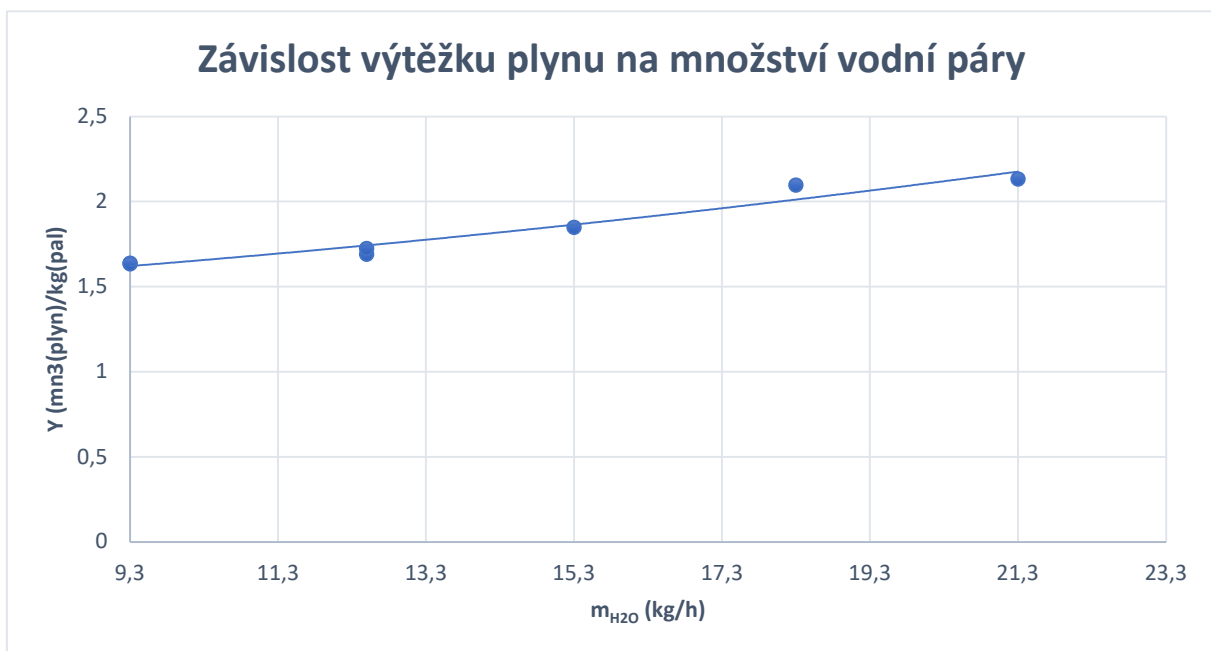


Obr.30 Závislost výtěžku plynu na teplotě

V dalším grafu je uvedena závislost účinností zplyňování (CGE, HGE) na množství přivedené páry. Jsou opět uvažovány vzorky s konstantní teplotou 650 °C a je zde vidět výrazný rozdíl mezi účinností studené plynu a účinností horkého plynu, která uvažuje fyzické teplo plynu a média. Z tohoto důvodu CGE s množstvím páry stále stoupá a HGE naopak klesá, protože je potřeba dodat větší množství energie na vstupu. Výtěžek plynu stále stoupá s množstvím páry až k hodnotě 2,14 m³/kg, to je dáno přísunem většího množství média do reaktoru.



Obr.31 Závislost účinnosti zplyňování na množství vodní páry



Obr.32 Závislost výtěžku plynu na množství vodní páry

3.6 Poměr ER

Pro posouzení vlivu zplyňovacího poměru ER na parametry plynu se musí použít pouze vzorky s konstantním průtokem páry, teplotou a u těchto vzorků byl i hmotnostní tok paliva konstantní. Poměr u těchto vzorků se pohyboval mezi 0,294-0,301, takže byl téměř konstantní, z tohoto důvodu se nedají vyvodit jednoznačné závěry.

Tab.26 Vypočítané poměry ER pro uvažované vzorky

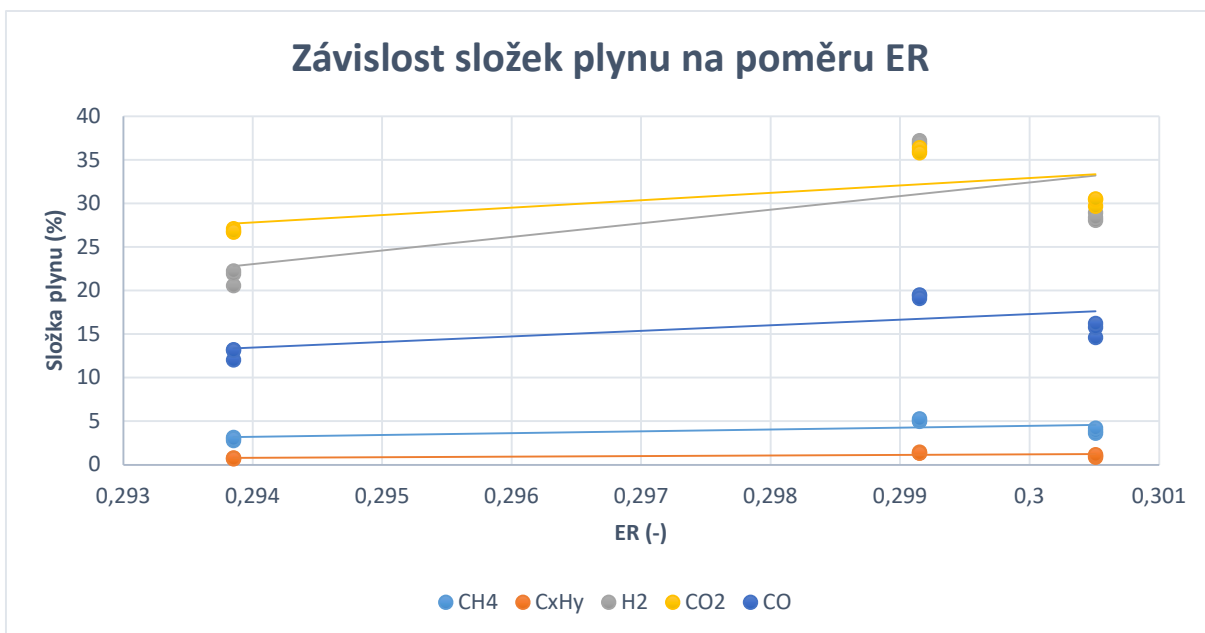
Vz_pl	m_{H_2O} [kg/h]	LHV [MJ/m³]	η_{HGE} [%]	t [°C]	ER [-]
1	9,30	5,18	44,18	450,00	0,294

