

ČESKÉ VYSOKÉ
UČENÍ TECHNICKÉ
V PRAZE

FAKULTA
STROJNÍ



DIPLOMOVÁ
PRÁCE

2024

TOMÁŠ
RADA

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Rada** Jméno: **Tomáš** Osobní číslo: **483150**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávací katedra/ústav: **Ústav energetiky**
Studijní program: **Energetika a procesní inženýrství**
Specializace: **Energetika**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Materiály fluidní vrstvy pro spalování sušeného čistírenského kalu v ohništi s bublinkovou fluidní vrstvou

Název diplomové práce anglicky:

Fluidized bed materials for combustion of dried sewage sludge in a bubbling fluidized bed combustor

Pokyny pro vypracování:

Práce bude obsahovat následující části:

- 1) Rešerši zabývající se problematikou nakládání s čistírenskými kalů se zaměřením na spalování čistírenských kalů v zařízeních s bublinkovou fluidní vrstvou. Další částí rešerše bude problematika fluidace zabývající se popisem kvality fluidní vrstvy a stanovením vlastností materiálů klíčových pro určení jejich fluidačních vlastností.
- 2) Praktickou část zabývající se:
 - a. Stanovením základních fyzikálních a fluidačních vlastností vlastních popelů vybraných čistírenských kalů;
 - b. Experimentálním stanovením prahových rychlostí fluidace vybraných materiálů při různých výškách fluidní vrstvy;
 - c. Experimentálním ověřením vhodnosti popele sušeného čistírenského kalu pro tvorbu bublinkové fluidní vrstvy.

Seznam doporučené literatury:

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:

Ing. Matěj Vodička, Ph.D. ústav energetiky FS

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

Datum zadání diplomové práce: **15.04.2024**

Termín odevzdání diplomové práce: **03.06.2024**

Platnost zadání diplomové práce: **31.12.2025**

Ing. Matěj Vodička, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) práce

prof. Ing. Michal Kolovratník, CSc.
podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

doc. Ing. Miroslav Španiel, CSc.
podpis děkana(ky)

III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

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

Datum převzetí zadání

Podpis studenta

Anotační list

Jméno autora:	Tomáš Rada
Název práce:	Materiály fluidní vrstvy pro spalování sušeného čistírenského kalu v ohništi s bublinkovou fluidní vrstvou
Anglický název:	Fluidized bed materials for combustion of dried sewage sludge in a bubbling fluidized bed combustor
Akademický rok:	2023/2024
Studijní program:	Energetika a procesní inženýrství
Ústav:	Ústav energetiky
Vedoucí práce:	Ing. Matěj Vodička, Ph.D.
Bibliografické údaje	Počet stran: 83 Počet obrázků: 18 Počet tabulek: 32 Počet příloh: 0
Klíčová slova:	bublinková fluidní vrstva, fluidace, čistírenské kaly, popel
Keywords:	bubbling fluidized bed, fluidization, sewage sludge, ash

Anotace

Tato diplomová práce se zabývá problematikou čistírenských kalů. Práce zahrnuje pojednání o vzniku, zpracování a likvidaci čistírenských kalů s ohledem na platnou legislativu. Teoretická část práce se dále zabývá problematikou spalování čistírenských kalů a samotnou fluidací. Vlastní experimentální část práce se zabývá rozбором tří vybraných vzorků čistírenských kalů a jejich popela. Tento rozbor obsahuje granulometrickou analýzu popela včetně měření prvkového složení, dále obsahuje samotné měření fluidace s následným výpočtem fluidačních a úletových rychlostí. V neposlední řadě je posouzeno využití popela vzorků jako inertního materiálu bublinkové fluidní vrstvy v teoretickém a skutečném spalovacím procesu.

Abstract

This thesis deals with the issue of sewage sludge. The work includes a discussion of the creation, processing and disposal of sewage sludge with regard to the applicable legislation. The theoretical part of the work further deals with the issue of sewage sludge combustion and fluidization itself. The actual experimental part of the work deals with the analysis of three selected samples of sewage sludge and their ash. This analysis includes a granulometric analysis of the ash, including the measurement of compositional elements. Work also contains the measurement of fluidization itself, followed by the calculation of fluidization and terminal velocities. Finally, the use of the samples as inert material of the bubbling fluidized bed in theoretical and real combustion process is assessed.

Čestné prohlášení

Prohlašuji, že jsem svou diplomovou práci vypracoval samostatně, pod odborným vedením Ing. Matěje Vodičky, Ph.D. s použitím zdrojů uvedených v seznamu literatury.

V Praze dne

.....

Bc. Tomáš Rada

Poděkování

Tímto bych chtěl poděkovat vedoucímu práce Ing. Matěji Vodičkovi, Ph.D. za pomoc, odborné a věcné poznámky a přívětivý přístup, bez kterých by tato práce nemohla vzniknout.

Obsah

1	Úvod	1
2	Zpracování odpadních vod	2
2.1	Metody stabilizace kalů	2
2.1.1	Aerobní vyhnívání	3
2.1.2	Aerobní termofilní vyhnívání	3
2.1.3	Anaerobní vyhnívání	3
3	Zpracování a využití čistírenských kalů v ČR	4
3.1	Legislativa využití čistírenských kalů	5
3.2	Produkce čistírenských kalů v ČR	5
4	Způsob zpracování kalů	6
4.1	Přímá aplikace a rekultivace	6
4.2	Kompostování	7
4.3	Skládkování	8
4.4	Spalování čistírenských kalů	8
5	Fluidace	11
5.1	Fluidace jedné částice	11
5.2	Režimy fluidace	12
6	Charakteristika částic	13
6.1	Velikost částice	13
6.1.1	Objemový průměr	13
6.1.2	Plošný průměr	13
6.1.3	Plošný objemový průměr	14
6.1.4	Sítový průměr	14
6.2	Tvar částice	14
6.2.1	Sféricita	14
6.2.2	Kruhovitost	15
6.2.3	Pracovní sféricita	15
6.3	Sypná hmotnost	15
6.4	Mezerovitost	16
6.5	Charakteristika nehomogenních částic	16
6.5.1	Aritmetický střední průměr	16
6.5.2	Plošný střední průměr	17

6.5.3	Objemový střední průměr	17
6.5.4	Sauterův střední průměr	17
7	Sítová analýza částic	17
7.1	Aproximace výsledků sítové analýzy	19
7.1.1	Rosin-Rammlerova aproximace	20
7.1.2	Nukiyama-Tanasawova aproximace	20
8	Analytický popis fluidní vrstvy	22
8.1	Průběh tlakové ztráty ve fluidní vrstvě	23
8.2	Přechod do režimu bublinkové fluidace	25
8.3	Prahová rychlost fluidace	26
8.4	Úletová rychlost částic	28
8.5	Geldartova klasifikace částic	29
8.6	Vliv prostředí na fluidní vrstvu	30
8.7	Výhody a nevýhody fluidní vrstvy	31
9	Vlastní práce	32
10	Metodika měření	34
10.1	Měření hustoty	34
10.2	Měření distribuce velikosti částic	34
10.3	Měření fluidace	35
10.4	Dopočet sféricity vzorku	38
10.5	Určení prahové rychlosti z grafu průběhu tlakové ztráty .	38
10.6	Měření prvkového složení	39
11	Výsledky granulometrického měření	41
11.1	Vzorek 1	42
11.2	Vzorek 2	44
11.3	Vzorek 3	46
12	Výsledky měření fluidace	49
12.1	Vzorek 1	49
12.2	Vzorek 2	53
12.3	Vzorek 3	55
12.4	Úletová rychlost a rychlost úplné fluidace	57
13	Využití vzorků ve spalovacím procesu	59
13.1	Stechiometrická bilance	60

13.2 Experimentální měření	61
14 Výsledky měření prvkového složení	63
15 Nepřesnosti měření	66
16 Závěr	67
Seznam literatury	70
Seznam tabulek	71
Seznam obrázků	72

Seznam proměnných

α	Součinitel přebytku vzduchu
χ_v	Součinitel podílu vodní páry připadající na 1 m_N^3 vzduchu
ΔP	Tlaková ztráta
ϵ, ϵ_{mf}	Mezerovitost, mezerovitost na prahu fluidace
ρ	Hustota, sypná hmotnost
σ, μ	Parametry aproximačních rovnic
φ	Sféricita
A	Plocha průřezu reaktoru
Ar	Archymédovo číslo
d, D	Velikost částice
d_p^*	Bezrozměrná velikost částic
e	Elongace
L, L_{mf}	Výška vrstvy, výška vrstvy na prahu fluidace
m	Hmotnost
$O_{O_2_{min}}$	Minimální objem kyslíku pro dokonalé spálení 1 kg paliva
$O_{V_{S_{min}}}$	Minimální objem suchého vzduchu pro dokonalé spálení 1 kg paliva
$O_{V_{V_{min}}}$	Minimální objem vlhkého vzduchu pro dokonalé spálení 1 kg paliva
p, b, n, m	Parametry aproximačních rovnic
Q_{FGR}	Objemový tok recirkulovaných spalin
Q_{prim}	Objemový tok primárního vzduchu
Re	Reynoldsovo číslo
S_p	Plocha částice
T	Teplota
u^*	Bezrozměrná rychlost
u_t^*	Bezrozměrná úletová rychlost

u_f	Rychlost úplné fluidace
u_t	Úletová rychlost částic
u_{mb}	Rychlost přechodu do stavu bublinkové fluidace
$u_{m,f}$	Prahová rychlost fluidace
V_p	Objem částice

1 Úvod

Problematika zpracování a likvidace čistírenských kalů je v dnešní době stále zajímavější téma. Z důvodu neustále striktnějších pravidel pro nakládání s odpady a s důrazem na udržitelnost a ekologii je jedním ze způsobů pro zpracování čistírenských kalů jejich spalování. Při tomto procesu je možné kaly využít jako energetický zdroj, který nabízí částečnou možnost diversifikace zdrojů obnovitelné energie. Další výhodná vlastnost tohoto procesu je možnost využití hygienizovaného popela čistírenských kalů jako hnojiva v zemědělství. Na rozdíl od přímé aplikace či kompostování kalů dochází při spalování k vyššímu využití dostupných zdrojů a spalování se tedy jeví jako velmi zajímavá alternativa k dosavadním postupům.

Diplomová práce je rozdělena do dvou částí, první - teoretické a druhé - vlastní experimentální práce. V první části je pojednáno o "životním" cyklu čistírenských kalů od jejich vzniku až po likvidaci. Do práce je zařazen základní náhled do způsobů zpracování upravených čistírenských kalů včetně jejich využití v České republice a platné legislativní úpravy. Dále je popsán základní princip spalování kalů ať už v pevné tak ve fluidní vrstvě. Následně práce uvádí základní principy charakterizace částic, potřebné pro správné stanovení fluidizačních vlastností materiálů. Práce dále pojednává o samotné fluidaci. Zde je zařazeno základní dělení fluidních vrstev podle jejich chování včetně rozdělení podle Geldartovy klasifikace. V neposlední řadě je popsán postup analytického popisu fluidní vrstvy.

V druhé části práce jsou analyzovány 3 vzorky popela čistírenských kalů. Nejprve je definován metodický postup měření od granulometrie přes fluidaci až po prvkovou analýzu popela. Granulometrie vzorků zahrnuje určení hustoty, sypané hmotnosti vzorků a četnostní rozdělení částic vzorků provedené pomocí sítové analýzy. Samotné měření fluidace proběhlo na experimentálním zařízení, kde pro všechny vzorky byly provedeny tři měření při rozdílných hmotnostech jednotlivých vsádek. Z měření byly následně vypočteny základní charakteristické vlastnosti fluidace vzorků. Vhodnost využití vzorků byla ověřena pomocí teoretického a skutečného spalovacího procesu. Každý vzorek byl nakonec podroben prvkové analýze pro zjištění koncentrací rizikových látek pro případné využití v zemědělství.

2 Zpracování odpadních vod

Čistírenské kaly vznikají jako odpadní produkt procesu čištění odpadní vod. Proces čištění odpadních vod je prováděn v několika na sobě navazujících stupních.

První stupeň čištění odpadních vod spočívá v mechanickém předčištění, při kterém dochází k odstranění snadno separovatelných znečišťujících materiálů jako jsou např. šterk, shrabky, písek nebo primární kal vzniklý sedimentací v usazovacích nádržích. V dalším (sekundárním) stupni dochází k odstraňování organických látek, dusíku a fosforu pomocí biologického čištění. V tomto procesu se využívají mikroorganismy (v praxi označováno jako aktivovaný kal), které dokáží znečišťující látky akumulovat nebo je využít jako formu energie.

Sedimentací směsi mechanicky vyčištěného kalu a aktivovaného kalu vzniká tzv. biologický kal a vyčištěná voda, která může být dále čištěna v terciárním stupni. Biologický kal je tedy směs inertních nerozpuštěných látek v odpadní vodě a vyprodukované biomasy. V posledním stupni dochází k dočištění vody odstraněním fosforu (pokud je ČOV vybavená chemickým strážním) a patogenů. Při tomto procesu dochází ke vzniku chemického kalu.

Primární, biologický a případně chemický kal jsou dále zpracovávány v tzv. kalové koncovce. Zde dochází k jejich zahušťování a následné stabilizaci aerobně – menší čistírny odpadních vod (ČOV), anaerobně – větší ČOV (zde dochází k produkci metanu). Takto upravený kal, nazývaný stabilizovaný kal, je následně většinou odvodněn na cca 15-28% sušiny a odvážen z ČOV na další zpracovávání. [1, 2]

2.1 Metody stabilizace kalů

Před aplikací nebo dalším zpracováním kalů dochází na ČOV k jejich stabilizaci. Cílem stabilizace je rozložení zbytkových organických látek obsažených v primárním a aktivovaném kalu. Při stabilizaci může také docházet k hygienizaci kalů, kde efektivita hygienizace je závislá na využitém procesu. [3]

2.1.1 Aerobní vyhnívání

Aerobní vyhnívání je proces provozovaný při okolní teplotě. Provozuje se jako vsádkový systém bez přídatku a odběru kalů v průběhu procesu. Hygienizace kalů je v tomto případě nedostatečná.

2.1.2 Aerobní termofilní vyhnívání

Proces aerobní termofilní stabilizace využívá působení aerobních mikroorganismů, které rozkládají lehce rozložitelné organické látky za vzniku tepla. Proces probíhá za teploty cca. 55 °C, avšak za optimálních podmínek může teplota dosáhnout až 70 °C. Při dosažení této teploty dochází k hygienizaci kalů. Proces aerobní termofilní stabilizace je silně závislý na obsahu organických látek v kalech a lze využít pouze v některých případech. Jedná se o jednoduchý proces, který je energeticky náročný, kdy v případě nedostatku organických látek musí být pro dosažení dostatečné hygienizace použit externí zdroj tepla.

2.1.3 Anaerobní vyhnívání

V ČR se jedná o nejvíce rozšířenou metodu stabilizace kalů, při které dochází k přeměně většiny organických rozložitelných látek na bioplyn. V praxi dochází k dávkování surového čistírenského kalu o sušině 2 až 3 % do vyhnívacích nádrží. Pro zvýšení účinnosti rozkladu je někdy kal před dávkováním dohušťován na 4-6 %. Anaerobní stabilizace lze rozdělit na mezofilní a termofilní. Proces mezofilního vyhnívání je provozován při teplotě cca. 35 °C s průměrnou dobou zdržení 15 dní. Obvykle se jedná o dvoustupňový proces, kdy první stupeň je vždy míchaný a vyhříváný, s odběrem produkovaného bioplynu. Druhý stupeň se nevyhřívá a nemusí probíhat anaerobně. Kal produkovaný touto metodou je většinou dostatečně stabilizovaný, avšak nevyhovuje požadavkům na hygienizaci.

Proces termofilního vyhnívání je provozován při teplotě cca. 55 °C. Stejně jako u mezofilního vyhnívání probíhá ve dvou stupních, kde u druhého stupně dochází k dalšímu ohřevu s odběrem bioplynu. V porovnání s mezofilním vyhníváním je proces efektivnější v rozkladu organických látek a má tím pádem vyšší produkci bioplynu. Hygienizace kalu je závislá na době zdržení na dané teplotě, kde její efektivita může být snížena zkratovým prouděním v reaktoru. Hygienizace kalu je pro tyto procesy

obvykle dostatečná.

Z pohledu efektivity je termofilní vyhnívání lepší než mezofilní. Jak již bylo řečeno, při termofilním vyhnívání dochází k důkladnějšímu rozkladu organických látek což zvyšuje tvorbu bioplynu. Náročnost provozu termofilního procesu je vyšší, protože je nutné udržovat vyšší optimální teploty. Hlavní předností termofilního procesu je vyšší (nebo úplná) hygienizace výstupního kalu.

3 Zpracování a využití čistírenských kalů v ČR

Ze studie vyhotovené sdružením SOVAK ČR v roce 2019 [1], dotazující provozovatele odpovědné za 43% komunálních ČOV v ČR vyplývají následující poznatky. Z celkového počtu 1340 dotazovaných ČOV je 984 tzv. svozových a 356 s realizovanou či připravovanou úpravou kalového hospodářství (v studii označováno jako řešené ČOV). Základní úpravou je na řešených ČOV hlavně studená stabilizace kalů (135), mezofilní vyhnívání (74) nebo převoz na jinou ČOV (72). Je vhodné dodat, že žádná z těchto metod není schopna produkce stabilizovaných kalů, které by plnily nové limity požadované vyhláškou č. 437/2016 Sb., o podmínkách použití upravených kalů na zemědělské půdě. Jediný způsob zpracování, který splňuje tyto limity je termofilní vyhnívání, které není v ČR příliš rozšířené (z dotazovaných ČOV používá tuto úpravu pouze 7 zařízení).

Metoda doúpravy čistírenských kalů je následovná: neprováděna (160), vápnění (78) a ostatní (59). Spalování neprovozovala v době studie žádná z dotazovaných ČOV. Do budoucna připravují ČOV následující řešení kalů: kompostování (69), převoz na jinou ČOV (110) a ostatní (85), v této kategorii je zahrnuto 8 ČOV s připravovaným řešením sušení a spalování nebo spoluspalování.

Z výsledků studie odvozuje autor následující směry rozvoje ČOV v ČR. V malých a středně velkých ČOV je i do budoucna plánováno kompostování, tento rozvoj je však závislý na provozovatelích kompostáren a jejich ochotou kaly přijímat. Druhým směrem rozvoje, hlavně pro velké ČOV a ČOV ve velkých vlastnických uskupeních, je sušení stabilizovaných kalů a jejich následné termické zpracování. [1]

3.1 Legislativa využití čistírenských kalů

Nakládání s čistírenskými kaly je v České republice ošetřeno pomocí následujících předpisů.

- Zákon č. 541/2020 Sb., o odpadech
- Zákon č. 156/1998 Sb., o hnojivech, pomocných půdních látkách, pomocných rostlinných přípravcích a substrátech a o agrochemickém zkoušení zemědělských půd
- Vyhláška č. 474/2000 Sb., o stanovení požadavků na hnojiva ve znění pozdějších předpisů
- Vyhláška č. 377/2013 Sb., o skladování a způsobu používání hnojiv
- Vyhláška č. 273/2022 Sb., o podrobnostech nakládání s odpady

3.2 Produkce čistírenských kalů v ČR

V roce 2021 bylo v ČR vyprodukováno 196 577 tun kalů. Na zneškodnění kalů se procentuálně podílely následující metody: 41,6% kompostování, 33,6% přímá aplikace a rekultivace, 11,9% spalování, 6,9% skládkování a 6% jiné. Meziročně bylo vyprodukováno téměř stejné množství kalů. Mezi jednotlivými metodami zpracování dochází k poklesu přímé aplikace a rekultivace a k nárůstu spalování a kompostování kalů. [4]

Důvod pro tuto změnu jsou nově nastavené limity ve vyhlášce č. 437/2016 Sb. (obsah vyhlášky byl 1.1.2021 převzat zákonem č. 541/2020 Sb.), která od konce roku 2019 (prodlouženo do konce roku 2022) zpřísňuje obsah mikroorganismů, těžkých kovů a jiných látek v upravených kalech při aplikaci na zemědělskou půdu. Dále tato vyhláška přinesla změnu v klasifikaci kalů, kdy už není na všechny druhy kalů přihlíženo jako na upravené kaly. Za upravené kaly se nově považují pouze kaly, které byly podrobeny alespoň biologické, chemické, tepelné nebo jiné formě čištění, a u kterých je dokázána účinnost taková, aby výsledné kaly splňovaly všechny podmínky stanovené vyhláškou.

Rok	Produkce kalů celkem	Přímá aplikace a rekultivace	Kompostování	Skládkování	Spalování	Jinak
2016	173 709	62 551	65 163	10 183	4 814	30 998
2017	178 007	75 451	60 930	11 809	4 736	25 151
2018	202 358	88 883	64 515	17 728	19 440	11 792
2019	196 967	90 663	63 462	16 869	15 206	10 767
2020	192 393	63 004	84 747	15 225	21 330	8 027
2021	196 577	66 082	81 903	13 753	23 562	11 277

Tabulka 1: Produkce a způsob zneškodnění čistírenských kalů v České republice mezi roky 2017 až 2021 v tunách sušiny.[4]

4 Způsob zpracování kalů

Ze stanovených právních předpisů lze způsoby zpracování kalů rozdělit do 5 základních kategorií.

1. Přímá aplikace a rekultivace
2. Kompostování
3. Skládkování
4. Spalování
5. Jinak

Kategorie Jinak většinou představuje uložení kalů na skládku ve formě technického zabezpečení skládky. Je vhodné zmínit, že existují i další způsoby zpracování kalů, ale využívají se většinou jako mezistupeň k výše zmíněným metodám. Jedná se například o pyrolýzu, sušení, vápnění atd. [1]

4.1 Přímá aplikace a rekultivace

Jedním ze způsobů využití upravených čistírenských kalů je jejich přímá aplikace na zemědělskou půdu. V České republice je legislativa ohledně využití kalů v zemědělství velmi dobře definována. Požadavky pro ukládání kalů na ornou půdu stanovuje zákon č. 541/2020 Sb. a doplňující vyhláška č. 237/2022 Sb. Zákon a vyhláška obsahují několik druhů omezení jak pro producenta, tak pro uživatele upravených kalů, avšak z pohledu producenta jsou důležité hlavně následující podmínky.

