

**ČESKÉ VYSOKÉ
UČENÍ TECHNICKÉ
V PRAZE**

**FAKULTA
STROJNÍ**



**DIPLOMOVÁ
PRÁCE**

2020

**MICHAL
PROKOP**

Čestné prohlášení

Prohlašuji, že jsem svou diplomovou práci vypracoval samostatně pod odborným vedením Doc. Ing. Jana Hrdličky Ph.D. a všechny použité prameny a literatura jsou uvedeny v seznamu použité literatury.

Nemám námitek proti použití tohoto školního díla ve smyslu §60 Zákona č. 121/2000 sb. o právu autorském, o právech souvisejících s právem autorským a o změně některých zákonů (autorský zákon).

V Praze dne

.....

Bc. Michal Prokop

Anotační list

Jméno autora:	Bc. Michal Prokop
Název BP/DP:	Emise oxidů dusíku ve fluidním spalování
Anglický název:	NO _x emissions in a fluidized bed combustion
Akademický rok:	2019/2020
Ústav/Odbor:	Ústav energetiky / Energetika
Vedoucí BP/DP:	Doc. Ing. Jan Hrdlička Ph.D.
Bibliografické údaje:	Počet stran: 77 Počet obrázků: 32 Počet tabulek: 8 Počet příloh: 1
Klíčová slova:	Oxidy dusíku, denitrifikace spalin, SNCR, fluidní spalování
Keyword:	Nitrogen oxides, denitrification, SNCR, fluidized bed combustion
Anotace:	Cílem této práce je potvrzení hypotézy, že přívodem sekundárního vzduchu obohaceného o kyslík do oblasti nad fluidní vrstvou je možné dosáhnout vhodného teplotního okna pro aplikaci SNCR za použití močoviny jako redukčního činidla. V práci jsou popsány mechanismy vzniku oxidů dusíku a možnosti jejich redukce. Dále je v práci popsán matematický model pro řešení dané problematiky. Hypotéza byla též ověřena experimentálním měřením.
Abstract:	The aim of this thesis is to confirm the hypothesis that by supplying secondary air enriched with oxygen to the area above the fluidized bed, it is possible to achieve a suitable temperature window for SNCR application using urea as a reducing reagent. The work describes the mechanisms formation of nitrogen oxides and the possibilities of their reduction. Furthermore, the work describes a mathematical model for solving the problem. The hypothesis was also verified by experimental measurements.

Poděkování

Rád bych poděkoval vedoucímu diplomové práce Doc. Ing. Janu Hrdličkovi Ph.D. za poskytnutí podkladů, odborných rad a konzultací při řešení dané problematiky.

Obsah

Čestné prohlášení	2
Anotační list	3
Poděkování	4
Obsah	5
Přehled použitých zkratek	7
Seznam použitých veličin a jednotek	8
Seznam použitých indexů	10
1 Úvod	11
2 Fluidní spalování	12
2.1 Fluidace	12
2.2 Fluidní vrstvy	18
2.2.1 Výhody fluidní vrstvy	21
2.2.2 Nevýhody fluidní vrstvy	22
3 Oxidy dusíku	23
3.1 Emisní limity	23
3.2 Vznik NO _x	24
3.2.1 Termické oxidy dusíku	24
3.2.2 Palivové oxidy dusíku	25
3.2.3 Promptní oxidy dusíku	26
3.3 Metody snižování produkce NO _x	27
3.3.1 Primární opatření	27
3.3.2 Sekundární opatření	29
4 Aplikace ve fluidním kotli	32
4.1 Možnosti primárních opatření	32
4.2 Možnosti sekundárních opatření	32
Ekonomické aspekty	33
5 Matematický model tepelné bilance freeboardu	34
5.1 Teoretický předpoklad	34
5.2 Experimentální fluidní spalovací jednotka	34
5.3 Bilanční model	35
5.3.1 Okrajové podmínky	35
5.3.2 Tepelné ztráty ve freeboardu	35
5.3.3 Tepelná bilance směšování	38
5.3.4 Uvolněné teplo sekundárním spalováním	39
5.3.5 Výsledný teplotní profil po výšce freeboardu	40
6 Experimentální měření	43

6.1	Cíl experimentu.....	43
6.2	Popis experimentu.....	44
6.2.1	Popis fluidního kotle	44
6.2.2	Průběh experimentu.....	46
6.3	Naměřená data	47
6.3.1	Stechiometrické výpočty	48
6.3.2	Vyhodnocení naměřených dat.....	52
7	Výsledky a diskuze	53
7.1	Referenční stav.....	53
7.2	Série stavů na nižší výkonové hladině.....	57
7.3	Série stavů na vyšší výkonové hladině.....	61
7.3.1	Vliv stupňového přívodu okysličovadla na emise.....	66
8	Závěr.....	68
	Seznam použité literatury.....	69
	Seznam obrázků.....	70
	Seznam tabulek	71

Přehled použitých zkratek

A	Popeloviny
Ar	Argon
C	Uhlík
CaO	Oxid vápenatý
CaCO ₃	Uhličitan vápenatý
CaMg(CO ₃) ₂	Dolomit
CaSO ₃	Siřičitan vápenatý
CO	Oxid uhelnatý
CO ₂	Oxid uhličitý
CO(NH ₂) ₂	Močovina
deNO _x	Denitrifikace
H	Vodík
HCN	Kyanovodík
N	Dusík
N ₂	Atmosférický dusík
N*	Dusíkový radikál
NH _i	Amonné sloučeniny
NH ₃	Amoniak
NH ₄ OH	Vodný roztok amoniaku (čpavková voda)
NO	Oxid dusnatý
NO ₂	Oxid dusičitý
NO _x	Oxidy dusíku
O	Kyslík
O ₂	Kyslík (molekulární)
O*	Kyslíkový radikál
S	Síra
SCR	Selektivní katalytická redukce
SNCR	Selektivní nekatalytická redukce
SO	Směrodatná odchylka
SO ₂	Oxid siřičitý
TiO ₂	Oxid titaničitý
V ₂ O ₅	Oxid vanadu
W	Voda

Seznam použitých veličin a jednotek

Značka	Veličina	Jednotka
a	Hloubka (stěna freeboardu)	m
A	Průtočná plocha reaktoru	m ²
A	Poměrné množství popelovin	-
Ar	Archimedovo číslo	-
b	Šířka (stěna freeboardu)	m
C	Poměrné množství uhlíku	-
$C\check{c}$	Součinitel záření černého tělesa	W/m ² K ⁴
C_{gw}	Součinitel vzáj. záření mezi plynem a stěnou	W/m ² K ⁴
cp	Měrná tepelná kapacita	J/kg.K
d	Průměr	m
EF	Emisní faktor	mg/MJ
F	Síla	N
g	Tíhové zrychlení	m/s ²
Gr	Grashofovo číslo	-
h	Výška	m
H	Výška vrstvy	m
H	Poměrné množství vodíku	-
k	Součinitel prostupu tepla	W/m ² .K
L	Rozměr (charakteristický)	m
m	Měrná hmotnost	g/kg
M	Hmotnost vrstvy	kg
M_m	Molární hmotnost	g/mol
N	Poměrné množství dusíku	-
Nu	Nusseltovo číslo	-
O	Poměrné množství kyslíku	-
O_2	Koncentrace kyslíku	-
p	Tlak	Pa
Pe	Pecletovo číslo	-
Pr	Prandtlovo číslo	-
q	Měrný tepelný tok	W/m ²
Q	Teplo měrné	kJ/kg
R	Univerzální plynová konstanta	J/mol.K
Re	Reynoldsovo číslo	-
S	Poměrné množství síry	-
T	Teplota	K, °C
u	Rychlost proudění	m/s
v	Střední rychlost	m/s
V	Objem	m ³
V	Měrný objem	Nm ³ /kg
w	Reakční rychlost	mol/cm ³ .s
W	Poměrné množství vody	-
X	Poměrné množství	-
Δp	Tlaková ztráta	Pa
α	Přebytek spalovacího vzduchu	-
α	Součinitel přestupu tepla	W/m ² .K
γ	Součinitel teplotní objemové roztažnosti	1/K
ε	Mezerovitost	-

ε	Emisivita	-
κ	Součinitel vlhkosti vzduchu	-
η	Dynamická viskozita	Pa.s
λ	Tepelná vodivost	W/m.K
ν	Kinematická viskozita	m ² /s
ρ	Hustota	kg/m ³
ρ	Měrná koncentrace emisních látek	mg/Nm ³
φ	Měrná koncentrace emisní látky ve spalinách	ppm
ϕ	Sféricita	-

Seznam použitých indexů

Index	Význam indexu
<i>Al</i>	hliník
<i>Ar</i>	argon
<i>b</i>	bed - vrstva
<i>CO₂</i>	oxid uhličitý
<i>d</i>	dry - sušina
<i>daf</i>	dry ash free - hořlavina
<i>e</i>	vnější
<i>el</i>	emitované látky
<i>g</i>	gravitační
<i>g</i>	gas – fluidační médium
<i>H₂O</i>	voda
<i>char</i>	charakteristický
<i>i</i>	vnitřní
<i>i</i>	výhřevnost
<i>konv</i>	konvekce
<i>m</i>	střední (průměr částice)
<i>mf</i>	minimální (prahová) fluidace
<i>min</i>	minimální
<i>mv</i>	minerální vata
<i>o</i>	odporová
<i>oc</i>	ocel
<i>O₂</i>	kyslík
<i>ok</i>	okolí
<i>p</i>	particle - částice
<i>r</i>	raw - syrový
<i>rec</i>	recirkulovaný
<i>s</i>	spalné teplo
<i>sal</i>	sálání
<i>sp</i>	spalin
<i>SO₂</i>	oxid siřičitý
<i>SS</i>	spaliny suché
<i>SV</i>	spaliny vlhké
<i>t</i>	úletová
<i>VS</i>	vzduch suchý
<i>VV</i>	vzduch vlhký
<i>vr</i>	vrstvy
<i>vz</i>	vztlaková
<i>vz</i>	vzduchu
<i>w</i>	wall - stěny

1 Úvod

V dnešní době je ochrana životního prostředí velkým tématem probíraným často v médiích. Jednou z hlavních součástí ochrany životního prostředí je ochrana ovzduší. Do ovzduší je vypouštěno denně ohromné množství škodlivých látek vznikajících v dopravě a průmyslu. Za největšího znečišťovatele je považováno právě odvětví energetiky, které je dnes stále založené hlavně na fosilních palivech. Při jejich spalování vzniká velké množství spalin obsahujících škodlivé látky, jedná se především o mikroskopické tuhé látky, oxidy síry, oxidy dusíku a další. Tyto látky jsou pro živé organismy toxické, jsou příčinou smogu a některé zeslabují ozonovou vrstvu. Z tohoto důvodu je nutné spaliny před jejich vypuštěním do atmosféry co nejdůkladněji vyčistit.

V této práci se budu zabývat problematikou vzniku a odstraňování oxidů dusíku. Problematika odstraňování oxidů dusíku je velmi široká a složitá, a proto se budu zabývat specifickými možnostmi použitelnými pro zařízení využívající fluidní spalování.

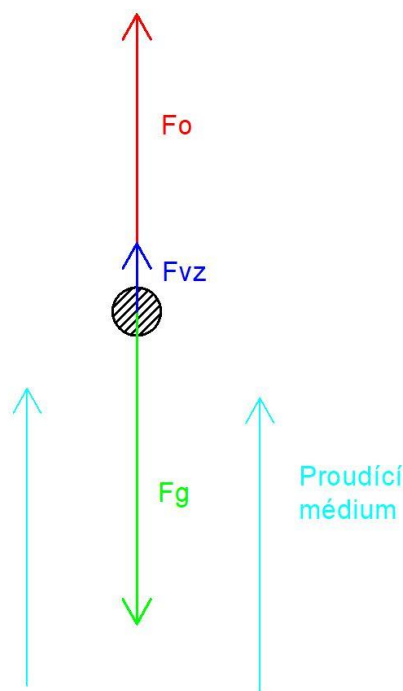
2 Fluidní spalování

Moderní energetika je stále, i přes výraznou snahu přejít na obnovitelné zdroje energie, založena na spalování fosilních paliv. Česká energetika je kvůli svým geografickým podmínkám ne úplně vhodná pro využívání obnovitelných zdrojů, jako je solární energie nebo energie větru, proto je z největší části založena na spalování převážně hnědého uhlí. V souladu s aktuální politikou přechodu k obnovitelným zdrojům energie je spalování uhlí částečně nebo úplně nahrazováno spalováním biomasy. Tento postup je aplikován ve velkých elektrárnách, ale hlavně v menších jednotkách v teplárenství. S přechodem na jiný druh paliva se často pojí i úpravy nebo přestavby stávajících kotlů.

Spalování tuhých paliv může být prováděno různými způsoby. Může se jednat o klasické spalování na pevném nebo pohyblivém roštu. Při spalování uhlí se ujal převážně práškové spalování nebo v současnosti populární spalování ve fluidní vrstvě. Fluidní spalování má proti jiným druhům spalování řadu výhod, jako je například možnost spalování méně hodnotných paliv nebo kombinace druhů paliv, čehož se s oblibou využívá právě formou přimíchávání biomasy při spalování uhlí v rámci přechodu na obnovitelné zdroje energie.

2.1 Fluidace

Fluidace, neboli stav vznosu, je stav, kdy vrstvou pevných částic umístěných v gravitačním poli prochází tekutina, neboli fluidační médium, proti směru působení gravitační síly. Na jednotlivé částice obtékané tekutinou působí v tomto okamžiku tři síly. Těmi jsou síla gravitační (F_g), vztlková (F_{vz}) a odporová (F_o). Gravitační síla je přímo úměrná hmotnosti částice. Vztlková síla závisí na rozdílu měrných hmotností částice a fluidačního média. Pokud jsou hustoty obou látek srovnatelné, nabývá tato síla na významu. Toho bývá využíváno například v chemickém nebo potravinářském průmyslu, kde je jako fluidační médium použita voda nebo roztoky podobné hustoty. Při spalování je nejčastěji fluidačním médiem vzduch, případně smíchaný s recirkulovanými spalinami. Rozdíl měrných hmotností částice a média je v tomto případě řádově odlišný a vztlková síla působící na částici je zanedbatelná. Odporová síla, kterou působí proudící médium na částici je tou rozhodující silou, kterou jsme schopni ovlivnit, zda se částice dostanou do stavu vznosu. Působení sil na částici v proudu fluidačního média je znázorněno na Obrázku 1.



Obrázek 1 – Působení sil na částici v proudu fluidačního média.

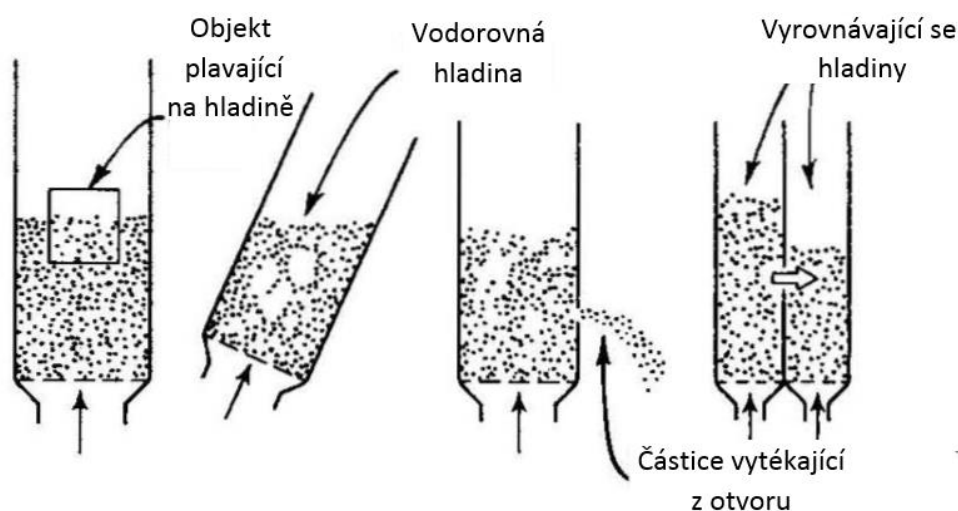
Se zvyšující se rychlostí proudění se odporová síla zvyšuje. Pokud je průtok tekutiny a tím i rychlost malá, tekutina prochází pouze volnými prostory mezi stacionárními částicemi, tento stav se nazývá pevné neboli fixní lože. Ve chvíli, kdy je rychlost média taková, že se dostanou síly do rovnováhy, se částice nachází ve stavu fluidace (vznosu). Tato rychlost se nazývá prahovou (minimální) rychlostí fluidace u_{mf} . Překročením této prahové rychlosti se vrstva dostává do stavu fluidace. V tomto stavu přestávají být částice v trvalém kontaktu a objem vrstvy okupované částicemi roste. Dalším zvyšováním rychlosti objem vrstvy narůstá až do překročení úletové rychlosti částic u_t , kdy odporová síla tekutiny působící na částici je tak velká, že jednotlivé částice ulétávají a dostávají se do stavu pneumatického transportu.

Proces fluidace je v energetice využíván pro spalování, zplyňování nebo sušení tuhých paliv, ať už se jedná o uhlí, biomasu nebo odpady. Výhodných vlastností fluidní vrstvy se však využívá i v jiných oblastech průmyslu jako je zpracovatelský, potravinářský nebo chemický.

Fluidační médium, kterým je u spalovacích procesů většinou přehřátý vzduch smíchaný s recirkulovanými spalinami, je přiváděno do reaktoru ve spodní části přes speciální fluidní rošt (distributor). Ten zajišťuje rovnoměrné rozvedení média pod fluidní vrstvu, aby docházelo ke správné fluidaci a promíchávání paliva. Jako distributor může

být u jednodušších zařízení použít například děrovaný plech. U složitějších zařízení bývá médium rozváděno speciálně tvarovanými přívody pro optimalizaci proudění.

Hustá fluidní vrstva s plynnou fází vypadá jako vroucí kapalina a vykazuje vlastnosti podobné kapalinám. Tyto vlastnosti lze pozorovat na mechanických příkladech zobrazených na Obrázku 2. Pokud bychom do fluidující vrstvy vtláčili předmět většího objemu, tak by po uvolnění vyplaval na povrch a po něm by se pohyboval jako na povrchu vroucí kapaliny. Kdybychom byli schopni naklonit fluidní reaktor, tak by hladina zaujala vodorovnou polohu. Rovněž, kdybychom na boku reaktoru udělali díru, tak by částice vytékaly jako kapalina ven. Kdybychom propojili dva fluidní reaktory, výška hladin fluidních vrstev by se časem vyrovnala.



Obrázek 2 - Kapalinové vlastnosti fluidní vrstvy [1]

Spalování ve fluidní vrstvě je velmi intenzivní. Kdyby materiálem fluidního lože bylo čistě jenom čerstvé palivo a fluidačním médiem čistý vzduch, tak by teplota fluidní vrstvy byla velmi vysoká. To by mělo za následek měknutí popela a spékání vrstvy a stěny ohniště by byly také tepelně moc namáhány. Z toho důvodu je fluidní vrstva tvořena převážně inertním materiálem, který se fluidace účastní, ale nespaluje se a neuvolňuje tedy do vrstvy další teplo. Aby měla fluidní vrstva správné vlastnosti, tak fluidní materiál musí mít podobné parametry jako palivo samotné, to se týká hlavně granulometrie a hustoty. Tento materiál mohou tvořit popeloviny spalovaného materiálu, toho se využívá například při spalování uhlí, nebo jiný materiál vhodných vlastností. Při spalování biomasy, která má málo vlastní popeloviny je tedy nutné dodávat jiný fluidační materiál, jako je například písek nebo keramické materiály. Pro řízení spalovací teploty fluidní vrstvy se také využívá recirkulace spalin. Část spalin je tak ze spalinovodu odváděna zpět

a spolu se spalovacím vzduchem tvoří fluidační médium. Recirkulované spaliny mají obvykle vyšší teplotu než spalovací vzduch, což podporuje zvyšování teploty fluidní vrstvy, ale díky nižšímu obsahu kyslíku ve vzniklé směsi nedochází k tak intenzivnímu hoření, což naopak podporuje snižování teploty fluidní vrstvy.

Nejdůležitějším faktorem ovlivňujícím návrh fluidního spalování je mezní rychlost fluidace, tedy rychlost protékajícího média, která zajistí u většiny částic vrstvy stav fluidace. Při správném určení této rychlosti jsme posléze schopni určit požadovaný objemový průtok pro zajištění správné fluidace. Mezní rychlost fluidace závisí na mnoha faktorech, jako je tvar a velikost částice, hustota částice, hustota média... Její přesné stanovení není jednoduché a bude naznačeno v další části.

Pro správný průběh fluidace je potřeba mít vhodný materiál. Jak již bylo zmíněno, převážnou část fluidní vrstvy tvoří inertní materiál (95% a více). Ten by měly tvořit částice podobných vlastností, jako má přiváděné palivo, aby se dostávaly do stavu fluidace při podobném průtoku média. Jednou z hlavních složek je velikost částic. Velmi malé částice ve formě jemných prášků nejsou pro fluidaci přímo vhodné. Vzájemné síly působící mezi částicemi jsou velké a často převyšují síly, kterými na ně působí proud plynu. To zapříčiňuje jejich shlukování do větších celků a hrud, což zamezuje proudění plynu mezi povrchy jednotlivých částic. S rostoucí velikostí zrn se zvyšuje prostupnost vrstvy pro plyn a tím i fluidační vlastnosti. Optimální velikost částic pro fluidaci je v rozmezí od 40 do 500 μm a ideální hustota je přibližně od 1,4 do 40 g/cm^3 [1]. U takových částic dochází k dobrému probublávání vrstvy a tím k správnému promíchávání materiálu. Větší a těžší částice již neprokazují tak vhodné vlastnosti. Vznikající malé bublinky se často spojují do velkých a nedochází tak k dobrému kontaktu média a částic. Těžké částice mohou tvořit kanálky pro prostup plynu, kde vzniká stejnosměrné proudění a nedochází tak k správné fluidaci. Částice můžeme pro vhodnost k fluidaci klasifikovat v závislosti na hustotě a rozměru částic tzv. Geldartovým rozdělením [1].

Další vlastností částice, ovlivňující fluidní vlastnosti je sféricita ϕ . Sféricita je definována jako poměr povrchu koule a povrchu částice stejného objemu. Z definice vyplývá, že bude nabývat hodnot 0 až 1, přičemž 1 bude znamenat, že se jedná o kulovou částici.

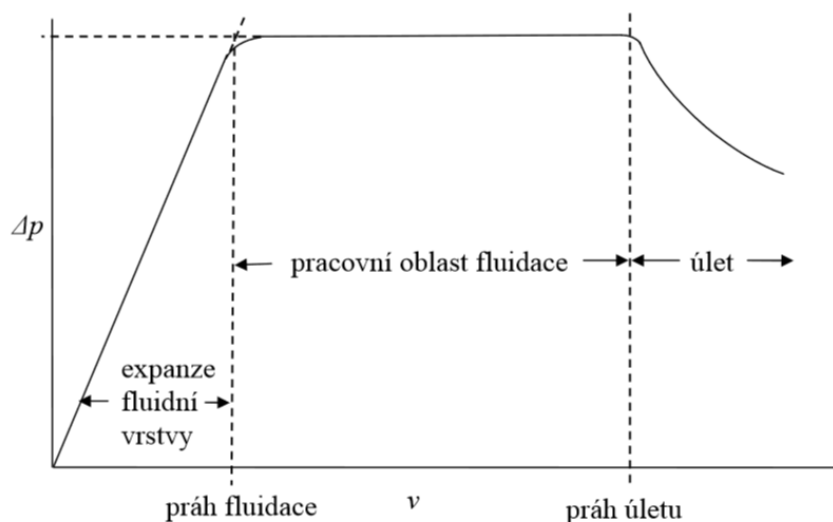
$$\phi = \left(\frac{\text{povrch koule}}{\text{povrch částice}} \right) \quad (1)$$

Sféricita se špatně měří, a tak její přibližné hodnoty pro obvyklé materiály jsou k nalezení v tabulkách.

Mezerovitost je část objemu vrstvy připadající na prázdný prostor. Je definována jako poměr volného objemu ve fluidní vrstvě a celkového objemu vrstvy. V rovnici (2) jsou uvedeny vztahy pro určení mezerovitosti fluidní vrstvy.

$$\varepsilon = \frac{V_g}{V_b} = \frac{(V_b - V_p)}{V_b} = 1 - \frac{V_p}{V_b} = 1 - \frac{\rho_p}{\rho_b} = 1 - \frac{h_p}{h_b} \quad (2)$$

Vyhodnocení, zda se vrstva nachází ve stavu fluidace, je možné asi nejjednodušeji určit pomocí tlakové ztráty vrstvy. S postupným přívodem fluidačního média tlaková ztráta postupně roste až do doby, kdy se celá vrstva dostane do vlnosku. S dalším zvyšováním průtoku média zůstává ztráta přibližně konstantní. Při dosažení úletové rychlosti částic, začne tlaková ztráta pomalu klesat. Závislost tlakové ztráty fluidní vrstvy na rychlosti proudícího média je naznačena na Obrázku 3.