2	9,30	5,66	48,65	450,00	0,294
3	9,30	5,58	50,55	450,00	0,294
4	9,30	6,72	69,70	450,00	0,301
5	9,30	7,15	72,90	450,00	0,301
6	9,30	7,35	72,55	450,00	0,301
7	9,30	9,15	101,76	450,00	0,299
8	9,30	9,10	103,25	450,00	0,299
9	9,30	9,13	103,71	450,00	0,299

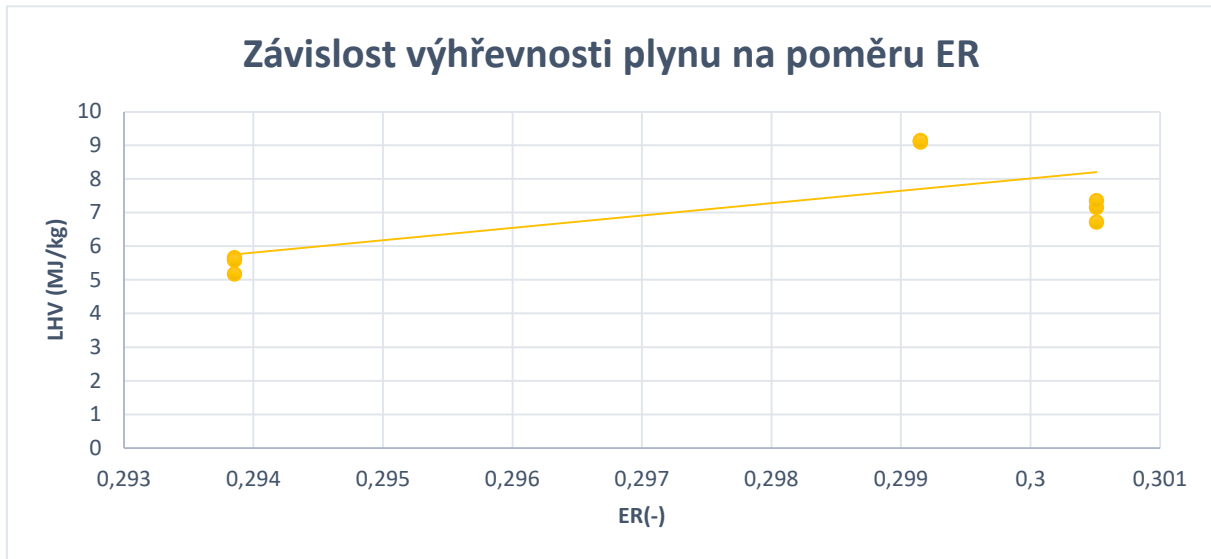
Výpočet pro vzorek č.1:

$$ER = \frac{\dot{V}_{O_2} + (\dot{V}_{vz} \cdot 0,205)}{\dot{V}_{O_2}^{stech} \cdot \dot{m}_{pal}} = \frac{2,46 + (11 \cdot 0,205)}{0,871 \cdot 18,42} = 0,294$$

V následujících grafech můžeme vidět že koncentrace methanu a ostatních uhlovodíků se téměř neměnila. Koncentrace vodíku, oxidu uhličitého i oxidu uhelnatého se mírně zvýšily, to bylo nejspíš způsobeno přiváděním většího množství kyslíku. Nejvyšší hodnoty složek byly dosaženy při poměru 0,299. Dále s rostoucím poměrem ER mírně rostla i výhřevnost a účinnost horkého plynu (HGE), přičemž u všech bylo dosaženo maxima opět při poměru 0,299. Dále je zde uvedena Závislost poměru SBR na poměr ER, tady jsou brány vzorky s konstantním průtokem páry 9,3 kg/h, tím pádem je zde větší rozsah poměru ER a více relevantních vzorků. V grafu je vidět že s rostoucím poměrem ER roste lineárně i poměr SBR a je to způsobeno tím, že oba poměry s rostoucím hmotnostním průtokem paliva klesají.



