

VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

Fakulta strojního inženýrství

Energetický ústav

**Ing. Nguyen Van Tuyen**

**EXPERIMENTÁLNÍ A TEORETICKÝ VÝZKUM  
VLASTNOSTÍ PLYNU ZE ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY  
V ATMOSFÉRICKÉ FLUIDNÍ VRSTVĚ**

**EXPERIMENTAL AND THEORETICAL RESEARCH ON  
PRODUCER-GAS PROPERTIES IN ATMOSPHERIC  
FLUIDISED-BED GASIFICATION OF BIOMASS**

ZKRÁCENÁ VERZE PHD THESIS

Obor: Konstrukční a procesní inženýrství

Školitel: Doc. Ing. Ladislav Ochrana, CSc

Oponenti: Prof. Ing. Pavel Noskievič, CSc  
Doc. Ing. Viktor Kabát, CSc  
Ing. Vladimír Chrz, CSc

Datum obhajoby: 27. března 2003

## **KLÍČOVÁ SLOVA**

biomasa, zplyňování, atmosférický fluidní generátor, složení plynu, matematický model

## **KEYWORDS**

biomass, gasification, atmospheric fluidised-bed generator, producer-gas composition, mathematical modelling

## **MÍSTO ULOŽENÍ PRÁCE**

Odbor tepelných a jaderných energetických zařízení, Energetický ústav, Fakulta strojního inženýrství, VUT Brno

© Nguyen Van Tuyen, 2003

ISBN 80-214-2362-5

ISSN 1213-4198

# OBSAH

1 ÚVOD .....	5
2 SOUČASNÝ STAV PROBLEMATIKY ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY VE FLUIDNÍ VRSTVĚ.....	6
2.1 Technologie zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě .....	6
2.2 Matematické modelování zplyňovacího procesu.....	7
3 CÍL DISERTAČNÍ PRÁCE .....	9
4 EXPERIMENTÁLNÍ VÝZKUM.....	9
4.1 Experimentální zařízení.....	9
4.2 Úkoly a metodika měření .....	11
4.3 Použitá paliva .....	11
5 ZPRACOVÁNÍ EXPERIMENTÁLNÍCH DAT .....	11
5.1 Metodika zpracování naměřených hodnot.....	11
5.2 Výsledky zplyňování biomasy .....	12
5.2.1 Složení produkovaného plynu .....	12
5.2.2 Charakteristiky měření .....	12
5.2.3 Shrnutí výsledků měření.....	15
6 TEORETICKÝ VÝPOČET ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY VE FLUIDNÍ VRSTVĚ .....	16
6.1 Rovnovážný matematický model .....	16
6.1.1 Základní struktura a předpoklady matematického modelu.....	16
6.1.2 Soustava rovnic ve výpočtovém programu.....	17
6.1.3 Provedení teoretického výpočtu .....	17
6.1.4 Požadavky na zlepšování matematického modelu.....	18
6.2 Zpřesňování matematického modelu.....	19
6.2.1 Metodika nalezení korekcí matematickému modelu .....	19
6.2.2 Nalezené korekce .....	19
6.2.3 Složení plynu.....	21
6.2.4 Upřesněný matematický model .....	23
7 ZÁVĚR .....	25
8 SUMMARY .....	26
9 LITERATURA.....	27
10 SEZNAM PUBLIKACÍ .....	30
11 ŽIVOTOPIS AUTORA.....	31
12 ABSTRAKT.....	32



# 1 ÚVOD

Biomasa představuje jeden z nejvýznamnějších obnovitelných energetických zdrojů. Její použití pro výrobu elektrické energie a tepla nabízí širokou škálu ekologických a ekonomických výhod. Dosud běžným a zvládnutelným způsobem energetického využití biomasy je spalování. Jinou cestou využití biomasy k energetickým účelům je její zplyňování. Je to termochemický proces probíhající za nedostatku kyslíku při vyšších teplotách. Vzniklý plyn je potom spalován v kotli nebo v spalovacích motorech resp. ve spalovacích turbínách.

Za výhody zplyňovacích technologií oproti spalování lze považovat:

- možnost použití kogenerace s vyšším teplotenským modulem, vedoucí k vyšší úspoře primárních paliv a nižším měrným provozním nákladům,
- převedení pevného paliva s velkým měrným objemem na plynné palivo s možností spalování v tepelných strojích,
- možnost využít různá alternativní pevná paliva, např. odpady,
- snížení produkce CO<sub>2</sub> a emisních škodlivin.

Tato technologie je na druhé straně technologií méně prozkoumanou. Základní technický problém zplyňovacích jednotek s tepelnými motory je vedle zvládnutí zplyňovacího procesu také následné vyčištění produkovaného plynu od dehtů a tuhých částic.

Existují různé technologie zplyňování, které jsou závislé hlavně na druhu biomasy, výkonu zařízení a způsobu použití produkovaného plynu. Zplyňování ve fluidních generátorech obvykle probíhá za teploty 750–900 °C a to buď při atmosférickém tlaku nebo v přetlaku.

Vývoj zplyňovacích technologií je v poslední době neobyčejně intenzivní a ve světě poměrně značně roztržštěný a nepřehledný. Většina z vyvíjených zařízení je zatím ve stadiu pokusů, projektů nebo pilotních zařízení. To vyžaduje další výzkumy pro postupné uvádění do stadia demonstračních zařízení a do komerční podoby.

Energetická politika ČR počítá se zvýšením podílu obnovitelných zdrojů na celkové energetické koncepci a je zde velká snaha k podpoře kogeneračních technologií. Z uvedených důvodů vzniklo v rámci výzkumného projektu MŠMT na VUT v Brně pracoviště, které se zabývá výzkumem zplyňování biomasy a odpadních paliv v atmosférické fluidní vrstvě. Cílem výzkumu je jednak rozšíření teoretických poznatků procesu zplyňování, tak experimentální ověřování vlastností vyrobených plynů z různých paliv a jejich další využití.

## 2 SOUČASNÝ STAV PROBLEMATIKY ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY VE FLUIDNÍ VRSTVĚ

### 2.1 Technologie zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě

Známe procesy, které dosahují dosud nejvýznamnější pokrok ve výzkumu a realizaci zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě, jsou: TPS Thermal Process, VTT Energy, LURGI, Foster Wheeler, BIVKIN v Evropě a Battelle, ThermoChem v USA.

Švédská firma STUDSVIK od roku 1984 vyvíjí zařízení pro fluidní zplyňování dřevního a komunálního odpadu podle procesu *Thermal Process System* (TPS). Generátor je provozován při teplotě 850–950 °C a vyrábí horký plyn s malým obsahem dehtů (cca 0,5–2 hm.% suchého plynu) o výhřevnosti cca 4–7 MJ/m<sup>3</sup>.

Pilotní zařízení o výkonu 2 MW<sub>t</sub> bylo postaveno v roce 1986. Poté v roce 1990 TPS vyvinula atmosférické zplyňovací procesy do podoby vhodné pro aplikaci v kombinovaných cyklech malých a středních výkonů. Na základě těchto úspěchů byla postavena i jiná zařízení vycházející z TPS systému, například *Greve-in-Chianti* (Itálie), *ARBRE* (Velká Británie), *Brazilské demonstrační zařízení 32 MW*.

*Fluidní cirkulující zplyňovací zařízení* LURGI pracuje za tlaku blízkého k atmosférickému tlaku (0,11–0,14 MPa) a je vhodné pro rozsah malého výkonu (do 30 t suroviny/h) [17]. Zplyňovacím médiem může podle potřeby využití být vzduch, kyslík, vodní pára, nebo kyslík s oxidem uhličitým. Komerční jednotky dosahují výkonu do 100 MW<sub>t</sub>.

Příkladem zapojení zplyňovacího generátoru k existujícímu na uhlí spalujícímu kotli je elektrárna KYMIJÄRVI V LAHTI, Finsko. Zde v roce 1998 firma FOSTER WHEELER instalovala nový *cirkulující fluidní generátor* na různé druhy biomasy a odpady. Důležitým a významným znakem z provozní stránky je dodávání suroviny do generátoru bez předsušení. Vlhkost v palivu může být až 60 % (v případě použití kůry). Tepelný výkon generátoru je 40-70 MW<sub>t</sub> [29, 44].

*Atmosférická fluidní technologie s bublajícím ložem* je v posledních letech intenzivně zkoumána výzkumníky z VVT ENERGY (Finsko). Jejich první komerční aplikace je ve *Varkaus* (střední Finsko), kde se zplyňují odpady z recyklačního procesu pro použité obaly. Produkovaný plyn se pak spaluje v parním kotli a nahradí část oleje. Zplyňovací generátor o výkonu 40 MW<sub>t</sub> byl uveden do provozu v roce 2001 [33, 44].

ATEKO Hradec Králové (ČR) provádí vývoj atmosférických fluidních generátorů, založených na zkušenosti s tlakovými generátory tohoto typu pracujícími s uhlím. V současnosti je v provozu stojící zařízení s názvem BIOFLUID 2600 instalované ve Vápence Prachovice. Zařízení má výkon 2,6 MW<sub>t</sub>; spotřeba paliva (odpady) je 700-800 kg/h. Vyrobený plyn zde nahradí část zemního plynu pro otop dvou šachtových pecí [11]. Další zařízení je určeno pro cementářskou pec a má výkon 13 MW<sub>t</sub>. Ve vývoji se intenzivně pokračuje, nejen na výše zmíněném demonstračním zařízení ale také ve spolupráci na Energetickém ústavu FSI - VUT v Brně.

Následující tabulka 2.1 udává složení suchého plynu získaného z některých atmosférických fluidních zplyňovacích procesů realizovaných v experimentálních nebo demonstračních rozměrech.

Tab.2.1: Data z některých atmosférických fluidních zplyňovacích procesů

Systém	1	2	3	4	5	6	7
Vlhkost, %	15	-	-	20	9,5	5	15
$t$ , °C	750-900	850-950	760-870	850	890	800	815
CO	14,5-22,0	12,7	17,5	14,17	19,36	17,0	18,7
CO <sub>2</sub>	10,2-12,9	16,7	15,8	16,87	14,87	14,3	14,7
H <sub>2</sub>	15,5-18,0	10,0	5,8	14,48	6,73	8,9	14,1
CH <sub>4</sub>	4,3-7,0	3,7	4,65	4,17	4,84	6,0	3,5
N <sub>2</sub>	44,0-53,6	56,4	51,9	48,12	54,19	52,1	47,1
Q <sub>n</sub> <sup>d</sup> , MJ/m <sup>3</sup>	5,5-7,0	4,3	-	6,13	5,78	6,26	-

Označení systému:

1. PYROFLOW, Pietarsaari (Finsko): dřevní odpad, cirkulující režim, [8]
2. TPS, 2 MW, pilotní zařízení: sušená biomasa, cirkulující režim, [62]
3. EPI (Energy Products of Idaho, USA): dřevní odpad, cirkulující režim, [39]
4. ECN / BIVKIN: dřevo, cirkulující režim, [46]
5. Ising, M. (BMK Bd. 50, 1998): dřevo, cirkulující režim, [21]
6. van den Aarsen, Holandsko, exper. zařízení: dřevní odpad, stabilní režim, [8]
7. LURGI: dřevo, fluidní cirkulující režim, [60]

Z tabulky je patrné, že hodnoty složek plynu jsou z různých pramenů dosti rozdílné. Je nutno poznamenat, že žádný z těchto zdrojů neuvede konkrétní složení použitého paliva, které má velký vliv na výsledek zplyňování. Nejsou uvedeny též další ovlivňované faktory, např. rozměr částic paliva, teplota předehřívání vzduchu, zplyňovací poměr a jiné.

