

**ČESKÉ VYSOKÉ
UČENÍ TECHNICKÉ
V PRAZE**

**FAKULTA
STROJNÍ**



**DIPLOMOVÁ
PRÁCE**

2021

**PAVEL
HÝBEK**

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Hýbek** Jméno: **Pavel** Osobní číslo: **456790**
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:

Fluidní sušení energeticky využitelné biomasy

Název diplomové práce anglicky:

Fluidized bed drying of energy usable biomass

Pokyny pro vypracování:

Zhodnotte možnosti fluidního sušení a navrhnete vhodnou koncepci fluidní sušky pro zadaný druh energeticky využitelné biomasy.

Práce bude obsahovat:

1. Zpracování rešerše typů sušek a popis procesu sušení.
2. Popis procesu fluidace a rozdělení fluidních sušek pro různé typy sušených materiálů.
3. Návrh systému s fluidní suškou pro zadané palivo a provedení analýzy vlivů různých podmínek sušení na energetickou náročnost procesu a potřebnou velikost sušky.
4. Provedení návrhu vzduchové fluidní sušky a vyhodnocení její provozní bilance pro vhodně zvolené parametry dle předchozí analýzy provozu sušicího systému.

Seznam doporučené literatury:

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:

Ing. Jan Havlík, Ph.D., ústav energetiky FS

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

Datum zadání diplomové práce: **19.04.2021**

Termín odevzdání diplomové práce: **04.06.2021**

Platnost zadání diplomové práce: **31.12.2022**

Ing. Jan Havlík, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) práce

podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

prof. Ing. Michael Valášek, DrSc.
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

Prohlášení

Prohlašuji, že tuto diplomovou práci „Fluidní sušení energeticky využitelné biomasy“ jsem vypracoval samostatně pod vedením vedoucího práce Ing. Jana Havlíka, Ph.D..

V Praze dne 4.6. 2021

.....

Anotační list

Jméno autora:	Pavel Hýbek
Název DP:	Fluidní sušení energeticky využitelné biomasy
Anglický název:	Fluidized bed drying of energy usable biomass
Akademický rok:	2020/2021
Ústav/Odbor:	Ústav energetiky/Energetika
Vedoucí DP:	Ing. Jan Havlík, Ph.D.
Bibliografické údaje:	Počet stran: 85 Počet obrázků: 57 Počet tabulek: 45 Počet příloh: 0
Klíčová slova:	Biomasa, dřevní štěpka, fluidace, fluidní vrstva, fluidní sušení
Keywords:	Biomass, woodchips, fluidization, fluidized bed, fluidized bed drying
Anotace:	<p>Tato práce se zabývá fluidním sušením energeticky využitelné biomasy a to hlavně dřevní štěpky. V první části je popis biomasy, popis sušení a hlavně popis sušení ve fluidní vrstvě a obecně popis fluidace. V další části jsou popsány některé typy sušáren. V experimentální části je porovnání fluidace různých druhů dřevní štěpky. Poslední částí je samotný návrh fluidní sušárny.</p>
Abstract:	<p>This work deals with fluidized bed drying of energetically usable biomass, mainly woodchips. The first part is a description of biomass, drying and especially description of fluidized bed drying and a description of fluidization in general. The next section describes some types of dryers. The experimental part compares the fluidization of different types of woodchips. The last part is the design of the fluidized-bed dryer.</p>

Poděkování

Chtěl bych poděkovat Ing. Janu Havlíkovi, Ph.D. za odborné vedení této diplomové práce, cenné rady a věnovaný čas. Dále bych chtěl také poděkovat panu Ing. Pavlu Skopcovi, Ph.D., díky kterému se mohlo uskutečnit měření.

Obsah

1. Úvod.....	1
2. Biomasa	2
2.1. Biomasa pro energetické účely	2
3. Sušení biomasy	8
3.1. Způsoby sušení	8
3.2. Statika sušení.....	8
3.3. Kinetika sušení.....	9
3.4. Vlhkost materiálu	11
3.5. Sušárny.....	11
3.6. Porovnání sušáren	14
4. Fluidní sušení.....	15
4.1. Fluidace	15
4.2. Fluidní vrstva	16
4.3. Spalování ve fluidní vrstvě	23
4.4. Druhy fluidních sušáren	24
4.5. Přestup tepla a hmoty ve fluidní vrstvě	26
4.6. Výpočet fluidní sušárny	27
4.7. Rozdělení fluidních sušáren	34
5. Experimentální fluidace dřevní štěpky	40
5.1. Popis zařízení	40
5.2. Postup měření	44
5.3. Zpracování naměřených dat	44
6. Návrh fluidní sušárny s recirkulací	60
6.1. Zadání pro návrh fluidní sušárny	61
6.2. Schéma fluidní sušárny.....	61
6.3. Schéma sušícího systému.....	62
6.4. Výpočet fluidních charakteristik	62
6.5. Statická bilance fluidní sušárny.....	63
6.6. Výpočet kinetiky sušení.....	67
6.7. Výpočet parametrů fluidní sušárny	70
6.8. Shrnutí návrhu sušárny	71
6.9. Návrh rekuperace pro fluidní sušárnu	71
6.10. Optimalizace provozních parametrů	74
6.11. Závěr z analýzy parametrů	77
6.12. Optimalizace parametrů a výsledný návrh sušárny	77

7. Závěr	80
8. Zdroje:.....	81
9. Seznam obrázků.....	82
10. Seznam tabulek	84
11. Seznam grafů	85

Seznam symbolů

Symbol	Význam	Jednotka
A_p	Povrch částice	m^2
Ar	Archimedovo číslo	–
C_D	O odporový součinitel	–
C_p	Měrná tepelná kapacita	$J/kg K$
d_p^*	Bezrozměrná velikost částic	–
D_{eff}	Efektivní průměr	m
D_p, d_p	Průměr částice	m
g	Gravitační zrychlení	
$h_{A0}, h_{A1}, h_{S0}, h_{S1}$	Entalpie, vstupujícího vzduchu, vystupujícího vzduchu, vstupujícího materiálu, vystupujícího materiálu	J/kg
h_{a0}	Entalpie v bodě 0	J/kg
h_p	Součinitel přestupu tepla	$W/m^2 K$
H	Výška fluidní vrstvy	m
k_g	Tepelná vodivost	$W/m K$
$m_{LA}, m_{LB}, m_{S0}, m_{S1}, m_W$	Množství materiálu, na vstupu, na výstupu, odpařené vody	kg/s
M	Hmotnost	kg
\dot{M}_A, \dot{M}_S	Hmotnostní průtok, vzduchu, materiálu	kg/s
Nu	Nusseltovo číslo	–
O_S	Měrná odpařivost vztažená na plochu roštu	$kg m^{-2} s^{-1}$
O_V	Měrná odpařivost vztažená na objem vrstvy	$kg m^{-3} s^{-1}$
p_w^0	Tlak nasycených par	Pa
Δp_b	Tlaková ztráta	Pa
Pr	Prandtlovo číslo	–
q	Předané teplo	W
$Q_{LA}, Q_{LB}, Q_T, Q_{MA}, Q_{MB}, Q_{vent}, Q_{ztr}, Q_K, Q_R$	Teplo přivedené sušicím prostředím, odvedené, spotřebované, přivedené materiálem, odvedené, práce ventilátoru, tepelné ztráty sušárny, tepelné ztráty ohřátím konstrukce zařízení, teplo spotřebované chemickou reakcí	J
Q_m	Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu	J/kg
R	Recirkulační podíl	–
Re	Reynoldsovo číslo	–

S	Povrch roštu	m^2
T_p, T_g	Teplota částice, plynu	$^{\circ}C$
T_{a0}	Teplota v bodě 0	$^{\circ}C$
T_{dp0}	Teplota rosného bodu	$^{\circ}C$
T_{wbo}	Teplota mokrého teploměru	$^{\circ}C$
u, u_o	Rychlost proudícího vzduchu	m/s
u_{mf}	Prahová rychlost fluidace	m/s
u_t	Úletová rychlost fluidace	m/s
u_t^*	Bezrozměrná rychlost plynu	–
V	Objem	m^3
w_{opt}	Mimovrstvová rychlost	m/s
\dot{W}	Množství vody	kg/s
x'	Absolutní vlhkost	%
$X, X_{A0}, X_{A1}, X_{S0}, X_{S1}$	Měrná vlhkost, vzduchu, vstupujícího vzduchu, vystupujícího vzduchu, vstupujícího materiálu, vystupujícího materiálu	$kg\ kg^{-1}$
ε	Mezerovitost	–
$\bar{\vartheta}_E$	Střední doba setrvání materiálu ve fluidní vrstvě	s
μ	Dynamická viskozita	$Pa \cdot s$
ν	Kinematická viskozita	m^2/s
ρ_s, ρ_w, ρ_g	Hustota, materiálu, vody, vzduchu	kg/m^3
Φ	Sféricita	–
ω	Podíl vlhkosti	$kg\ kg^{-1}$
ω'	Relativní vlhkost materiálu	%

1. Úvod

Proces sušení paliva před jeho spálením příznivě ovlivňuje jeho výhřevnost a tím pádem i účinnost spalování. Proto je sušení energeticky využitelné biomasy, která je také jedním obnovitelných zdrojů energie, důležité téma k řešení.

Fluidní sušení, nejen pro svou vysokou intenzitu přenosu tepla, nalézá stále větší uplatnění ve všech průmyslových odvětvích. Mezi hlavní výhody těchto sušáren patří hlavně, již zmiňovaný, intenzivní přenos tepla, kterého v jiných sušárnách dosahujeme velmi těžce. Další výhodou jsou třeba malé tepelné ztráty, doba zdržení materiálu a jednoduchost konstrukce. To ovšem neplatí při použití speciálních druhů těchto sušáren, jako je například sušárna vibrofluidní. Předmětem této práce je porovnání různých typů fluidní sušárny a samotný návrh fluidní sušky.

V první kapitole této práce se věnuji biomase, kde popisují její původ a druhy.

Druhá kapitola se zabývá samotným sušením. Zde jsou vysvětleny způsoby sušení, statika, kinetika procesu a popis sušáren.

Ve třetí a čtvrté kapitole se zabývám fluidním sušením. Nejprve je zde popis fluidace a fluidní vrstvy. Dále je zde rozdělení fluidních sušáren a určení vhodného typu sušárny pro mou aplikaci a také je zde samotný výpočet fluidní sušárny.