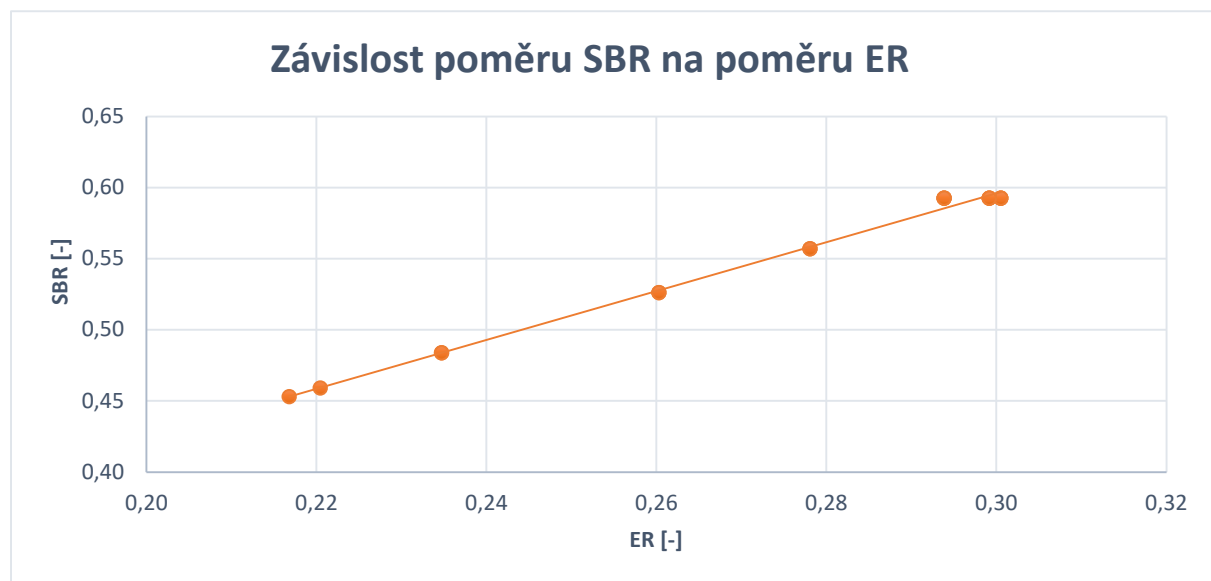
Obr.33 Závislost složek plynu na zplyňovacím poměru ER



Obr.34 Závislost výhřevnosti plynu na poměru ER



Obr.35 Závislost účinnosti zplyňování na poměru ER



Obr.36 Závislost poměru SBR na poměru ER

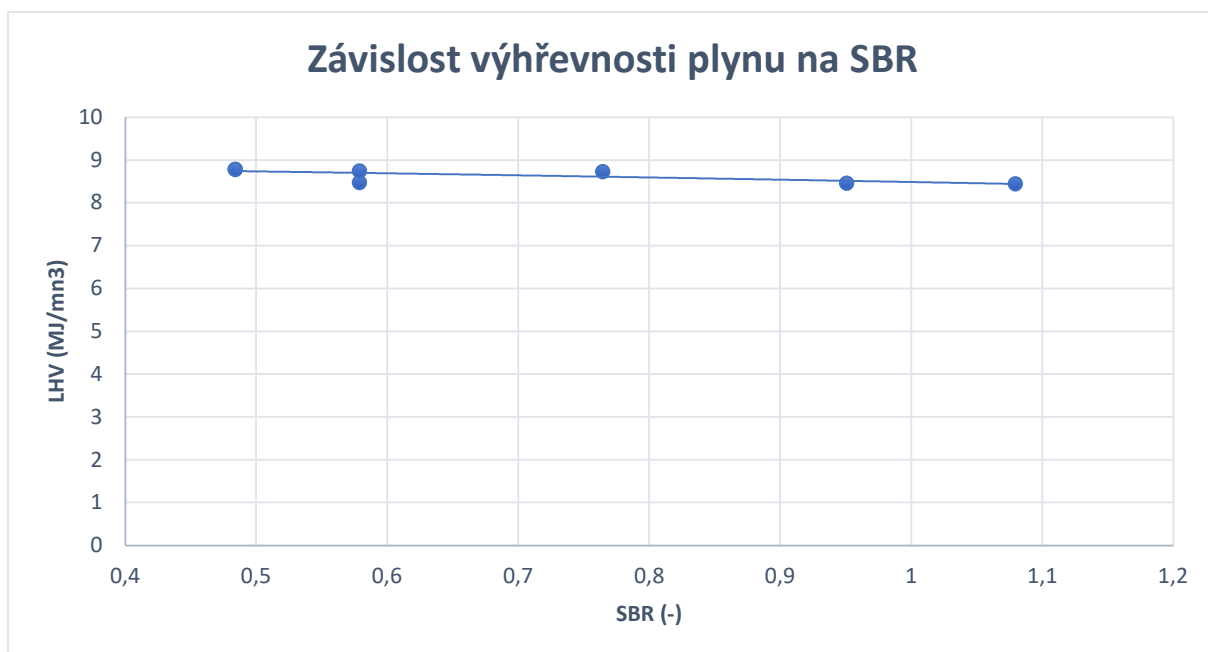
3.7 Poměr SBR

Poměry SBR (pára k biomase) byly pro jednotlivé vzorky spočítány v kapitole 3.4. U tohoto poměrového parametru je zahrnuta i vlhkost paliva.