## 2.2 Matematické modelování zplyňovacího procesu

Modelování je proces, ve kterém se zkoumanému systému označovanému jako dílo přiřazuje podle určitých pravidel jiný systém, nazývaný model. Cílem je předpovědět a interpretovat chování zplyňovacího generátoru. Používané modely procesu zplyňování biomasy můžeme rozdělit do dvou skupin:

- matematické modely vycházející z chemické rovnováhy (rovnovážné modely),
- kinetické modely.

### 1) Rovnovážné modely

Použití rovnovážných modelů vede k relativně jednoduššímu matematickému aparátu. V těchto modelech jsou respektovány zákony hmotnostní a energetické bilance pro generátor jako celek podle stechiometrie probíhajících reakcí. Současně se však uvažuje termodynamické omezení průběhu reakcí, které se mohou maximálně k rovnováze přiblížit.

Praktický výpočet vede k soustavě nelineárních rovnic, kterou lze řešit opakovaně numerickou metodou. Výstupním údajem je pak složení výstupního plynu při dosažení chemické rovnováhy. Tento výsledek je ovšem pouze orientační, neboť chemická rovnováha je často dosažena jen v poměrně dlouhém čase. Míra dosažení rovnovážného stavu, a tedy stabilní složení plynu na výstupu u reálného generátoru závisí na chemických reakcích, přestupu hmoty a míchání proudu produktů.

Rovnovážné modely jsou vhodné pro takové typy generátorů s vysokou reakční teplotou, kde chemické reakce mají velkou rychlost a lze dosáhnout rovnováhu za omezený čas. U generátoru s fluidním ložem a souprůdného generátoru, je přesnost výpočtu modelu zlepšena pomocí modifikace rovnovážných konstant některých chemických reakcí [59]. Výsledkem je až konečné složení plynu, takže není možno získat informace o postupných přeměnách v průběhu procesu. Z toho důvodu je nezbytné, aby vývoj matematického aparátu pro popis průběhu chemických dějů byl konfrontován s experimentálními daty.

Studiem rovnovážných modelů pro zplyňování biomasy se zabývají práce [3, 51, 63]. Některé výsledky výpočtu byly ověřovány experimentálně s dobrou přesností.

## 2) *Kinetické modely*

Kinetické modely poskytují možnost vyšetřit celý průběh zplyňovacího procesu probíhajícího od začátku do konce popisováním lokálních podmínek v generátoru. Z matematického hlediska obsahují soustavu diferenciálních rovnic vytvořených na základě zákona kontinuity, energetické bilance, zákona zachování hybnosti včetně změny rychlosti chemických reakcí, přestupu hmoty a přestupu tepla. Typické výsledky kinetických modelů jsou teplotní profil a koncentrace jednotlivých látek podél axiální osy (výšky) nebo i radiální osy generátoru. Některé kinetické modely pro zplyňování biomasy lze najít v pracích [5, 13, 52, 62].

Jednu z prací tohoto druhu provedli v poslední době Exposito V. a Di Blasi C. [12]. Jedná se o nestacionární, jedno-rozměrný matematický model pro zplyňování biomasy v generátoru (fluidním, s pevným ložem). Model byl sestaven pro určení charakteristik procesu, k optimalizaci návrhu a provozu zplyňovacího zařízení.

Je známo, že zplyňování biomasy se skládá ze tří fází: pyrolýzy, spalování a zplyňování polokoku. Proto jsou v modelu vloženy submodely napsané pro tyto dílčí procesy. Je zde také zahrnuto kinetické vyjádření reakce konverze CO vodní parou.

Model obsahuje soustavu 15 diferenciálních rovnic, které popisují:

- zachování hmoty pro každou uvažovanou komponentu (13 rovnic),
- celkovou hmotnostní bilanci všech vstupních a výstupních látek,
- energetickou bilanci.

Pro numerický výpočet je generátor rozdělen na cylindrické elementy za sebou uspořádané. Tím se tvoří výpočtová síť. Soustava diferenciálních rovnic je napsána pro každý element a je vyřešena metodou konečných prvků.

Hlavní předností kinetických modelů se jeví v jejich exaktnějším přístupu a možnosti vyšetřování i vlivu doby setrvání částic a velikosti částic na zplyňování.

Nevýhodou je nutnost zavést do kinetických rovnic řadu parametrů (např. rychlostní konstanty, aktivační energie reakcí, apod.), které nejsou přímo přístupné. Mezi předpoklady výše popsaného modelu (Exposito V. a Di Blasi C.) patří kulatý tvar a stejná velikost u všech částic. Taková vlastnost biomasy ovšem není v praxi reálná.

Z těchto důvodů je potřebné respektovat skutečnost, a kinetický model musí být vždy kalibrován na konkrétní případ. Bilodeau v [5] doporučuje upravit tři následující parametry na základě experimentu: součinitel přestupu tepla, stupeň dosažení rovnováhy reakce konverze CO vodní parou a poměr koksu/biomasy v generátoru pro zplyňování.



### 3 CÍL DISERTAČNÍ PRÁCE

Cílem je sestavení matematického modelu pro teoretický výpočet zplyňovacího procesu v atmosférické fluidní vrstvě a jeho ověření pro různé formy biomasy na experimentálním zařízení tak, aby výsledky získané z výpočtu byly použitelné pro stavbu fluidního zařízení. Celá disertační práce je složena z následujících dílčích úkolů:

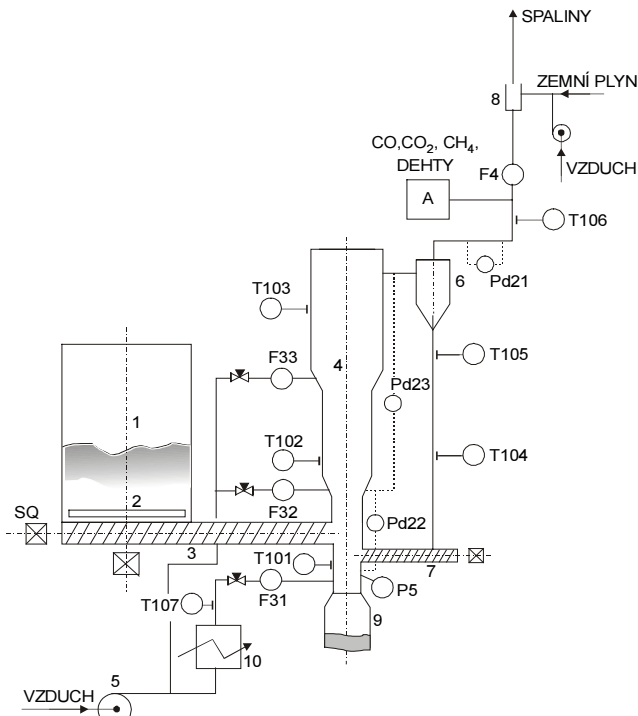
1. Objasnění problematiky zplyňování biomasy. Jde o teorii zplyňování a vlastnosti fluidní vrstvy.
2. Návrh úkolů měření, vypracování metodiky měření ke splnění těchto úkolů.
3. Zplyňování některých druhů biomasy, určení charakteristik u vybraných fyzikálních veličin, při nichž probíhá zplyňovací proces a analýza produkovaného plynu.
4. Zpracování naměřených dat a vyhodnocení experimentů. Za účelem použití experimentálních výsledků k úpravě a zpřesňování matematického modelu se z naměřených hodnot sestrojí a vyhodnotí teplotní závislosti složek plynu i charakteristiky pokusů ve vazbě na palivo (druh biomasy).
5. Sestavení matematického modelu pro teoretický výpočet zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě.
6. Nalezení korekcí matematického modelu na základě experimentálních výsledků.
7. Zhodnocení jednotlivých částí práce a určení závěrů a doporučení pro další výzkumné a vývojové práce v dané oblasti.

### 4 EXPERIMENTÁLNÍ VÝZKUM

#### 4.1 Experimentální zařízení

Realizace experimentu byla prováděna na fluidním atmosférickém zařízení BIOFLUID (obr. 4.1). Hlavní parametry zplyňovacího generátoru jsou [40]:

výkon (v produkovaném plynu)	100 kW <sub>t</sub>
příkon (v palivu)	150 kW <sub>t</sub>
spotřeba biomasy	max. 40 kg/h
celkový průtok vzduchu	max. 75,3 m <sub>n</sub> <sup>3</sup> /h



Obr. 4.1: Zjednodušené schéma experimentálního zařízení

Tuhé palivo (biomasa) je dávkováno ručně pomocí kladkostroje z pytlů do zásobníku paliva (1) s kapacitou 3-4 hod. provozu (dle druhu paliva). Ze zásobníku je palivo podáváno šnekovým podavačem (3) do spodní části generátoru (4).

Vzduch pro zplyňování je dopravován dmychadlem (5) přes elektroohřívák (10). Podle množství vzduchu lze realizovat dva režimy – režim se stabilním fluidním ložem a režim cirkulující. Popel je vypouštěn skrz rošt a uzávěr do nádoby (9). Primární vzduch se přivádí do generátoru axiálně skrz rošt, sekundární a terciální vzduch radiálně nad přívodem suroviny a do horní části generátoru. Množství vzduchu se nastavuje ručně.

Vyrobený plyn z generátoru proudí do cyklonu (6), kde se odloučí tuhé částice. Odloučený úlet je šnekem polokoksu (7) vrácen zpět do generátoru. Plyn se pak spaluje na hořáku (8) vybaveném stabilizačním hořákem na zemní plyn a vlastním přívodem vzduchu.

Zařízení je vybaveno potřebnou měřicí aparaturou pro výzkumné účely. Na obrazovce řídicího počítače jsou zobrazovány jak naměřené technologické hodnoty, tak také provozní a poruchové stavy jednotlivých zařízení a parametry pro regulaci. Teploty jsou měřeny termočlánky s jímkovým snímačem, tlakové diference U-trubicemi s vodou, průtoky vzduchu rotametry a průtok plynu clonkou. V průběhu pokusu jsou kontinuálně sledovány složky  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  a  $\text{O}_2$  na kontinuálním analyzátoru

plynu typu INFRALYT CL-5000. Pro stanovení všech složek plynu je proveden odběr do kovových vzorkovnic pro rozbor pomocí plynového chromatografu typu XL-4016, který pracuje zcela automaticky. Vzorky dehtů jsou jímány v acetonu a vyhodnocovány gravimetrickou analýzou a hmotovou spektrometrií.

## 4.2 Úkoly a metodika měření

Pro každé měření je třeba na místě zjistit:

- složení a vlastnosti suroviny (biomasy),
- provozní parametry: teploty, tlaky, tlakové difference,
- toky vstupních a výstupních látek (paliva, vzduchu, plynu, popela),
- složení vyrobeného plynu.

Ke splnění výše vytyčených úkolů byla vypracována metodika měření, která obsahuje následující hlavní body:

- Odběr vzorku paliva pro fyzikálně chemický rozbor
- Měření měrné hmotnosti suroviny
- Měření hmotnostního toku paliva
- Způsob nastavení ustáleného stavu
- Měření průtoku výstupního plynu
- Odběr vzorku plynu pro analýzu
- Zapisování naměřených dat

## 4.3 Použitá paliva

Bylo provedeno zplyňování několika druhů biomasy a odpadů. Jsou to: piliny, hobliny, směs hoblin a pilin, řepková sláma, a tříděná topná směs (TTS).