Pátá část mé práce je čistě experimentální. Nachází se v ní popis experimentu fluidace různých druhů dřevní štěpky a jeho výsledné vyhodnocení.

Poslední kapitola je návrh fluidní sušárny s recirkulací a rekuperací, kde je v závěru i vyhodnocení vhodných parametrů pro fluidní sušárnu.

2. Biomasa

Obecně je pod pojmem biomasa míněna veškerá organická hmota na naší planetě, účastníci se koloběhu živin v biosféře. Jsou to těla všech organismů – živočichů, rostlin, bakterií, hub a sinic. Z hlediska energetického je důležitá pouze biomasa, která je energeticky využitelná. Teoreticky je možné získávat energii ze všech forem biomasy, jelikož základem veškeré živé hmoty je uhlík a jeho chemické vazby obsahující energii. Za energetickou biomasu jsou však většinou považovány rostliny. Ty jsou schopny využívat slunečního záření k fotosyntéze, při které je využito jednoduchých anorganických látek – oxidu uhličitého a vody k tvorbě energeticky bohatých sloučenin – cukrů. Jinak řečeno, v rostlinách je akumulována energie slunečního záření. Tato akumulace se vyznačuje poměrně nízkou účinností, na druhou stranu je dlouhodobá a disponuje v podstatě nulovými ztrátami. [1]

Směrnice 2009/28/ES definuje biomasu jako biologicky rozložitelnou část produktů, odpadů a zbytků biologického původu ze zemědělství (včetně rostlinných a živočišných látek), z lesnictví a souvisejících průmyslových odvětví včetně rybolovu a akvakultury, jakož i biologicky rozložitelná část průmyslových a komunálních odpadů. [2]

2.1. Biomasa pro energetické účely

2.1.1. Biomasa v české legislativě

Jednou z právních úprav, ve které je biomasa definována, je vyhláška č. 415/2012 Sb. Biomasa je v této vyhlášce definována jako produkt, který je tvořen z rostlinného materiálu pocházejícího ze zemědělství nebo lesnictví a který lze použít jako palivo za účelem získání jeho energetického obsahu, a dále následující odpad použitý jako palivo [3]:

1. rostlinný odpad ze zemědělství nebo lesnictví,
2. rostlinný odpad z potravinářského průmyslu, pokud se využije vyrobené teplo,
3. rostlinný odpad z výroby čerstvé vlákniny a z výroby papíru z buničiny, pokud se spaluje v místě výroby a vzniklé teplo se využije,
4. korkový odpad,
5. dřevný odpad s výjimkou dřevného odpadu, který může obsahovat halogenované organické sloučeniny nebo těžké kovy v důsledku ošetření látkami na ochranu dřeva nebo nátěrovými hmotami, zahrnující především takovéto dřevné odpady pocházející ze stavebnictví a z demolic

Další vyhláškou o stanovení druhů a parametrů podporovaných obnovitelných zdrojů pro výrobu elektřiny, tepla nebo biometanu a o stanovení a uchování dokumentů je vyhláška č. 477/2012 Sb., ve které je o způsobech využití biomasy psáno [3]:

- 1) Při výrobě podporované elektřiny je biomasa využívána v procesu
 - a) spalování nebo zplynování
 - b) současného spalování různých druhů paliva, s výjimkou případů, kdy je výroba elektřiny nebo tepla možná jen prostřednictvím zažehnutí nezbytného množství jiného paliva (dále jen „společné spalování“), podle toho, zda se palivo spaluje v jednom kotli nebo v samostatných kotlích se rozlišuje

1. společné spalování v zařízeních, kde dochází k mísení různých druhů paliva v jednom topeništi, nebo před vstupem do topeniště, přičemž fyzikálně je možné rozlišit energii vzniklou spálením směsi pouze na základě parametrů jednotlivých složek paliva, jakými jsou například hmotnostní podíl, vlhkost, výhřevnost, obsah popelovin, poměr uhlíku a dusíku (dále jen „spoluspalování“); v případě spalování nevytříděného komunálního odpadu se nejedná o spoluspalování, nebo

2. společné spalování v zařízeních, kde dochází ke spalování různých druhů paliv odděleně v samostatných kotlích, dodávajících vyrobené teplo do společné parní sběrnice, ze které se uskutečňuje odběr tepla pro výrobu elektřiny v jednom nebo více parních turbosoustrojích (dále jen „paralelní spalování“)

c) anaerobní fermentace

d) spalování biokapalin

2) Při výrobě podporovaného tepla je biomasa využívána v procesu

a) spalování nebo zplynování

b) společného spalování s druhotným zdrojem

c) spalování biokapalin

3) Při výrobě biometanu je biomasa využívána v procesu anaerobní fermentace.

2.1.2. Další způsoby klasifikace biomasy

V praxi existuje řada dalších přístupů, jakými lze biomasu klasifikovat. Lze ji dělit např. podle původu, vlastností nebo podle možného způsobu využití.

Rozdělení biomasy dle původu [2]:

- Primární – vedlejší produkty zemědělské výroby z pěstování potravin a krmiv (např. sláma) a vedlejší produkty z lesnické výroby.
- Sekundární – vedlejší produkty z výroby potravin a využití biomasy (piliny, odpady z papírenského průmyslu, odpady z potravinářských provozů apod.).
- Terciární – vedlejší produkty z biomasy použité jako výrobky (např. dřevo z demolic, vyřazené palety apod.).
- Energetické plodiny

Biomasa pěstovaná pro energetické účely:

Jedná se především o rychle rostoucí dřeviny nebo rostliny bylinného charakteru. Jejich předností je snadný výsev, krátké vegetační období a možnost využití i na neenergetické účely.
[1]

- rychle rostoucí dřeviny – topol, vrba, olše, akát, líska, platan...
- rostliny bylinného charakteru – konopí, amarantus, šťovík, ostřík, kostřava...
- travní porosty – sloní tráva, chrastice, trvalé travní porosty
- obiloviny
- olejnaté rostliny – pro výrobu surových olejů a metylesterů – řepka olejná, slunečnice, len
- škrobo-cukernaté rostliny – cukrová řepa, cukrová třtina, brambory

Odpadní biomasa [1]:

- z rostlinné výroby – zbytky ze zemědělské prvovýroby a údržby krajiny, odpady ze sadů a vinic, kukuřičná sláma, řepková sláma a veškeré další odpady a zbytky z likvidace křovin
- z živočišné výroby – exkrementy hospodářských zvířat, zbytky krmiv – hnůj, močůvka, kejda
- z těžby a zpracování dřeva a lesní odpady – větve, kůra, pařezy, kořeny, odřezky, piliny, hobliny
- biologicky rozložitelný komunální odpad (BRKO) – zbytky potravin, papírové obaly
- biologicky rozložitelný průmyslový odpad (BRPO) – odpady z jatek, výroby cukru mouky, papíru
- splašky z kanalizace

Rozdělení podle vlastností [1]

- suchá – lze ji spalovat přímo
- vlhká – tekuté odpady – nelze spalovat přímo, výroba bioplynu
- speciální – olejnin, škrobové a cukernaté plodiny – k získávání energetických látek – bionafta, líh

2.1.3. Biomasa pro energetické účely pěstovaná v ČR

V České republice se k energetickým účelům pěstují hlavně rychle rostoucí dřeviny, jako je například topol nebo vrba. Tyto dřeviny se dále zpracují na štěpku, kterou můžeme využít pro sušení.

Dalším typem biomasy pěstované pro tyto účely jsou energetické plodiny. Mezi ty patří chrastice rákosovitá, čirok, krmný šťovík, konopí seté, ozdobnice čínská, ovsík vyvýšený, kostřava rákosovitá a nebo psineček velký. [4]

2.1.4. Energetické využití biomasy v ČR

Energetickým využíváním biomasy se rozumí spalování dřevní a rostlinné hmoty, včetně celulózových výluhů a to jak samostatně, tak spolu s neobnovitelnými palivy za účelem výroby elektřiny či tepla. [23]

Výroba elektřiny z biomasy podle jejich typů v roce 2019

Palivo	Počet respondentů	Hrubá výroba elektřiny (MWh)	Dodávka do vlastního podniku nebo zařízení vč. ztrát (MWh)	Prodej elektřiny (MWh)	Spotřeba paliva (t)
Palivové dřevo	1	146,3	23,2	123,2	174,3
Dřevní štěpka, odpad	32	1 229 830,4	279 635,0	950 195,4	1 146 021,3
Celulóznové výluhy	2	858 656,6	690 403,4	168 253,2	521 951,4
Rostlinné materiály	7	94 380,3	11 817,6	82 562,7	93 856,7
Brikety a pelety	12	214 521,1	42 656,6	171 864,5	135 538,6
Ostatní biomasa	-	-	-	-	-
Kapalná biopaliva	7	1 198,8	647,8	551,0	279,0
Celkem	49	2 398 733,6	1 025 183,7	1 373 549,9	1 897 821,4

Tabulka 1: Výroba elektřiny z biomasy podle jejich typů v roce 2019 [23]

Výroba tepelné energie z biomasy podle jejich typů v roce 2019 *)

Palivo	Počet respondentů	Hrubá výroba tepla (GJ)	Dodávka do vlastního podniku nebo zařízení vč. ztrát (GJ)	Přímé dodávky cizím subjektům (GJ)	Spotřeba paliva (t)
Palivové dřevo	405	419 947,5	399 534,4	20 413,0	41 638,1
Dřevní štěpka, odpad	516	11 903 109,6	6 944 151,6	4 958 958,0	1 401 818,4
Celulóznové výluhy	2	10 323 296,2	9 535 483,2	787 813,0	1 217 776,3
Rostlinné materiály	78	587 924,8	203 961,0	383 963,8	59 962,2
Brikety a pelety	255	917 465,5	312 624,0	604 841,5	64 307,4
Ostatní biomasa	-	-	-	-	-
Kapalná biopaliva	6	2 416,5	2 416,5	0,0	84,3
Celkem	1 091	24 154 160,0	17 398 170,7	6 755 989,3	2 785 586,8

*) bez domácností a drobných spotřebitelů

Tabulka 2: Výroba tepelné energie z biomasy podle jejich typů v roce 2019 [23]