Tab.27 Hodnoty veličin pro závislosti na SBR

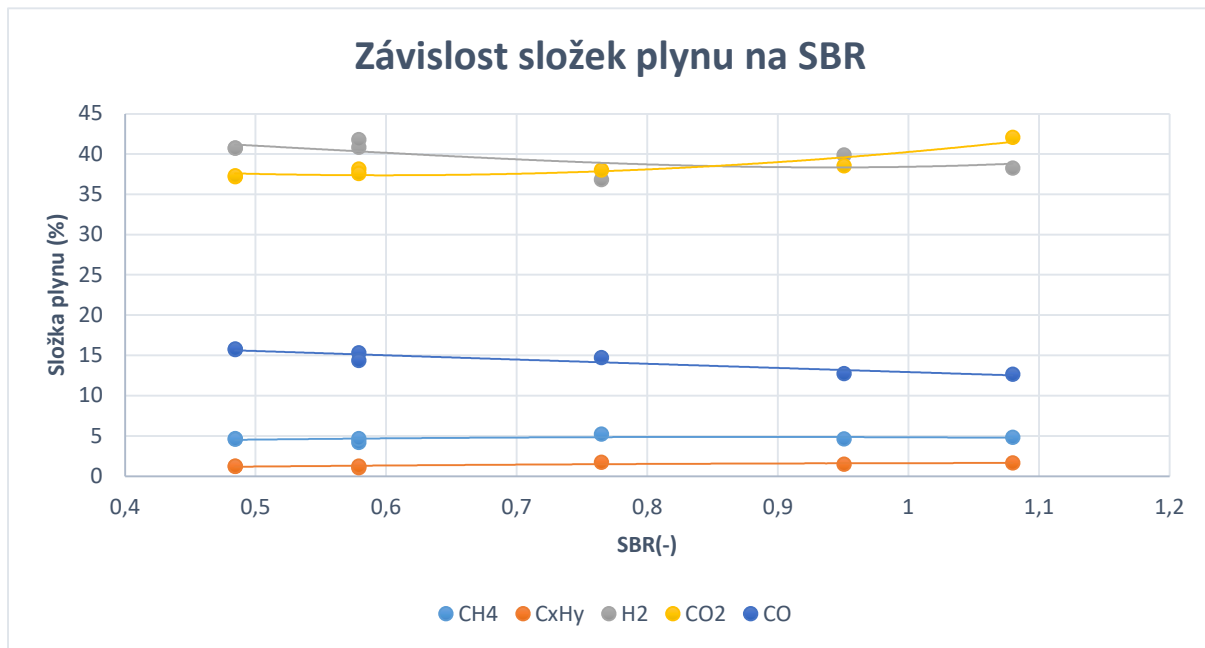
Vz_pl	H ₂ [%]	CO ₂ [%]	O ₂ [%]	CH ₄ [%]	CO [%]	C _x H _y [%]	LHV [MJ/m ³]	SBR [-]	η _{HGE} [%]	t [°C]
18	40,75	37,18	0,327	4,666	15,70	1,237	8,79	0,48	97,01	650
20	40,71	37,28	0,247	4,597	15,82	1,253	8,78	0,48	97,09	650
21	40,84	38,14	0,228	4,185	15,30	1,076	8,48	0,58	86,53	650
22	41,77	37,59	0,25	4,694	14,36	1,26	8,75	0,58	90,21	650
24	36,80	38,01	0,182	5,25	14,74	1,715	8,73	0,76	65,97	650
27	39,87	38,54	0,187	4,637	12,76	1,499	8,47	0,95	64,71	650
31	38,26	42,07	0,304	4,829	12,66	1,668	8,45	1,08	56,67	650

U tohoto parametru se, stejně jako u závislostí na průtoku páry, uvažují pouze vzorky s konstantní teplotou 650 °C. Uvedené závislosti na poměru SBR jsou velice podobné závislostem na hmotnostní průtok páry, takže vlhkost obsažená v palivu nemá na výsledné charakteristiky výrazný vliv. Výhřevnost je téměř konstantní a pohybuje se mezi 8-9 MJ/m³, nejvyšší výhřevnosti 8,79 MJ/m³ bylo dosaženo při nejnižším poměru SBR a to 0,48.



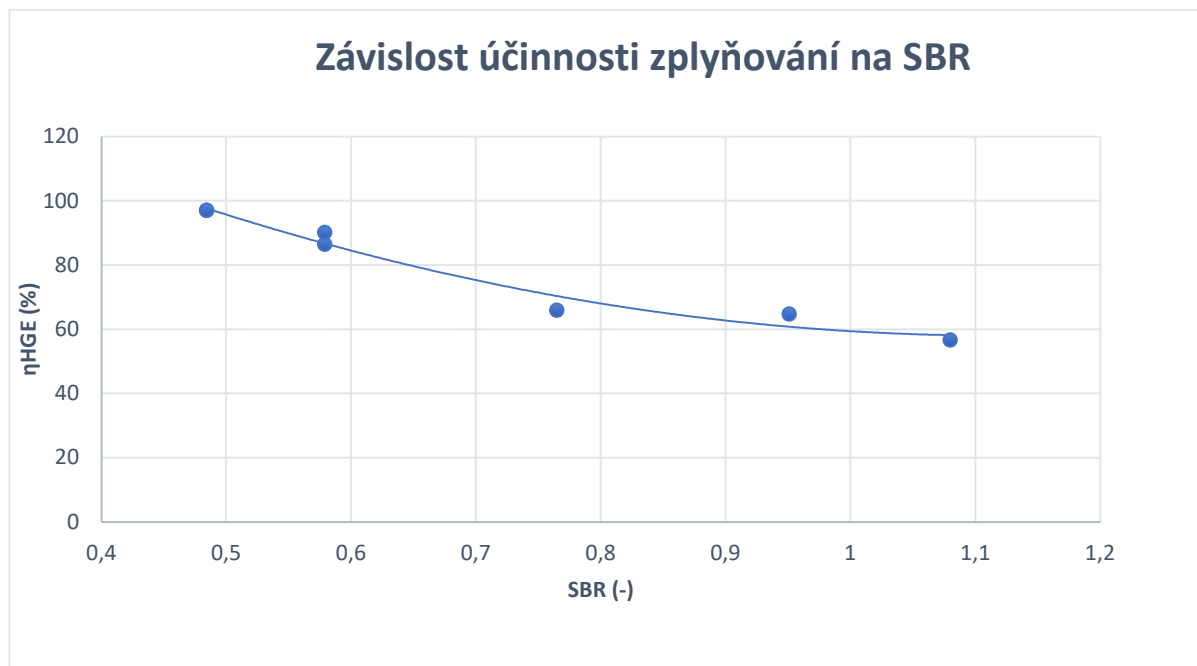
Obr.37 Závislost výhřevnosti plynu na SBR

V následujícím grafu závislosti složek plynu na poměru SBR lze vidět, že koncentrace uhlovodíků včetně methanu jsou nejnižší a téměř konstantní ve srovnání s ostatními složkami. Další v pořadí je oxid uhelnatý, který pozvolně klesá, přičemž nejnižší je při hodnotě SBR 1,08. Podíl vodíku pozvolna klesá, pohybuje se mezi 37-42 % a nejvyšší hodnoty dosahuje při poměru 0,58. Oxid uhličitý stále stoupá a maxima dosáhne při poměru 1,08.