Pro každé palivo bylo určeno jeho prvkové složení, podíl hořlaviny, spalné teplo, a výhřevnost. Podávací schopnost šneku, tj. závislost toku paliva na frekvenci měniče šneku, je popsána regresní lineární přímkou  $G_f = kf + l$  [kg/h].

# 5 ZPRACOVÁNÍ EXPERIMENTÁLNÍCH DAT

## 5.1 Metodika zpracování naměřených hodnot

Použitá metodika vychází z kontroly bilance materiálové, prvkové a energetické. Při tom je důležité:

- vyloučit možné hrubé chyby,
- nastavit zákonitost změny složek plynu dle reakční teploty,
- vypočítat nejpravděpodobnější hodnoty měření a jejich nejistotu,
- hledat charakteristiky experimentů.

*Postup*, po kterém se provede zpracování, je:

1. uvedení analyzovaného složení plynu všech měření pro stejné palivo do základní tabulky: CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>,

2. převedení hodnot složek na tzv. přepočtené složení odečtením množství kyslíku a dusíku odpovídajícího předpokládanému množství vzduchu přimíšeného při odběrech do plynu; výsledkem je suchý plyn s obsahem  $O_2 = 0 \%$ ,

3. přepočet složení suchého plynu na složení surového vlhkého plynu násobením faktorem  $1/(1-H_2O)$ , kde objemový podíl vodní páry je brán z teoretického výpočtu (pomocí matematického modelu) k příslušnému měření,

4. kontrola materiálové bilance a prvkové bilance,

5. kontrola energetické bilance a z toho výpočet tepelné účinnosti procesu,

6. nalezení a vyloučení hrubých chyb,

7. po vyloučení možných hrubých chyb sestavení nejpravděpodobnější závislosti:  $y_j = b_j t + a_j$ ,  $j = CO, CO_2, H_2, CH_4, N_2$

8. výpočet nejpravděpodobnější správné hodnoty složek plynu při předem určené reakční teplotě pomocí přímky odhadu,

9. stanovení absolutní a relativní chyby a nejistoty měření,

10. výpočet charakteristik experimentu.

## 5.2 Výsledky zplyňování biomasy

### 5.2.1 Složení produkovaného plynu

Složení suchého plynu je stručně uvedeno v tab.5.1. Všechny naměřené hodnoty jsou též graficky zobrazeny na obrázcích 6.4 až 6.7 v následující kapitole. Z tabulky a obrázků je vidět, že složení plynu z různých surovin jsou do určité míry rozdílná.

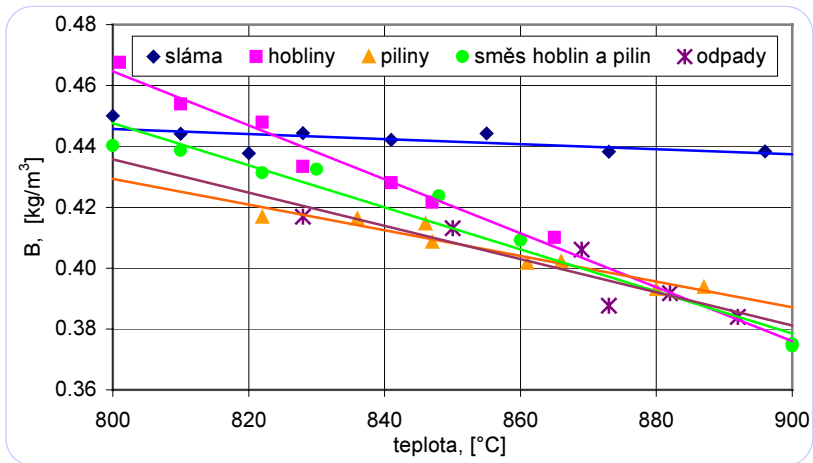
Při pohledu zpět na tab.2.1, kde se udává složení plynu získaného z některých jiných atmosférických fluidních procesů, je vidět, že naše naměřené výsledky jsou s nimi podobné, ale navíc dávají i konkrétnější a jasnější pohled.

Tab.5.1: Složení plynu ze zplyňování biomasy, [%]

	Řep. sláma	Piliny	Hoblíny	Směs h+p	Odpady
Vlhkost paliva	14,54	15,53	10,98	8,02	5,12
$t, [^{\circ}C]$	800-900	780-890	800-870	750-900	820-900
CO	15,11-17,67	14,38-17,25	15,69-17,83	14,41-23,28	11,05-12,15
CO <sub>2</sub>	14,17-16,12	16,24-17,31	16,07-17,38	14,88-16,14	12,15-13,45
H <sub>2</sub>	12,65-16,92	9,01-14,81	8,09-9,60	7,62-13,22	9,75-11,21
CH <sub>4</sub>	2,92-3,08	2,31-3,94	3,22-5,29	2,39-6,37	3,07-4,88
N <sub>2</sub>	47,52-53,08	48,37-54,05	52,01-54,49	43,37-57,49	57,10-58,43

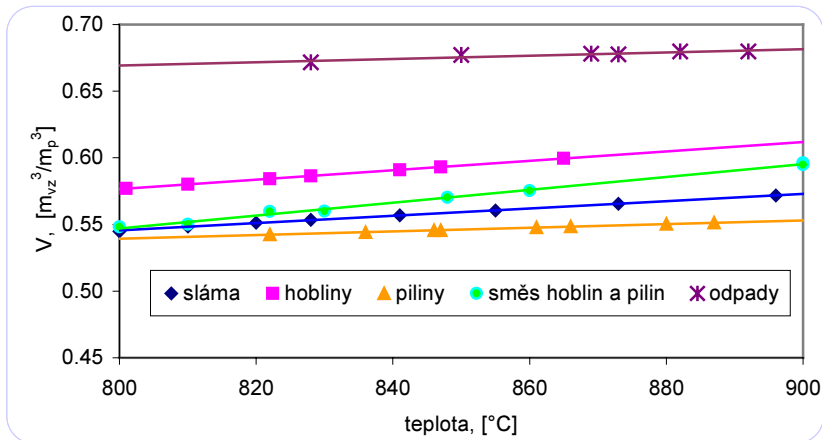
### 5.2.2 Charakteristiky měření

První důležitou charakteristikou je **spotřeba biomasy B**, jejíž hodnota je vynesena do obr.5.1. Čím je vyšší teplota zplyňování, tím méně biomasy je nutno dodávat do generátoru k výrobě  $1m_n^3$  plynu. Kromě případu řepkové slámy, je závislost  $B = f(t)$  u všech surovin velice podobná. Jejich hodnoty nejsou příliš rozdílné a klesají od 0,46 do 0,38 v teplotním rozmezí 800-900 °C.



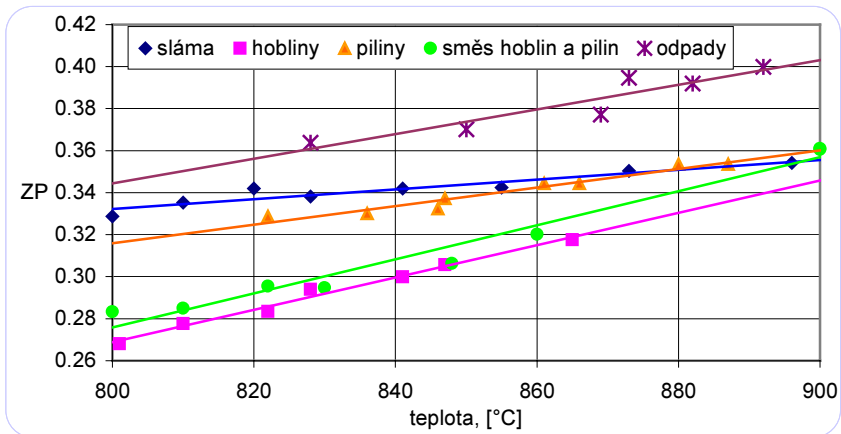
Obr.5.1: Spotřeba paliva k výrobě 1 m<sup>3</sup> surového plynu

Vzrůstající tendenci u všech surovin má **objem vzduchu** potřebný k výrobě 1m<sup>3</sup> surového plynu, obr.5.2. Regresní přímky jsou téměř rovnoběžné. U dřevní biomasy leží běžně hodnota V v intervalu 0,55-0,60, což je velice soustředěná oblast. Odpady potřebují více vzduchu k zplyňování.



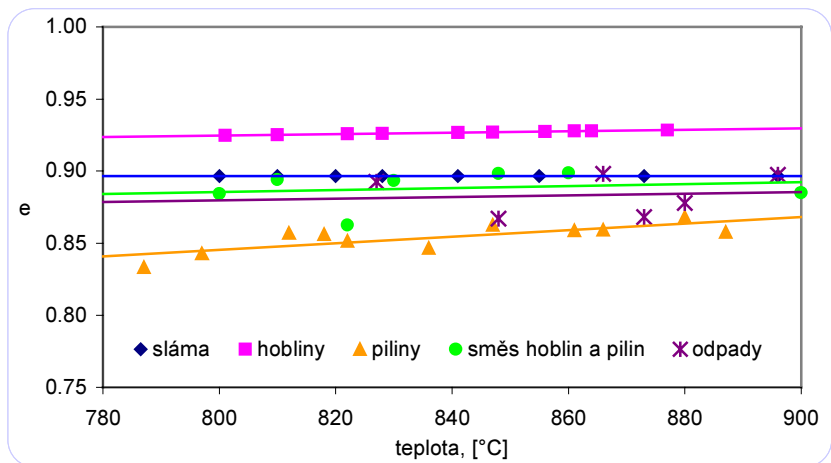
Obr.5.2: Potřebný objem vzduchu k výrobě 1 m<sup>3</sup> surového plynu

S rostoucí reakční teplotou se zvyšuje **ekvivalentní zplyňovací poměr** (součinitel „přebytku vzduchu“), jak ukazují grafy na obr.5.3. Jeho hodnota není vzdálená od teoreticky minimálního poměru 0,255, při kterém lze získat nejlepší plyn.



Obr.5.3: Ekvivalentní zplyňovací poměr v závislosti na reakční teplotě

*Stupeň využití uhlíku  $e$*  vyjadřuje poměr uhlíku, který se zúčastní reakce. Pro určité palivo se stupeň využití uhlíku příliš nemění a lze ho považovat za konstantní. Jen u pilin má mírně vzrůstající tendenci s teplotou zplyňování. Běžná hodnota leží v rozsahu 0,84-0,93, což je ve shodě s údaji uvedenými v literatuře [35]. Vyšší stupeň využití uhlíku je dosažen u zplyňovacího procesu s recyklací polokoksu (u případu hoblin). Ze zkušeností zpracování naměřených dat je nutné upozornit, že velikost stupně využití uhlíku je silně závislá na vstupních a výstupních tocích, proto žádá přesnost materiálové bilance generátoru.



Obr.5.4: Stupeň využití uhlíku

### 5.2.3 Shrnutí výsledků měření

Níže uvedená tabulka 5.2 poskytuje souhrn důležitých ukazatelů získaných ze zplyňování několika druhů biomasy. Je také snaha hledat obecné rozsahy pro všechny druhy biomasy - kromě odpadů, které mají poněkud odlišné velikosti. Obecné rozsahy jsou uvedeny v posledním sloupci.