Z tabulek 1 a 2 můžeme vidět, že největší podíl na výrobě elektřiny a tepla za rok 2019 má právě dřevní štěpka. Podle dat z MPO za posledních 15 let je výroba elektřiny z dřevní štěpky téměř 10x vyšší. Výroba tepelné energie nezaznamenala tak vysoký nárůst, jde o zhruba 30 % zvýšení. Díky těmto datům lze štěpku označit jako jeden z nejvýznamnějších druhů rostlinné biomasy. [23]

Dřevní štěpka

Dřevní štěpka jsou strojně zpracované těžební zbytky a kmínky na délku 50 až 250 mm. Obsah vody bezprostředně po těžbě může být i vyšší než 55 %, objemová hmotnost štěpky se pohybuje okolo 300 kg/m³. Obsah vody po přirozeném sušení přes léto klesá na hodnotu okolo 30 % při objemové hmotnosti 210 kg/m³. Její výhřevnost je vysoce závislá právě na vlhkosti, 100% sušina dřevní štěpky může mít výhřevnost až 19,2 MJ/kg. Avšak při vlhkosti mezi 20-30 %, při které je spalována, je výhřevnost 8-12 MJ/kg. Obsah popela u štěpky se pohybuje okolo 0,8 %. V tabulkách 4 a 5 můžeme vidět výhřevnosti a měrné hmotnosti různých druhů dřeva a dřevní štěpky nejprve v surovém stavu (tab.4) a pak ve vysušeném stavu (tab.5) [10] [22]

Hlavní vlastnosti dřevní štěpky

Vlastnosti	
Výhřevnost	8-12 MJ/kg
Vlhkost (před sušením)	50 %
Vlhkost (po sušení)	20-30 %
Obsah popela	0,8 %
Velikost	50-250 mm
Hustota	900 kg/m ³
Měrná hmotnost (při vlhkosti 20 %)	190 kg/m ³

Tabulka 3: Vlastnosti dřevní štěpky [24]

Druh paliva	Obsah vody	Výhřevnost	Měrné hmotnosti		
	[%]	[MJ/kg]	[kg/m ³]=[kg/plm]	[kg/prm]	[kg/prms]
Dřevo obecně	20	14,23			
Dub	50		1142	799	468
Buk	50		1116	781	458
Borovice	50		862	603	353
Smrk	50		758	531	311
Listnaté dřevo	50	7,585	1130	791	463
Jehličnaté dřevo	50	8,161	810	567	332
Polena (měkké dřevo)	50	8,10		530,00	
Dřevní štěpka	50	8,156			235,00
Smrková kůra	50	8,40			

Tabulka 4: Výhřevnost biomasy před vysušením [24]

Druh paliva	Obsah vody	Výhřevnost	Měrné hmotnosti		
			[%]	[MJ/kg]	[kg/m ³] = [kg/plm]
Dřevo obecně	20	14,23			
Buk	15		670	469	275
Dub	15		685	480	281
Borovice	15		517	362	212
Smrk	15		455	319	187
Listnaté dřevo	15	14,605	678	475	278
Jehličnaté dřevo	15	15,584	486	340	199
Dřevní štěpka	10	16,40			170,00
Dřevní štěpka	20	14,28			190,00
Dřevní štěpka	30	12,18			210,00
Sláma obilovin	10	15,49		120	(balíky)
Sláma kukuřice	10	14,40		100	(balíky)
Lněné stonky	10	16,90		140	(balíky)
Sláma řepky	10	16,00		100	(balíky)

Tabulka 5: Výhřevnost biomasy po vysušení [24]

2.1.5. **Druhy biomasy vhodné pro sušení**

Sušit se dají téměř všechny druhy biomasy, od biomasy odpadní (živočišné odpady, odpady a kaly z ČOV, odpadní produkty z výroby etanolu, butanolu, acetonu, odpadní produkty z potravinářských výrob piva, lihovin, vína, cukru, odpady z papírenského průmyslu) až po piliny, kůru a dřevní štěpka. Právě dřevní štěpka je pro nás nejzajímavější a budeme se jí zabývat. [5]

Plodina (100% sušina)	Výhřevnost [MJ/kg]
Konopí seté	18,06
Čirok	18,4
Ozdobnice čínská	18,1
Kostřava rákosovitá	17,5
Dřevní štěpka	18,7 - 19,2

Tabulka 6: Výhřevnost některých druhů biomasy [10]

Shrnutí

Z předešlých dat jsme mohli pozorovat, že dřevní štěpka je velmi významný druh biomasy zvláště pro spalování a následnou výrobu tepla nebo elektřiny. Surová štěpka má vlhkost okolo 50 %, což je pro spalování nevhodné, proto ji budeme sušit, abychom zlepšily její vlastnosti, zejména pak výhřevnost.

3. Sušení biomasy

Sušení je fyzikální proces, při kterém pomocí tepla snižujeme obsah vody v materiálu. Dochází zde ke změně skupenství vody z kapalného na plynné. Existují různé metody sušení, například pasivní (bez uměle přidaného tepla) nebo aktivní (s umělým zdrojem tepla) sušení. Účelem sušení může být například dosažení určitých fyzikálně chemických vlastností (chemické produkty), zlepšení strukturálních a tepelných vlastností materiálu (dřevo, stavební hmoty...), zvýšení výhřevnosti, zlepšení konzervačních schopností (potravinářské a zemědělské výrobky) a nebo zlepšení biochemických vlastností (zrní, semena, atd.) Cílem sušení u biomasy je například zvýšení výhřevnosti nebo za účelem výroby pelet a briket. [9]

3.1. Způsoby sušení

3.1.1. Přirozené – pasivní

Jedná se o nejstarší metodu sušení látek. Probíhá ve volném prostředí na vzduchu nebo přímo na slunci. Je to přirozené odpařování vlhkosti z materiálu na úroveň 20-30 % (záleží na vlhkosti prostředí). Z povrchu se odpařuje voda, která difunduje ve formě páry do okolního vzduchu. Výhodou tohoto sušení je energetická náročnost a hlavně jednoduchost procesu. Velkou nevýhodou potom je náročnost na prostor a velmi dlouhá doba sušení, přičemž existuje hranice, pod kterou se palivo nevysuší. [10]

3.1.2. Umělé – aktivní

Je urychlený proces sušení za cílem snížit vlhkost na menší hodnotu jako při pasivním sušení. Suší se za pomoci přiváděného tepla ze zdroje energie. Zdrojem energie k ohřevu vzduchu může být odpadní teplo nebo přímá vytápěcí jednotka.

Sušárny jsou oproti přirozenému sušení výrazně energeticky i technologicky náročnější. Zajišťují v relativně malém zařízení vysušení materiálu v řádu hodin místo týdnů až měsíců. Díky rozmanitosti sušeného materiálu a požadavků na sušení jsou sušárny mnoha typů, liší se ve své konstrukci i způsobu přívodu tepla. [10]

3.2. Statika sušení

Statika sušení řeší materiálové a energetické bilance sušícího média a sušeného materiálu. Z parametrů vstupního proudu vzduchu (teplota, vlhkost, hmotnostní průtok) a z požadované výstupní vlhkosti materiálu lze vypočítat vlhkost a teplotu vzduchu, který sušárnu opouští. Velký vliv na účinnost má směr proudění. Směr může být řešen souproudem a protiproudem. Statická bilance je znázorněna na obrázku č.1. [21]

$$\text{Látková bilance: } \dot{M}_A \cdot X_{A0} + \dot{M}_S \cdot X_{S0} = \dot{M}_A \cdot X_{A1} + \dot{M}_S \cdot X_{S1} \quad (1)$$

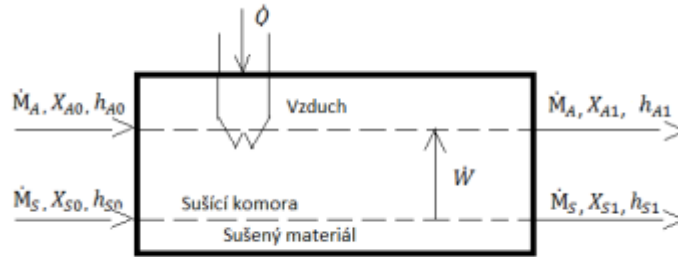
$$\text{Hmotnostní bilance: } \dot{W} = \dot{M}_A \cdot (X_{A1} - X_{A0}) = \dot{M}_S \cdot (X_{S0} - X_{S1}) \quad (2)$$

kde \dot{W} je tok odstraňované vody ze sušeného materiálu, \dot{M}_S je tok hmotnosti absolutně suchého materiálu v sušárně, \dot{M}_A je tok hmotnosti suchého vzduchu v sušárně. X_{S0} , X_{S1} jsou hmotnostní zlomky vody ve vlhkém materiálu před a po sušení a X_{A0} , X_{A1} je počáteční a konečná vlhkost vzduchu.

$$\text{Energetická bilance: } \dot{Q} = \dot{M}_A \cdot (h_{A1} - h_{A0}) + \dot{M}_S \cdot (h_{S1} - h_{S0}) \quad (3)$$

kde \dot{Q} je celkový ustálený tok tepla, h_{A1} , h_{S1} jsou entalpie před vstupem do soustavy, h_{A0} , h_{S0} jsou entalpie za vstupem do soustavy

[21]



Obrázek 1: Bilance sušárny [21]

3.3. Kinetika sušení

Kinetika sušení vyjadřuje rychlost sušení materiálu (množství kapaliny odstraněné z jednotky hmoty vlhkého materiálu za jednotku času). Určuje nám tedy, jak dlouho je třeba materiál sušit, nebo jak dlouhá má být kontinuální pásová sušárna, aby bylo dosaženo potřebných parametrů (měrné vlhkosti materiálu). [21]