1. Podle § 59 odst. 2 písm. a) bodu vyhlášky č. 273/2022 Sb. musí upravené kaly obsahovat minimálně 18% sušiny.
2. Podle § 61 odst. 2 písm. a) bodu vyhlášky č. 273/2022 Sb. musí upravené kaly splňovat limitní hodnoty pro mikrobiologická kritéria.
3. Podle § 61 odst. 2 písm. b) bodu vyhlášky č. 273/2022 Sb. musí upravené kaly obsahovat menší než mezní koncentrace vybraných těžkých kovů a jiných prvků.

Tyto podmínky platí pouze pro upravené kaly. Ukládání popele z upravených kalů se řídí vyhláškou č. 474/2000 Sb., která stanovuje mezní limity rizikových látek pro hnojiva vzniklá spalováním biomasy. Koncentrace rizikových látek lze pro jednotlivé vyhlášky vidět v následující tabulce.

Riziková látka	Mezní koncentrace [mg/kg]	
	273/2022 Sb.	474/2000 Sb.
As	30	30
Cd	5	5
Cr	200	100
Cu	500	-
Hg	4	0,5
Ni	100	-
Pb	200	100
Zn	2500	-
AOX	500	-
PCB	0,6	-
PAU	10	20

Tabulka 2: Mezní hodnoty rizikových látek obsažených v upravených kalech a popelu při použití na zemědělské půdě stanovené vyhláškou č. 273/2022 Sb. a č. 474/2000 Sb.

4.2 Kompostování

Jednou z možností neutralizace čistírenských kalů je jejich využití k tvorbě kompostu. Jedná se o proces přeměny organické hmoty odpadů na humusové složky za výpomoci mikroorganismů v aerobním prostředí.

Proces kompostování je rozdělen do tří základních fází. V úvodní fázi dochází k rozkladu polysacharidů, bílkovin a tuků za uvolňování tepla (teplota v této fázi je 50-65 °C). Kompost je v této fázi kyselý. V následující

fázi dochází k poklesu teploty a ke změně složení mikroorganismů. V poslední fázi dochází k "dozrívání" kompostu a snižování kyselosti. Zralý kompost lze dále použít v zemědělství.

Kompostování kalů je užitečné z hlediska hygienizace a stabilizace kalů. Hlavní kritéria na kaly použité pro kompostování jsou poměr C:N, vlhkost a přítomnost lehce rozložitelných organických látek. Hlavním omezením je obsah těžkých kovů a solí. [3]

4.3 Skládkování

Z hlediska odpadové politiky EU a ČR je ukládání odpadů nežádoucí postup a dochází k postupnému utlumování ukládání, popřípadě k podpoře omezení vzniku odpadů či jejich recyklaci. Skládkování veškerého recyklovatelného odpadu má být do roku 2025 eliminováno a do roku 2030 by mělo být skládkování kompletně zakázáno. Toto směřování v legislativě znamená, že bude docházet k postupnému omezení, až k úplnému zákazu skládkování čistírenských kalů. [1]

4.4 Spalování čistírenských kalů

Na rozdíl od využití kalů v zemědělství neexistuje v České legislativě žádný zákon nebo vyhláška, která pevně stanovuje podmínky pro spalování čistírenských kalů. Podle stanoviska ministerstva životního prostředí z roku 2019 [5], lze spalování čistírenských kalů kategorizovat následovně. Zákon č. 541/2020 Sb. klasifikuje čistírenské kaly jako odpad. Jejich spalování je tudíž považováno za tepelné zpracování odpadu. Spalovací zařízení se z tohoto důvodu musí řídit podmínkami pro tento proces nastavenými v zákoně č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší. Podle tohoto vyložení zákonů je na zařízení, která termicky upravují čistírenské kaly přihlíženo, jako na spalovny odpadu, a proto je proces schvalování a výstavby těchto zařízení komplikovaný a finančně náročný.

Druhy technologií, které lze pro spalování čistírenského kalu využít jsou následující:

- **Rotační kotle**

V rotačních kotlech dochází ke spalování ve vodorovném, otáčejícím se válcovém bubnu. Na vstupní straně je do bubnu přiváděn primární vzduch a kal. Na výstupní straně bubnu je odvod spalin. Výhodou bubnových rotačních pecí je dobré přehrnování a mísení odpadů a

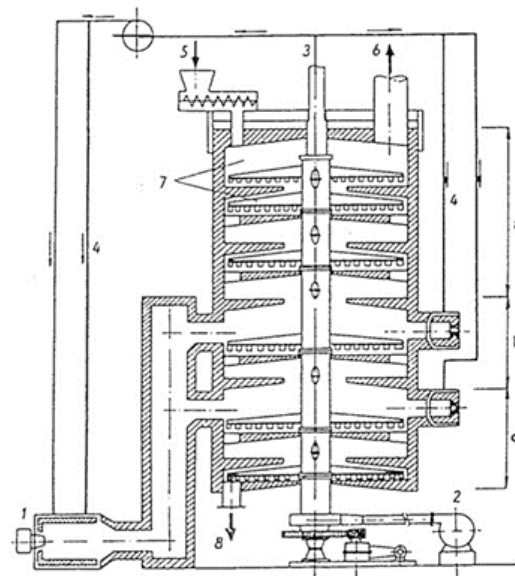
dobrý přístup spalovacího vzduchu v důsledku otáčení pece. Kotel může být dále opatřen plynovým hořákem na vstupu, který slouží k přivedení dodatečného paliva do systému. [2, 3]

- **Rotační etážové kotle**

U rotačních etážových kotlů je princip spalování podobný jako u rotačních kotlů. Osou válce probíhá hřídel opatřená rameny zasahujícími do jednotlivých etáží. Na každé rameno jsou připevněny lopatky, nasměrované takovým způsobem, aby při otáčení hřídele byl kal shrnován do otvorů uspořádaných v jednotlivých etážích střídavě na obvodu válce a v jeho středu. Kal postupuje v etážích od obvodu ke středu, kde propadne na níže ležící etáž, na níž je opět hrnut od středu k obvodu. V důsledku spirálovitého postupu pecí je zajištěna dlouhá doba průchodu paliva. [2, 3]

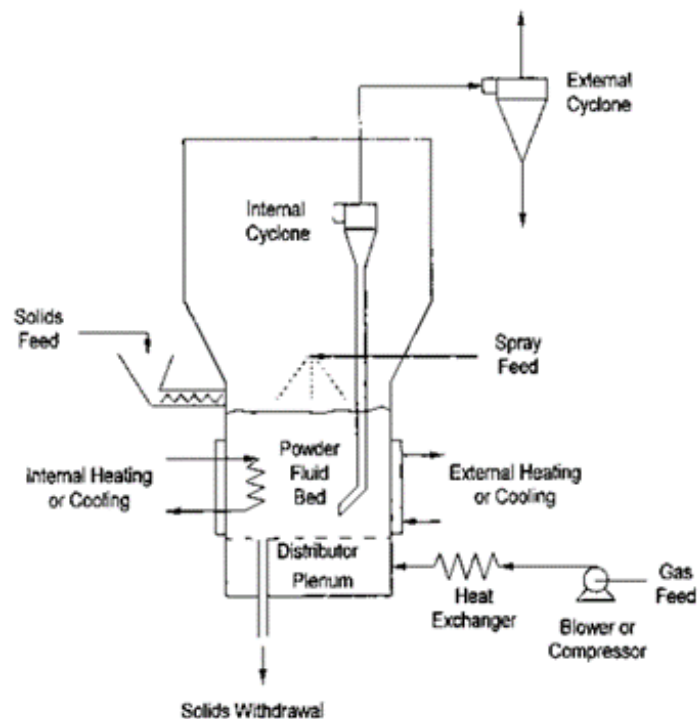
- **Fluidní kotle**

Fluidní kotle určené pro spalování kalů mají obvykle tvar svislého válce. Ve spodní části topeniště je instalován děrovaný rošt nebo trysky. Takto je do spalovacího prostoru přiváděn vzduch. Na roštu je uložena vrstva písku, která je při provozu vzduchem uvedena do stavu fluidace. Do této vrstvy je následně rozprašován kal a dochází k jeho postupnému spalování. Je vhodné dodat, že využití písku jako inertní náplně vrstvy není podmíněné a záleží na charakteristických vlastnostech spalovaného popela. Pro efektivní spalování je nutné, aby rozprašování kalu do spalovacího prostoru bylo co nejúčinnější a z tohoto důvodu musí být kal ve formě jemných částic. Spalovaný kal tudíž musí být co nejlépe odvodněn (vysušen). Kal je pomocí rozprašovacího zařízení uváděn do prostoru nad roštem, dále je unášen vzduchem do horního prostoru spalovací komory, kde dochází k dodatečnému tepelnému zpracování. Spaliny jsou následně odváděny z horní části topeniště a unášejí s sebou i jemný popel. [2, 3]



a – sušící pásmo; b – spalovací pásmo; c – chladící pásmo;
 1 – přidavné spalování odpadních kapalných paliv, 2 – ventilátor chladícího vzduchu,
 3 – výstup ohřátého vzduchu, 4 – ohřátý vzduch do hořáků,
 5 – přívod odpadního materiálu, 6 – odvod plyných spalin, 7 – etáže sušícího pásma
 8 – odvod tuhých zbytků po spalování

Obrázek 1: Schéma rotačního etážového kotle. [3]



Obrázek 2: Schéma fluidního kotle s možnými konfiguracemi. [2]

5 Fluidace

Fluidace je proces, při kterém dochází k přeměně stacionárního lože pevných částic do formy, která se chová jako tekutina. Tento efekt je dosažen průtokem tekutiny vzhůru skrze vrstvu částic. Rychlost toku tekutiny musí být dostatečně silná na to, aby silové působení vzniklé odporem bylo stejně velké nebo větší než tíhová síla částic. Po dosažení stavu fluidace se vrstva chová jako kapalina. Částice vyplňují objem nádoby stejně jako kapalina a mohou se volně pohybovat. Fluidace si najde využití v mnoha odvětvích jako je například petrochemický sektor (katalytické krakování), chemický sektor nebo energetický sektor (zplynování paliv, spalování). [6]

5.1 Fluidace jedné částice

Logickým počátečním bodem při popisu chování fluidní vrstvy je jednoduchý příklad fluidace jedné částice. Uvažujme kulovou částici usazenou na podpoře uvnitř vertikální trubice, tekutina je následně vpravována do spodní části trubky a postupuje směrem vzhůru. Rychlost proudění této tekutiny je postupně zvyšována až na prahovou rychlost fluidace u_{mf} . V tomto stavu jsou vertikální síly působící na částici vyrovnány a při odebrání podpory zůstává částice ve stavu vznosu. Při dalším navýšení rychlosti dochází ke zvětšení „vztlakové“ síly. Tato síla je logicky vyšší než síla tíhová. Silové působení na částici je tudíž nenulové a částice začíná akcelerovat směrem vzhůru. Zároveň však dochází ke snižování relativní rychlosti částice vůči proudu tekutiny, a tím pádem ke snížení vztlakové síly. Síly působící na částici se opět vyrovnávají a částice stoupá konstantní rychlostí vzhůru.

Tento princip můžeme následně aplikovat na soubor částic. Zde můžeme opět očekávat podobné chování jako při experimentu s jednou částicí. Po dosažení prahové rychlosti fluidace je vrstva ve stavu vznosu a při zrychlování proudění tekutiny dochází ke stoupání celé vrstvy vzhůru ve formě pístu. V praxi může k tomuto jevu docházet pouze pokud by částice byly slepeny dohromady. Chování vrstvy částic při fluidaci je tudíž velmi odlišné od fluidace jedné částice, avšak společným faktorem jsou charakteristické vlastnosti částic a tekutiny použité při fluidaci. Vliv těchto proměnných na fluidaci bude popsán v následujících kapitolách. [6]

5.2 Režimy fluidace

Prvním a nejjednodušším typem fluidní vrstvy je rovnoměrná fluidní vrstva, která vzniká hlavně při fluidaci homogenních kulových částic v kapalinách. Vrstva v tomto případě expanduje do stavu, kdy jsou všechny částice rovnoměrně rozmístěny v celém obsahu vrstvy. Koncentrace částic je tedy konstantní a interakce mezi jednotlivými částicemi je minimální. Jestliže je koncentrace závislá na čase nebo pozici ve vrstvě, označujeme vrstvu jako nerovnoměrnou.

Pokud k fluidaci používáme částice stejného tvaru o různých velikostech dochází k postupnému vytrídění částic od největších u dna, po nejmenší na hladině vrstvy. Vzdálenost jednotlivých částic je závislá na jejich rozměrech a dochází k řidnutí vrstvy ode dna k hladině. Z tohoto důvodu nazýváme tuto vrstvu třídící. K třídění může dojít i u částic o stejném rozměru a odlišné hmotnosti nebo tvaru. Na rozdíl od rovnoměrné vrstvy je koncentrace částic v třídící vrstvě závislá na svislé poloze od dna reaktoru. K těmto jevům dochází hlavně v kapalinách.

Při fluidaci pomocí plynu prochází plyn skrze vrstvu ve formě bublin. Tyto bubliny mají rozdílnou velikost od malých (vroucí, bublající fluidní vrstva) až po velké bubliny, které mohou pro malé reaktory zabírat celý průřez zařízení. V tomto případě vznikají "píсты", které v reaktoru postupují vzhůru a postupně se rozpadají. Při zvýšení průtoku se zvyšuje vzdálenost mezi jednotlivými písty. Koncentrace částic v daném kontrolním prostoru je pro tyto vrstvy silně závislá na čase, kdy ve sledovaném prostoru nemusí být v jeden moment žádné

Další typické chování vrstvy nastává při fluidaci jemných částic. Pro jemné částice mají velký význam elektrostatické a jiné síly, které postupně utlumují směšování částic. Fluidace vrstvy se následně zastavuje a plyn pouze prochází kanálky vytvořeny v nehybné vrstvě částic. Kanálkující vrstvu nepovažujeme za druh fluidní vrstvy, protože nemá trvalé základní vlastnosti podmíněné míšením částic, avšak v takovýchto případech lze do fluidní vrstvy přidat jiné částice, které slouží jako základ pro fluidaci. [6, 7]

6 Charakteristika částic

Z pohledu kvality fluidace je charakteristika částic jednou z nejdůležitějších proměnných. Do této kategorie spadají nejen statické vlastnosti částic (váha, sypná hmotnost, tvar atd.), ale i vlastnosti dynamické (součinitel odporu, pádová rychlost).

Pro vytvoření kompletní charakteristiky částice je nutné definovat či naměřit základní statické vlastnosti. Vzhledem k tomu, že použité částice jsou většinou nepravidelné, existuje více způsobů, kterými je lze popsat. Výsledky charakteristiky mohou být v závislosti na zvoleném postupu různé a z tohoto důvodu jsou některé postupy pro zvolenou aplikaci výhodnější než jiné. [8]

6.1 Velikost částice

Velikost částice je jeden nebo více rozměrů, které nejlépe popisují danou částici (např. koule je definována jejím průměrem, válec délkou a průměrem atd). Nepravidelné částice většinou nelze jednoduše popsat. Z tohoto důvodu je velikost těchto částic většinou vztažena k referenční vlastnosti. Volba této vlastnosti je závislá na způsobu využití, avšak v praxi neexistuje žádná definitivní volba. Nejčastěji používané definice velikosti homogenních částic jsou následující. [8]

6.1.1 Objemový průměr

Objemový průměr d_V je definován jako průměr koule o stejném objemu jako je objem částice.

$$d_V = \sqrt[3]{\frac{6V_p}{\pi}} \quad \text{kde, } V_p \text{ je objem částice} \quad (1)$$

6.1.2 Plošný průměr

Plošný průměr d_S je definován jako průměr koule se stejnou plochou jako je plocha částice.

$$d_S = \sqrt{\frac{S_p}{\pi}} \quad \text{kde, } S_p \text{ je obsah plochy částice} \quad (2)$$

6.1.3 Plošný objemový průměr

Plošný objemový průměr nebo Sauterův střední průměr (*Sauter mean diameter, SMD*) je definován jako průměr koule, která má stejný poměr velikosti plochy a objemu jako zkoumaná částice.

$$d_{SV} = \frac{S_p}{V_p} = \frac{d_V^3}{d_S^2} \quad (3)$$

6.1.4 Síťový průměr

Síťový průměr d_A je definován jako velikost nejmenšího oka síta, kterým částice propadnou.

6.2 Tvar částice

Přírodní a člověkem vytvořené částice mají všechny různé tvary, což platí hlavně pro nepravidelné částice využívané při fluidaci. Pro popis těchto částic bylo vytvořeno více empirických modelů, avšak všechny tyto modely používají pro definici tvaru částice dvě z následujících vlastností:

1. Objem částice
2. Obsah plochy částice
3. Promítnutá plocha částice
4. Promítnutý obvod částice

Promítnuté vlastnosti musí být dále vztažené k určité ose. Například pro osově symetrické částice se jedná o osu rovnoběžnou nebo kolmou k ose symetrie. Hlavním problémem tohoto přístupu je podobnost těchto vlastností pro tvarově odlišné částice (komplexní tvar je popsán pouze jednou proměnnou), z tohoto důvodu je nutné klást ohled na volbu relevantního popisu. [8]

6.2.1 Sféricita

Sféricita φ je jedním z těchto modelů. Ve své podstatě popisuje podobnost částice ke kouli, kdy $\varphi = 1$ pro kouli a $\varphi < 1$ pro ostatní tvary.

$$\varphi = \frac{\text{Plocha koule o stejném objemu jako částice}}{\text{Plocha částice}} = \left(\frac{d_V}{d_S} \right)^2 = \frac{d_{SV}}{d_V} \quad (4)$$

Hlavní nevýhodou tohoto přístupu je obtížné měření plochy nepravidelné částice, a proto je těžké sféricitu určit přímo. Experimentálně lze sféricita částic ve fluidní vrstvě určit pomocí Ergunovy rovnice. Tato metoda bude vysvětlena v dalších kapitolách.

6.2.2 Kruhovitost

Kruhovitost \emptyset je definována jako poměr obvodu kruhu se stejným obsahem průřezu jako částice a obvodu částice. Na rozdíl od sféricity lze kruhovitost změřit poměrně jednoduše pomocí mikroskopického nebo fotografického měření. Své využití si však tato metoda najde pouze u specifických případů a nebudeme se jí v této práci dále zabývat.

6.2.3 Pracovní sféricita

Vzhledem k tomu, že sféricita je v praxi obtížně měřitelná, byla navržena metoda určení pracovní sféricity φ_w . Tento empirický model je založen na měření velikosti částice a určení poměrů plochosti e_1 a prodloužení e_2 .

$$\varphi_w = \frac{12,8(e_1 e_2^2)^{\frac{1}{3}}}{1 + e_2(1 + e_1) + 6\sqrt{1 + e_2^2(1 + e_1^2)}} \quad (5)$$

kde

$$e_1 = \frac{b}{t} \quad \text{a} \quad e_2 = \frac{l}{b}$$

Rozměry b , t a l určují minimální velikost částice ve 3 na sobě kolmých rovinách tak, že platí $t < b < l$. [8]

6.3 Sypná hmotnost

Sypnou nebo objemovou hmotnost lze chápat jako ekvivalent hustoty pro soubor částic. Výpočet této vlastnosti je naprosto stejný jako pro hustotu. Nádoba o známém objemu V a hmotnosti m_n je naplněna sypkým materiálem. Následně je změřena celková váha, od které je odečtena váha nádoby. Tento rozdíl je následně vydělen objemem nádoby. Výsledkem je sypná hmotnost. Při tomto měření je nutné klást důraz na vliv mezerovitosti, která může výsledek měření ovlivnit. [8]

$$\rho = \frac{m_c - m_n}{V} \quad (6)$$

6.4 Mezerovitost

Mezerovitost ϵ vyjadřuje poměr relativního volného/mezerového objemu ve vrstvě částic. Mezerovitost lze vypočítat pomocí objemu vrstvy částic V_b a vlastního objemu částic ve vrstvě V_{sb} .

$$\epsilon = \frac{V_b - V_{sb}}{V_b} \quad (7)$$

Objem vrstvy V_b lze vyjádřit pomocí průřezu zařízení S a výšky vrstvy h . Vlastní objem částic ve vrstvě vyjádříme stejně s imaginární výškou vrstvy bez mezer h_0 . Předchozí rovnice lze po dosazení zjednodušit do následující formy.

$$\epsilon = 1 - \frac{h}{h_0} \quad (8)$$

Pro další výpočty je také velmi důležitá tzv. mezerovitost na prahu fluidace neboli prahová mezerovitost.

$$\epsilon_{m.f} = 1 - \frac{h}{h_{m.f}} \quad (9)$$

kde $h_{m.f}$ je výška vrstvy částic na prahu fluidace.

Použitím prahové mezerovitosti vrstvy částic se snažíme předejít nepřesnostem způsobeným setřesením vrstvy, protože standardní mezerovitost se může vlivem setřesení výrazně měnit. [7]

6.5 Charakteristika nehomogenních částic

Vztahy pro velikost částic uvedené v předchozí kapitole platí pouze pro částice jednoho druhu bez velkých rozdílů ve velikosti a tvaru jednotlivých částic. Vzhledem k tomu, že sypké látky v realitě málokdy splňují tyto podmínky, je vhodné využít popis, který tyto vlastnosti respektuje. Mezi nejjednodušší definice velikosti částic patří následující. [8]

6.5.1 Aritmetický střední průměr

Aritmetický střední průměr je definován jako suma průměrů všech částic dělená celkovým počtem měřených částic.

$$d_{av} = \frac{\sum_i n_i d_i}{\sum_i n_i} \quad (10)$$

kde n_i může být počet částic nebo hmotnostní zlomek.