Tab.5.2: Charakteristiky zplyňovacího procesu biomasy

Palivo		Sláma	Piliny	Hobliny	Směs h+p	Odpady	Obecné
t	°C	800-900	780-890	800-870	750-900	820-900	750-900
B	kg <sub>palivo</sub> /m <sub>n</sub> <sup>3</sup>	0,44-0,45	0,38-0,43	0,38-0,47	0,37-0,44	0,38-0,43	0,37-0,47
V	m <sup>3</sup> <sub>vz</sub> / m <sub>n</sub> <sup>3</sup>	0,54-0,57	0,54-0,55	0,58-0,61	0,55-0,59	0,67-0,68	0,54-0,61
Y=V/B	m <sup>3</sup> <sub>vz</sub> / kg <sub>pal</sub>	1,21-1,31	1,28-1,33	1,20-1,50	1,20-1,59	1,61-1,77	1,20-1,59
ZP	-	0,32-0,35	0,33-0,36	0,27-0,33	0,26-0,36	0,36-0,40	0,26-0,36
e	-	0,89-0,90	0,92-0,93	0,83-0,87	0,86-0,90	0,86-0,90	0,83-0,93
η <sub>t</sub>	%	0,66-0,71	0,61-0,69	0,69-0,73	0,63-0,72	0,71 (*)	0,61-0,73
Relativní chyba materiálové bilance							
δG	%	0,21	2,24	-2,22	2,52	-2,73	±3,0
Relativní chyba energetické bilance							
δQ	%	6,62	-0,66	-4,54	-1,42	1,81	-5,0 až7,0
Výhřevnost a spalné teplo suchého plynu, bez vyšších uhlovodíků							
Q <sub>n</sub> <sup>d</sup>	MJ/m <sub>n</sub> <sup>3</sup>	4,45-4,89	4,02-4,95	4,50-5,89	4,26-6,45	5,50-6,89	4,0-6,5
Q <sub>v</sub> <sup>d</sup>	MJ/m <sub>n</sub> <sup>3</sup>	5,37-5,84	4,93-5,87	5,25-6,02	5,02-7,25	6,21-7,69	5,0-7,3

Poznámka (\*): střední hodnota

Z této tabulky lze konstatovat:

- Zplyňovací proces různých druhů biomasy má poměrně podobné charakteristiky, jejichž hodnoty leží v dosti úzkých intervalech.

- Ke zplyňování 1 kg dřevné biomasy při teplotě 820-860 °C je potřeba vhnát zhruba 1,2 až 1,4 m<sub>n</sub><sup>3</sup> vzduchu a tvoří se asi 2,2-2,4 m<sub>n</sub><sup>3</sup> plynu o výhřevnosti 4,5-5,5 MJ/m<sub>n</sub><sup>3</sup>. Příslušný zplyňovací poměr je 0,28-0,35, což souhlasí s údaji uvedenými v literatuře [18, 25, 28]. Jednomu m<sub>n</sub><sup>3</sup> vstupního vzduchu odpovídá 1,7-1,8 m<sub>n</sub><sup>3</sup> produkovaného plynu. Zplyňování odpadů žádá více vzduchu, ale produkuje plyn o vyšší výhřevnosti.

- Tepelná účinnost procesu bez využití fyzického tepla plynu kolísá kolem hodnoty 0,70 uvedené v literatuře [20, 35].

- Střední relativní chyby u materiálové a energetické bilance nejsou velké, takže zpracovaná měření měla potřebnou přesnost.

Z výsledků měření se vyplývají tyto závěry:

1. Popsaná metodika zpracování experimentálních dat spoléhá na kontrolu bilance materiálové, prvkové a energetické. Naměřené složení suchého plynu je uvedeno v tab.5.1. Nejpravděpodobnější hodnoty podílů složek plynu (a jejich nejistota měření) byly zjištěny ze statistických výpočtů, a jsou vyjádřeny jako funkce

reakční teploty v generátoru. S rostoucí teplotou se zmenšuje obsah metanu a oxidu uhelnatého, zároveň se zvětšuje obsah dusíku jako důsledek většího poměru vzduchu. To vede k snížení výhřevnosti plynu.

2. S rostoucí teplotou v generátoru se zvětšuje zplyňovací poměr (je třeba přidat více vzduchu pro zplyňování 1 kg suroviny). Důsledkem je zmenšování výhřevnosti a spalného tepla plynu (při 20 °C), což vede k zhoršování účinnosti procesu.

3. Problematika dehtů

Obsahy dehtů na výstupu ze zplyňovacího generátoru se pohybují mezi 1-8 g/Nm<sup>3</sup>. Nejvyšší podíl ve složení dehtů má naftalen. Výzkum dehtů v plynu vycházejícího z generátoru je však mimo rámec této práce a patří k práci spolupracovníků.

4. Přidáváním sekundárního a terciárního vzduchu došlo při stacionární fluidní vrstvě ke zhoršení výhřevnosti produkovaného plynu kvůli dodatkovému spalování plynných složek.

5. Zařízení BIOFLUD je schopno zpracovávat různé druhy biomasy a odpadů. Téměř žádné problémy se nevyskytly při zplyňování dřevěných surovin, např. hoblin, pilin. Naopak při zplyňování slámy a zvláště pak odpadů nebylo snadné a často ani možné nastavit proces tak, aby bylo dosaženo ustálených stavů. To bylo důsledkem rozmanitých vlastností odpadů a jejich neoptimálních rozměrů, které přispěly k nerovnoměrnosti podávací schopnosti šneku.

6. Určitým problémem bylo odvést popel z generátoru skrze rošt s malými mezerami. Po zplyňování řepkové slámy byly pozorovány nánosy na stěně reaktoru.

## 6 TEORETICKÝ VÝPOČET ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY VE FLUIDNÍ VRSTVĚ

### 6.1 Rovnovážný matematický model

#### 6.1.1 Základní struktura a předpoklady matematického modelu

Model vychází z chemické látkové přeměny hmoty použité suroviny na plynné složky při zplyňování. Jeho cílem je určit složení produkovaného plynu. K řešení tohoto úkolu je nutné považovat fluidní vrstvu za dokonale promíšený systém. Pro takovýto systém platí, že teplota a složení vycházejícího plynu odpovídají teplotě a složení reakční směsi v generátoru a jsou stejné v celém reakčním prostoru.

Ke korekci jsou použity hodnoty  $e$ ,  $k_{p1}$ , a  $x_M$ .

-  $e$ : stupeň využití uhlíku – část uhlíku z paliva, který se zúčastní reakce.

-  $k_{p1}$ : korekční součinitel pro rovnovážnou konstantu u reakce konverze CO vodní parou.

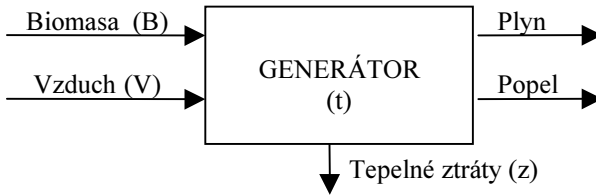
-  $x_M$ : stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce, (%/100).

**VEYCHÁZÍ SE TEDY ZE SKUTEČNOSTI, ŽE V REÁLNÝCH PODMÍNKÁCH CHEMICKÉ ROVNICE NEPROBĚHNOU AŽ DO ROVNOVÁŽNÉHO STAVU.**

Schéma vstupních a výstupních toků fluidního lože je na obr.6.1. Hlavními parametry ovlivňujícími zplyňovací proces jsou: reakční teplota, složení a spalné teplo paliva, a množství přivedeného vzduchu (nebo poměr vzduch/palivo). Dalšími



důležitými parametry jsou: stav okolní atmosféry, stav přiváděného vzduchu a měrné tepelné ztráty z generátoru.



Obr.6.1: Jednoduché schéma generátoru

### 6.1.2 Soustava rovnic ve výpočtovém programu

Matematický model v podstavě řeší soustavu rovnic, které vyjadřují:

- hmotové bilance jednotlivých prvků (C, H, O, N, S): 5 rovnic,
- součet podílů jednotlivých složek ve vyrobeném plynu:  $\sum y_j = 1$
- tepelnou bilanci generátoru
- vazby mezi složkami plynu (rovnovážná konstanta reakce konverze CO vodní parou a metanizační reakce)

$$k_{p1} \cdot K_{p1} = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}} = \frac{y_{CO_2} \cdot y_{H_2}}{y_{CO} \cdot y_{H_2O}} = f_1(t) \quad (6.1)$$

$$x_M \cdot K_{p2} = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} = \frac{y_{CH_4}}{p \cdot y_{H_2}^2} = f_2(t) \quad (6.2)$$

Jde o systém devíti rovnic o devíti neznámých, kterými jsou jednotlivé složky produkovaného plynu (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O), hmotnostní spotřeba biomasy (B) a objemové množství vzduchu (V).

### 6.1.3 Provedení teoretického výpočtu

*Základní vstupy, zadávané do výpočtu:*

- Elementární složení paliva: C<sup>r</sup>, H<sup>r</sup>, O<sup>r</sup>, S<sup>r</sup>, N<sup>r</sup>, W<sup>r</sup>, A<sup>r</sup>
- Parametry nasávaného vzduchu: t<sub>o</sub> [°C], p<sub>o</sub> [kPa], φ [-]
- Stav vzduchu vstupujícího do reaktoru t<sub>v</sub> [°C], p<sub>v</sub> [kPa]
- Reakční teplota t [°C]
- Měrné tepelné ztráty z [-] (z bilance generátoru)
- Stupeň využití uhlíku e, stupně dosažení rovnováhy k<sub>p1</sub> a x<sub>M</sub>

*Výpočet rovnovážných konstant*

Rovnovážné konstanty K<sub>p1</sub>, K<sub>p2</sub> se počítají podle vzorce:

$$K_p = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT}\right) \quad \text{nebo} \quad \ln K_p = -\frac{\Delta G}{RT} \quad (6.3)$$

kde změna Gibbsovy funkce:

$$\Delta G = \sum (\Delta h - T \cdot \Delta s) = RT \sum \left( \frac{h}{RT} - \frac{s}{R} \right) \quad (6.4)$$

Dosažením (6.4) do (6.3) dostaneme:

$$\ln K_p = \sum \left( \frac{h}{RT} - \frac{s}{R} \right) \quad (6.5)$$

Složky  $h/RT$  a  $s/R$  jsou vypočtené podle empirických vzorců s použitím JANAF databáze [15].

Výpočet je naprogramován v jazyku MAPLE. První verze programu se věnuje přibližnému výpočtu zplyňování takového druhu biomasy, který ještě nebyl používán při zplyňování vůbec, tedy ještě nemáme experimentální data potřebná k „ladění“ matematického modelu.

Význam této první verze, jež lze aplikovat pro všechny druhy biomasy, je:

- dává nám přibližné složení vyrobeného plynu a charakteristiky procesu, které je potřebné poznat před provedením pokusů, abychom je mohli co nejlépe regulovat;
- umožňuje vyšetření změny složení plynu podle reakční teploty; vyšetření vlivu stupně využití uhlí, stupně dosažení rovnováhy metanizační reakce, vlivu vody obsažené v surovině, či teploty vstupu vzduchu na výsledek zplyňování;
- předvídá podíl vodní páry v plynu obsažené, který je často ve skutečnosti velmi těžko měřitelný.

#### 6.1.4 Požadavky na zlepšování matematického modelu

Výše popsaný matematický model dává výsledné složení produkovaného plynu za předpokladu dosažení ideální chemické rovnováhy a dokonalého promíchání fluidní vrstvy. Takový předpoklad není ve skutečnosti dosažitelný. Porovnávání výsledků teoretického výpočtu s měřeními za stejných podmínek ukazuje jejich odlišnosti. Následující tabulka 6.1 udává relativní chyby výpočtu vztažené k naměřeným hodnotám pro případ zplyňování *řepkové slámy*.

