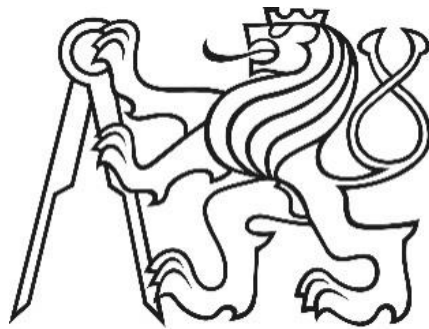


České vysoké učení technické v Praze

Fakulta strojní

Ústav energetiky 12115



# Technologie Oxy-Fuel spalování ve fluidních kotlích

Bakalářská práce

**Vedoucí práce:** Ing. Pavel Skopec

**Martin Havlík**

**v Praze, 2018**



# ZADÁNÍ BAKALÁŘSKÉ PRÁCE

## I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Havlik** Jméno: **Martin** Osobní číslo: **438293**  
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**  
Zadávající katedra/ústav: **Ústav energetiky**  
Studijní program: **Strojirenství**  
Studijní obor: **Energetika a procesní technika**

## II. ÚDAJE K BAKALÁŘSKÉ PRÁCI

Název bakalářské práce:

**Technologie oxyfuel spalování ve fluidních kotlích**

Název bakalářské práce anglicky:

**Oxyfuel combustion in fluidized bed boilers**

Pokyny pro vypracování:

Práce se zaměřuje na posouzení možnosti využití oxyfuel spalování v kotlích s bublinkující fluidní vrstvou.

- 1) Rešerše CCS technologií se zaměřením na oxyfuel.
- 2) Rešerše technologie fluidních kotlů.
- 3) Provedení objemové bilance spalin při spalování uhlí se vzduchem a s kyslíkem.
- 4) Provedení energetická bilance při spalování uhlí se vzduchem a s kyslíkem.
- 5) Hodnocení vlivu velikosti recirkulace spalin na udržení dostatečného průtoku fluidního média a její vliv na teplotu nechlazeného plamene.

Seznam doporučené literatury:

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) bakalářské práce:

**Ing. Pavel Skopec, ústav energetiky FS**

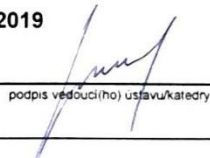
Jméno a pracoviště druhé(ho) vedoucí(ho) nebo konzultanta(ky) bakalářské práce:


Datum zadání bakalářské práce: **16.04.2018**

Termín odevzdání bakalářské práce: **04.06.2018**

Platnost zadání bakalářské práce: **31.12.2019**

  
Ing. Pavel Skopec  
podpis vedoucí(ho) práce

  
podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

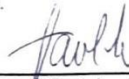
  
prof. Ing. Michael Valášek, DrSc.  
podpis děkana(ky)

## III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Student bere na vědomí, že je povinen vypracovat bakalářskou práci samostatně, bez cizí pomoci, s výjimkou poskytnutých konzultací. Seznam použité literatury, jiných pramenů a jmen konzultantů je třeba uvést v bakalářské práci.

**26.-04-2018**

Datum převzetí zadání

  
Podpis studenta

# Čestné prohlášení

Prohlašuji, že jsem předloženou práci vypracoval samostatně a že jsem uvedl veškeré informační zdroje v souladu s Metodickým pokynem o dodržování etických principů při přípravě vysokoškolských závěrečných prací.

V Praze dne 28. 5. 2018

.....

Martin Havlík

# Anotační list

<b>Jméno autora:</b>	Martin Havlík
<b>Název BP/DP:</b>	Technologie Oxy-Fuel spalování ve fluidních kotlích
<b>Anglický název:</b>	Oxy-Fuel technology in fluidized bed combustion
<b>Akademický rok:</b>	2017/2018
<b>Ústav/Odbor:</b>	Ústav energetiky/Energetika
<b>Vedoucí BP/DP:</b>	Ing. Pavel Skopec
<b>Konzultant:</b>	-
<b>Bibliografické údaje:</b>	Počet stran: 58 Počet obrázků: 9 Počet diagramů: 2 Počet tabulek: 17 Počet příloh: 0
<b>Klíčová slova:</b>	Fluidní spalování, Oxy-Fuel, CCS Technologie
<b>Keyword:</b>	Fluidized bed combustion, Oxy-Fuel, CCS technology

# Anotace

První polovina teoretické části práce obsahuje rešerši popisující technologii fluidního spalování a fluidní vrstvy. Dále výčet základních vzorců pro výpočty fluidních rychlostí, jednotlivé typy technologií společně s poukázáním na výhody a nevýhody užití fluidních kotlů. V druhé polovině teoretické části práce rozebírá problematiku a základní pojmy technologie CCS pro snižování emisí oxidu uhličitého, stejně tak typy jejího použití a aplikace ve spalovacích procesech společně s popisem technologie Oxy-Fuel.

Praktická část této práce se zaměřuje na posouzení rozdílnosti hodnot vzduchového spalování ve fluidním kotli s bublinkující fluidní vrstvou od technologie Oxy-Fuel spalování za pomoci kyslíku. V poslední řadě je práce zaměřena na hodnocení vlivu velikosti recirkulace spalin na udržení dostatečného průtoku fluidního média a její vliv na teplotu nechlazeného plamene.

## *Abstract*

*The first half of the theoretical part of the thesis contains a research describing fluidized bed combustion technology and a different types of fluidized bed. Furthermore, the this part of the thesis contains the basic formulas for the fluid velocity calculations, the different types of technologies, together with the advantages and disadvantages of the use of fluidized bed. In the second part of the theoretical part the thesis discusses the issues and basic concepts of CCS technology for the reduction of carbon dioxide emissions as well as the types of its use and application in combustion processes together with the description of Oxy-Fuel technology.*

*The practical part of this thesis focuses on the assessment of the differences of air combustion in the bubbling fluidized bed boiler with Oxy-Fuel combustion with oxygen.*

*Finally, the work focuses on the evaluation of the influence of the size of the flue gas recirculation on maintaining a sufficient flow of the fluid medium and its effect on the temperature of the not cooled flame.*

# Poděkování

Tímto sdělením bych rád poděkoval svému vedoucímu bakalářské práce panu Ing. Pavlu Skopcovi za vstřícný přístup, trpělivost, ochotu, zájem a čas, který mi věnoval společně s poskytnutím veškerých cenných rad a materiálů, které mi dopomohly k dokončení této práce.

# Obsah

číslo  
strany

Přehled značek a fyzikálních veličin .....	9
<b>1) Fluidní spalování .....</b>	<b>10</b>
1.1) Úvod .....	11
1.2) Fluidace a fluidní vrstva .....	12
1.2.1) Typy fluidních vrstev .....	14
1.2.2) Teplota fluidní vrstvy .....	18
1.2.3) Geldartovo rozdělení částic .....	19
1.2.4) Sféricita .....	21
1.3) Výpočty fluidních rychlostí a prahové rychlosti fluidace .....	22
1.3.1) Mezní rychlost fluidace .....	22
1.3.2) Prahová rychlost úletu .....	24
1.4) Fluidní kotle .....	25
1.4.1) Fluidní kotle se stacionární fluidní vrstvou .....	25
1.4.2) Fluidní kotle s cirkulující fluidní vrstvou .....	26
1.5) Výhody a nevýhody fluidních kotlů .....	27
<b>2) CCS technologie pro snižování emisí CO<sub>2</sub> .....</b>	<b>28</b>
2.1) Problematika emisí CO <sub>2</sub> .....	26
2.2) Popis CCS technologie pro snižování emisí CO <sub>2</sub> .....	29
2.2.1) Metoda Post-Combustion .....	30
2.2.2) Metoda Pre-Combustion .....	31
2.2.3) Metoda Oxyfuel-Combustion .....	32
2.3) Transport a ukládání CO <sub>2</sub> .....	34
<b>3) Výpočtová část .....</b>	<b>35</b>
3.1) Zadání .....	36
3.2) Přepočet paliva .....	36
3.3) Objemové složení fluidačních médií .....	37
3.4) Stechiometrické výpočty minimálního množství přívodu spalovacího vzduchu a vzniklých spalin .....	38
3.5) Recirkulace .....	40

<b>3.6) Teplota nechlazeného plamene</b> .....	42
3.6.1) Měrné entalpie jednotlivých složek spalin .....	42
3.6.1.1) Výpočty entalpií pro určení teploty nechlazeného plamene .....	44
3.6.2) Výpočet teploty nechlazeného plamene při spalování se vzduchem .....	45
3.6.3) Výpočet teploty nechlazeného plamene při spalování Oxy-Fuel .....	46
<b>3.7) Fluidační rychlost</b> .....	47
3.7.1) Potřebné výpočty složek ovlivňující fluidní rychlost .....	47
3.7.1.1) Určení hustoty přiváděného média .....	47
3.7.1.2) Určení dynamické viskozity přiváděného média ...	48
3.7.1.3) Dynamické viskozity jednotlivých složek plynu ...	49
3.7.1.4) Výpočet dynamické viskozity jednotlivých fluidačních médií .....	49
<b>3.8) Výpočet mezní rychlosti fluidace</b> .....	50
<b>3.9) Výsledné hodnoty recirkulačních koeficientů</b> .....	51
<b>Závěr</b> .....	52
<b>Seznam odkazů na literaturu a zdroje</b> .....	54
<b>Seznam zkratk</b> .....	56
<b>Seznam diagramů</b> .....	56
<b>Seznam obrázků</b> .....	57
<b>Seznam tabulek</b> .....	57



# Přehled značení a fyzikálních veličin

		jednotky
$\phi_s$	- Sféricita	[-]
$\mu$	- Dynamická viskozita	[Pa·s]
<b>Ar</b>	- Archimédovo číslo	[-]
<b>d<sub>eff</sub>, d<sub>p</sub></b>	- Průměr částice	[mm]
<b>d<sub>sfn</sub></b>	- Ekvivalentní sférický průměr částice	[mm]
<b>g</b>	- Tíhové zrychlení	[m/s <sup>2</sup> ]
<b>h</b>	- Šířka	[mm]
<b>I</b>	- Entalpie	[kJ/kg]
<b>K</b>	- Koeficient mezerovitosti a sféricity pro výpočet $u_{mf}$	[-]
<b>K<sub>T</sub></b>	- Kritická teplota	[K]
<b>Q</b>	- Teplo	[kJ/kg]
<b>Q<sub>i</sub></b>	- Výhřevnost	[J/kg]
<b>Q<sub>s</sub></b>	- Spalné teplo	[J/kg]
<b>r</b>	- recirkulace	[-]
<b>Re</b>	- Reynoldsovo číslo	[-]
<b>t, T</b>	- teplota	[°C, K]
<b>u<sub>p</sub></b>	- Rychlost skluzu mezi plynem a pevnou látkou	[m/s]
<b>u<sub>t</sub></b>	- Prahová rychlost fluidace	[m/s]
<b>V</b>	- Objem	[m <sup>3</sup> ]
<b>V<sub>b</sub></b>	- Celkový objem	[m <sup>3</sup> ]
<b>V<sub>f</sub></b>	- Volný objem	[m <sup>3</sup> ]
<b>V<sub>p</sub></b>	- Objem všech částic	[m <sup>3</sup> ]
<b>X<sup>d</sup></b>	- Označení vysušeného stavu pro daný index	[-]
<b>X<sup>daf</sup></b>	- Označení hořlaviny pro daný index	[-]
<b>X<sub>FG</sub></b>	- Označení odvedených spalin pro daný index	[-]
<b>X<sub>FGR</sub></b>	- Označení recirkulovaných spalin pro daný index	[-]
<b>X<sub>mf</sub></b>	- Vztaženo na mezní rychlost fluidace (minimal fluidization)	[-]
<b>X<sub>min</sub></b>	- Označení minimálního množství pro daný index	[-]
<b>X<sup>N</sup></b>	- Označení vztažení na normální podmínky T a p pro daný index	[-]
<b>X<sup>oxy</sup></b>	- Označení hodnoty či výpočtu vtaženého na Oxy-Fuel	[-]
<b>X<sup>r</sup></b>	- Označení syrového stavu pro daný index	[-]
<b>X<sup>reál</sup></b>	- Označení skutečného množství pro daný index vztažené na $\alpha$	[-]
<b>X<sub>S</sub></b>	- Označení spalin pro daný index	[-]
<b>X<sub>SS</sub></b>	- Označení suchých spalin pro daný index	[-]
<b>X<sub>SV</sub></b>	- Označení vlhkých spalin pro daný index	[-]
<b>X<sub>TFG</sub></b>	- Označení celkových spalin pro daný index	[-]
<b>X<sub>u</sub></b>	- Označení celku pro daný index	[-]
<b>X<sub>v</sub></b>	- Označení vzduchu pro daný index	[-]
<b>X<sub>vs</sub></b>	- Označení suchého vzduchu pro daný index	[-]
<b>X<sub>vv</sub></b>	- Označení vlhkého vzduchu pro daný index	[-]
<b><math>\alpha</math></b>	- Označení přebytku vzduchu	[-]
<b><math>\varepsilon</math></b>	- Mezerovitost	[-]
<b><math>\rho_g</math></b>	- Hustota fluidační směsi	[kg/m <sup>3</sup> ]
<b><math>\rho_s</math></b>	- Hustota částic	[kg/m <sup>3</sup> ]

# 1 Fluidní spalování

## 1.1 Úvod

Spalování uhlí, biomasy, odpadů a dalších materiálů je jedna z možných forem procesu výroby tepla či elektrické energie. Společně s tím přichází řada možností, jakým způsobem ke spalování těchto typů paliv přistupovat. Jedna z možných variant jsou kotle s tzv. fluidní vrstvou. Tento typ kotlů pracuje na principu vnosu uhlí za pomoci fluidačního média, tedy odlišné technologie oproti kotlům roštovým, či práškovým. Uhlí, a další typy paliv, není oproti kotli roštovému podáváno po větších částech. Je drceno na malé částice, které se v proudu vzduchu pohybují směrem vzhůru, mísí se, nebo cirkulují, a co neefektivněji je využíván jejich energetický potenciál. [1], [7]

Jako takové lze počátky fluidní technologie počítat do 20. let minulého století (Winklerův plynový generátor), ovšem pravá doba výzkumu skutečné fluidní vrstvy přišla až zhruba v 50. letech. S prvotní reálnou podobou metodiky rychlé fluidní vrstvy přišli v roce 1938 zakladatelé chemického inženýrství Lewis a Gilliland tehdy působící v MIT. [1][2][11]

*„Ve snaze překonat nedostatek benzínu během II. světové války, byla v r. 1942 úspěšně spuštěna firmou Standard Oil (nyní Exxon) první průmyslová jednotka na katalytické krakování výševroucích ropných frakcí v rychlé (řídce) fluidní vrstvě.“<sup>1</sup>* S následnou ojedinělou aplikací technologie přišli v 50. a 60. letech firmy Lurgi a BASF, které z důvodu potřeby syntézy fluoridu hlinitého a kalcinace hydroxidu hlinitého vyvinuly zařízení s technologií tzv. cirkulující fluidní vrstvy. Vedle těchto mnoha různých podob katalytických procesů začala cirkulující fluidní vrstva od 70. let být využívána i k formě spalování uhlí. Taktéž v této době začala sloužit k tlakovému zplyňování, či procesům separující oxidy síry a dusíku z plynné fáze. [11]

Dnes již kotle s technologií fluidní vrstvy můžeme řadit do obvyklých zařízení používaných ke spalování uhlí. Tato technologie se ovšem stejně jako zmíněné kotle práškové, či roštové především u spalování uhlí potýká s problematikou vypouštění velkého množství CO<sub>2</sub> do ovzduší, což úzce souvisí s využívaným palivem. Spalování hnědého uhlí společně s jadernou energetikou je jednou z forem počátku výroby