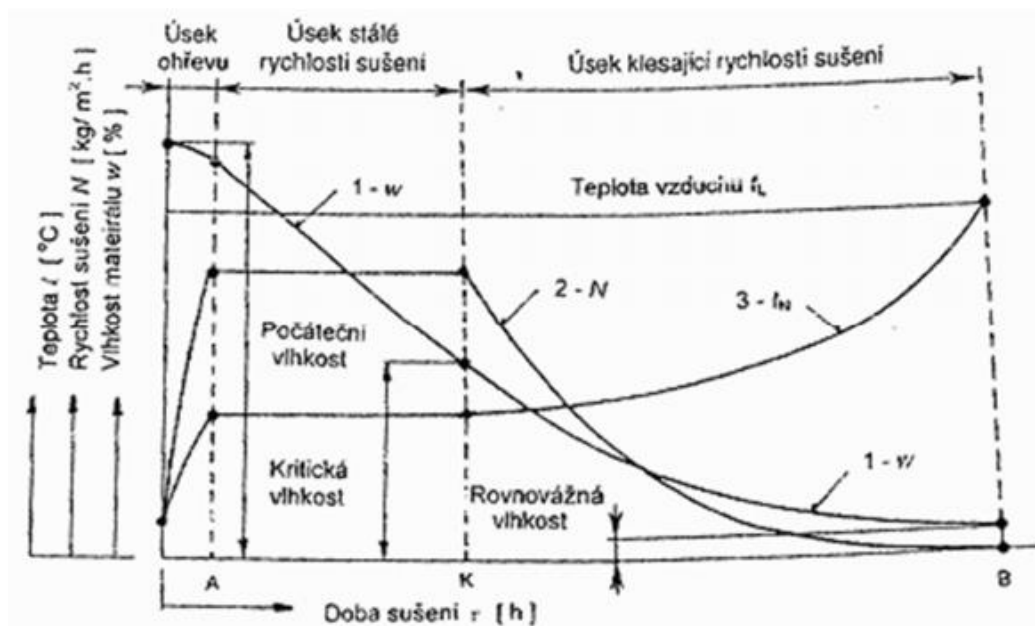
Průběh sušení:

První fáze sušení:

- 1) Ohřívání – Při styku biomasy se sušícím médiem, které má vyšší teplotu a relativní vlhkost nižší než 100% dochází k sušení materiálu, materiál se začne zahřívat a rychlost sušení vzroste na maximum, což je doba, kdy teplota biomasy dosáhne bodu varu kapaliny.
- 2) Úsek konstantního sušení materiálu – Volně vázaná voda se z povrchu biomasy odpařuje konstantní rychlostí do té doby, dokud není zcela vypařena. Po celý tento úsek sušení se teplota biomasy nemění, protože se teplo, které musíme biomase dodat, spotřebuje na vypaření kapaliny.

Druhá fáze sušení:

- 3) Úsek klesající rychlosti sušení – Když je volně vázaná vlhkost odstraněna, dochází k odpařování kapaliny z pórů. Časem klesá průměr pórů zaplněných kapalinou a tím se biomasa začne více zahřívat a dochází k vypařování silně vázané vlhkosti. Takovéto vlhkosti je velmi málo, proto rychlost sušení klesá rychle k nule. Rychlost sušení biomasy klesá až do doby, kdy se tlak nad povrchem sušeného materiálu rovná parciálnímu tlaku par v dané sušárně. [21]



Obrázek 2: Průběh sušení [21]

Důležitým bodem v sušící křivce (obr.2) je kritická vlhkost. Proces sušení se skládá ze dvou fází – první a druhá fáze sušení. První fáze končí právě, když vlhkost materiálu dosáhne hodnoty kritické vlhkosti. Rychlost sušení je během první fáze konstantní, jak již bylo zmíněno, odpařuje se volná voda. Tento proces končí dosažením kritické měrné vlhkosti. Po dosažení kritické vlhkosti dochází, během druhé fáze sušení, k vypařování vody vázané v sušeném materiálu. Od tohoto okamžiku klesá také aktivita vody v sušeném materiálu. Rychlost sušení je dána rychlostí přenosu vlhkosti (ale i tepla) v sušeném materiálu a v intenzitě přenosu vlhkosti mezi sušeným materiálem a okolím. Během této druhé fáze sušení klesá s rostoucím časem rychlost sušení. Po dosažení požadované hodnoty měrné vlhkosti je možné proces sušení zastavit. Celková doba sušení se skládá z délky trvání první fáze a odpovídající druhé fáze sušení. [27]

Důležitou veličinou v druhé fázi sušení je také teplota. V první fázi je teplota materiálu rovna teplotě mokrého teploměru (sušíme částici, která je pokryta vodou, která se vlivem okolního prostředí vypařuje). Z toho vyplývá, že teplota materiálu před dosažením kritického množství vlhkosti, je významně menší než teplota sušícího prostředí. Takže během první fáze můžeme použít vyšší teplotu sušícího prostředí, aniž by došlo k znehodnocení materiálu. Po dosažení kritické vlhkosti dojde i k postupnému zvýšení teploty materiálu. To je tedy nutné kontrolovat z hlediska maximální teploty přijatelné během procesu sušení. [27]

Další významnou vlastností, která velmi ovlivňuje druhou fázi sušení, je struktura materiálu (materiál s velkými póry, malými póry,...). S tím velmi souvisí velikost difuzního součinitele. Tato veličina charakterizuje odpor sušeného materiálu kladoucí transportu vlhkosti. Tento součinitel se zjišťuje zejména experimenty. Pokud známe efektivní hodnotu difuzního součinitele, můžeme určit potřebnou dobu druhé fáze sušení. [27]

3.4. Vlhkost materiálu

Poměr kapaliny a suché látky vlhkého materiálu vyjadřuje *měrná vlhkost*. Je definována poměrem hmotnosti vlhkosti M_w ke hmotnosti suché látky neboli sušiny M_s . Sušina je určena neměnnou hmotností, které dosáhne vzorek vysoušený při konstantní teplotě (nejčastěji 105 °C). Měrná vlhkost je tedy vyjádřena vztahem [11]

$$X = \frac{M_w}{M_s} \quad [kg \ kg^{-1}] \quad (4)$$

Měrná vlhkost materiálu je výhodná zejména při výpočtu látkové bilance sušárny, protože je vztahena na hodnotu, která je konstantní během celého procesu.

Dále se v sušárenství používá veličina zvaná *absolutní vlhkost*, což je vlastně měrná vlhkost vyjádřená v procentech. [11]

$$x' = \frac{M_w}{M_s} \cdot 100 \quad [\%] \quad (5)$$

Veličinou, kterou lze vyjádřit obsah kapaliny se nazývá *podíl vlhkosti*. Ta je určena poměrem hmotnosti vlhkosti M_w k počáteční hmotnosti vlhkého materiálu M_A . [11]

$$\omega = \frac{M_w}{M_A} = \frac{M_w}{M_s + M_w} [kg \ kg^{-1}] \quad (6)$$

Podíl vlhkosti vyjádřený v procentech se nazývá *relativní vlhkost* materiálu. [11]

$$\omega' = \frac{M_w}{M_A} \cdot 100 \quad [\%] \quad (7)$$

Vlhkost materiálu lze charakterizovat *objemovou vlhkostí*, definovanou vztahem

$$\mu = x \frac{\rho_s}{\rho_w} [m^3 \ m^{-3}] \quad (8)$$

[11]

3.5. Sušárny

Základní rozdělení sušáren:

- Konvekční (přímé) – sušený materiál je ve styku se sušícím prostředím
- Kontaktní (nepřímé) – teplo je předáváno přes teplosměnnou plochu

Dále zde existuje mnoho dalších kritérií, podle kterých lze sušárny rozdělit.

Například podle:

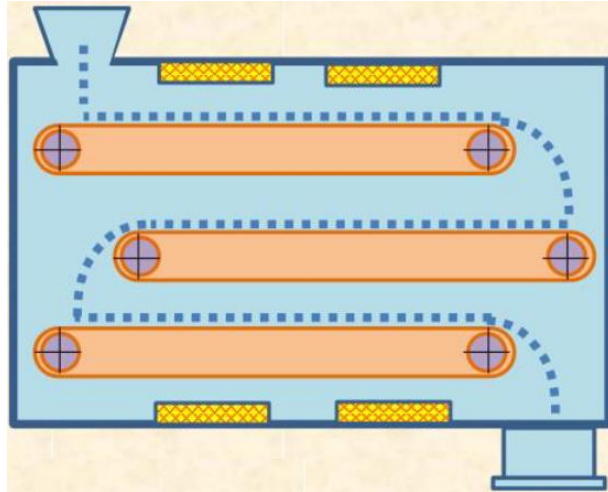
- Způsobu přívodu tepla (konvekce, kondukce, radiace, mikrovlny)
- Sušícího media (vzduch, spaliny, vakuum, přehřátá pára)
- Provozního tlaku sušícího media (přetlaková, atmosférická, pulzační, vakuová)
- Charakteru kontaktu (fluidní lože, proudové, kontaktní)
- Pohybu sušeného materiálu (v klidu, mechanické či pneumatické přesouvání)
- Typu časového provozu (periodické, kontinuální)

[12]

Pro sušení biomasy vybereme sušárny pracující při atmosférickém tlaku. Jako sušící medium můžeme využít horký vzduch nebo spaliny. Přenos tepla bude konvekční nebo kondukční. Nyní popíšeme nejvhodnější typy sušáren pro sušení energeticky využitelné odpadní biomasy s vysokým obsahem vody.