Zde jsou vidět velké rozdíly mezi měřeními a výpočtem u všech složek plynu. Zvláště u metanu dosahuje relativní chyba při 800 °C až 81,95 %. Podobná situace je i u jiných paliv. Tak velká chyba nedovoluje použití matematického modelu k praktické aplikaci.

Tab.6.1: Relativní chyby výpočtu vztažené k naměřeným hodnotám, [%]

t, [°C]	800	810	828	855	896
$\delta\text{CO}$	-25.41	-24.35	-22.16	-19.34	-16.52
$\delta\text{CO}_2$	25.49	22.74	18.18	12.34	5.56
$\delta\text{H}_2$	1.19	2.53	5.21	8.64	11.94
$\delta\text{CH}_4$	81.95	65.21	39.90	8.28	-28.44
$\delta\text{N}_2$	-3.33	-2.43	-1.32	0.11	2.15

Z výpočtového pohledu je hlavní příčinou vedoucí k této velké nepřesnosti pevná volba součinitelů ( $k_{p1}^0 = 1$ ;  $x_M^0 = 0,5$ ;  $e^0 = 0,85$ ), jejichž správné hodnoty jsou samozřejmě jiné při různých teplotách zplyňování.

Z uvedených důvodů plyne, že k dosažení přesného výpočtu je nutné upravit matematický model na základě dostatečného počtu experimentálních měření s uplatněním statistických metod.

## 6.2 Zpřesňování matematického modelu

Ke zpřesňování matematického modelu je nutno do výpočtu dosadit správnou hodnotu výše zmíněných korekcí. Zatímco stupeň využití uhlíku ( $e$ ) byl určen zpracováním naměřených hodnot (na základě materiálové a prvkové bilance) a jeho hodnota pro každou surovinu byla uvedena v kapitole 5, zbývající dvě korekce ( $k_{p1}$  a  $x_M$ ) žádají složitější výpočet založený na základě srovnání teoretických výsledků s měřeními a současně na vazbách mezi složkami plynu. Metodika k nalezení korekcí  $k_{p1}$  a  $x_M$  je probrána v následující části.

### 6.2.1 Metodika nalezení korekcí matematickému modelu

Zpracováním naměřených hodnot jsme dostali nejpravděpodobnější složení suchého plynu, jehož složky nyní označujeme obecně  $y_{ij}^d$ , kde dolní index  $i$  označí  $i$ -té měření a  $j = \text{CO}, \text{CO}_2, \text{H}_2, \text{CH}_4, \text{N}_2$ . Křivky odhadu těchto složek byly považovány za lineární.

Jako vztah mezi měřeními a výpočtem uvádíme poměr skutečné a výpočtové hodnoty (označené horním indexem T)  $j$ -té složky příslušnému měření:

$$k_{i,j} = \frac{y_{i,j}^T}{y_{i,j}^T} \quad (6.6)$$

Z rovnice pro konstantu rovnovážného stavu reakce konverze CO vodní parou a reakce metanizační můžeme napsat vztahy pro výpočet  $k_{p1}$  a  $x_M$ :

$$k_{p1} = \frac{k_{\text{CO}_2} \cdot k_{\text{H}_2}}{k_{\text{CO}} \cdot k_{\text{H}_2\text{O}}} \quad x_M = \frac{k_{\text{CH}_4}}{k_{\text{H}_2}^2} \quad (6.7)$$

Výpočet  $k_{p1}$  a  $x_M$  je naprogramován. Jejich počáteční hodnotu volíme  $k_{p1}^0 = 1$ ;  $x_M^0 = 0,5$ . Podmínkou ukončení výpočtu je:

$$|k_{p1}^{(n-1)} - k_{p1}^{(n)}| < \varepsilon_k \quad |x_M^{(n-1)} - x_M^{(n)}| < \varepsilon_x \quad (6.8)$$

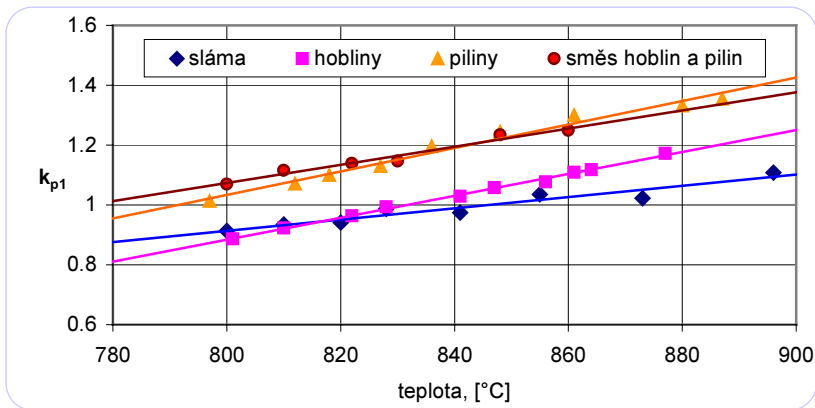
### 6.2.2 Nalezené korekce

➤ *korekce reakce konverze CO vodní parou  $k_{p1}$*

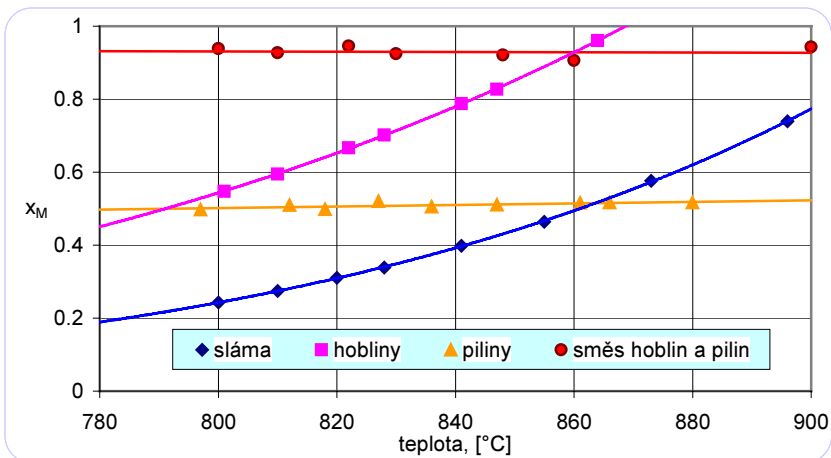
U většiny případů má korekce  $k_{p1}$  hodnotu nad 1 a je tím větší, čím vyšší je teplota. Závislost  $k_{p1}(t)$  je považována za lineární. Běžná hodnota této korekce nabývá hodnot od 0,9 do 1,3 (viz. obr.6.2).

➤ *Stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce  $x_M$*

Vypočtené hodnoty stupně dosažení rovnováhy metanizační reakce jsou zobrazeny na obr.6.3. Situace zde není jednoznačná: zatímco u řepkové slámy a hoblin podle očekávání roste  $x_M$  s teplotou zplyňování, je u pilin a směsi hoblin s pilinami konstantní. Důvod, proč tomu tak je, nám není znám.



Obr.6.2: Hodnoty korekce reakce konverze CO vodní parou



Obr.6.3: Stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce

Funkční závislost  $x_M = f(t)$  u případu zplyňování slámy a hoblin lze zvolit lineární, multiplikativní, exponenciální, mocninová nebo reciproková. Z regresní analýzy se našly následující nejlepší závislosti, které jsou mocninové:

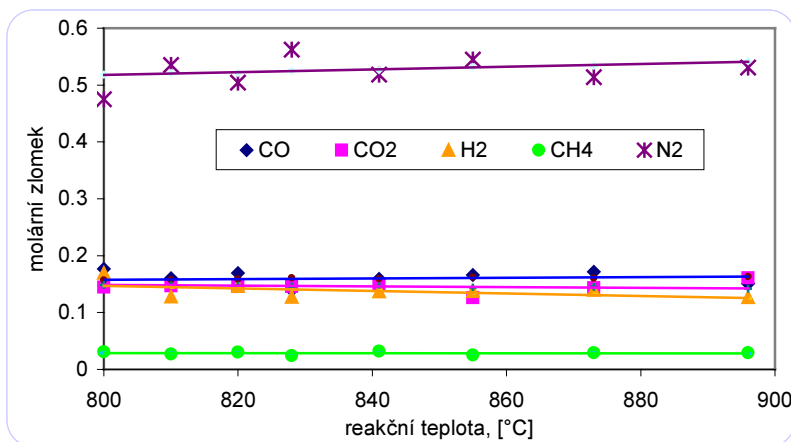
$$\text{pro slámu: } x_M = 2 \cdot 10^{-30} t^{10,045} \quad R^2 = 0,9996 \quad (6.13)$$

$$\text{pro hobliny: } x_M = 2 \cdot 10^{-22} t^{7,4047} \quad R^2 = 0,9990 \quad (6.14)$$

### 6.2.3 Složení plynu

Je zde uvedeno grafické zobrazení vypočteného složení produkovaného plynu a dosažené relativní chyby vyjadřující rozdíly mezi výpočtem a měřením. Je nutno zdůraznit, že zatímco v obrázcích jsou porovnávána vypočtená složení (plnou čarou) se skutečnými naměřenými hodnotami (bodově označovanými), v tabulkách jsou vyjádřeny v procentech jejich rozdíly od statisticky nejpravděpodobnějšího složení.

#### 1) Řepková sláma



Obr.6.4: Porovnání výsledků měření a výpočtem (Řepková sláma)

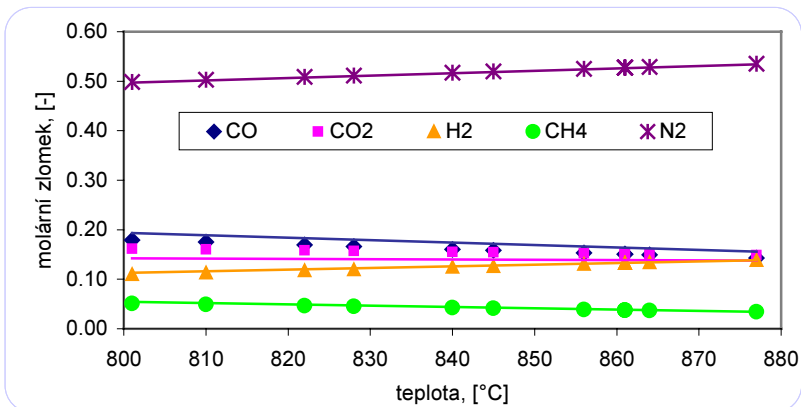
Tab.6.2: Relativní chyba vypočtené hodnoty vztažená k nejpravděpodobnější hodnotě

t, [°C]	800	810	820	828	841	855	873	896
$\delta\text{CO}$	-5.13	-4.17	-3.23	-1.43	-1.61	0.74	0.67	3.87
$\delta\text{CO}_2$	4.33	3.28	2.65	0.92	0.90	-1.35	-1.51	-4.49
$\delta\text{H}_2$	-0.43	-0.76	0.18	-1.03	0.05	-1.35	-0.01	-1.82
$\delta\text{CH}_4$	-0.50	-1.16	0.56	-1.84	0.30	-2.48	0.17	-3.41
$\delta\text{N}_2$	1.11	1.17	0.64	0.98	0.58	0.95	0.47	0.91

Z tabulky je dobře patrné, že zavedením korekcí do matematického modelu se výrazně zmenší rozdíly u všech složek, v případě zplyňování řepkové slámy, s relativní chybou do  $\pm 5\%$ . Je to podstatné zlepšení ve srovnání s ryze teoretickými výsledky již uvedenými v tab.6.1.