---

<sup>1</sup> [11] HARTMAN, M. SVFOBODA, K. TRNKA, O. BERAN, Z. *Reaktory s cirkulující fluidní vrstvou*. Chemické listy 93 - Referáty. Praha: Ústav chemických procesů, Akademie věd České republiky. 1999. str. 789

elektrické energie, která je např. v České republice jedna nejvyužívanějších. Z těchto důvodů snahy o šetrnost vůči životnímu prostředí jsou i na fluidní kotle aplikovány technologie, které zlepšují zabraňování nadměrného vypouštění škodlivých emisních prvků do ovzduší. Jedna z technologií, která se snaží řešit problematiku vysokého vypouštění emisí CO<sub>2</sub> je tzv. technologie CCS. *Carbon Capture and Storage*, neboli technologie k zachycování a ukládání oxidu uhličitého se skládá ze tří typů možné aplikace na spalovacích zařízeních. Metoda Post-Combustion, nebo-li metoda záchytu po spalování, metoda Pre-Combustion, nebo-li metoda záchytu před spalováním, a metody Oxy-Fuel Combustion, což je metoda využívající ke spalování směs přívodu vzduchu s vysokou koncentrací O<sub>2</sub>. Tyto metody slouží k separaci a záchytu oxidu uhličitého po spálení paliva, nebo už před započítáním spalovacího procesu. Ač každá z metod obsahuje výhody i nevýhody, technologie Oxy-Fuel, která je jednou z nich, je silně diskutovaným tématem v rámci možnosti použití na fluidních kotlích a problematiky s nimi spojené. Proto se práce následně zaměřuje na posouzení aplikace metody Oxy-Fuel oproti klasickému spalování vzduchem za určení vhodných koeficientů recirkulace spalin pro srovnatelné hodnoty se spalování vzduchem. [14]

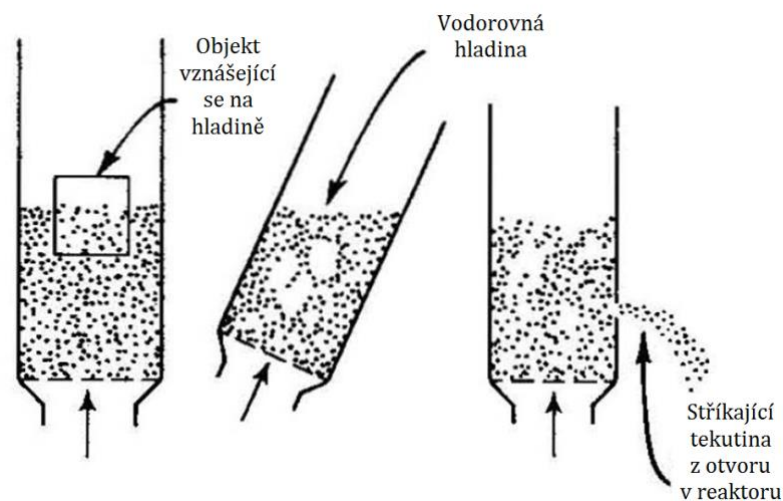
## 1.2 Fluidace a fluidní vrstva

Fluidace není pouze pojmem týkající se spalování uhlí a dalších forem užití paliv ve fluidních kotlích, ze kterých získáváme potřebný energetický potenciál převáděný na teplo. Tento proces může být v řadě odlišných reaktorů využíván k sušení, granulaci, chlazení, nebo dokonce k nástřiku nátěrových hmot. Tedy ve zcela odlišných procesech, využívajících koncepci stejné technologie. Všechny tyto činnosti se při použití co do technologie potkávají zvláště z důvodů mísení množství malých částí ve vznosu fluidační tekutiny. Materiál je do reaktoru vsazen ve formě nadrcených částic, či sypkého a předem upraveného materiálu na tzv. fluidní rošt. Přes ten je do tzv. fluidační komory následně díky spodnímu přívodu média, které tvoří u spalování nejčastěji vzduch, u jiných technologií třeba i vodní pára, uveden do vznosu, kdy se jednotlivé částice těchto materiálů mezi sebou mísí, promíchávají, pohledově vřou a rozprostírají se po celém objemu reaktoru. Rychlost tohoto mísení částic je poté taktéž jedním z hlavních činitelů udávající změnu teploty vrstvy. Toto vznášení média následně vytváří fluidní vrstvu, kde již dochází k potřebným procesům, vyžadovaných od daného typu reaktoru. Při spalování paliva samozřejmě celá vrstva hoří, a po zažehnutí samovolně v materiálu probíhají termické procesy, které jsou například právě u sušení řešeny teplostěnnými plochami, nebo jinými druhy výměníků. Jedná se především o použití u materiálů, které jsou citlivé na skokovou změnu teploty, čímž by se mohly znehodnotit. Tyto otopné plochy zajišťují přívod tepla a především dobře a rychle regulovatelnou výšku teploty, která je u jiných technologií v potřebné rychlosti změny pouze těžko dosažitelná. Další velkou výhodou fluidace je především míra mísení materiálů, při sušení potom rovnoměrný ohřev a vyvarování se nežádoucího přehřátí materiálu. [1] [12]

Pojem fluidní vrstva označuje formu média, které se za vznosu vzduchu již pohybuje a mísí ve fluidním reaktoru. Přesný moment, kdy se tento jev začne uplatňovat nazýváme první mezní stav existence fluidní vrstvy, a to ve chvíli, kdy se za pomoci přiváděného média začnou jednotlivé částice vznášet vzhůru, ovšem oproti úletu se pouze vyrovná aerodynamická rovnováha mezi tlakem přiváděného plynu a tíhou daných částic. Tím vytvářejí nehomogenní fluidní vrstvu, kde se koncentrace částic mění s časem v každém místě vrstvy. Pokud ovšem fluidní vrstvu tvoří hustý souvislý zřetelný celek, její hlavní

vlastností je nápadná podoba vlastnostem kapaliny, či vroucí tekutiny, ač se jedná o vrstvu tvořenou pevnými částicemi nadnášených fluidační tekutinou. [1] [12]

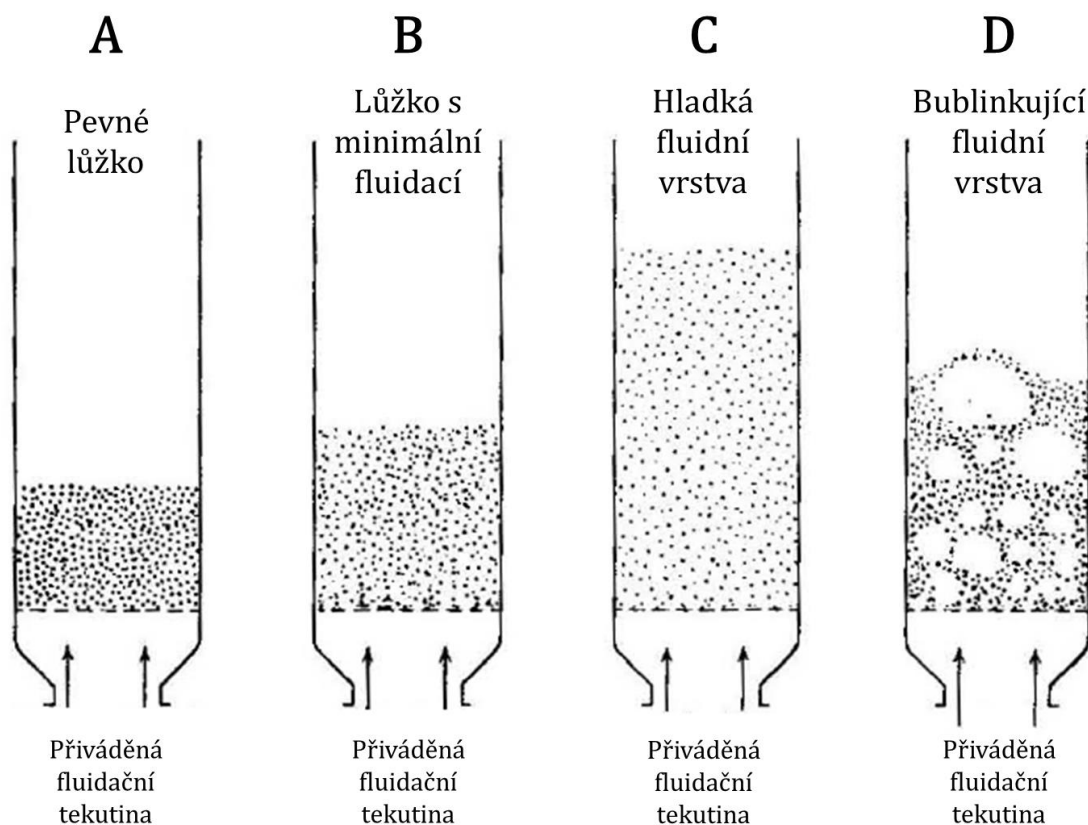
Toto likvidní chování lze pozorovat především na dvou příkladech mechanických dějů probíhajících ve vrstvě, které jsou typické téměř pouze pro kapaliny. Pokud bychom do fluidační vrstvy daného materiálu vhodili typ objemnějšího předmětu, nepadne hned k zemi, ani se nezastaví o vrchní část fluidní vrstvy, na kterou by bez fluidace dopadl. Naopak se bude po fluidní vrstvě pohybovat, jako by plaval po vroucí míšící se kapalině. Stejně tak pokud by bylo možné fluidační komoru uchytit a celý reaktor naklonit, fluidní vrstva by se stále srovnávala s vodorovnou hladinou, stejně, jak je tomu u kapalin. V případě propojení dvou reaktorů s dvěma loži se taktéž hladiny vyrovnají a při naklonění budou tvořit na sebe se vřazující hladinu. Při utvoření otvoru do reaktoru začne médium tvořené pevnými částicemi z fluidační komory tryskat a „vytékat“. Také rozdílnosti tlaků v různých místech jsou v reaktoru téměř stejné. Popsané chování podobné kapalině je názorně ukázáno na obrázku č. 1, a díky tomu existuje mnoho možností samotné koncepce, ale i různých návrhů stykových schémat mezi jednotlivými reaktory a jejich aparáty. [1][12]



Obrázek 1: Vlastnosti fluidní vrstvy podobné kapalinám [1]

## 1.2.1 Typy fluidních vrstev

Jak bylo již předestřeno v předešlé kapitole, celkový pojem a především průběh funkce fluidní vrstvy se dá rozdělit do několika podob, buďto dle průběhu času, množství přiváděného vzduchu, velikosti reaktoru a dalších indicií. Tento koncept reprezentující obrázky č. 2 a 3, obsahuje celkem 8 základních možností, jak v dané chvíli může fluidní vrstva vypadat. Přičemž mnohé z těchto typů jsou pouze demonstrací možného chování média a vznosu částic, nikoli výčet všech druhů použitelných variant fluidace. Určité části fluidačního chování nelze jakkoli využít pro spalování uhelnatých paliv, odpadů, či biomasy, protože by nebyla dosažena minimální požadovaná účinnost, a především by špatné využití a zacházení s vrstvou mohlo vyvolávat i detonace, které ohrožují konstrukci celého zařízení. [1]



Obrázek 2: Rozdělení fluidních vrstev (Část A - D)[1]

### **A) Pevné lože**

Téměř bez vznosu vsázkou tvořené lože jemných částic, skrze které je přiváděna tekutina za velmi malého průtoku, kdy pouze proniká mezi prostory stacionárních částic. Jedná se tudíž o tzv. *pevné lože*, kde se vrstva za působení plynu nepohybuje. S následným nárůstem průtoku vzduchu, či jiné fluidační tekutiny se stav pevného lože začíná měnit. [1]

### **B) Lože s minimální fluidací**

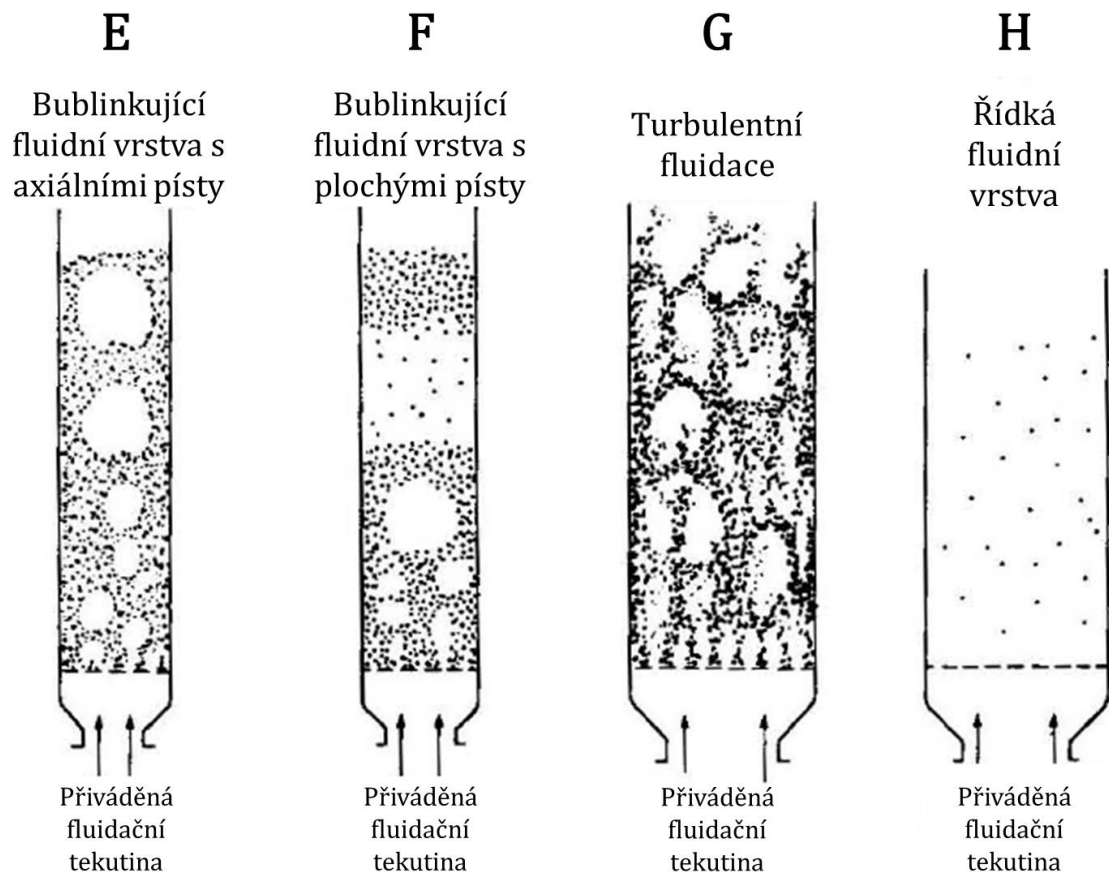
Při následném zvýšení rychlosti průtoku tekutiny začínají být jednotlivé částice hromadně nadnášeny vzhůru. V tomto okamžiku se třecí síla mezi tekutinou a částicí vyrovnává hmotnosti částic, vertikální tlakové síly mezi sousedními částicemi začínají mizet. Tento mechanický proces lze taktéž pozorovat na poklesu tlaku v libovolných místech lože, který se začne vyrovnávat hmotnosti kapaliny a jednotlivých částic tohoto úseku. V této fázi se tudíž dá již mluvit o počátku fluidace. [1]

### **C) Hladká fluidní vrstva**

V základním použití fluidace, kterou tvoří částice pevných látek a kapalina, se při následném zvýšení průtoku kapaliny nad minimální fluidační průtok média systém dostane do fáze tzv. hladké, nebo-li progresivní fluidní vrstvy. Pohybuje se tedy ve stavu vhodně fluidizující vrstvy, kterou taktéž lze nazvat homogenní. Tento stav je pro použití naprosto ideální, nutno ovšem podotknout, že je z hlediska udržitelnosti velmi obtížný. Především z důvodů rozdílnosti velikosti částic a nepřesným průtokem média skrz vrstvu. Obecně tudíž platí, že systémy s pevnými látkami nadnášené plynem se chovají jinak. Nutno uvést, že u typu A, B a C jsou zcela zřetelné hladiny fluidních vrstev.[1]

### **D) Bublínající fluidní vrstva**

Již reálně udržitelnou podobu vykazující vhodné výsledky spalování částic a správnou funkci fluidní vrstvy představuje tzv. *bublínající fluidní vrstva*. U vstupu plynu do fluidní vrstvy se začnou vytvářet plynné bubliny, které s průtokem média vzhůru zvětšují svůj objem. Tyto bubliny vznikají nerovnoměrně po celém průřezu reaktoru a jsou jedním z činitelů vhodného promíchávání a mísení částic. Tuto vrstvu lze taktéž nazvat heterogenní, či agregativní. Zřetelnost hladiny fluidní vrstvy se vytrácí. [1]



Obrázek 3: Rozdělení fluidních vrstev (Část E - H)[1]

### E) Bublinkující fluidní vrstva s axiálními písty

Dalším případem, který může nastat převážně u reaktorů s velkou výškou oproti malému průměru jsou dva odlišné druhy tzv. pístující fluidní vrstvy axiální, a pístující fluidní vrstvy s plochými písty. V prvním případě se dá hovořit téměř o klasické bublinkující fluidní vrstvě, ovšem se snížením její účinnosti z důvodu vytváření velkých shluků částic, kolem kterých po stěnách reaktoru prchá velké množství fluidačního média. Tento typ velkých shluků částic pohybujících se nahoru a dolů v reaktoru pozorujeme převážně u částic malých průměrů [1]