3.5.1. Pásová sušárna

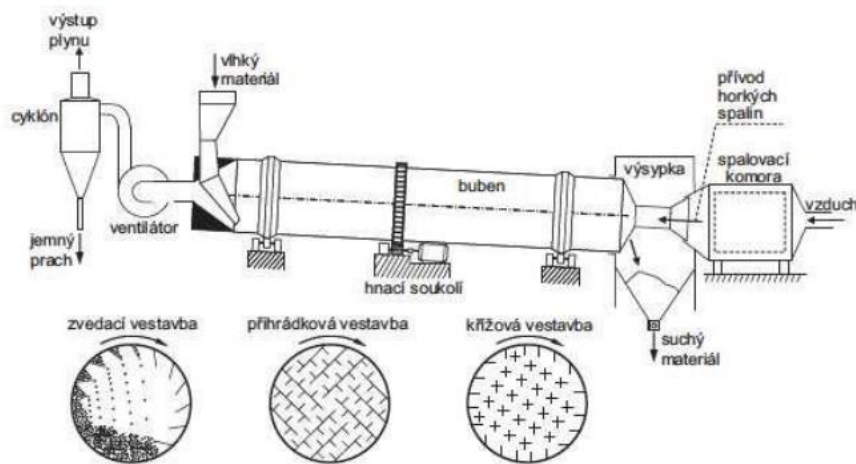
Jedná se o kontinuální sušárnu, ve které je materiál sušen na prodyšném sušícím pásu na pásovém dopravníku. Materiál je na pás přiváděn pomocí šnekových dopravníků, kde vytváří vrstvu o tloušťce asi 50-100 mm. Sušení probíhá pomocí horkého vzduchu o teplotě 120-150 °C. Používá se ve velkých průmyslových provozech k sušení pilin, štěrky, obilí nebo jiných zemědělských produktů. [9]



Obrázek 3: Pásová sušárna [10]

3.5.2. Bubnová sušárna

Sušárna se skládá z otáčejícího se mírně skloněného bubnu o průměru 0,5 až 4 m délky 4 až 10násobku průměru. Otáčky bubnu jsou 1 až 15 min⁻¹. Sklon bubnu se pohybuje okolo 6°. Sušený materiál je přiváděn vhodným dávkovacím zařízením (šnekové, pásové, vibrační). Plnění

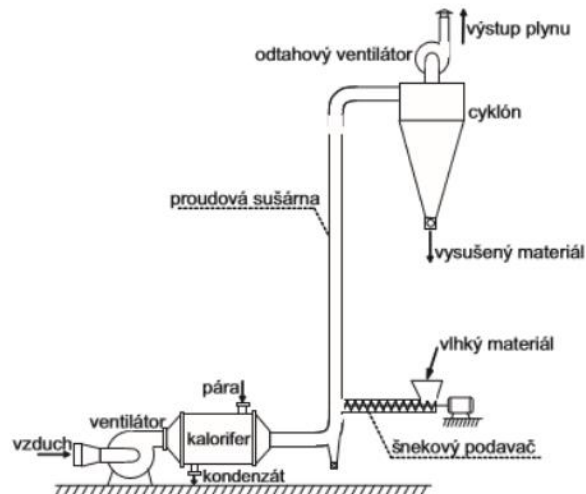


Obrázek 4: Bubnová sušárna [13]

na vstupu je většinou cca 20 % objemu válce. Vnitřek bubnu většinou bývá vyplněn vestavbami z důvodu zvýšení kontaktní plochy mezi sušícím prostředím a sušeným materiálem. Pro teplotně citlivé materiály, což je i případ biomasy, se používá souproud, jinak protiproud. Sušení probíhá většinou pomocí spalin o teplotě 300 až 500 °C. [9] [13]

3.5.3. Proudová sušárna

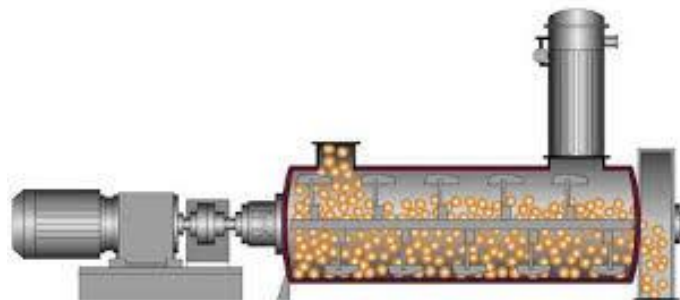
Používají se pro sušení látek snadno unášených proudem plynu – drobnozrnných až práškovitých a vláknitých, pokud nejsou příliš citlivé na mechanické poškození a pokud nejsou příliš abrazivní. Velmi krátké doby zdržení (umožňují odstranění pouze volné vody). Rychlost proudu sušícího vzduchu musí být větší, než je rychlost pádu jednotlivých částic (ne však oproti pneumatické dopravě, příliš velký). Částice se pohybují směrem vzhůru a suší se tak ve vznosu. Pohybuje se od 8 m.s⁻¹ pro lehké částice do 40 m.s⁻¹ pro uhlí o průměru 30 mm. Pracuje v kontinuálním režimu a sou proudem uspořádání. [9]



Obrázek 5: Proudová sušárna [14]

3.5.4. Lopatková sušárna

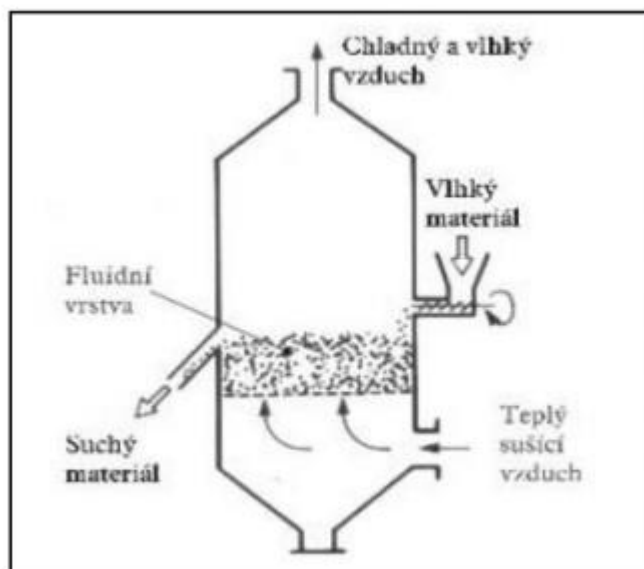
Materiál je uvnitř bubny. Topí se vnějším pláštěm sušárny. Lopatky účinně mísí materiál. Zajišťují dobrý kontakt sušeného materiálu s teplosměnnou plochou. Lopatky mohou být vnitřně vyhřívány. U této sušárny může být i vakuové provedení. Sušárna funguje v dávkovém a nebo kontinuálním provozu. Dají se zde sušit polymery, organické a anorganické chemické materiály, potraviny, odpady, gely, pasty, granule, peletky a další. [9]



Obrázek 6: Lopatková sušárna [15]

3.5.5. Fluidní sušárny

Princip sušení ve fluidní sušárně spočívá v profukování vzduchu (nebo jiného sušícího plynu) vrstvou sušeného materiálu rychlostí, při níž dochází k nadzvedávání jednotlivých částic. Používá se zejména pro jemně až středně zrnité materiály. Existuje zde velké množství konfigurací podle fluidní vrstvy a jejího uspořádání. Více se jimi budu zabývat v další kapitole. [9]



Obrázek 7: Schéma fluidní sušárny [16]

3.6. Porovnání sušáren

Typ sušárny	Výhody	Nevýhody
Pásová	Nízké riziko spálení a požáru, nízké emise	Dražší než bubnové, vysoké nároky na prostor, vysoká spotřeba energie
Bubnová	Široký rozsah výkonů, nízké opotřebení, univerzálnost	Horší regulace vlhkosti, nebezpečí požáru, emise (nutnost cyklonu), větší tepelné nároky
Proudová	Malá energetická náročnost	Velmi krátké doby zdržení, pro materiály s nízkou citlivostí na mechanické poškození
Lopatková	Umožňují provoz ve vakuu, ideální pro tepelně citlivé materiály	Vyšší pořizovací cena, obtížné pro návrh, výrobu a údržbu
Fluidní	Vysoká účinnost sušení, intenzivní přenos tepla, částice nejsou v kontaktu, nehrozí opotřebení, doba sušení	Drahá, náchylnost ke korozi, otěr sušeného materiálu

Tabulka 7: Porovnání sušáren [11]

Mezi výhody fluidního sušení můžeme patřit to, že dobu zdržení uvnitř zařízení můžeme libovolně měnit. U proudových sušáren bývá doba zdržení okolo několika sekund, ve fluidních sušárnách bývá doba zpravidla kratší v důsledku intenzivního přestupu tepla. Na obsluhu a údržbu bývají fluidní sušárny nenáročné, protože kromě ventilátoru vzduchu nemívají žádné mechanicky pohyblivé části (kromě speciálních typů fluidních sušáren, jako je sušárna vibrofluidní). Tyto sušárny mají také menší investiční náklady, není třeba stavět velké budovy, nebo základy, ale stačí je umístit pod střechu. Hlavní výhodou fluidního sušení je právě zmíněný intenzivní přenos tepla, díky němu je možné zkrátit dobu sušení. Dále se v této práci budu zabývat fluidním způsobem sušení.

4. Fluidní sušení

Jak už bylo psáno, tak fluidní sušení probíhá v bublající nebo fontánující fluidní vrstvě, která vzniká pomocí profukování fluidního media. Tím může být vzduch nebo spaliny, které jsou rozváděny zabudovanými klapkami rovnoměrně po celé ploše roštu. Sušené médium je přiváděno do tlakových komor umístěných pod sušící plochou a foukáno skrz perforovanou podlahu. Výhodou fluidních sušáren je vysoká účinnost daná bezprostředním kontaktem mezi materiálem a sušícím médiem, dochází zde k intenzivnímu přenosu tepla. Doba sušení je velmi krátká, protože rychlost sušení je ve fluidní vrstvě velká. Vzduch nasycený vlhkostí vystupuje ze sušárny při malých rychlostech, což s sebou nese pozitivum – a to minimální unášení prachových částic. Výhodou fluidních sušáren je malá náročnost na prostor. Nevýhodou je cena, náchylnost ke korozi a nutnost homogenního materiálu pro vytvoření fluidní vrstvy. [9] [13] [16]

4.1. Fluidace

Stav, který můžeme nazvat fluidací, nastane při rovnováze sil působících na pevnou částici, kterou v gravitačním poli obtéká plyn (nebo kapalina) ve směru proti působení gravitační síly. Na částici působí gravitační, odporová a vztlaková síla. Z těchto tří sil je pouze odporová síla závislá na rychlosti – s rostoucí rychlostí roste. Při určité rychlosti dojde k vyrovnání sil – silové rovnováze. Tento stav tedy nazýváme stavem fluidace (vznosu) a příslušnou rychlost nazýváme prahovou rychlostí fluidace u_{mf} . Při dosažení tohoto stavu pro celý soubor částic tvořících vrstvu získáme fluidní vrstvu. Vrstva částic při přechodu do vznosu mírně expanduje a jednotlivé částice přestávají být ve vzájemném kontaktu. Při dalším zvyšování rychlosti se expanze vrstvy zvyšuje a nakonec dojde k úletu částic (pneumatický transport) při rychlosti u_t . Pro rychlost proudící tekutiny v rozmezí rychlostí $u_{mf} - u_t$ je vrstva částic ve stavu fluidace. Uplatnění fluidní vrstvy je široké, od energetiky (fluidní kotel, suška, zplyňovací reaktor) přes zpracovatelský, potravinářský a chemický průmysl. Její hlavní předností je značná kontaktní plocha mezi částicemi a protékající tekutinou. Z toho vyplývá vysoká intenzita přenosu tepla a hmoty. Další výhodou je možnost zajištění kontinuálního provozu. [6]