6.5.2 Plošný střední průměr

Plošný střední průměr lze definovat jako průměr pomyslné kulové částice, jejíž plocha vynásobená počtem částic je rovna ploše všech částic ve vrstvě.

$$d_{Sa} = \sqrt{\frac{\sum_i n_i d_i^2}{\sum_i n_i}} \quad (11)$$

6.5.3 Objemový střední průměr

Objemový střední průměr lze definovat jako průměr kulové částice, jejíž objem vynásobený počtem částic je roven objemu všech částic ve vrstvě.

$$d_{Va} = \sqrt[3]{\frac{\sum_i n_i d_i^3}{\sum_i n_i}} \quad (12)$$

6.5.4 Sauterův střední průměr

Plošný objemový střední průměr nebo také Sauterův střední průměr lze definovat jako kombinaci předchozích dvou středních průměrů.

$$d_{SMDa} = \frac{\sum_i n_i d_i^3}{\sum_i n_i d_i^2} = \frac{1}{\sum_i \frac{x_i}{d_i}} \quad (13)$$

Mezi další možné definice středních průměrů patří váhový (DeBrouckerův) střední průměr, geometrický střední průměr (logaritmický ekvivalent aritmetického středního průměru) nebo harmonický střední průměr. Vhodnost využití jednotlivých přístupů je silně závislá na velikostním rozdělení částic, a tudíž je doporučováno jakékoliv výpočty doprovázet distribuční analýzou částic. [8]

7 Síťová analýza částic

Pro přímé měření a charakteristiku velikosti (případně tvaru) částic lze využít více metod. V principu jsou tyto metody založené například

na vizuálním/mikroskopickém měření pomocí fotografií, gravitační či odstředivé sedimentaci, elutriaci (podobné sedimentaci) či laserové difrakci. Nejdostupnější metodou je však tzv. síťová analýza. Princip této metody spočívá v prosévání materiálu skrze řadu sít, kde u každé řady postupně dochází ke zmenšení velikosti oka daného síta. Velikosti sít jsou určeny více normami (U.S. mesh No., Tyler mesh No., DIN atd.), ale většinou se pohybují v řádu jednotek mm až desítek μm . [8]

Výstupem síťové analýzy jsou tzv. křivky propadu, rozsevu a četnosti. Křivka rozsevu udává hmotnostní podíl zrn o velikosti D_p větších, než je rozměr oka síta D a lze ji definovat následovně.

$$R(D) = \frac{\Delta m(D_p > D)}{m} \quad (14)$$

kde Δm je hmotnost zrn o rozměru větším než D a m je hmotnost celkové navážky vzorku.

Křivka propadu naopak udává hmotnostní podíl zrn o velikosti D_p menších (a rovno), než velikost oka síta D . Křivku propadu lze definovat takto.

$$P(D) = \frac{\Delta m(D_p \leq D)}{m} \quad (15)$$

zároveň však platí,

$$R(D) + P(D) = 1 \quad (16)$$

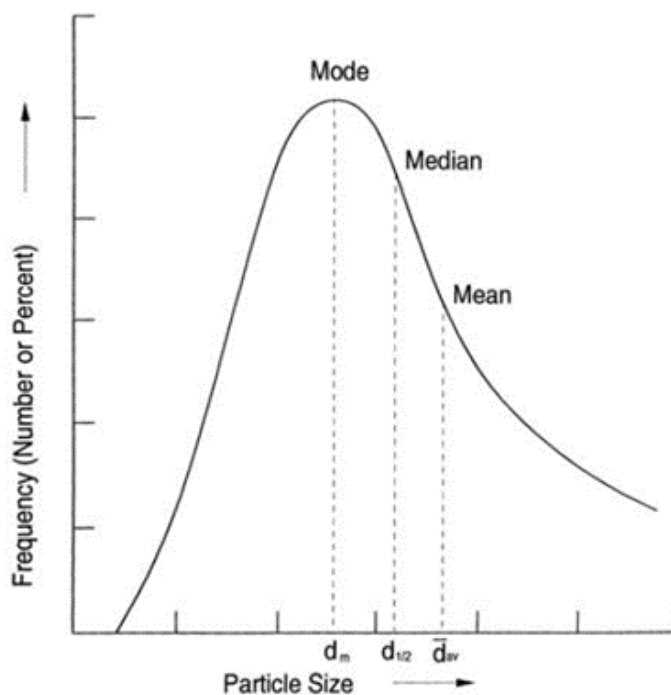
Křivka četnosti vzniká derivací křivky propadu a lze ji vyjádřit jako hmotnostní podíl zrn propadajících na daném intervalu rozměru ok d_x .

$$y(D) = \frac{dP(D)}{dD} \quad (17)$$

Statisticky lze distribuci souboru částic charakterizovat pomocí tří významných vlastností. Konkrétně se jedná o:

1. Modus D_m , který vyjadřuje nejčastější rozměr v souboru částic
2. Medián $D_{\frac{1}{2}}$ nebo D_{50} , což je rozměr který rozděluje křivku četnosti na dvě oblasti o stejných plochách
3. Aritmetický střední průměr D_{av}

V praxi je obvyklé, že křivka četnosti je vychýlená do oblasti větších částic. Střední hodnota takto vychýlené distribuce je z tohoto důvodu lépe vyjádřena pomocí mediánu než pomocí středního průměru. Příklad křivky četnosti/distribuce částic lze vidět na obr. 3. [8]



Obrázek 3: Typický graf distribuce částic sypkého materiálu s vyznačenými hodnotami D_m , D_{50} a D_{av} . [8]

7.1 Aproximace výsledků sítové analýzy

Hlavní nevýhodou sítové analýzy je nemožnost měření distribuce částic na spojitém intervalu. Určení významných rozměrů D_m , $D_{\frac{1}{2}}$ a D_{av} je proto pro libovolný materiál poměrně obtížné. Z tohoto důvodu je síťová analýza doplněna aproximací distribuce částic.

V praxi existuje velké množství postupů, kterými lze distribuci částic aproximovat. Mezi matematické aproximace patří např. normální (N) a Logaritnicko-normální (LN) rozdělení. V obou případech se jedná o dvou-parametrické vyjádření rozdělení částic se střední hodnotou μ a disperzí σ . N model je symetrický a jeho využití je vhodné pro symetrické rozdělení dat. LN model lze využít pro všechna data, u kterých je předpokládáno zkreslení a tudíž rozdělení není symetrické. Základní předpisy normální a log-normální distribucí vypadají následovně. [9]

$$N : y(D) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{D - \mu}{\sigma} \right)^2 \right] \quad (18)$$

$$LN : y(D) = \frac{1}{\sigma D\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{D - \mu}{\sigma^2} \right] \quad (19)$$

Dalším druhem aproximací jsou empirické aproximace. Do této skupiny se řadí např. Rosin-Rammlerova aproximace (RR) nebo Nukiyama-Tanasawova aproximace (NT).

7.1.1 Rosin-Rammlerova aproximace

Rosin-Rammlerova aproximace byla původně navržena pro popis distribuce částic mletého uhlí, avšak časem bylo dokázáno, že tuto aproximaci lze využít pro velké množství sypkých materiálů. [8]

Předpis RR aproximace je následující.

$$R(D) = \exp \left(-\frac{D}{X} \right)^q \quad \text{nebo} \quad R(D) = \exp(-b * D^n) \quad (20)$$

$$P(D) = 1 - R(x) = 1 - \exp \left(-\frac{D}{X} \right)^q \quad (21)$$

$$y(D) = \frac{dP(x)}{dx} = \frac{qD^{q-1}}{X^q} \exp \left(-\frac{D}{X} \right)^q \quad (22)$$

kde q a X jsou specifické parametry materiálu. RR aproximace se své původní formě je tedy stejně jako Gaussova distribuce dvou parametrická. [10]

7.1.2 Nukiyama-Tanasawova aproximace

NT aproximace byla původně vyvinuta pro popis distribuce kapiček kapaliny v proudu vzduchu. Ve své původní formě se jedná o rovnici se čtyřmi parametry: K_D , m , n a p . [11]

$$y_n(D) = K_D D^p \exp \left(-\frac{D}{m} \right)^n \quad (23)$$

kde $y_n(D)$ je distribuční funkce založená na množstevních zlomcích.

Vzhledem k tomu, že původní NT aproximace je kvůli velkému množství parametrů obtížná na využití, navrhl Tello et. al. [11] úpravu na dvou parametrickou formu této aproximace předepsanou následovně.

$$y(D) = \frac{n}{D_{SMD}\Gamma\left(\frac{p+4}{n}\right)} \left(\frac{\Gamma\left(\frac{p+4}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{p+3}{n}\right)}\right)^{p+4} \left(\frac{D}{D_{SMD}}\right)^{p+3} \exp\left(-\left(\frac{\Gamma\left(\frac{p+4}{n}\right)}{\Gamma\left(\frac{p+3}{n}\right)}\right)^n \left(\frac{D}{D_{SMD}}\right)^n\right) \quad (24)$$

kde p a n jsou parametry a D_{SMD} je Sauterův střední průměr částic, který lze určit pomocí rovnice (13) nebo se znalostí distribučního rozložení částic pomocí následující rovnice.

$$D_{SMD} = \frac{\int_0^\infty y(D)dD}{\int_0^\infty \frac{y(D)}{D}dD} \quad (25)$$

Γ je funkce předepsaná jako

$$\Gamma(x) = \int_0^\infty y^{x-1} \exp(-y)dy \quad (26)$$

Vhodnost rovnice (24) byla v publikaci [11] ověřena na distribuci částic atomizované kapaliny i na částicích korkového granulátu.

Další, zjednodušená verze rovnice (23) předpokládá, že parametr p lze aproximovat na hodnotu $p = 2$. S tímto předpokladem a pomocí dalších úprav lze rovnice (23) přepsat do následujícího tvaru. [11]

$$f_M(D) = \frac{nD^5}{m^6\Gamma\left(\frac{6}{n}\right)} \exp\left[-\left(\frac{D}{m}\right)^n\right] \quad (27)$$

V rámci této práce budou porovnány obě ze zmíněných aproximací v jejich užitečnosti při aproximaci distribučního rozložení částic popela čistírenských kalů.

8 Analytický popis fluidní vrstvy

Logickým počátečním bodem při analytickém popisu fluidní vrstvy je definice interakce částic s tekutinou. Proudí-li tekutina skrze pevnou vrstvu částic v opačném směru působení gravitačního pole a částice jsou jí nadlehčovány. Vzájemné silové působení mezi částicemi a tekutinou se projevuje tlakovým spádem tekutiny ve vrstvě částic. Při zvyšování rychlosti tekutiny dochází k růstu silového působení a tím pádem i k růstu tlakového spádu. Rychlost tekutiny však nelze libovolně zvyšovat, protože po dosažení určité rychlosti dochází k vyrovnání silového působení na částice a vrstva je v této fázi v dynamické rovnováze. Drobným narušením této rovnováhy pouze u jedné částice dochází k řetězové reakci, kdy změna pozice ovlivněné částice mění směr a rychlost tekutiny, která narušuje sousední částice. Nehybná vrstva ve vlnosu nyní přechází ve fluidní vrstvu. Prahová rychlost fluidace je tudíž charakterizována dynamickou rovnováhou sil působících na částice a tím pádem je tak určen i tlakový spád tekutiny ve fluidní vrstvě, který je dán vahou částic ve fluidní vrstvě. Při zavedení zdánlivé váhy částice W_p jako součinu objemu částice V_p a měrných vah tekutiny a částice lze tlakový spád ve fluidní vrstvě vyjádřit pomocí následujících vztahů. [7]

$$W_p = V_p(\rho_p - \rho_g) \quad (28)$$

kde $(\rho_p - \rho_g)$ vyjadřuje imaginární měrnou váhu částice zmenšenou o efekt vztlaku.

Celková zdánlivá váha W_c vrstvy částic je rovna součtu zdánlivých vah všech částic ve fluidní vrstvě.

$$W_c = \sum_i^n W_p \quad (29)$$

Tlakový spád je následně určen silou působící na jednotku průřezu A . Na prahu fluidace působí částice na tekutinu silou, která je rovna zdánlivé váze všech částic ve vrstvě.

$$\Delta P = \frac{W_c}{A} \quad (30)$$

Validita rovnice 30 byla empiricky ověřena a bylo zjištěno, že tlakový spád určený pomocí této rovnice je velmi podobný tlaku naměřenému.

Z tohoto výsledku bylo usouzeno, že vlivy vzájemného tření částic a tření částic o stěny zařízení jsou ve srovnání se zdánlivou vahou částic zanedbatelné.

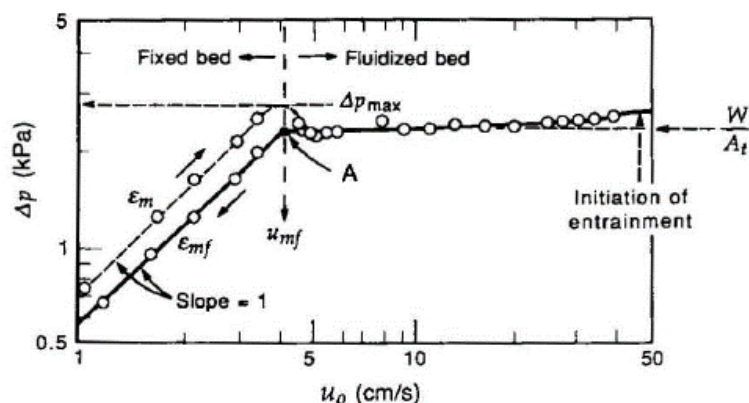
Zrychlením průtoku tekutiny nad práh fluidace nemá na tlakový spád větší vliv, protože zdánlivá váha částic je stále stejná. Při zrychlování tedy dochází pouze k zvětšení vzdálenosti částic, kdy objem vrstvy vzroste, ale silové působení proudu tekutiny na částice se nezmění. [7]

8.1 Průběh tlakové ztráty ve fluidní vrstvě

K dobrému popisu stavu fluidace lze v praxi využít graf tlakového spádu v závislosti na rychlosti tekutiny obr. 4. Pro homogenní částice o větších rozměrech (například písek s $D_p \approx 160\mu m$) je při nízkých rychlostech tekutiny tlakový spád úměrný rychlosti tekutiny a většinou dosahuje své nejvyšší hodnoty ΔP_{max} v této oblasti.

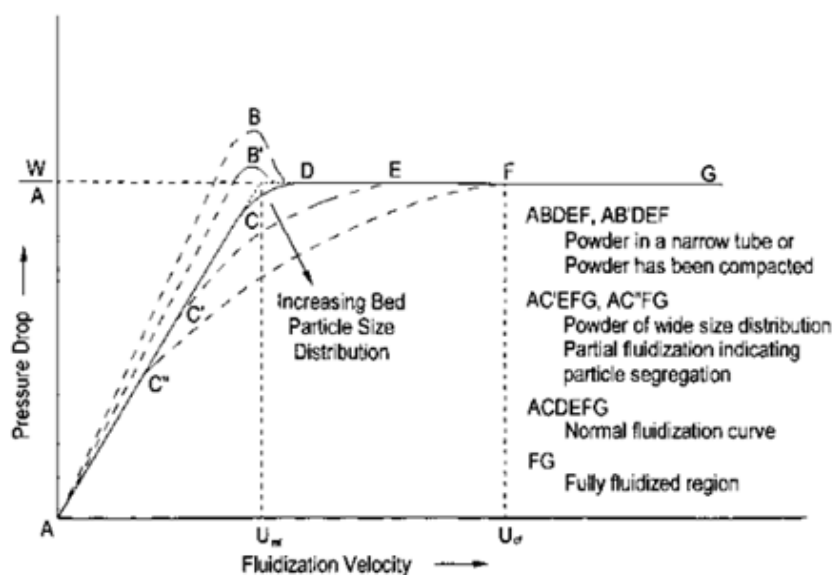
Při dalším navyšování rychlosti, až na práh fluidace, dochází k zvýšení mezerovitosti z počáteční hodnoty ϵ_m na prahovou mezerovitost ϵ_{mf} . Tato změna má za efekt snížení celkového tlakového spádu na hodnotu blízkou hodnotě vypočtené pomocí rovnice (30). Dalším zvyšováním rychlosti nad prahovou rychlost fluidace dochází k tvorbě bublinek a jiných nestálostí. Zároveň platí, jak již bylo zmíněno v minulé kapitole, že tlakový spád při tomto zvyšování rychlosti dále neroste.

Při snižování rychlosti tekutiny je průběh tlakového spádu prakticky stejný, až na první, respektive poslední fázi, kde mezerovitost částic je stále rovna ϵ_{mf} . Tím pádem je tlaková ztráta o něco menší než při opačném jevu. Mezerovitost lze vrátit do původního stavu například mechanickým setřesením částic. Takto popsané chování je typické pro materiály klasifikované pomocí Geldartovy klasifikace jako typ B. [12]



Obrázek 4: Průběh tlakového spádu ve vrstvě při fluidaci. [12]

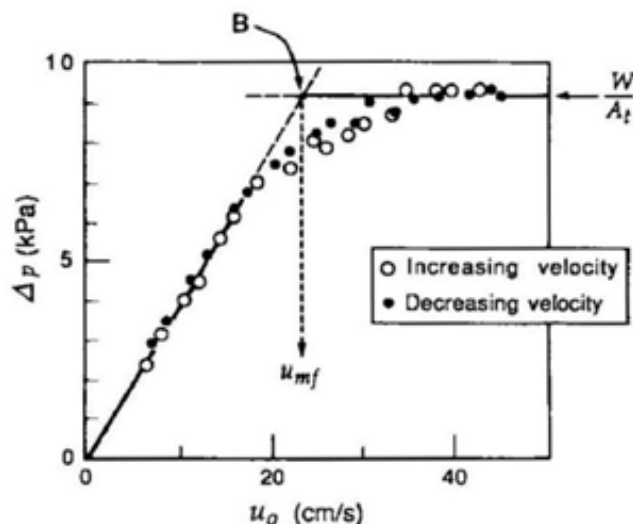
Na obrázku 5 lze vidět několik křivek popisujících tlakový spád ve fluidní vrstvě pro různé druhy materiálů. Můžeme zde vidět, že bod, kde je vrstva plně fluidní se určuje poměrně obtížně. [12]



Obrázek 5: Průběh tlakového spádu ve vrstvě pro více materiálů. [12]

Pro vrstvy s částicemi o různých velikosti je průběh tlakového spádu odlišný od předchozího příkladu homogenních částic. Při navyšování rychlosti plynu začnou menší částice zaplňovat mezery mezi většími částicemi. Tyto částice následně fluidují, zatímco velké částice zůstávají stacionární. Dochází tedy k částečné fluidaci a k růstu tlakového spádu ΔP . Při navyšování rychlosti tekutiny u_0 dochází k růstu ΔP až k hodnotě W_c/A , což naznačuje, že všechny částice ve vrstvě časem fluidují. Na obr. 6 lze vidět, že na rozdíl od vrstvy homogenních částic je hystereze v

grafu tlakového spádu zanedbatelná. Pokud vrstva obsahuje velmi velké částice ($D_p > 1\text{mm}$) dochází k zvětšení hystereze a ΔP , avšak velký obsah malých částic může tento efekt negovat. [12]



Obrázek 6: Průběh tlakového spádu ve vrstvě pro materiály s různými velikostmi částic. [12]

8.2 Přechod do režimu bublinkové fluidace

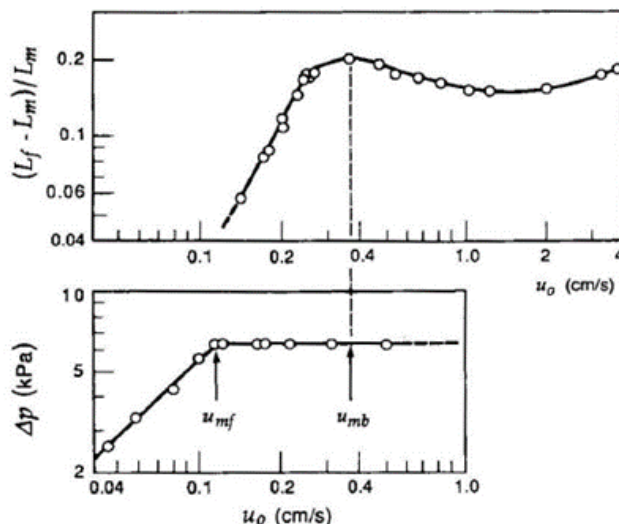
Rychlost, při které dochází k přechodu z „klidné“ do bublinkové fluidace se označuje jako prahová rychlost tvorby bublinek u_{mb} . V systémech, které využívají kapalinu k fluidaci částic se většinou pohybujeme v oblastech rovnoměrné nebo třídící fluidní vrstvy, u_{mb} z tohoto důvodu nemá v těchto systémech význam. Pro plynové fluidní systémy a materiály typu B (Geldartova klasifikace, uvedeno v pozdější kapitole) obecně platí $u_{mb} \approx u_{mf}$. Největší význam má u_{mb} pro materiály typu A.

Experimentálně lze u_{mb} určit z grafu průběhu tlakového spádu a relativní výšky vrstvy $(L_f - L_m)/L_m$ (obr. 7). Na grafu relativní výšky vrstvy můžeme vidět, že s rychlostí rostoucí nad prahovou rychlost fluidace u_{mf} dochází k lineární expanzi vrstvy. Při dosažení rychlosti $\approx 3u_{mf}$ následně dochází k tvorbě bublinek a k snížení výšky fluidní vrstvy. V tomto bodě tedy dochází k přechodu do bublinkové fluidace. Druhou možností určení u_{mb} je pomocí empirických rovnic. Jednu takovou rovnici popsali Geldart a Abrahamsen [13, 14]. Ve své práci experimentálně ověřili u_{mb} pro několik druhů částic a plynů. Bylo zjištěno, že největší vliv na u_{mb} má hmotností poměr částic menší než $45\mu\text{m}$. Z naměřených dat vytvořili následující rovnici, která popisuje poměr u_{mb}/u_{mf} . [12]

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = \frac{2300\rho_g^{0,126}\mu^{0,512}e^{0,716F}}{d_p^{0,8}g^{0,954}(\rho_p - \rho_g)^{0,934}} \quad (31)$$

kde F označuje poměr částic menších než $45\mu m$.