Obr.38 Závislost složek plynu na SBR

Závislost účinnosti horkého plynu na SBR je uvedena v následujícím grafu a vykazuje výrazný pokles až na hodnotu 56,67 % při poměru 1,08. Tento znatelný pokles účinnosti je způsoben potřebou dodat více energie na vstupu při vyšších průtocích páry.



Obr.39 Závislost účinnosti HGE zplyňování na poměru SBR

3.8 Shrnutí výsledků

Měřeno bylo celkem 11 stavů, nejprve se vzduchem a teplotou 450 °C, poté se vzduch postupně nahrazoval vodní parou a kyslíkem. Dále se zvýšila teplota média na 550 °C, zde byl jeden stav bez vzduchu a druhý s přidavkem vzduchu a byla zvýšena teplota na 650 °C. naměřil se jeden stav s přidavkem vzduchu, zplyňování v další fázi probíhalo bez vzduchu,

s konstantním průtokem kyslíku a reguloval se pouze průtok páry který se zvyšoval až do hodnoty 21,3 kg/h (viz Tab.20).

Ve výsledku se prokázalo že zplyňování bez vzduchu přineslo lepší výsledky, co se týče obsahu vodíku i výhřevnosti. Dále byl obsah dusíku snížen téměř na nulu oproti zplyňování s přídatkem vzduchu.

U závislosti zplyňovací teploty na složení plynu a na výhřevnosti byly zvažovány pouze vzorky s nulovým obsahem vzduchu a s konstantním průtokem páry 9,3 kg/h. Na Obr.23 je vidět, že složky CO₂, CH₄ a C_xH_y jsou téměř konstantní, takže teplota média na ně nemá téměř žádný vliv. Koncentrace oxidu uhelnatého (CO) postupně klesala z hodnoty 20 na 15 %. Vodík (H₂) nejprve mírně klesal a poté rostl nad hodnotu 40 %, ve studii 4 bylo též dokázáno že vyšší teploty upřednostňují tvorbu H₂. Výhřevnost (dle Obr.24) se u všech zplyňovacích teplotách pohybovala mezi 8-9 MJ/kg. Z Obr.28 bylo prokázáno že s rostoucí teplotou páry roste poměr H₂/CO a maximum má při teplotě 650 °C a to 2,6. Naopak obě účinnosti CGE i HGE poklesli s teplotou až k hodnotě 80 % (viz Obr.29), také mírně poklesl výtěžek plynu (dle Obr.30) a pohyboval se mezi hodnotami 1,6-1,8.

Dále se zkoumala závislost množství přivedené páry a poměru SBR na složení plynu a výhřevnosti při teplotě 650 °C a opět bez vzduchu. Ve výsledcích se ukázalo, že množství přivedené páry ani poměr SBR neměli téměř žádný vliv na výhřevnost, jak je vidět v Obr.25. Nejvyšší hodnota výhřevnosti byla dosažena pro průtok 9,3 kg/h (SBR 0,48) a to 8,79 MJ/m³. Z obsahu složek plynu na Obr.26 je vidět, že nejnižší procentuální koncentrace měl methan (CH₄) a další uhlovodíky (C_xH_y), tyto složky jsou pro všechny průtoky téměř konstantní podobně jako ve studiích 3 a 4. Další složka (CO) postupně klesala (stejně jako ve studii 3 a 4), konkrétně z 15,7 na 12,6 %. Nejvyšší byla tedy při průtoku 9,3 kg/h (SBR 0,48). Oxid uhličitý (CO₂) stoupá a je nejvyšší pro průtok 21,3 kg/h (SBR 1,08) a to 42,073 %. Koncentrace vodíku (H₂) ve studiích 3 a 4 stoupala s rostoucím poměrem SBR, v tomto experimentu naopak mírně poklesla a byla největší pro průtok 12,5 kg/h (SBR 0,58) a to 41,767 %. Nejnižší při průtoku 15,3 kg/h (SBR 0,76) a to 36,799 %. Poměr H₂/CO z Obr.27 s rostoucím množstvím páry mírně vzrostl, to potvrzuje i poznatky ze studie 5, kde bylo rovněž prokázáno že pára zvýhodňuje produkci H₂. Poměr H₂/CO se pohyboval mezi 1,5-3 a nejvyšší hodnoty dosáhl při průtoku 18,3 kg/h. Z Obr.31 je patrné, že účinnost studeného plynu při tomto experimentu s rostoucím množstvím páry stoupala, stejně tomu bylo i u studií 3 a 5. Naopak účinnost HGE, která je mnohem přesnější než CGE, výrazně poklesla s párou kvůli potřebě dodat větší množství energie na vstup. Výtěžek plynu rostl až k hodnotě 2,4 m³/kg dle Obr.32, to bylo dáno větším přísunem média do reaktoru.

Závěrem se doporučuje z hlediska výroby vodíku zplyňovat bez vzduchu při ER=0,2-0,3, průtoku páry 9,3-12,5 kg/h (SBR=0,48-0,58) a při teplotě 650 °C. Při tomto stavu (vzorky 18-22 z Tab.27) vychází nejvyšší koncentrace vodíku 40-42 % a koncentrace oxidu uhelnatého je 14-16 %, dále je zde vysoká účinnost 87-97 %, která s dalším přivedením páry výrazně klesá a je zde i vysoká výhřevnost 8,5-9 MJ/m³. Nejvyšší účinnosti (101-103 %) a výhřevnosti (9,10-9,15 MJ/kg) bylo dosaženo u vzorků 7-9 při průtoku 9,3 kg/h (SBR 0,59), ale nižší teplotě 450 °C. Ovšem zde byla naměřena o 5 % nižší koncentrace vodíku, také až o 0,5-1 nižší poměr H₂/CO, proto se doporučuje varianta s teplotou 650 °C a průtokem páry 9,3-12,5 kg/h.