### F) Bublinkující fluidní vrstva s plochými písty

Druhý typ pístující fluidní vrstvy se vyskytuje u rozměrově stejných reaktorů, ovšem za přítomnosti hrubšího zrna a částic větších rozměrů. Tvořící se bubliny mohou velké shluky částic rozprostřených i po celém průměru reaktoru nadnášet celým prostorem



vzhůru, kde ve vrchní části postupně píst ztratí svou kontinuitu a následně materiál padá opět do spodních částí fluidační komory. Jelikož se celý proces nadnášení dokola opakuje, materiál v kotli začne fungovat jako píst ve válci pohybující se směrem nahoru a dolů. V praxi je tento nežádoucí jev nebezpečný, kvůli tvoření silných vibrací, které mohou poškodit konstrukci zařízení [1]

## **G) Turbulentní fluidace**

Zvláštní pozornost bývá věnována posledním dvěma druhům fluidních vrstev, při kterých paradoxně horní hranici fluidní vrstvy již nelze sledovat. U typu turbulentní fluidace je na mezi vhodná fluidační rychlost, kdy některé částice nabírají již úletovou rychlost a prchají směrem vzhůru, u dalších částic větších rozměrů ještě není dosaženo této meze. V tomto případě neznatelné vrstvy se v celém reaktoru tvoří rozprskané nekonzistentní bubliny média různých rozměrů, stejně tak se v celém objemu kotle mísí palivo, což zapříčiňuje nekontrolovatelnou výšku fluidní vrstvy. V tomto případě lze taktéž mluvit o vzduchových kanálcích, kterými konstantně médium uniká mezi materiálem a nepodílí se tak na fluidaci vrstvy. [1]

## **H) Řídká fluidní vrstva**

Opětovným zvýšením průtoku fluidačního média a překročením meze fluidní rychlosti u koltů se stacionární fluidní vrstvou se již dostáváme do pneumatické fáze, kde může celý materiál překročit míru fluidace. Částice jsou tudíž nevyužity a s tokem média odlétají směrem vzhůru. To zapříčiňuje řídkou fluidní vrstvu, kterou lze využít u některých forem šetrného sušení, pro využití spalování pevných paliv ovšem nevhodnou. Z logiky věci by tento stav také samozřejmě mohl nastat malým objemem vsázky paliva. [1]

Aerodynamické vlastnosti rovnoměrné fluidní vrstvy se zkoumají na vrstvě tuhých těles stejného tvaru, rozměru a hustoty. Nejjednodušším případem je vrstva kuliček o stejném průměru a ze stejného materiálu, ležící na vodorovném roštu. Tyto pokusy nám udávají rozdělení na vrstvu nehybnou, vrstvu na prahu fluidace, hustou vrstvu, řídkou vrstvu. Tato a mnohá jiná rozdělení jsou ovšem pouze založena na několika kritériích oddělující od sebe již funkčnostní, průběhové, nebo konstrukční aspekty, do kterých plné a hlavní rozdělení fluidních lože nelze počítat. [1], [3], [4]

Tato jednotlivá rozčlenění udávají různé chování fluidní vrstvy za různých průtoků média a dalších ovlivňujících činitelů. Z pohledu celkových koncepcí fluidních zařízení se ovšem lze bavit převážně o dvou druzích využívaných a konstruovaných fluidních reaktorů, které pracují na různých koncepcích mísení paliva, průběhem fluidačního média, záchytem spalin a především opětovného využití nevyužitého materiálu. [1], [3], [4]

### 1.2.2 Teplota fluidní vrstvy

Ideální teplotou pro vhodně probíhající reakci co nejúčinnějšího spalování částic v mnoha směrech je úzký rámec teplot, pohybujících se mezi 800°C a 950°C [2]. Tento teplotní interval je dán především možností využití tzv. suché metody odsíření za pomoci drceného vápence. Toto aditivum má za úkol se při spalovacím procesu z formy  $\text{CaCO}_3$  chemickou reakcí aktivizovanou díky vysoké teplotě přeskupit na  $\text{CaO}$  a  $\text{CO}_2$ .  $\text{CaCO}_3$  je mletý vápenec, jako odsiřovadlo lze ovšem taktéž použít například pálené vápno  $\text{CaO}$ , či dolomit  $\text{CaCO}_3 + \text{MgCO}_3$ . Po reakci se na povrch částice  $\text{CaO}$  adsorbují zmiňovaný  $\text{SO}_2$ . Při teplotách nad 950°C se fluidní vrstva již může začít tzv. zapékat, což znamená, že v důsledku měknutí popelovin vysokou teplotou se využívaný materiál začne natavovat a vytvářet velké spékající se kusy, které jako nadnášené částice nemohou fungovat. Což je samozřejmě nejen silně nežádoucí stav, který jednak zabraňuje správné funkci, ovšem může poškodit celé zařízení. Kolem teploty 900°C se pohybujeme ve fázi, kde dochází k ideálnímu vyhoření  $\text{CO}$ , ovšem zhoršení emise  $\text{NO}_x$  a  $\text{SO}_2$ . Problém s emisemi  $\text{NO}_x$  sahá k základnímu mechanickému rozdělení na palivové, termické, a promptní  $\text{NO}_x$ , přičemž problém u teploty fluidní technologie činní hlavně  $\text{NO}_x$  palivové. Hlavními faktory celkově ovlivňující tvorbu  $\text{NO}_x$  v této technologii jsou vliv spalovací teploty, doba setrvání částic ve spalovacím procesu, poměr vzduchu a paliva, složení paliva a v menší míře i vlivy tvořené konstrukcí zařízení. [2], [8], [9]

### 1.2.3 Geldartova klasifikace částic

Koncepce fluidního kotle udává nutnost využití paliva ve formě nadrceného uhlí, jako jednoho z možných druhů materiálu, na menší částice, které již následně pracují dle popsané technologie. Fluidní vrstva v případě fluidních kotlů je ovšem tvořena celou směsí různých velikostí částic. Naprostou většinu (95% a více) tvoří inertní materiál fluidní vrstvy. Ten je tvořen buď samotným popelem spalovaného paliva, nebo v případě nízkopopelnatých paliv jako např. dřevní biomasy je tvořen cizím inertním materiálem – pískem či keramzitem. Proto je nutné nějakým způsobem identifikovat typy částic z hlediska jejich fluidačních vlastností jako velikosti, hustoty, vlastností a dalších parametrů, které následně ovlivňují průběh fluidace a spalování. Nejčastěji používané rozdělení fluidačních vlastností částic je dle Geldarta, který uvedl čtyři následující skupiny. [1]

#### Skupina C

Do uvedené první skupiny patří částice ve formě velmi jemných prášků se silnou soudržností. Připodobnit by se dali ke struktuře škrobu, či mouky. Pro správné fungování fluidace jsou velmi nevhodné. Mezičásticové síly probíhající mezi jednotlivými částicemi jsou totiž obvykle větší, než ty, kterými na ně působí medium. To zapříčiňuje shlukování do větších hroud, a také špatné proudění plynu mezi povrchy částic. V důsledku možného ucpávání jsou částice velikosti skupiny C často používány za pomoci příměsí zrn velikosti skupiny B. Ty zapříčiňují, že i malé části skupiny C mohou ve fluidním loži vydržet krátkou, ovšem dostačující dobu pro jejich fyzikální, či chemické využití. [1]

#### Skupina A

Materiál tvořen částicemi malé a střední velikosti s hustotou obvykle nižší než 1,4 g/cm<sup>3</sup>. Materiály v této formě jsou snadno provzdušnitelné a fluidující i při nízkých rychlostech přiváděného plynu. Při vyšších rychlostech se vytváří dobře kontrolovatelná bublinkující fluidní vrstva s malými bublinami plynu, které se rychleji pohybují celou vrstvou vzhůru, než danou emulzí prostupuje zbytek vzduchu. S průběhem jejich prostupu vrstvou se bubliny zvětšují, ovšem do maximálních velikostí pod 10 cm. [1]

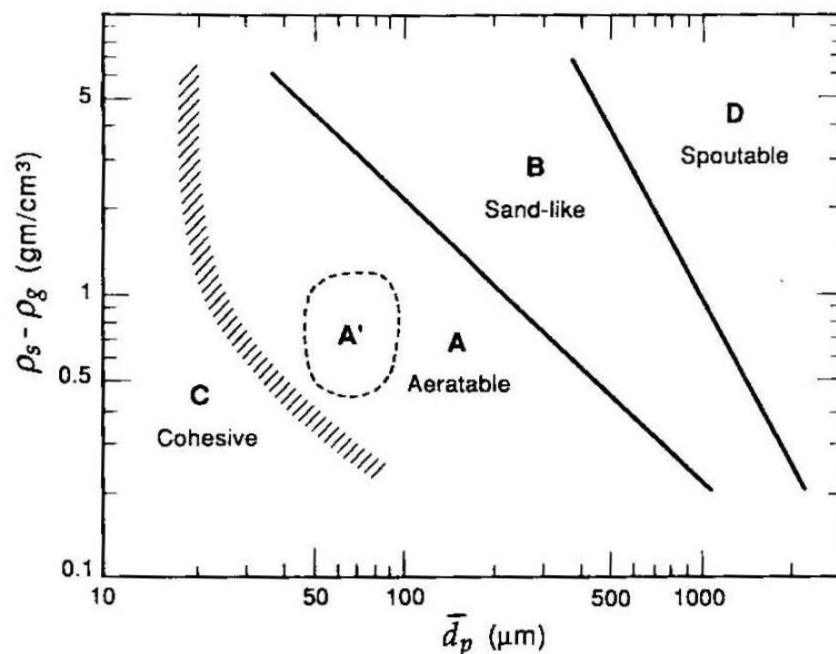
## Skupina B

Tato skupina je tvořena již částicemi velmi vhodnými pro fluidaci. Jejich velikosti se pohybují od 40 do 500  $\mu\text{m}$ , hustota potom od 1,4 do 40  $\text{g}/\text{cm}^3$ . Jsou to tedy látky dobře fluidizující, s vhodným probubláváním a následným, poměrně lineárním růstem bublin při jejich průniku fluidní vrstvou. Silně bublající vrstva zapřičiňuje dobré promíchání pevných látek v rámci celé vrstvy, a velikost je v případě této skupiny relativně nezávislá na dané velikosti částic. [1]

## Skupina D

Poslední skupinou jsou již velké a husté částice, které tvoří problémy z opačného hlediska, především u hlubokých fluidních vrstev. Tvoří velké bubliny splnutím z několika menších, nebo vytvářejí kanálky, kde dochází ke stejnosměrnému proudění plynu, což snižuje celou fluidaci. Částice by se daly připodobnit k pražení kávových zrn, nebo zplyňování uhlí. Jejich využití tudíž většinou probíhá v mělkých ložích. [1]

Geldartovo rozdělení lze taktéž popsat následujícím obrázkem č. 4, kde vidíme jednotlivé rozmezí, které zastupují částice typů A až D v závislostech na hustotě a průměru částic s časem pro vzduch za standardních podmínek. [1]



Obrázek 4: Geldartovo rozdělení částic [1]

### 1.2.4 Sféricita

Geldartovo rozdělení částic udává jistou koncepci výběru vhodných velikostí částic pro zvolenou fluidní technologii. Pojem sféricita u fluidních kotlů udává koeficient rozdílnosti tvaru částice od částice sférické mající stejný objem. Pokud bychom definovali tento poměr ve vzorci, lze jej vyjádřit takto.: [1]

$$\phi_s = \left( \frac{\text{plocha koule}}{\text{plocha částic stejného objemu}} \right) \quad (1)$$

Míru sféricity pro dané typy částic, nebo specifických materiálů určených ke spalování lze pozorovat v tabulce č. 1. Jejich hodnota se může pohybovat od 0 do 1. Z logiky zlomku vychází, že v čím větší míře se koeficient sféricity přibližuje hodnotě 1, tím více se tvar dané částice přibližuje tvarové hodnotě sférické částice. Tabulka č. 1 tedy uvádí jednotlivé vypočtené koeficienty sféricity pro různé pevné látky oproti kulovým částicím o průměru  $d_{eff}$ , tvořící fluidní lože stejných rozměrů, plochou a uvažovanou mírou mezerovitosti. Toto znázornění by mělo zajistit téměř stejný třecí odpor proti průtoku v těchto dvou ložích. Následně danou geometrii můžeme prokázat následujícím vztahem č. 2.: [1]

$$d_{eff} = \phi_s \cdot d_{sfh} \quad (2)$$

### Hodnoty sféricity obvyklých tvarů a materiálů:

Typ částice	Sféricita $\phi_s$
<b>Koule</b>	<i>1</i>
<b>Krychle</b>	<i>0,81</i>
<b>Kvádr</b>	
<i>h = d</i>	<i>0,87</i>
<i>h = 5d</i>	<i>0,7</i>
<i>h = 10d</i>	<i>0,58</i>
<b>Válec</b>	
<i>h = d/3</i>	<i>0,76</i>
<i>h = d/6</i>	<i>0,6</i>
<i>h = d/10</i>	<i>0,47</i>
<b>Aktivní uhlí a silikové gely</b>	<i>0,7 - 0,9</i>
<b>Nepravidelné pevné látky</b>	<i>0,63</i>
<b>Uhlí</b>	
antracitové	<i>0,63</i>
asfaltové	<i>0,63</i>
přírodní	<i>0,65</i>
práškové	<i>0,73</i>
<b>Sklo, střepiny, rozdrčené úlomky</b>	<i>0,65</i>
<b>Magnetity</b>	<i>0,58</i>
<b>Slídové vločky</b>	<i>0,28</i>
<b>Písek</b>	
kulový	<i>0,86</i>
ostrý	<i>0,66</i>
částice z plážových usedlých písků	<i>0,86</i>
částice z písčitých řek	<i>0,53</i>
<b>Wolframové prachy</b>	<i>0,89</i>

Tabulka č. 1: Koeficienty sféricity pro dané typy materiálů [1]

## 1.3 Výpočty fluidních rychlostí a prahové rychlosti fluidace

Dalším nezbytným parametrem je určení fluidační rychlosti neboli rychlosti média proudícího mezi částicemi k jejich nadnášení. [1]

### 1.3.1 Mezní rychlost fluidace

Pro vyčíslení tzv. mezní rychlosti fluidace, která určuje nutnou velikost rychlosti přiváděného fluidního média pro započetí efektu fluidace, je sestaveno mnoho výpočtů,

kteře ovšem mohou výsledky odlišovat v poměrně velkém rozmezí. Dle Teyslera [2] lze tuto rychlost fluidace počítat tímto způsobem. [2]

$$u_{mf} = \frac{[7Re_{mf} + 600(1 - \varepsilon)]}{3\varepsilon_{mf}^3 Re_{mf}} \quad (3)$$

Kde parametrem  $\varepsilon$  nazýváme *mezerovitost*. Tento parametr je definován jako podíl volného objemu ve fluidní vrstvě  $V_f$  v porovnání vůči objemu celkovému  $V_b$ . Parametrem  $V_p$  je potom myšlen objem celé vrstvy. [2]

$$\varepsilon = \frac{V_f}{V_b} = \frac{(V_b - V_p)}{V_b} \quad (4)$$

Index  $mf$  značí veličiny, které jsou vztahované k prahu fluidace (*minimal fluidization*). Pokud bychom vzali v úvahu možnou úpravu vzorců dle Reynoldsova kritéria, pak dostaneme následující vztah.

$$Ar = \frac{3}{4} u_p Re^2 \quad (5)$$

[2]

Dle zdroje č. [1] ovšem rovnice výpočtu fluidní rychlosti může vypadat takto. Kde je zohledněno více faktorů určující nutnou velikost rychlosti fluidačního média.

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \left( \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left( \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (6)$$

[1]

Pokud bychom se snažili utvářet výpočtové hodnoty pro fluidaci částic malých rozměrů ( $Re_{p,mf} < 20$ ), základní vzorec pro výpočet mezní rychlosti fluidace by vypadal následovně.