Zároveň bylo vysledováno, že pro menší částice (typ A) je poměr $u_{mb}/u_{mf} > 1$ a je přímo úměrný provozní teplotě a tlaku.



Obrázek 7: Graf porovnání expanze vrstvy s tlakovým spádem ve vrstvě při fluidaci FCC katalyzátoru. L_f je výška fluidní vrstvy a L_m je původní výška nehybné vrstvy. [12]

8.3 Prahová rychlost fluidace

Před odvozením prahové rychlosti fluidace je vhodné definovat tlakový spád v nehybné vrstvě způsobený vlivem tření. Existuje několik definic založených na různých předpokladech, avšak nejvíce rozšířenou rovnicí, která definuje tlakový spád způsobený třením pro široké množství částic je Ergunova rovnice. [12]

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} \frac{\mu u_0}{(\varphi d_p)^2} + 1,75 \frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0^3} \frac{\rho_g u_0^2}{\varphi d_p} \quad (32)$$

Pro definici prahové rychlosti můžeme využít znalost jevů a sil působících na částice ve fluidní vrstvě. Víme, že na prahu fluidace platí následující předpoklad.

$$(\text{Odpor způsobený prouděním plynu}) = (\text{Hmotnost částic}) \quad (33)$$

Tento zápis lze rozšířit do následujícího tvaru.

$$\left(\begin{array}{c} \textit{tlakový} \\ \textit{spád} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \textit{plocha} \\ \textit{průřezu} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \textit{objem} \\ \textit{vrstvy} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \textit{poměr} \\ \textit{částic} \end{array} \right) \left(\begin{array}{c} \textit{specifická} \\ \textit{hmotnost} \\ \textit{částic} \end{array} \right) \quad (34)$$

Dosazením za jednotlivé vlastnosti a s předpokladem, že ΔP je vždy kladný získáme následující rovnici. Tuto rovnici lze, jak již bylo řečeno, použít k odhadu tlakové ztráty vrstvy na prahu fluidace.

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g \quad (35)$$

Na hranici fluidace je mezerovitost ve vrstvě vyšší než pro nehybnou vrstvu a přímo odpovídá nejvolnějšimu stavu nehybné vrstvy s prakticky nulovou hmotností. S touto znalostí lze ϵ_{mf} odhadnout měřením náhodně udusaných nehybných vrstev nebo experimentálním měřením výšky vrstvy při fluidaci. Prahová rychlost lze nyní vyjádřit kombinací rovnice (35) a Ergunovy rovnice (32). [12]

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3 \varphi} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \varphi^2} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (36)$$

Tato rovnice lze dále zjednodušit pomocí Reynoldsova a Archimedova čísla.

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \quad Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (37, 38)$$

Pokud neznáme nebo nemůžeme určit ϵ_{mf} a ϕ , můžeme u částic které nemají jeden rozměr větší než druhý použít pro odhadnutí u_{mf} následující rovnici.

$$K_1 Re_{p,mf}^2 + K_2 Re_{p,mf} = Ar \quad (39)$$

Pro konstanty $K_{1,2}$ existuje větší množství použitelných hodnot, avšak důležitou vlastností je, že tyto konstanty jsou pro velké množství různých částic a Re jsou podobné (maximální odchylka $\pm 34\%$). Výpis několika těchto konstant lze vidět v tabulce 3. Rovnici (39) je vhodné používat pouze jako hrubý odhad u_{mf} . [12]

Zdroj	K_1	K_2
Wen a Yu (1996) [15]	33,7	0,0408
Richardson (1971) [16]	25,7	0,0365
Saxena a Vogel (1977) [17]	25,3	0,0571
Babu at al. (1978) [18]	25,25	0,0651
Grace (1982) [19]	27,2	0,0408
Chitester et al. (1984) [20]	28,7	0,0494

Tabulka 3: Hodnoty konstant K_1 a K_2 podle různých zdrojů. [12]

8.4 Úletová rychlost částic

Při fluidaci může vlivem rychlosti fluidačního média docházet k unášení částic z fluidní vrstvy. K tomuto jevu obecně dochází při překročení tzv. úletové rychlosti částice u_t . U bublinkové fluidní vrstvy může být tento efekt nežádoucí, protože při silném úletu by ve fluidní vrstvě postupem času nezůstaly žádné částice. Z tohoto důvodu by fluidační zařízení muselo být vybaveno systémem recirkulace částic, který přidává na komplexitě a finanční náročnosti. Jednodušším řešením, které omezí nebo úplně zamezí úlet částic, je provoz fluidace v oblasti mezi u_{mf} a u_t . Úletová rychlost lze vypočítat pomocí následujících vztahů. [12]

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744\varphi}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad (40)$$

kde

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (41)$$

$$u^* = u \left[\frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_s - \rho_g)g} \right]^{1/3} \quad (42)$$

Výpočet úletové rychlosti je vhodné provádět pro nejmenší částice obsažené ve fluidovaném vzorku.

8.5 Geldartova klasifikace částic

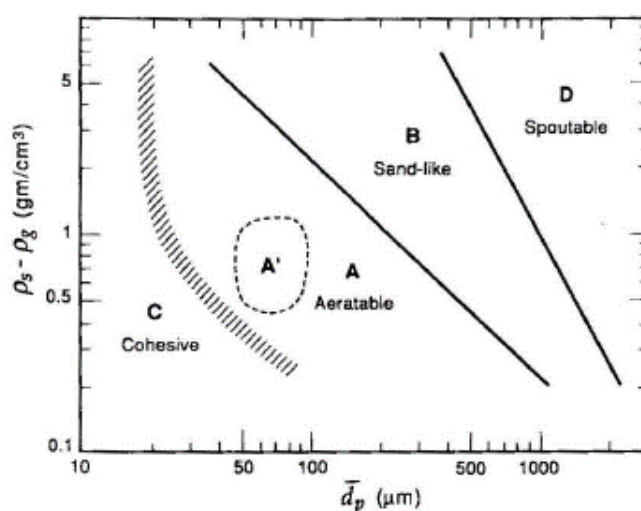
Z předchozích kapitol víme, že chování plynových fluidních systémů je velmi závislé na vlastnostech použitých částic. Existuje několik klasifikací, které popisují právě tuto závislost, avšak většinou jsou založeny na práci „Types of Gas Fluidization“ publikovanou D. Geldartem v roce 1973. [13]

Geldart ve své práci rozděluje částice podle chování při fluidaci plynem do čtyřech kategorií v závislosti na rozdílu sypné hmotnosti částic ρ_p a hustoty fluidizačního média ρ_g a střední velikosti částic d_p .

- **Skupina A:** Materiály o malé střední velikosti částic anebo s nízkou hustotou $< 1,4g/cm^3$. Při fluidaci těchto materiálů dochází k značné expanzi fluidní vrstvy. Při rychlostech plynu vyšších, než u_{mb} dochází k přechodu fluidní vrstvy do bublinkové fluidace. V tomto stavu procházejí bubliny vrstvou rychleji než zbytek plynu. Bubliny se při prostupu vrstvou opětovaně rozdělují a slučují a jejich velikost nepřesahuje i ve větších vrstvách 10 cm. Pokud je velikost bublin stejná jako velikost nádoby dochází ke vzniku pístů. K cirkulaci materiálu uvnitř vrstvy dochází i při malém množství bublinek a se zvětšujícím se rozměrem fluidní vrstvy je tento proces intenzifikován.
- **Skupina B:** Pískovité materiály, nebo materiály se střední velikostí částic mezi 40 až $500\mu m$ a hustotou mezi 1,4 až $4g/cm^3$. Ke vzniku bublinek dochází u těchto materiálů při dosažení rychlosti u_{mf} . Malé bublinky vznikají u roštu a při prostupu vrstvou dochází k jejich zvětšování a spojování. Velikost bublinek je lineárně závislá na vzdálenosti od roštu a relativní rychlosti plynu $u_0 - u_{mf}$, avšak nezávislá na střední velikosti částic. Cirkulace uvnitř vrstvy je podporována velkým vznikem bublinek. V praxi je pro reakce mezi plynem a pevnými částicemi upřednostňován tento režim fluidace, protože střední velikost a rozdělení velikosti částic je určeno předsazenými procesy.
- **Skupina C:** Soudržné materiály nebo jemné prachy. Fluidace materiálů z této skupiny je velmi obtížná, protože síly mezi jednotlivými částicemi jsou vyšší než síly způsobené prouděním plynu skrze vrstvu těchto částic. Dochází k tvorbě kanálků, kterými plyn volně prochází, nebo k formování soudržných pístů v reaktorech s malou plochou průřezu. Fluidaci těchto materiálů je možné usnadnit přidáním částic

stejného materiálu o větších rozměrech, ideálně materiály skupiny B.

- **Skupina D:** Materiály o velkých rozměrech nebo hustotách. Stejně jako skupina C se tato skupina považuje za obtížně fluidovatelnou, protože částice se při fluidaci mohou kvůli své velikosti a hustotě chovat nevyzpytatelně. Tento druh materiálů může být nežádoucí, protože pro fluidaci je vyžadováno velké množství plynu, které často přesahuje potřeby pro požadované reakce (vyšší prahová rychlost fluidace).



Obrázek 8: Graf závislosti velikosti částic na imaginární váze částic s vyznačeným rozdělením jednotlivých skupin částic. [13]

8.6 Vliv prostředí na fluidní vrstvu

Vliv pracovního tlaku byl sledován v několika různých studiích a pro vrstvy tvořené popelem, uhlím nebo skleněnými kuličkami jedné velikosti do tlaku 80 bar je následující. [12]

- Mezerovitost na prahu fluidace při zvýšení pracovního tlaku nepatrně naroste. (1 – 4%)
- Prahová rychlost fluidace je nepřímo úměrná pracovnímu tlaku, avšak pro malé částice ($d_p < 100\mu m$) je tato změna nepatrná. Naopak pro velké částice ($d_p > 350\mu m$) je tento efekt velmi silný (až 40% změna).
- Bod přechodu do bublinkové fluidace může být pro některé druhy částic změněn a k bublinkové fluidaci dochází až při vyšších rychlos-

tech.

Vliv pracovní teploty je obecně následující.

- Mezerovitost na prahu fluidace roste pro jemné částice, ale není ovlivněna pro hrubé částice.
- Teplota nemá na prahovou rychlost fluidace větší vliv, pokud je použita správná hodnota ϵ_{mf} .

8.7 Výhody a nevýhody fluidní vrstvy

Aplikace fluidní vrstvy má několik výhod a nevýhod. Hlavní výhody jsou následující. [12]

- Vzhledem k tomu, že částice ve fluidní vrstvě se chovají jako kapalina lze s fluidní vrstvou lehce zacházet.
- Ve fluidní vrstvě dochází k velmi dobrému míchání. Tato vlastnost lze využít ke snadnému ovládnutí reakcí/vlastností uvnitř fluidní vrstvy.
- Velký objem částic uvnitř fluidní vrstvy lze využít jako pomyslný tepelný setrvačnick, který je schopen odolat výpadkům zdroje tepla (např. výpadek dodávky paliva do kotle).
- Fluidní vrstva má při porovnání s jinými spalovacími metodami velmi dobrý přestup tepla mezi částicemi, plynem a vnořenými objekty.

Nevýhody fluidní vrstvy jsou následující.

- Při překročení teploty měknutí popelovin dochází ke spékání a tvorbě velkých částic, které nelze fluidovat. Teploty ve fluidní vrstvě musí být z tohoto důvodu poměrně nízké, což může být pro některé reakce nevýhodné.
- Uvnitř fluidních reaktorů dochází k velké abrazi konstrukčních prvků.

9 Vlastní práce

Cílem této práce je ověření fluidačních vlastností popele čistírenských kalů při jejich využití jako inertního materiálu v bublinkové fluidní vrstvě. Typicky je při spalování biomasy používán jiný druh materiálu jako je například křemičitý písek. Je tak učiněno z důvodu špatných fluidačních vlastností popele těchto paliv. Tento přístup přináší některé nevýhody jako je například nutnost čištění tohoto inertního materiálu, protože při spalování dochází k jeho postupné degradaci popelem biomasy. Materiál je následně během spalování nutné průběžně obměňovat/doplňovat, což dále komplikuje celý proces. Při využití samotného popela paliva jako inertního materiálu fluidní vrstvy se můžeme vyhnout znehodnocování, což nám následně umožňuje popel ze spalování dále využívat například jako hnojivo v zemědělství (pokud popel splňuje vyhlášky pro toto využití). Zároveň není nutné materiál doplňovat, protože při spalování je kontinuálně tvořen nový popel a jedinou nutností může být postupné odebírání popela z vrstvy z důvodu udržení její stabilní výšky.

K měření byly poskytnuty 3 vzorky stabilizovaných kalů ze 3 ČOV. Ke všem vzorkům byly dále poskytnuty základní charakteristické vlastnosti včetně prvkového složení. Tyto vzorky byly podrobeny experimentální spalovací zkoušce ve zkušebním spalovacím zařízení. Každý vzorek byl spalován při 6 různých spalovacích stavech, při kterých byly měněny vlastnosti spalovacího procesu. Hlavními proměnnými byly teplota fluidní vrstvy, množství spalovacího vzduchu a recirkulovaných spalin (resp. přebytek O_2 ve spalinách) a způsob přívodu spalovacího vzduchu (primární a sekundární). Konkrétní hodnoty těchto proměnných lze vidět v kapitole Využití vzorků ve spalovacím procesu 13.

V tabulce 4 lze vidět základní popis vzorků kalů. Pro všechny měřené vzorky platí, že jedinou předúpravou před spalováním bylo mezofilní aerobní vyhnívání s následným sušením. Hlavním rozdílem je velikost částic vzorků, kde vzorky 1_{pal} a 2_{pal} mají viditelně vyšší velikosti částic než vzorek 3_{pal} . Výhřevnost i obsah popela jsou pro všechny vzorky téměř stejné, kde minimální výhřevnost (resp. maximální obsah popela) má vzorek 2_{pal} .

Vzorek	Zdroj	Předúprava	Výhřevnost	A
1_{pal}	ČOV Karlovy Vary	MV	13,1 MJ/kg	38 %
2_{pal}	ČOV Přerov	MV	12,5 MJ/kg	41,6 %
3_{pal}	ČOV Trutnov	MV	13,8 MJ/kg	37,7 %

Tabulka 4: Seznam vzorků a jejich základní vlastnosti, hodnoty výhřevnosti a obsah popela jsou uvedeny pro stav *dry*. *MV* = *mezofilní vyhnívání*

Popel vzorku 1_{pal} bude dále označován číslem 1, ostatní vzorky budou označovány stejným způsobem. Po spalování byl každý vzorek popela analyzován následovně.

1. Měření sypné hmotnosti částic
2. Měření hustoty částic
3. Distribuce velikostí částic
4. Fluidační zkouška
5. Měření prvkového složení popela

10 Metodika měření

V rámci této práce bylo použito několik způsobů měření pro zjištění jednotlivých požadovaných vlastností popela čistírenských kalů. V této kapitole budou tyto postupy vysvětleny včetně způsobu zpracování získaných dat.

Před měřením samotné fluidace je nutné charakterizovat fyzické vlastnosti měřeného popela. Tato fáze je tvořena měřením sypané hmotnosti ρ_s , hustoty ρ a distribuce částic. Měření sypané hmotnosti bylo provedeno pomocí metody popsané v kapitole 6.3. Měření bylo pro každý vzorek provedeno pouze jednou, protože měřená sypaná hmotnost je v této fázi pouze orientační a slouží jako reference při měření fluidace, které bude popsáno dále.

10.1 Měření hustoty

Měření hustoty ρ popela bylo provedeno pomocí tzv. pyknometrické metody. Jedná se o etablovaný způsob laboratorního měření hustoty založený na porovnání hmotnosti měřené látky s hmotností kapaliny o známé hustotě, která je menší než hustota měřené látky. Při měření byl k tomuto účelu použit technický líh s deklarovanou hustotou $0,83 \text{ g/cm}^3$. Hledaná hustota popela lze vypočítat pomocí následující rovnice. [21]

$$\rho = \frac{m_l - m_0}{m_k - m_0 - m_{kl} + m_l} * (\rho_k - 0,0012) + 0,0012 \quad (43)$$

kde

ρ_k	hustota porovnávací kapaliny
m_0	hmotnost prázdného pyknometru
m_l	hmotnost pyknometru naplněného měřenou látkou
m_k	hmotnost pyknometru naplněného porovnávací kapalinou
m_{kl}	hmotnost pyknometru naplněného měřenou látkou a porovnávací kapalinou
0,0012	hustota vzduchu v kg/cm^3

10.2 Měření distribuce velikosti částic

Pro měření distribuční křivky byla použita síťová analýza, která byla popsána v kapitole 7. Doba prosévání byla pro všechny vzorky 30 minut, rozměry sít použitých pro tuto analýzu lze vidět v tabulce 5. Tato řada byla použita pro vzorky 1 a 2. Pro vzorek 3 byla síťová řada po první

rozsekové analýze upravena nahrazením sít 2,8 mm a 2 mm za síta 710 μm a 500 μm , protože měřený vzorek měl vyšší obsah částic v rozmezí 850-315 μm .

Číslo síta	Šířka oka	
	Vzorky 1 a 2	Vzorek 3
0	4 mm	4 mm
1	2,8 mm	2,36 mm
2	2.36 mm	1,7 mm
3	2 mm	1,4 mm
4	1,7 mm	1,18 mm
5	1,4 mm	1 mm
6	1,18 mm	850 μm
7	1 mm	710 μm
8	850 μm	630 μm
9	630 μm	500 μm
10	425 μm	425 μm
11	315 μm	315 μm
12	0 μm	0 μm

Tabulka 5: Zvolené rozměry sít pro síťovou analýzu. Síto číslo 0 je v tomto případě "imaginární" a slouží pouze pro tvorbu distribučního rozložení. Síto s číslem 12 je záchytná miska.

Pro aproximaci $P(D), R(D)$ byla použita pouze RR aproximace, protože aproximace těchto křivek je pouze ilustrativní jelikož vyšší vypovídající hodnotu pro určení charakteristických rozměrů částic má distribuční křivka $y(D)$. Určení parametrů pro jednotlivé aproximace proběhlo iteračně pomocí podmínky nejmenších čtverců ($R2$).

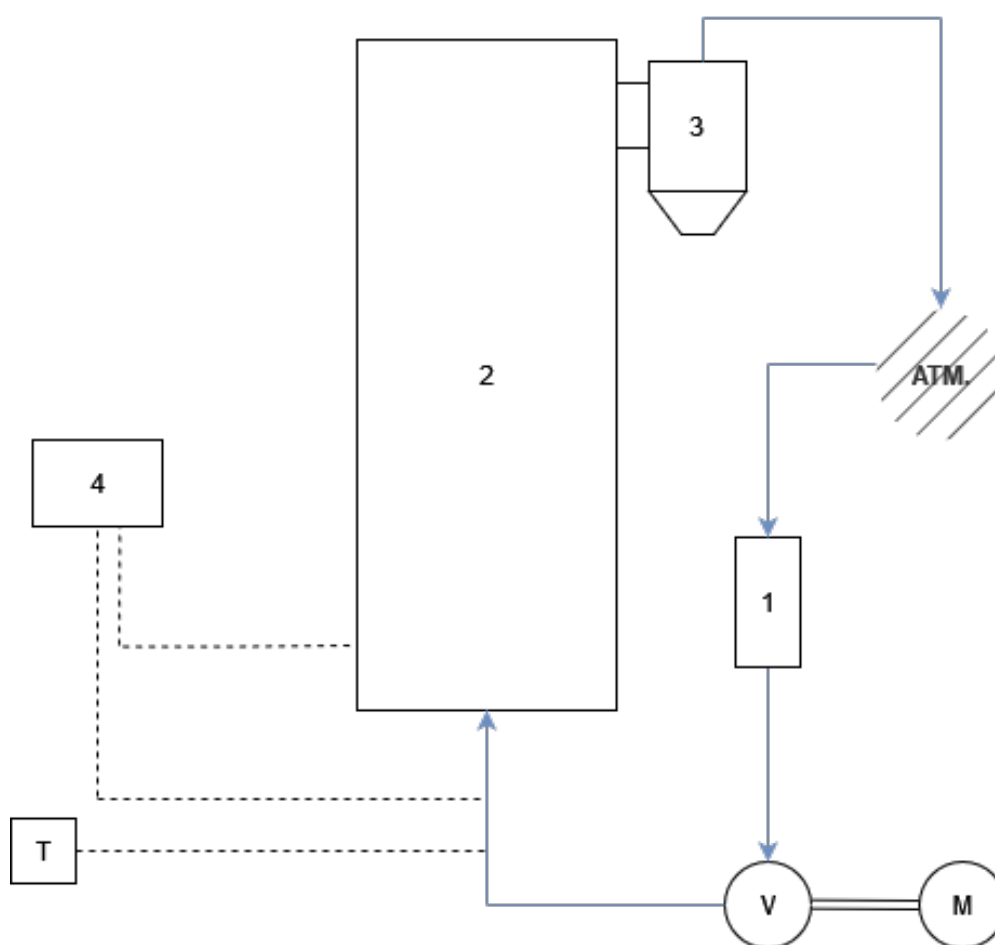
10.3 Měření fluidace

Pro měření fluidace vzorků bylo použito laboratorní zařízení, které bylo navrženo v rámci předchozích odborných prací. Samotné zařízení je tvořeno akrylátovou komorou obdélníkového průřezu o vnitřních rozměrech 225 x 150 mm. Na dně této komory je distributor, který je vytvořen z desky s 7 řadami a 7 sloupci děr o průměru 4 mm. Díry jsou překryty sítím, které zamezuje propadu měřeného vzorku. Výstup komory je opatřen cyklonem.