Obrázek 3 - Tlaková ztráta fluidní vrstvy [2]

Závislost tlakové ztráty na rychlosti v oblasti fixního lože dobře popisuje Ergunova rovnice [1].

$$\Delta p_b = \frac{150 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot \eta}{\varepsilon^3 \cdot \phi^2 \cdot d_m^2} \cdot u + \frac{1,75 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_g}{\varepsilon^3 \cdot \phi \cdot d_m} \cdot u^2 \quad (3)$$

Po zavedení bezrozměrných parametrů můžeme rovnici přepsat do následujícího tvaru:

$$\frac{1,75}{\varepsilon^3 \cdot \phi} \cdot Re_p^2 + \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 \cdot \phi^2} \cdot Re_p = Ar \quad (4)$$

Kde Ar je Archimedovo číslo definované rovnicí (5) a Re Reynoldsovo číslo definované rovnicí (6).

$$Ar = \frac{d_m^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{\eta^2} \quad (5)$$

$$Re_p = \frac{d_m \cdot u \cdot \rho_g}{\eta} \quad (6)$$

Z takto upravené rovnice už můžeme vypočítat mezní rychlost fluidace. Pro velmi malé částice $Re_p < 20$ by se Ergunova rovnice dala zjednodušit následovně:

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{150 \mu} \cdot \frac{\varepsilon^3 \cdot \phi^2}{1 - \varepsilon} \quad (7)$$

Pro velké částice $Re > 1000$ by se rovnice dala zjednodušit takto:

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_p - \rho_g) g}{1,75 \cdot \rho_g} \cdot \varepsilon^3 \cdot \phi \quad (8)$$

Pokud nejsou známé hodnoty mezerovitosti vrstvy a sféricity částic, je možné přibližné určení fluidační rychlosti zavedením koeficientů K_1 a K_2 , které jsou pro různé částice v širokém pásmu podmínek ($Re = 0,001$ až 4000) víceméně konstantní [1].

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon^3 \cdot \phi} \quad a \quad K_2 = \frac{150(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 \cdot \phi^2} \quad (9)$$

Ergunovu rovnici potom můžeme přepsat ve tvaru:

$$K_1 \cdot Re_p^2 + K_2 \cdot Re_p = Ar \quad (10)$$

Koeficienty byly mnohokrát určovány různými metodami a u většiny autorů se hodnoty $K_2/2K_1$ pohybují mezi 25 a 34 a hodnoty $1/K_1$ v mezích od 0,04 do 0,07. Tímto přibližným výpočtem jsme schopni určit fluidační rychlost, ale s nepřesností $\pm 34\%$ [1].

Po překročení prahové rychlosti fluidace lze tlakovou ztrátu vrstvy, která již na rychlosti média nezávisí, stanovit podle rovnice (11)

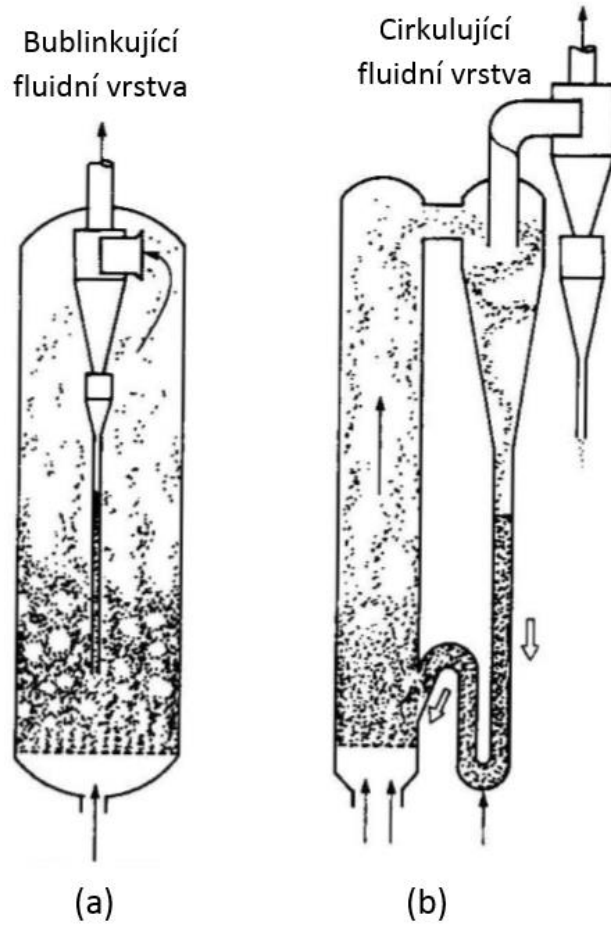
$$\Delta p_b = \frac{M}{A \cdot \rho_p} \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g \quad (11)$$

Ideální teplota fluidní vrstvy pro spalování je v rozmezí 800°C až 950°C. Toto teplotní rozmezí je ideální pro suchou metodu odsiřování, tedy dávkování mletého vápence CaCO_3 přímo do fluidní vrstvy. Vápenec se za vysoké teploty rozkládá na CaO a CO_2 . Na povrch CaO se potom může vázat SO_2 za vzniku CaSO_3 , který je odveden v tuhých zbytcích. Místo vápence je možné použít přímo pálené vápno CaO nebo dolomit $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$. Při vyšších teplotách nad 950°C se může projevovat teplota tavení popelovin a tím docházet ke spojování částic do větších celků což má nepříznivý vliv na průběh fluidace a může vyústit až k tzv. spečení vrstvy.

2.2 Fluidní vrstvy

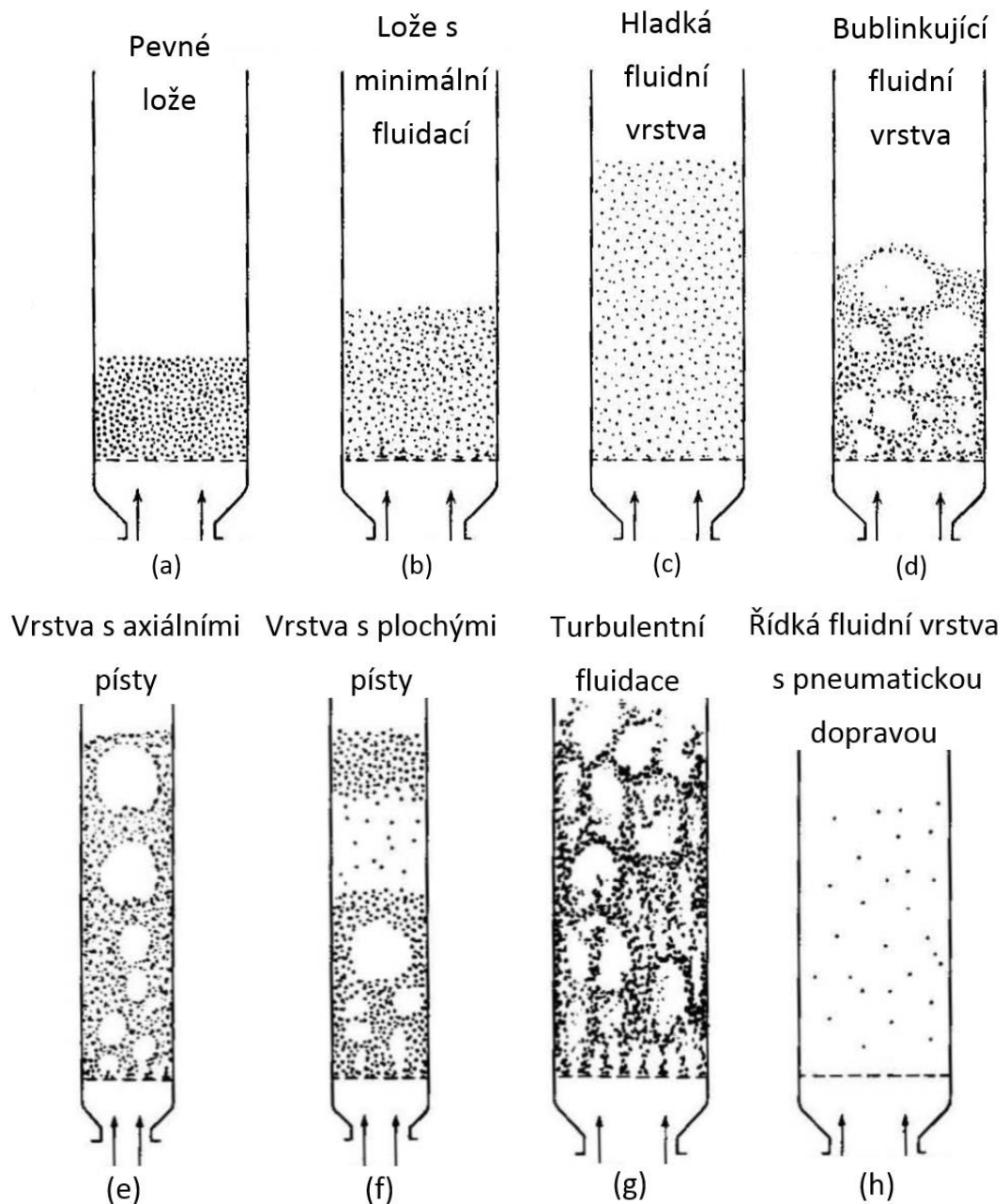
Pro energetické využití rozeznáváme dva typy fluidního spalování. Spalování ve stacionární fluidní vrstvě a spalování v cirkulující fluidní vrstvě. V případě stacionární fluidní vrstvy se rychlost fluidačního média pohybuje mezi prahovou rychlostí fluidace a úletovou rychlostí částic. Vytváří se tak vrstva fluidujících pevných částic, která dosahuje do určité výšky v reaktoru a je možné přibližně určit její hladinu. Jemné částičky popela unášené spalinami jsou zachyceny v cyklonových odlučovačích a vráceny zpět do vrstvy nebo odvedeny do výsypky. Na Obrázku 4(a) je schematicky zakreslen reaktor s bublinkující fluidní vrstvou. Fluidační médium je přiváděno přes rošt do spodní části reaktoru. Odchozí spaliny jsou odváděny přes cyklonový odlučovač umístěný uprostřed v horní části, kde dochází k odloučení ulétávajících jemných částic a jejich vrácení do vrstvy.

U kotlů s cirkulující fluidní vrstvou je rychlost fluidačního média vyšší než je úletová rychlost částic a vytváří se tedy nehomogenní vrstva vyplňující celý prostor reaktoru. Pro tento způsob je potřeba větší množství a rychlost fluidačního média. Spalování potom probíhá v celém prostoru reaktoru. Ulétávající částice jsou na výstupu z reaktoru zachycovány v cyklonových odlučovačích a vraceny zpět jak je zakresleno na Obrázku 4(b). Tato koncepce obecně předurčuje její využití u jednotek vyšších výkonů.



Obrázek 4 - Stacionární a cirkulující fluidní vrstva [1]

Na Obrázku 5 jsou zobrazeny základní typy stacionárních fluidních vrstev [1].



Obrázek 5 - Typy fluidních vrstev [1]

- a) V části (a) je zobrazena pevná (fixní) vrstva, kdy proud fluidačního media (naznačený šipkami vstupujícími zespoda do reaktoru) je malý a prochází mezerami mezi stacionárními částicemi. Částice se tedy nedostávají do vznosu.
- b) V části (b) je průtok již vyšší a rychlost proudění media právě odpovídá prahové rychlosti fluidace a vrstva částic se dostává do stavu vznosu. Jednotlivé částice se tedy dostávají do vzájemného pohybu, vrstva začíná fluidovat a její objem roste.
- c) Pro systém kapalina-pevná látka je charakteristické stabilní, hladké a plynulé rozšiřování fluidní vrstvy po překročení mezní minimální fluidace a následném zvyšování průtoku. Tím vzniká tzv. hladká fluidní vrstva, zobrazená v části (c).

Tento stav je z hlediska vlastností pro použití naprosto ideální, avšak z hlediska udržitelnosti je velmi obtížný.

- d) V systémech plyn-pevná látka se setkáváme s hladkou fluidní vrstvou minimálně a jen za speciálních podmínek. Obecně se systémy plyn-pevná látka chovají úplně jinak. Se zvyšováním průtoku nad minimální mez fluidace jsou pozorovány velké nestability projevující se vznikem bublin fluidačního média a tím vznikem nehomogenní vrstvy s probubláváním. Probublávání má dobrý vliv na vhodné promíchávání a mísení částic uvnitř reaktoru. Tuto fluidní vrstvu pak nazýváme jako bublinkující, agregátní nebo heterogenní, část (d).
- e) U reaktorů s velkou výškou a poměrně malým průměrem mohou vznikat takzvané axiální nebo ploché píсты. Tento stav nastává v případě, že se bublinky vznikající ve vrstvě spojí do jedné velké a tím dochází k nerovnoměrnému nadnášení velkého množství částic najednou, což nepříznivě ovlivňuje vlastnosti fluidní vrstvy. Axiální písty (e) jsou charakteristické pro velmi malé částice a projevují se velkými bublinami stoupajícími prostředkem reaktoru a shlukováním velkého množství částic po stěnách.
- f) Ploché písty (f) jsou oproti tomu přítomné spíše u větších částic, kdy vznikající bublina může pokrýt i celý průřez reaktoru a tím vytvořit píst a nadnášet velké množství částic. V horní části reaktoru pak dojde ke ztrátě stability pístu a částice padají zpět na dno. To může být doprovázeno nepříjemnými rázy a vibracemi.
- g) Při zvyšování průtoku média již nedochází ke klasickému tvoření bublin, ale místo nich je pozorován turbulentní pohyb shluků částic a dutin různých velikostí a tvarů (g). V tomto stavu je u některých částic již dosaženo úletové rychlosti a tak opouštějí fluidní vrstvu, tím pádem již není možné rozeznat přesnou hladinu vrstvy. Částice, u kterých ještě nebylo dosaženo úletové rychlosti, tvoří kanálky, kterými proudí fluidační tekutina, která se tím pádem nepodílí na fluidaci.
- h) Dalším navýšením průtoku se už všechny částice dostanou nad úletovou rychlost, čímž vzniká řídká vrstva s pneumatickou dopravou.

2.2.1 Výhody fluidní vrstvy

- Vysoká intenzita přenosu tepla a hmoty (vysoká rychlost proudění média) a tím zajištěná rovnoměrná teplota v celém objemu vrstvy
- Intenzivní přívod reagentů a odvod produktů spalovacího procesu

- Dlouhá doba setrvání paliva (až desítky minut) umožňuje spalovat při nízkých teplotách (optimálně okolo 850°C)
- Hladký tok částic chovajících se jako kapalina umožňuje plynulé a snadné automatické řízení operací
- Velké množství částic o stejné teplotě a celý prostor reaktoru představuje velkou tepelnou kapacitu dobře odolávající náhlým změnám teploty. Změny teploty proto probíhají pomalu, což zajišťuje ochranu proti náhlým teplotním výkyvům.
- Cirkulace pevných látek mezi dvěma fluidními loži umožňuje odstranit nebo přidat obrovské množství tepla produkovaného nebo potřebného ve velkých reaktorech
- Je vhodné pro operace o velkém rozsahu
- Rychlost přenosu tepla do výměníku vnořeného do fluidní vrstvy je vysoká, a proto jeho plocha může být relativně malá
- U spalovacích procesů možnost multipalivového programu a spalování méněhodnotných paliv jako jsou odpady nebo zbytková biomasa
- Možnost dávkování vápence přímo do fluidní vrstvy za účelem odsíření

2.2.2 Nevýhody fluidní vrstvy

- Pro bublinkovou fluidní vrstvu je velmi obtížné popsat tok plynu s jeho velkými odchylkami od plynulého toku, projevující se nerovnoměrností kontaktu plynu a částic.
- Rychlé míchání a kontinuální přívod a odvod pevných látek v loži vede k nestejným dobám zdržení látek v reaktoru.
- Dochází k fragmentaci částic materiálu, který fluidní vrstvu tvoří. Ty jsou pak unášeny plynem a částice tedy musí být nahrazeny.
- Vážná může být také abraze a otěr výměníkových ploch a stěn reaktoru
- Při vysokých teplotách může docházet ke spékání jemných částic tvořících vrstvu
- Fluidní vrstva vyžaduje vysoký výkon vzduchového ventilátoru

3 Oxidy dusíku

Oxidy dusíku vznikají při spalování fosilních paliv a biomasy oxidací chemicky vázaného dusíku v palivu a molekulárního dusíku obsaženého ve spalovacím vzduchu. Mezi takto vzniklé plyny označované souhrnnou zkratkou NO_x patří především oxid dusnatý NO, který tvoří přes 90 %, a výrazně toxičtější oxid dusičitý NO_2 . NO_x mají škodlivý vliv na životní prostředí. Jsou toxické pro rostlinné a živočišné buňky, podílejí se na vzniku kyselých dešťů a za nepříznivých podmínek spoluvytvářejí smog. Největšími producenty jsou energetické a průmyslové zdroje spalující fosilní paliva a doprava (automobily, letadla).

3.1 Emisní limity

Z důvodu škodlivosti oxidů dusíku je jejich produkce ve stacionárních zdrojích legislativně omezena emisními limity. Emisní limit je nejvyšší přípustné množství znečišťující látky nebo skupiny znečišťujících látek vnášené do ovzduší ze stacionárního zdroje. Emisní limity definuje zákon o ochraně ovzduší (201/2012 Sb.) a konkrétní hodnoty jsou uvedeny v příloze č. 2 k vyhlášce 415/2012 Sb.. Specifické emisní limity jsou stanoveny v závislosti na druhu zdroje, jmenovitém tepelném příkonu zdroje, typu paliva a datu uvedení zdroje do provozu. V následující tabulce jsou uvedeny emisní limity pro NO_x pro stacionární zdroje, o výkonu vyšším než 50 MW, uvedené do provozu 7. 1. 2014 nebo později. Dále pro stacionární zdroje, s výjimkou pístových spalovacích motorů a plynových turbín, o výkonu do 50 MW, uvedené do provozu 20. 12. 2018 nebo později. Hodnoty jsou vztaženy na normální stavové podmínky (101 325 Pa, 273,15 K), suchý plyn a platí pro spalování biomasy o referenčním obsahu kyslíku ve spalínách – 6 % u zdrojů nad 50 MW a 11 % u zdrojů do 50 MW [3].

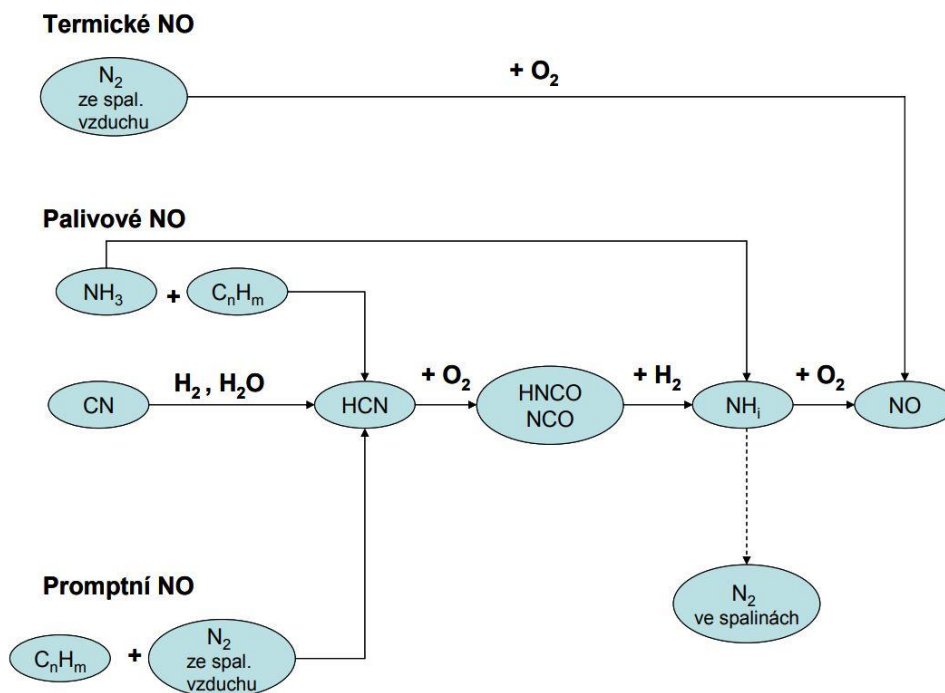
Jmenovitý tepelný příkon zdroje [MW]	0,3 - 1	1 - 5	5 - 50	50 - 100	100 - 300	>300
Emisní limit [mg/m³]	600	333	200	250	200	150

Tabulka 1 - Specifické emisní limity NO_x [3]

Stacionární zdroje o výkonu do 300 kW jsou omezeny pouze minimálními emisními požadavky, které emisní limity na NO_x neobsahují.

3.2 Vznik NO_x

Oxidy dusíku vznikají při spalovacím procesu třemi různými způsoby. Podle mechanismu vzniku můžeme oxidy dusíku rozdělit do tří skupin a to na termické, palivové a promptní (rychlé). Jejich mechanismus vzniku závisí na množství dusíku obsaženém v palivu, teplotě spalování a koncentraci kyslíku v zóně hoření.



Obrázek 6 - Schéma vzniku NO [4]

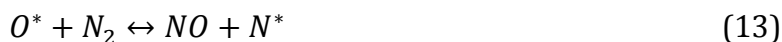
3.2.1 Termické oxidy dusíku

Termické oxidy dusíku vznikají oxidací molekulárního dusíku ze vzduchu při teplotách přibližně nad 1300 °C. Mechanismus tvorby popsal Zeldovič následující sumární reakcí.



Proces je podmíněn vysokou aktivační energií o velikosti 180 kJ/mol, pro rozbití trojné vazby v molekule dusíku, proto probíhá pouze při vysokých teplotách. Mechanismus reakce je založený na předpokladu, že kyslíkové radikály O^* napadají molekuly dusíku N_2 , tím vznikající dusíkové radikály N^* následně formují oxid dusnatý NO v reakci s kyslíkem O_2 . Mechanismus se dá takto zjednodušit za předpokladu, že množství

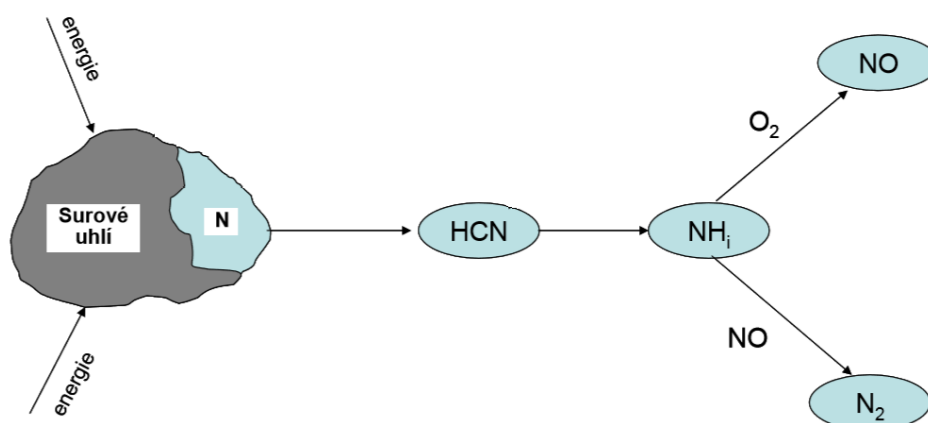
kyslíkových radikálů je v rovnováze s koncentrací molekulárního kyslíku a tím ani koncentrace dusíkových radikálů se v čase moc nemění.



Množství vznikajících NO_x je závislé na koncentracích N_2 a O_2 ve spalovacím prostoru. Produkce termických NO_x je tedy silně závislá na maximální teplotě a době setrvání reaktantů v zóně nejvyšších teplot. Jejich tvorbu lze omezit snížením celkové teplotní úrovně, lokálních teplotních maxim a obsahu kyslíku v oblasti nejvyšších teplot [5].

3.2.2 Palivové oxidy dusíku

Palivové NO_x vznikají oxidací dusíkatých sloučenin obsažených v palivu. Dusík v palivu bývá navázán většinou na uhlovodíkové řetězce. Tato vazba není tak silná jako trojná vazba v molekule vzdušného dusíku N_2 a tak její rozštěpení nevyžaduje takovou energii. Tím mohou vznikat palivové NO_x snadněji už při nižších teplotách než je tomu u NO_x termických. Dusíkaté sloučeniny obsažené v palivu jsou nejprve rychlými reakcemi s uhlovodíkovými radikály přeměněny na HCN. Další relativně pomalou reakcí jsou přeměněny na sloučeniny NH_i . Podle lokálních podmínek pak může proběhnout oxidační přeměna na NO nebo redukce na molekulární dusík. Pro podpoření redukce na molekulární dusík v poslední fázi je potřeba zajistit prostředí s nedostatkem kyslíku [8]. Mechanismus vzniku je schematicky naznačen na Obrázku 7.