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 \mu} \cdot \frac{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad (7)$$

[1]

Pokud by se jednalo o částice spadající do skupin větších rozměrů ( $Re_{p,mf} > 1000$ ), vzorec by vypadal takto

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p(\rho_s - \rho_g)g}{1,75\rho_g} \cdot \varepsilon_{mf}^3 \phi_s \quad (8)$$

[1]

I tyto utvořené vzorce mohou být zjednodušeny pro případy, kdy by nebyli známy koeficienty mezerovitosti a sféricity, které silně ovlivňují celý výsledek výpočtu mezní rychlosti fluidace. Tyto koeficienty se označují písmenem  $K$ .

$$K_1 Re_{p,mf}^2 + K_2 Re_{p,mf} = Ar \quad (9)$$

[1]

Přičemž

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{p,mf}^3 \phi_s} \text{ a } K_2 = \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{p,mf}^3 \phi_s} \quad (10)(11)$$

[1]

Tyto koeficienty byly mnohokrát určovány různými metodami. Přepočtení koeficientu dle různých autorů k poměru  $1/K_1$  se obvykle pohybuje v rozmezí 0,04 až 0,07. Přepočtení koeficientu k poměru  $K_2/2K_1$  je mezi 28 až 34. Jejich výhodou je, že dle výzkumů zůstávají konstantní od hodnot  $Re = 0,001$  až po 4000. Nevýhodou je jejich možná nepřesnost, pohybující se obvykle  $\pm 34\%$ . [1]

### 1.3.2 Prahová rychlost úletu

Hranice rychlosti, při které musí fluidační médium proudit danou vrstvou, aby započal vznos částic, byla již diskutována. Další charakteristickou rychlostí je úletová rychlost, nebo také tzv. práh úletu. Tato hodnota udává rychlost proudění média v bublinkující fluidní vrstvě, která již přesahuje rychlost ideální fluidace a přenáší částice do úletového stavu, kdy začnou odlétat a opouštět fluidní vrstvu. Tento stav lze popsat a určit následujícím výpočtem.

$$u_t^* = \left[ \frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744\phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1}, \quad 0,5 < \phi_s < 1 \quad (12)$$

[1]

Tento vztah upravený dle Haidera and Levenspiela, původně vycházející z výpočtů Turtona and Clarka, je základním výpočtem popisující druhou mezní rychlost fluidace pracující v intervalu obvyklých hodnot sféricity. Koeficienty  $u_t^*$  a  $d_p^*$  jsou ovšem



bezrozměrné hodnoty a pro přesný výpočet rychlosti je třeba vzorec doplnit o následující vztahy.

$$u_t^* = u_t \left[ \frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_s - \rho_g)g} \right]^{1/3} \quad (13)$$

$$d_p^* = d_p \left[ \frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (14)$$

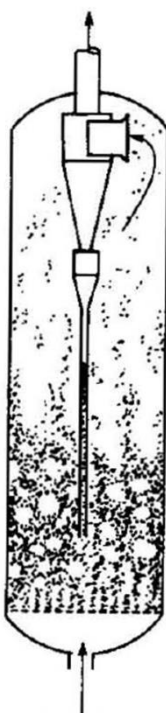
[1]

Tento vztah může být následně různými způsoby upravován pro danou hodnotu specifické sféricity rovno 1, či menší než 0,5. [1]

## 1.4 Fluidní kotle

### 1.4.1 Fluidní kotle se stacionární fluidní vrstvou

Stacionární  
bublinkující  
fluidní vrstva



Přiváděná  
fluidační  
tekutina

Fluidní kotle se stacionární, někdy označovanou jako bublinkující, fluidní vrstvou jsou jednou z konstrukčních možností využití fluidní vrstvy pro spalování. Spalovací vzduch je vháněn tryskami do fluidní vrstvy, kde dochází ke spalování paliva. Bublinkující fluidní vrstva nastává v okamžiku, kdy rychlost proudícího média udržuje částice oproti jejich tlaku v rovnováze levitující vrstvy. Tudíž se vrstva jakýmkoliv způsobem v rámci spalovacího prostoru nepřesouvá ani necirkuluje. Pouze bublá a její vršek tvoří jemně zřetelná hladina složená z hořících mísících se částic. Díky průtoku fluidačního média jsou vyhořelé částice vháněny do cyklonových kolektorů, odlučovačů spalin a dalších separačních zařízení. Tímto se tedy zásadně odlišuje od koncepce vrstvy cirkulující, u které hladina fluidního ohniště není vůbec zřetelná. Kotle se stacionární bublinkující fluidní vrstvou se používají pro spalování různých typů paliv, a jsou obvykle koncipovány s parním výkonem v řádu desítek MW. Největší kotle s bublinkující fluidní vrstvou dosahují výkonu kolem 100 MW. [1], [2], [6]

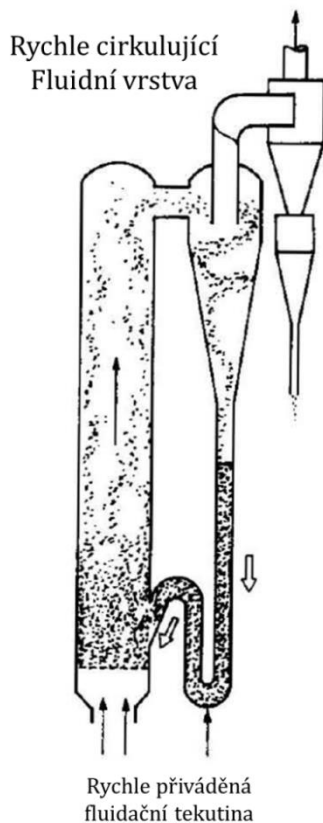
Obrázek 5: Stacionární  
(bublinkující) fluidní vrstva [1]

## 1.4.2 Fluidní kotle s cirkulující fluidní vrstvou

Druhý způsob klasické konstrukce fluidních kotlů pracuje nejen za zcela odlišné formy oběhu spalovaných částic, protože i jeho vrstva se více než klasickému fluidnímu loži podobá spíše turbulentní fluidaci celého média tvořící palivo s fluidační tekutinou, v objemu celého fluidního reaktoru. Tento koncept lze také nazývat formou tzv. rychlé

fluidace. [1], [2], [6]

Kotel je tvořen reaktorem, ve kterém jsou za velké rychlosti průtoku fluidačního média unášeny částice materiálu a paliva směrem vzhůru a následně postranním otvorem vystupují kolmo z reaktoru. Zde dochází k separaci produktů spalování a částic materiálu fluidní vrstvy a popela, částice padají trychtýřem a odvodným systémem opět dolů, ke spodku fluidního reaktoru. Zde jsou do reaktoru opět vehnány jiným otvorem, než probíhá přívod klasické vsázky. Následně se mechanický a termický proces na částici opakuje, a to i mnohokrát za sebou, než-li částice dostatečně nevyhoří, a není odloučena ze spalovacího procesu. Tento způsob spalování je vysoce efektivní právě díky cirkulaci částic, tudíž dlouhému setrvání částice v místech spalování. [1], [2], [6]



Obrázek 6: Cirkulující fluidní vrstva  
[1]

Kotle s tímto typem technologie se v praxi vyskytují od 50 MW až po nejvyšší výkony současných parních elektráren. [1], [2], [6]

## 1.5 Výhody a nevýhody fluidních kotlů

Ve srovnání s dalšími možnými typy kotlů, kterými mohou být například práškové, nebo nejčastěji využívané roštové kotle je možné kotle s technologií fluidního spalování charakterizovat jako vysoce ekologické zdroje, které ovšem také mají své nedostatky. Ekologičnost ovšem není jediná forma výhod, které nesou důvody čím dál častější výstavby těchto kotlů nejen na území České republiky. [3], [4]

### **Výhody fluidních kotlů oproti koncepci kotlů roštových**

- 1) Díky dobře kontrolovatelným teplotám spalování na mezi okolo 800 až 900°C je možné suchou aditivní metodou dávkování drceného vápence přímo do spalovacího procesu docílit částečného odsíření spalin s vysokou účinností [3], [4]
- 2) Možnost spalovat sirnatá paliva při dodržení emisních limitů bez nutnosti instalace a aplikace zvláštních odsiřovacích zařízení (především tedy u kotlů menších a středních výkonu, v řádu jednotek až desítek MW). Pro tento typ kotlů by dodatečné zařízení na snížení emisí SO<sub>2</sub> bylo enormně drahé a silně by komplikovalo provoz celého tepelného zařízení. [3], [4]
- 3) Možnost spalování méně hodnotných levnějších paliv, tedy např. odpadů, či kalů z čističek. [3], [4]
- 4) Možnosti dosažení nižších emisních limitů i v případě CO, či NO<sub>x</sub> [3], [4]

### **Nevýhody fluidních kotlů oproti koncepci kotlů roštových**

- 1) Mnohem složitější konstrukce zařízení, funkce a systém. [3], [4]
- 2) Vyšší nároky na provoz, údržbu a obsluhu. [3], [4]
- 3) Vyšší nároky na odprašování spalin (resp. zachycování a odvod tuhých látek) [3], [4]
- 4) Převážně koncepce cirkulačních fluidních kotlů je po stránce technických specifikací a vnitřního konstrukčního materiálu reaktoru namáhána silnou abrazí ze stran cirkulující fluidní vrstvy [3], [4]

## 2 CCS technologie pro snižování emisí CO<sub>2</sub>

### 2.1 Problematika emisí CO<sub>2</sub>

Nárůst koncentrace oxidu uhličitého v ovzduší je všeobecně považován za hlavní příčinu globálního oteplování. Ačkoli je součástí našeho přirozeného atmosférického prostředí, jeho procentuální obsah v atmosféře se čím dál více zvyšuje, především díky jeho silné produkci v průmyslové sféře. Od roku 1987 do roku 2016 se koncentrace CO<sub>2</sub> zvedl celosvětově v průměru z 350 ppm na 400 ppm [20]. Nižší čísla ovšem lze například díky satelitu *NASA OCO-2*, speciálně vytvořenému pro mapování měnicího se množství CO<sub>2</sub> v atmosféře, pozorovat pouze v oblastech Středoafričké republiky, Jižního Súdánu a celkově v pomezí střední Afriky, Nepálu, Nového Zélandu, a na pár místech střední Ameriky, kde průmyslové odvětví není natolik vyspělé, aby mohla koncentrace dosahovat kritických hodnot. Primárně oproti lokacím, jakými jsou například Čína, Japonsko, západní části severní Ameriky či střední oblast Jižní Ameriky. Zde je dosahováno kritických hodnot až nad 405 ppm [20]. Jen pro zajímavost, v roce 1832 byla tato koncentrace na hodnotě 284 ppm. Jelikož se dle *NOAA Analysis Centre* v roce 1908 odchylka od průměru globální teploty pohybovala okolo -0,44°C, v roce 2016 je hodnota odchýlení na +0,94°C [20]. Za posledních sto let se tedy odchylka teploty zvedla o více jak 1°C. Bohužel je dle všech těchto dat zřejmé, že ani rostliny, ani fotosyntéza nejsou schopny absorbovat veškerý vyprodukovaný oxid uhličitý na naší planetě. [14], [20]

Oxid uhličitý jako produkt spalování je jedna ze sloučenin zastupující nejvyšší procentuální podíl, co se do vyprodukovaných emisí spalování týče. Konkrétně z jednoho kilogramu uhlíku obsaženého v palivu vzniká přibližně 3,8 kg oxidu uhličitého [14]. Je-li třeba srovnat výhřevnost a měrné emise CO<sub>2</sub>, vyprodukované při spalování jednotlivých fosilních paliv, dostaneme tabulku č. 2. [14], [21]

Oxid uhličitý CO<sub>2</sub> vzniká spalováním uhlíku, který je silně zastoupen ve fosilních palivech. Množství tohoto vytvořeného CO<sub>2</sub> vlivem spalování závisí pouze na množství spáleného uhlíku v celém procesu. Při srovnání měrné tvorby CO<sub>2</sub> při spalování jednotlivých fosilních paliv vyplývá, že nejnižší emise CO<sub>2</sub> na jednotku uvolněné energie vznikají při spalování zemního plynu, a nejvyšší měrné emise CO<sub>2</sub> vznikají v důsledku

spalování uhlí. Do ovzduší se samozřejmě neuvolňuje pouze oxid uhličitý, jakožto produkt dokonalého spalování. Emisní limity jsou stanovovány na oxid uhelnatý (CO), oxidy dusíku (NO<sub>x</sub>), oxid siřičitý a tuhé znečišťující látky (popílek). Všechny tyto látky jsou nebezpečné jak pro životní prostředí, tak i pro člověka. [19], [22]

Palivo	Měrné emise CO <sub>2</sub>			Výhřevnost
	t CO <sub>2</sub> / t paliva	kg CO <sub>2</sub> / GJ	kg CO <sub>2</sub> / kWh	MJ / kg
Hnědé uhlí	1,14	100,6	0,36	15,1
Černé uhlí	2,25	77,8	0,28	25,1
LTO, Nafta	3,17	75,2	0,27	41,45
Benzín	3,11	72,2	0,26	42,7
Zemní plyn	1,98*	59,4	0,21	34,05**

Tabulka č. 2: Měrné emise CO<sub>2</sub> při spalování vybraných paliv [14]

\* t CO<sub>2</sub>/1000 m<sub>3</sub>

\*\* MJ/m<sub>3</sub>

## 2.2 Popis CCS technologie pro snižování emisí CO<sub>2</sub>

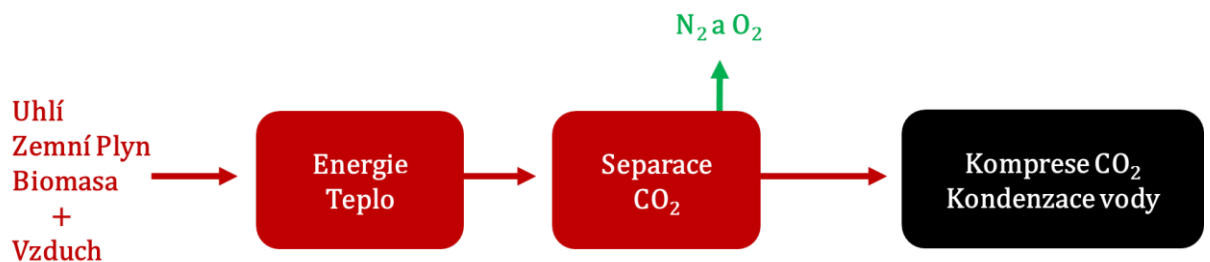
V důsledku škodlivosti emisí CO<sub>2</sub> jsou dnes zapotřebí technologie, které budou co nejučinněji chránit faunu a floru před škodlivými látkami, které vznikají právě například spalováním fosilních paliv. Ovšem než se z velké míry využití kotlů na fosilní paliva přejde na zcela soběstačné, ekologické a obnovitelné systémy, je třeba zařídit, aby v energetice mohly být nadále využívány tyto typy paliv. Metoda CCS – Carbon Capture and Storage, nebo-li: „Zachytávání a ukládání oxidu uhličitého“ je systém limitující vypouštění CO<sub>2</sub> do ovzduší a zahrnuje tři možné základní formy zachytu této látky, kdy každá z nich pracuje na zcela odlišné koncepci. [14]

Jsou to metody Post-Combustion, Pre-Combustion a Oxyfuel-Combustion. Jejich podstatu za drobných úprav lze nadále aplikovat v dalších druzích provozů strojírenského, či těžařského průmyslu. Celková platforma nepopisuje pouze technologickou formu zachytu oxidu uhličitého. Tato moderní koncepce se snaží řešit

problematiku CO<sub>2</sub> jako souvislý systém stavějící na samotné tvorbě CO<sub>2</sub>, přes jeho záchyt a separaci, úpravu nutnou k přepravě či využití, transport, a konečné ukládání, nebo jeho následné možné využití. Technologie umožňující separaci oxidu uhličitého řadíme dle následujícího způsobu. [19], [21], [22]

### 2.2.1 Metoda Post-Combustion

Metodu Post-Combustion překládáme jako metodu separace po spalování. Tento typ separace je možné použít jak u nově vzniklých elektráren, tak rovněž i u elektráren již existujících. Spalovací proces probíhá zcela běžným způsob, ovšem vznikající spaliny nejsou vypouštěny komínem do atmosféry, ale jsou vehnány do tzv. chemické vypírky, kde je ze spalin separován CO<sub>2</sub>. Ten je následně zachycen a stlačen. Tímto proces končí a oxid uhličitý je transportován k uložení. Grafické znázornění funkce této koncepce odpovídá obrázku č. 7. [14],[19], [22]



Obrázek 7: Metoda Post-Combustion

Dle způsobu záchytu CO<sub>2</sub> lze tyto technologie rozdělit na procesy:

#### Absorbční

Metoda využívající zastupující prvky na bázi aminů a jiných látek. Nejstarší metoda, jejíž prvotní patent nebyl stavěn pro separaci CO<sub>2</sub>. Absorbce může být buďto fyzikální, chemická či hybridní. [14], [19], [22]