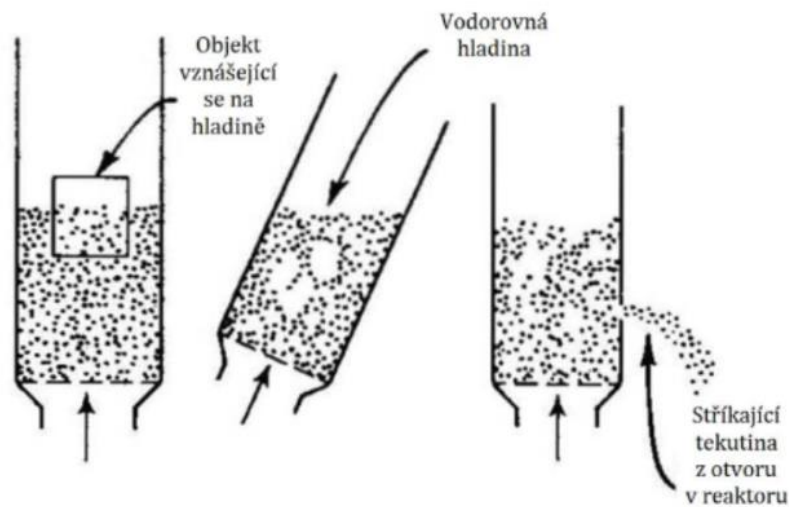
Průmyslové využití fluidace se využívá například při spalování ve fluidní vrstvě, katalyzátory, sušení zrnitých materiálů nebo dopravě sypkých materiálů fluidními žlaby. [6]

4.2. Fluidní vrstva

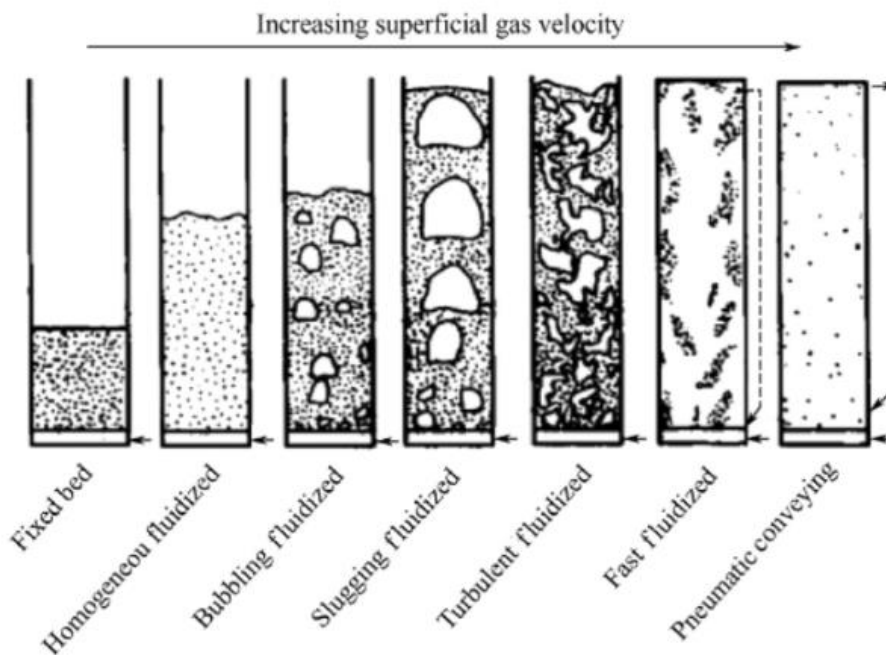
Je to kontaktní technologie pro sdílení tepla a hmoty heterogenní směsi kapalina/plyn(tekutina) a pevná látka. Pevné částice v gravitačním poli jsou udržovány ve formě suspenze proudící tekutinou. Svým chováním se podobá kapalině (obr.8). Na obrázku 9 můžeme vidět různé typy fluidní vrstvy.

Pro fluidní vrstvu jsou charakteristické 3 veličiny:

- prahová rychlost fluidace u_{mf}
- úletová rychlost částic u_t
- tlaková ztráta vrstvy. [6]



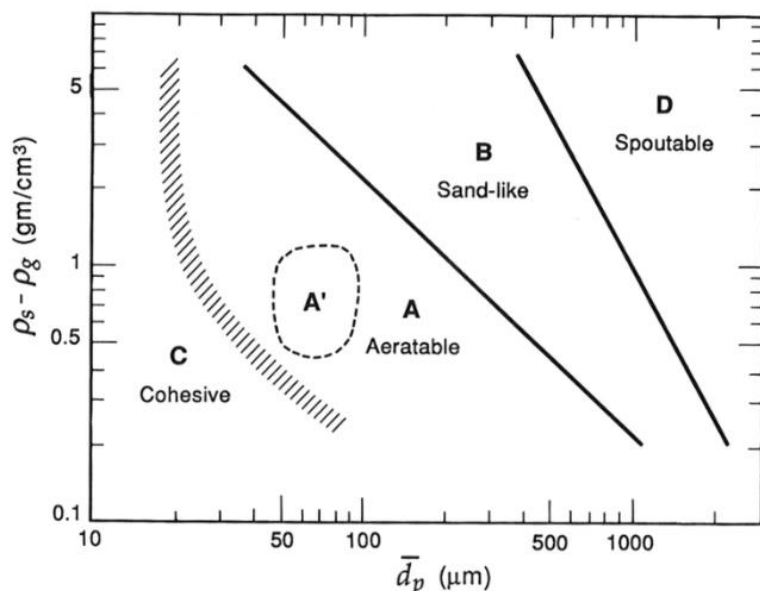
Obrázek 8: Chování fluidní vrstvy [7]



Obrázek 9: Typy fluidní vrstvy [6]

Fluidní vrstva má 4 typy částic (Geldartova klasifikace):

- A: jemné částice typu FCC katalyzátor (A'); vytvářejí stabilní vrstvu
- B: částice typu písku, typická bublinová vrstva
- C: jemné kohezivní částice, obtížně fluidují
- D: velké částice, turbulentní či fontánová vrstva; často u spalovacích procesů [7]



Obrázek 10: Chování fluidní vrstvy na základě střední velikosti částic a hustoty, Geldartův diagram [6]

4.2.1. Rozdíly mezi fluidovanými materiály

4.2.1.1. Skupina A

Materiály, které jsou tvořeny malými částicemi s malou hustotou (pod $1,4 \text{ g/cm}^3$) a dají se provzdušnit. Velice lehce se dostávají do vznosu a při malých rychlostech tvoří plynulou fluidní vrstvu. Při vyšších rychlostech přecházejí do stacionární vrstvy s malými bublinkami (do 10 cm). [6]

4.2.1.2. Skupina B

V této skupině jsou materiály podobné písku. Tvoří téměř okamžitě po dosažení prahové rychlosti fluidace stacionární, bublinkatou vrstvu. Při zvýšení rychlosti plynu se u vstupu plynu začnou tvořit malé bublinky, které se při pohybu vzhůru skrz vrstvu téměř lineárně zvětšují a spojují s ostatními, což podporuje hrubou cirkulaci látek. Velikost bublin nezávisí na střední velikosti částic. [6]

4.2.1.3. Skupina C

Nejmenší částice, soudržné, velmi jemné práškové materiály. Normální fluidizace je pro ně velmi náročná. Je to způsobeno kohezními silami mezi jednotlivými částicemi, které jsou větší než síly působené tokem plynu. V reaktorech s menším poloměrem se částice mohou zvedat jako pevná zátka. V nádobách s větším poloměrem usměrní tok od vstupu na povrch vrstvy a nedochází ke vznosu materiálu. Patří sem například mouka, škrob, pudr. [6]

4.2.1.4. Skupina D

V této skupině jsou velké částice a nebo částice s velkou hustotou. V silných vrstvách dochází k fluidizaci jen velmi obtížně a pokud k ní dojde vrstva se chová velmi chaoticky. Obsahuje velké explodující bubliny, dochází k tvoření kanálů toku plynu mezi částicemi. [6]

4.2.1.5. Rozdělení druhů biomasy podle typu částic

V této kapitole rozdělíme druhy biomasy podle typu částic, které jsou popsány v minulé kapitole. Toto rozdělení je důležité hlavně proto, abychom si uvědomili, jaký typ materiálu budeme sušit. To je důležité pro správné fungování fluidní vrstvy.

Druh biomasy	Typ částic
Dřevní štěpka	D
Pelety	D
Brikety	D
Piliny	A

Tabulka 8: Rozdělení druhů biomasy podle typu částic

Podle tohoto rozdělení nám tedy vyplývá, že dřevní štěpka (velikost částic 50-250 mm) spadá do skupiny D.