Obrázek 7 - Mechanismus vzniku palivových NO_x [6]

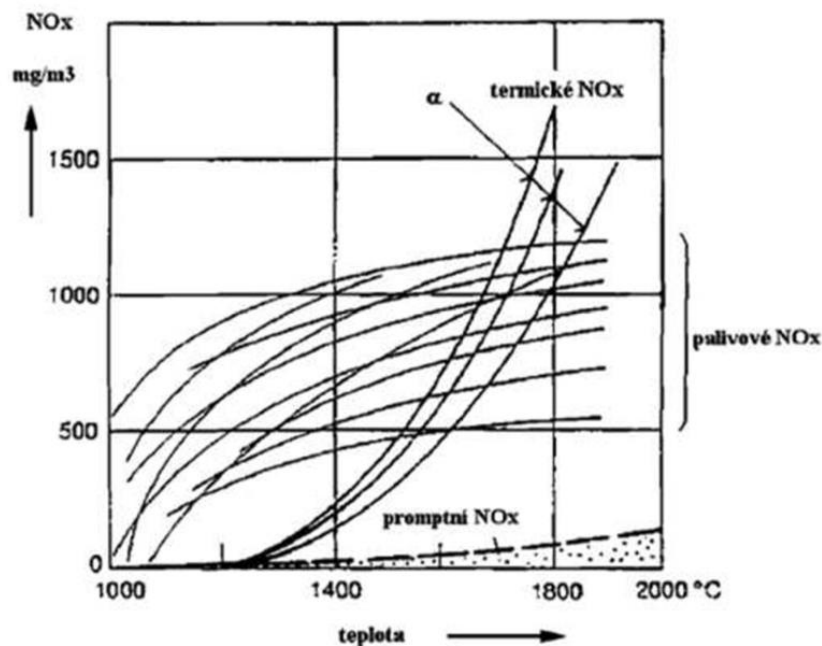
Při běžném spalování takto vzniká nejvýznamnější podíl (až 80 %) z celkového množství produkovaných emisí. Jejich produkce tedy závisí na obsahu dusíku v palivu,

který se pohybuje v mezích 0,1 – 0,5 % hmotnosti u topných olejů, 0,5 – 2 % u uhlí a 0,1 – 4 % u biomasy v závislosti na druhu[7]. Na NO_x se však při spalování přemění pouze část takto vázaného dusíku, zbytek je vázán v pevném popelu. Produkce palivových NO_x při teplotách nad 900 °C je slabě závislá na teplotě (viz Obrázek 8), ale výrazně závisí na koncentraci molekulárního kyslíku v zóně hoření. Jejich tvorbu lze tedy omezit především snížením obsahu kyslíku v zóně hoření, snížení teploty přináší menší účinek.

3.2.3 Promptní oxidy dusíku

Promptní, nebo také rychlé, oxidy dusíku vznikají na rozhraní plamene reakcemi mezi molekulami atmosférického dusíku a uhlovodíkových radikálů s nízkou energetickou potřebou. Proces jejich vzniku je charakteristický svou krátkodobostí, malou závislostí na teplotě plamene a výraznou závislostí na koncentraci kyslíku s maximem okolo stechiometrických poměrů. Emise promptních NO_x lze snížit obtížně, avšak jejich podíl je obvykle malý a z celkového hlediska emisí není zásadní.

V následujícím grafu je znázorněna závislost vzniku NO_x na teplotě. Do teplot okolo 1300 °C převažuje vznik palivových NO_x. Jednotlivé vynesené křivky jsou pro různá složení paliva a různé koncentrace kyslíku v zóně hoření, přičemž platí, že čím více O₂ je v zóně hoření, tím je produkce NO_x vyšší. Vznik termických NO_x je výrazný od teplot okolo 1400 °C a s narůstající teplotou výrazně roste. Křivky jsou znázorněny pro různý přebytek spalovacího vzduchu α a platí, že čím je α větší, tím je křivka strmější. Produkce promptních NO_x s teplotou pomalu roste, ale celkové množství v porovnání s ostatními způsoby vzniku je malé [9].



Obrázek 8 - Závislost vzniku NO_x na teplotě [9]

3.3 Metody snižování produkce NO_x

Vznik NO_x je možné redukovat vhodným řešením spalovacího zařízení a vedením spalovacího procesu (tzv. primární opatření). Odstranění již vzniklých oxidů ze spalin je možné aplikací chemických procesů denitrifikace deNO_x (sekundární opatření).

3.3.1 Primární opatření

Primární opatření mají omezit vznik oxidů dusíku pomocí vhodně řešeného spalovacího zařízení a vhodně vedeného spalovacího procesu. Na základě způsobu vzniku NO_x je možné jejich tvorbu redukovat snížením spalovací teploty, snížením koncentrace kyslíku v zóně hoření a zkrácením doby pobytu reagujících látek v oblasti vhodné pro oxidaci. Pro docílení těchto podmínek se primárně používají dvě metody, jimiž jsou metoda postupného přívodu vzduchu a metoda postupného přívodu paliva.

3.3.1.1 Metoda postupného přívodu vzduchu

Metoda postupného přívodu vzduchu spočívá v mírně podstechiometrickém provozu hořáku a přívodu zbývajících spalovacího vzduchu postupně až v další části ohniště. Podstechiometrický přebytek vzduchu, přibližně $\alpha = 0,95$, způsobí mírný nedostatek kyslíku v počáteční fázi hoření. Nedostatek kyslíku v zóně hoření podporuje redukční reakce a je tedy omezena oxidace dusíku na NO. Dalším důsledkem je zvýšená tvorba CO. Menší množství vzduchu může mít za následek i zvýšení teplotního maxima a

vzrůst koncentrace NO_x . V druhé fázi se ale projeví redukční účinek vzniklého CO na produkováný NO a jeho koncentrace ještě v průběhu hoření klesá. Sekundární dohořivací vzduch je přiváděn v jiné části ohniště [9].



3.3.1.2 Metoda postupného přívodu paliva

U metody postupného přívodu paliva je v horní části ohniště přiváděno tzv. sekundární palivo, čímž je zajištěna dodatečná tvorba CO. Tak vzniká další oblast s vhodnými vlastnostmi pro redukci NO a tím snížení výstupní koncentrace. Jako sekundární palivo může být použito základní palivo, případně zemní plyn nebo odpadní plyny jako je například vysokopecní plyn s výrazným obsahem CO [9].

3.3.1.3 Další možná opatření

Pro snížení maximální spalovací teploty se využívá recirkulace spalin, vstřikování vody nebo páry do zóny hoření, snížení výhřevnosti paliva, snížení teploty spalovacího vzduchu.

Ke snížení koncentrace kyslíku v zóně hoření se kromě snížení přebytku vzduchu a postupného přívodu paliva používá i recirkulace spalin.

Při spalování plyných a kapalných paliv se používají nízkoemisní hořáky, které zpomalují míšení paliva se spalovacím vzduchem. Speciální konstrukcí hořáků je také dosaženo kratší doby setrvání v oblasti vysokých teplot, čehož se dá docílit i aplikací většího počtu malých hořáků.

Snížením celkového přivedeného vzduchu do ohniště dosáhneme kýženého poklesu emisní koncentrace NO_x , avšak současně roste produkce CO způsobená nedostatkem kyslíku. Pro koncentraci CO jsme omezeni emisním limitem a ten nám určuje mezní provozní stav, který odpovídá minimální tvorbě NO_x [9].

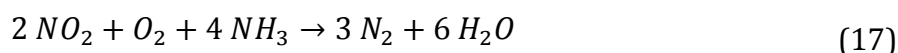
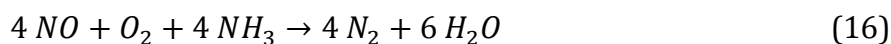
Možnými riziky primárních opatření deNO_x jsou nedostatečné vyhoření paliva a nárůst emisní koncentrace CO. Redukční atmosféra podporuje intenzivní korozi stěn ohniště. Zvýšená teplota v zóně hoření může způsobovat vznik struskových nánosů na stěnách ohniště.

3.3.2 Sekundární opatření

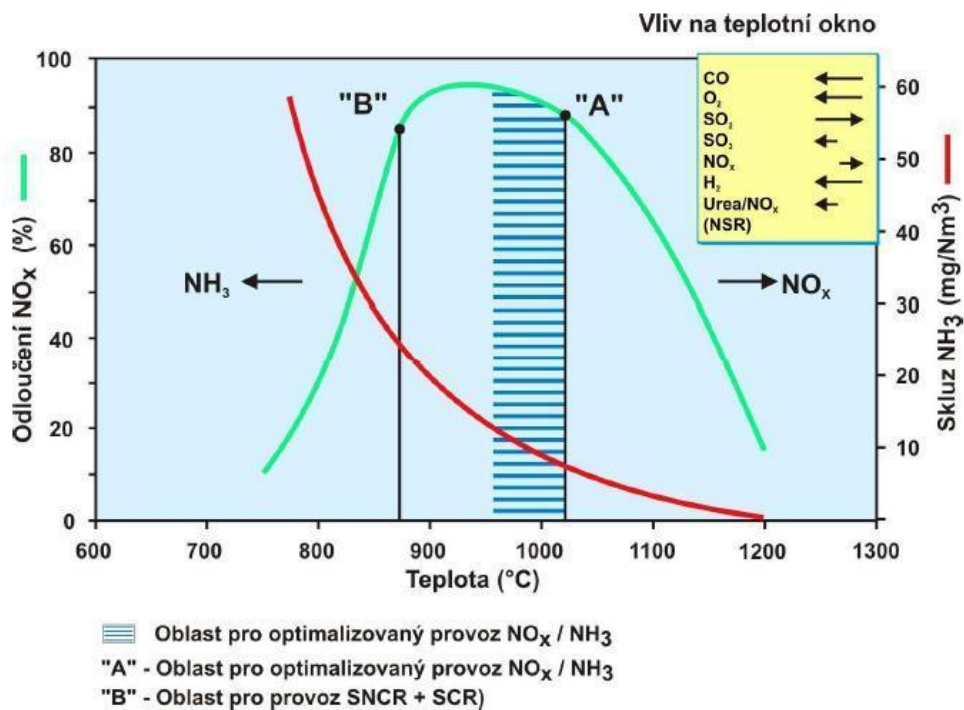
Primární opatření na snižování tvorby NO_x většinou na splnění emisních požadavků nestačí, a proto se musejí doplnit opatřeními sekundárními. Sekundární opatření slouží k odstranění již vzniklých oxidů dusíku z proudu spalin. Nejčastěji se používají dvě metody, selektivní nekatalytická redukce (SNCR – Selective non-catalytic reduction) a selektivní katalytická redukce (SCR – Selective catalytic reduction).

3.3.2.1 Selektivní nekatalytická redukce

Princip této metody spočívá v redukcí NO_x vstříkovaním reagentu, jímž jsou nejčastěji amoniak NH_3 nebo močovina $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, do spalin za přítomnosti kyslíku. Základní sumární chemické reakce této metody při použití amoniaku mohou být popsány následovně:

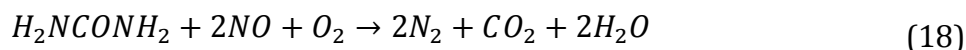


Ideální teplotní okno pro redukcí je přibližně v rozmezí 850 – 1100°C. Tento teplotní rozsah se ale může mírně měnit v závislosti na složení spalin, a zda je jako reagent použit amoniak nebo močovina. K nižším teplotám posouvá ideální podmínky použití amoniaku a přítomnost CO a O_2 ve spalinách. Naopak tomu je při použití močoviny a hojnějšímu výskytu SO_2 . Optimální teplotní okna jsou pro použití amoniaku 850 – 1000 °C a pro močovinu 950 – 1100 °C [5]. Při nižších teplotách by reakce potřebovaly delší čas na proběhnutí, ten však u běžných komerčních zařízení v dostatečné míře nebývá. Při nízkých teplotách též dochází ke snížení redukčních schopností a tím zvýšení zbytkového amoniaku ve spalinách. NO_x nereagují dostatečně s radikálem $\text{NH}_2\cdot$ kvůli nízké reakční rychlosti. To má za následek zvýšení koncentrace amoniaku NH_3 v odchozích spalinách, což se nazývá tzv. čpavkový skluz. Opačný vliv má vstříkování reagentu do vysokých teplot. Radikál $\text{NH}_2\cdot$ začne přednostně reagovat s kyslíkem O_2 , čímž dojde naopak ke zvýšení koncentrace NO_x . Ideální množství přidávaného amoniaku vychází ze stechiometrie. Pro nejvyšší účinnost se poměr NH_3/NO pohybuje blízko 1. Amoniak je přiváděn v plynné podobě nebo v podobě vodného roztoku amoniaku NH_4OH , tzv. čpavkové vody (cca 30% roztok) [9],[10].



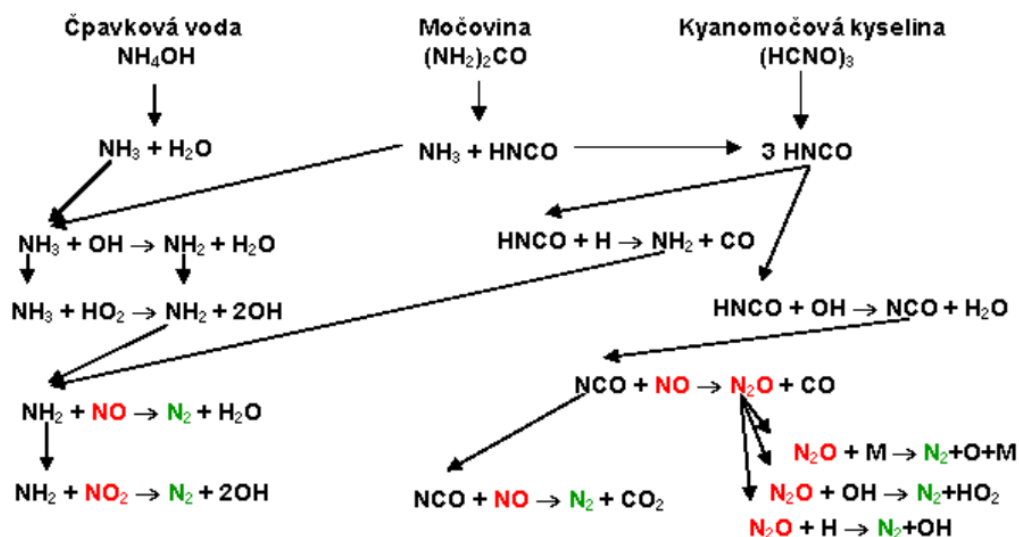
Obrázek 9 - SNCR - účinnost redukce v závislosti na teplotě [5]

V případě použití močoviny jako redukčního činidla můžeme reakci popsat:



Z reakční rovnice plyne, že jedna molekula močoviny je schopná redukovat dvě molekuly NO, ideální molární poměr $\text{CO}(\text{NH}_2)_2/\text{NO}$ bude tedy oproti NH_3/NO jiný, optimálně 0,5. Močovina je přiváděna v podobě prášku přímo do ohniště společně s palivem, nebo v podobě vodného roztoku podobně jako amoniak. Z hlediska korozivních vlastností je vhodnější volbou. Při vhodných podmínkách při teplotě okolo 1000 °C může účinnost dosahovat až přes 80 %. [8]

Reakční mechanismus SNCR pro různá redukční činidla lze zjednodušeně popsat pomocí následujícího schématu na Obrázku 10.



Obrázek 10 - Reakční schéma metody SNCR [11]

SNCR je dnes pro splnění emisních limitů hojně využívána. Cenově je, díky nenutnosti aplikace drahých katalyzátorů, oproti SCR dostupnější. Nevýhodou je zmiňovaný čpavkový skluz, u kterého je potřeba také ohlídat povolené limity.

3.3.2.2 Selektivní katalytická redukce

SCR je založena na stejném principu jako SNCR, ale použitím katalyzátorů probíhá redukce při nižších teplotách 250 až 400°C. Jako katalyzátory mohou být v závislosti na parametrech vzácné kovy, oxidy kovů nebo zeolity. Nejpoužívanější katalyzátor je oxid vanadu (V₂O₅) nanášený na oxid titaničitý (TiO₂). Výhodou je dosahovaná účinnost 80 až 90 % [12]. Nevýhodou této metody je potřeba drahého katalyzátoru, který postupně ztrácí reaktivitu postupnou abrazí a zanášením a musí být po několika letech měněn. Další nevýhodou je již zmiňovaný únik amoniaku.

4 Aplikace ve fluidním kotli

Problematika redukování NO_x v kotlích s fluidním ložem vyplývá z vlastností fluidního spalování. Optimální teplota fluidní vrstvy určená technologickými požadavky je 800 – 950 °C. Z tohoto vyplývá, že při tvorbě NO_x se nebude výrazně projevovat vznik termických NO_x, ale převažovat budou NO_x palivové.

4.1 Možnosti primárních opatření

Jak již bylo uvedeno, primární opatření snižující maximální spalovací teplotu zde uplatnění nenajde. Zato zde s výhodou může být použita metoda postupného přívodu spalovacího vzduchu. Pro zajištění dostatečné rychlosti fluidace, bývá u fluidních kotlů hojně využívána recirkulace spalin, tím je možné dosáhnout redukčního prostředí ve vrstvě a tím potlačit tvorbu NO_x. Sekundární dohořivací vzduch je možné přivádět nad fluidní vrstvu do oblasti freeboardu.

4.2 Možnosti sekundárních opatření

Pokud nejsou primární opatření dostatečná a stále se nedaří dosahovat požadovaných limitů, je potřeba aplikovat sekundární opatření.

Jednou z možností specifickou pro fluidní kotle je dávkování pevné močoviny společně s palivem do fluidní vrstvy. Tato možnost je poměrně jednoduchá, ale skýtá též řadu problémů. Hlavním problémem je teplota. Ideální teplotní okno pro použití močoviny jako redukčního činidla je 950 – 1100 °C, ale teplota fluidní vrstvy se u většiny fluidních kotlů pohybuje okolo 900 °C. Účinnost redukce oxidů dusíku je tedy výrazně snížena. Dalším problémem je kombinace se stupňovým přívodem vzduchu. Při aplikaci primárního opatření a současného dávkování močoviny do vrstvy, je ve vrstvě vytvořeno redukční prostředí, které nepříznivě ovlivňuje redukční reakce močoviny.

Jinou možností je aplikace SNCR pomocí přívodu reagentu vstřikováním jeho vodného roztoku do freeboardu nad fluidní vrstvu. Z pohledu teplot by tato aplikace byla vhodná pro vstřikování vodného roztoku amoniaku, který má optimální teplotní okno v rozmezí 800 – 950 °C. Tato technologie by se dala kombinovat i s postupným přívodem spalovacího vzduchu. Aplikace amoniaku s sebou nese však řadu komplikací, například celé amoniakové hospodářství musí být dokonale utěsněno proti únikům, což ho proti dávkování močoviny prodražuje. Nevýhodou je též již dříve zmíněný čpavkový skluz.

Dávkování močoviny by bylo z těchto ohledů příznivější, avšak zde narážíme na nízkou teplotu spalin ve freeboardu. Ideální teplotní okno pro dávkování močoviny začíná na teplotě 950 °C, což je obvyklá horní hranice teploty fluidní vrstvy. Zvýšení teploty spalin ve freeboardu oproti teplotě vrstvy může být zajištěno podstechiometrickým spalováním ve fluidní vrstvě a dodatečným spálením plynné hořlaviny, uvolněné z vrstvy, na začátku freeboardu. Jedná se o podobné opatření jako je stupňový přívod spalovacího vzduchu, ale na rozdíl od tohoto primárního opatření je potřeba dosažení větší podstechiomerie ve vrstvě. Když bude ve vrstvě nedostatek kyslíku, prchavá hořlavina se uvolní, ale nedojde k jejímu úplnému spálení a uvolní tedy pouze část tepla. Zbylé teplo se uvolní při sekundárním spalování s dohořivacím vzduchem na začátku freeboardu. Čím méně přivedeme primárního vzduchu, tím více budeme muset přivést vzduchu sekundárního, aby došlo k dokonalému spálení. Sekundární vzduch je však přiváděn studený nebo jen trochu přehřátý, každopádně má nižší teplotu než spaliny a tedy přimícháním je ochlazuje. Významným aspektem je také to, že vedle kyslíku, potřebného pro oxidaci zbylé hořlaviny, je přiváděn především dusíkový balast, který slouží pouze jako teplonosič, ochlazující prostor freeboardu. Aby nedocházelo k přílišnému ochlazování směšováním a zároveň došlo k dopálení hořlaviny ve freeboardu je možné místo sekundárního vzduchu přivádět čistý kyslík nebo vzduch obohacený kyslíkem. Této problematice je věnována následující část této práce.

Aplikace SCR ve fluidním kotli je samozřejmě také možná. Z podstaty fluidního procesu jsou však spaliny vystupující z reaktoru velmi špinavé a plné abrazivních částic. Proto je nutno před katalyzátor zařadit důkladné vyčištění spalin od tuhých látek, které by způsobovaly abrazi drahých katalyzátorů. Celkově je SCR oproti SNCR finančně nákladnější.

Ekonomické aspekty

Ekonomickými aspekty jsou myšleny hlavně investiční a provozní náklady systému denitrifikace spalin, ale na tuto problematiku je nutné nahlížet z širšího pohledu. Obecně se dá říci, že jakákoliv opatření čištění spalin a jiné ekologické úpravy spalovacích zařízení jsou z pohledu účinnosti zařízení neefektivní. Volba technologie je tedy určena ekologickými požadavky, a následně z vhodných možností je vybírána ta, která ovlivňuje celkovou výslednou cenu energie nejméně.

5 Matematický model tepelné bilance freeboardu

Selektivní nekatalytická redukce při použití močoviny jako redukčního činidla vyžaduje v oblasti freeboardu, kam je redukční činidlo zaváděno, vyšší teploty, než jaké jsou u běžných fluidních kotlů dosahovány. Ideální teplotní okno pro správný průběh redukčních reakcí se pohybuje přibližně 50 – 200 °C nad teplotou fluidní vrstvy.

Pro ověření teoretického předpokladu vzrůstu teploty v oblasti freeboardu laboratorního fluidního kotle, pomocí přívodu sekundárního vzduchu obohaceného čistým kyslíkem, byl sestaven bilanční matematický model. Model byl vytvořen v programu Matlab, kompletní zdrojový kód je uveden v příloze.

5.1 Teoretický předpoklad

Při dosažení dostatečně podstechiometrického spalování ve fluidní vrstvě, bude část nespálené hořlaviny přecházet do oblasti freeboardu. Předpokládá se, že tato nespálená hořlavina bude tvořena převážně molekulami CO. Na začátku freeboardu bude přivedeno sekundární okysličovací, které reakcí s nespálenou hořlavinou uvolní další teplo. Tím dojde ke zvýšení teploty proudu spalin oproti teplotě ve vrstvě. Sekundárním okysličovadlem může být okolní vzduch nebo čistý kyslík přiváděný z tlakové nádoby. Jak již bylo uvedeno, v případě použití vzduchu je přiváděno do dohořivacího prostoru spolu s kyslíkem také velké množství chladného inertního dusíku o okolní teplotě, který s hořlavinou nereaguje a pouze ochlazuje proud spalin. V případě přívodu pouze kyslíku se výrazně sníží objem přiváděného sekundárního média a směřováním s proudem spalin nedochází k takovému ochlazení a nárůst teploty je tedy výraznější. Přívod čistého kyslíku s sebou však nese oproti přívodu vzduchu vyšší provozní náklady. Proto je předmětem zkoumání možnost směřování kyslíku se vzduchem a tedy přívod různě obohaceného vzduchu do oblasti freeboardu.

5.2 Experimentální fluidní spalovací jednotka

Model je sestaven pro spalování dřevních pelet v laboratorním zařízení Minifluid. Prvkový rozbor paliva, stechiometrické výpočty a podrobnější popis tohoto zařízení je uveden v části popisující experiment.

Pro bilanční model je důležitá konstrukce freeboardu, ten je tvořen komorou obdélníkového průřezu o stranách 20 a 30 cm. Výška freeboardu je 122 cm. Stěny

freeboardu jsou z ocelového plechu izolovaného 6 cm izolací z minerální vaty, překryté hliníkovým plechem.

5.3 Bilanční model

Bilanční model popisuje tepelné podmínky ve freeboardu kotle v závislosti na stupňovitém přívodu spalovacího vzduchu.

5.3.1 Okrajové podmínky

Okrajové podmínky matematického modelu byly vždy uvažovány stejné jako okrajové podmínky při experimentálním měření, aby byly výsledky porovnatelné. Konstantními podmínkami pro model jsou tlak spalin a vzduchu, které byly stanoveny na 101 325 Pa a teplota okolního vzduchu, stanovená na 15 °C.

Jako proměnné modelu, nastavitelné podle experimentálního měření pro dobrou porovnatelnost byly zvoleny: teplota spalin vstupujících do freeboardu, množství recirkulovaných spalin, obsah kyslíku ve výstupních spalinách, přebytek spalovacího vzduchu v oblasti vrstvy, množství přiváděného paliva a obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem. Složení spalin vychází ze stechiometrických výpočtů uvedených v kapitole 6.3.1 této práce. Ačkoliv předpokládáme, že na vstupu do freeboardu bude obsah CO v řádu jednotek procent, který však nejsme schopni měřit, tak pro bilanční výpočet uvažujeme složení spalin vstupujících do freeboardu jako při dokonalém spalování ve vrstvě.

5.3.2 Tepelné ztráty ve freeboardu

Jedním ze zásadních faktorů, ovlivňujících tepelný profil uvnitř freeboardu, jsou tepelné ztráty do okolí. Uvnitř freeboardu se vyskytuje turbulentní proudění spalin, jejichž teplota přesahuje 900 °C. Projevují se zde výrazně oba způsoby přestupu tepla, tedy jak konvekcí, tak radiací neboli sáláním. Přestoupivší teplo je dále vedeno složenou stěnou tvořenou ocelovým plechem, pokrývajícím vnitřní část freeboardu, tepelnou izolací v podobě minerální vaty a krycím hliníkovým plechem. Na vnějším povrchu již není teplota tak vysoká, a proto zde již není složka sálání uvažována, rozhodující roli zde hraje volná konvekce.