#### Adsorbční

Metody adsorpce CO<sub>2</sub> na povrchu pevných látek využívají chemické nebo fyzikální přitažlivosti mezi plynem a aktivními body na pevné látce. [14], [19], [22]

## Kryogenní

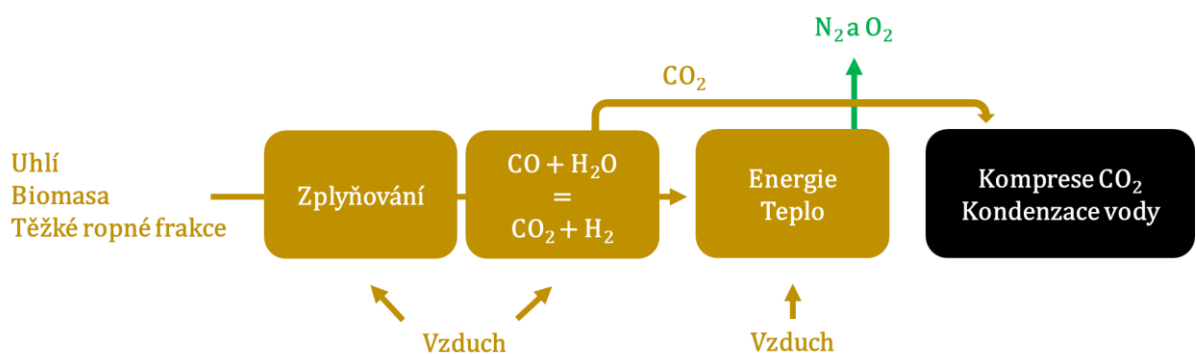
Nejefektivnější proces, při kterém dochází k čistému zkapalnění a fyzickému odstranění CO<sub>2</sub> od okolních plynů. Využívá rozdílnost bodů varu ostatních plynů od CO<sub>2</sub>. [14], [19], [22]

## Membránová

Dělí se do dalších dvou typů. Buďto absorpce plynu na membráně, či použití separační membrány. Obě metody fungují na principu rozdílného chemického i fyzikálního působení složek mezi sebou v dané plynné směsi. [14], [19], [22]

### 2.2.2 Metoda Pre-Combustion

Metoda, kdy je oxid uhličitý vyseparován ještě před započítím spalovacího procesu. Pomocí separační jednotky se ze vzduchu vytvoří proud téměř čistého kyslíku, který je následně expedován do zplyňovače. Ve zplyňovači je přimíseno palivo a touto reakcí vzniká tzv. Syngas, nebo-li syntetický plyn. Následně je třeba využít konverzí reaktor, kde je do tohoto syntetického plynu přimísena pára. Díky tomuto procesu následně z oxidu uhelnatého vznikne vodík a oxid uhličitý. Oxid uhličitý je znovu zachycen, stlačen, zbaven vody a připraven k transportu a uložení. Oproti tomu vzniklý vodík je nadále spalován a jsou jím poháněny turbíny. Konečnou výhodou této metody je, že se využívá tepelného potenciálu výstupních spalin z turbíny k výrobě další páry. Díky čemuž lze v elektrárně dosáhnout dalšího možného zvýšení účinnosti. Celý tento proces je znázorněn na obrázku č. 8. [14], [19], [22]

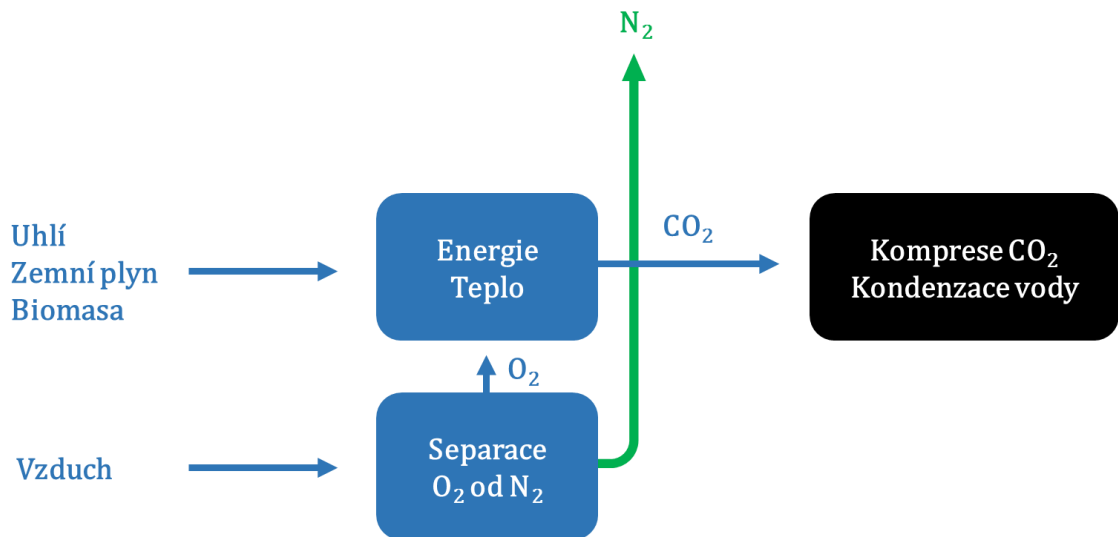


Obrázek 8: Metoda Pre-Combustion

### 2.2.3 Metoda Oxyfuel-Combustion

Metoda Oxyfuel, znázorněná na obrázku č. 9, pracuje na základě spalování paliva za pomoci vysoké koncentrace kyslíku v přiváděném okysličovadle. Resp. obvyklé rozložení koncentrace jednotlivých složek okysličovadla je 95% kyslíku a 5% dusíku a vzácných plynů [15], což vyplývá z technicko-ekonomické optimalizace výroby kyslíku. Vysoký obsah dusíku v atmosférickém vzduchu používaného jako okysličovadlo (78%) při klasickém spalování zapříčiňuje konečnou nízkou koncentraci CO<sub>2</sub> ve spalinách, která se pohybuje od 3 do 14%. [14] Využití metody Oxyfuel zahrnuje hned zpočátku problematiku velmi vysoké teploty nechlazeného plamene oproti klasické koncepci, z důvodu vysoké koncentrace O<sub>2</sub> v okysličovadle. To lze řešit tzv. recirkulací spalin, kdy je část spalin vycházejících ze spalovacího procesu zchlazena a odvedena zpět do kotle společně s okysličovadlem. Procentuální podíl spalin vůči okysličovadlu se může pohybovat dle recirkulačního koeficientu  $r$  od 60 do 80 %. Spaliny, které již nejsou recirkulovány, ale odváděny pryč ze spalovacího procesu mají menší objem než spaliny vycházející z procesu spalování za atmosférického vzduchu. Dále jsou ovšem tvořeny převážně složkou CO<sub>2</sub> a H<sub>2</sub>O, což po konečném odstranění H<sub>2</sub>O ze spalin za pomoci kondenzace udává možnost záchytu až 100% CO<sub>2</sub>. Další výhodou je nižší emise NO<sub>x</sub>, taktéž z důvodu velmi nízké koncentrace N<sub>2</sub> obsaženého v okysličovadle přiváděného do procesu. Hlavním problémem použití této metodiky je především prvotní úprava okysličovadla, která spočívá v separaci O<sub>2</sub> a N<sub>2</sub>. To je jedna z nejdražších položek celé technologie, která jednak zatěžuje celý provoz ekonomicky, a zároveň zvyšuje vlastní spotřebu elektřiny. Celková energetická náročnost výroby kyslíku může dosahovat 20% až 25%. [14] vyrobené elektrické energie danou elektrárnou. Toto je taktéž jeden z důvodů, proč není v teplárenské praxi prozatím metoda plně využívána a v mnoha státech jsou v provozu pouze její testovací a výzkumné jednotky, stejně tak v České republice. Problematika separace se ovšem do budoucích možných koncepcí a nových technologií jeví po stránce ekonomické řešitelná především za použití nových membránových metod separace O<sub>2</sub> a N<sub>2</sub>. Tyto metody snižují náklady na využití této technologie skoro o 30%. [14], [15], [16], [21]





Obrázek 9: Metoda Oxy-Fuel

Americká agentura IAE se snažila o možnost srovnání elektráren s jednotlivými typy využívaných metod CCS. Pro své studie vybrala následující typy elektráren:

- 1) PC: Moderní elektrárnu na práškové uhlí využívající podkritický parní cyklus, která využívala technologii odsiřování spalin (Účinnost elektrárny - 40%).
- 2) NGCC: Elektrárna na zemní plyn s paroplynovým cyklem (Účinnost elektrárny - 52%).
- 3) IGCC: Elektrárna vybavená integrovaným zplyňováním s paroplynovým cyklem (Účinnost elektrárny - 42%)
- 4) PC + Oxy-Fuel: Elektrárna na práškové uhlí s kyslíkem (PC + Oxy-Fuel) za použití recyklovaného CO<sub>2</sub> (Účinnost elektrárny - 33%).

Jak je uvedeno v tabulce č. 3, při zkoušce využití všech technologií zachycení CO<sub>2</sub>, kterými byli změny čisté absorpce, adsorpce PSA, TSA, kryogenní technika a další uvedené v tabulce č. 3, byla právě elektrárna využívající PC + Oxy-Fuel jedna z nejvýhodnějších. [14]

	Technika odstranění	PC	CCGT	IGCC	PC + Oxy-Fuel
Množství zachyceného CO <sub>2</sub> (%)	absorpce	90	85	90	99
	adsorpce PSA, TSA	95	95	95	95
	kryogenní technika	-	-	85	85
	separace membránou	80	80	80	80
	absorpční membrána + MEA	80	80	80	80

Tabulka č. 3: Srovnání technik separace CO<sub>2</sub> u různých druhů elektráren [14]

## 2.3 Transport a ukládání CO<sub>2</sub>

Spaliny, skládající se převážně z CO<sub>2</sub>, vodní páry a malého množství Ar, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub> a dalších složek, vystupující z procesu jsou odsířeny a v nich obsažená voda je zkondenzována. Když už jsou spaliny separovány, následně jsou přesunuty do zpracovací jednotky, kde jsou buďto stlačeny a přesunuty potrubím, či ještě v kapalně formě přečerpány do vozidel. Dle statistik je ovšem dnes tržně rozvinutější využívaná potrubní doprava. Klasickým případem průběhu transportu a uložení pomocí vedoucího potrubí do hloubky oceánu je dlouhý potrubní systém vedoucí až do podmořské hlavy vrty, ze které je následně další potrubí vedeno vrtem do hloubky kolem 3500 m. Doprava pomocí trajektů, vlaků, vozidel a další přepravních zařízení je též uskutečnitelná. Přeprava za pomoci například lodní dopravy se vyskytuje převážně na menší vzdálenosti. Jedná se většinou o maximální převoz 1000 tun CO<sub>2</sub> pro jeden lodní trajekt, který se využívá hlavně k potravinářským účelům. Po přepravě potrubím není možné CO<sub>2</sub> takto využívat. Pokud CO<sub>2</sub> nemá být využito, v obou případech jsou tyto separáty přesunuty do speciálně vytvořených úložišť. Těchto úložišť můžeme hledat několik druhů. Vesměs se ovšem jedná o prostory kolem 3000 m pod zemským povrchem či v hlubinách oceánu. Může se jednat o již vytěžená ložiska ropy a zemního plynu, aquifery, neboli podzemní vodní jezera, nebo také o tzv. červenou jalovinu, což je litostratigrafické označení permu (nejmladší geologický útvar prvohor), 3500 m pod povrchem. Všechna tato místa slouží pro ideální uskladnění CO<sub>2</sub> po jeho separaci. CO<sub>2</sub> samozřejmě nemusí být pouze uskladňován, a to z důvodů možného využití v průmyslu, potravinářství a mnoha dalších odvětví. Spoustu těžebních společností se snaží najít

cestu, jakým způsobem lze ještě více zefektivnit těžbu za pomoci právě možného uložení CO<sub>2</sub>. [19], [21]

### 3 Výpočtová část<sup>2</sup>

Výpočtová část se zaměřuje na posouzení možnosti využití Oxy-Fuel spalování v kotlích s bublinkující fluidní vrstvou. Hodnocení vlivu velikosti recirkulace spalin na udržení dostatečného průtoku fluidního média a její vliv na teplotu nechlazeného plamene. Z důvodů odlišností složení fluidního média je třeba uvažovat jejich rozdílné vlastnosti. Určit tedy velikost recirkulovaných spalin oproti spalinám odchozím tak, aby velikost recirkulace v metodě Oxy-Fuel zajistila celkový objem spalin  $V_{TFG}$  na stejné hodnotě, jako u vzduchového spalování. U vzduchového spalování byl koeficient recirkulace vycházející ze zkušeností s provozem fluidního kotle stanoven na  $r = 0,3$ . Další vlastností, kterou ovlivňuje recirkulace spalin je teplota nechlazeného plamene. Díky přívodu téměř čistého kyslíku v metodě Oxy-Fuel by tato teplota vzrostla na hodnotu, kterou pro tuto technologii nelze použít. Recirkulační koeficient vztažený na teploty nechlazeného plamene bude opětovně určovat množství recirkulovaných spalin vůči spalinám odchozím, tentokrát vztaženého na danou problematiku. Toto je nutné z důvodu jejich nižší teploty, která po recirkulaci zreguluje teplotu plamene Oxy-Fuel na stejnou hodnotu s teplotou nechlazeného plamene vzduchového spalování. Poslední částí, kterou je velikost recirkulačního koeficientu ovlivněna je fluidní rychlost průtoku média. V rámci rozdílnosti složení fluidních médií bude díky rozdílnosti hustot, dynamické viskozity a dalších vlastností třeba recirkulační koeficient určit tak, aby opět rychlost dosáhla stejné hodnoty fluidního vzduchového spalování za recirkulačního koeficientu 0,3. Z výsledků koeficientů je třeba vyhodnotit ideální hodnotu recirkulačního koeficientu tak, aby jeho velikost splňovala podmínky všech vlastností, které ovlivňuje.

---

<sup>2</sup> V celé výpočtové části bylo postupováno dle zadání, konzultací s vedoucím práce, a za pomoci poznatků, rovnic a postupů ze zdrojů [1], [15], [16], [17], [18]

## 3.1 Zadání

Dle zadání daného složení a vlastností paliva, fluidačních vlastností médií a dalších koeficientů je třeba provést výpočet pro porovnání spalování se vzduchem a spalování metodou Oxy-Fuel. Zadaným palivem pro výpočet je severočeské hnědé uhlí Bílina, typ HP1. Prvkové složení paliva je uvedeno v tabulce č. 4. (Tyto zadané hodnoty jsou v tabulce č. 4 označeny \*)

### Vlastnosti médií:

Mezerovitost  $\varepsilon_{mf} = 0,65$

Průměr částice  $d_p = 0,00037$  m

Hustota částic  $\rho_s = 2200$  kg/m<sup>3</sup>

gravitační konstanta  $g = 9,81$  m/s<sup>2</sup>

## 3.2 Přepočet paliva

Pro uplatnění následných stechiometrických výpočtů byla sestavena tabulka č. 4, která dle již zadaných hodnot složení paliva obsahuje vypočítané hodnoty v odlišných stavech, přičemž některé jsou nutné k dalším výpočtům.

$$\mathbf{X}^r = \mathbf{X}^{daf} \cdot (1 - \mathbf{A}^r - \mathbf{W}^r) [-] \quad (15)$$

$$\mathbf{X}^d = \mathbf{X}^r \cdot \frac{1}{1 - \mathbf{W}^r} [-] \quad (16)$$

$$\mathbf{X}^{daf} = \frac{\mathbf{X}^r}{1 - \mathbf{A}^r - \mathbf{W}^r} [-] \quad (17)$$

$$Q_i^r = Q_s - 2453 \cdot (\mathbf{W}^r + 8,91 \cdot \mathbf{H}^r) [\text{kJ/kg}] \quad (18)$$

$$Q_i^d = Q_s - 2453 \cdot (8,91 \cdot \mathbf{H}^d) [\text{kJ/kg}] \quad (19)$$

$$Q_i^{daf} = Q_s - 2453 \cdot (8,91 \cdot \mathbf{H}^{daf}) [\text{kJ/kg}] \quad (20)$$

$$Q_s^{daf} = Q_s^r \cdot \frac{1}{1 - \mathbf{W}^r - \mathbf{A}^r} [\text{kJ/kg}] \quad (21)$$

$$Q_s^d = Q_s^r \cdot \frac{1}{1 - \mathbf{W}^r} [\text{kJ/kg}] \quad (22)$$

### Složení paliva:

	<i>r</i>	<i>d</i>	<i>daf</i>
<i>C</i>	0,5058*	0,6323	0,7225
<i>H</i>	0,0444*	0,0555	0,0634
<i>N</i>	0,0079*	0,0099	0,0112
<i>S</i>	0,0093*	0,0116	0,0132
<i>O</i>	0,1326*	0,1658	0,1894
<i>A</i>	0,1*	0,125	-
<i>W</i>	0,2*	-	-
<i>Qi</i>	18438,98	18686,98	18513,69
<i>Qs</i>	19900*	24875	28428,57

Tabulka č. 4: Výsledné hodnoty přepočtu paliva

### 3.3 Objemové složení fluidačních médií

U jednotlivých druhů spalování je nutno stanovit složení daného okysličovadla (vzduch/Oxy-Fuel), jak je tomu v tabulce č. 5, z důvodu odlišné koncentrace jednotlivých složek. Okysličovadlem v případě Oxy-Fuel spalování je směs kyslíku 95% a dusíku 5%.