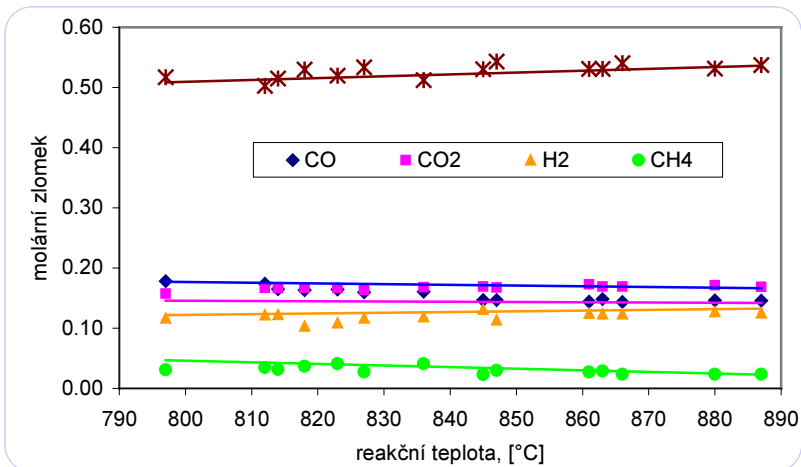
#### 2) Hobliny

Podobné výsledky byly dosaženy pro zplyňování hoblin. Rozdíly mezi výpočtem a měřením jsou větší, relativní chyba složky  $\text{CO}_2$  narůstá až do 12 %. U vodíku, metanu a dusíku jsou chyby podstatně menší.



Obr.6.5: Porovnání výsledků měření a výpočtem (*Hobliny*)

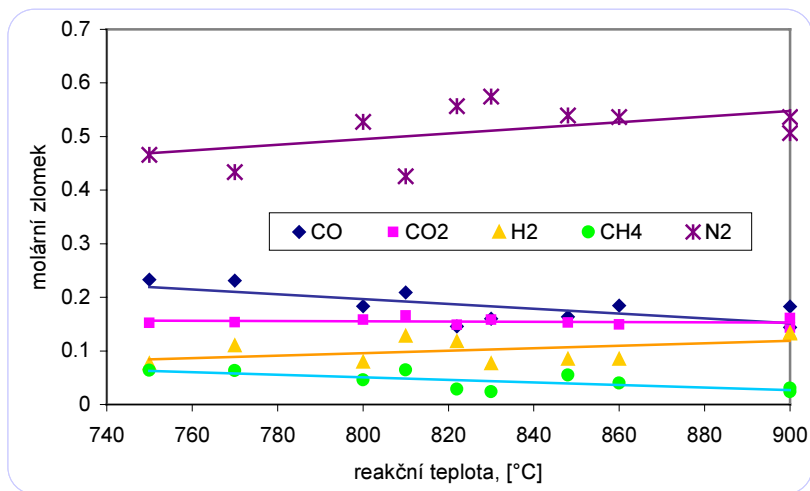
### 3) Piliny



Obr.6.6: Porovnání výsledků měření a výpočtem (*Piliny*)

Nejhorsí možné výsledky se vyskytují v případě zplyňování pilin. Rozdíly mezi výpočtem a měřením jsou velké. Je zde vidět jasný nárůst těchto rozdílů s posunem od jednoho do druhého kraje intervalu. Podíl některých složek se zvyšuje na úkor jiných. Nejpříjemnější složení je často uprostřed teplotního intervalu.

#### 4) Směs hoblin a pilin



Obr.6.7: Porovnání výsledků měření a výpočtem (směs hoblin a pilin)

Výpočet dává poměrně dobrou shodu s měřeními. Relativní chyba je menší než 10 %.

Závěrem je třeba poznamenat, že teoretický výpočet byl proveden s teplotním rozsahem širším, než je ten, při kterém se v praxi zplyňuje biomasa. Pokud rozbor omezíme jen na užší interval, od 830 do 860 °C, je relativní chyba podstatně menší a pak je pro technologické účely přesnost výpočtu uspokojivá.

#### 6.2.4 Upřesněný matematický model

Pokud se snažíme sestavit obecný matematický model, aplikovatelný i pro jiná paliva, můžeme vycházet z výsledků vypočtených pro čtyři zkoumané suroviny. Hodnoty korekcí jsou následující:

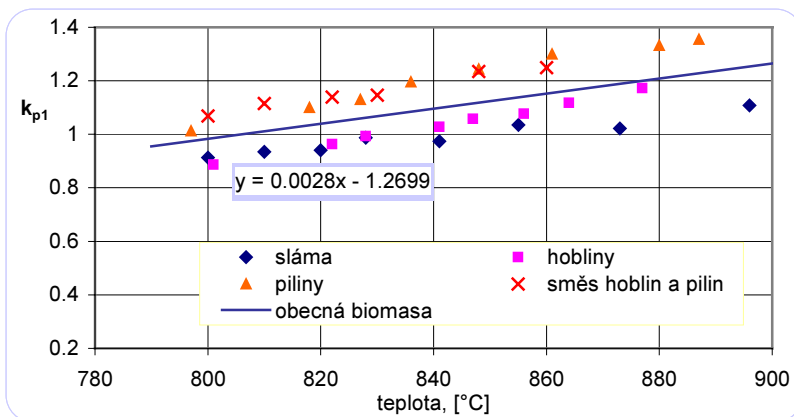
- Stupeň využití uhlíku

Lze vzít jako aritmetický průměr čtyř již známých hodnot:

$$e = \frac{1}{4} \sum_{i=1}^4 e_i = \frac{1}{4} (e_{sláma} + e_{hob} + e_{pil} + e_{směs}) = 0,89 \quad (6.15)$$

- Korekce reakce konverze CO vodní parou

Její hodnota musí ležet na křivce procházející v nejmenší vzdálenosti od již známých bodů. Zde upozorňujeme na to, že počet zahrnutých bodů u všech surovin by měl být stejný. Z možných funkčních závislostí  $k_{p1}(t)$  zvolíme tu, která má největší hodnotu  $R^2$ , a je to přímka:  $k_{p1} = 0,0028.t - 1,2699$  (6.16)

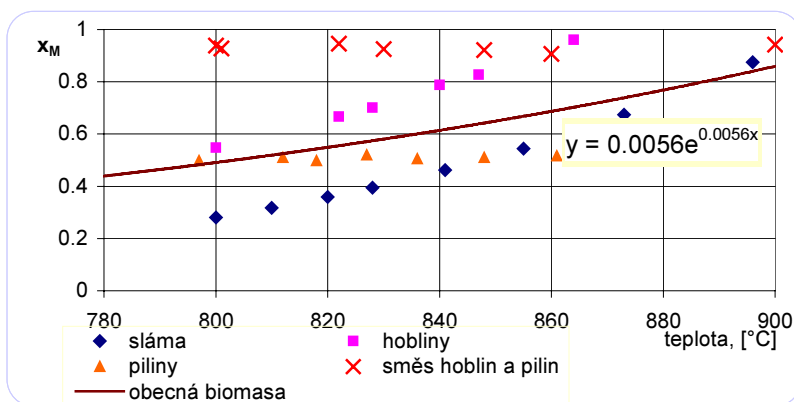


Obr.6.8: Hodnota  $k_{p1}$  pro obecný případ zplyňování biomasy

➤ Stupeň dosažení rovnováhy  $x_M$

Podobným způsobem se snažíme hledat nejrepresentativnější křivku pro stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce, přestože známé hodnoty jsou velice roztržštěné. Nejlepší z možností je závislost exponenciální (viz. obr.6.9):

$$x_M = 0,0056 \cdot \exp(0,0056 \cdot t) \quad (6.17)$$



Obr.6.9: Stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce

Tento „universální“ model byl použit pro výpočet složení plynu ze zplyňování **dřevních štěpek**, se kterými nebylo provedeno zplyňování na našem zařízení BIOFLUID. Výsledky ukázaly, že suchý plyn má podobné složení jako ten, který je produkován zařízením BIVKIN při podobných podmínkách (viz. tab.2.1, systém č.4).



## 7 ZÁVĚR

Práce se zabývá problematiku zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě jak z experimentálního hlediska, tak z hlediska teoretického, tj. měření termofyzikálních vlastností vyrobeného plynu a vytvoření matematického modelu pro výpočet zplyňovacího procesu.

Značná část práce je věnována měření vlastností zplyňovacího procesu uskutečněného na zařízení BIOFLUID. Se statisticky dostatečným počtem pokusů bylo naměřeno složení produkovaného plynu u pěti paliv. Měření byla provedena podle navržené metodiky. Naměřené hodnoty pak byly pečlivě zpracovány s aplikací statistických metod. Metodika zpracování byla sestavena na základě uplatnění materiálové, prvkové a energetické bilance. Výsledky měření ukazovaly, že suchý plyn ze zplyňování biomasy ve fluidní atmosférické vrstvě při teplotě 750-900 °C má následující typické složení [% obj.]:

$$\begin{array}{l} \text{CO: } 11,0-23,3 \quad \text{CO}_2: 12,1-17,4 \\ \text{H}_2: 7,6-17,0 \quad \text{CH}_4: 2,3-6,4 \quad \text{N}_2: 43,3-58,5 \end{array}$$

Výhřevnost tohoto plynu bez vyšších uhlovodíků je 4,0-6,5 MJ/m<sub>n</sub><sup>3</sup>; spalné teplo 5,0-7,3 MJ/m<sub>n</sub><sup>3</sup>. Tepelná účinnost procesu bez využití fyzického tepla plynu kolísá kolem 0,7. Byly určeny i další charakteristiky zplyňovacího procesu.

Byl aplikován matematický model vycházející z chemické rovnováhy. Kinetický aspekt pro zjištění průběhu jednotlivých reakcí je vyjádřen pomocí stupně dosažení rovnováhy, a byl použit pro metanizační reakci a pro reakci konverze CO vodní parou.

Model byl zpřesněn použitím korekcí, jež byly získány postupným srovnáním výpočtových a naměřených hodnot. Byla nalezena hodnota tří korekcí: stupeň využití uhlíku ( $\epsilon$ ), korekční součinitel rovnovážné konstanty u reakce konverze CO vodní parou ( $k_{p,l}$ ), a stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce ( $x_M$ ).

Na základě nalezených korekcí pro zkoumané suroviny byla snaha hledat jejich universální hodnotu obecně pro biomasu. Stupeň využití uhlíku se příliš nemění při různých teplotách a považuje se za konstantní se střední hodnotou 0,89. Závislost korekce  $k_{p,l}$  u reakce konverze CO vodní parou na teplotě je lineární a  $k_{p,l}$  nabývá ve zkoumaném teplotním intervalu hodnot 0,9-1,3. Závislost  $x_M(t)$  není jednoznačná u všech případů. Autor však s respektováním experimentů doporučuje exponenciální závislost obecně pro všechny suroviny.

Použitím matematického modelu s těmito korekcemi lze vypočítat složení plynu a charakteristiky zplyňovacího procesu, ovšem s poměrně velkou nejistotou. Jednou z příčin je, že do modelu vstupuje jen prvkové složení surového paliva, nikoli všechny jeho vlastnosti, mezi nimiž je velikost a tvar částic.

Dosud největším problémem u zařízení BIOFLUID je podávání paliva do generátoru. Ustálené stavy zplyňovacího procesu jsou proto těžko nastavitelné kvůli nerovnoměrnosti podávání paliva. To do určité míry ovlivňuje kvalitu měření. Nicméně, naměřená data i upřesněný matematický model jsou použitelná pro stavbu a provoz nového zplyňovacího fluidního zařízení a byly také již firmou ATEKO prakticky využity při návrhu zplyňovací technologie ve vápence Prachovice.