4.2.2. Prahová rychlost fluidní vrstvy

Pro stav fluidace platí Ergunova rovnice[6]:

$$\frac{1,75}{\varepsilon^3 \cdot \Phi} \cdot Re_p^2 + \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 \cdot \Phi^2} \cdot Re_p = Ar \quad (9)$$

$$Ar = \frac{D^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad (10)$$

$$Re_p = \frac{D_p \cdot u \cdot \rho_g}{\mu} \quad (11)$$

Ar	Archimedovo číslo
Re_p	Reynoldsovo číslo pro částice
ε [-]	mezovitost; část celkového objemu vrstvy připadající na prázdný prostor
μ [Pa·s]	dynamická viskozita
Φ [-]	sféricita, poměr povrchu kuličky o stejném objemu jako částice k povrchu částice
u [m/s]	rychlost proudění
D [m]	průměr částice
ρ_g [kg/m ³]	hustota plynu
ρ_s [kg/m ³]	hustota částice
g [m/s ²]	gravitační zrychlení

4.2.3. Úletová rychlost fluidní vrstvy

Při překročení této rychlosti jsou částice vynášeny z fluidní vrstvy. Pro omezení úletu částic musíme udržovat rychlost fluidizačního media mezi u_{mf} (prahová rychlost) a u_t (úletová rychlost). [6]

$$u_t = \left[\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2} \quad (12)$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + 3,3643Re_p^{0,3471} + \frac{0,4607Re_p}{Re_p + 2682,5} \quad \text{pro } \phi_s = 1 \quad (13)$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + \left[1 + (8,1716e^{-4,0655\phi_s})Re_p^{0,0964+0,05565\phi_s} \right] + \frac{73,69(e^{-5,0748\phi_s})Re_p}{Re_p + 5,378e^{6,2122\phi_s}} \quad \text{pro nekulové částice} \quad (14)$$

C_D	odporový součinitel
Re_p	Reynoldsovo číslo pro částice
$\rho_g [kg/m^3]$	hustota plynu
$\rho_s [kg/m^3]$	hustota částice
$d_p [m]$	průměr částice
$g [m/s^2]$	gravitační zrychlení

[6]

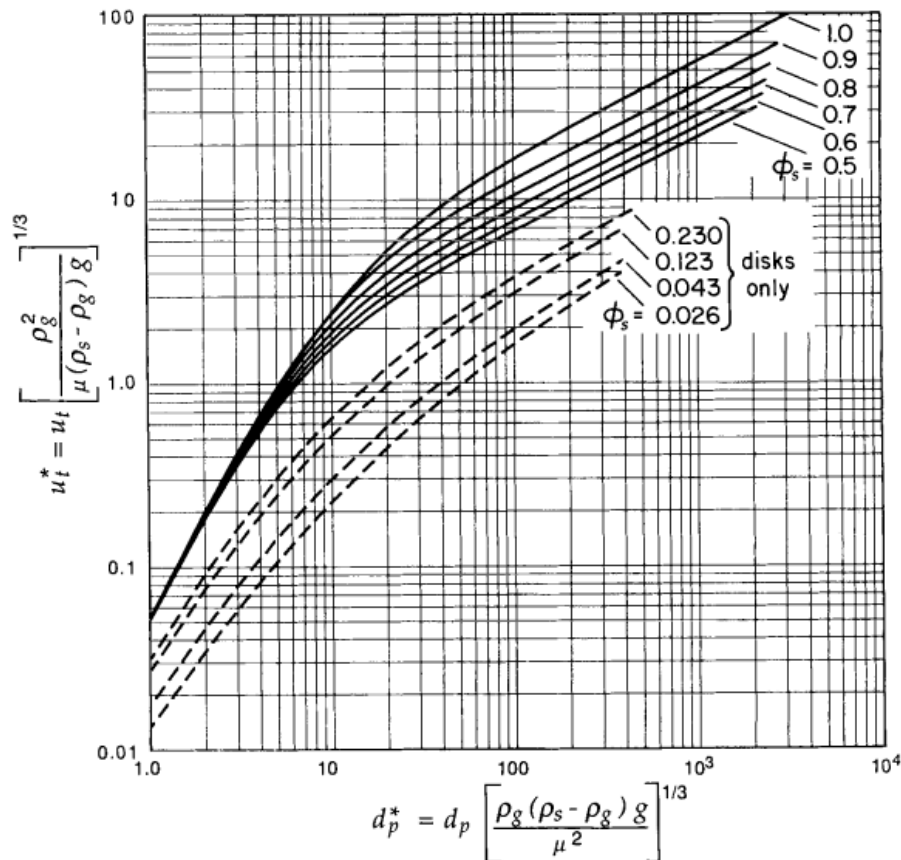
V tabulce 9 jsou další doporučené hodnoty $C_D(w = \log_{10}(Re))$ pro různá Reynoldsova čísla.

Výpočet lze realizovat například pomocí bezrozměrné velikosti částic d^* a bezrozměrné rychlosti plynu u^* . Na obrázku 11 je diagram pro určení bezrozměrných veličin. [6]

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot \Phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad \text{pro } \Phi_s \in (0,5; 1) \quad (15)$$

$(Re)_p < 0.01$	$C_D = \frac{3}{16} + \frac{24}{(Re)_p}$
$0.01 < (Re)_p \leq 20$	$\log_{10} \left[\frac{C_D (Re)_p}{24} - 1 \right] = -0.881 + 0.82w - 0.05w^2$
	$C_D = \frac{24}{(Re)_p} \left[1 + 0.1315(Re)_p^{(0.82-0.05w)} \right]$
$20 \leq (Re)_p \leq 260$	$\log_{10} \left[\frac{C_D (Re)_p}{24} - 1 \right] = -0.7133 + 0.6305w$
	$C_D = \frac{24}{(Re)_p} \left[1 + 0.1935(Re)_p^{0.6305} \right]$
$260 \leq (Re)_p \leq 1500$	$\log_{10} C_D = 1.6435 - 1.1242w + 0.1558w^2$
$1.5 \times 10^3 \leq (Re)_p \leq 1.2 \times 10^4$	$\log_{10} C_D = -2.4571 + 2.5558w - 0.9295w^2 + 0.1049w^3$
$1.2 \times 10^4 \leq (Re)_p \leq 4.4 \times 10^4$	$\log_{10} C_D = -1.9181 + 0.6370w - 0.0636w^2$
$4.4 \times 10^4 \leq (Re)_p \leq 3.38 \times 10^5$	$\log_{10} C_D = -4.3390 + 1.5809w - 0.1546w^2$
$3.38 \times 10^5 \leq (Re)_p \leq 4 \times 10^5$	$C_D = 29.78 - 5.3w$
$4 \times 10^5 \leq (Re)_p \leq 10^6$	$C_D = 0.1w - 0.49$
$10^6 < (Re)_p$	$C_D = 0.19 - \frac{8 \times 10^4}{(Re)_p}$

Tabulka 9: Výpočet součinitele odporu v závislosti na Re [26]



Obrázek 11: Diagram pro určení bezrozměrných veličin pro výpočet u_t [6]

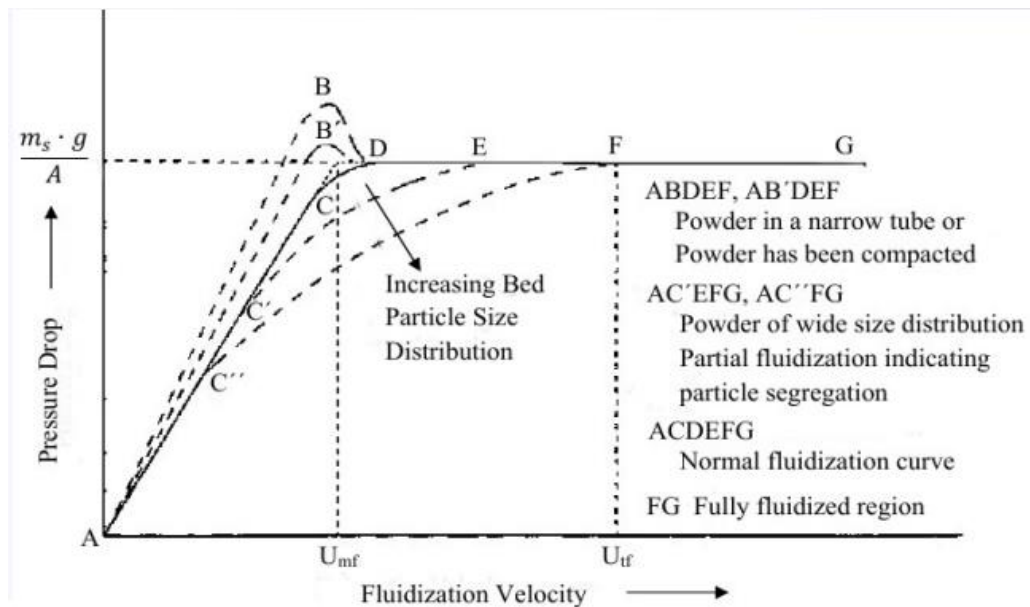
4.2.4. Tlaková ztráta fluidní vrstvy

Nejlépe je přechod do stavu fluidace patrný ze sledování tlakové ztráty fluidní vrstvy. Tlaková ztráta závisí na rychlosti proudění dle tzv. Ergunovy rovnice (první rovnice) až do ustálení na hodnotě (druhá rovnice). [6]

$$\Delta p_b = \frac{150 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot \mu}{\varepsilon^3 \cdot \Phi^2 \cdot D^2} \cdot u + \frac{1,75 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_g}{\varepsilon^3 \cdot \Phi \cdot D} \cdot u^2 \quad (16)$$

$$\Delta p_b = (1 - \varepsilon) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot H \quad (17)$$

H[m]	výška vrstvy
D[m]	průměr částice
g[m/s ²]	gravitační zrychlení
ε[-]	mezovitost; část celkového objemu vrstvy připadající na prázdný prostor
μ[Pa·s]	dynamická viskozita
ρ[kg/m ³]	hustota
Φ[-]	sféricita, poměr povrchu kuličky o stejném objemu jako částice k povrchu částice



Obrázek 12: Závislost tlakové ztráty na rychlosti fluidace [6]

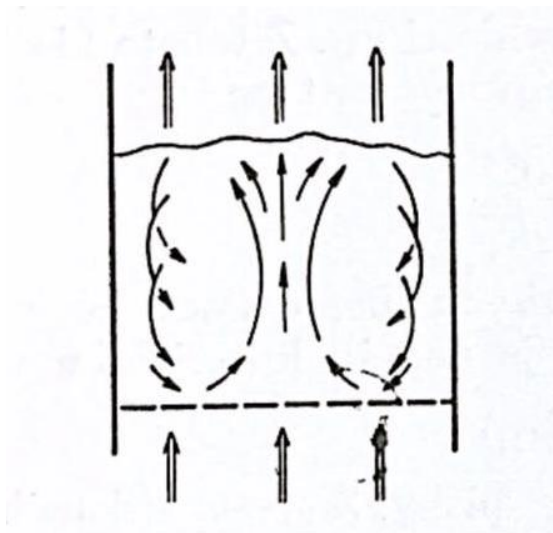
4.2.5. Míchání částic ve fluidní vrstvě

Míchání částic ve vrstvě materiálu je dle pozorování vyvoláno průtokem prostředí. Pohyb částic materiálu probíhá ve fluidním prostředí (plynu), je tím vyvoláno i míchání prostředí. Toto míchání může být velmi intenzivní, záleží na rozmístění částic tuhého materiálu, zda jsou částice jako samostatné jednotky (rovnoměrná fluidace) nebo ve shlucích (nerovnoměrná fluidace). V prvním případě bude míchání plynu relativně mírné, naopak v druhém případě může mít značný význam. [11]