	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ	OXYFUEL	jednotky
O <sub>2</sub>	0,21	0,95	%
N <sub>2</sub>	0,78	0,05	%
Ar	0,0092	0	%
CO <sub>2</sub>	0,0003	0	%

Tabulka č. 5: Koncentrace jednotlivých složek v daném okysličovadle

### 3.4 Stechiometrické výpočty minimálního množství přívodu spalovacího vzduchu a vzniklých spalin

V rámci nutnosti uvažování reálného množství spalovacího vzduchu a následně vypočtených hodnot reálného množství spalin je třeba užít součinitel přebytku spalovacího vzduchu  $\alpha$ . Ten je aplikovaný na vztahy výpočtu minimálních objemů přívodu fluidačního média a množství vzniklých spalin, jejichž výsledky jsou uvedeny v tabulce č. 6.

$$V_{O_{2min}} = V_{O_{2min}}^{oxy} = 22,39 \cdot \left( \frac{C^r}{12,01} + \frac{H^r}{4,032} + \frac{S^r}{32,06} - \frac{O^r}{32} \right) [m_N^3/kg] \quad (23)$$

$$V_{VS_{min}} = \frac{V_{O_{2min}}}{0,21} [m_N^3/kg] \quad (24)$$

$$V_{VS_{min}}^{oxy} = \frac{V_{O_{2min}}^{oxy}}{0,95} [m_N^3/kg] \quad (25)$$

$$V_{VV_{min}} = X_V \cdot V_{VS_{min}} [m_N^3/kg] \quad (26)$$

$$V_{VV_{min}}^{oxy} = X_V \cdot V_{VS_{min}}^{oxy} [m_N^3/kg] \quad (27)$$

$$V_{VS_{reál}} = \frac{V_{O_{2min}}}{0,21} \cdot \alpha [m_N^3/kg] \quad (28)$$

$$V_{VS_{reál}}^{oxy} = \frac{V_{O_{2min}}^{oxy}}{0,95} \cdot \alpha^{oxy} [m_N^3/kg] \quad (29)$$

$$V_{VV_{reál}} = X_V \cdot V_{VS_{min}} \cdot \alpha [m_N^3/kg] \quad (30)$$

$$X_V = \frac{p''}{p_c - \frac{\varphi}{100} \cdot p''} \cdot \frac{\varphi}{100} + 1 = 1 [-] \quad (31)$$

$$V_{CO_2} = \frac{22,26}{12,01} \cdot C^r + 0,0003 \cdot V_{VS} [m_N^3/kg] \quad (32)$$

$$V_{CO_2}^{oxy} = \frac{22,26}{12,01} \cdot C^r [m_N^3/kg] \quad (33)$$

$$V_{SO_2} = \frac{22,26}{12,01} \cdot S^r [m_N^3/kg] \quad (34)$$

$$V_{SO_2}^{oxy} = \frac{22,26}{12,01} \cdot S^r [m_N^3/kg] \quad (35)$$

$$V_{N_2} = \frac{22,4}{28,016} \cdot N^r + 0,7805 \cdot V_{VS} [m_N^3/kg] \quad (36)$$

$$V_{N_2}^{oxy} = \frac{22,4}{28,016} \cdot N^r + 0,05 \cdot V_{VS} [m_N^3/kg] \quad (37)$$

$$V_{Ar} = 0,0092 \cdot V_{VS} [m_N^3/kg] \quad (38)$$

$$V_{H_2O} = \frac{44,8}{4,032} \cdot H^r + \frac{22,4}{18,06} \cdot W^r + (V_{VV} - V_{VS}) [m_N^3/kg] \quad (39)$$

$$V_{H_2O}^{oxy} = \frac{44,8}{4,032} \cdot H^r + \frac{22,4}{18,06} \cdot W^r + (V_{VV}^{oxy} - V_{VS}^{oxy}) [m_N^3/kg] \quad (40)$$

$$V_{SS} = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{N_2} + V_{Ar} [m_N^3/kg] \quad (41)$$

$$V_{SV} = V_{SS} + V_{H_2O} [m_N^3/kg] \quad (42)$$

	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ	OXYFUEL	jednotky
$V_{O_2min}$	1,556	1,186	$[m_N^3/kg]$
$V_{VSmin}$	5,253	1,161	$[m_N^3/kg]$
$V_{VVmin}$	5,253	1,161	$[m_N^3/kg]$
$V_{VSreál}$	7,292	1,229	$[m_N^3/kg]$
$V_{VVreál}$	7,408	1,249	$[m_N^3/kg]$
$V_{CO_2}$	0,940	0,937	$[m_N^3/kg]$
$V_{SO_2}$	0,006	0,006	$[m_N^3/kg]$
$V_{N_2}$	5,698	0,068	$[m_N^3/kg]$
$V_{Ar}$	0,067	0	$[m_N^3/kg]$
$V_{H_2O}$	0,858	0,761	$[m_N^3/kg]$
$V_{O_2}$	0,428	0,065	$[m_N^3/kg]$
$V_{SV}$	7,997	1,837	$[m_N^3/kg]$
$V_{SS}$	7,139	1,076	$[m_N^3/kg]$
$\alpha$	1,388	1,059	-

Tabulka č. 6: Hodnoty stechiometrických výpočtů množství spalovacího vzduchu a množství vzniklých spalin

Jak lze pozorovat z tabulky č. 6, hodnoty přebytku spalovacího vzduchu byly stanoveny na 1,388 pro vzduch, a 1,059 pro Oxy-Fuel. Tyto vhodné a konečné hodnoty součinitelů při spalování vzduchem a Oxyfuel byly takto určeny pro dosažení stejné hodnoty koncentrace O<sub>2</sub> ve spalinách. Ta je pro nastavení hodnoty součinitele určující, a lze ji stejně s koncentrací dalších složek obsažených ve spalinách pozorovat v tabulce č. 7. Pokud je tato koncentrace uvažována na úrovni 6%, je u Oxy-Fuel nutnost přebytku přiváděného média nižší.

složka	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ		OXYFUEL		jednotky
	SS	SV	SS	SV	
$V_{CO_2}$	13,16	11,75	87,11	51,03	%
$V_{SO_2}$	0,09	0,08	0,59	0,35	%
$V_{N_2}$	79,81	71,25	6,3	3,69	%
$V_{Ar}$	0,94	0,84	0	0	%
$V_{H_2O}$	0	10,73	0	41,42	%
$V_{O_2}$	6	5,35	6	3,51	%
kontrola	$\Sigma 1$	$\Sigma 1$	$\Sigma 1$	$\Sigma 1$	-

Tabulka č. 7: Výsledné hodnoty procentuální koncentrace jednotlivých složek ve spalinách

### 3.5 Recirkulace

Při užití metody Oxy-Fuel je třeba určit množství recirkulovaných spalin. Recirkulace spočívá v odvedení daného množství spalin vycházejícího ze spalovacího procesu zpět do ohniště společně s fluidačním médiem, kde významně ovlivňují spalovací proces. Tzv. recirkulační koeficient je daný podíl spalin, které jsou opětovně posílány zpět do spalovacího procesu, tudíž tzv. recirkulace, oproti množství spalin, které jsou již odváděny pryč. Tento podíl popisuje následující rovnice č. 43.

$$r = \frac{V_{FGR}}{V_{FG}} [-] \quad (43)$$

U metody spalování se vzduchem je recirkulační koeficient ustálen na hodnotě 0,3, kteráž to stanovená souvisí například se snižováním emisí NO<sub>x</sub>. S touto danou



recirkulací vykazuje celý systém určité celkové množství spalin  $V_{TFG}$  před rozdělením na recirkulované a odváděné, teplotu nechlazeného plamene a fluidní rychlost. V rámci rozdílnosti složení fluidačních médií je ovšem u Oxy-Fuel nutno stanovit takový recirkulační koeficient, aby vykazoval stejné konečné hodnoty ve vyjmenovaných aspektech ovlivněných recirkulací. Kdyby byl recirkulační koeficient stanoven na stejnou hodnotu jako u spalování se vzduchem, tedy 0,3, například teplota nechlazeného plamene může vykazovat hodnoty až nad 3500°C. Proto tedy bude recirkulační koeficient spalin u Oxy-Fuel ochlazených na 200°C mnohem vyšší, než u metody spalování se vzduchem.

$$V_{TFG} = (r + 1) \cdot V_{SV} [m_N^3/kg] \quad (44)$$

$$V_{FG} = V_{SV} [m_N^3/kg] \quad (45)$$

$$V_{FGR} = V_{FG} \cdot r [m_N^3/kg] \quad (46)$$

$$V_{TFG}^{oxy} = (r + 1) \cdot V_{SV}^{oxy} [m_N^3/kg] \quad (47)$$

$$V_{FG}^{oxy} = V_{SV}^{oxy} [m_N^3/kg] \quad (48)$$

$$V_{FGR}^{oxy} = V_{FG}^{oxy} \cdot r [m_N^3/kg] \quad (49)$$

Pro oba dva typy spalování bylo nutno nalézt rozdílné koeficienty recirkulace spalin, které je nutno nastavit tak, aby konečný objem spalin vycházející ze spalovacího zařízení ještě před přerozdělením na recirkulaci a odvod vykazoval stejnou hodnotu.

	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ	OXYFUEL	jednotky
$V_{FG}$	7,997	1,837	$[m_N^3/kg]$
$V_{FGR}$	2,399	8,561	$[m_N^3/kg]$
$r$	0,3	4,636	-
$V_{TFG}$	10,396	10,396	$[m_N^3/kg]$

Tabulka č. 8: Výsledné hodnoty recirkulace spalin u jednotlivých typů spalování

Pro dosažení stejných celkových objemů spalin před rozdělením  $V_{TFG}$ , jak je vidět z tabulky č. 8, musel být recirkulační koeficient v tomto případě ustálen na hodnotě 4,636, což udává velmi velký objem recirkulovaných spalin oproti objemu spalin odvedených.

## 3.6 Teplota nechlazeného plamene

Dalším jmenovaným aspektem, který je silně ovlivňován velikostí recirkulace je tzv. teplota nechlazeného plamene. „*Je definována jako teoretická adiabatická spalovací teplota, tedy jako teplota, která by se nastavila v plameni, pokud by z něho nebylo odváděno teplo.*“<sup>3</sup> Z důvodů velkého podílu  $O_2$  v přiváděném fluidním médiu oproti vzduchu u metody Oxy-Fuel by bez recirkulace byla teplota plamene několikrát vyšší. Proto je nutné nastavit množství recirkulovaných spalin ochlazených na 200°C tak, aby teplota se plamene u Oxy-Fuel ustálila na stejné hodnotě, jako teplota spalování se vzduchem za recirkulace 0,3.

### 3.6.1 Měrné entalpie jednotlivých složek spalin

Pro výpočet množství tepla uvolněného v ohništi bude zapotřebí využít tabulku č. 9, tedy měrné entalpie jednotlivých složek spalin. Pro každou složku je nutné určit koeficienty pro dosazení do polynomické rovnice 2. řádu, které určuje tabulka č. 10. Tyto koeficienty jsou nutné pro určení průběhu entalpií složek spalin v závislosti na teplotě 850°C. Tato hodnota je stanovena jako vhodná teplota fluidní vrstvy.

---

<sup>3</sup> [17] DLOUHÝ, T. *Výpočty kotlu a spalinových výměníků*. Praha: Nakladatelství ČVUT, 2007. 212 s. ISBN 978-80-01-03757-7. str. 86

<b>t [°C]</b>	<b>CO2</b>	<b>SO2</b>	<b>N2</b>	<b>Ar</b>	<b>H2O</b>	<b>VS</b>	<b>CO</b>	<b>O2</b>	<b>popílek</b>
<b>0</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>25</b>	41,62	46,81	32,53	23,32	39,1	32,57	32,49	32,78	20,2
<b>100</b>	170	191,2	129,5	93,07	150,6	132,3	132,3	131,7	80,4
<b>200</b>	357,5	394,1	259,9	186	304,5	266,2	261,4	267	170
<b>300</b>	558,8	610,4	392,1	278,8	462,8	402,5	395	406,8	264,6
<b>400</b>	771,9	836,5	526,7	371,7	625,9	541,7	531,7	550,9	361,6
<b>500</b>	994,4	1070	664	464,7	794,5	684,1	671,6	698,7	459,5
<b>600</b>	1225	1310	804,3	557,3	968,8	829,6	814,3	849,9	558
<b>700</b>	1462	1554	947,3	650,2	1149	978,1	960,4	1003	658,3
<b>800</b>	1705	1801	1093	743,1	1335	1129	1109	1159	760,8
<b>900</b>	1952	2052	1241	835,7	1526	1283	1260	1318	868,4
<b>1000</b>	2203	2304	1392	928,2	1723	1439	1413	1477	982,8
<b>1100</b>	2458	2540	1544	1020	1925	1597	1567	1638	1106
<b>1200</b>	2716	2803	1698	1114	2132	1756	1723	1802	1240
<b>1300</b>	2976	3063	1853	1207	2344	1916	1881	1965	1386
<b>1400</b>	3239	3323	2009	1300	2559	2077	2040	2129	1543
<b>1500</b>	3503	3587	2166	1393	2779	2240	2199	2293	1710
<b>1600</b>	3769	3838	2325	1577	3002	2403	2359	2465	2061
<b>1800</b>	4305	4363	2643	1742	3458	2732	2682	2804	2381
<b>2000</b>	4844	4890	2965	1857	3925	3065	3008	3138	2500
<b>2500</b>	6204	6205	3778	2321	5132	3909	3830	4006	-

Tabulka č. 9: Tabulka měrných entalpií jednotlivých složek spalín [17]

Pro určení měrné entalpie jednotlivých složek spalín za teploty 850°C je nutno postupovat dle polynomické rovnice 2. řádu pro každou složku spalín.:

$$y = a \cdot x^2 + b \cdot x - c \quad (50)$$

<b>t [°C]</b>	<b>CO2</b>	<b>SO2</b>	<b>N2</b>	<b>Ar</b>	<b>H2O</b>	<b>VS</b>	<b>CO</b>	<b>O2</b>	<b>popílek</b>
<b>a</b>	0,00015	0,00009	0,0007	0	0,00021	0,00008	0,00007	0,00007	0,00032
<b>b</b>	2,1652	2,29093	1,34293	0,97179	1,54449	1,39065	1,36819	1,43668	0,66002
<b>c</b>	102,0042	80,3078	19,5261	65,956	23,8994	22,9583	22,919	30,0302	28,0579
<b>850</b>	<b>1846,8</b>	<b>1932</b>	<b>1627,7</b>	<b>760,07</b>	<b>1440,6</b>	<b>1216,9</b>	<b>1190,6</b>	<b>1241,7</b>	<b>764,16</b>

Tabulka č. 10: Měrné entalpie jednotlivých složek spalín pro danou teplotu

### 3.6.1.1 Výpočty entalpií pro určení teploty nechlazeného plamene

$$I_{S_{min}}^{850^{\circ}C} = V_{CO_2} \cdot I_{CO_2}^{850^{\circ}C} + V_{SO_2} \cdot I_{SO_2}^{850^{\circ}C} + V_{N_2} \cdot I_{N_2}^{850^{\circ}C} + V_{Ar} \cdot I_{Ar}^{850^{\circ}C} + V_{H_2O} \cdot I_{H_2O}^{850^{\circ}C} + 0,3 \cdot A^r \cdot I_{popítku}^{850^{\circ}C} \text{ [kJ/kg]} \quad (51)$$

$$I_{V_{min}}^{850^{\circ}C} = V_{VS}^{850^{\circ}C} \cdot I_{VS}^{850^{\circ}C} \text{ [kJ/kg]} \quad (52)$$

$$I_s^{850^{\circ}C, \alpha} = I_{S_{min}}^{850^{\circ}C} + (\alpha - 1) \cdot I_{V_{min}}^{850^{\circ}C} \text{ [kJ/kg]} \quad (53)$$

$$Q_i = Q_s - 2453 \cdot (W^r + 8,91 \cdot H^r) \cdot (1 - 0,03) \text{ [kJ/kg]} \quad (54)$$

Následně je proveden výpočet tepla přivedeného oksyličovadlem za 25°C a recirkulací spalin zchlazených na 200°C. Následným součtem závislým na velikosti recirkulačního koeficientu dostaneme entalpii potřebnou k určení teploty nechlazeného plamene.

$$Q_V = V_{VS} \cdot I_{VS}^{25^{\circ}C} + (V_{VV} - V_{VS}) \cdot I_{H_2O}^{25^{\circ}C} \text{ [kJ/kg]} \quad (55)$$

$$Q_{FGR} = r \cdot (V_{CO_2} \cdot I_{CO_2}^{200^{\circ}C} + V_{SO_2} \cdot I_{SO_2}^{200^{\circ}C} + V_{N_2} \cdot I_{N_2}^{200^{\circ}C} + V_{Ar} \cdot I_{Ar}^{200^{\circ}C} + V_{H_2O} \cdot I_{H_2O}^{200^{\circ}C} + V_{O_2} \cdot I_{O_2}^{200^{\circ}C}) \text{ [kJ/kg]} \quad (56)$$

$$Q_u = Q_i + Q_V + Q_{FGR} \text{ [kJ/kg]} \quad (57)$$

$$I_u = \frac{Q_u}{1 + r} = x \text{ [kJ/kg]} \quad (58)$$

V souvislosti s vypočítanou entalpií je třeba z tabulky měrné entalpie jednotlivých složek spalin sestavit graf, pomocí jehož polynommické rovnice 2. řádu bude možno určit přesnou teplotu za této hodnoty entalpie, a následně stanovit přesný recirkulační koeficient pro srovnání teplot mezi metodou spalování se vzduchem a spalování Oxyfuel.