5.3.2.1 Přestup tepla na vnitřní stěně

Jak již bylo uvedeno pro přestup tepla na vnitřní straně stěny freeboardu uvažují dvě složky sdílení tepla, jimiž jsou nucená konvekce a sálání. Výsledný celkový součinitel přestupu tepla na vnitřní stěně se rovná součtu součinitelů přestupu tepla konvekcí a sáláním [13], [14].

$$\alpha_i = \alpha_{i_{konv}} + \alpha_{i_{sal}} \quad (19)$$

Konvekce

Součinitel přestupu tepla při nucené konvekci se vypočítá dle vztahu (20) [13].

$$\alpha_{i_{konv}} = \frac{Nu_{sp} \cdot \lambda_{sp}}{L_{char}} \quad (20)$$

Charakteristický rozměr freeboardu je definován rovnicí (21) [13].

$$L_{char} = \frac{4ab}{2a + 2b} \quad (21)$$

Pro výpočet Nusseltova čísla byla vybrána kritériální rovnice (22) pro případ turbulentního proudění trubicí nekruhového průřezu, jejíž obor platnosti je v oblasti Prandtlova čísla blízkého nule a konstantního tepelného toku [13].

$$Nu_{sp} = 7,0 + 0,025 \cdot Pe_{sp}^{0,8} \quad (22)$$

Pecletovo číslo je definováno vztahem (23) [13].

$$Pe_{sp} = Pr_{sp} \cdot Re_{sp} \quad (23)$$

Reynoldsovo číslo je definováno vztahem (24) [13].

$$Re_{sp} = \frac{v_{sp} \cdot L_{char}}{\nu_{sp}} \quad (24)$$

Kinematická viskozita spalin je popsána vztahem (25) [13].

$$\nu_{sp} = \frac{\eta_{sp}}{\rho_{sp}} \quad (25)$$

Prandtlovo číslo je definováno vztahem (26) [13].

$$Pr_{sp} = \frac{v_{sp} \cdot \rho_{sp} \cdot c_{p_{sp}}}{\lambda_{sp}} \quad (26)$$

Sálání

Pro výpočet součinitele přestupu tepla sáláním vycházím z následujících rovnic (27), (28), popisujících měrný tepelný tok, jejichž porovnáním jsme schopni vyjádřit součinitel přestupu tepla sáláním [14].

$$q_{sal} = \alpha_{i_sal} \cdot (T_{sp} - T_w) \quad (27)$$

$$q_{sal} = C_{gw} \left[\left(\frac{T_{sp}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \quad (28)$$

C_{gw} je součinitel vzájemného záření mezi plynem a stěnou, definovaný vztahem (29).

$$C_{gw} = \frac{\varepsilon_{sp} \cdot \varepsilon_w \cdot C_{\check{c}}}{\varepsilon_w + \varepsilon_{sp}(1 - \varepsilon_w)} \quad (29)$$

Emisivita spalin a emisivita stěny byly odečteny z grafů a dopočteny [15].

Úpravou předchozích rovnic získáváme výsledný vztah pro výpočet součinitele přestupu tepla sáláním.

$$\alpha_{i_sal} = C_{gw} \cdot 10^{-8} \cdot (T_{sp}^3 + T_{sp}^2 \cdot T_w + T_{sp} \cdot T_w^2 + T_w^3) \quad (30)$$

5.3.2.2 Vedení tepla stěnou freeboardu

Hodnoty pro výpočet vedení tepla složenou rovinnou stěnou jsou uvedeny v následující tabulce.

Materiál	Ocel	Minerální vata	Hliník
Tloušťka s [mm]	3	60	1
Součinitel tepelné vodivosti λ [W/m.K]	60	0,04	236

Tabulka 2 - Vlastnosti rovinné stěny

5.3.2.3 Přestup tepla na vnější stěně

Součinitel přestupu tepla při volné konvekci na vnější stěně freeboardu se vypočítá podle vztahu (31).

$$\alpha_e = \frac{Nu_{vz} \cdot \lambda_{vz}}{L_{char_vz}} \quad (31)$$

Charakteristický rozměr pro přestup tepla volnou konvekcí na vnější stěně je v tomto případě roven její výšce.

Nusseltovo číslo pro turbulentní proudění podél svislé stěny je popsáno kritériální rovnicí (32) [13].

$$Nu_{vz} = 0,025 \cdot (Pr_{vz} \cdot Gr_{vz})^{2/5} \quad (32)$$

Prandtlovo číslo pro vzduch je definováno rovnicí (33).

$$Pr_{vz} = \frac{\nu_{vz} \cdot \rho_{vz} \cdot c_{p_{vz}}}{\lambda_{vz}} \quad (33)$$

Grashofovo číslo pro vzduch je popsáno vztahem (34).

$$Gr_{vz} = \frac{\gamma_{vz} \cdot g \cdot \Delta T \cdot L_{char_{vz}}^3}{\nu_{vz}} \quad (34)$$

Kinematická viskozita vzduchu je definovaná vztahem (35).

$$\nu_{vz} = \frac{\eta_{vz}}{\rho_{vz}} \quad (35)$$

5.3.2.4 Celkové sdílené teplo do okolí

Celkový součinitel prostupu tepla rovinnou stěnou je vypočítán ze vztahu (36).

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{s_{oc}}{\lambda_{oc}} + \frac{s_{mv}}{\lambda_{mv}} + \frac{s_{Al}}{\lambda_{Al}} + \frac{1}{\alpha_e}} \quad (36)$$

Měrný tepelný tok je pak popsán vztahem (37).

$$q = k \cdot (T_{sp} - T_{ok}) \quad (37)$$

5.3.3 Tepelná bilance směšování

Dalším faktorem ovlivňujícím výslednou teplotu ve freeboardu je tepelná bilance směšování proudu spalin a sekundárního okysličovadla. Na počátku freeboardu v oblasti zavedení sekundárního vzduchu, resp. směsi vzduchu a kyslíku, dochází ke směšování dvou médií o různých teplotách. Prvním médiem jsou spaliny vystupující z fluidní vrstvy, které mají vysokou teplotu, prakticky stejnou jakou má fluidní vrstva. Druhým médiem je sekundární okysličovadlo, jímž může být čistý vzduch nebo vzduch obohacený čistým kyslíkem. Toto médium není nijak přehříváno a vstupuje do freeboardu o teplotě okolí. Matematický model předpokládá, že rovnoměrné promíchání proběhne v první čtvrtině freeboardu. Smícháním těchto dvou médií by došlo ke snížení teploty proudu spalin. Ve

skutečnosti však může docházet i k nárůstu teploty díky exotermickým reakcím kyslíku ze sekundárního oksylichovadla s nevyhořelou částí hořlaviny z proudu spalin z fluidní vrstvy. V této části je však uvažováno pouze směšování proudů dvou médií, vznikajícímu teplu je věnována další část. Tepelná bilance popisující směšování médií je popsána rovnicí (38).

$$m_{sp} \cdot cp_{sp} \cdot T_{sp} + m_{vz} \cdot cp_{vz} \cdot T_{vz} + m_{O_2} \cdot cp_{O_2} \cdot T_{O_2} = m_{sm} \cdot cp_{sm} \cdot T_{sm} \quad (38)$$

5.3.4 Uvolněné teplo sekundárním spalováním

Jak již bylo uvedeno v předchozí části, dochází po promíchání spalin a sekundárního oksylichovadla k dohořivacím reakcím, doprovázeným vývinem tepla. Vývin tepla však není okamžitý a neprobíhá pouze v jednom místě. Matematický model předpokládá, že veškeré reakce proběhnou v první čtvrtině freeboardu a následně už žádné reakce uvolňující teplo neprobíhají. Tento předpoklad je odůvodněn odhadovanou reakční rychlostí oxidace CO na CO₂ vypočítané rovnicí (39) [16] při uvažování teploty spalin 1200 K a molární koncentrace CO 5 %, O₂ 6 % a H₂O 12 %.

$$w = 4,8 \cdot 10^8 \cdot \frac{1}{T^2} \cdot e^{\frac{-14770}{T}} \cdot CO \cdot O_2^{0,5} \cdot H_2O^{0,5} \quad (39)$$

Pro dosažení konverze 95 % je odpovídající doba zdržení směsi ve freeboardu 0,16 s. Za tuto dobu projdou spaliny, při uvažování střední rychlosti proudění 1,5 m/s, freeboardem do výšky 0,24 m.

Množství uvolněného tepla závisí na množství hořlaviny, která je spalována sekundárně ve freeboardu. Jelikož nejsme schopni měřit složení spalin na vstupu do freeboardu a z toho určit jaké množství hořlaviny je ve formě CO a jaké ve formě jiné, je poměr uvolněného tepla ve vrstvě v modelu určen pomocí součinitele přebytku spalovacího vzduchu ve vrstvě definovaného vztahem (40).

$$\alpha_{vr} = \frac{V_{O_2vr}}{V_{O_2min}} \quad (40)$$

Dalším předpokladem je, že veškerý kyslík přicházející do vrstvy v primárním vzduchu a v recirkulovaných spalinách je spotřebován a do freeboardu přicházejí spaliny bez kyslíku. Kyslík obsažený ve výstupních spalinách je počítán jako přebytek ze sekundárního spalování.

Uvolněné teplo při sekundárním spalování je tedy vypočítáno podle rovnice (41).

$$Q_u = Q_i^r \cdot m_{pal} \cdot (1 - \alpha_{vr}), \quad (41)$$

5.3.5 Výsledný teplotní profil po výšce freeboardu

Pomocí modelového výpočtu byly porovnány varianty různého poměru primárního a sekundárního oksličovadla a různého obohacení sekundárního vzduchu. Pro modelový výpočet byly zvoleny konstantní parametry:

Množství primárního vzduchu $V_{prim} = 30 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Množství recirkulovaných spalin $V_{rec} = 25 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Koncentrace kyslíku ve výstupních spalinách $O_{2\ spal} = 6 \%$

Množství přiváděného paliva $m_{pal} = 12 \text{ kg}/\text{h}$

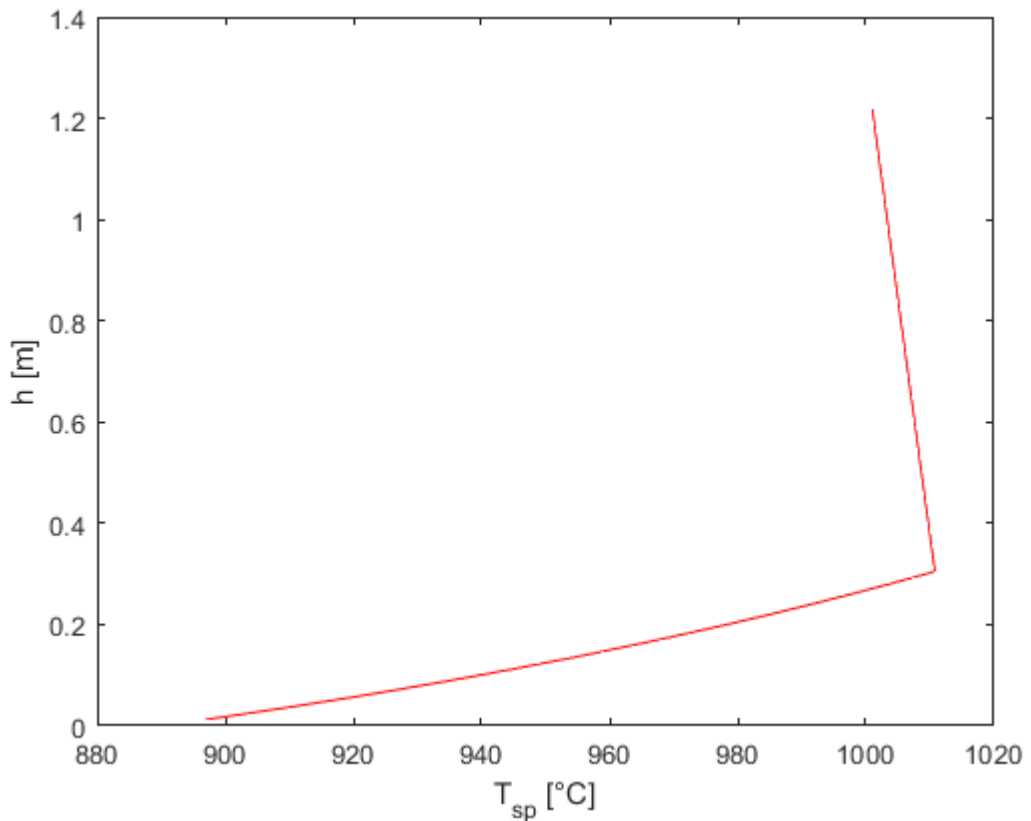
Množství přiváděného sekundárního vzduchu $V_{sek} = 24 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Množství přiváděného čistého kyslíku $V_{O_2} = 1 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Teplota spalin vstupujících do freeboardu $T_{sp} = 890 \text{ }^\circ\text{C}$

Množství a složení primárního a sekundárního oksličovadla se mění v závislosti na přebytku spalovacího oksličovadla ve vrstvě a na obohacení sekundárního vzduchu.

V následujícím grafu na Obrázku 11 je zobrazen průběh teploty spalin ve freeboardu vypočítaný pomocí matematického modelu. Graf je vypočítán pro konkrétní konfiguraci $\alpha_{vr} = 0,7$ a obohacení sekundárního vzduchu kyslíkem o 20% (20 % z celkového množství kyslíku přiváděného sekundárním oksličovadlem je přiváděno ve formě čistého kyslíku).

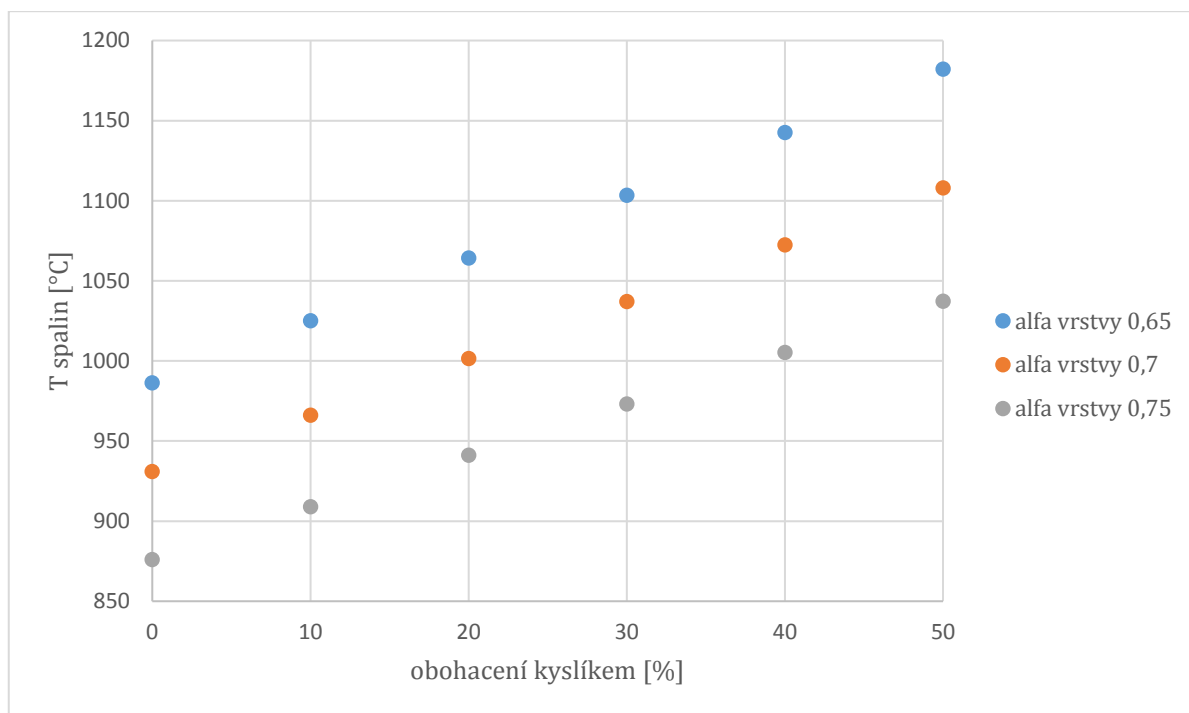


Obrázek 11 - Průběh teploty spalin ve freeboardu vypočítaný pomocí matematického modelu

V grafu na Obrázku 11 jsou patrné dvě fáze vývoje teploty. V první čtvrtině se projevuje směšování spalin se sekundárním okysličovadlem a vývin tepla ze sekundárního spalování. Tato fáze je v této konfiguraci charakteristická vysokým nárůstem teploty takřka o 120 °C. Ve druhé fázi již neprobíhá směšování a neprobíhá již žádný vývin tepla spalováním, projevují se zde pouze tepelné ztráty do okolí.

Vliv obohacení sekundárního vzduchu byl vyhodnocen pro tři konfigurace přebytku spalovacího vzduchu ve vrstvě $\alpha_{vr} = 0,65, 0,7$ a $0,75$.

Na Obrázku 12 je zobrazen vliv obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem na teplotu spalin ve freeboardu. Teplota spalin ve freeboardu je zde uvažována jako průměrná teplota v horních třech čtvrtinách freeboardu, kde již neprobíhá směšování se sekundárním okysličovadlem a ani sekundární spalování. Jsou zde uvedeny tři závislosti pro různé konfigurace přebytku vzduchu ve vrstvě.



Obrázek 12- Modelovaná závislost teploty spalin na obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem

Jak již bylo několikrát zmíněno, tak ideální teplotní okno pro aplikaci SNCR za použití močoviny jako redukčního činidla je v rozmezí mezi 950 – 1100 °C. Množství přebytku spalovacího vzduchu ve vrstvě je potřeba volit tak, aby bylo ve vrstvě dostatek kyslíku pro zabezpečení stability hoření, ale zároveň přecházelo do freeboardu dostatek hořlaviny pro vývin sekundárního tepla.

Pro minimální přebytek vzduchu byla v grafu na Obrázku 12 zvolena hodnota 0,65, pro tuto hodnotu by bylo možné aplikovat čistý neobohacený sekundární vzduch a průměrná teplota spalin ve freeboardu by i přes to dosahovala hodnot kolem 980 °C. Pro dosažení průměrné teploty uprostřed teplotního okna by stačilo obohacení o přibližně 10 %. Obohacení o více než 30 % by způsobovalo přílišné zvyšování teploty a dostávali bychom se nad vhodné teplotní okno. Na druhou stranu jako nejvyšší přebytek spalovacího vzduchu ve vrstvě byla zvolena hodnota 0,75, v tomto případě je pro dosažení spodní hranice teplotního okna potřeba obohacení přibližně o 25 % čistého kyslíku. Pro dosažení průměrné teploty ve freeboardu uprostřed teplotního okna by bylo potřeba obohacení o 45 %.

6 Experimentální měření

Pro ověření teoretické úvahy a matematického výpočtového modelu bylo provedeno experimentální měření na laboratorním zařízení Minifluid v laboratořích ČVUT v Praze na Julisce.

6.1 Cíl experimentu

Hlavním cílem experimentu bylo stejně jako u matematického modelu ověření teoretického předpokladu, uvedeného v kapitole 5.1, možnosti dosažení vhodného teplotního okna ve freeboardu fluidního kotle při spalování biomasy. Dílčím cílem bylo též ověření účinnosti vlastního primárního opatření stupňového přívodu okysličovadla na redukci NO_x . Záměrem je dosažení podstechiometrického spalování ve fluidní vrstvě a dospálení zbytku hořlaviny, reprezentované především nespáleným uhlíkem ve formě CO, přívodem sekundárního okysličovadla na vstupu do freeboardu. Při sekundárním spalování dojde k uvolnění dalšího tepla a navýšení teploty spalin. To umožní držet optimální teplotu ve fluidní vrstvě a zároveň dosažení teplotního okna vhodného pro aplikaci SNCR. Optimální teplota, umožňující aplikaci vodného roztoku močoviny je přibližně v rozmezí 950 – 1100 °C a to byla také námi stanovená požadovaná hodnota, které jsme chtěli dosáhnout. Dalším cílem experimentu je ověření předpokladu, že obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem bude mít za následek větší zvýšení teploty v důsledku sumárně nižšího množství chladného sekundárního okysličovadla avšak se stejným obsahem kyslíku.

Možnost rozložení spalování do většího prostoru a aplikace sekundárního spalování, je taktéž výrazně závislá na obsahu prchavé hořlaviny v palivu. Když nebude dostatek hořlaviny přecházet do plynné fáze, nebude možné přívodem sekundárního okysličovadla dosahovat požadované zvýšení teploty. Biomasa má obecně vysoký podíl prchavé hořlaviny, přibližně 80 % a dá se tedy předpokládat, že do sekundárního spalování bude přecházet dostatek nevyhořelých látek i při vyšších hodnotách součinitele přebytku okysličovadla ve fluidní vrstvě, tj. hodnoty α_{vr} nebudou muset být extrémně nízké. U paliv s vyšším obsahem fixní hořlaviny bude probíhat její vyhořívání z větší části již v oblasti fluidní vrstvy a nebude přecházet dostatek hořlaviny pro sekundární spalování do proudu spalin a aplikace tohoto přístupu bude v principu vyžadovat nižší hodnoty α_{vr} . U uhlí je množství a výhřevnost prchavé hořlaviny významně závislá na stupni

prouhelnění paliva. U hnědých uhlí se podíl prchavé hořlaviny většinou pohybuje v rozmezí 30 – 60 %, u černých uhlí to bývá méně od 5 do 30% [9].

6.2 Popis experimentu

Experiment byl proveden na laboratorním fluidním kotli, podrobněji popsáném dále. Pro experiment byly jako palivo použity dřevní pelety o výhřevnosti 17,7 MJ/kg a vlhkosti 8%. V Tabulce 3 jsou uvedeny hmotnostní zlomky jednotlivých složek paliva pro tři stavy (r – raw, d – dry, daf - dry ash free).

	r	d	daf
C	0,4626	0,5017	0,51
H	0,0626	0,0679	0,069
S	0	0	0
N	0,0027	0,0030	0,003
O	0,3791	0,4112	0,4180
A	0,015	0,0163	
W	0,078		

Tabulka 3 - Prvkový rozbor paliva [17]

Jako materiál fluidní vrstvy sloužilo 6 kg křemenného písku o zrnitosti 0,6 – 1,2 mm.

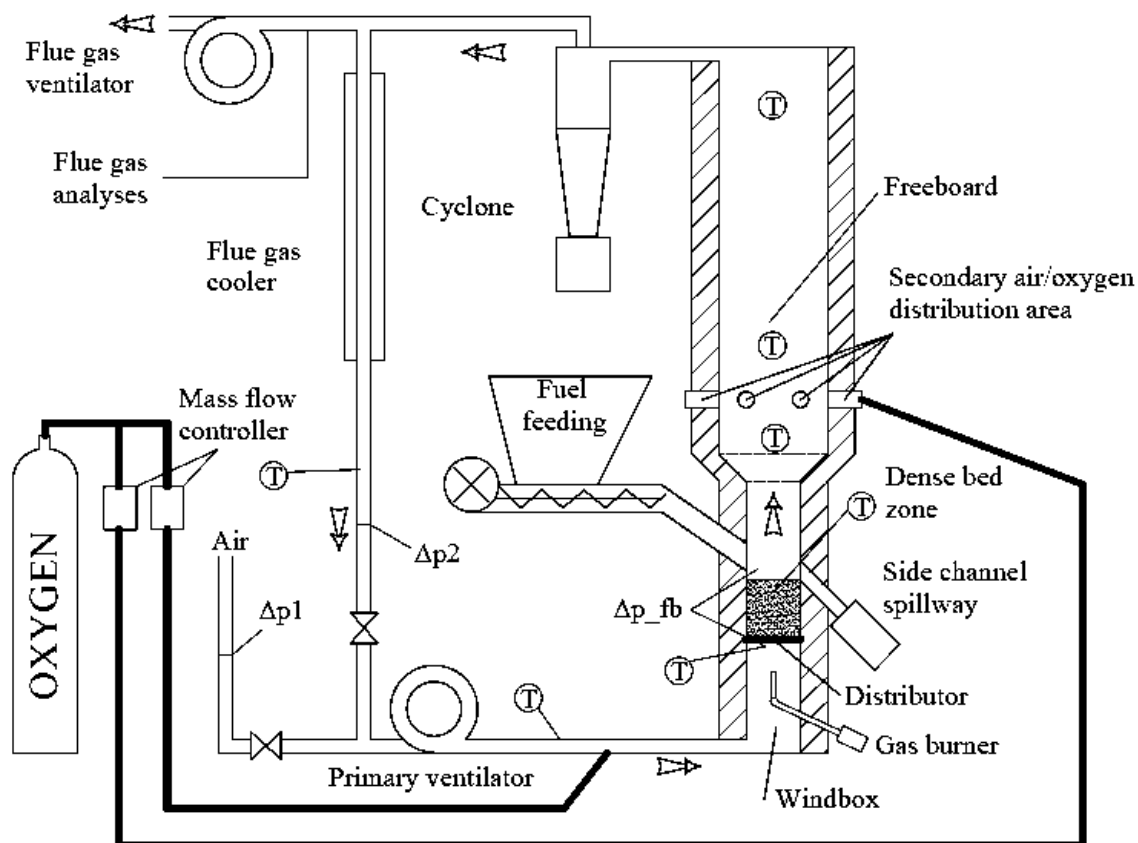
6.2.1 Popis fluidního kotle

Laboratorní Minifluid je experimentální zařízení postavené v laboratoři ČVUT k výzkumným a výukovým účelům. Zařízení je zobrazeno na následující fotografii na Obrázku 13.