Proudění fluidačního média je zajištěné pomocí ventilátoru poháněného elektromotorem s frekvenčním měničem. Ke vstupu ventilátoru je připojen

plováчковý průtokoměr s rozsahem měření od 0 do $140 \text{ m}_N^3/\text{hod}$, avšak v praxi lze měřit od cca 10 až $12 \text{ m}_N^3/\text{hod}$ z důvodu frekvenčního ovládní ventilátoru (nedostatečný výkon při nízké frekvenci). Výstup z ventilátoru je následně připojen k distributoru.

Tlaková ztráta fluidní vrstvy je měřena pomocí tlakového čidla s proudovým výstupem. Systém je dále opatřen manometrem (U-trubice) pro vizuální kontrolu tlakové ztráty a termočlánkem pro měření vstupní teploty vzduchu. Ovládní celé sestavy je zajištěno pomocí LabView aplikace s funkcí ukládání dat o snímkovací frekvenci 1Hz. Základní schéma tohoto zařízení lze vidět na obrázku 9.



- 1 - Plováчковý průtokoměr
- 2 - Fluidační komora
- 3 - Cyklon
- 4 - Tlakové čidlo + U trubice
- M - Motor, V - Ventilátor, T - Teploměr

Obrázek 9: Schéma fluidačního zařízení.

Výstupem měření na fluidačním zařízení je datový soubor závislostí tlakové ztráty a dalších proměnných na frekvenci elektromotoru (resp. ventilátoru). Při měření byl průběžně zaznamenáván objemový průtok na vstupu do ventilátoru v závislosti na frekvenci. Data byla následně vyfiltrována a se znalostí rozměrů fluidační komory přepočtena na závislost tlakové ztráty na rychlosti fluidačního média. Tlaková ztráta byla vypočtena jakou průměr naměřených hodnot pro danou rychlost fluidačního média. Jednotlivá měření byla prováděna po dobu 30 až 45s. Filtrace dat byla provedena s ohledem na směrodatnou odchylku jednotlivých bodů s důrazem na zachování co nejvíce měřených hodnot.

Při měření tlakové ztráty fluidní vrstvy je měřena celková tlaková ztráta uvnitř fluidační komory, avšak pro vyhodnocení prahové rychlosti fluidace je nutné znát tlakovou ztrátu fluidní vrstvy. Z tohoto důvodu byla naměřena referenční tlaková ztráta distributoru (prázdna fluidační komora), která byla při vyhodnocení následně odečtena od celkové tlakové ztráty.

Měření výšky fluidní vrstvy bylo prováděno pouze vizuálně pomocí metru připevněného na vnějšku stěny fluidační komory. Při měření byl zároveň pořizován videozáznam, který sloužil k ověření a popřípadě doplnění požadovaných hodnot výšky vrstvy.

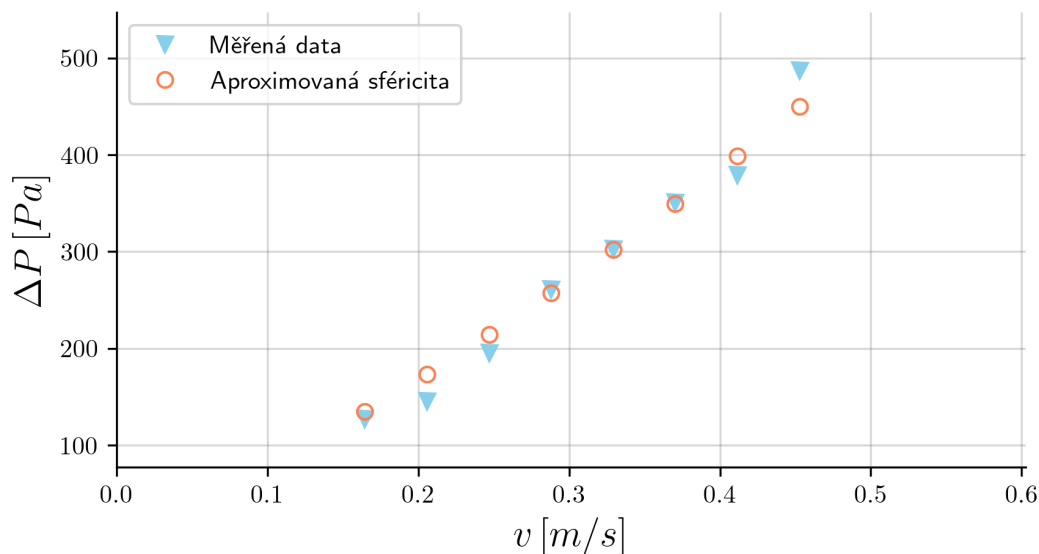
Měření bylo z důvodu snížení chybovosti prováděno pro tři různé vstupní hmotnosti vsádky 1,5; 2 a 2,5 kg. Tlaková ztráta byla měřena v rozmezí průtoku fluidačního média 20 až 120 m_N^3/hod s krokem 5 m_N^3/hod . Velikost kroku byla pro nejvyšší hmotnost vsádky upravena na 2,5 m_N^3/hod . Tato změna byla učiněna, protože při měření bylo zjištěno, že u této hmotnosti vrstvy byla okamžitá měřená tlaková ztráta ve fluidovaném stavu méně nestálá. Naopak u nízkých hmotností docházelo k většímu kolísání okamžité tlakové ztráty. Tento jev i přes výše zmíněnou filtraci způsoboval snižování průměrné tlakové ztráty ve stavu fluidace.

Průběh tlakové ztráty byl měřen ve směru zvyšování i snižování rychlosti fluidačního média. Tímto způsobem je možné stanovit hysterezi v grafu. Před začátkem měření byla vrstva částečně fluidována po dobu několika vteřin z důvodu ustálení vrstvy do vodorovného stavu pro měření její výšky. Pro určení sféricity vzorku byl použit postup popsáný v kapitole 10.4. Mezerovitost vzorku byla dopočtena z naměřené hustoty vzorku a výšky vrstvy na předpokládaném prahu fluidace.

10.4 Dopočet sféricity vzorku

Při bližší kontrole rovnice pro výpočet prahové rychlosti (36) můžeme vidět, že pro dopočet rychlosti na prahu fluidace u_{mf} je nutné znát celkem 6 proměnných. Jmenovitě se jedná o mezerovitost na prahu fluidace ϵ_{mf} , velikost částice D_p , hustotu fluidačního média ρ_g , sypanou hmotnost vzorku ρ_p , dynamickou viskozitu fluidačního média μ a sféricitu částic vzorku ϕ .

Všechny proměnné až na sféricitu částic vzorku, lze naměřit pomocí způsobů popsaných v předešlých kapitolách nebo získat z tabulek (hustota a viskozita vzduchu). Pro stanovení sféricity byl v této práci využit postup aproximace pomocí Ergunovy rovnice (32). Předpokladem tohoto postupu je, že tlaková ztráta v nehybné vrstvě částic lze touto rovnicí popsat. Na obrázku 10 lze vidět příklad grafu aproximovaných hodnot tlakového spádu v nehybné vrstvě částic v porovnání s hodnotami naměřenými. Aproximace probíhá iteračně pomocí kritéria nejmenších čtverců (R2).



Obrázek 10: Příklad aproximace sféricity. Aproximace byla provedena iteračně s podmínkou nejmenších čtverců.

10.5 Určení prahové rychlosti z grafu průběhu tlakové ztráty

Kromě analytické metody výpočtu prahové rychlosti fluidace byla využita i metoda určení z grafu průběhu tlakové ztráty v závislosti na rychlosti. Z předchozích kapitol víme, že v nehybné vrstvě dochází při zvyšování rychlosti k nárůstu tlakové ztráty. K tomuto růstu dochází až do bodu,

kde vrstva přechází do stavu vznosu (resp. fluidace), kde nedochází k dalšímu zvyšování a tlaková ztráta by měla být téměř konstantní.

S touto znalostí lze datové body grafu $u/\Delta P$ proložit dvěma aproximačními křivkami. Konkrétně se jedná o křivku definovanou polynomickou funkcí druhého stupně ($f : au^2 + bu + c = 0$) pro rostoucí část grafu, kde závislost tlakové ztráty je teoreticky definována pomocí Ergunovy rovnice (32). Pro fluidovaný stav byla použita lineární funkce ($g : ku + q = 0$). Ve skutečnosti by tlaková ztráta v této oblasti měla být proložena pomocí konstanty, avšak při měření docházelo k poklesu tlakové ztráty. Tento úkaz byl již vysvětlen v kapitole Měření fluidace 10.3.

Se znalostí předpisů obou funkcí lze pomocí jednoduché rovnosti $f(u) = g(u)$ dopočítat předpokládaná prahová rychlost fluidace. Přesnost této metody je závislá na výběru předpokládaného bodu přechodu vrstvy ze stavu nehybného do stavu fluidace.

10.6 Měření prvkového složení

Pro měření prvkového složení byl využit měřicí přístroj Olympus Vanta. Jedná se o přenosný ruční analyzátor, který pracuje na bázi XRF (x-ray fluorescence). Rozsah měření pro tento přístroj jsou prvky těžší než sodík. Prvky lehčí než sodík (včetně) jsou kumulativně označeny jako LE (light elements). Nedetektované prvky nebo prvky s nízkou koncentrací (cca. $< 4 \text{ mg/kg}$) jsou označeny jako $< \text{LOD}$.

U každého vzorku popela bylo měřeno celkem 24 vzorků. Jedná se o vzorky z každého spalovacího stavu odebrané jak z vrstvy tak z cyklonu (2x6). Z každého odběru byl následně navíc vytvořen vzorek, který byl dále vypalován v peci (pouze vzorky popelů 2 a 3 byly vypáleny). Shrnuté výsledky tohoto měření pro jednotlivé vzorky popela čistírenských kalů lze vidět v kapitole 14. Popis označení jednotlivých vzorků popela lze vidět v následující tabulce.

Vzorek	Spalovací stav	Odběr	Úprava
1	1	Cyklon	Vypalování
2	1	Vrstva	Vypalování
3	1	Cyklon	-
4	1	Vrstva	-
5	2	Cyklon	Vypalování
6	2	Vrstva	Vypalování
7	2	Cyklon	-
8	2	Vrstva	-
9	3	Cyklon	Vypalování
10	3	Vrstva	Vypalování
11	3	Cyklon	-
12	3	Vrstva	-
13	4	Cyklon	Vypalování
14	4	Vrstva	Vypalování
15	4	Cyklon	-
16	4	Vrstva	-
17	5	Cyklon	Vypalování
18	5	Vrstva	Vypalování
19	5	Cyklon	-
20	5	Vrstva	-
21	6	Cyklon	Vypalování
22	6	Vrstva	Vypalování
23	6	Cyklon	-
24	6	Vrstva	-

Tabulka 6: Popis označení vzorků prvkové analýzy popela.

11 Výsledky granulometrického měření

Výsledky měření sypné hmotnosti a hustoty jednotlivých vzorků lze vidět v tabulce 7. Zde můžeme vidět, že tyto hodnoty jsou pro většinu vzorků velmi podobné. Nejvyšší změřenou sypnou hmotnost má popel 1 s hodnotou $458,46 \text{ kg/m}^3$, nejvyšší hustotu má popel 2 kde $\rho = 1934 \text{ kg/m}^3$. V porovnání s palivem došlo u popela ke snížení hustoty a sypné hmotnosti, které je způsobené spalovacím procesem. Pro cíle této práce jsou tyto rozdíly zanedbatelné, protože předpokládaný obsah popela ve spalovacím procesu je výrazně vyšší než obsah paliva (vliv částic paliva na fluidaci zanedbáváme).

Vzorek	Sypná hmotnost [kg/m^3]	Hustota [kg/m^3]
1	458,46	1870
2	357	1934
3	396,64	1854

Tabulka 7: Naměřené sypné hmotnosti a hustoty jednotlivých vzorků. Pro určení sypné hmotnosti byla použita nádoba o objemu 500 ml .

Výsledky distribučního rozdělení částic lze pro jednotlivé vzorky vidět v následujících kapitolách. Při měření byla u většiny vzorků naměřena vyšší koncentrace částic o rozměrech nižších než $315 \mu\text{m}$. Tento výsledek je možné vysvětlit vyšším obsahem těchto částic ve vzorku nebo částečným otěrem částic při měření. Tvrdost a odolnost vůči otěru nebyla u jednotlivých vzorků měřena a tudíž je obtížné tento efekt kvantifikovat. Takovýto nedostatek by však neměl ovlivňovat aproximaci distribuce částic, protože i přes vyšší obsah těchto malých částic se jejich hmotnostní podíl pohyboval v rozmezí od 2,4 % až 4,1 %. Fotografie jednotlivých vzorků lze vidět na obr. 14 na konci této kapitoly.

11.1 Vzorek 1

Křivky rozsevu a propadu pro vzorek 1 lze vidět na obrázku 11a. Distribuční křivka z rozsevové analýzy lze vidět na obrázku 11b. U grafu distribuční křivky můžeme vidět, že naměřená data bylo možné aproximovat pomocí všech aproximací zmíněných v kapitole 7.1. Nejpřesnější aproximací byla pro tento vzorek N aproximace s $R2 = 0,9804$. Nejméně přesná byla NT aproximace (24) s $R2 = 0,9429$. Vypočtené parametry pro jednotlivé aproximace včetně koeficientu $R2$ lze vidět v tabulce 8.

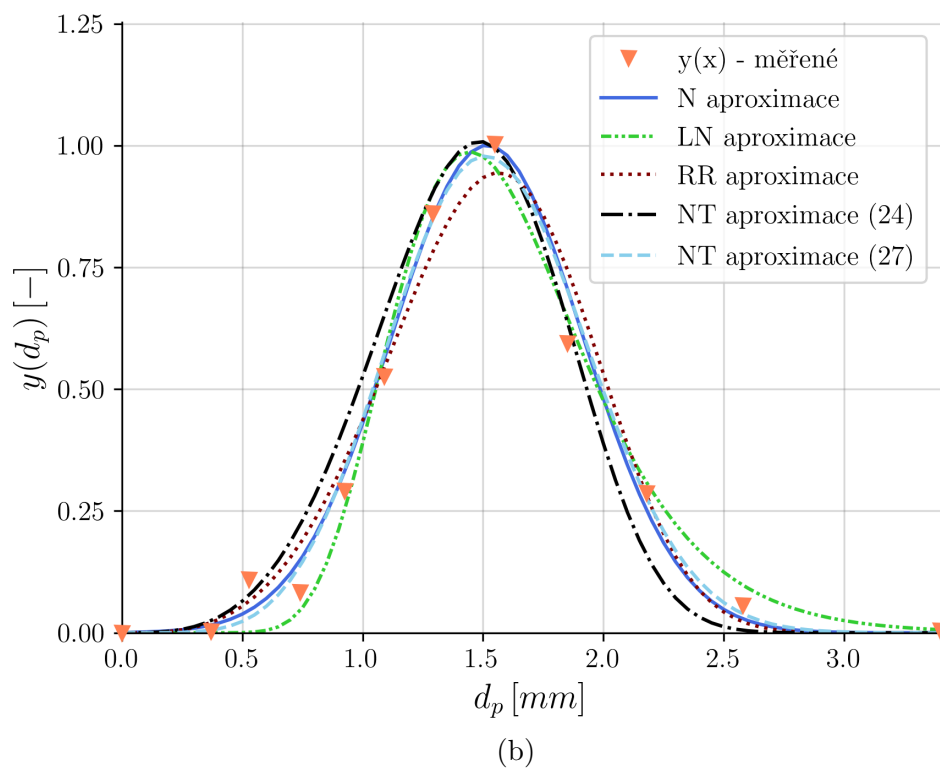
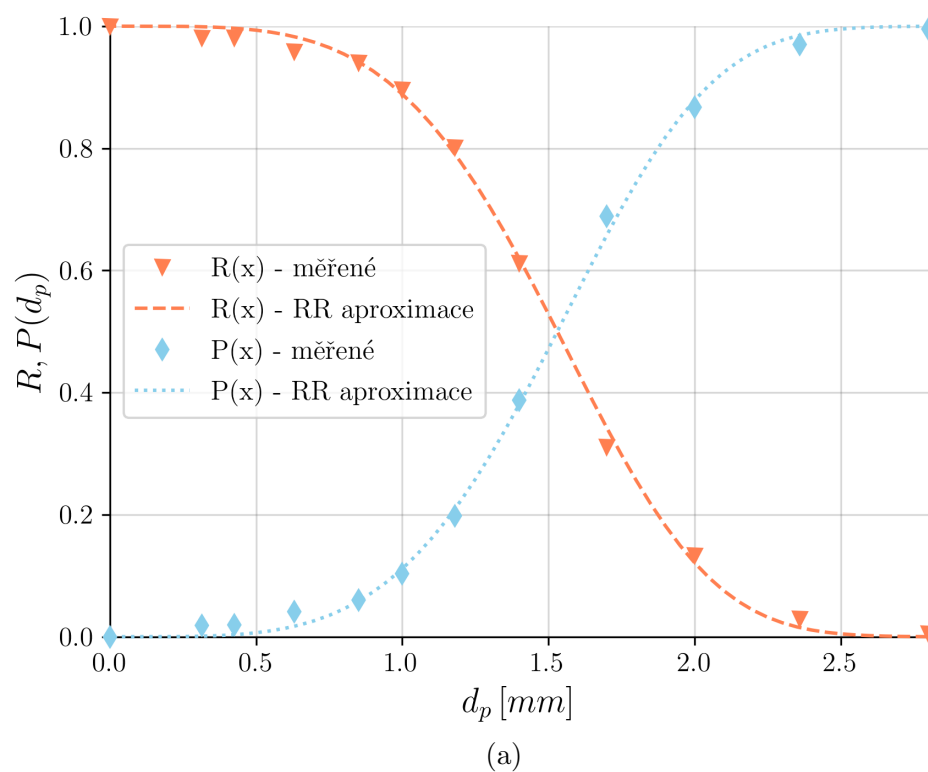
Aproximace	Parametr 1	Parametr 2	Parametr 3	$R2$
N	$\sigma = 0,3984$	$\mu = 1,5176$	-	0,9805
LN	$\sigma = 0,2696$	$\mu = 0,4403$	-	0,9789
RR	$b = 0,1181$	$n = 4,1596$	-	0,9625
NT (24)	$p = 0,2145$	$n = 4,2036$	$D_{SMD} = 1,3096$	0,9429
NT (27)	$m = 1,186$	$n = 2,6424$	-	0,9776

Tabulka 8: Vypočtené parametry aproximačních funkcí.

Charakteristické rozměry vypočtené podle jednotlivých aproximací lze vidět v tabulce 9. Pro další výpočty byly vybrány charakteristické rozměry určené pomocí nejpřesnější aproximace - N.

Aproximace	Modus [mm]	D_{05} [mm]	D_{50} [mm]	D_{95} [mm]
N	1,5176	0,8624	1,5176	2,1729
LN	1,443	0,9966	1,5523	2,4094
RR	1,5645	0,8184	1,5304	2,1759
NT (24)	1,4844	0,7822	1,4513	2,0549
NT (27)	1,5097	0,8906	1,5263	2,2096

Tabulka 9: Charakteristické rozměry distribuce částic. Střední aritmetický průměr pro vzorek je roven $D_{av} = 1,2236$ mm.



Obrázek 11: Křivky rozsevu, propadu (a) a četnosti (b) vzorku.

11.2 Vzorek 2

Jednotlivé grafy distribuční analýzy pro tento vzorek lze vidět na obrázku 12. Všechny aproximace jsou u tohoto vzorku téměř stejně přesné, kde rozdíl v $R2$ koeficientech je mezi jednotlivými aproximacemi nižší než 0,01. Nejpřesnější aproximací je pro tento vzorek NT (27) aproximace s $R2 = 0,9894$, nejnižší přesnost má RR aproximace s $R2 = 0,9779$. Vypočtené parametry jednotlivých aproximací lze vidět v tabulce 10.