### 3.6.2 Výpočet teploty nechlazeného plamene při spalování se vzduchem

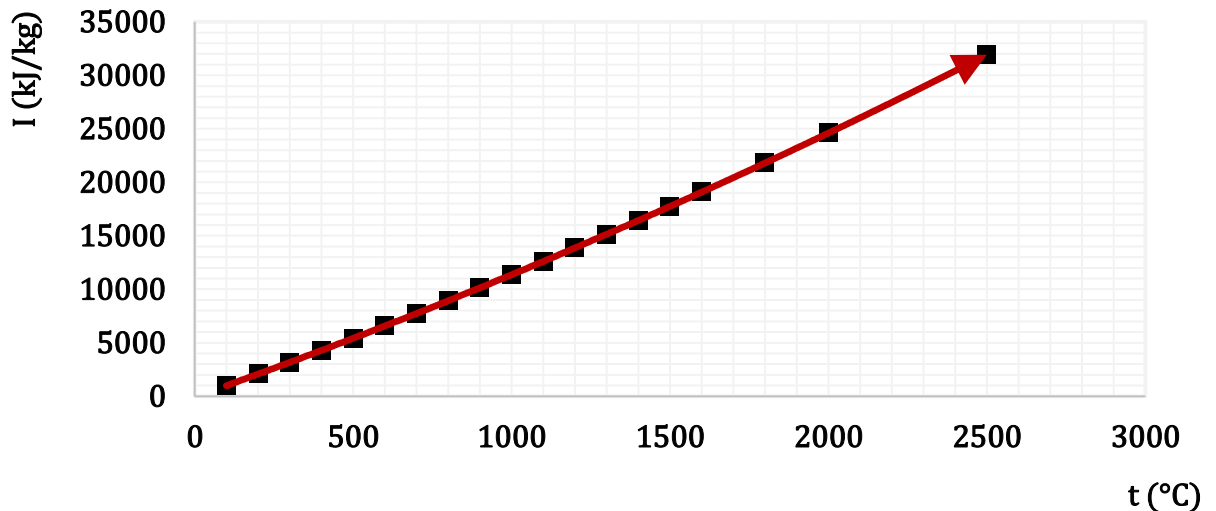


Diagram č. 1: Závislost entalpie recirkulovaných spalin na teplotě nechlazeného plamene spalování vzduchem

t (°C)	I (kJ/kg)
0	-
25	-
100	992
200	2069
300	3165
400	4279
500	5411
600	6562
700	7731
800	8919
900	10125
1000	11350
1100	12593
1200	13856
1300	15134
1400	16433
1500	17750
1600	19085
1800	21811
2000	24610
2500	31913

#### Teplo přivedené do systému:

$$Q_i = 17885,81389 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_V = 237,493793 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{FGR} = 651,5255546 \text{ kJ/kg}$$

#### Celkové $Q_u$ a entalpie spalin:

$$Q_u = 18774,83323 \text{ kJ/kg}$$

$$I_u = 14442,17941 \text{ kJ/kg}$$

Výpočet teploty vycházející z polynomické rovnice 2. řádu daného průběhu entalpií:

$$I = 0,0009x^2 + 10,506x - 70,148$$

Dle následné úpravy rovnice pro výpočet diskriminantu vyplyne vztah pro výpočet výsledné teploty nechlazeného plamene závisující na velikosti recirkulačního koeficientu.

Tabulka č. 11: Velikost entalpie recirkulujících spalin závisujících na teplotě spalování se vzduchem

$$t_{1,2} = \frac{10,5 \mp \sqrt{10,5^2 - 4 \cdot 0,0009 \cdot (-70,2 - 14442,2)}}{2 \cdot 0,0009} = 1247,93^\circ\text{C} \quad (59)$$

### 3.6.3 Výpočet teploty nechlazeného plamene při spalování Oxy-Fuel

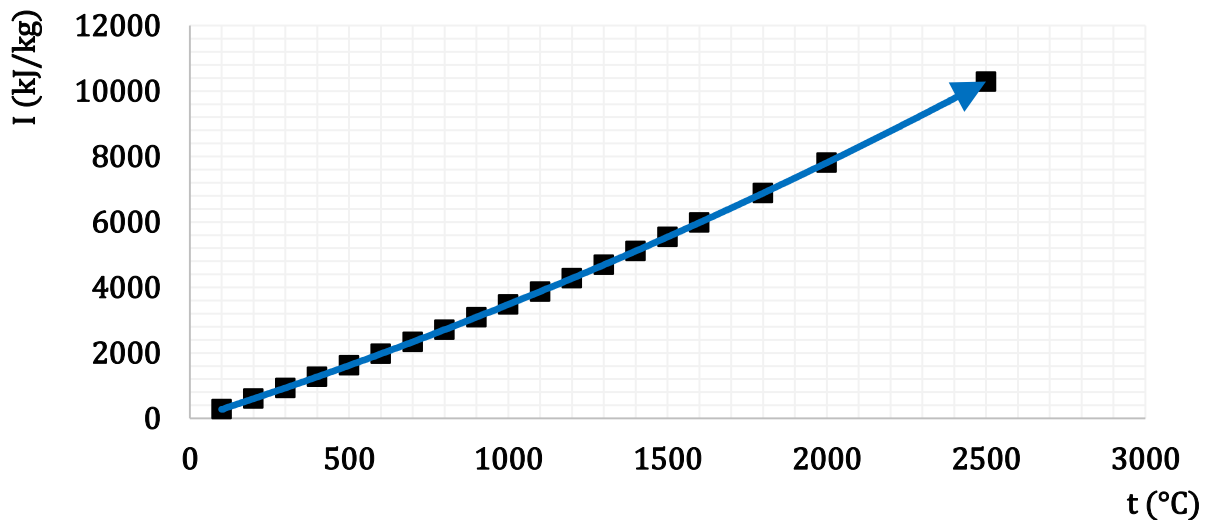


Diagram č. 2: Závislost entalpie recirkulovaných spalin na teplotě nechlazeného plamene spalování Oxyfuel

t (°C)	I (kJ/kg)
0	-
25	-
100	276
200	599
300	930
400	1269
500	1616
600	1972
700	2336
800	2708
900	3088
1000	3476
1100	3873
1200	4277
1300	4690
1400	5112
1500	5541
1600	5979
1800	6878
2000	7811
2500	10285

#### Teplo přivedené do systému:

$$Q_i = 17885,81389 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_V = 40,294 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{FGR}} = 2076,006 \text{ kJ/kg}$$

#### Celkové $Q_u$ a entalpie spalin:

$$Q_u = 20002,114 \text{ kJ/kg}$$

$$I_u = 4474,631 \text{ kJ/kg}$$

Výpočet teploty vycházející z polynomické rovnice 2. řádu daného průběhu entalpií:

$$I = 0,00041x^2 + 3,10488x - 38,54726$$

Dle následné úpravy rovnice pro výpočet diskriminantu vyplyne vztah pro výpočet výsledné teploty nechlazeného plamene závisející na velikosti recirkulačního koeficientu.

Tabulka č. 12: Velikost entalpie recirkulujících spalin závisejících na teplotě metody Oxyfuel

$$t_{1,2} = \frac{3,11 \mp \sqrt{3,11^2 - 4 \cdot 0,00041 \cdot (-38,6 - 4474,6)}}{2 \cdot 0,00041} = 1247,93^\circ\text{C} \quad (60)$$

Při výsledném porovnání dle určování recirkulačního koeficientu pro dosažení stejné konečné teploty plamene, byl u metody spalování se vzduchem uvažován recirkulační koeficient 0,3. Pro tuto hodnotu se teplota rovnala 1247,93°C. Aby bylo možné stejné teplotní úrovně dosáhnout u metody Oxy-Fuel, bylo nutné recirkulační koeficient nastavit na hodnotu 3,47, která následně vykazovala obdobnou hodnotu 1247,93°C.

## 3.7 Fluidační rychlost

Protože jednou z nutných složek pro výpočet fluidační rychlosti je dynamická viskozita společně s hustotou přiváděné směsi oksyličovadla s recirkulovanými spalinami, je recirkulační koeficient činitelem rozdílností v rychlostech i v tomto případě. Velikost recirkulace se u obou metod opět liší, a proto je nutno znovu nalézt optimální recirkulační součinitel pro každou z variant, aby fluidační rychlosti jednotlivých variant byli stejné. Vstupní hodnoty do výpočtu jsou uvedeny v kapitole 3.1.

### 3.7.1 Potřebné výpočty složek ovlivňující výpočet fluidní rychlosti

#### 3.7.1.1 Určení hustoty přiváděného média

Protože se hustota jednotlivých složek oksyličovadla za různých hodnot teploty mění, je třeba určit hustotu směsi plynu vstupujícího do procesu, která bude taktéž závislá na recirkulačním koeficientu z důvodu koncentrace jednotlivých složek plynu vstupujícího do procesu. Pro zjednodušení nebyla uvažována hustota směsi, ovšem hustoty jednotlivých složek v závislosti na míře jejich koncentrace po smíšení fluidního média s recirkulovanými spalinami.

$$\rho = \rho^N \cdot \frac{273,15}{850 + 273,15} [m_N^3/kg] \quad (61)$$

$$\rho_{VS} = (1 - r) * \rho_{VV}^{850^\circ C} + r * \rho_{VS,FGR}^{850^\circ C} [m_N^3/kg] \quad (62)$$

$$\rho_{OXY} = (1 - r) * \rho_{O_2}^{850^\circ C} + r * \rho_{OXY,FGR}^{850^\circ C} [m_N^3/kg] \quad (63)$$

$$\rho_{VS,FGR}^{850^\circ C} = \rho_{CO_2}^{850^\circ C} \cdot V_{CO_2} + \rho_{N_2}^{850^\circ C} \cdot V_{N_2} + \rho_{SO_2}^{850^\circ C} \cdot V_{SO_2} + \rho_{H_2O}^{850^\circ C} \cdot V_{H_2O} + \rho_{Ar}^{850^\circ C} \cdot V_{Ar} [m_N^3/kg] \quad (64)$$

$$\rho_{OXY,FGR}^{850^\circ C} = \rho_{CO_2}^{850^\circ C} \cdot V_{CO_2} + \rho_{N_2}^{850^\circ C} \cdot V_{N_2} + \rho_{H_2O}^{850^\circ C} \cdot V_{H_2O} [m_N^3/kg] \quad (65)$$

Hustota byla uvažována za teploty fluidní vrstvy 850°C z důvodu ohřevem plynu při průchodu distributorem do fluidní vrstvy. Výsledky uvažované hustoty popisuje tabulka č. 13.

	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ	OXYFUEL	jednotky
$\rho$	0,3193	0,3452	$[m_N^3/kg]$

Tabulka č. 13: Hustoty jednotlivých fluidačních médií

### 3.7.1.2 Určení dynamické viskozity přiváděného média

$$\mu = A + B \frac{T}{K_T} + C \left( \frac{T}{K_T} \right)^2 + D \left( \frac{T}{K_T} \right)^3 + E \left( \frac{T}{K_T} \right)^4 \quad [Pa \cdot s] \quad (66)$$

Zmíněná rovnice č. 66 stanovuje výpočet dynamické viskozity dané složky plynu v závislosti na teplotě. Protože se dynamická viskozita u jednotlivých složek oksličovadla za různých hodnot teploty mění, je třeba určit konečnou dynamickou viskozitu směsi plynu vstupujícího do procesu. Pro zjednodušení nebyla uvažována dynamická viskozita směsi, ovšem dynamické viskozity jednotlivých složek v závislosti na míře jejich koncentrace po smíšení fluidního média s recirkulovanými spalinami. Dané koeficienty pro výpočty dynamické viskozity u jednotlivých plynů popisuje tabulka č. 14.

	VZDUCH	CO <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	jednotky
<b>A</b>	-1,702·10 <sup>-7</sup>	-1,8024·10 <sup>-6</sup>	-1,026·10 <sup>-6</sup>	6,497·10 <sup>-6</sup>	-1,02·10 <sup>-7</sup>	-
<b>B</b>	7,9965·10 <sup>-8</sup>	6,5989·10 <sup>-8</sup>	9,263·10 <sup>-8</sup>	-1,51·10 <sup>-8</sup>	7,479·10 <sup>-8</sup>	-
<b>C</b>	-7,2183·10 <sup>-11</sup>	-3,7108·10 <sup>-11</sup>	-8,066·10 <sup>-11</sup>	1,159·10 <sup>-10</sup>	-5,9·10 <sup>-11</sup>	-
<b>D</b>	4,96·10 <sup>-14</sup>	1,586·10 <sup>-14</sup>	5,113·10 <sup>-14</sup>	1,008·10 <sup>-13</sup>	3,23·10 <sup>-14</sup>	-
<b>E</b>	-1,388·10 <sup>-17</sup>	-3·10 <sup>-18</sup>	-1,295·10 <sup>-17</sup>	3,1·10 <sup>-17</sup>	-6,73·10 <sup>-18</sup>	-
<b>K<sub>T</sub></b>	132,53	304,13	154,6	647,1	126,19	-
<b>T</b>	850	850	850	850	850	°C

Tabulka č. 14: Stanovené hodnoty pro výpočet dynamické viskozity



### 3.7.1.3 Dynamické viskozity jednotlivých složek plynu

Finální hodnoty jednotlivých složek, které jsou potřebné pro určení dynamických viskozit vzduchu jako fluidačního média, Oxy-Fuel a recirkulovaných spalin.

$$\mu_{vzduch} = 1,702 \cdot 10^{-7} [Pa \cdot s] \quad (67)$$

$$\mu_{O_2} = 5,189 \cdot 10^{-5} [Pa \cdot s] \quad (68)$$

$$\mu_{H_2O} = 6,477 \cdot 10^{-5} [Pa \cdot s] \quad (69)$$

$$\mu_{CO_2} = 1,618 \cdot 10^{-5} [Pa \cdot s] \quad (70)$$

$$\mu_{N_2} = 3,991 \cdot 10^{-5} [Pa \cdot s] \quad (71)$$

### 3.7.1.4 Výpočet dynamické viskozity jednotlivých fluidačních médií

$$\mu_{VS} = \mu_{vzduchu} + (1 - r) \cdot \mu_{FGR}^{VS} [Pa \cdot s] \quad (72)$$

$$\mu_{FGR}^{VS} = 0,06 \cdot \mu_{O_2} + 0,07 \cdot \mu_{H_2O} + 0,15 \cdot \mu_{CO_2} + 0,71 \cdot \mu_{N_2} [Pa \cdot s] \quad (73)$$

$$\mu_{spalování OXY} = \mu_{OXY} + (1 - r) \cdot \mu_{FGR}^{OXY} [Pa \cdot s] \quad (74)$$

$$\mu_{OXY} = 0,95 \cdot \mu_{O_2} + 0,05 \cdot \mu_{N_2} [Pa \cdot s] \quad (75)$$

$$\mu_{FGR}^{OXY} = 0,2 \cdot \mu_{O_2} + 0,5 \cdot \mu_{H_2O} + 0,3 \cdot \mu_{CO_2} [Pa \cdot s] \quad (76)$$

	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ	OXYFUEL	jednotky
$\mu$	$-8,8879 \cdot 10^{-5}$	$-9,6827 \cdot 10^{-5}$	$[Pa \cdot s]$

Tabulka č. 15: Dynamické viskozity jednotlivých fluidačních médií

### 3.8 Výpočet mezní rychlosti fluidace

Poslední hledanou hodnotou této práce, která je ovlivněna velikostí recirkulačního koeficientu je fluidní rychlost, kdy velikost recirkulace v rovnici č. 77. ovlivňuje členy zastupující dynamickou viskozitu společně s hustotou. Tudíž má její velikost přímý vliv na hodnu mezní fluidní rychlosti. Se všemi potřebnými hodnotami, které byly vypočítány, je třeba dosadit do základní rovnice pro výpočet fluidní rychlosti přiváděného média.