Obrázek 13 - Laboratorní zařízení Minifluid

Jedná se o malý fluidní kotel o tepelném příkonu cca 30 kW, umožňující spalovat různé druhy pevných paliv. Je možné ho provozovat v různých režimech, jednak pouze za přívodu primárního vzduchu s možností recirkulace spalin nebo s přívodem sekundárního okysličovadla nad fluidní vrstvou. Nad fluidní vrstvou je zaveden distributor sekundárního vzduchu umožňující rozdělit přívod okysličovadla v průběhu spalování. Přivedené potrubí čistého kyslíku umožňuje dávkování kyslíku do primárního i sekundárního vzduchu, tím je možno měnit obohacení jednotlivých okysličovacích médií. Kotel je možné provozovat také v oxyfuel režimu. Distributor fluidního media je realizován děrovaným plechem opatřeným sítkem, které zabraňuje propadávání materiálu vrstvy distributorem. Palivo je přiváděno z násypkového zásobníku pomocí šnekového dopravníku. Z freeboardu jsou spaliny čištěny v cyklonovém odlučovači. Za cyklonovým odlučovačem je odbočka pro recirkulaci spalin, recirkulované spaliny jsou chlazené v jednoduchém výměníku typu trubka v trubce. Za odbočkou spalin do recirkulace je odběrové místo pro analýzu spalin. Spaliny jsou následně odváděny spalinovým ventilátorem ven z prostor laboratoře. Schéma zařízení je zachyceno na Obrázku 14.



Obrázek 14 - Provozní schéma Minifluidu [17]

6.2.2 Průběh experimentu

Po najetí a prohřátí kotle na provozní parametry jsme prováděli experimentální měření při různých stavech, které se lišily žádanými parametry vstupu. Každý stav byl měřen 30 minut, pokud možno bez větších zásahů do řízení spalovacího procesu. Měřené hodnoty byly zaznamenávány v 2 sekundových intervalech. Podmínky v laboratoři při měření byly uvažovány následovně: tlak 101,325 kPa, teplota 15 °C.

Pro stabilitu spalování a správný provoz kotle musely být některé parametry drženy na konstantní hodnotě. Mezi tyto parametry patřila hlavně teplota fluidní vrstvy, kterou jsme udržovali přibližně na 880 °C. Dalším potřebným parametrem pro správné vlastnosti fluidní vrstvy byla rychlost proudícího média vrstvou, tato rychlost byla držena přibližně v rozmezí 1,5 – 2 m/s. Pro kontrolu kvality spalování a dostatečné podstechiometrie v oblasti fluidní vrstvy sloužila koncentrace kyslíku ve výstupních spalínách, její hodnota byla držena na hodnotě okolo 6 %, kromě referenčního stavu s plně oxidační vrstvou, kdy byla tato hodnota okolo 8 %. Pro kontrolu kvality spalování sloužila také měřená koncentrace CO ve spalínách.

Pro vyhodnocení našich předpokladů jsme provedli jedno referenční měření s plně oxidační vrstvou a dvě série měření, se stupňovým přívodem oksyličovadla, o různém příkonu po pěti stavech, ve kterých se lišilo obohacení sekundárního oksyličovadla čistým kyslíkem. V tabulce jsou popsány parametry jednotlivých stavů.

Obohacení [%] je procentuální podíl kyslíku přimíchávaný v podobě čistého kyslíku do sekundárního vzduchu, vztažený k celkovému množství kyslíku přiváděné smíchaným sekundárním oksyličovadlem (sekundární vzduch + čistý kyslík).

$$\text{Obohacení kyslíkem} = \frac{\text{množství čistého kyslíku} \left(\frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}\right)}{\text{čistý kyslík} + \text{kyslík v sek. vzduchu} \left(\frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}\right)} * 100 [\%] \quad (42)$$

	$\alpha_{\text{vrstvy}} [-]$	$m_{\text{pal}} [\text{kg/h}]$	Obohacení [%]	$\text{O}_{2 \text{ spal}} [\%]$	$\text{SO O}_{2 \text{ spal}}$
0. referenční stav	1,99	7,36	0,00	8,51	0,70
Série stavů o nižším příkonu					
1. stav	1,24	8,84	0,00	7,47	0,48
2. stav	1,10	8,64	17,92	7,61	0,69
3. stav	1,16	8,49	25,29	7,91	0,61
4. stav	1,09	8,49	37,61	8,05	0,70
5. stav	1,11	8,49	46,70	8,35	0,64
Série stavů o vyšším příkonu					
1. stav	0,72	12,15	0,00	5,07	0,67
2. stav	0,71	12,15	12,11	5,40	0,63
3. stav	0,67	12,15	24,68	5,68	0,54
4. stav	0,64	12,15	37,61	6,14	0,64
5. stav	0,66	12,15	49,52	6,39	0,58

Tabulka 4 - Parametry měřených stavů

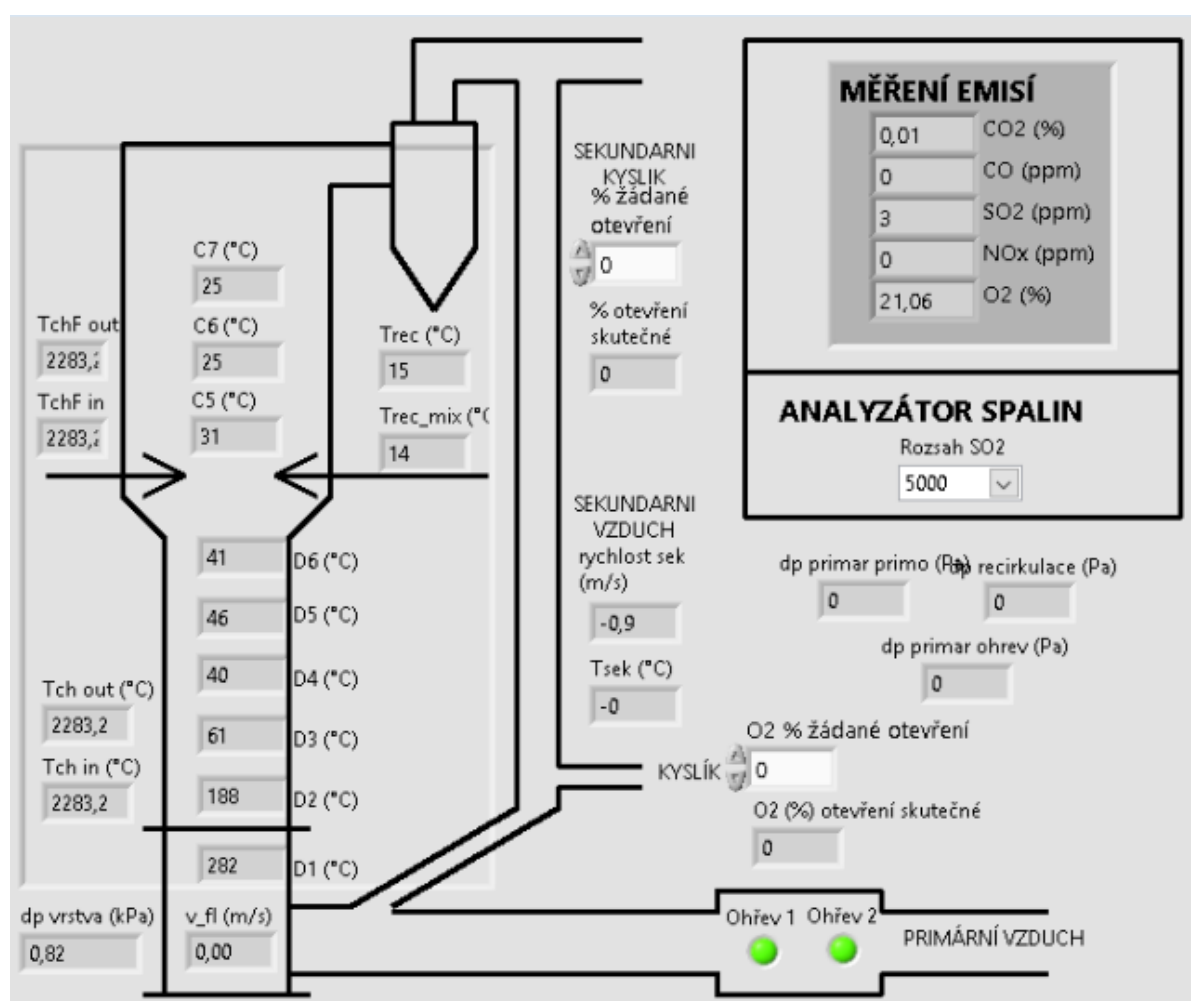
6.3 Naměřená data

Naměřená data jsou vyhodnocena vždy jako průměrné hodnoty z půlhodinových měření. Na schématu digitálního rozhraní pro ovládání kotle jsou znázorněna měřící místa a měřené veličiny.

Teploty jsou měřeny pomocí termočlánků umístěných v jímkách v oblasti fluidní vrstvy a v oblasti freeboardu. V oblasti fluidní vrstvy je teplota měřena v pěti hladinách, přičemž teplota měřená v nejvyšší hladině, tedy nejbližší vstupu do freeboardu, je uvažována v modelu jako teplota spalin vstupujících do freeboardu. Teplota ve freeboardu je měřena pouze ve třech místech ve vzdálenosti 0,22, 0,67 a 1,12 m od spodní hranice freeboardu, ve schématu na Obrázku 15 označeny C5, C6 a C7.

Průtoky primárního vzduchu, recirkulovaných spalin a přiváděného čistého kyslíku jsou měřeny pomocí tlakových ztrát na clonkách a přepočítávány na Nm^3/h . Průtok sekundárního vzduchu je měřen pomocí rotametru. Množství přiváděného paliva je určováno pomocí doby běhu a doby stání šneku zásobníku paliva. Průměrné množství přiváděného paliva při nepřetržitém chodu šneku, bylo poskytnuto od pracovníků ústavu a vycházelo z předchozích měření a praktických zkušeností.

Složení spalin bylo měřeno v analyzátoru spalin, jehož odběrová místa jsou umístěna na potrubí pro odvod spalin ven z laboratoře. Byly měřeny koncentrace následujících složek spalin: O_2 a CO_2 v objemových procentech a CO , SO_2 a NO_x v ppm.



Obrázek 15 - Ovládací rozhraní s umístěním měřených veličin [17]

6.3.1 Stechiometrické výpočty

Pomocí stechiometrických výpočtů jsme schopni určit podmínky spalování ve fluidní vrstvě i celkovou bilanci kyslíku v průběhu spalování.

6.3.1.1 Výpočet výhřevnosti a spalného tepla

Výhřevnost sušiny – dle Netze [18]

$$Q_i^d = (34,8 \cdot C^d + 93,9 \cdot H^d + 10,5 \cdot S^d + 6,3 \cdot N^d - 10,8 \cdot O^d) \cdot 1000 \quad (43)$$

Spalné teplo sušiny

$$Q_s^d = Q_i^d + 2453 \cdot (8,91 \cdot H^d) \quad (44)$$

Spalné teplo reálného paliva

$$Q_s^r = Q_s^d \cdot (1 - W^r) \quad (45)$$

Spalné teplo hořlaviny

$$Q_s^{daf} = \frac{Q_s^d}{(1 - A^d)} \quad (46)$$

Výhřevnost hořlaviny

$$Q_i^{daf} = Q_s^{daf} - 2453(8,91 \cdot H^{daf}) \quad (47)$$

Výhřevnost reálného paliva

$$Q_i^r = Q_s^r - 2453(W^r + 8,91 \cdot H^r) \quad (48)$$

6.3.1.2 Výpočet množství vznikajících spalin při spalování se vzduchem

Minimální objem kyslíku pro dokonalé spálení kilogramu paliva

$$V_{O_2min} = 22,39 \cdot \left(\frac{C^r}{12,01} + \frac{H^r}{4,032} + \frac{S^r}{32,06} - \frac{O^r}{32} \right) \quad (49)$$

Minimální objem suchého vzduchu pro dokonalé spálení kilogramu paliva

$$V_{VSmin} = \frac{V_{O_2min}}{0,21} \quad (50)$$

Minimální objem vlhkého vzduchu pro dokonalé spálení kilogramu paliva

$$V_{VVmin} = \kappa \cdot V_{VSmin} \quad (51)$$

Množství vodní páry obsažené ve spalovacím vzduchu

$$V_{H_2O}^r = V_{VVmin} - V_{VSmin} \quad (52)$$

Množství vznikajícího CO₂

$$V_{CO_2} = \frac{22,27}{12,01} C^r + 0,0003 \cdot V_{VSmin} \quad (53)$$

Množství vznikajícího SO₂

$$V_{SO_2} = \frac{21,89}{32,06} S^r \quad (54)$$

Množství vznikajícího N₂

$$V_{N_2} = \frac{22,4}{28,016} N^r + 0,7805 \cdot V_{VSmin} \quad (55)$$

Množství Ar

$$V_{Ar} = 0,0092 \cdot V_{VSmin} \quad (56)$$

Množství vznikající vodní páry

$$V_{H_2O}^S = \frac{44,8}{4,032} H^r + \frac{22,4}{18,06} W^r + V_{H_2O}^r \quad (57)$$

Množství vznikajících suchých spalin

$$V_{SSmin} = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{Ar} \quad (58)$$

Množství vznikajících vlhkých spalin

$$V_{SVmin} = V_{SSmin} + V_{H_2O}^S \quad (59)$$

6.3.1.3 Výpočet množství vznikajících spalin při spalování s kyslíkem

Množství vznikajícího CO₂

$$V_{CO_2}^{O_2} = \frac{22,27}{12,01} C^r \quad (60)$$

Množství vznikajícího SO₂

$$V_{SO_2}^{O_2} = \frac{21,89}{32,06} S^r \quad (61)$$

Množství vznikajícího N₂

$$V_{N_2}^{O_2} = \frac{22,4}{28,016} N^r \quad (62)$$

Množství vznikající vodní páry

$$V_{H_2O}^{O_2} = \frac{44,8}{4,032} H^r + \frac{22,4}{18,06} W^r \quad (63)$$

Množství vznikajících suchých spalin

$$V_{SSmin}^{O_2} = V_{CO_2}^{O_2} + V_{SO_2}^{O_2} + V_{N_2}^{O_2} \quad (64)$$

Množství vznikajících vlhkých spalin

$$V_{SVmin}^{O_2} = V_{SS}^{O_2} + V_{H_2O}^{O_2} \quad (65)$$

6.3.1.4 Výsledky stechiometrických výpočtů

Výpočet výhřevnosti a spalného tepla			
	r	d	daf
Q _i [kJ/kg]	17705,81	19411,22	19732,24
Q _s [kJ/kg]	19264,97	20894,76	21240,32
Výpočet množství vznikajících spalin při spalování se vzduchem			
V _{O2min} [Nm ³ /kg]	0,9439		
V _{VSmin} [Nm ³ /kg]	4,4949		
V _{VVmin} [Nm ³ /kg]	4,5669		
V _{H2Or} [Nm ³ /kg]	0,0719		
V _{CO2} [Nm ³ /kg]	0,8591		
V _{SO2} [Nm ³ /kg]	0,0000		
V _{N2} [Nm ³ /kg]	3,5105		
V _{Ar} [Nm ³ /kg]	0,0414		
V _{H2Os} [Nm ³ /kg]	0,8640		
V _{SSmin} [Nm ³ /kg]	4,4109		
V _{SVmin} [Nm ³ /kg]	5,2750		
Výpočet množství vznikajících spalin při spalování s kyslíkem			
V _{CO2} [Nm ³ /kg]	0,8577		
V _{SO2} [Nm ³ /kg]	0,0000		
V _{N2} [Nm ³ /kg]	0,0022		
V _{H2Os} [Nm ³ /kg]	0,7921		
V _{SSmin} [Nm ³ /kg]	0,8599		
V _{SVmin} [Nm ³ /kg]	1,6520		

Tabulka 5 - Výsledky stechiometrických výpočtů

6.3.2 Vyhodnocení naměřených dat

V Tabulce 6 jsou vyhodnocena vybraná data z naměřených stavů.

Teplota spalin na výstupu z fluidní vrstvy [°C] je teplota nejvýše měřená v oblasti fluidní vrstvy a v matematickém modelu je uvažovaná jako teplota spalin vstupujících do freeboardu. Na Obrázku 15 je označena D6.

Teplota ve freeboardu [°C] je, jak již bylo zmíněno, měřena ve třech místech. Nejblíže vstupu do freeboardu je měřena teplota dále nazvaná jako **T1**. Ta je měřena ve výšce 22 cm nad vstupem do freeboardu a na obrázku 15 je označena C5. Přibližně uprostřed freeboardu ve výšce 67 cm nad jeho vstupem je měřena teplota dále nazvaná jako **T2**, na Obrázku 15 označena C6. V horní části ve výšce 112 cm je měřena teplota dále nazvaná jako **T3**, na Obrázku 15 označena C7. Tyto teploty nám dávají hrubou představu o teplotním profilu uvnitř freeboardu a zároveň dále slouží k porovnání skutečných naměřených dat, s modelovým výpočtem.

Emisní faktor (EF) [g/MJ] neboli také měrná emise slouží k porovnání množství vyprodukovaných emisí jednotlivými zdroji. V tomto případě je použit emisní faktor, který je definován jako hmotnost znečišťující látky vzniklé při spálení jednoho kilogramu paliva, vztažená k jeho výhřevnosti.

$$EF = \frac{m_{el}}{Q_i} \quad (66)$$

Množství emitovaných látek

$$m_{el} = \rho \cdot V_{SV} \quad (67)$$

Přepočet měrné koncentrace emisních látek ve spalinách, vztažená na normální stavové podmínky (101 325 Pa, 273,15 K)

$$\rho = \varphi \cdot 10^{-6} \frac{p \cdot M_m}{R \cdot T} \quad (68)$$

Množství vznikajících spalin je vypočítané ze stechiometrie, poměrově rozdělené mezi spaliny vznikající spalováním se vzduchem a s kyslíkem.

$$V_{SV} = V_{SV}^{vz} \cdot X^{vz} + V_{SV}^{O_2} \cdot X^{O_2} \quad (69)$$

Kde X^{vz} a X^{O_2} jsou poměrová množství vzduchu a kyslíku přiváděného do spalovacího procesu vztažená na množství kyslíku přiváděná jednotlivými médii.

$$V_{SV}^{vz} = V_{SVmin} + (\alpha - 1)V_{VVmin} \quad (70)$$

$$V_{SV}^{O_2} = V_{SVmin}^{O_2} + (\alpha - 1)V_{O_2min} \quad (71)$$

Kde α je celkový součinitel přebytku spalovacího oksličovadla definovaný jako poměr celkově přivedeného kyslíku a minimálního potřebného kyslíku pro dokonalé spálení paliva, jak je uvedeno v rovnici (72).

$$\alpha = \frac{V_{O_2}^{vstup}}{m_{pal} \cdot V_{O_2min}} \quad (72)$$

	T _{sp} [°C]	SO _{Tsp}	T1 [°C]	SO _{T1}	T2 [°C]	SO _{T2}	T3 [°C]	SO _{T3}	EF _{NOx} [mg/MJ]	EF _{CO} [mg/MJ]
0. stav	861	5	850	21	818	27	750	29	78,94	41,66
Série stavů při nižším výkonu										
1. stav	884	3	905	6	889	5	835	4	91,50	55,86
2. stav	902	3	947	10	940	10	877	8	94,80	49,85
3. stav	893	3	924	7	925	6	862	5	80,70	50,92
4. stav	893	3	935	8	934	8	970	5	79,00	53,64
5. stav	899	2	926	6	930	6	865	5	78,79	47,02
Série stavů při vyšším výkonu										
1. stav	894	4	920	9	943	8	896	9	65,79	102,41
2. stav	893	5	929	8	963	9	924	11	65,61	115,47
3. stav	886	2	945	6	981	5	942	5	67,06	130,3
4. stav	888	6	962	7	998	6	958	6	69,82	145,63
5. stav	895	3	980	7	1017	5	976	5	71,09	140,96

Tabulka 6 – Vybrané naměřené hodnoty

7 Výsledky a diskuze

Měření bylo provedeno pro 1 referenční stav s plně oxidační vrstvou, pro 5 stavů na nižší výkonové úrovni a s vyšším přebytkem oksličovadla ve vrstvě a pro 5 stavů na vyšší výkonové hladině a s vyšší podstechiometrií ve vrstvě. Ve stavech jsme vyhodnocovali vliv přívodu sekundárního oksličovadla nad fluidní vrstvu v ohledu na teploty a na emise.

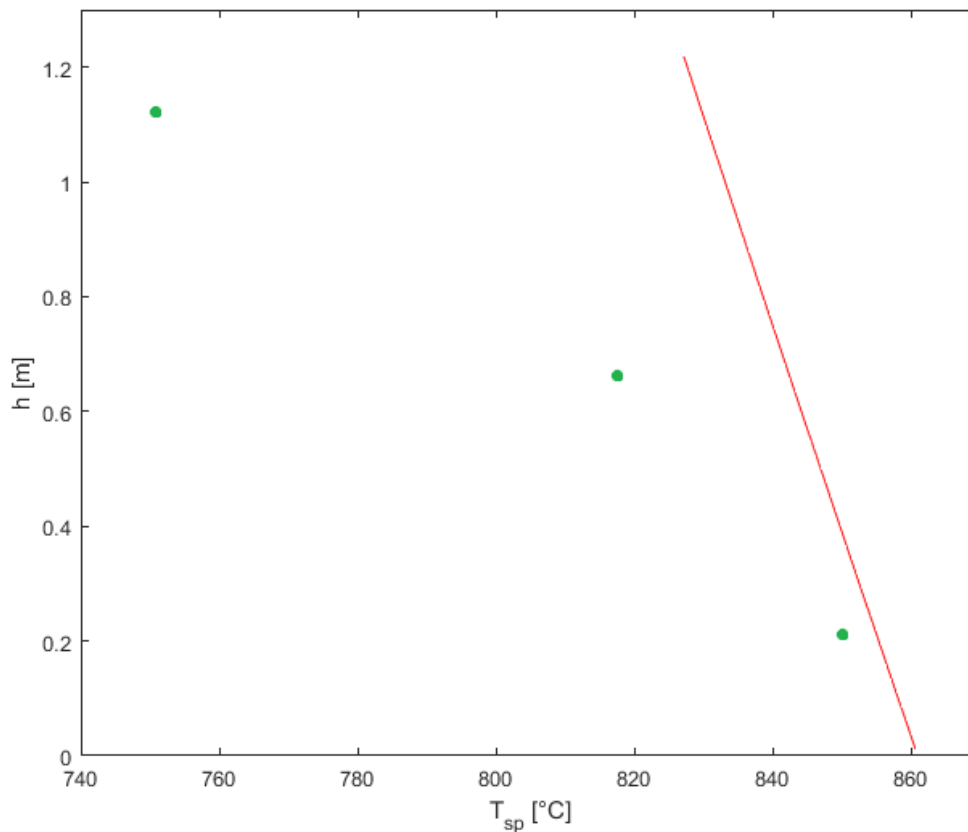
7.1 Referenční stav

Jako referenční stav byl zvolen provozní stav kotle s plně oxidační fluidní vrstvou, v našem případě se jedná o stav označený jako stav 0. V tomto stavu se přebytek spalovacího vzduchu v oblasti fluidní vrstvy pohyboval na hodnotě blízké 2, což nasvědčuje tomu, že došlo k dokonalému spálení paliva již ve fluidní vrstvě a tedy všechno teplo se uvolnilo již v oblasti vrstvy. O tom svědčí také teplota spalin ve freeboardu, která již na vstupu byla nižší než teplota fluidní vrstvy a při průchodu freeboardem pouze

klesala v důsledku tepelných ztrát do okolí. Nedochovalo zde totiž na rozdíl od ostatních stavů k uvolňování tepla při sekundárním spalování.

Emise NO_x dosahovaly průměrné hodnoty emisního faktoru 79 mg/MJ což je ve srovnání se stavy s podstechiometrií ve vrstvě vyšší hodnota. Tento jev můžeme připisovat vysoké koncentraci kyslíku v zóně hoření. V ostatních stavech bylo hoření rozloženo do více zón a koncentrace kyslíku v nich byla nižší. Vysoký přebytek vzduchu se však pozitivně projevil na emisích CO kdy EF_{CO} dosahoval hodnoty 42 mg/MJ což je nejnižší hodnota z měřených stavů.

Referenční stav také sloužil k ověření správnosti výpočtu tepelných ztrát v matematickém modelu. Protože se při tomto stavu nepřivádělo žádné sekundární okysličovací a neprobíhalo tedy žádné směšování ani uvolňování tepla ve freeboardu, výsledný teplotní profil ovlivňovaly pouze tepelné ztráty do okolí. Proto by v tomto případě měl modelovaný teplotní profil nejlépe odpovídat teplotnímu profilu reálnému. Teplota na vstupu do freeboardu byla předpokládána stejná jako nejvýše měřená teplota ve fluidní vrstvě. V grafu na Obrázku 16 je červeně zobrazen vypočítaný teplotní profil a zelenými body jsou zobrazeny skutečné naměřené hodnoty. Porovnání teplot naměřených a namodelovaných je uvedeno také v Tabulce 7.