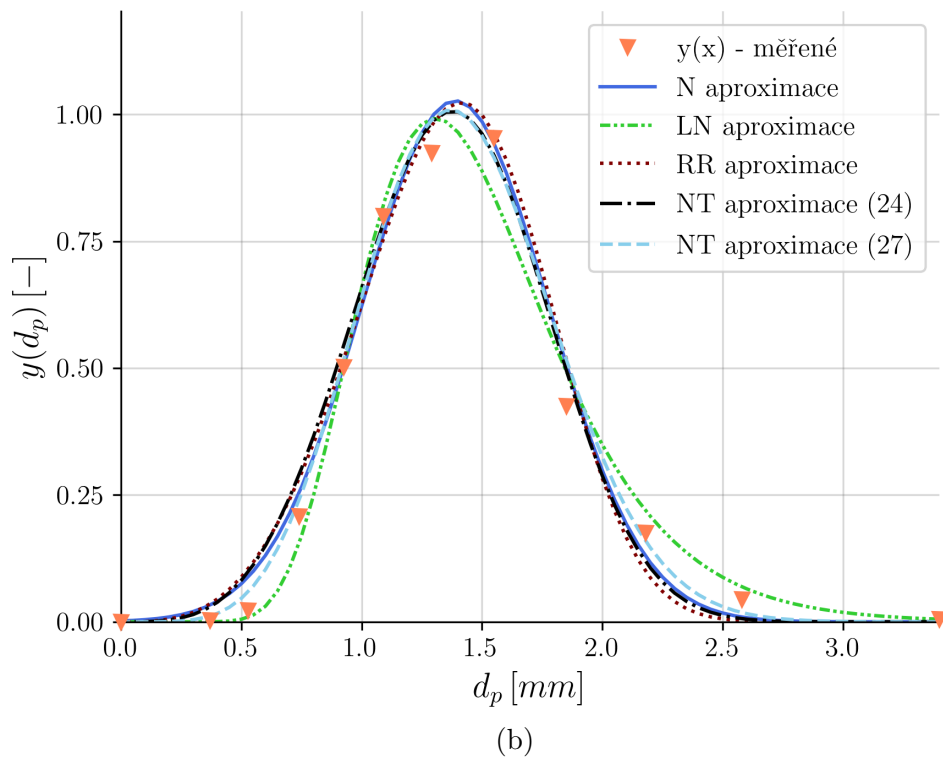
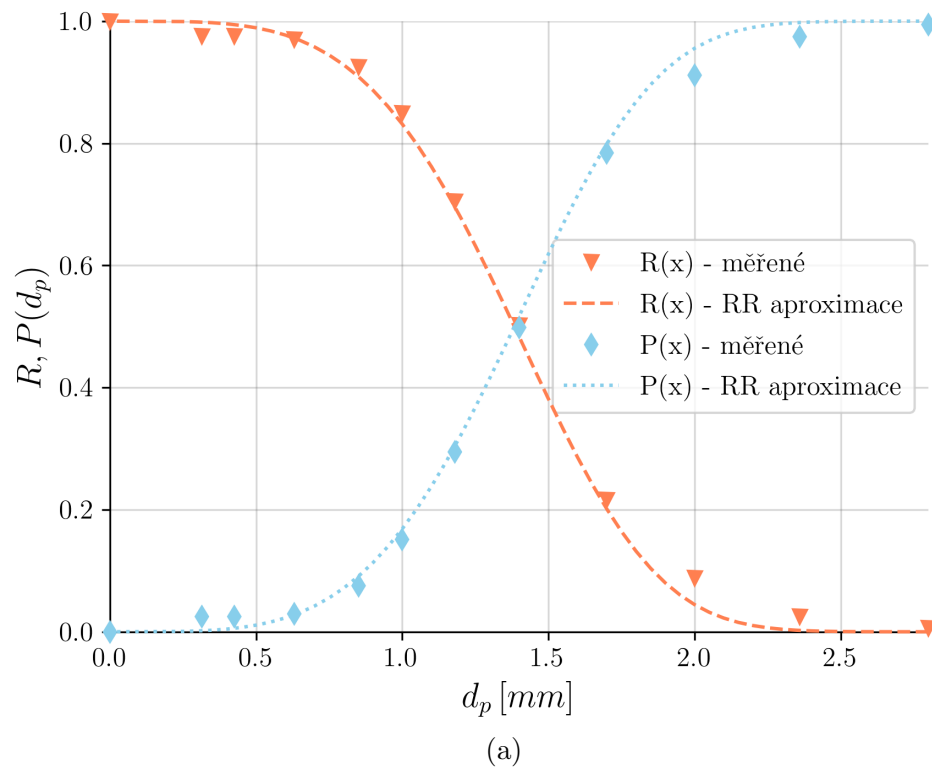
Aproximace	Parametr 1	Parametr 2	Parametr 3	$R2$
N	$\sigma = 0,3885$	$\mu = 1,3889$	-	0,9845
LN	$\sigma = 0,2948$	$\mu = 0,3538$	-	0,9798
RR	$b = 0,1847$	$n = 4,0752$	-	0,9779
NT (24)	$p = 0,4787$	$n = 3,2984$	$D_{SMD} = 1,2429$	0,9823
NT (27)	$m = 0,9803$	$n = 2,3104$	-	0,9894

Tabulka 10: Vypočtené parametry aproximačních funkcí.

Vypočtené charakteristické rozměry částic pro jednotlivé aproximace lze vidět v tabulce 11. Distribuce částic je stejně jako u vzorku 1 zdánlivě symetrická, avšak nepatrně posunutá směrem k menším částicím. Pro všechny aproximace kromě LN je hodnota mediánu prakticky stejná, modus je zde také velmi podobný. I přes tyto vlastnosti byla pro další výpočty z důvodu velikosti $R2$ vybrána NT (27) aproximace a charakteristické rozměry podle ní určeny.

Aproximace	Modus [mm]	D_{05} [mm]	D_{50} [mm]	D_{95} [mm]
N	1,3889	0,7504	1,3889	2,0279
LN	1,3059	0,8769	1,4236	2,3038
RR	1,4126	0,7303	1,3834	1,9813
NT (24)	1,3778	0,7371	1,3731	2,0088
NT (27)	1,3693	0,7961	1,3985	2,0799

Tabulka 11: Charakteristické rozměry distribuce částic. Střední aritmetický průměr pro vzorek je roven $D_{av} = 1,1224$ mm.



Obrázek 12: Křivky rozsevu, propadu (a) a četnosti (b) vzorku.

11.3 Vzorek 3

V dřívější kapitole bylo zmíněno, že pro tento vzorek byla nutná úprava síťové řady. Efekt této změny lze vidět na křivce četnosti 13b. Na tomto obrázku lze vidět, že v oblasti nově přidaného síta $710\mu m$ dochází k silnému nárůstu částic.

Aproximaci křivky četnosti bylo možné provést pouze pomocí N, LN, RR a NT (24), kde druhý předpis NT aproximace nelze pro toto rozdělení použít (výpočet nekonverguje v kladných číslech). Vypočtené parametry použitých aproximací lze vidět na tabulce 12. Přesnost empirických aproximací je pro toto rozdělení poměrně nízká, protože na rozdíl od předešlých vzorků, je distribuce částic poměrně nesymetrická. Nejvyšší přesnosti dosahuje LN aproximace s koeficientem $R2 = 0,9732$.

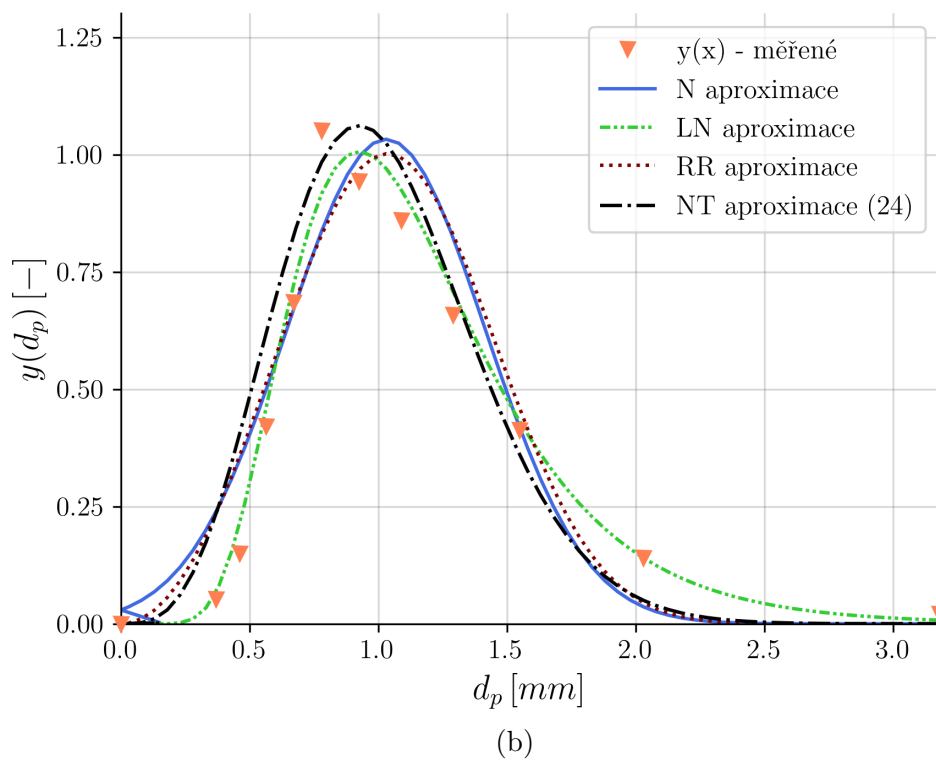
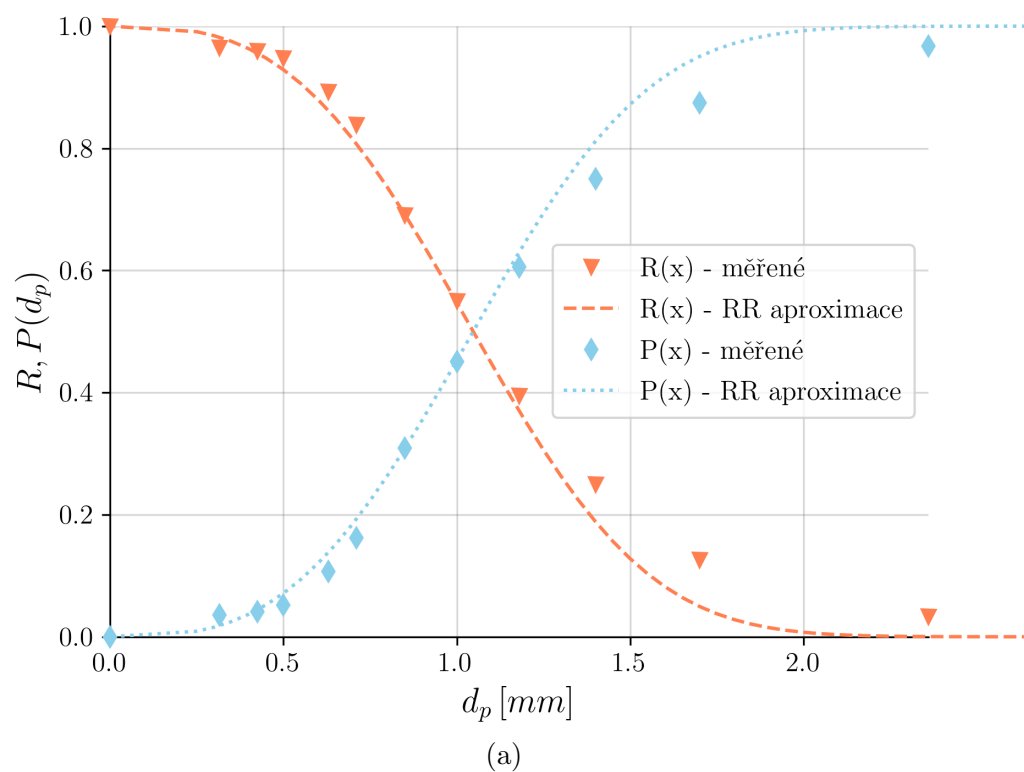
Aproximace	Parametr 1	Parametr 2	Parametr 3	$R2$
N	$\sigma = 0,3862$	$\mu = 1,0299$	-	0,8786
LN	$\sigma = 0,3958$	$\mu = 0,0791$	-	0,9732
RR	$b = 0,6025$	$n = 3,0274$	-	0,8795
NT (24)	$p = 0,2214$	$n = 1,804$	$D_{SMD} = 0,8643$	0,8932

Tabulka 12: Vypočtené parametry aproximačních funkcí.

Vypočtené charakteristické rozměry částic lze vidět v tabulce 13. S ohledem na vzorky 1 a 2 je velikost částic tohoto vzorku znatelně menší. Charakteristické rozměry vzorku určené pomocí LN aproximace byly vybrány pro další výpočty.

Aproximace	Modus [mm]	D_{05} [mm]	D_{50} [mm]	D_{95} [mm]
N	1,03	0,4081	1,03	1,666
LN	0,9254	0,5642	1,0813	2,0614
RR	1,0355	0,4432	1,0474	1,6985
NT (24)	0,9248	0,4565	0,9892	1,6878

Tabulka 13: Charakteristické rozměry distribuce částic. Střední aritmetický průměr pro vzorek je roven $D_{av} = 1,052 mm$.



Obrázek 13: Křivky rozsevu, propadu (a) a četnosti (b) vzorku.

Kompletní výsledky této fáze měření lze pro lepší přehlednost vidět v následující tabulce.

Vzorek	Sypná hm. [kg/m^3]	Hustota [kg/m^3]	D_p [mm]	D_{05} [mm]	D_{95} [mm]
1	458,46	1870	1,5176	0,8624	2,1729
2	357	1934	1,3985	0,7961	2,0799
3	396,64	1854	1,0813	0,5642	2,0614

Tabulka 14: Shrnutí charakteristických vlastností vzorků.



Obrázek 14: Fotografie jednotlivých vzorků popela.

12 Výsledky měření fluidace

Se znalostí charakteristických vlastností měřených vzorků se můžeme přesunout k měření a vyhodnocení jejich fluidačních vlastností. Prvním indikátorem, který můžeme před samotným měřením použít k popisu předpokládaného chování fluidní vrstvy, je Geldartova klasifikace částic. Zde platí, že vzorky 1 a 2 spadají do kategorie D. Předpokladem pro tyto vzorky je vyšší prahová rychlost a dynamičtější chování fluidní vrstvy (tvorba velkých jednotných bublin až sloupců). Vzorek 3 spadá díky nižší velikosti částic na hranici kategorií B a D. Oproti předchozím vzorkům je předpokladem, že prahová rychlost fluidace bude nižší a vrstva se bude více podobat bublinkové fluidní vrstvě.

12.1 Vzorek 1

Jednotlivé průběhy tlakových ztrát fluidní vrstvy pro různé výšky vrstvy resp. hmotnosti částic ve vrstvě lze vidět na obr. 15. Při prvním pohledu na tyto grafy lze vidět, že ve směru zvyšující se rychlosti fluidačního média dochází ke snižování tlakové ztráty v oblasti fluidující vrstvy. K tomuto snižování dochází částečným úletem částic z vrstvy, kde k tomuto úletu dochází prakticky okamžitě po dosažení prahu fluidace. Rozdíl v hmotnosti vsázky před a po měření byl pro tento vzorek zhruba 5%. Hystereze grafu tedy není způsobena pouze změnou mezerovitosti, ale i snižováním hmotnosti vrstvy.

Pro vyhodnocení fluidačních vlastností vzorku byl využit průběh tlakové ztráty ve snižujícím se směru rychlosti fluidačního média. V tomto případě je předpokládáno, že hmotnost vrstvy se již dále nemění, protože většina lehkých částic byla již z vrstvy unesena. I přes tento předpoklad dochází ke snižování tlakové ztráty v oblasti fluidní vrstvy. Nejpravděpodobnějším zdrojem tohoto jevu je dynamické chování fluidní vrstvy, které způsobuje kolísání okamžité tlakové ztráty, kde tento efekt je nejsilnější pro nízké hmotnosti vsázky. Naměřená data lze i s tímto nedostatkem stále využít pro určení sféricity vzorku.

Pro určení sféricity vzorku byl použit postup popsáný v kapitole 10.4. Mezerovitost vzorku byla určena z výšky vrstvy na prahu fluidace a změřené hustoty vzorku. Mezerovitost vzorku byla dopočtena z naměřené hustoty vzorku a výšky vrstvy na předpokládaném prahu fluidace. Výsledky výpočtů lze vidět v tabulce 15.

Z výsledků můžeme vidět, že sféricita vzorku se pohybuje v oblasti $0,1771 - 0,1833$. Nejvyšší přesnost aproximace sféricity byla $R2 = 0,9809$, pro nejnižší hmotnost vzorku. Mezerovitost vzorku na prahu fluidace je rovna $0,7653$ až $0,7736$. Hmotnost m_0 je hmotnost vsádky před fluidací a m po fluidaci.

m_0 [kg]	m [kg]	L_{mf} [mm]	ϵ_{mf} [-]	φ [-]	$R2$ [-]
1,5	1,465	101	0,7702	0,1834	0,9809
2	1,945	139	0,7783	0,1813	0,9841
2,5	2,4	172	0,7789	0,1772	0,9724

Tabulka 15: Vypočtená mezerovitost a aproximovaná sféricita vzorku pro jednotlivé hmotnosti vrstvy.

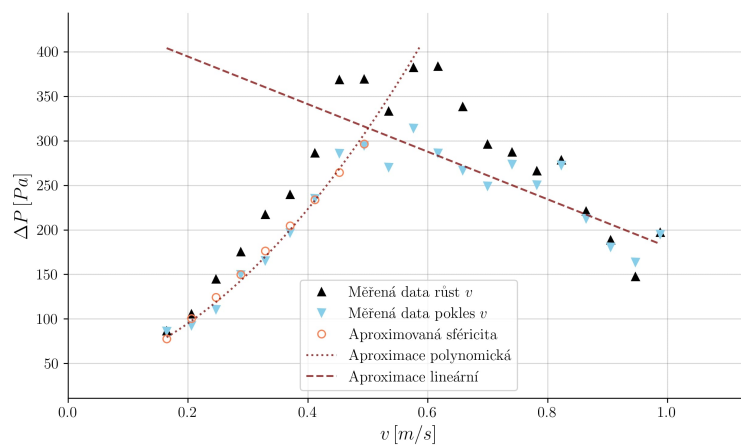
Prahová rychlost fluidace byla následovně určena z grafů průběhu tlakové ztráty a vypočtena pomocí rovnice (39). Výsledky těchto výpočtů lze vidět v tabulce 16. Prahová rychlost určená z průběhu tlakové ztráty se pohybovala v rozmezí $0,5008 - 0,5822$ m/s zatím co vypočtená rychlost byla v rozmezí $0,645 - 0,6618$ m/s.

Nízká korelace mezi hodnotami prahové rychlosti fluidace může být způsobena například nepřesnostmi v měření. Tento fakt může potvrzovat porovnání změřené maximální tlakové ztráty na prahu fluidace s hodnotou vypočtenou pomocí rovnice (35), kdy měřená tlaková ztráta byla vždy nižší než tlaková ztráta vypočtená. Rozdíl v těchto hodnotách se u nejvyšší hmotnosti vsádky rovná 19 % a pro zbylé vsádky 32 %.

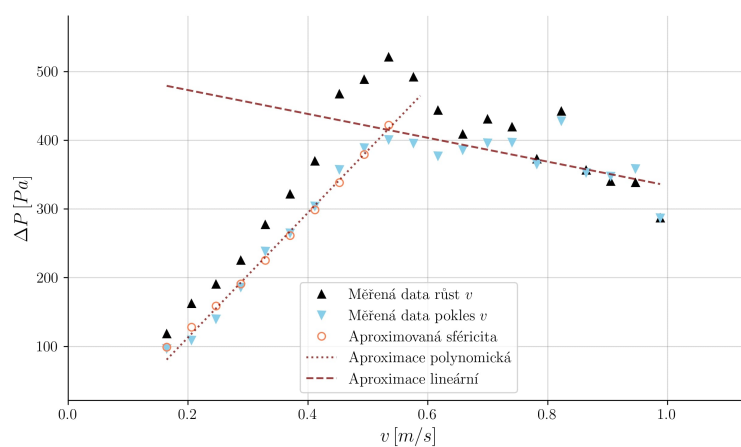
m_0 [kg]	$u_{mf_{urc}}$ [m/s]	$u_{mf_{vyp}}$ [m/s]	Rozdíl [%]
1,5	0,5008	0,645	25,1588
2	0,5332	0,6618	21,5257
2,5	0,5822	0,6459	10,3764

Tabulka 16: Vypočtené prahové rychlosti fluidace.

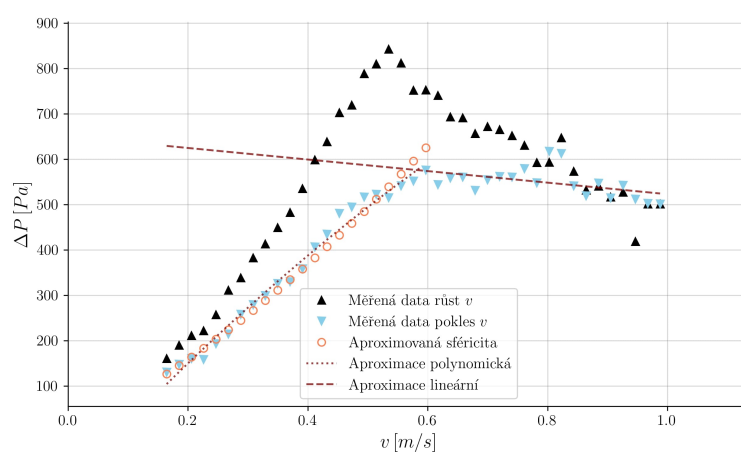
Přechod z vrstvy ve vznosu do bublinkové fluidní vrstvy nebyl u tohoto vzorku rozlišen. Při měření bylo vyzorováno chování, kdy vrstva začíná bublinkovat prakticky ve stejném momentu, kdy je dosaženo prahové rychlosti fluidace, tzn. že předpokládaná rychlost přechodu do bublinkové fluidace u_{mb} je stejná jako prahová rychlost fluidace u_{mf} . Tento předpoklad nelze ověřit pomocí rovnice (31), protože její platnost byla ověřena pouze u materiálů typu A a B.



(a)



(b)



(c)

Obrázek 15: Průběhy tlakových ztrát pro hmotnost měřeného vzorku 1,5 (a), 2 (b) a 2,5 kg (c).

12.2 Vzorek 2

Grafy průběhu tlakové ztráty pro jednotlivé vsádky lze pro tento vzorek vidět na obr. 16. Chování fluidní vrstvy bylo vizuálně téměř stejné jako u vzorku 1, což potvrzuje předchozí předpoklady vyvozené z Geldartovy klasifikace. Úlet částic z vrstvy byl podobný vzorku 1. Výsledek výpočtu sféricity a mezerovitosti vzorku lze vidět v tabulce 17.