ZÁVĚR

Cílem této práce bylo najít ideální poměr směsi kyslíku a vodní páry pro co nejvyšší kvalitu generátorového plynu a zjistit vliv teploty směsi na zplyňování biomasy. Dále bylo za úkol navrhnut měření pro ověření získaných poznatků, provedení experimentu, vyhodnocení výsledků a závěrečná doporučení.

První část práce je zaměřena na popis procesu zplyňování a popis procesů probíhajících při zplyňování sušení, pyrolýza, oxidace a redukce. Dále je uveden popis zplyňovacích reaktorů, které se podle konstrukce dělí na s pevným ložem, s fluidním ložem a s unášivým proudem. Rovněž jsou zde popsány vlastnosti paliva v tomto případě biomasy. Nakonec jsou uvedeny vlastnosti výsledného plynu, možnosti jeho využití, znečišťující látky v plynu a možnost jejich odstranění.

Ve druhé části jsou popsány zplyňovací média, což jsou vzduch, kyslík, oxid uhličitý, vodní pára a jejich kombinace. Pro tento příklad byla stěžejní kombinace kyslíku a vodní páry, proto byly zpracovány různé studie zabývající se použitím tohoto média.

V poslední části se nejprve navrhly provozní parametry průtok kyslíku ze vztahu pro zplyňovací poměr ER a průtok páry z poměru páry k biomase SBR. Reálné průtoky páry se ovšem trochu lišily od skutečnosti, to bylo způsobeno zachováním teploty okolo 810 °C a tomu se přizpůsoboval hmotnostní tok páry a množství paliva.

Na základě návrhu byly provedeny experimenty na fluidním zplyňovacím reaktoru Biofluid2, po každém ustálení stavu byly odebrány tři vzorky a po odběru se odeslaly na off-line analýzu která se provedla na chromatografu.

Měřeno bylo celkem 11 stavů, nejprve se vzduchem a teplotou 450 °C, poté se vzduch postupně nahrazoval vodní parou a kyslíkem. Dále se zvýšila teplota média na 550 °C, zde byl jeden stav bez vzduchu a druhý s přídavkem vzduchu a byla zvýšena teplota na 650 °C. naměřil se jeden stav s přídavkem vzduchu, zplyňování v další fázi probíhalo bez vzduchu, s konstantním průtokem kyslíku a reguloval se pouze průtok páry který se zvyšoval až do hodnoty 21,3 kg/h.

Ve výsledku se prokázalo že zplyňování bez vzduchu přineslo lepší výsledky, co se týče obsahu vodíku i výhřevnosti. Dále byl obsah dusíku snížen téměř na nulu oproti zplyňování s přídavkem vzduchu.

U vlivu teploty na zplyňovací proces při konstantním průtoku páry 9,3 kg/h se ukázalo, že teplota nemá téměř žádný vliv na uhlovodíky (včetně methanu) a na oxid uhličitý. Poměr vodíku a oxidu uhelnatého s rostoucí teplotou vzrostl, výhřevnost se pro všechny teploty pohybovala mezi 8-9 MJ/m³. Rovněž bylo pozorováno snížení účinností (HGE a CGE) a výtěžku plynu s teplotou.

Vliv množství vodní páry a SBR na proces zplyňování byl pozorován při teplotě 650 °C, uhlovodíky (včetně methanu) byly opět téměř konstantní a koncentrace oxidu uhličitého stoupala s množstvím páry. Poměr vodíku a oxidu uhelnatého mírně vzrostl a pohyboval se mezi 1,5-3 a nejvyšší byl pro průtok 18,3 kg/h. Množství přivedené páry nemělo výrazný vliv na výhřevnost a maximum 8,79 MJ/m³ bylo dosaženo při průtoku páry 9,3 kg/h. Účinnost HGE výrazně poklesla s množstvím páry kvůli potřebě dodat více energie na vstupu. Výtěžek plynu naopak vzrostl z důvodu většího přísunu média do reaktoru.

Jedním z cílů práce bylo nalezení ideálního poměru kyslíku a vodní páry. Zplyňovací Poměr ER je nejlepší volit mezi hodnotami 0,2-0,3. Nejvyšší účinnosti HGE (101-103 %) a výhřevnosti (9,10-9,15 MJ/kg) bylo dosaženo u vzorků 7-9 při nejnižší teplotě 450 °C a při průtoku páry 9,3 kg/h (SBR 0,59). Ovšem při teplotě 650 °C bylo dosaženo u vzorků 18-22

srovnatelné účinnosti HGE (87-97 %) pro průtoky páry 9,3 a 12,5 kg/h, což odpovídá hodnotám SBR 0,48 a 0,58. Je zde dosaženo rovněž vysoké výhřevnosti 8,5-9 MJ/m³, ale hlavní výhodou této varianty je cca o 5 % vyšší koncentrace vodíku a až o 0,5-1 vyšší poměr vodíku a oxidu uhelnatého. Z tohoto důvodu se doporučuje varianta s teplotou 650 °C a průtoky páry 9,3-12,5 kg/h.

SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ

- [1] BALÁŠ, Marek. Kotle a výměníky tepla. Vydání třetí. Brno: Akademické nakladatelství CERM s.r.o. Brno, 2019, 131 stran : černobílé ilustrace. ISBN 978-80-214-5769-0.
- [2] Zplyňování biomasy. Team ENERGO s.r.o. [online]. 2016 [cit. 2020-01-23]. Dostupné z: http://www.tenergoteam.cz/?page_id=159
- [3] KAŠPAR, Matěj. Zplyňování biomasy a odpadů s kogenerací pomocí mikrotubíny [online]. Brno, 2009 [cit. 2020-01-23]. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství. Energetický ústav. Vedoucí práce Marek Baláš.
- [4] FRIEDEL, Ing. Pavel a Ing. Václav PEER. Nežádoucí látky vznikající při zplyňování. Tzbinfo [online]. Ostrava, 2016 [cit. 2020-01-23]. Dostupné z: <https://energetika.tzb-info.cz/14932-nezadouci-latky-vznikajici-pri-zplynovani>
- [5] LISÝ, Martin. Čištění energoplynu z biomasy v katalytickém vysokoteplotním filtru. Brno, 2009. Disertační práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství. Energetický ústav. Vedoucí práce Zdeněk Skála.
- [6] POHOŘELÝ, Michael a Michal JEREMIÁŠ. Zplyňování biomasy – možnosti uplatnění. Biom.cz [online]. Praha, 2010 [cit. 2020-01-23]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/zplynovani-biomasy-moznosti-uplatneni>
- [7] VYPUŠŤÁKOVÁ, Veronika. Atmosferické zplyňování biomasy s přídavkem kyslíku a vodní páry. Brno, 2019. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství. Energetický ústav. Vedoucí práce Marek Baláš.
- [8] BALÁŠ, Marek. Čištění energoplynu kovovými katalyzátory. Brno, 2010. Disertační práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství. Energetický ústav. Vedoucí práce Zdeněk Skála.
- [9] REZAIYAN, John a Nicholas P CHEREMISINOFF. Gasification technologies: a primer for engineers and scientists. Boca Raton: CRC Press ; Taylor & Francis, 2005, xxii, 336 s. : il., tabulky. ISBN 0-8247-2247-7.
- [10] BASU, Prabir. Combustion and gasification in fluidized beds. Boca Raton: CRC ; Taylor & Francis, 2006, 473 s. : il. ; 27 cm. ISBN 0-8493-3396-2.
- [11] PEER, Ing. Václav a Ing. Pavel FRIEDEL. Zplyňování – principy a reaktory. Tzbinfo [online]. [cit. 2020-01-23]. Dostupné z: <https://vytapeni.tzb-info.cz/vytapime-tuhymi-palivy/13729-zplynovani-principy-a-reaktory>
- [12] ELBL, Patrik. Optimalizace podmínek zplyňování biologicky rozložitelných odpadů [online]. Brno, 2018 [cit. 2020-01-23]. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství. Energetický ústav. Vedoucí práce Martin Lisý.
- [13] BUDAI, Karel. Zplyňování biomasy v atmosféře se zvýšeným obsahem oxidu uhličitého. Brno, 2019. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství. Energetický ústav. Vedoucí práce Marek Baláš.
- [14] SALAMI, Najdat. *Gasification of pine wood chips with air-steam in fluidized bed*. 2014, 110 stran : barevné ilustrace + 1 CD-ROM
- [15] BALÁŠ, Marek. Fluidní zplyňování biomasy, Brno: Vysoké učení technické, Fakulta strojního inženýrství, 2016, 148 stran: barevné ilustrace.
- [16] Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. Biomass and Bioenergy. 1999, (17), 389-403. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(99\)00055-0](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(99)00055-0).

- [17] KUMAR, Ajay, David D. JONES a Milford A. HANNA. Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology. *Energies*, 2, 556-581 [online]. 21.7.2009, 2009 [cit. 2020-05-12]. DOI: 10.3390/en20300556. Dostupné z: https://www.researchgate.net/publication/26638081_Thermochemical_Biomass_Gasification_A_Review_of_the_Current_Status_of_the_Technology
- [18] Energie z biomasy ...: sborník příspěvků ze semináře [online]. V Brně: Vysoké učení technické, 2003 [cit. 2020-05-12]. ISBN 978-80-214-3542-1. Dostupné z: <https://eu.fme.vutbr.cz/sborniky-enbio-2007>
- [19] SALAMI, Najdat. Gasification in fluidized bed: Effect of using of the air/steam as gasifying agent on the syngas composition. *Energie z biomasy XIII – odborný seminář* [online]. Brno, 2012, 95-101 [cit. 2020-03-26]. Dostupné z: http://www.eu.fme.vutbr.cz/file/103_1_1/
- [20] CO₂ as moderator for biomass gasification. *Fuel*. 2004(117), 198-205. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.09.068>.
- [21] Biomass gasification with CO₂ in a fluidized bed. *Powder Technology*. 2016(296), 87-101. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.12.041>.
- [22] GIBSON, Lisa. Study: Carbon dioxide in biomass gasification increases efficiency. *Biomass magazine* [online]. 18.11.2009 [cit. 2020-03-27]. Dostupné z: <http://biomassmagazine.com/articles/3248/study-carbon-dioxide-in-biomass-gasification-increases-efficiency>
- [23] ŠVÁCHA, Filip. Využití spalin pro zplyňování biomasy. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství, 2019.
- [24] Přístrojové vybavení. ENERGETICKÝ ÚSTAV [online]. Brno: FSI VUT v Brně, 2020 [cit. 2020-05-12]. Dostupné z: <https://eu.fme.vutbr.cz/o-nas-laboratore-oei-pristrojove-vybaveni>
- [25] Product gas composition for steam-oxygen fluidized bed gasification of dried sewage sludge, straw pellets and wood pellets and the influence of limestone as bed material. *Biomass and Bioenergy*. 2018(117), 71-77. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2018.07.011>.
- [26] Steam/oxygen biomass gasification at pilot scale in an internally circulating bubbling fluidized bed reactor. *Fuel Processing Technology*. 2016(141), 74-81. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.06.008>.
- [27] Steam/oxygen gasification of dried sewage sludge in a two-stage gasifier: Effects of the steam to fuel ratio and ash of the activated carbon on the production of hydrogen and tar removal. *Energy*. 2015, 160-167. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.08.027>.
- [28] Pilot scale steam-oxygen CFB gasification of commercial torrefied wood pellets. The effect of torrefaction on the gasification performance. *Biomass and Bioenergy*. 2017(105), 411-420. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.08.005>.
- [29] Biomass gasification in a 100 kWth steam-oxygen blown circulating fluidized bed gasifier: Effects of operational conditions on product gas distribution and tar formation. *Biomass and Bioenergy*. 2011(35), 2910-2924. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.03.028>.
- [30] DUBINOVÁ, Petra. *Zplyňování biomasy v kyslíkové atmosféře*. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta strojního inženýrství, 2019.

SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK

Symbol	Veličina	Jednotka
ER	Zplyňovací poměr	-
SBR	Poměr páry k biomase	-
t	Teplota	°C
p	Tlak	Pa
A^r	Popelovina	%
ΔH	Reakční teplo	kJ/mol
W^r	Vlhkost	%
Q_i^r	Výhřevnost	MJ/kg, MJ/m ³
Q_s	Spalné teplo	MJ/kg, MJ/m ³
GR	Zplyňovací poměr	-
KVET	Kombinovaná výroba elektřiny a tepla	-
TZL	Tuhé znečišťující látky	-
CCE	Účinnost přeměny uhlíku	%
HGE	Účinnost horkého plynu	%
CGE	Účinnost studeného plynu	%
LHV	Lower heating value	MJ/m ³
PAH	Polycyklické aromatické uhlovodíky	-
WHSV	Hmotnostní hodinová prostorová rychlost	h ⁻¹
PCDD, PCDF	Perzistentní organické látky	-
U_{mf}	Minimální fluidizační rychlost	m/s
v	Mimovrstvá rychlost	m/s
Y	Výtěžek plynu	M ³ /kg
ρ	Hustota	kg/m ³
\dot{V}	Objemový tok	m ³ /h
\dot{m}	Hmotnostní tok	kg/h

SEZNAM OBRÁZKŮ

- Obr.1 Princip zplyňování [6]
- Obr.2 Autotermní a alotermní zplyňování [6]
- Obr.3 Orientační výkon různých zplyňovacích generátorů [6]
- Obr.4 Schéma protiproudého reaktoru [11]
- Obr.5 Schéma souproudého reaktoru [11]
- Obr.6 Schéma reaktoru s křížovým tokem [11]
- Obr.7 Schéma fluidního reaktoru [11]
- Obr.8 Formování dehtu [12]
- Obr.9 Závislost jednotlivých složek výsledného plynu na zplyňovacím poměru [14]
- Obr.10 Vliv poměru SBR na složení výsledného plynu [19]
- Obr.11 Složení plynu a výtěžek [25]
- Obr.12 Složení výsledného plynu za třech provozních podmínek [26]
- Obr.13 Složení plynu měřené během experimentů Topell [28]
- Obr.14 Složení plynu měřené během experimentů Torrocoal [28]
- Obr.15 Experimentální zplyňovací jednotka Biofluid 2 [24]
- Obr.16 Schéma zařízení Biofluid [8]
- Obr.17 zásobník paliva
- Obr.18 Počítač sloužící k regulaci zplyňovacího reaktoru
- Obr.19 Průběh teplot a tlaků při měření
- Obr.20 Plynový chromatograf
- Obr.21 Vzorkovnice pro odběr plynu
- Obr.22 Odběr plynu
- Obr.23 Závislost obsahu složek plynu na teplotě
- Obr.24 Závislost výhřevnosti plynu na teplotě
- Obr.25 Závislost výhřevnosti plynu na množství vodní páry
- Obr.26 Závislost složek plynu na množství vodní páry
- Obr.27 Závislost poměru H_2/CO na množství vodní páry
- Obr.28 Závislost poměru H_2/CO na teplotě
- Obr.29 Závislost účinnosti zplyňování na teplotě
- Obr.30 Závislost výtěžku plynu na teplotě
- Obr.31 Závislost účinnosti zplyňování na množství vodní páry
- Obr.32 Závislost výtěžku plynu na množství vodní páry
- Obr.33 Závislost složek plynu na zplyňovacím poměru ER
- Obr.34 Závislost výhřevnosti plynu na poměru ER
- Obr.35 Závislost účinnosti zplyňování na poměru ER
- Obr.36 Závislost poměru SBR na poměru ER
- Obr.37 Závislost výhřevnosti plynu na SBR
- Obr.38 Závislost složek plynu na SBR
- Obr.39 Závislost účinnosti HGE zplyňování na poměru SBR

SEZNAM TABULEK

- Tab.1 Základní chemické složení biomasy [3]
- Tab.2 Metody odstraňování dehtu [12]
- Tab.3 složení plynu při zplyňování biomasy při použití různých médií [6]
- Tab.4 provozní podmínky zplyňování mandlové skořápky [26]
- Tab.5 Souhrn výsledků zkoušek zplyňování. [26]
- Tab.6 experimentální podmínky [27]
- Tab.7 Výsledky experimentu (složení plynu, LHV) [27]
- Tab.8 Chemické složení biomasy [29]
- Tab.9 Přehled nastavení procesních podmínek pro zplyňování. [29]
- Tab.10 Konečná a přibližná analýza surovin biomasy [28]
- Tab.11 Parametry experimentu [28]
- Tab.12 Výsledky experimentů [28]
- Tab.13 Parametry experimentálního zařízení Biofluid2 [15]
- Tab.14 Složení smrkového dřeva [31]
- Tab.15 Prvkové složení smrkového dřeva [31]
- Tab.16 Návrh provozních parametrů
- Tab.17 Fluidizační rychlosti pro teplotu média 450 °C
- Tab.18 Fluidizační rychlosti pro teplotu média 550 °C
- Tab.19 Fluidizační rychlosti pro teplotu média 650 °C
- Tab.20 Výpočet skutečného poměru páry k biomase
- Tab.21 Výsledky off-line analýzy
- Tab.22 Složení plynu při použití 50 % vzduchu
- Tab.23 hustoty jednotlivých složek plynu
- Tab.24 Výpočet objemového průtoku plynu pomocí hmotnostní bilance
- Tab.25 Výpočet výtěžku plynu a účinnosti
- Tab.26 Vypočítané poměry ER pro uvažované vzorky
- Tab.27 Hodnoty veličin pro závislosti na SBR