Obrázek 16 - Porovnání namodelovaného teplotního profilu s naměřenými teplotami

	T1	T2	T3
Vypočítaná teplota [°C]	855	842	829
Naměřená teplota [°C]	850	818	750
Relativní odchylka [%]	0,53	2,85	9,58

Tabulka 7 - Porovnání namodelovaných a vypočtených teplot

Porovnáním vypočítaného teplotního profilu s naměřenými teplotami vidíme, že první dvě teploty jsou poměrně blízko, s relativní odchylkou do 3 %, ale nejvýše měřená teplota se už výrazně liší, skoro o 10 %.

Kvůli velkým relativním odchylkám byl výpočet tepelných ztrát upraven, aby lépe odpovídal reálnému stavu. Byly zvoleny jiné kritériální rovnice pro výpočet součinitelů přestupu tepla a byla upravena hodnota tepelné vodivosti izolace. Pro výpočet přestupu tepla na vnitřní straně freeboardu byla zvolena kritériální rovnice (73) podle [13].

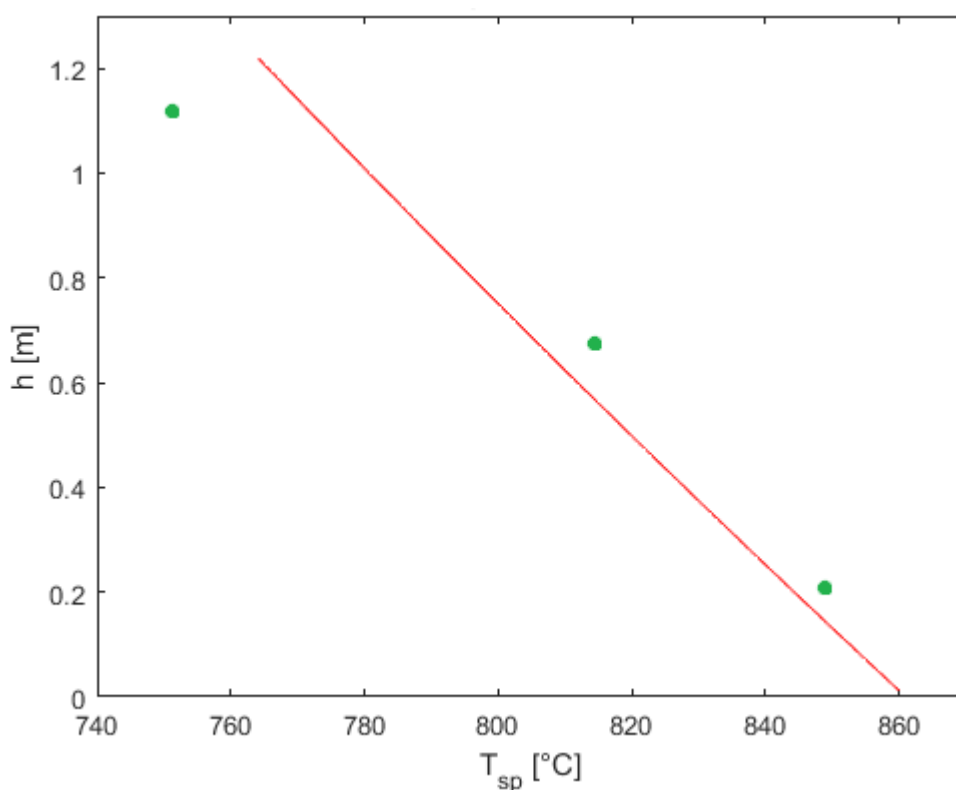
$$Nu = 0,057 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,78} \quad (73)$$

Pro výpočet přestupu tepla na vnější stěně byla zvolena rovnice (74) podle [15].

$$Nu = \left(0,825 + 0,387 \cdot \left(Pr \cdot Gr \cdot \left(1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right)^{-\frac{16}{9}} \right)^{\frac{1}{6}} \right)^2 \quad (74)$$

Tepelná vodivost izolace λ_{iz} byla uvažována 0,17 W/m.K namísto ideální tabulkové hodnoty, uvažované v předchozím výpočtu.

Pro upravený model s nově opraveným výpočtem tepelných ztrát vyšel teplotní profil více se blížící reálně naměřeným hodnotám. Graf teplotního profilu je zobrazen na Obrázku 17 a Tabulka 8 zobrazuje hodnoty naměřených a vypočtených teplot i s relativní odchylkou, která nepřesahuje ani v jednom případě 3 %.



Obrázek 17 - Porovnání naměřených a vypočítaných teplot

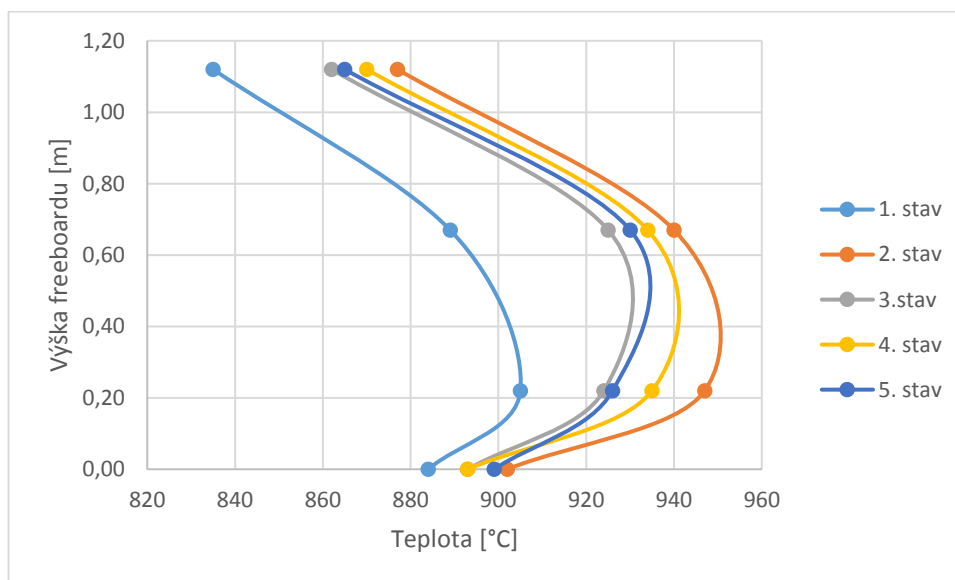
	T1	T2	T3
Vypočítaná teplota [°C]	842	806	771
Naměřená teplota [°C]	850	818	750
Relativní odchylka [%]	-0,95	-1,49	2,72

Tabulka 8 - Porovnání naměřených a vypočítaných teplot

7.2 Série stavů na nižší výkonové hladině

V první sérii stavů na nižší výkonové hladině již bylo okysličovadlo přiváděno stupňovým přívodem, část v podobě primárního vzduchu pod vrstvu a zbytek v podobě vzduchu, čistého nebo obohaceného, do oblasti vstupu do freeboardu. Vliv obohacení sekundárního okysličovadla na teploty měřené ve freeboardu je vidět na Obrázku 18, kde jsou zobrazeny naměřené teploty v jednotlivých místech freeboardu při jednotlivých stavech.

Z Obrázku 18 je taktéž patrné, že ve freeboardu docházelo k nárůstu teploty, přestože přebytek okysličovadla ve vrstvě byl ve všech stavech vyšší, než 1, viz Tabulka 4. To nás vede k úvaze, že námi zavedený předpoklad v matematickém modelu, že veškerý kyslík přivedený do vrstvy se spotřebuje na spálení paliva, nebyl zcela přesný. Pokud docházelo k sekundárnímu spalování a zároveň byl přebytek okysličovadla ve vrstvě vyšší než jedna, musel tedy nějaký kyslík a část hořlaviny v oblasti vrstvy nezreagovat a reakce musela proběhnout až v oblasti freeboardu při vyšší koncentraci kyslíku.

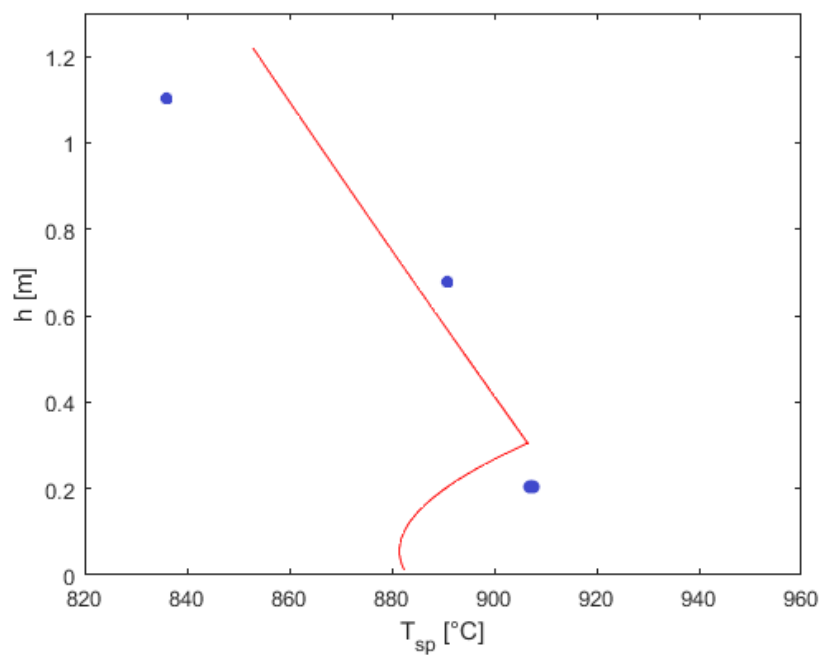


Obrázek 18 - Zobrazení naměřených teplot v první sérii stavů

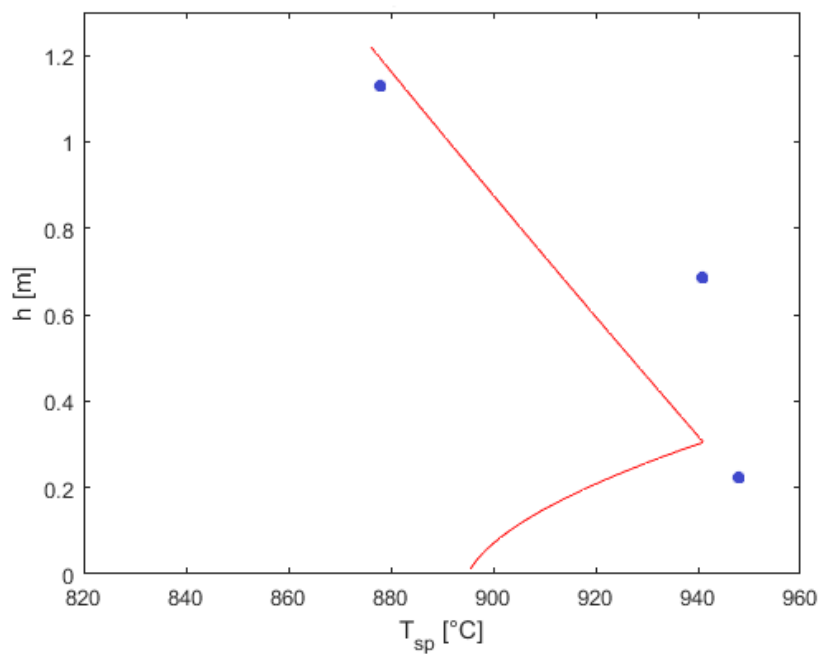
Porovnáním naměřených hodnot s výpočtovým modelem, který uvažuje pro tyto stavy nulové uvolněné teplo v oblasti freeboardu, můžeme alespoň přibližně určit, jaké množství hořlaviny přešlo do freeboardu a bylo spáleno až sekundárním okysličovadlem.

Na Obrázcích 19 – 23 jsou zobrazena porovnání naměřených teplot ve stavech 1 – 5 a namodelovaných teplotních profilů při vstupních parametrech odpovídajících

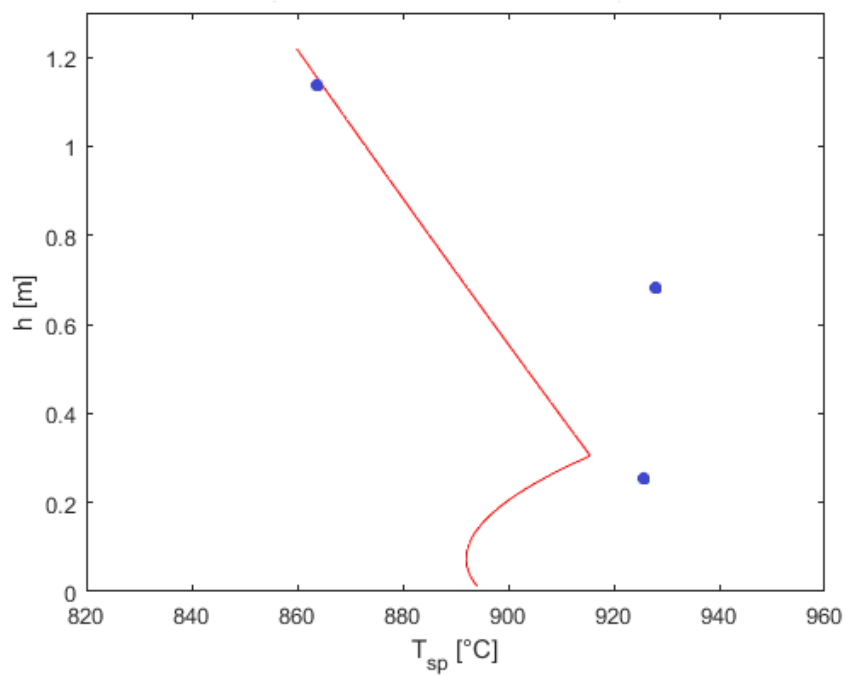
jednotlivým stavům, avšak s předpokladem, že 20 % z celkového tepla se uvolní až v oblasti freeboardu.



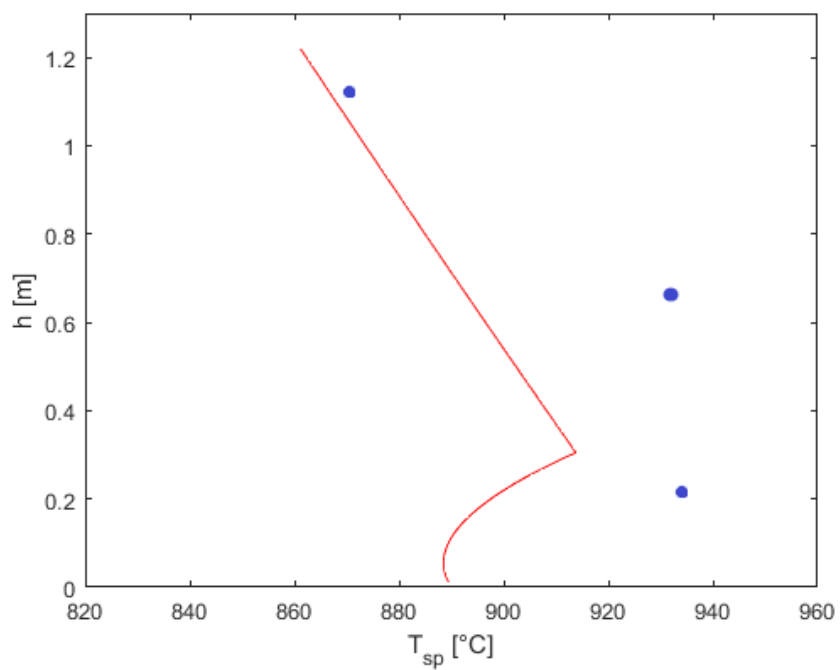
Obrázek 19 - Stav 1 - porovnání teplotního profilu



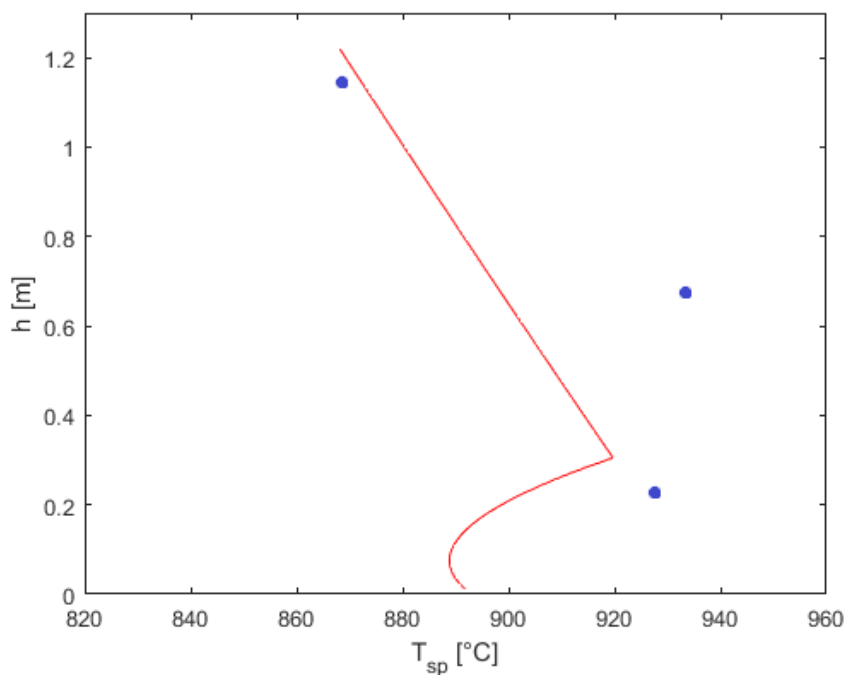
Obrázek 20 - Stav 2 - porovnání teplotního profilu



Obrázek 21 - Stav 3 - porovnání teplotního profilu



Obrázek 22 - Stav 4 - porovnání teplotního profilu

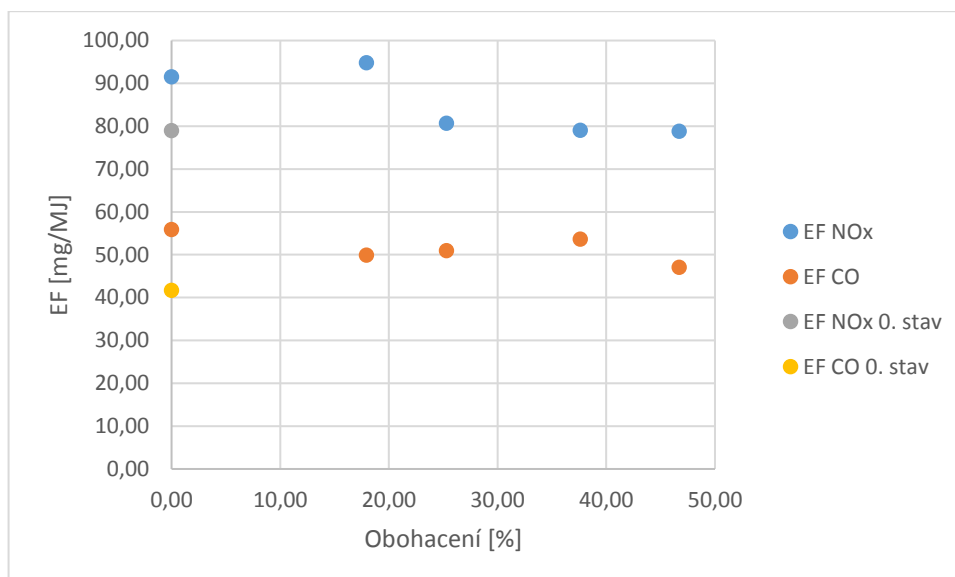


Obrázek 23 - Stav 5 - porovnání teplotního profilu

Porovnáním vypočítaných teplotních profilů a naměřených teplot z Obrázků 19 – 23 vidíme, že za předpokladu správnosti modelu docházelo k většímu uvolňování tepla, než bylo oněch uvažovaných 20 %.

Z Obrázku 18 též vyplývá, že obohacení sekundárního oksličovadla nemělo výrazný vliv na výsledné teploty ve freeboardu a ani v jednom stavu se nám nepodařilo dosáhnout požadovaného teplotního okna.

Na Obrázku 24 jsou zobrazeny naměřené emisní faktory v jednotlivých stavech v závislosti na obohacení sekundárního oksličovadla. Pro porovnání jsou zobrazeny i emisní faktory dosažené při stavu 0.



Obrázek 24 - Závislost EF NO_x a CO na obohacení sekundárního okysličovadla

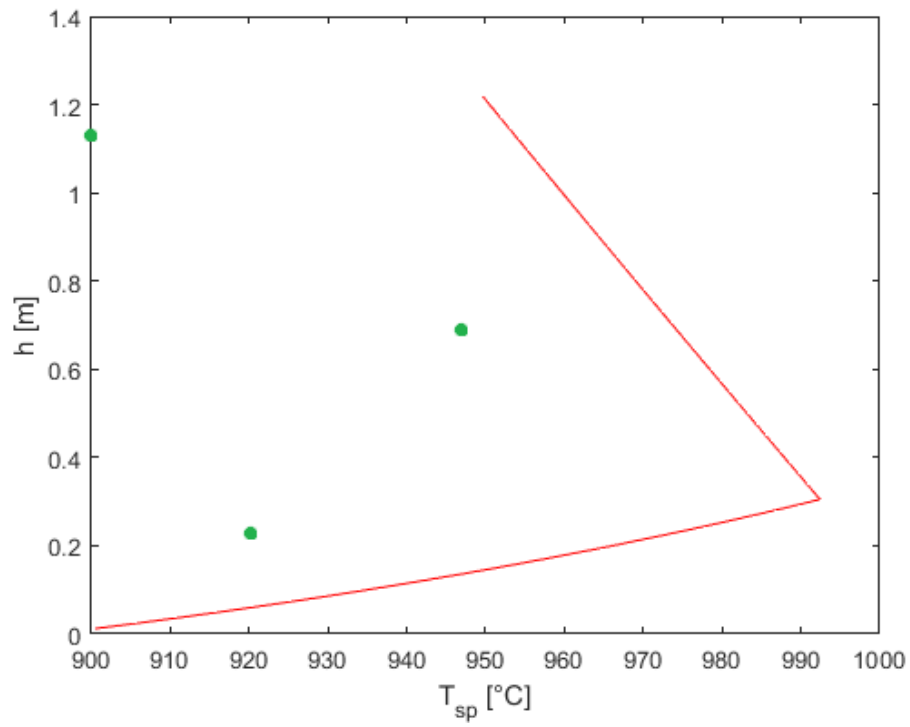
Z grafu je vidět, že EF NO_x i CO se s rostoucím obohacením sekundárního vzduchu čistým kyslíkem výrazně neměnily.

7.3 Série stavů na vyšší výkonové hladině

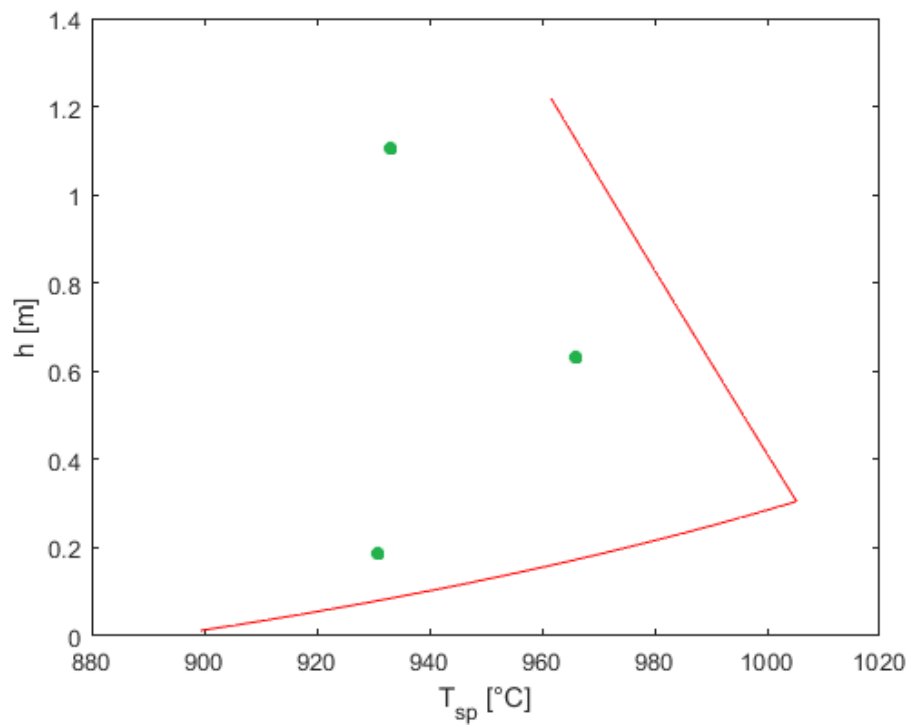
V předchozí sérii měřených stavů jsme nedosáhli potřebného zvýšení teploty a to především díky tomu, že se do oblasti freeboardu nedostávalo potřebné množství hořlaviny pro uvolnění požadovaného tepla. V této sérii měřených stavů jsme proto dodržovali v oblasti vrstvy výrazně menší přebytek spalovacího vzduchu.