Sféricita vzorku byla znatelně nižší než u vzorku 1, pohybuje se v rozmezí 0,1355 až 0,1369. Nejpřesnější aproximace byla stejně jako u předchozího vzorku provedena pro počáteční hmotnost vrstvy 2 kg ($R2 = 0,9885$). Mezerovitost na prahu fluidace vzorku je vyšší než pro vzorek 1 - 0,8198 až 0,8289.

m_0 [kg]	m [kg]	L_{mf} [mm]	ϵ_{mf} [-]	φ [-]	$R2$ [-]
1,5	1,435	122	0,8198	0,1355	0,9871
2	1,91	164	0,8216	0,1366	0,9966
2,5	2,35	201	0,8209	0,1369	0,9811

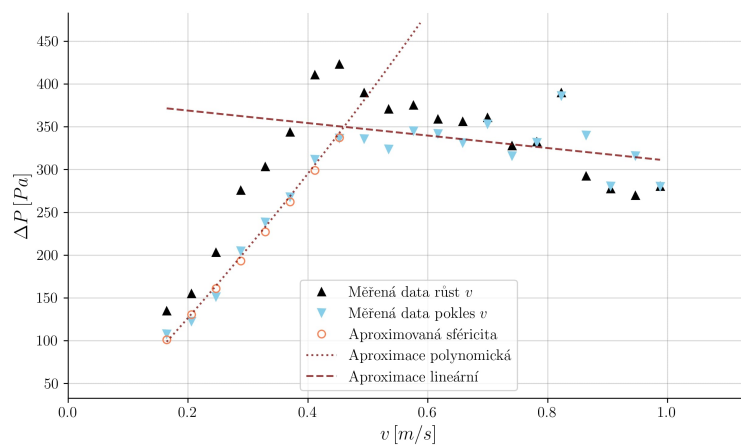
Tabulka 17: Vypočtená mezerovitost a aproximovaná sféricita vzorku pro jednotlivé hmotnosti vrstvy.

Rozdíl mezi měřenou a vypočtenou prahovou rychlostí byl u tohoto vzorku také přítomen, ale byl průměrně nižší než u vzorku 1. Rozdíl v těchto hodnotách byl maximálně 17% (cca. 0,09 m/s). Nejmenší rozdíl mezi naměřenou a vypočtenou hodnotou byl zaznamenán u nejvyšší hmotnosti vsádky.

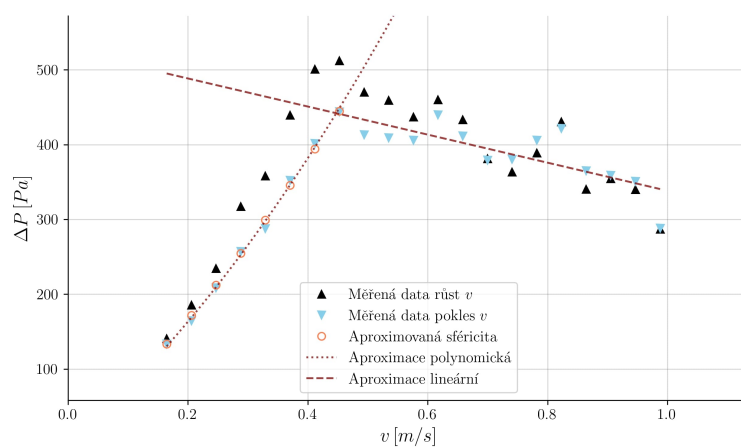
m_0 [kg]	$u_{mf_{urc}}$ [m/s]	$u_{mf_{vyp}}$ [m/s]	Rozdíl [%]
1,5	0,4604	0,5332	14,6548
2	0,4475	0,5311	17,1017
2,5	0,4678	0,5359	13,5707

Tabulka 18: Vypočtené prahové rychlosti fluidace.

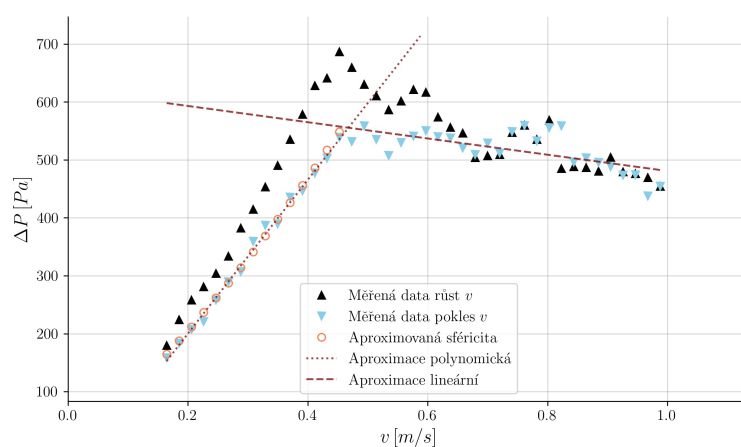
Přechod do bublinkové fluidní vrstvy byl u tohoto vzorku stejný jako u vzorku 1 (vrstva je bublinková v momentě dosažení prahové rychlosti fluidace).



(a)



(b)



(c)

Obrázek 16: Průběhy tlakových ztrát pro hmotnost měřeného vzorku 1,5 (a), 2 (b) a 2,5 kg (c).

12.3 Vzorek 3

Vypočtenou sféricitu a mezerovitost na prahu fluidace vzorku lze vidět v tabulce 19. Úlet částic z vrstvy byl u tohoto vzorku nejsilnější (cca. 10 %).

Sféricita tohoto vzorku je nejvyšší, pohybuje se mezi 0,1928 až 0,2069. Nejpřesnější aproximace byla provedena pro hmotnost vsádky 2 kilogramy, koeficient $R2 = 0,9934$. Mezerovitost tohoto vzorku je podobná mezerovitosti vzorku 1.

m_0 [kg]	m [kg]	L_{mf} [mm]	ϵ_{mf} [-]	φ [-]	$R2$ [-]
1,5	1,4	106	0,7889	0,1978	0,9845
2	1,85	142	0,7918	0,1928	0,9934
2,5	2,25	164	0,7807	0,2069	0,9931

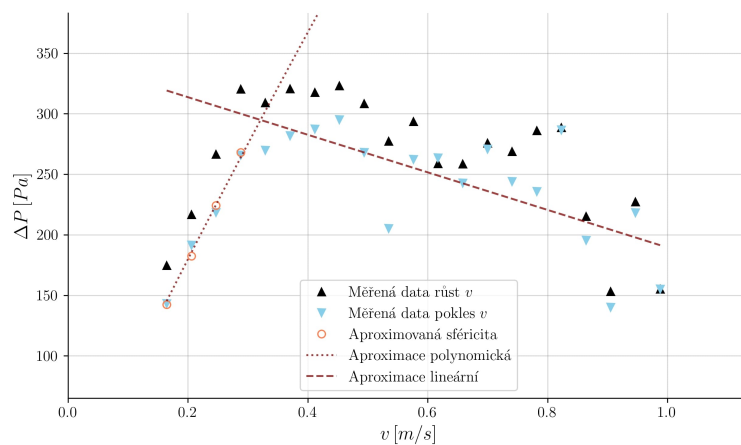
Tabulka 19: Vypočtená mezerovitost a aproximovaná sféricita vzorku pro jednotlivé hmotnosti vrstvy. První měření uvedeno pro ilustraci.

Prahové rychlosti tohoto vzorku popela jsou nejnižší z měřených vzorků. Tento výsledek je dán nejmenší charakteristickou velikostí částic a nejvyšší měřenou sféricitou. Mezi naměřenou a vypočtenou prahovou rychlostí se opět objevují rozdíly s maximální hodnotou 23% u nejnižší hmotnosti vsádky. Vypočtené prahové rychlosti fluidace lze vidět v tabulce 20.

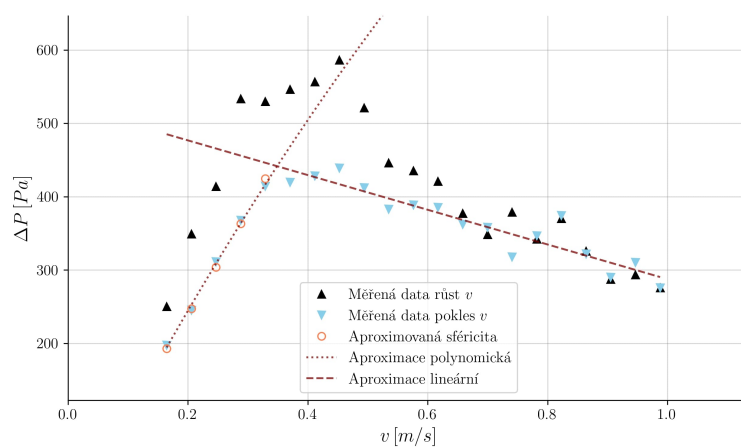
Rychlost přechodu do stavu bublinkové fluidace je pro tento vzorek stejná jako pro předchozí měřené vzorky. Vrstva přechází do stavu bublinková fluidace při prahové rychlosti fluidace.

m_0 [kg]	$u_{mf_{urc}}$ [m/s]	$u_{mf_{vyp}}$ [m/s]	Rozdíl [%]
1,5	0,3212	0,4088	23,9904
2	0,3488	0,4007	13,8338
2,5	0,3486	0,4149	17,3509

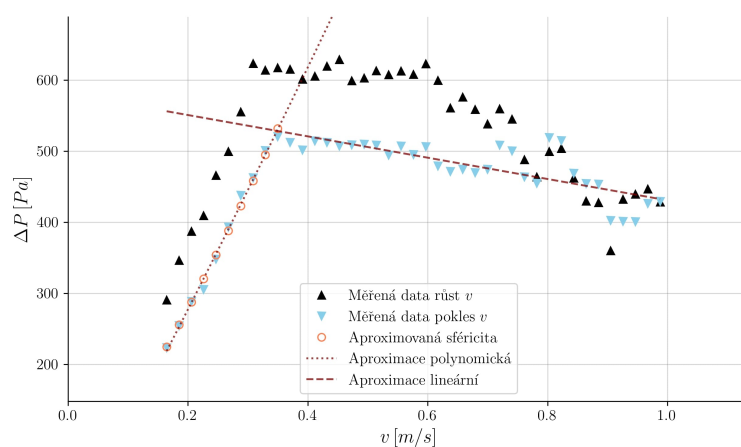
Tabulka 20: Vypočtené prahové rychlosti fluidace.



(a)



(b)



(c)

Obrázek 17: Průběhy tlakových ztrát pro hmotnost měřeného vzorku 1,5 (a), 2 (b) a 2,5 kg (c).

12.4 Úletová rychlost a rychlost úplné fluidace

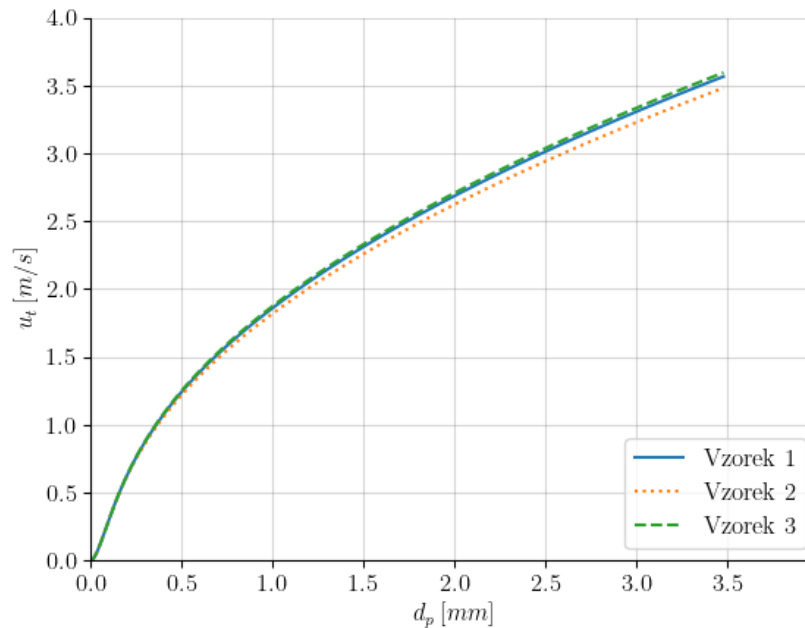
Pro výpočet úletové rychlosti částic vzorků byl využit postup z kapitoly Úletová rychlost částic 8.4, do kterého je dosazována nejnižší charakteristická velikost vzorku D_{05} . Pro výpočet byla využita průměrná sféricita, protože odlišnost výsledků v závislosti na různých hodnotách sféricity pro různé hmotnosti vsádky je minimální. Vypočtené úletové rychlosti a graf závislostí úletových rychlostí na velikosti částic lze vidět dále.

Nejvyšší úletovou rychlost pro rozměr D_{05} má vzorek 1 a naopak nejnižší má vzorek 3. Tento výsledek je daný závislostí úletové rychlosti na charakteristickém rozměru, sféricitě a hustotě vzorku, přičemž rozměr má na výslednou úletovou rychlost vyšší vliv (hustota vzorků je téměř stejná). Tento fakt lze vyčíst z grafu 18, kde závislost na rozměru částice je logaritmická a odlišná sféricita určuje pouze spád křivky při vyšších rozměrech.

Vzorek	D_{05} [mm]	φ [-]	u_t [m/s]
1	0,8624	0,1806	1,7060
2	0,7961	0,1363	1,6011
3	0,5642	0,1991	1,3455

Tabulka 21: Vypočtené úletové rychlosti popelů.

Při porovnání těchto výsledků s grafy z fluidačního měření můžeme vidět, že k úletu částic dochází pro všechny vzorky dříve, než je dosažena teoretická úletová rychlost. Tento jev naznačuje, že dochází k úletu částic menších než D_{05} . Odečtem z grafu 18 a z výsledků fluidační zkoušky lze určit, že k úletu částic začíná docházet v oblasti $0,5 - 0,6$ m/s, což koresponduje s částicemi o rozměrech $140 - 250$ μm . Obsah těchto částic ($D < 315$ μm) ve vzorcích je nižší než 5 %, avšak při porovnání hmotností ztráty vsádek většinou dochází ke ztrátě vyšší než 5%. Rozdíl v těchto poměrech může být způsoben otěrem částic ve vrstvě při fluidaci.



Obrázek 18: Závislost úletové rychlosti na velikosti částic pro jednotlivé vzorky popela.

Rychlost úplné fluidace vzorků je v této práci označena taková rychlost fluidačního média, při které je 95% částic vzorku ve stavu fluidace. Pro určení této rychlosti byl použit stejný postup jako při určování prahových rychlostí, charakteristickým rozměrem je však D_{95} . Při tomto výpočtu byla opět použita průměrná sféricita a mezerovitost vzorku. Výsledky tohoto výpočtu lze vidět v následující tabulce.

Vzorek	D_{95} [mm]	φ [-]	ϵ [-]	u_f [m/s]
1	2,1729	0,1806	0,7758	0,9426
2	2,0799	0,1363	0,8207	0,8446
3	2,0614	0,1991	0,7871	1,0162

Tabulka 22: Vypočtené rychlosti úplné fluidace pro jednotlivé vzorky popelů.

13 Využití vzorků ve spalovacím procesu

Využitelnost popele čistírenských kalů jako inertního materiálu fluidní vrstvy je podmíněno nejen fluidačními vlastnostmi tohoto popele, ale i spalovacím procesem (zejména potřebou vzduchu a recirkulovaných spalin). K tomuto účelu byly vzorky popele hodnoceny pomocí dvou kritérií. Prvním kritériem je porovnání charakteristických fluidačních vlastností vzorků popele s rychlostmi vycházejícími ze stechiometrické bilance spalování. Pro určení minimálního množství kyslíku resp. vzduchu potřebného při tomto procesu bylo využito prvkové složení kalů poskytnuté při zadání práce (viz. tabulka 23) a rovnice převzaté z [22].

$$O_{O_2_{min}} = 22,39 \left(\frac{C^r}{12,01} + \frac{H^r}{4,032} + \frac{S^r_{prch}}{32,06} - \frac{O^r}{32} \right) \quad [m_N^3/kg] \quad (44)$$

$$O_{VS_{min}} = \frac{O_{O_2_{min}}}{0,21} \quad [m_N^3/kg] \quad (45)$$

$$O_{VV_{min}} = \chi_v O_{VS_{min}} \quad [m_N^3/kg] \quad \chi_v = 1,016 \quad (46)$$

Druhým kritériem je porovnání charakteristických fluidačních vlastností vzorků popele s rychlostmi odpovídajícími průtokům primární směsi měřeným při experimentální spalovací zkoušce. Pro výpočet rychlosti proudění vzduchu ve fluidní vrstvě je nutné určit skutečný objemový tok vzduchu. Tento přepočít byl proveden pomocí stavové rovnice ideálního plynu s předpokladem, že $p = konst.$ Zde je vhodné dodat, že tlak na vstupu do spalovacího zařízení je rozdílný než tlak ve fluidní vrstvě, avšak při výpočtech se tento rozdíl téměř neprojevuje a byl tudíž zanedbán. Další nutnou proměnnou pro výpočet rychlosti proudění je plocha průřezu spalovací komory, která je v tomto případě stejná jako u fluidačního zařízení (225 x 150mm).

Vzorek	C^r	H^r	S^r	O^r	N^r	W	A
1 _{pal}	0,289	0,0454	0,0175	0,174	0,0436	0,0799	0,351
2 _{pal}	0,292	0,0434	0,0137	0,165	0,0423	0,0477	0,396
3 _{pal}	0,298	0,0437	0,0106	0,159	0,0417	0,1109	0,335

Tabulka 23: Prvkový rozbor vzorků paliva.

13.1 Stechiometrická bilance

Teoretické množství vzduchu bylo vypočteno pro součinitele přebytku vzduchu $\alpha = 1$ až 2 - viz. tabulka 24. Výsledné teoretické rychlosti uvnitř fluidní vrstvy, vypočtené pro teploty 850 až 950 °C lze vidět v tabulkách 25 až 27. Tepelný výkon spalovacího zařízení byl podle spotřeby paliva během experimentální spalovací zkoušky odhadnut na 30 kW.

α - Vzorek	1	2	3
1	29,85	29,66	29,56
1,5	44,77	44,45	44,34
2	59,69	59,31	59,12

Tabulka 24: Potřebné teoretické objemy vzduchu při spalování jednotlivých vzorků v $m_N^3/hod.$

α - T [°C]	850	900	950
1	1,01	1,05	1,09
1,5	1,51	1,57	1,64
2	2,01	2,09	2,19

Tabulka 25: Teoretické rychlosti vzduchu uvnitř fluidní vrstvy pro vzorek 1 v $m/s.$

α - T [°C]	850	900	950
1	1,01	1,06	1,11
1,5	1,52	1,58	1,65
2	2,02	2,11	2,21

Tabulka 26: Teoretické rychlosti vzduchu uvnitř fluidní vrstvy pro vzorek 2 v $m/s.$

α - T [°C]	850	900	950
1	1,00	1,05	1,09
1,5	1,50	1,57	1,65
2	2,01	2,09	2,18

Tabulka 27: Teoretické rychlosti vzduchu uvnitř fluidní vrstvy pro vzorek 3 v $m/s.$

Z výsledků můžeme vidět, že podle stochiometrické bilance je prahové a úplné rychlosti fluidace dosaženo pro všechny vzorky i v okrajové situaci $\alpha = 1$, avšak pro vyšší přebytky vzduchu dochází k překračování vypočtené úletové rychlosti částic.

Využitím grafu závislosti úletové rychlosti na velikosti částic (obr. 18) můžeme určit velikost částic, pro které je dosahováno úletové rychlosti. Pro nejvyšší teplotu a přebytek vzduchu (nejvyšší rychlost fluidačního média) je dosaženo úletové rychlosti u částic o velikostech menších než 1,4 mm. U všech vzorků tvoří tyto částice více než 74 % populace. Z tohoto důvodu můžeme usoudit, že při skutečném spalovacím procesu bude docházet k silnému úletu částic z vrstvy.

13.2 Experimentální měření

Pro ověření předpokladů vyvozených na základě stechiometrické bilance můžeme využít data získaná z experimentální spalovací zkoušky. V tabulce 28 lze vidět charakteristické vlastnosti jednotlivých spalovacích stavů této zkoušky. Pro výpočet celkového průtoku vzduchu byl využit jak průtok primárního vzduchu Q_{prim} tak i průtok recirkulovaných spalin Q_{FGR} v případech kde byla recirkulace využita. Je tak učiněno z toho důvodu, že oba tyto proudy jsou přiváděny do fluidní vrstvy skrze distributor a tudíž se podílí na fluidaci. Sekundární vzduch je přiváděn mimo fluidní vrstvu a na fluidaci se nepodílí.

Stav	Teplota vrstvy [$^{\circ}C$]	Q_{prim} [m^3_N/h]	Q_{FGR} [m^3_N/h]	O_2 [%]	Pozn.
1	838	74,7	17,3	8,63	Bez sek. vzd.
2	914	91,7	0	9,24	Bez sek. vzd.
3	937	94,6	0	8,12	Bez sek. vzd.
4	833	72,1	38,4	7,32	Bez sek. vzd.
5	834	109,3	0	12,11	Bez sek. vzd.
6	855	42,3	19,6	8,83	Přívod sek. vzd.

Tabulka 28: Stavů při experimentální spalovací zkoušce a jejich vlastnosti (průměrné hodnoty).

Výsledné rychlosti vzduchu ve fluidní vrstvě pro jednotlivé stavy experimentální spalovací zkoušky lze vidět v následující tabulce.

Stav	u [m/s]
1	3,0827
2	3,2806
3	3,4532
4	3,6846
5	3,6445
6	2,1019

Tabulka 29: Skuteční rychlosti vzduchu při spalování v jednotlivých stavech.

U všech stavů dochází k dosažení prahových a úplných rychlostí fluidace. Zároveň dochází k významnému překročení úletové rychlosti částic. Pro stavy 1 až 5 je dosaženo úletové rychlosti pro částice o rozměrech nižších než 2,5 až 3 mm. Pro všechny vzorky popele se jedná prakticky o 100% populace. Rychlost vzduchu u stavu 6 je vlivem přívodu sekundárního vzduchu nižší, avšak i přes toto opatření je tato rychlost dostatečně vysoká na to, aby bylo ovlivněno zhruba 60 % populace částic (menší než 1,2 mm).