## 8 SUMMARY

The goal of this work that concerns in atmospheric fluidised-bed gasification of biomass is to measure properties of the producer gas, and to make a mathematical model for calculation of the process.

Experiments were successfully done with BIOFLUID fluidised-bed gasifier for the five following materials: straw, shavings, sawdust, one mixture of shaving and sawdust, and solid waste. Measurements were carried out at steady states of the reactor according to the proposed methodology. Bed temperature in the range of 750–900 °C was controlled by fuel/air ratio. Typical dry gas has the following composition [%vol.]:

CO : 11.0-23.3    CO<sub>2</sub>: 12.1-17.4

H<sub>2</sub>: 7.6-17.0    CH<sub>4</sub>: 2.3-6.4    N<sub>2</sub> : 43.3-58.5

Other characteristics of the gasification process were determined.

A mathematical model of biomass gasification has been developed. The model firstly comes out from the assumption of reaction equilibrium state and is based on mass and energy balance of the process. Since chemical reactions fail to reach equilibrium state, corrected coefficients are introduced in calculation. The basis of these corrections consists in the results of experimental investigation.

There is three corrections have been used: degree of carbon conversion ( $\epsilon$ ), correction to equilibrium constant of “water-gas shift” reaction ( $k_{p1}$ ), and degree of reaching equilibrium of methanation ( $x_M$ ).

Experiments showed that the degree of carbon conversion should be assumed as constant with its value of 0.89 for all of the abovementioned biomass fuels. Function  $k_{p1}(t)$  is linear with value in the range of 0.9-1.3.

The dependency of the degree of reaching equilibrium  $x_M$  on temperature is not the same when gasifying different kinds of biomass. However an exponential expression is proposed for all cases.

Using the corrections proposed as above, the calculation for gasification of biomass can be made, and properties of the producer gas can be found, with some uncertainty of course. One of the reasons to this uncertainty is the fact that only the chemical elements of biomass fuel are assumed as input data instead of all its physical and chemical properties, among them there is the size and shape of particles.

A number of experiments revealed that the biggest challenger existing with BIOFLUID facility is in the feeding system so far. Therefore stable states of the gasification process are hardly set because of lack of feeding uniformity. It has surely affected to quality of the measurements in a bad way. Nevertheless the obtained experimental data and the proposed mathematical model are useful for design, construction, and operation of new-build fluidised-bed gasification plants. In fact they have been used for design and build of gasifier installed at the Limestone of Prachovice by ATEKO recently.

## 9 LITERATURA

- [1] Alakangas E., Flyktman M.: Biomass CHP technologies – Future COGEN. VTT Energy, Report 7/2001, 54 p.
- [2] Altmann E., Kellett P.: Thermal wood gasification. Status report, July 1999. Irish Energy Center – REIO, Ireland.
- [3] Bébar L., . . . : Řešení problematiky zplyňování biomasy jako alternativního zdroje energie. Zpráva VUT-EU-UPEI-2000-02. Listopad 2000.
- [4] Beenackers A.A.C.M., Maniatis K.: Gasification technologies for heat and power from biomass. In *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Berkshire, UK: CPL Press, 1997, p. 24-52.
- [5] Bilodeau J.F., Therien N., Proulx P., Czernik S., Chornet E.: A mathematical-model of fluidized-bed biomass gasification. In *Canadian Journal of chemical engineering* 71, 8/1993, p. 549-557.
- [6] Chan W.C.R., Kelbon M., Krieger B.B.: Modelling and experimental verification of physical and chemical processes during pyrolysis of a large biomass particle. In *Fuel*, 1985, vol. 64, p. 1505-1513.
- [7] Cho Y.S., Joseph B.: Heterogeneous model for moving-bed coal gasification reactors. *Ind. Eng. Chem. Process*, Vol. 20, No. 2, 1981, p. 314-318
- [8] Chrz V.: Zplyňování dřevního odpadu pro náhradu ušlechtilých paliv a pro výrobu elektrické energie. ČEA, 1997.
- [9] ČSN ISO 5167-1: *Měření průtoku tekutin pomocí snímačů diferenčního tlaku*. Část 1: Clony, dýzy a Venturiho trubice vložené do zcela vyplněného potrubí kruhového průřezu. ČNI Praha, 1993, 68 str.
- [10] Dinkelbach L.: Thermochemical conversion of willow from short rotation forestry. ECN Biomass, ECN-C-00-028, February 2000, 21 p.
- [11] Dittrich M.: Energetické využití biomasy zplyňováním ve fluidním loži (technologie Biofluid). *Konference Biomasa – Technické a ekonomické podmínky pro energetické využití*. Teplárenské sdružení ČR, Brno 2002. 7 str.
- [12] Esposito V., Di Blasi C.: Modelling biomass gasification units. In *Biomass for Energy and the Environment*. Proceeding of the 9th European Bioenergy Conference. Copenhagen, Denmark: Elsevier, 1996, p. 1423-1428.
- [13] Fiaschi D., Michelini M.: A two-phase one-dimensional biomass gasification kinetics model. In *Biomass and Bioenergy* 21, 2001, p. 121-132.
- [14] Gil J., Caballero M.A., Martin J.A., Aznar M.P., Corella J.: Biomass gasification with air in a fluidized bed: Effect of the in-bed use of dolomite under different operation condition. *Ind. and Eng. Chemistry Research*, 38, Nov 1999, p. 4226-4235.
- [15] Gordon S., McBride B.J.: Computer program for calculation of complex chemical equilibrium compositions and applications. NASA Reference Publication 1311, June 1996.
- [16] Graboski M.S.: Pyrolysis and gasification kinetics of densified biomass. Final report. Colorado School of Mines, Golden, USA, 1983.
- [17] Greil C., Vierrath H.: Fuel gas from biomass – Utilization concepts. In *Tagungsbericht 2000-1, "Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen"*, Velen/Westf. 10-12 April 2000, p. 337-342.
- [18] Gulyurtlu I., Franco C., Frade E., Cabrita I.: Gasification of forestry biomass in a bubbling fluidized bed gasifier. In *Biomass for Energy and the Environment*. Proceeding of the 9th European Bioenergy Conference. Copenhagen, Denmark: Elsevier, 1996, p. 1324-1329.

- [19] Gumz W.: Kurzes Handbuch der Brennstoff – und Feuerungstechnik. Berlin, Springer-Verlag, 1962
- [20] Hansen U., Adam J., Wickboldt P.: Heat and power from small scale biomass plants in rural regions. In *Biomass for Energy and the Environment*. Proceeding of the 9th European Bioenergy Conference. Copenhagen, Denmark: Elsevier, 1996, p. 1318-1323.
- [21] Ising M., Holder D., Backhaus C., Althaus W.: Holzvergasung in der zirkulierenden Wirbelschicht. *BWK* Bd. 50, 1998, Nr. 1 / 2, p. 59-62.
- [22] Janíček P., Ondráček E.: Řešení problémů modelováním. Téměř nic o téměř všem. VUT Brno, 1998, 335 str.
- [23] Kaltschmitt M., Dinkelbach L.: Biomass for energy in Europe – Status and prospects. In *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Berkshire, UK: CPL Press, 1997, p. 7-23.
- [24] Klass D.L.: Biomass for renewable energy, fuels, and chemicals. San Diego, California: Academic Press, 1998, 610 p
- [25] Koschin F. a sp.: STATGRAPHICS aneb statistika pro každého. Grada a.s. – Vydavatelství a nakladatelství, Praha, 1992, 360 str.
- [26] Koutský B.: Výroba topných plynů z obnovitelných zdrojů zplyňováním. *Konference VŠCHT, 2000*.
- [27] Krbek J., Polesný B.: Nové trendy ve zplyňování biomasy. Grant GAČR 101/01/0576 *Využití odpadních paliv v kogeneračním cyklu*. Brno, 12/2001.
- [28] Kunii D., Levenspiel O.: Fluidization Engineering. 2nd ed. Stoneham, USA: Butterworth-Heinemann, Reed Publishing, 1991, 491 p.
- [29] Kurkela E., Palonen J., Kivela M.: Gasification-based co-firing of biomass and recovered fuels in coal-fired boilers. In *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*. Expert meeting, Strasbourg, France, 1.Oct.2002.
- [30] Kwant K.W.: Status of gasification in countries participating in the IEA Bioenergy gasification activity March 2001. IEA Bioenergy Gasification, Country Reports, March 2001.
- [31] Lundberg H., Morris M., Rensfelt E.: Biomass gasification for energy production. In *The Alteren-programme biomass event*, 1-5 Sep.1997, Jyväskylä, Finland. 16 p.
- [32] Meloun M., Militký J.: Statistické zpracování experimentálních dat. PLUS, Praha, 1994, 839 str.
- [33] Mendl J.: Alternativní zdroje energie – průmyslový způsob přeměny energie biomasy metodou zplyňování. *CHEMagažín*, č.3, ročník XI. 2001, str.8-10
- [34] Mikyšková M.: Měření průtoku škrťacími orgány (2 díly). *Dům techniky* Praha, 1990, 232 str.
- [35] Moersch O., Spliethoff H., Hein K.R.G.: Influence of temperature and stoichiometry on gas quality and conversion rate in fluidized bed gasification of biomass. *Biomass for Energy and the Environment*. Proceeding of the 9th European Bioenergy Conference. Copenhagen, Denmark: Elsevier, 1996, p. 1398-1403.
- [36] Morris M., Waldheim L.: Efficient power generation from wood gasification. In *Gasification for the future*, 11-13 April 2000. Noordwijk, The Netherlands. 9 p.
- [37] Narvaez I., Orio A., Aznar M.P., Corella J.: Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed. Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas. In *Industrial and engineering chemistry research* 35, 6/1996, p. 2110-2120.