Alfa ve vrstvě byla držena v rozmezí 0,64 – 0,72 což zajišťovalo dostatečnou podstechometrii, aby dostatek hořlaviny přecházel do freeboardu a tam spálením uvolnil požadované teplo.

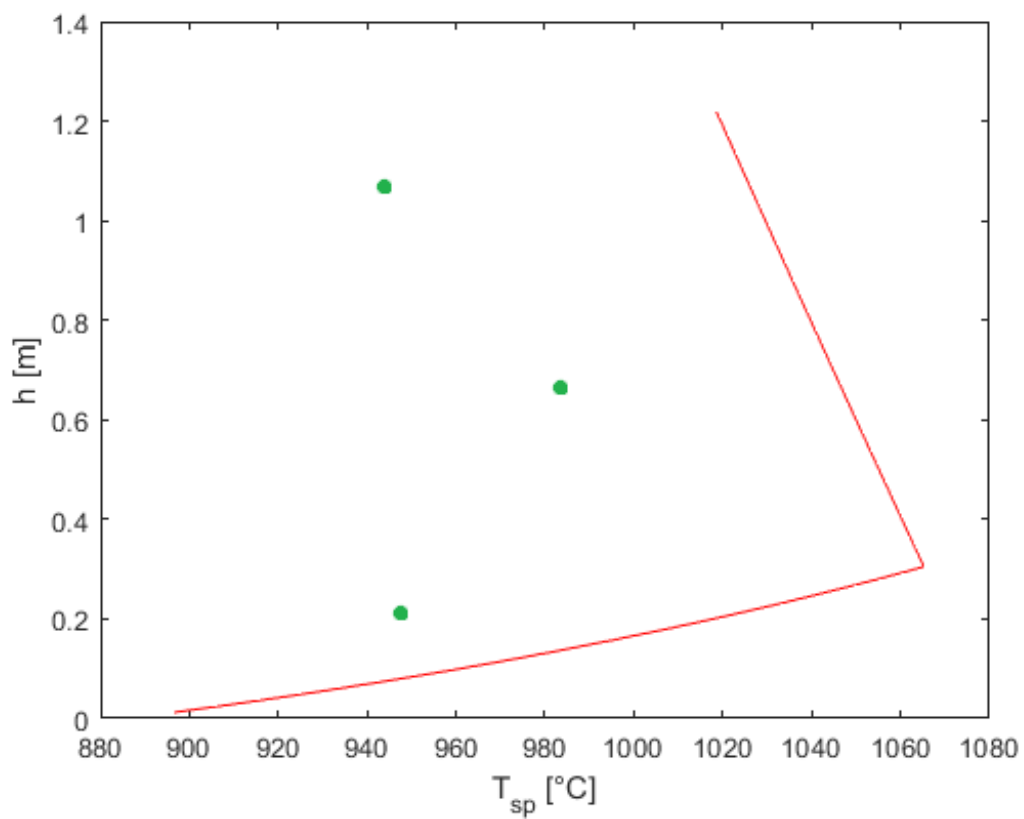
Na Obrázcích 19 – 23 jsou porovnány teplotní profily vytvořené pomocí modelu (červená čára) s naměřenými teplotami (zelené body)



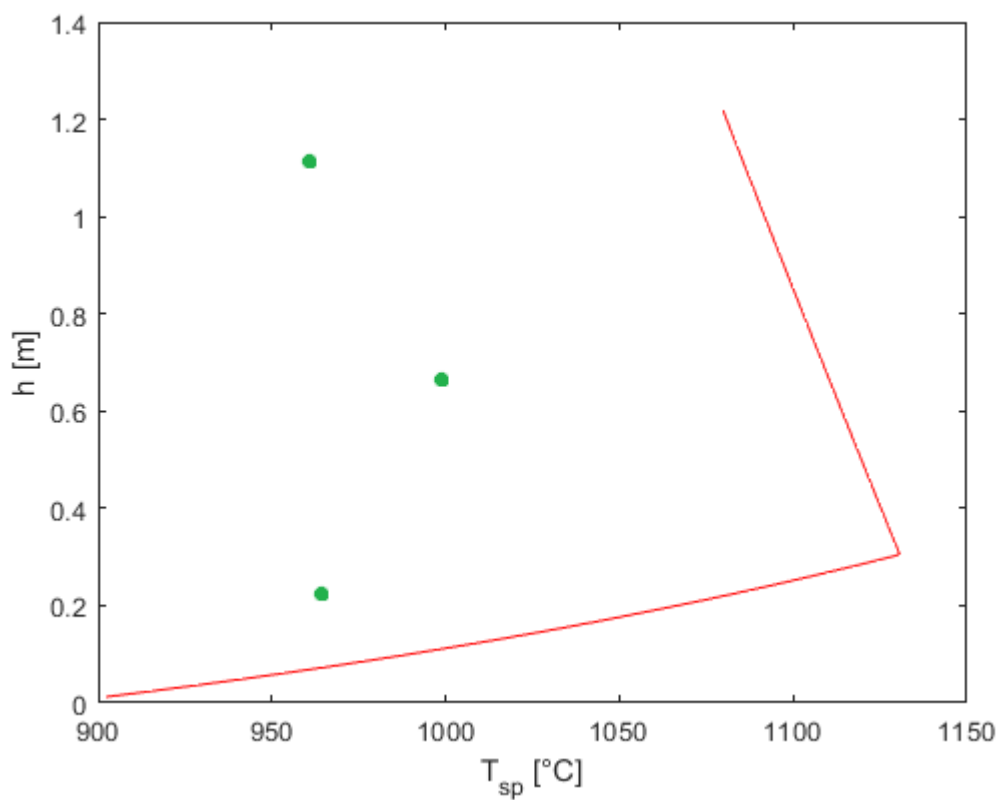
Obrázek 25 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 1



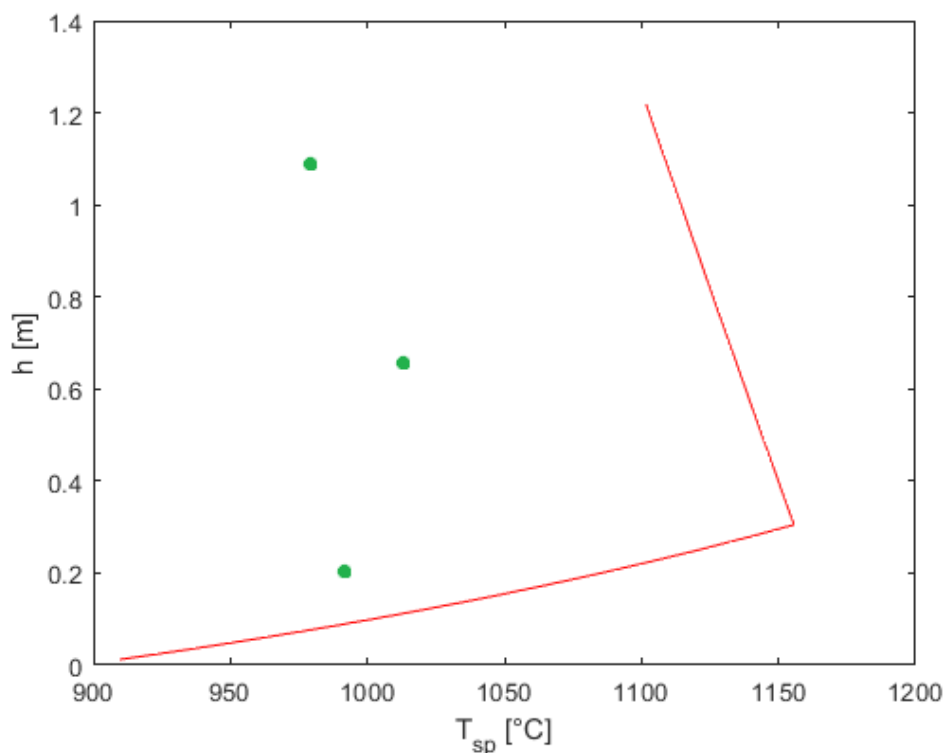
Obrázek 26 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 2



Obrázek 27 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 3



Obrázek 28 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 4

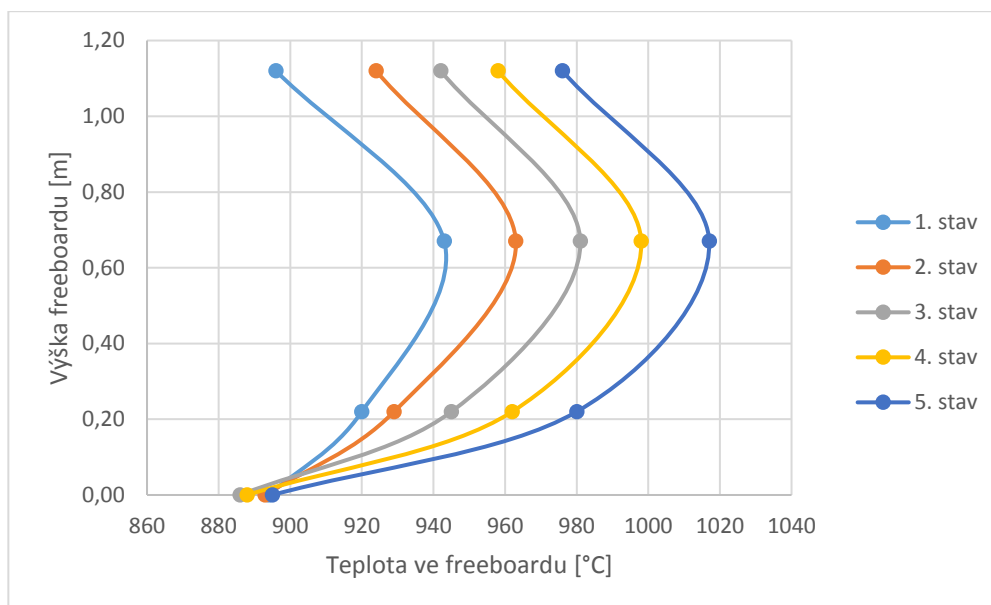


Obrázek 29 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 5

Z grafů porovnávajících teplotní profily, je vidět že model přesně neodpovídá realitě. Reálné teploty byly naměřeny vždy nižší než, které vycházely z matematického modelu. Relativní odchylky teplot se ve stavech 1 – 3 pohybovaly v rozmezí 3 – 8 % a u stavů 4 a 5 dokonce mezi 10 a 12 %.

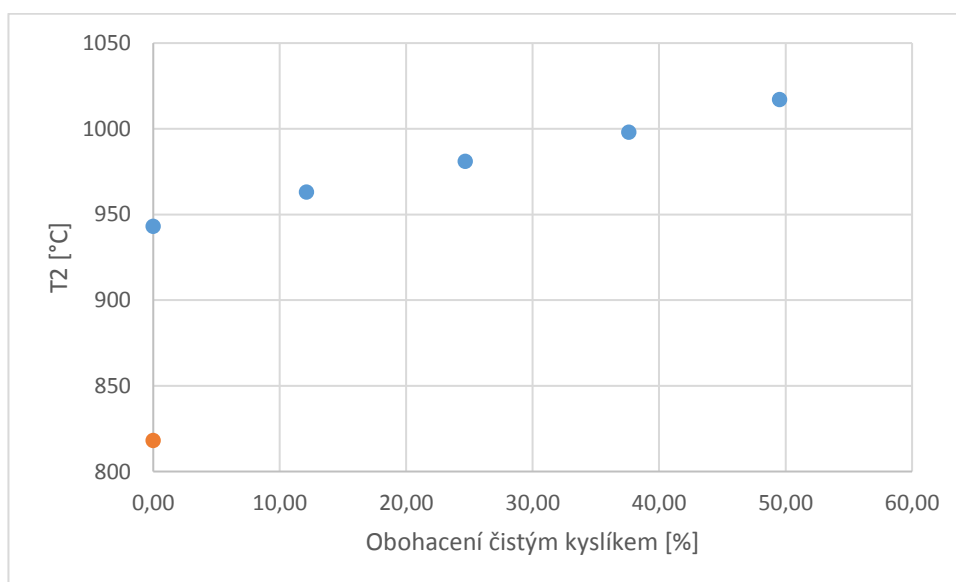
Nepřesnost výpočtu bude nejspíše zapříčiněna zjednodušujícími předpoklady, které jsme v modelu zavedli. Jedním z nich byl předpoklad dokonalého vyhoření kyslíku v oblasti vrstvy, který však byl vyvrácen naměřenými hodnotami v sérii stavů s nižším tepelným příkonem a byl tam též diskutován.

Na Obrázku 30 jsou porovnány teploty naměřené v jednotlivých stavech. Z grafu je vidět, že pro všechny stavy měl teplotní profil podobný tvar. Porovnáním jednotlivých stavů mezi sebou vidíme, že při stavech s vyšším obohacením sekundárního okysličovadla byly teploty ve freeboardu taktéž vyšší.



Obrázek 30 - Porovnání naměřených teplot při jednotlivých stavech

Teplota vrstvy se v průměru vždy držela v rozmezí 880 – 900 °C zatímco teplota ve freeboardu vždy vzrostla. Nejvyšší měřená teploty byla vždy T2 uprostřed freeboardu proto byla zvolena jako vztažná teplota pro vyhodnocení závislosti na obohacení sekundárního oksyličovadla čistým kyslíkem. Tato závislost je zobrazena modrými body na Obrázku 31. Oranžovou barvou je pro porovnání zobrazena teplota T2 dosažená při referenčním stavu 0.



Obrázek 31 – Závislost teploty ve freeboardu na obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem

Z uvedené závislosti vidíme, že pouhé rozdělení přívodu vzduchu pod a nad vrstvu mělo za následek zvýšení teploty uprostřed freeboardu o více než 100 °C. Postupně

zvyšování podílu čistého kyslíku mělo vždy za následek větší zvýšení teploty. U 5. stavu jsme dosáhli teploty uprostřed freeboardu přes 1017 °C.

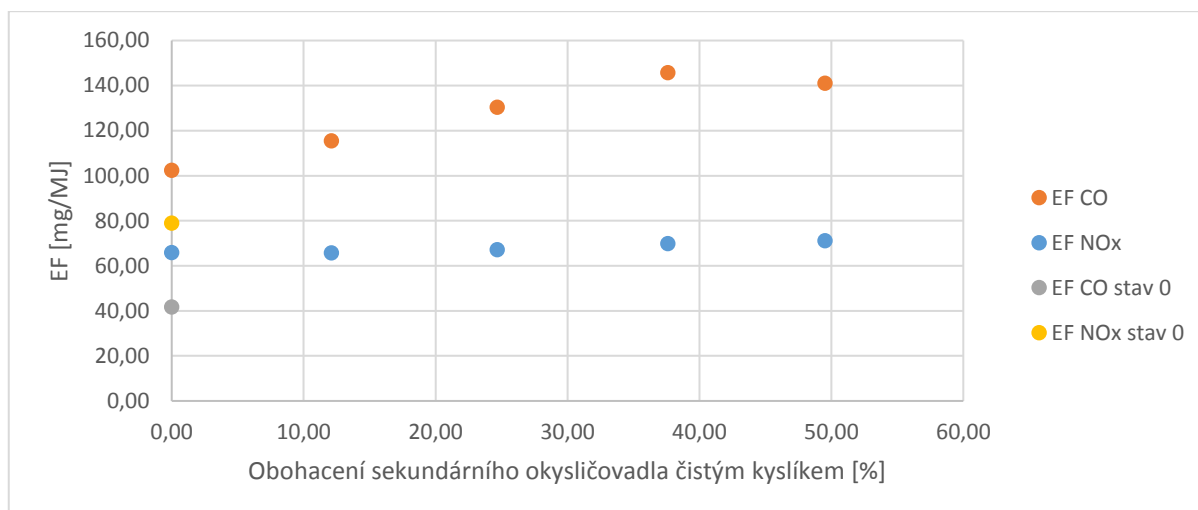
Námi požadované teplotní okno, které umožňuje aplikaci SNCR za použití roztoku močoviny jako redukčního činidla, má spodní hranici na 950 °C, což bylo dosaženo již ve stavu 2 při obohacení vzduchu o 12,11 % čistého kyslíku.

7.3.1 Vliv stupňového přívodu oksličovadla na emise

Stupňový přívod vzduchu měl kromě značného vlivu na průběh teploty ještě další význam ve smyslu primárních opatření pro omezení tvorby NO_x. Díky sníženému přebytku spalovacího vzduchu ve fluidní vrstvě, probíhalo zde spalování v redukčním prostředí, což významně omezilo tvorbu NO_x.

Hodnoty emisních faktorů NO_x a CO s rostoucí koncentrací kyslíku v sekundárním vzduchu mírně rostly. EF_{CO} byl ve srovnání s referenčním stavem i několikanásobně vyšší, což má příčinu nejspíše v celkově nižším přebytku spalovacího vzduchu a pravděpodobně také v nedokonalém promíchávání spalin a oksličovadla v oblasti freeboardu, což zamezuje dostatečnému vyhoření CO. Ve všech stavech však byly měřené koncentrace CO srovnatelné a žádná nijak výrazně nevybočovala, z čehož můžeme předpokládat, že ve všech stavech proběhlo dokonalé spálení paliva.

EF_{NO_x} byl ve srovnání s referenčním stavem nižší v důsledku primárního opatření stupňového přívodu spalovacího vzduchu. Mezi stavy 1 – 5 se lišil poměrně málo a s rostoucí koncentrací kyslíku také rostl. Nicméně aplikace tohoto opatření je spjata s aplikací SNCR, která by výsledný emisní faktor výrazně změnila. Závislost emisních faktorů na podílu čistého kyslíku ve spalovacím vzduchu je znázorněna na následujícím grafu na Obrázku 26. Pro porovnání jsou zobrazeny i emisní faktory změřené při plně oxidačním stavu 0.



Obrázek 32 - Závislost emisního faktoru CO a NOx na podílu čistého kyslíku v sekundárním vzduchu

Aplikací stupňového přívodu oksylichovadla jako primárního opatření snižování tvorby oxidů dusíku jsme dosáhli emisí NOx v rozmezí 170 – 205 mg/m³. Námi dosažená úroveň je blízko hranice aktuálních emisních limitů, které jsou pro zdroje o výkonech 5 – 50 MW na hodnotě 200 mg/m³. Na jednoduchém příkladu zkusme zvážit. Jaké množství močoviny by muselo být dávkováno při SNCR. Uvažujme fluidní kotel, spalující biomasu o výhřevnosti 17,7 MJ/kg, o výkonu 20 MW. Takovýto kotel spotřebuje hodinově cca 4,1 tun paliva. Necht' jsme pomocí primárních opatření dosáhli na emisní faktor pro NOx rovný 65 mg/MJ. V tomto případě bude sumární produkce oxidů dusíku mít hodnotu 1,3 g/s. Dále předpokládejme, že jsme pomocí přívodu sekundárního oksylichovadla vytvořili v kotli vhodné teplotní okno pro aplikaci SNCR za použití močoviny. Jak bylo dříve uvedeno, optimální molární poměr dávkování močoviny vůči NO je 1:2. Za tohoto předpokladu by výsledné dávkování močoviny bylo v ideálním případě 0,887 g/s, což odpovídá spotřebě 3,2 kg čisté močoviny za hodinu.

8 Závěr

V této práci se zabývám problematikou vzniku a následné redukce oxidů dusíku, se zaměřením na fluidní spalování. V úvodní části je popsáno fluidní spalování s výčtem jeho výhod a nevýhod. V další části jsou pak popsány mechanismy vzniku oxidů dusíku, možnosti předcházení jejich vzniku v podobě primárních opatření a případné možnosti redukce již vzniklých oxidů formou sekundárních opatření denitrifikace.

Vlastní část práce spočívala v ověření teorie, že přívodem obohaceného vzduchu o čistý kyslík do prostoru nad fluidní vrstvu, kde probíhá podstechiometrické spalování, dojde sekundárním spalováním prchavé hořlaviny k vzrůstu teploty a dosažení vhodného teplotního okna pro možnou aplikaci SNCR při použití močoviny jako redukčního činidla. Za tímto účelem byl vytvořen matematický model popisující průběh teploty spalin ve freeboardu laboratorního kotle v závislosti na přívodu sekundárního okysličovadla. Vedle teoretického výpočtu byl předpoklad ověřován i experimentálním měřením na laboratorním fluidním kotli. Po porovnání s naměřenými daty byl model upraven použitím jiných kriteriálních rovnic, aby lépe odpovídal realitě.

Měření bylo potvrzeno, že pouze rozdělením přívodu okysličovadla pod a nad vrstvu je možné dosáhnout snížení tvorby oxidů dusíku tímto primárním opatřením. Byly provedeny dvě série měření o různém příkonu kotle a různé podstechiometrii ve vrstvě. V první sérii byl ověřen nárůst teploty díky přívodu sekundárního okysličovadla, ale nepodařilo se dosáhnout požadovaného teplotního okna. V druhé sérii měření bylo dosaženo vyšší podstechiometrie ve vrstvě, v rozmezí 0,6 – 0,75, a tedy větší podíl hořlaviny dohořival až v oblasti freeboardu, kde uvolňoval teplo. Tímto opatřením v kombinaci s obohacením sekundárního vzduchu čistým kyslíkem alespoň o 12 % se podařilo dosáhnout požadované teploty ve freeboardu, vhodné pro aplikaci SNCR.

Seznam použité literatury

- [1] KUNII, Daizo. a LEVENSPIEL, Octave. *Fluidization Engineering* 2. vydání. Howard Brenner Massachusetts institute of Technology: Butterworth-Heinemann, 1991. 522 s. ISBN 0-409-90233-0
- [2] *Fluidace* [online]. [cit. 2020-06-15]. Dostupné z: <https://docplayer.cz/71703-Fluidace-uvod-ukol-teoreticky-uvod.html>
- [3] Vyhláška č. 415/2012 Sb., o přípustné úrovni znečištění a jejím zjišťování a o provedení některých dalších ustanovení zákona o ochraně ovzduší
- [4] STÁŇA, Michal. *Výpočetní a diagnostické metody pro snižování emisí NO_x kotlů velkých výkonů: [autoreferát disertační práce]*. Ostrava: VŠB - Technická univerzita Ostrava, 2008.
- [5] JENÍKOVÁ, Jitka. *Návrh opatření pro snížení emisí NO_x kotlů Teplárny Otrokovice*. Praha, 2017. Diplomová práce. ČVUT v Praze.
- [6] GRÝCMANOVÁ, Markéta. *Výzkum možnosti aplikace technologie SNCR pro denitrifikaci kotle K4 v Elektrárně Opatovice: Research of possibility for the application of SNCR technology for denitrification in the power boiler K4 Opatovice*. 1. vyd. Ostrava: VŠB -Technická univerzita Ostrava, 2011
- [7] IBLER, Zdeněk. *Technický průvodce energetika*. Praha: BEN - technická literatura, 2002. ISBN 80-7300-026-1.
- [8] MAHMOUDI, Shiva, Jan BAEYENS a Jonathan P.K. SEVILLE. NO_x formation and selective non-catalytic reduction (SNCR) in a fluidized bed combustor of biomass. *Biomass and Bioenergy*. 2010, 34(9), 1393-1409.
- [9] DLOUHÝ, Tomáš. *Spalování a kotle - přednášky*. Praha, 2019.
- [10] RUMÁNEK, Tomáš. *Redukce NO_x ve spalínách*. Brno, 2010. Diplomová práce. VUT.
- [11] MICHAL STÁŇA, ROSTISLAV MALÝ, BOHUMÍR ČECH, JIŘÍ PECHÁČEK, MILOŠ MAIER: *Výzkum a vývoj technologie SNCR v energetice se zaměřením na eliminaci negativních vlivů*
- [12] KUBÍN, Miroslav. *Energetika na prahu 21. století: rozvojové trendy elektroenergetiky*. Křtiny: Jihomoravská energetika, c1999.
- [13] NOŽIČKA, Jiří. *Základy termomechaniky*. Vyd. 1. Praha: ČVUT, 2001. 187 s. ISBN 80-01-02409-1.
- [14] NOŽIČKA, Jiří. *Sdílení tepla*. Praha: ČVUT, 1997. ISBN 80-01-01599-8.
- [15] *VDI heat atlas*. 2. ed. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2010. VDI-Buch. ISBN 978-3-540-77877-6.
- [16] HARTMAN, Miloslav. Termická oxidace oxidu uhelnatého ve spalných plynech. *Chem. listy*. 2010, **105**, 546-552.
- [17] Osobní konzultace a podklady poskytnuté zaměstnanci Ústavu Energetiky ČVUT v Praze
- [18] HRDLIČKA, Jan. *Biomasa a obnovitelné zdroje energie - přednášky*. Praha, 2019.