Během spalovací zkoušky bylo do spalovacího zařízení dodáváno cca. 9 kg paliva za hodinu, obsah popele v palivu je pro vzorky paliv roven 33,5 až 39 %. U jednotlivých spalovacích stavů, by podle předchozích výpočtů docházelo k hmotnostnímu úbytku až 3,51 kg/hod. Takto vysoký úlet nebyl zaznamenán a zároveň se částice o výše zmíněných velikostech nenacházeli v popílku odebraném z cyklonu. Granulometrie popílku nebyla provedena, avšak vizuálně lze potvrdit, že popílek byl tvořen výrazně menšími částicemi a zároveň se nepodobal popelu odebranému z vrstvy.

Z těchto poznatků nelze jednoznačně určit, zda je rovnice použitá pro výpočet úletové rychlosti aplikovatelná na měřené vzorky popela, ale lze konstatovat, že všechny vzorky popela mohou být využity jako inertní materiály fluidní vrstvy (dosaženy prahové i úplné rychlosti fluidace). Jejich využití je však podmíněné několika parametry. Jmenovitě se jedná o výkon spalovacího zařízení, systém dodávání vzduchu (stupňování primární/sekundární) a velikosti spalovací komory.

14 Výsledky měření prvkového složení

Měření koncentrace rizikových látek pro všechny vzorky lze vidět v tabulkách 31, 30 a 32. Koncentrace látek nad mezní hodnotou stanovenou vyhláškou č. 474/2000 Sb. jsou v tabulkách vyznačeny šedým zvýrazněním.

Pro všechny odebrané vzorky platí, že koncentrace rtuti splňuje limitní požadavky pro ukládání popela do zemědělské půdy. Koncentrace kadmia je u většiny vzorků pod limitním množstvím, avšak v případě některých vzorků je toto množství přesaženo. K největšímu přesažení limitů dochází u chromu. Limit na koncentraci olova nesplňuje žádný popel. Popel 1 překračuje mezní hodnotu koncentrace arsenu několikanásobně, tyto hodnoty nesplňuje také žádný vzorek popela 3 a polovina vzorků popela 2. Zajímavým jevem je vyšší koncentrace zinku ve všech vzorcích odebraných z cyklonu, kde ve vrstvě může být koncentrace zinku nižší až o 1000 *mg/kg*. Samotný vliv spalovacích režimů na koncentraci rizikových látek nebyl v tomto měření vyzorován.

Pro všechny vzorky popela platí, že obsahují poměrně vysoký podíl fosforu (30 – 70 *g/kg*), vápníku a železa. Obsah uhlíku a dusíku není známý, protože metoda měření nedovoluje jejich rozlišení. Sumární koncentrace prvků lehčích než sodík se u všech odebraných vzorků pohybuje v oblasti 500 *g/kg*, nejvyšší zastoupení těchto prvků má kyslík (oxidy ostatních prvků). Stejně jako u rizikových látek nebyl u těchto prvků vyzorován statisticky významný vliv spalovacích režimů na jejich koncentraci.

Vzorek	As	Cd	Cr	Cu	Hg	Ni	Pb	Zn
3	146	< LOD	477	549	< LOD	168	140	2587
4	101	< LOD	133	599	< LOD	84	108	2288
7	182	< LOD	300	598	< LOD	164	159	2830
8	104	< LOD	189	599	< LOD	110	109	2118
11	245	< LOD	264	624	< LOD	158	162	3827
12	100	< LOD	143	598	< LOD	104	121	2155
15	198	12	193	639	< LOD	149	181	3425
16	117	< LOD	147	607	< LOD	110	105	2140
19	200	< LOD	290	641	< LOD	135	160	3033
20	115	< LOD	120	601	< LOD	101	104	2115
23	158	9	194	623	< LOD	126	130	2555
24	116	< LOD	166	617	< LOD	97	103	2196

Tabulka 30: Koncentrace rizikových látek pro popel 1. Obsahy jsou uvedené v $[mg/kg_{POPEL}]$.

Vzorek	As	Cd	Cr	Cu	Hg	Ni	Pb	Zn
1	47	< LOD	543	511	< LOD	145	124	2863
2	37	< LOD	353	524	< LOD	108	125	2123
3	44	6	487	500	< LOD	146	121	2824
4	39	< LOD	384	514	< LOD	108	122	2122
5	37	7	493	520	< LOD	170	117	2818
6	40	5	378	511	< LOD	115	121	2074
7	37	< LOD	448	505	< LOD	132	118	2716
8	40	< LOD	365	513	< LOD	115	121	2150
9	31	< LOD	470	507	< LOD	136	126	2510
10	27	7	410	492	< LOD	111	140	2191
11	36	7	465	488	< LOD	138	129	2639
12	24	7	409	493	< LOD	112	141	2199
13	32	< LOD	514	502	< LOD	129	121	2812
14	25	< LOD	443	486	< LOD	114	133	2128
15	27	< LOD	456	503	< LOD	132	127	2811
16	24	< LOD	466	486	< LOD	118	137	2113
17	31	< LOD	442	500	< LOD	117	136	2674
18	27	6	468	475	< LOD	112	127	2054
19	24	7	458	502	< LOD	125	140	2657
20	27	7	442	493	< LOD	111	132	2157
21	32	< LOD	450	495	< LOD	117	120	2874
22	19	< LOD	449	472	< LOD	111	116	1911
23	29	< LOD	446	503	< LOD	113	120	2811
24	24	< LOD	428	480	< LOD	107	116	1955

Tabulka 31: Koncentrace rizikových látek pro popel 2. Obsahy jsou uvedené v $[mg/kg_{POPEL}]$.

Vzorek	As	Cd	Cr	Cu	Hg	Ni	Pb	Zn
1	56	< LOD	385	773	< LOD	147	113	3232
2	73	< LOD	220	709	< LOD	114	111	2414
3	63	< LOD	374	713	< LOD	44	100	3087
4	77	7	216	705	< LOD	115	108	2367
5	47	< LOD	444	830	< LOD	138	110	3353
6	46	< LOD	196	794	< LOD	116	119	2480
7	48	< LOD	273	804	< LOD	122	100	3244
8	44	7	215	812	< LOD	114	121	2511
9	51	< LOD	189	828	< LOD	106	114	3205
10	42	< LOD	214	788	< LOD	110	127	2496
11	53	< LOD	178	779	< LOD	108	116	3238
12	40	< LOD	230	818	< LOD	103	127	2474
13	47	< LOD	170	802	< LOD	102	101	3027
14	38	< LOD	186	810	< LOD	107	118	2342
15	42	< LOD	186	846	< LOD	99	110	2953
16	39	< LOD	225	802	< LOD	110	112	2284
17	43	< LOD	170	778	< LOD	96	116	2811
18	39	< LOD	501	783	< LOD	121	115	2406
19	42	< LOD	188	818	< LOD	110	116	2877
20	34	7	175	818	< LOD	105	123	2427
21	43	< LOD	165	789	< LOD	103	110	2786
22	37	< LOD	213	809	< LOD	108	119	2392
23	44	< LOD	137	788	< LOD	92	119	2774
24	32	< LOD	160	810	< LOD	106	118	2337

Tabulka 32: Koncentrace rizikových látek pro popel 3. Obsahy jsou uvedené v $[mg/kg_{POPEL}]$.

15 Nepřesnosti měření

U všech měření docházelo k rozdílům mezi měřenou a vypočtenou prahovou rychlostí fluidace a měřenou a vypočtenou tlakovou ztrátou vrstvy na prahu fluidace. Tyto rozdíly se pohybovaly mezi 10 až 25 % pro prahovou rychlost a 70 až 150 *Pa* pro tlakovou ztrátu. Přesný zdroj těchto nejistot je neznámý, avšak lze usoudit, že tyto nesrovnalosti jsou s nejvyšší pravděpodobností způsobeny nepřesnostmi měření. Hlavní nepřesnost byla vyzorována při průměrování měřené tlakové ztráty, kdy signál z tlakového senzoru byl při měření nestálý. Data z tlakového senzoru byla před zpracováním filtrována, avšak i přes toto opatření byla směrodatná odchylka všech měření rovna 30 až 50 *Pa*. Tato nepřesnost platí jak pro tlakovou ztrátu distributoru tak i pro celkovou tlakovou ztrátu (distributor s vrstvou). Při výpočtu dochází k odečtu těchto dvou hodnot a z tohoto důvodu může být efekt nepřesnosti umocněn.

Dalším zdrojem nepřesnosti je způsob určení sféricity. V této práci byl z důvodu jednoduchosti zvolen výpočet sféricity z naměřené tlakové ztráty vzorku v oblasti přechodu z pevné do fluidní vrstvy. Při tomto výpočtu je nutné zvolit charakteristický rozměr částic vzorku. Takto vypočtená sféricita je tudíž funkcí velikosti částic, která je závislá na volbě distribuční aproximace a charakteristického rozměru. Vypočtená sféricita tudíž nemusí reflektovat skutečnou sféricitu vzorku.

16 Závěr

V této práci byly ověřeny fyzikální vlastnosti a chování popela čistírenských kalů ve fluidní vrstvě. Z výsledků měření lze odvodit následující fakta. Hustota všech vzorků popela je podobná a pohybuje se v oblasti 1850 až 1934 kg/m^3 . Sypané hmotnosti vzorků byly stanoveny na 458,46; 357 a 396,64 kg/m^3 pro vzorky 1, 2 a 3. Z rozsekových analýz byly stanoveny charakteristické rozměry částic pro jednotlivé vzorky popela. Křivky četnosti jednotlivých vzorků byly aproximovány pomocí pěti různých aproximací (dvě teoretické, tři empirické). Normální i log-normální aproximace byly pro všechny vzorky poměrně přesné až na vzorek 3, kde přesnost normální aproximace klesá kvůli silné asymetričnosti křivky četnosti tohoto vzorku. Při porovnání dvou použitých předpisů NT aproximace můžeme konstatovat, že rozdíl mezi aproximací (24) a (27) je pro vzorek 2 téměř zanedbatelný. Vzorek popela 1 byl přesněji aproximován pomocí rovnice (27), avšak pro vzorek 3 bylo možné použít pouze NT aproximaci (24). RR aproximaci bylo možné použít pro všechny vzorky popela, ale vždy měla nižší přesnost než jedna z použitých NT aproximací. Z těchto výsledků nelze jednoznačně určit ideální empirickou aproximaci pro zkoumané vzorky popela, avšak NT aproximace se jeví jako vhodnější volba. Výsledné charakteristické rozměry vzorků popela byly určeny pomocí nejpřesnější aproximace, které byly pro jednotlivé vzorky následující: 1 – N , 2 – NT a 3 – LN .

Závěrem měření fluidačních vlastností měřených vzorků popela je, že všechny měřené vzorky popela jsou schopny bublinkové fluidace. Vzorky 1 a 2 jsou klasifikovány jako částice kategorie D. Vzorek 3 lze díky menší charakteristické velikosti zařadit do kategorie B (přesněji hranice B-D). Chování vrstvy pro vzorky 1 a 2 lze popsat jako dynamické, kdy dochází k téměř okamžitému slučování malých bublinek do několika větších bublin, které při dosažení hladiny vrstvy vytváří sloupce. Výška vrstvy byla z tohoto důvodu velmi nestálá. Lze předpokládat, že při snížení průřezu fluidační komory by vrstva přecházela z bublinkující do pístové fluidace. Chování fluidní vrstvy vzorku 3 bylo při pozorování posouzeno jako méně dynamické, avšak tento rozdíl nelze z naměřených dat lépe kvantifikovat.

Měřená prahová rychlost pro vzorek 1 se pohybuje v oblasti 0,5 až 0,58 m/s vypočtená prahová rychlost je v průměru o 18 % vyšší. U vzorku

2 byla naměřená prahová rychlost rovna 0,44 až 0,46 m/s a vypočtená prahová rychlost byla také vyšší, v průměru o 14 %. Pro vzorek 3 jsou výše zmíněné hodnoty rovny 0,32 až 0,34 m/s a 18 %.

Úletová rychlost všech vzorků byla určena na více jak 1,5 m/s . I přes tuto hodnotu byl při měření fluidačních vlastností vyzorován úlet částic při rychlostech nepřesahujících 1 m/s . Vlivem úletu docházelo ke snížení hmotnosti vsádky všech vzorků nejméně o 5 %. Předpokládaným zdrojem této změny je otěr částic ve vrstvě při fluidaci.

Ověření využitelnosti popelů ve spalovacím procesu bylo provedeno pro teoretické stechiometrické množství vzduchu a porovnáno se skutečným spalovacím procesem. Závěr tohoto ověření je následující. Všechny vzorky popelů lze využívat ve skutečném spalovacím procesu, avšak vhodnost jejich využití je závislá na vlastnostech spalovacího procesu. Teplota měknutí a tání popela nebyla v této práci ověřena, avšak při spalovacích zkouškách bylo bez pozorovatelných změn dosahováno až 950°C. Dále bylo zjištěno, že při vypočtených úletových rychlostech částic nedochází k předpokládanému úletu těchto částic z vrstvy. Vztahy použité pro výpočet úletových rychlostí tedy s nejvyšší pravděpodobností nelze využít pro měřené vzorky popela, avšak měření provedená v této práci nejsou dostatečná na to, aby tento předpoklad mohl být ověřen.

Prvková analýza měřených vzorků popela dokazuje, že žádný vzorek nesplňuje mezní limity rizikových látek pro použití na zemědělské půdě dané vyhláškou č. 474/2000 Sb. Nejvyšší překročení mezních limitů je dosaženo u prvků As a Cr (podle zdroje kalu). U vzorků popela byl dále zjištěn vysoký obsah P, Fe a Ca. Kdybychom chtěli popel dále využít jako hnojivo, muselo by dojít k vyčistění rizikových látek nebo k extrahování užitečných látek (hlavně P). Jednou z možností lehce popsanou v kapitole 2, je extrahování fosforu při prvotním čišťení odpadních vod.

Seznam literatury

1. WANNER, F. *Nakládání s čistírenskými kalů v České republice [online]*. SOVAK ČR, 2019. Dostupné z: <https://www.sovak.cz/sites/default/files/2019-11/> [cit. 10.3.2023].
2. WERTHER, J.; OGADA, T. Sewage sludge combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*. 1999, **25**(1), 55–116. Dostupné z DOI: 10.1016/S0360-1285(98)00020-3.
3. LYČKOVÁ, B.; FEČKO, P.; KUČEROVÁ, R. *Multimediální učební texty zaměřené na problematiku zpracování kalů*. [B.r.]. Dostupné také z: <http://hgf10.vsb.cz/546/ZpracovaniKalů/info.html>. [cit. 12.3.2023].
4. *Statistická ročenka České Republiky 2022*. Český statistický úřad, 2022. Dostupné také z: <https://www.czso.cz/documents/10180/171419384/32019822.pdf/8ac5e2b3-d4f3-44c5-aa3f-35909556d663?version=1.1>. [cit. 20.3.2023].
5. MANHART, J. *Odpověď na žádost o stanovisko k záměrům výstavby zařízení k energetickému využití čistírenského kalu*. MŽP, 2019. Dostupné také z: <https://www.sovak.cz/sites/default/files/2019-07/energerick%C3%A9%20vyu%C5%BEit%C3%AD%20kal%C5%AF%20-%20odpov%C4%9B%C4%8F%20M%C5%BDP%20-%20povolen%C3%AD%20spalov%C3%A1n%C3%AD.pdf>. [cit. 18.3.2023].
6. GIBILARO, L.G. *Fluidization dynamics*. Butterworth-Heinemann, 2001. ISBN 0-262-52345-0.
7. BERÁNEK, J. *Fluidní technika*. Sv. 9. Státní nakladatelství technické literatury, 1961.
8. YANG, W.-C. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. 1. vyd. Marcel Dekker, 2003. ISBN 9780429223341.
9. SIEGRIST, K. *The Lognormal Distribution*. 2022. Dostupné také z: [https://stats.libretexts.org/Bookshelves/Probability_Theory/Probability_Mathematical_Statistics_and_Stochastic_Processes_\(Siegrist\)/05%3A_Special_Distributions/5.12%3A_The_Lognormal_Distribution](https://stats.libretexts.org/Bookshelves/Probability_Theory/Probability_Mathematical_Statistics_and_Stochastic_Processes_(Siegrist)/05%3A_Special_Distributions/5.12%3A_The_Lognormal_Distribution). [cit. 28.4.2023].
10. DUNBAR, Craig A.; HICKEY, Anthony J. Evaluation of probability density functions to approximate particle size distributions of representative pharmaceutical aerosols. *Journal of Aerosol Science*. 2000, **31**(7), 813–831. Dostupné z DOI: 10.1016/S0021-8502(99)00557-1.
11. GONZÁLEZ-TELLO, P.; CAMACHO, F.; VICARIA, J.M.; GONZÁLEZ, P.A. A modified nukiyama–tanasawa distribution function and a rosin–Rammler model for the particle-size-distribution analysis. *Powder Technology*. 2008, **186**(3), 278–281. Dostupné z DOI: 10.1016/j.powtec.2007.12.011.
12. KUNII, D.; LEVENSPIEL, Octave; BRENNER, Howard. *Fluidization Engineering*. 2. vyd. Elsevier Science Technology, 1991. ISBN 9780080506647.
13. GELDART, D. Types of gas fluidization. *Powder Technology*. 1973, **7**(5), 285–292. Dostupné z DOI: 10.1016/0032-5910(73)80037-3.
14. ABRAHAMSEN, A.R.; GELDART, D. Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders part I. Homogeneous expansion. *Powder Technology*. 1980, **26**(1), 35–46. Dostupné z DOI: 10.1016/0032-5910(80)85005-4.

15. WEN, C.Y.; YU, Y.H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. *Powder Technology*. 1966, **12**(3), 610–612. Dostupné z DOI: 10.1002/aic.690120343.
16. RICHARDSON, J.F. Fluidization. In: New York: Academic Press, 1971, s. 26.
17. SAXENA, S.C.; VOGEL, G.J. Segregation and fluidization characteristics of a dolomite bed with a range of particle sizes and shapes. *The Chemical Engineering Journal*. 1977, **14**(1), 59–63. Dostupné z DOI: 10.1016/0300-9467(77)80023-3.
18. BĀBU, S.P.; SHAH, B.; TALWALKAR, A. *Fluidization characteristics of coal gasification materials*. Sv. 74. 1978.
19. GRACE, J.R.; HETSRONI, G. *Handbook of Multiphase Systems*. McGraw-Hill, 1982.
20. CHITESTER, D.C.; KORNOSKY, R.M.; FAN, L-S. Characteristics of fluidization at high pressure. *Chemical Engineering Science*. 1984, **39**(1), 253–261. Dostupné z DOI: 10.1016/0009-2509(84)80025-1.
21. ZEMAN, P. *Stanovení hustoty pyknometrickou metodou laboratorní příručka*. [B.r.]. Dostupné také z: https://www.vfu.cz/files/3130_71_zeman_01-stanoveni-hustoty-pyknometrickou-metodou.pdf. [cit. 23.3.2023].
22. DLOUHÝ, T. *Výpočty kotlů a spalinových výměníků*. Nakladatelství ČVUT, 2002. ISBN 80-01-02591-8.

Seznam tabulek

1	Produkce a zneškodnění čistírenských kalů v ČR	6
2	Mezní hodnoty rizikových látek v upravených kalech . . .	7
3	Hodnoty konstant K_1 a K_2 podle různých zdrojů	28
4	Seznam vzorků a jejich základní vlastnosti	33
5	Zvolené rozměry sít pro síťovou analýzu.	35
6	Popis označení vzorků prvkové analýzy	40
7	Naměřené sypné hmotnosti a hustoty vzorků	41
8	Vypočtené parametry aproximačních funkcí pro vzorek 1	42
9	Charakteristické rozměry distribuce částic pro vzorek 1 .	42
10	Vypočtené parametry aproximačních funkcí pro vzorek 2	44
11	Charakteristické rozměry distribuce částic pro vzorek 2 .	44
12	Vypočtené parametry aproximačních funkcí pro vzorek 3	46
13	Charakteristické rozměry distribuce částic pro vzorek 3 .	46
14	Shrnutí charakteristických vlastností vzorků	48
15	Mezerovitost a aproximovaná sféricita vzorku 1	50
16	Vypočtené prahové rychlosti pro vzorek 1	50
17	Mezerovitost a aproximovaná sféricita vzorku 2	53
18	Vypočtené prahové rychlosti pro vzorek 2	53
19	Mezerovitost a aproximovaná sféricita vzorku 3	55
20	Vypočtené prahové rychlosti pro vzorek 3	55
21	Vypočtené úletové rychlosti popelů	57
22	Vypočtené rychlosti úplné fluidace	58
23	Prvkový rozbor vzorků paliva	59
24	Teoretické objemy vzduchu při spalování	60
25	Teoretické rychlosti vzduchu pro vzorek 1	60
26	Teoretické rychlosti vzduchu pro vzorek 2	60
27	Teoretické rychlosti vzduchu pro vzorek 3	60
28	Stavy při spalovací zkoušce	61
29	Skutečné rychlosti vzduchu při spalování	62
30	Koncentrace rizikových látek pro popel 1	64
31	Koncentrace rizikových látek pro popel 2	64
32	Koncentrace rizikových látek pro popel 3	65

Seznam obrázků

1	Schéma rotačního etážového kotle	10
2	Schéma fluidního kotle	10
3	Typický graf distribuce částic.	19
4	Průběh tlakového spádu vrstvy	24
5	Průběh tlakového spádu vrstvy pro více materiálů	24
6	Průběh tlakového spádu vrstvy pro částice o různých velikostech	25
7	Graf expanze a tlakového spádu vrstvy	26
8	Geldartova klasifikace částic	30
9	Schéma fluidačního zařízení	36
10	Příklad aproximace sféricity	38
11	Křivky rozsevu, propadu a četnosti pro vzorek 1	43
12	Křivky rozsevu, propadu a četnosti pro vzorek 2	45
13	Křivky rozsevu, propadu a četnosti pro vzorek 3	47
14	Fotografie jednotlivých vzorků popela	48
15	Průběhy tlakových ztrát pro vzorek 1	52
16	Průběhy tlakových ztrát pro vzorek 2	54
17	Průběhy tlakových ztrát pro vzorek 3	56
18	Závislost úletové rychlosti na velikosti částic	58