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \left( \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left( \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad [m \cdot s] \quad (77)$$

Po výsledné úpravě této rovnice hodnota  $u_{mf}$  musí vycházet v obou případech stejná, čehož dosáhneme právě zvolením vhodného recirkulačního koeficientu, který následně upravuje výslednou hodnotu fluidační rychlosti.

	VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ	OXYFUEL	jednotky
<b>r</b>	<b>0,3</b>	<b>4,212</b>	
<b><math>u_{mf}</math></b>	<b>4,72</b>	<b>4,72</b>	<b>[m/s]</b>

Tabulka č. 16: Výsledná fluidační rychlost pro různé recirkulační koeficienty

Dle tabulky č. 16 lze pozorovat, že velikost recirkulace u metody Oxy-Fuel se ustálila na hodnotě 4,212, což je opět další hodnota recirkulačního koeficientu, dle které je třeba se při vyhodnocování konečného recirkulačního koeficientu řídit.

### 3.9 Výsledné hodnoty recirkulačních koeficientů

Tabulka č. 17 srovnává jednotlivé recirkulační koeficienty určené z výpočtů pro dané vlastnosti fluidní vrstvy.

	<b>VZDUCHOVÉ SPALOVÁNÍ</b>	<b>OXYFUEL</b>	jednotky
<b>Objem spalin <math>V_{TFG}</math></b>			
r	0,3	<b>4,636</b>	-
<b>Teplota nechlazeného plamene</b>			
r	0,3	<b>3,47</b>	-
<b>Mezní rychlost fluidace</b>			
r	0,3	<b>4,212</b>	-

Tabulka č. 17: Výsledné hodnoty recirkulačních koeficientů

## 4 Závěr

Výpočet byl proveden především z důvodů poukázání na výrazné odlišnosti mezi Oxy-Fuel spalováním a klasickým spalováním za pomoci atmosférického vzduchu. V práci je uvedeno, že recirkulační koeficient u metody spalování vzduchem je 0,3. Dle výsledků lze pozorovat, že rozdílné recirkulační koeficienty metody Oxy-Fuel se pohybují po přepočtu na stejný objem spalin z obou vycházejících porovnaných procesů na hodnotě 4,636. Tato hodnota vychází především z výpočtů mnohem menšího objemu přiváděného fluidního média metody Oxy-Fuel, z důvodů vysoké koncentrace kyslíku v něm. To má za následek mnohem menší množství celkových spalin  $V_{TFG}$ , což by následně pro spalování se vzduchem nebylo porovnatelné v rámci koncentrací jednotlivých složek pro stejnou velikost objemu. Proto bylo třeba určit hodnotu recirkulačního koeficientu tak, aby velikost recirkulovaných spalin vyvážila celkový objem spalin  $V_{TFG}$  u metody Oxy-Fuel z důvodu menšího přivedeného množství fluidního média. Další z výpočtů velikosti recirkulace byly provedeny z důvodů nutnosti regulace teploty nechlazeného plamene metody Oxy-Fuel. Pokud by u Oxy-Fuel byla uvažována stejná velikost recirkulačního koeficientu 0,3, jako u metody spalování se vzduchem, teplota nechlazeného plamene by se v tomto případě vyšplhala až na hodnou  $3170,6^{\circ}\text{C}$ , což je pro správnou funkci zařízení hodnota zcela nereálná. Proto je množstvím recirkulace spalin tato teplota snižována a koeficientem  $r$  u metody Oxy-Fuel, který se ustálil na hodnotě 3,47, bylo dosaženo stejné teploty, jako u spalování se vzduchem, tudíž  $1247,93^{\circ}\text{C}$ . Pokud bychom užili recirkulační koeficient určený pro stejné  $V_{TFG}$  u metody Oxy-Fuel, teplota by naopak byla nedostačující a ustálil by se na hodnotě  $1049,78^{\circ}\text{C}$ , což by ovlivnilo i konečnou teplotu fluidní vrstvy, která by vedla ke snížení kvality spalování. V poslední řadě byl recirkulační koeficient určován pro mezní stav rychlosti fluidačního média, který by odpovídal hodnotě rychlosti fluidace za velikosti recirkulace u vzduchového spalování. V této práci byl zohledněn vliv recirkulace na hustotu a dynamickou viskozitu jednotlivých podílů složek ve fluidačním médiu, které se s velikostí recirkulace mění. Aby mohlo být dosaženo stejné hodnoty rychlosti, bylo třeba najít recirkulační koeficient takový, který odpovídá  $4,72$  m/s mezní fluidní rychlosti vzduchového spalování. V tomto případě se velikost koeficientu rovnala hodnotě 4,212. Při konečné možnosti srovnání jednotlivých recirkulačních koeficientů užitých pro výpočet mezní fluidní rychlosti tato rychlost vykazuje různé

hodnoty. Při použití koeficientu vhodného pro stejné hodnoty  $V_{TFG}$  na určení rychlosti se rychlost oproti hodnotě vzduchového spalování zvýší. Pokud je použit koeficient ideální pro dosažení jednotných teplot nechlazeného plamene, fluidní rychlost je u metody Oxy-Fuel nedostačující. Z tohoto porovnání lze usoudit, že míra velikosti recirkulace je přímo závislá na mezní fluidní rychlosti a společně se zvyšováním recirkulace roste  $u_{mf}$  a naopak. Jak je vidět, jednotlivé vlastnosti Oxy-Fuel spalování poměrně ztěžují určení konečné velikosti recirkulačního koeficientu. Proto nelze přesně určit jednotnou hodnotu tohoto koeficientu pro zadání práce. Dle porovnání s výsledky experimentálního měření a výpočtů „*Zkušenosti s Oxy-Fuel spalováním ve stacionární fluidní vrstvě*“<sup>4</sup>, se v tomto případě recirkulační koeficienty metody Oxy-Fuel pohybovaly od hodnot 1 až 5. Proto lze s porovnáním experimentálních měření taktéž předpokládat, že za daných okolností bylo i v rámci zaokrouhlování a zjednodušování výpočtů v této práci postupováno správně.

---

<sup>4</sup>[15] SKOPEC, Pavel. HRDLIČKA, Jan. VODIČKA, Matěj. *Zkušenosti s oxy-fuel spalováním ve stacionární fluidní vrstvě*. ENERGIE Z BIOMASY XVI. Praha: Fakulta strojní, České vysoké učení technické v Praze, 2015, str. 100 – 105.

## Seznam odkazů na literaturu a zdroje

- [1] KUNII, D. LEVENSPIEL, O. *Fluidization Engineering*. 2. vydání. Howard Brenner Massachusetts institute of Technology: Butterworth-Heinemann, 1991. 522 s. ISBN 0-409-90233-0
- [2] TEYSSLER, J. *Spalování popelnatých hnědých uhlí*. 1. vydání. Praha: SNTL/Alfa – Nakladatelství technické literatury, 1988. 288 s. ISBN 0-503-238-88
- [3] HRDLIČKA, F. JANEBA, Břetislav. BERÁNEK Jaroslav. *Optimalizace malých fluidních kotlů* (1. část). *Energie*. Praha: Panorama publishing, s.r.o., 2/98, str. 126 – 130. ISSN 1211-9822
- [4] HRDLIČKA, F. JANEBA, Břetislav. BERÁNEK Jaroslav. *Optimalizace malých fluidních kotlů* (2. část). *Energie*. Praha: Panorama publishing, s.r.o., 3/98, str. 123 – 127. ISSN 1211-9822
- [5] POPELKA, O. *Fluidní kotel na spalování uhlí a biomasy 150t/h*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2011. 142 s. Vedoucí diplomové práce doc. Ing. Zdeněk Skála, CSc..
- [6] DURDA, T. *Fluidní spalování uhlí a alternativních paliv*. [online]. Příspěvky z konference Bažantova konference doktorandů 2013, Praha 2013. [cit. 2013-06-14] Dostupné z: <http://invenio.nusl.cz/record/155869>
- [7] MÍCHAL, V. *Fluidní spalování*. [online]. První česká multimediální encyklopedie energie, Praha 1999. [cit. 2000-07-15] Dostupné z: [http://www.energyweb.cz/web/index.php?display\\_page=2&subitem=2&slovník\\_page=fluid\\_spal.html](http://www.energyweb.cz/web/index.php?display_page=2&subitem=2&slovník_page=fluid_spal.html)
- [8] YANG, W. *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*. 1. vydání. New York: Marcel Dekker, Inc., 2003. 850 s. ISBN 0-8247-0259-X
- [9] OKA, S. N. ANTHONY, E. J. *Fluidized Bed Combustion*. 1. Vydání. New York: Marcel Dekker, Inc., 2004. 580 s. ISBN 0-8247-4699-6
- [10] HRDLIČKA, J. OPATŘIL, J. *Optimalizace adiabatického fluidního ohniště se stacionární fluidní vrstvou*. ENERGIE Z BIOMASY XIV. Praha: Fakulta strojní, České vysoké učení technické v Praze, 2013, str. 60 – 63.

- [11] HARTMAN, M. SVOBODA, K. TRNKA, O. BERAN, Z. *Reaktory s cirkulující fluidní vrstvou*. Chemické listy 93 - Referáty. Praha: Ústav chemických procesů, Akademie věd České republiky. 1999. str. 788 – 793.
- [12] VORÁČ, P. *Návrh a optimalizace fluidního roštu z hlediska funkčnosti a ekonomiky výroby*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2010, 67 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Richard Nekvasil, Ph.D.
- [13] SCHREIBEROVÁ, L. NEUŽIL, P. *Fluidace*. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, Fakulta checko-inženýrská, Výzkumná zpráva. 2008. Str. 7,1 – 7,11
- [14] MALIŠ, J. *Metody snižování emisí oxidu uhličitého*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2009. 73 s. Vedoucí diplomové práce doc. Ing. Ladislav Bébar, CSc.
- [15] SKOPEC, P. HRDLIČKA, J. VODIČKA, M. *Zkušenosti s oxy-fuel spalováním ve stacionární fluidní vrstvě*. ENERGIE Z BIOMASY XVI. Praha: Fakulta strojní, České vysoké učení technické v Praze, 2015, str. 100 – 105.
- [16] BUHRE, B.J.P. ELLIOTT, L.K. SHENG, C.D. GUPTA, R.P. WALL, T.F. *Oxy-fuel Combustion technology for coal-fired power generation*. Progress in Energy and Combustion Science. 2005, č. 31, s. 283-307.
- [17] DLOUHÝ, T. *Výpočty kotlu a spalinových výměníku*. Praha: Nakladatelství ČVUT, 2007. 212 s. ISBN 978-80-01-03757-7.
- [18] SKOPEC, P. et al. *Studium problematiky využití fluidní vrstvy pro spalování biomasy a alternativních paliv*. V *Sborník přednášek z konference Energie z biomasy XIV*. Brno: VUT v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2013, s. 69-73. ISBN 978-80-214-4775-2
- [19] Geology (Česká geologická služba): Informační portál pro technologie zachytávání a ukládání CO<sub>2</sub> – Technologie CCS [online]. 2017 [cit.2017-05-08]  
Dostupné z: <http://www.geology.cz/ccs/technologie-ccs>
- [20] Redakce National Geographic. *Změny klimatu: 7 věcí, které by jste měli vědět o změně klimatu*. Praha: National Geographic Česko, 2017 (4), str. 26 - 27. ISSN 1213-9394.

[21] Global CCS Institute: *Callide oxyfuel project* [online]. 2016 [cit. 2017-05-08].

Dostupné z:

<http://hub.globalccsinstitute.com/sites/default/files/publications/202090/cop-finalresults-publicreport-march2018.pdf>

[22] International Energy Agency: *Energy Policies of IEA Countries - Czech Republic 2016 Review* [online]. 2016 [cit. 2017-05-08]. Dostupné z:

[https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/Energy\\_Policies\\_of\\_IEA\\_Countries\\_Czech\\_Republic\\_2016\\_Review.pdf](https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/Energy_Policies_of_IEA_Countries_Czech_Republic_2016_Review.pdf)

## Seznam zkratek

MIT	-	Massachusetts Institute of Technology
CCS	-	Carbon capture and storage
LTO	-	Lehké topné oleje
ppm	-	Parts per milion
PC	-	(Pulverised Coal) Elektrárna na práškové uhlí
CCGT	-	(Combined cycle Gas Turbine) Kombinovaný cyklus plynové a parní turbíny
IGCC	-	(Integrated Gasification Combined Cycle) Kombinovaný cyklus plynové a parní turbíny s integrovaným zplyňováním

## Seznam diagramů

		Číslo strany
Diagram č. 1	Závislost entalpie recirkulovaných spalin na teplotě nechlazeného plamene spalování vzduchem	45
Diagram č. 2	Závislost entalpie recirkulovaných spalin na teplotě nechlazeného plamene spalování Oxyfuel	46



## Seznam obrázků

		Číslo strany
Obrázek č. 1	Vlastnosti fluidní vrstvy podobné kapalinám	13
Obrázek č. 2	Rozdělení fluidních vrstev (Část A - D)	14
Obrázek č. 3	Rozdělení fluidních vrstev (Část E - H)	16
Obrázek č. 4	Geldartovo rozdělení částic	20
Obrázek č. 5	Stacionární bublinkující fluidní vrstva	25
Obrázek č. 6	Cirkulující fluidní vrstva	26
Obrázek č. 7	Metoda Post-Combustion	30
Obrázek č. 8	Metoda Pre-Combustion	31
Obrázek č. 9	Metoda Oxy-Fuel	33

## Seznam tabulek

		Číslo strany
Tabulka č. 1	Koeficienty sféricity pro dané typy materiálů	22
Tabulka č. 2	Měrné emise CO <sub>2</sub> při spalování vybraných paliv	29
Tabulka č. 3	Srovnání technik separace CO <sub>2</sub> u různých druhů elektráren	34
Tabulka č. 4	Koncentrace jednotlivých složek v daném oksličovadle	37
Tabulka č. 5	Koncentrace jednotlivých složek v daném oksličovadle	37
Tabulka č. 6	Hodnoty stechiometrických výpočtů hodnot množství spalovacího vzduchu a množství spalin	39
Tabulka č. 7	Výsledné hodnoty procentuální koncentrace jednotlivých složek ve spalinách	40
Tabulka č. 8	Výsledné hodnoty recirkulace spalin u jednotlivých typů spalování	41
Tabulka č. 9	Tabulka měrných entalpií jednotlivých složek spalin	43
Tabulka č. 10	Měrné entalpie jednotlivých složek spalin pro danou teplotu	43

Tabulka č. 11	Velikost entalpie recirkulujících spalin závisících na teplotě spalování se vzduchem	45
Tabulka č. 12	Velikost entalpie recirkulujících spalin závisících na teplotě metody Oxyfuel	46
Tabulka č. 13	Hustoty jednotlivých fluidačních médií	48
Tabulka č. 14	Stanovené hodnoty pro výpočet dynamické viskozity	49
Tabulka č. 15	Dynamické viskozity jednotlivých fluidačních médií	50
Tabulka č. 16	Výsledná fluidační rychlost pro různé recirkulační koeficienty	50
Tabulka č. 17	Výsledné hodnoty recirkulačních koeficientů	51