- [38] Nieminen V.J., Palonen J., Kivela M.: Zirkulierende Wirbelschichtanlage für Biomassevergasung. *VGB KraftwerksTechnik* 10/99, p. 130-136.
- [39] Niessen W.R., Markes C.H., Sommerlad R.E.: Evaluation of gasification and novel thermal processes for the treatment of municipal solid waste. National Renewable Energy Laboratory, Colorado, US. August 1996. NREL/TP-430-21612
- [40] Ochrana L., Skála Z., Fiedler J.: Experimentální zařízení na zplyňování biomasy. Zpráva VUT-EÚ-QR-54-99, 12/1999.
- [41] Ochrana L., Skála Z.: Zplyňování biomasy na stendu VUT. *Sborník přednášek semináře Energetické využití biomasy v ČR a SR*. Brno, 21.03.2001.
- [42] Ochrana L.: Spalovací zařízení a výměníky tepla. VUT Brno, 1993, 156 str.
- [43] Ondráček E., Janíček P.: Výpočtové modely v technické praxi. SNTL, Praha 1990, 333 str.
- [44] Palonen J., Nieminen J.: Biomass CFB gasifier connected to a 350 MW<sub>t</sub> steam boiler fired with coal and natural gas – Thermie demonstration project at Kymijarvi CHP power station in Lahti, Finland.
- [45] Polesný B.: Termodynamická data pro výpočet tepelných a jaderných energetických zařízení. VUT Brno, 1989, 213 str.
- [46] Rabou L.P.L.M., Jansen D.: De-centralised power production using low-calorific value gas from renewable energy resources in gas turbines. ECN Biomass, ECN-C-01-056, June 2001, 34 p.
- [47] Rapagna S., Foscolo P.U.: Gasification of biomass in a fluidized bed reactor: The influence of temperature and biomass particle size. In *Biomass for Energy and the Environment*. Proceeding of the 9th European Bioenergy Conference. Copenhagen, Denmark: Elsevier, 1996, p. 1404-1409.
- [48] Ražnjević K.: Termodynamické tabulky. Alfa, Bratislava, 1994.
- [49] Reed T.B.: *Biomass gasification* - Principles and technology. New Jersey, USA: Noyes Data Corp., 1981, 401 p.
- [50] Rensfelt E.: Atmospheric CFB gasification – the Greve plant and beyond. In *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Berkshire, UK: CPL Press, 1997, p. 139-159.
- [51] Ruggiero M., Manfrida G.: An equilibrium model for biomass gasification processes. In *Renewable energy* 16, 1-8/1999, p. 1106-1109.
- [52] Samolada M.C., Vasalos I.A.: A kinetic approach to the flash pyrolysis of biomass in a fluidised bed reactor. *Fuel*, 1991, vol. 70, July, p. 883-889
- [52] Schenk E.P., van Doorn J., Kiek J.H.A.: Biomass gasification research in a fixed bed and in fluidized bed reactors. In *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Berkshire, UK: CPL Press, 1997, p. 129-138.
- [54] Skála Z.: Možnosti zplyňování biomasy pro energetické účely. *Seminář Velký Karlov*, 15.11.2001, Ekologická nadace ENVIOPTIMUM. 6 str.
- [55] Slouka P.: Teoretický výpočet zplyňovacího procesu ve fluidním loži. *Časopis Plyn* 63, 1983, č.12, str. 338-340.
- [56] Stahl K., Neergaard M.: IGCC power plant for biomass utilization, Varnamo, Sweden. In *Biomass and Bioenergy* 15, 1998, p. 205 – 211.
- [57] Stenseng M., Jensen A., Dam-Johansen K.: Thermal analysis and kinetic modelling of wheat straw pyrolysis. *Proceeding of Nordic Seminar on Thermochemical Conversion of Biofuels*. Trodheim, Norway, 21 Nov. 2000, p. 45-59.
- [58] Stevens D.J.: Hot gas conditioning: Recent progress with larger-scale biomass gasification systems. NREL, Colorado, USA. NREL/SR-510-29952, August 2001.

- [59] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Ed.: Barbara Elvers, ... 5th ed. Vol. A 12. Weinheim, Germany: VCH Verlagsgesellschaft, 1989.
- [60] van der Drift A., de Kant H.F., Rajani J.B.: Commercialisation BIVKIN/based gasification technology. ECN Biomass, ECN-C-00-080, August 2000, 56 p.
- [61] van der Drift A., van Doorn J.: Effect of fuel size and process temperature on fuel gas quality from CFB gasification of biomass. In *Contributions ECN biomass to "Developments in thermochemical biomass conversion" conference*, 17-22 Sep. 2000, Tyrol, Austria. ECN-RX-00-026, July 2000, p. 5-10.
- [62] Waldheim L., Morris M.: Biomass power generation: Sugar cane bagasse and trash. *Progress in thermochemical biomass conversion*, 17-22 Sep. 2000. Tyrol, Austria. 10 p.
- [63] Wang Y., Kinoshita C.M.: Kinetic-model of biomass gasification. In *Solar energy* 51, 6/1993, p. 19-25.
- [64] Zainal Z.A., Ali R., Lean C.H., Seetharamu K.N.: Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modelling for different biomass materials. In *Energy conversion and management* 42, 8/2001, p. 1499-1515.

## 10 SEZNAM PUBLIKACÍ

- 1 Ochrana L., Skála Z., Pospíšil J., Tuyen Ng., Fiedler J., Dvořák P., Martinec J.: Výzkum zplyňování dřeva v atmosférické cirkulující fluidní vrstvě. Závěrečná zpráva DÚ – BIOMASA, č. VUT-EÚ-QR-48-00, 11/2000
- 2 Ochrana L., Tuyen Ng.: Možnosti výzkumu spalování a zplyňování tuhých směsí na VUT v Brně. Ze sborníku: *Výstavba a provoz spaloven komunálního a průmyslového odpadu a jejich energetické využití*. Obchodní a hospodářská komora, Brno, 23-24.01.2001. Str. 34-39. ISSN 1213-2603
- 3 Ochrana L., Tuyen Ng.: Zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě. Ze sborníku: *Racionálna výroba, prenos a spotreba energie*. 3. medzinárodná konferencia, Košice, Slovensko, 11-13.06.2001. Acta Mechnica Slovaca, Ročník 5., 3/2001, str. 327-332. ISSN 1335-2393
- 4 Tuyen Ng.: Experimentální výsledky ze zplyňování ve fluidním stabilním loži. Zpráva VUT- EÚ-QR-41-01, červen 2001
- 5 Ochrana L., Skála Z., Bébar L., Tuyen Ng., Dvořák P., Pospíšil J., Fiedler J., Martinec J.: Výzkum zplyňování biomasy v atmosférické cirkulující fluidní vrstvě. Závěrečná zpráva DÚ č.1 - BIOMASA, VUT-EÚ-QR-42-01, 11/2001
- 6 Tuyen Ng.: Matematický model fluidního zplyňování biomasy. Ze sborníku přednášek semináře: *Zplyňování biomasy a tuhých odpadů*. OTJEZ, EÚ, FSI, VUT Brno, 04-05. 12.2001. Str. 5-13.
- 7 Ochrana L., Dvořák P., Tuyen Ng.: Výzkum vlastností energoplynu zplyňováním tříděného odpadu. Ze sborníku: *Výkurovanie 2002*, 10.medzinárodná konferencia na tému: *Progresívne, energeticky úsporné a environmentálne bezpečné zariadenia a systémy*. Bratislava, SR, 1/2002, str. 66-73. ISBN.80-967479-1-6
- 8 Ochrana L., Dvořák P., Tuyen Ng.: Zplyňování biomasy a tuhých odpadů v atmosférické fluidní vrstvě. *Časopis Energetika* 4/2002, str.102-105.
- 9 Tuyen Ng., Ochrana L., Dvořák P.: Vlastnosti energoplynu při zplyňování biomasy a tuhých odpadů. Ze sborníku: *Racionálna výroba, prenos a spotreba energie*. 4. medzinárodná konferencia, Košice, Slovensko, 21-24.05.2002. Acta Mechnica Slovaca, Ročník 6., 2/2002, str. 173-178. ISSN 1335-2393

- 10 Ochrana L., Dvořák P., Tuyen Ng.: Výzkum zplyňování alternativních paliv v atmosférické fluidní vrstvě. Ze sborníku přednášek semináře: *Aplikace fluidních technologií spalování v malých energetických zdrojích*. Brno 20.06.2002, AEM, str. 67-72
- 11 Skála Z., Ochrana L., Tuyen Ng.: Biomass and waste gasification in AFB Reactor. In *New and Renewable Energy Technologies for Sustainable Development*. International Conference, 24-26 June 2002, Ponta Delgada, S. Miguel Island, Azores – Portugal. Session 14.1, 16 p.

## 11 ŽIVOTOPIS AUTORA

### Osobní údaje:

Jméno: **Nguyen Van Tuyen**  
 Titul: Ing.  
 Datum narození: 21. 09. 1955  
 Adresa: 5/D1 – 142 To Hien Thanh, Dist. 10,  
 Hochiminhovo město, VIETNAM  
 E-mail: tuyen@email.cz

### Vzdělání:

04/2000 - nyní Doktorandské studium - VUT v Brně, Fakulta strojního inženýrství,  
 Odbor tepelných a jaderných energetických zařízení.  
 10/1995 - 05/1998 *Master of Engineering* ve strojním inženýrství –  
 Hochiminh City University of Technology (HUT), Vietnam  
 .  
 09/1974 – 07/1979 Inženýrské studium - VUT v Brně, Strojní fakulta,  
 Katedra tepelných a jaderných energetických zařízení.

### Praxe:

08/1980 – 03/2000 Učitel/pracovník – Výzkumné středisko tepelných zařízení  
 a obnovitelné energie (Research Centre for Thermal  
 Equipment and Renewable Energy - RECTERE), HUT,  
 VN.  
 01/1988 – 03/2000 Hlavní inženýr v těžkých laboratořích tepelných zařízení  
 RECTERE, HUT, VN.

**Jazykové znalosti:** pokročilá znalost angličtiny  
 základní znalost ruštiny

## 12 ABSTRAKT

Zplyňování biomasy je termochemický proces probíhající za nedostatku kyslíku při vyšších teplotách. Jeho výzkum a vývoj je v poslední době ve světě poměrně značně rozšířený a nepřehledný. Tato práce věnuje problematiku zplyňování biomasy v atmosférické fluidní vrstvě jak z experimentálního hlediska, tak z hlediska teoretického. Cílem je sestavení matematického modelu pro teoretický výpočet zplyňovacího procesu ve fluidní vrstvě a jeho ověření pro různé formy biomasy na experimentálním zařízení tak, aby výsledky získané z výpočtu byly použitelné pro stavbu fluidního zařízení.

Bylo naměřeno na zařízení BIOFLUID složení produkovaného plynu u pěti druhů biomasy. Je to řepková sláma, hobliny, piliny, jeden druh směsi hoblin a pilin, a tříděná topná směs. Naměřené hodnoty pak byly pečlivě zpracovány s aplikací statistických metod. Metodika zpracování byla sestavena na základě uplatnění materiálové, prvkové a energetické bilance. Výsledky měření ukázovaly, že suchý plyn ze zplyňování biomasy ve fluidní atmosférické vrstvě při teplotě 750-900 °C má následující typické složení [% obj.]:

CO: 11,0-23,3    CO<sub>2</sub>: 12,1-17,4    H<sub>2</sub>: 7,6-17,0    CH<sub>4</sub>: 2,3-6,4    N<sub>2</sub>: 43,3-58,5

Výhřevnost tohoto plynu bez vyšších uhlovodíků je 4,0-6,5 MJ/m<sup>3</sup>; spalné teplo 5,0-7,3 MJ/m<sup>3</sup>. Byly určeny charakteristiky zplyňovacího procesu. Jsou to spotřeba biomasy (B) a potřebný objem vzduchu k výrobě 1 m<sup>3</sup> surového plynu (V), ekvivalentní zplyňovací poměr (ZP), stupeň využití uhlíku (e) a účinnost procesu. Vliv zavedení sekundárního a terciárního vzduchu na vlastnosti plynu byl také zkoumán.

Matematický model vycházející z chemické rovnováhy byl aplikován. Model pak byl zpřesněn použitím korekcí, jež byly získány postupným srovnáním výpočtových a naměřených hodnot. Vedle stupně využití uhlíku byla nalezena hodnota dalších dvou parametrů: korekční součinitel rovnovážné konstanty u reakce konverze CO vodní parou ( $k_{p,l}$ ) a stupeň dosažení rovnováhy metanizační reakce ( $x_M$ ).

Na základě nalezených korekcí pro zkoumané suroviny byla snaha hledat jejich universální hodnotu obecně pro biomasu. Stupeň využití uhlíku se příliš nemění při různých teplotách a považuje se za konstantní se střední hodnotou 0,89. Závislost korekce  $k_{p,l}$  u reakce konverze CO vodní parou na teplotě je lineární a  $k_{p,l}$  nabývá ve zkoumaném teplotním intervalu hodnot 0,9-1,3. Pro stupeň  $x_M(t)$  byla doporučována exponenciální funkce.

Naměřená data i upřesněný matematický model jsou použitelná pro stavbu a provoz nového zplyňovacího fluidního zařízení a byly také již firmou ATEKO prakticky využity při návrhu zplyňovací technologie ve vápence Prachovice.