Seznam obrázků

Obrázek 1 – Působení sil na částici v proudu fluidačního média.....	13
Obrázek 2 - Kapalinové vlastnosti fluidní vrstvy [1]	14
Obrázek 3 - Tlaková ztráta fluidní vrstvy [2]	16
Obrázek 4 - Stacionární a cirkulující fluidní vrstva [1].....	19
Obrázek 5 - Typy fluidních vrstev [1]	20
Obrázek 6 - Schéma vzniku NO [4].....	24
Obrázek 7 - Mechanismus vzniku palivových NO _x [6].....	25
Obrázek 8 - Závislost vzniku NO _x na teplotě [9]	27
Obrázek 9 - SNCR - účinnost redukce v závislosti na teplotě [5].....	30
Obrázek 10 - Reakční schéma metody SNCR [11]	31
Obrázek 11 - Průběh teploty spalin ve freeboardu vypočítaný pomocí matematického modelu..	41
Obrázek 12- Modelovaná závislost teploty spalin na obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem	42
Obrázek 13 - Laboratorní zařízení Minifluid.....	45
Obrázek 14 - Provozní schéma Minifluidu [17]	46
Obrázek 15 - Ovládací rozhraní s umístěním měřených veličin [17].....	48
Obrázek 16 - Porovnání namodelovaného teplotního profilu s naměřenými teplotami.....	55
Obrázek 17 - Porovnání naměřených a vypočítaných teplot.....	56
Obrázek 18 - Zobrazení naměřených teplot v první sérii stavů	57
Obrázek 19 - Stav 1 - porovnání teplotního profilu	58
Obrázek 20 - Stav 2 - porovnání teplotního profilu.....	58
Obrázek 21 - Stav 3 - porovnání teplotního profilu.....	59
Obrázek 22 - Stav 4 - porovnání teplotního profilu.....	59
Obrázek 23 - Stav 5 - porovnání teplotního profilu.....	60
Obrázek 24 - Závislost EF NO _x a CO na obohacení sekundárního oksyličovadla.....	61
Obrázek 25 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 1	62
Obrázek 26 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 2	62
Obrázek 27 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 3	63
Obrázek 28 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 4	63
Obrázek 29 - Teplotní profil ve freeboardu - stav 5	64
Obrázek 30 - Porovnání naměřených teplot při jednotlivých stavech.....	65
Obrázek 31 – Závislost teploty ve freeboardu na obohacení sekundárního vzduchu čistým kyslíkem	65
Obrázek 32 - Závislost emisního faktoru CO a NO _x na podílu čistého kyslíku v sekundárním vzduchu	67

Seznam tabulek

Tabulka 1 - Specifické emisní limity NO _x [3]	23
Tabulka 2 - Vlastnosti rovinné stěny	37
Tabulka 3 - Prvkový rozbor paliva [17]	44
Tabulka 4 - Parametry měřených stavů.....	47
Tabulka 5 - Výsledky stechiometrických výpočtů	51
Tabulka 6 – Vybrané naměřené hodnoty	53
Tabulka 7 - Porovnání namodelovaných a vypočtených teplot.....	55
Tabulka 8 - Porovnání naměřených a vypočítaných teplot.....	56

Příloha – Zdrojový kód matematického modelu

```
close all;
clear all;
disp('-----')
% TEPELNÝ VÝPOČET

% Rozměry komory
a = 0.2; % hloubka [m]
b = 0.3; % šířka [m]
h = 1.22; % výška [m]
h_t1 = 0.22; % měření teploty t1 [m]
h_t2 = 0.67; % měření teploty t2 [m]
h_t3 = 1.12; % měření teploty t3 [m]

% STECHIOMETRIE
% prvkový rozbor paliva - r
C_r = 0.46257;
H_r = 0.062583;
S_r = 0.0000272;
N_r = 0.002721;
O_r = 0.3790988;
A_r = 0.015;
W_r = 0.078;

% prvkový rozbor paliva - d
C_d = 0.50170282;
H_d = 0.06787744;
S_d = 0.0000295;
N_d = 0.002951193;
O_d = 0.411170065;
A_d = 0.01626898;

% prvkový rozbor paliva - daf
C_daf = 0.51;
H_daf = 0.069;
S_daf = 0.00003;
N_daf = 0.003;
O_daf = 0.417970011;

% Výpočet výhřevnosti a spalného tepla
Q_i_d = (34.8*C_d + 93.9*H_d + 10.5*S_d + 6.3*N_d - 10.8*O_d)*1000; %
    Výhřevnost sušiny dle Netze [kJ/kg]
Q_s_d = Q_i_d + 2453*(8.91*H_d); % Spalné teplo sušiny [kJ/kg]
Q_s_r = Q_s_d*(1-W_r); % Spalné teplo surového paliva [kJ/kg]
Q_s_daf = Q_s_d/(1*A_d); % Spalné teplo hořlaviny [kJ/kg]
Q_i_daf = Q_s_daf - 2453*(8.91*H_daf); % Výhřevnost hořlaviny [kJ/kg]
Q_i_r = Q_s_r - 2453*(W_r + 8.91*H_r); % Výhřevnost surového paliva [kJ/kg]

% Výpočet množství vznikajících spalin při spalování se vzduchem
V_O2_min = 22.39*(C_r/12.01+H_r/4.032+S_r/32.06-O_r/32); % minimální objem
    O2 pro dok. spálení 1 kg paliva [Nm3/kg]
V_vs_min = V_O2_min/0.21; % minimální objem suchého vzduchu [Nm3/kg]
V_vv_min = 1.016*V_vs_min; % minimální množství vlhkého vzduchu [Nm3/kg]
V_H2O_r = V_vv_min - V_vs_min; % vodní pára obsažená ve vzduchu [Nm3/kg]
V_CO2 = 22.27/12.01*C_r + 0.0003*V_vs_min; % množství CO2 ve spalinách
    [Nm3/kg]
V_SO2 = 21.89/32.06*S_r; % množství vznikajícího SO2 [Nm3/kg]
V_N2 = 22.4/28.016*N_r + 0.7805*V_vs_min; % množství N2 ve spalinách
    [Nm3/kg]
V_Ar = 0.0092*V_vs_min; % množství Ar ve spalinách [Nm3/kg]
```



```

V_H2O_s = 44.8/4.032*H_r + 22.4/18.06*W_r + V_H2O_r; % množství H2O ve
    spalinách [Nm3/kg]
V_ss_min = V_CO2 + V_SO2 + V_N2 + V_Ar; % minimální množství suchých spalin
    [Nm3/kg]
V_sv_min = V_ss_min + V_H2O_s; % minimální množství vlhkých spalin [Nm3/kg]

% Výpočet spalin při spalování s čistým kyslíkem
V_CO2_O2 = 22.27/12.01*C_r; % množství vznikajícího CO2 [Nm3/kg]
V_SO2_O2 = 21.89/32.06*S_r; % množství vznikajícího SO2 [Nm3/kg]
V_N2_O2 = 22.4/28.016*N_r; % množství vznikajícího N2 [Nm3/kg]
V_H2O_O2 = 44.8/4.032*H_r + 22.4/18.06*W_r; % množství vznikající H2O
    [Nm3/kg]
V_ss_min_O2 = V_CO2_O2 + V_SO2_O2 + V_N2_O2; % množství suchých spalin
    [Nm3/kg]
V_sv_min_O2 = V_ss_min_O2 + V_H2O_O2; % množství vlhkých spalin [Nm3/kg]

% složení spalin při spalování se vzduchem - poměrné objemové množství
N2 = V_N2/V_sv_min; % množství dusíku [-]
CO2 = V_CO2/V_sv_min; % množství CO2 [-]
H2O = V_H2O_s/V_sv_min; % množství vodní páry [-]
O2 = 1-N2-CO2-H2O; % množství kyslíku [-]

% složení spalin při spalování s kyslíkem - poměrné objemové množství
N2_O2 = V_N2_O2/V_sv_min_O2; % množství dusíku [-]
CO2_O2 = V_CO2_O2/V_sv_min_O2; % množství CO2 [-]
H2O_O2 = V_H2O_O2/V_sv_min_O2; % množství H2O [-]
O2_O2 = 1-N2_O2-CO2_O2-H2O_O2; % množství kyslíku [-]

% vstupní hodnoty
T_ok = 15 + 273.15; % teplota okolí [K]
T_sp = 895 + 273.15; % teplota spalina na vstupu [K]
alfa_vrstvy = 0.657; % přebytek spalovacího vzduchu ve vrstvě [-]
obohaceni = 0.495; % obohacení kyslíkem [-]
O2_spal = 0.0639; % obsah kyslíku ve spalinách [-]
V_rec = 25.9; % množství recirkulace spalin [Nm3/h]
m_pal = 12.15/3600; % množství přiváděného paliva [kg/s]
p = 101325; % tlak spalin [Pa]
p_ok = 101325; % tlak okolního vzduchu [Pa]

V_O2_min_p = V_O2_min*m_pal; % minimální potřebné množství kyslíku [Nm3/s]
V_O2_vr = V_O2_min_p*alfa_vrstvy; % kyslík přiváděný do vrstvy [Nm3/s]
V_O2_rec = V_rec*O2_spal/3600; % kyslík přiváděný do vrstvy v rec.
    spalinách [Nm3/s]
V_O2_prim = V_O2_vr-V_O2_rec; % kyslík přiváděný do vrstvy primárním
    vzduchem [Nm3/s]
m_pal_prim = V_O2_prim*m_pal/V_O2_min_p; % množství paliva spálené pomocí
    primárního vzduchu [kg/s]
m_pal_rec = V_O2_rec*m_pal/V_O2_min_p; % množství paliva spálené pomocí
    kyslíku z recirkulovaných spalin [kg/s]
V_sp = m_pal_prim*V_sv_min + m_pal_rec*V_sv_min_O2 + V_rec/3600*(1-
    O2_spal); % množství spalin [Nm3/s]

% přiváděný sekundární vzduch
T_vz_p = 15 + 273.15; % teplota přiváděného vzduchu [K]
p_vz_p = p_ok; % tlak přiváděného vzduchu [Pa]
V_O2_sek = V_O2_min_p-V_O2_vr; % sekundárně přiváděný kyslík pro spalování
    [Nm3/s]
V_O2_sek_vz = V_O2_sek*(1-obohaceni); % kyslík v sek. vzduchu pro spalování
    [Nm3/s]
V_O2_sek_O2 = V_O2_sek*obohaceni; % sek. kyslík pro spalování [Nm3/s]

```

```

m_pal_sek_vz = V_O2_sek_vz*m_pal/V_O2_min_p; % Palivo spálené pomocí sek.
    vzduchu [kg/s]
m_pal_sek_O2 = V_O2_sek_O2*m_pal/V_O2_min_p; % Palivo spálené pomocí sek.
    kyslíku [kg/s]
V_sp_sek_vz = m_pal_sek_vz*V_sv_min; % Množství sekundárních spalin od
    vzduchu [Nm3/s]
V_sp_sek_O2 = m_pal_sek_O2*V_sv_min_O2; % Množství sekundárních spalin od
    kyslíku [Nm3/s]
V_sp_sek = V_sp_sek_vz + V_sp_sek_O2; % množství sekundárních spalin
    [Nm3/s]
O2_sek = 1/((1-obohaceni)/0.21+obohaceni); % koncentrace kyslíku v sek.
    okysličovadle [-]
V_vz_sek = (V_sp*O2_spal+V_sp_sek*O2_spal)/(O2_sek-O2_spal); % sek. vzduch
    potřebný pro celkovou alfu [Nm3/s]
V_vz_p = m_pal_sek_vz*V_vv_min + m_pal_sek_O2*V_O2_min + V_vz_sek; % celkem
    přivedený sek vzduch [Nm3/s]
rho_vz_p = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_vz_p,'T',T_vz_p,'air'); %
    hustota vzduchu [kg/m^3]
m_vz_p = rho_vz_p*V_vz_p*T_vz_p/273.15; % celkové množství přiváděného sek.
    vzduchu [kg/s]
m_vz_sek = rho_vz_p*V_vz_sek; % množství sek vzduchu nespáleného [kg/s]
cp_vz_p = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('C','P',p_vz_p,'T',T_vz_p,'air'); %
    měrná tepelná kapacita vzduchu [J/kg.K]
N2_vz = 0.79; % množství dusíku [-]
CO2_vz = 0; % množství CO2 [-]
H2O_vz = 0; % množství H2O [-]
O2_vz = 0.21; % množství kyslíku [-]

% volené hodnoty - budeme iterovat
T_w1 = 60 + 273.15; % teplota vnější stěny [K]
T_w2 = 600 + 273.15; % teplota vnitřní stěny [K]

T_p1 = 0; % definování proměnné pro výpočet průměrné teploty spalin
x = 100; % počet segmentů na kolik rozdělím freeboard
h1 = h/x; % výška stupně
for n = 1:x % průběh teploty po výšce

for i=1:5 % doiterování teplot stěn

% parciální tlaky
p_N2 = p * N2; % parciální tlak N2 [Pa]
p_CO2 = p * CO2; % parciální tlak CO2 [Pa]
p_H2O = p * H2O; % parciální tlak H2O [Pa]
p_O2 = p * O2; % parciální tlak O2 [Pa]
rho_N2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_N2,'T',T_sp,'N2'); %
    parciální hustota N2 [kg/m^3]
rho_CO2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_CO2,'T',T_sp,'CO2'); %
    parciální hustota CO2 [kg/m^3]
rho_H2O = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_H2O,'T',T_sp,'H2O'); %
    parciální hustota H2O [kg/m^3]
rho_O2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_O2,'T',T_sp,'O2'); %
    parciální hustota O2 [kg/m^3]
rho_sp = rho_N2 + rho_CO2 + rho_H2O + rho_O2; % celková hustota spalin
    [kg/m^3]
V_spK = V_sp*T_sp/273.15; % průtok spalin skutečný objemový [m3/s]
m_sp = rho_sp * V_spK; % hmotnostní průtok spalin [kg/s]
v_sp = V_spK/(a*b); % rychlost spalin [m/s]
cp_N2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('C','P',p_N2,'T',T_sp,'N2'); % měrná
    tepelná kapacita N2 [J/kg.K]
cp_CO2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('C','P',p_CO2,'T',T_sp,'CO2'); %
    měrná tepelná kapacita CO2 [J/kg.K]

```

```

cp_H2O = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('C','P',p_H2O,'T',T_sp,'H2O'); %
    měrná tepelná kapacita H2O [J/kg.K]
cp_O2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('C','P',p_O2,'T',T_sp,'O2'); % měrná
    tepelná kapacita O2 [J/kg.K]
cp_sp = cp_N2*N2 + cp_CO2*CO2 + cp_H2O*H2O + cp_O2*O2; % celková měrná
    tepelná kapacita [J/kg.K]

% vnitřní stěna komory - ocel
s_1 = 0.004; % tloušťka stěny [m]
lambda_1 = 50; % součinitel tepelné vodivosti vnitřní stěny [w/(m.K)]

% izolace - minerální vata
s_i = 0.06; % tloušťka izolace [m]
lambda_i = 0.17; % součinitel tepelné vodivosti izolace [w/(m.K)]

% vnější stěna - hliník
s_2 = 0.001; % tloušťka stěny [m]
lambda_2 = 236; % součinitel tepelné vodivosti vnější stěny [w/(m.K)]

% volná konvekce na vnější stěně
L_char_vz = h; % charakteristický rozměr = výška stěny [m]
T_vz = (T_ok + T_w1)/2; % vztažná teplota vzduchu [K]
rho_vz = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_ok,'T',T_vz,'air'); %
    hustota vzduchu [kg/m^3]
lambda_vz = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('L','P',p_ok,'T',T_vz,'air'); %
    tepelná vodivost vzduchu [W/m.K]
cp_vz = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('C','P',p_ok,'T',T_vz,'air'); % měrná
    tepelná kapacita [J/kg.K]
eta_vz = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('V','P',p_ok,'T',T_vz,'air'); %
    dynamická viskozita vzduchu [Pa.s]
ny_vz = eta_vz / rho_vz; % kinematická viskozita [m^2/s]
Pr_vz = ny_vz * rho_vz * cp_vz / lambda_vz; % Prandtlovo číslo [-]
g = 9.81; % tíhové zrychlení [m/s^2]
gama_vz =
py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('ISOBARIC_EXPANSION_COEFFICIENT','P',p_ok,'T',
T_vz,'air'); % součinitel teplotní objemové roztažnosti [1/K]
delta_T = T_w1 - T_ok; % teplotní rozdíl stěny a okolního vzduchu [K]
Gr_vz = gama_vz * g * delta_T * L_char_vz^3 / ny_vz^2; % Grashofovo číslo
    [-]
Nu_vz = 0.421 * (Pr_vz^2 * Gr_vz)^0.25; % Nusseltovo číslo [-] - pro
    laminární proudění
Nu_vz_turb = 0.025 * (Pr_vz * Gr_vz)^(2/5); % Nusseltovo číslo [-] - pro
    turbulentní proudění
alfa_vz = Nu_vz_turb * lambda_vz / L_char_vz; % součinitel přestupu tepla
    na vnější stěně [W/m^2.K]
    Nu_vz_turb = (0.825 + 0.387*(Pr_vz*Gr_vz*(1+(0.492/Pr_vz)^(9/16)))^(-
16/9))^(1/6))^2;

% nucená konvekce na vnitřní stěně
L_char_sp = 4 * (a*b) / (2*a + 2*b); % charakteristický rozměr [m]
eta_N2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('V','P',p,'T',T_sp,'N2'); % dynamická
    viskozita N2 [Pa.s]
eta_CO2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('V','P',p,'T',T_sp,'CO2'); %
    dynamická viskozita CO2 [Pa.s]
eta_H2O = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('V','P',p,'T',T_sp,'H2O'); %
    dynamická viskozita H2O [Pa.s]
eta_O2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('V','P',p,'T',T_sp,'O2'); % dynamická
    viskozita O2 [Pa.s]
eta_sp = eta_N2*N2 + eta_CO2*CO2 + eta_H2O*H2O + eta_O2*O2; % dynamická
    viskozita spalin [Pa.s]
ny_sp = eta_sp / rho_sp; % kinematická viskozita spalin [m^2/s]

```

```

lambda_N2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('L','P',p,'T',T_sp,'N2'); %
    tepelná vodivost N2 [W/m.K]
lambda_CO2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('L','P',p,'T',T_sp,'CO2'); %
    tepelná vodivost CO2 [W/m.K]
lambda_H2O = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('L','P',p,'T',T_sp,'H2O'); %
    tepelná vodivost H2O [W/m.K]
lambda_O2 = py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('L','P',p,'T',T_sp,'O2'); %
    tepelná vodivost O2 [W/m.K]
lambda_sp = lambda_N2*N2 + lambda_CO2*CO2 + lambda_H2O*H2O + lambda_O2*O2;
    % tepelná vodivost spalin [W/m.K]
Pr_sp = ny_sp * rho_sp * cp_sp / lambda_sp; % Prandtlovo číslo spalin [-]
Re_sp = v_sp * L_char_sp / ny_sp; % Reynoldsovo číslo [-]
Pe_sp = Pr_sp * Re_sp; % Pecletovo číslo [-]
%Nu_sp = 0.023*Re_sp^0.8*Pr_sp^0.4;
Nu_sp = 7.0 + 0.025 * Pe_sp^0.8; % Nusseltovo číslo [-] - pro q = konst
%Nu_sp = 4.8 + 0.025 * Pe_sp^0.8;
Nu_sp3 = 0.057*(Re_sp*Pr_sp)^0.78;
alfa_sp = Nu_sp * lambda_sp / L_char_sp; % součinitel přestupu tepla na
    vnitřní straně [W/m^2.K]

% sálání na vnitřní stěnu
C_c = 5.775; % součinitel záření černého tělesa [W/m^2.K^4]
L_sp = 4 * (a*b*h) / (2*a*h + 2*b*h); % hloubka proniknutí záření [m]
p_L = p_CO2 * L_sp; % součin parciálního tlaku a charakteristického rozměru
    pro odečítání z grafu
epsilon_H2O = 0.043; % f(T_g, p.L) emisivita vodní páry - odečteno z grafu
    [-] T_g bereme 1200 K
epsilon_CO2 = 0.063; % f(T_g, p.L) emisivita CO2 - odečteno z grafu [-]
epsilon_delta = 0.002; % korekce emisivity - odečteno z grafu
epsilon_g = epsilon_H2O + epsilon_CO2 - epsilon_delta; % celková emisivita
    spalin [-]
epsilon_w = 0.9; % emisivita stěny [-]
C_gw = epsilon_g*epsilon_w*C_c/(epsilon_w + epsilon_g*(1-epsilon_w)); %
    součinitel vzájemného záření mezi plynem a stěnou
alfa_s = C_gw*10^(-8)*(T_sp^3 + T_sp^2*T_w2 + T_sp*T_w2^2 + T_w2^3); %
    součinitel přestupu tepla sáláním [W/m^2.K]
q_s = C_gw*((T_sp/100)^4 - (T_w2/100)^4); % měrný tepelný tok zářením
alfa_sps = alfa_sp + alfa_s; % součinitel přestupu tepla společným sáláním
    a zářením [W/m^2.K]

% Prostup tepla
k = 1/(1/alfa_sps+s_1/lambda_1+s_i/lambda_i+s_2/lambda_2+1/alfa_vz); %
    součinitel prostupu tepla [W/m^2.K]
q = k*(T_sp - T_ok); % měrný tepelný tok [W/m^2]

T_w1 = q / alfa_vz + T_ok; % nově spočítaná teplota venkovní stěny [K]
T_w2 = T_sp - q / alfa_sps; % nově spočítaná teplota vnitřní stěny [K]

end

Q1 = q * (2*a*h1 + 2*b*h1); % odvedené teplo v jedné části [W]
Q = m_sp * cp_sp * T_sp; % tepelný výkon proudu spalin [W]
Q_u = Q_i_r*1000*m_pal*(1-alfa_vrstvy); % celkové uvolněné teplo při sek.
    spal [W]
m_sp_p = rho_sp*v_sp_sek; % celkové množství vznikajících sek. spalin
    [kg/s]

% Uvolňované teplo při sekundárním spalování
f = 25; % pomocná proměnná, počet úseků, kde se bude uvolňovat teplo
if n <= f
    Q_1 = Q_u/f; % uvolněné teplo v jednom kroku [W]

```

```

    Q = Q+Q_1; % nový tepelný tok spalin [W]
end
% Směšování se sekundárním okysličovadlem
y = 25; % pomocná proměnná, počet úseků, kde bude probíhat směšování
if n <= y
    mp_vz = m_vz_p/y; % množství vzduchu přivedené v jednom kroku [kg/s]
    mp_sek = m_vz_sek/y; % množství nespáleného vzduchu přivedené v jednom
        kroku [kg/s]
    mp_sp = m_sp_p/y; % množství vznikajících spalin v jednom kroku[kg/s]
    m_sp = m_sp + mp_sp + mp_sek; % nový hmotnostní průtok spalin [kg/s]
    Q_vz = mp_vz * cp_vz_p * T_vz_p; % teplo přivedené sek. vzduchem [W]
    Q = Q + Q_vz; % nový tepelný výkon spalin [W]
    % nové složení spalin
    T_sp = (Q - Q1)/(m_sp * cp_sp); % nová teplota spalin [K]
    rho_vz_p =
py.CoolProp.CoolProp.PropsSI('D','P',p_vz_p,'T',273.15,'air'); % hustota
    přivedeného vzduchu [kg/m^3]
    V_vz_p; % objemový průtok celkem přiváděného vzduchu [Nm3/s]
    V_vz_sek1 = V_vz_sek/y; % objemový průtok nespáleného vzduchu [Nm3/s]
    V_sp_sek_vz1 = V_sp_sek_vz/y; % objemový průtok sekundárních spalin od
        vzduchu [Nm3/s]
    V_sp_sek_O21 = V_sp_sek_O2/y; % objemový průtok sekundárních spalin od
        kyslíku [Nm3/s]
    V_sp1 = V_sp + V_vz_sek1 + V_sp_sek_vz1 + V_sp_sek_O21; % celkový
        objemový průtok [Nm3/s]
    V_N2 = (V_sp+V_sp_sek_vz1) * N2 + V_vz_sek1 * N2_vz +
        V_sp_sek_O21*N2_O2; % objemový průtok N2 [m^3/s]
    V_CO2 = (V_sp+V_sp_sek_vz1) * CO2 + V_vz_sek1 * CO2_vz +
        V_sp_sek_O21*CO2_O2; % objemový průtok CO2 [m^3/s]
    V_H2O = (V_sp+V_sp_sek_vz1) * H2O + V_vz_sek1 * H2O_vz +
        V_sp_sek_O21*H2O_O2; % objemový průtok H2O [m^3/s]
    V_O2 = (V_sp+V_sp_sek_vz1) * O2 + V_vz_sek1 * O2_vz +
        V_sp_sek_O21*O2_O2; % objemový průtok O2 [m^3/s]
    N2 = V_N2 / V_sp1; % objemové množství N2 [-]
    CO2 = V_CO2 / V_sp1; % objemové množství CO2 [-]
    H2O = V_H2O / V_sp1; % objemové množství H2O [-]
    O2 = V_O2 / V_sp1; % objemové množství O2 [-]
    V_sp = V_sp1
else
    T_sp = (Q - Q1)/(m_sp * cp_sp); % nová teplota spalin [K]
end
% průměrná teplota ve freeboardu
z = 0; % pomocná proměnná pro výpočet průměrné teploty ve freeboardu
if n>y
    T_p1 = T_p1 + T_sp; % sčítání teplot pro průměrnou teplotu
end
T_sp1(n) = T_sp - 273.15; % teplota spalin pro graf [°C]
h_graf(n) = n*h1; % souřadnice ve freeboardu pro graf [m]
end
T_p = T_p1/(n-y)-273.15 % Průměrná teplota ve freeboardu

plot(T_sp1,h_graf, 'red')
hold on
title('Průběh teploty spalin ve freeboardu')
xlabel('T_s_p [°C]')
ylabel('h [m]')

```