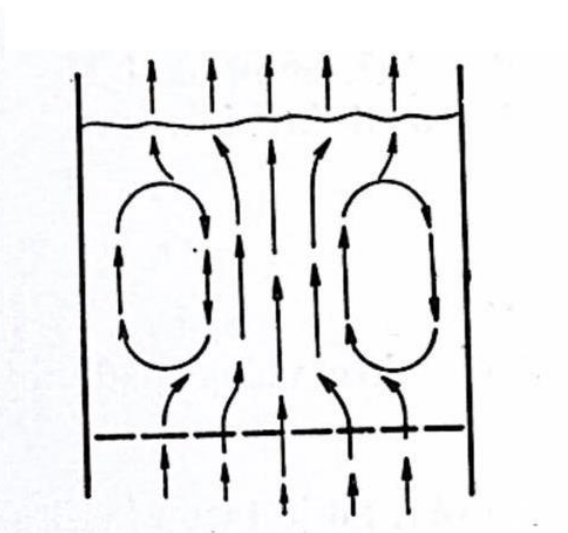
Jak míchání tuhého materiálu, tak míchání tekutiny ovlivňuje některé charakteristické vlastnosti fluidní vrstvy:

- 1) Homogenizuje ji
- 2) Zmenšuje gradient teploty ve vrstvě materiálu
- 3) Značně zvyšuje intenzitu přestupu tepla mezi fluidní vrstvou a stěnou aparátu
- 4) Způsobuje otěr materiálu
- 5) U abrazivních materiálů vede k erozi stěn

Mícháním fluidačního prostředí se zmenšují gradienty mezi teplotou fluidního prostředí a teplotou tuhé fáze, a také potenciál přenosu hmoty mezi tekutou a tuhou fází. Na obrázku 14 můžeme vidět obvyklý proudový obraz částic tuhého materiálu ve fluidní vrstvě s periodickým (dávkovým, nebo tak šaržovým) provozem a s relativně malým příčným průřezem. Pohyb částic ve fluidní vrstvě se zjišťuje poměrně snadno (v některých případech přímým pozorováním). Proud tekutého prostředí se však musí sledovat pomocí náročných experimentálních prostředků (např. vypuštěním značkovací tekutiny do fluidní vrstvy). [11]



Obrázek 13: Zjednodušený schematický obraz cirkulačního pohybu částic tuhého materiálu ve fluidní vrstvě; dvojité šipky naznačují proudění fluidačního prostředí, jednoduché šipky značí proudění materiálu. [11]



Obrázek 14: Zjednodušený schematický obraz cirkulačního proudění tekutiny ve fluidní vrstvě. [11]

Z obrázků 13 a 14 je vidět, že proudnicový obraz tekutého prostředí (obr. 13) je podobný proudění materiálu (obr. 14), což je pochopitelné, protože proudění materiálu a tekutiny ve fluidní vrstvě spolu těsně souvisí.

Povaha míchání materiálu v kontinuálně pracujících sušárnách je odlišná s uvedeným popisem míchání v šaržově pracující sušárně. Průběh míchání v kontinuálně pracující sušárně je obvykle popisován metodami matematické statistiky. Aby tyto metody fungovaly platí 3 předpoklady: [11]

- 1) Hmotnost materiálu se během průchodu vrstvou nemění
- 2) Tuhý materiál je tvořen velkým počtem malých částic
- 3) Fluidní tekutina na výstupu z vrstvy neodnáší sebou žádné tekuté prostředí

Z těchto matematických funkcí vyplývá rovnice, kterou je třeba zmínit, a sice střední doba setrvání částic materiálu ve vrstvě. [11]

$$\bar{\vartheta}_E = \frac{M}{m} \quad (18)$$

$\bar{\vartheta}_E$ [s] střední doba setrvání částic
 M [kg] zádrž pevného materiálu ve fluidní vrstvě za ustáleného stavu
 m [kg s⁻¹] celkový hmotnostní průtok materiálu

Představa o tom, jak materiál probíhá zařízením má následující 3 náhledy: [11]

- 1) Míšení v zařízení je nulové, tj. že materiál postupuje zařízením jako píst ve válci (pístový tok) bez axiálního promíchávání. Doba zdržení všech částic výstupního proudu bude stejná.
- 2) Předpokládá se velká rychlost míšení tzv. dokonalé míchání.
- 3) Postupným útlumem intenzity míchání v jednotlivých částech vrstvy se charakter pohybu materiálu mění z dokonalého míchání na nedokonalé míchání.

Dle mnohých pozorování se předpokládá, že míchání materiálu ve fluidní vrstvě se velmi blíží dokonalému míchání. Tudíž lze pro běžné provozní poměry u fluidních sušáren předpokládat dokonalé míchání materiálu. [11]

4.2.6. Výhody a nevýhody fluidní vrstvy

Mezi hlavní výhody můžeme zařadit to, že pevné částice jsou zcela obklopeny tekutinou a přenos tepla a hmoty je velmi intenzivní. Intenzivním promícháváním ve vrstvě se docílí rovnoměrného rozložení teploty i koncentrace částic, což usnadňuje automatickou regulaci procesu. Částice mohou být do vrstvy přiváděny nepřetržitě a nepřetržitě z ní odváděny. To je výhodné při ohřevu nebo ochlazování částic, a rovněž při jejich výměně, popř. regeneraci. Přestup tepla mezi fluidní vrstvou a vestavěným výměníkem je intenzivní, takže stačí menší teplosměnná plocha než u zařízení s nehybnou vrstvou. Aparáty s fluidní vrstvou jsou konstrukčně jednoduché, nemají žádné pohyblivé části. [7]

Nevýhodou intenzivního promíchávání ve vrstvě u kontinuálních zařízení je, že může vést k tomu, že se částice v aparátu zdrží obvykle nestejně dlouho. Kvalita produktu pak nebývá stejnoměrná a stupeň konverze je obvykle nižší. Drobivé materiály se často rozměňují na jemné částice, které bývají unášeny z fluidní vrstvy. V důsledku abrazivních účinků zrnité pevné fáze může docházet k rychlému opotřebení části zařízení. [7]

4.3. Spalování ve fluidní vrstvě

Ve fluidní vrstvě se spalují pevná paliva a fluidačním médiem je zde okysličovadlo (vzduch, recirkulované spaliny, kyslík,...). Při spalování biomasy tvoří vrstvu interní materiál (cca 90%) a palivo (10%). Fluidační medium je přiváděno přes distributor (obvykle tryskové dno) do spalovací komory.

Interní materiál zajišťuje tepelnou akumulaci, rovnoměrnou distribuci paliva a dostatečnou dobu setrvání v potřebných podmínkách (kontakt palivo-okysličovadlo).

Mezi hlavní výhody patří využitelnost široké škály paliv (limitem je charakter částic). Je to nízkoteplotní proces při teplotách 800-900 °C (dolní hranice je pro vyhořívání CO a C, horní limit je aglomerace popelovin/materiálu vrstvy). Další výhodou je možnost přidavku aditiv (řízení emisí). [8]

4.4. Druhy fluidních sušáren

4.4.1. Periodické fluidní sušárny

Vyznačují se tím, že materiál se do nich zavádí dávkově a stejně se také po skončení sušícího procesu vypouští. Při zachování vstupních parametrů se pak pozvolna zvyšuje jeho teplota a zmenšuje měrná vlhkost na výstupu ze sušárny. Proto se někdy s postupným vysoušením materiálu zmenšují hodnoty vstupních parametrů sušícího media, aby nedocházelo ke zbytečnému ohřevu materiálu. Periodicky pracující sušárny se nejčastěji používají tam, kde se sušený materiál často mění (farmacie, chemické provozy apod). Tyto sušárny lze použít i k sušení materiálů, které mají ve vlhkém a v suchém stavu značně rozdílné reologické vlastnosti. V takových případech bývají sušárny vybaveny mechanickými míchadly nebo zařízeními umožňujícími tlakové pulzace sušícího prostředí. [11]

4.4.2. Kontinuální fluidní sušárny

Tyto sušárny jsou zařazovány do výrobních linek, protože velká intenzita sušícího procesu, které se v nich dosahuje, umožňuje zkrátit sušení na dobu odpovídající ostatním technologickým operacím v kontinuální výrobní lince. [11]

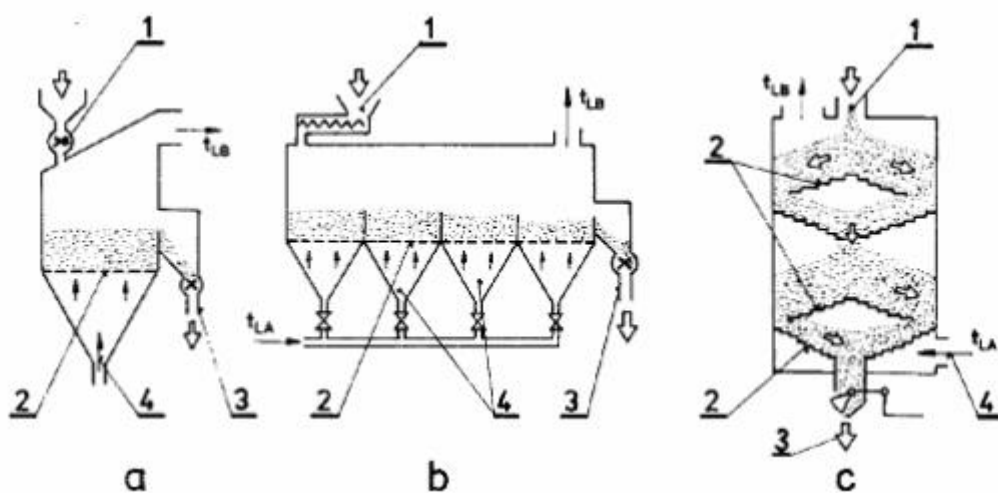
U kontinuálních sušáren se projevují dva mezní případy fluidního sušení:

- 4) Materiál s daným obsahem vlhkosti má takové zrnění a takovou měrnou hmotnost, že množství sušícího prostředí potřebné pro dosažení fluidního stavu nestačí k odvedení vlhkosti. Toto se dá vyřešit pomocí doplňkových topných ploch ve vrstvě fluidovaného materiálu.
- 5) Materiál má takovou měrnou hmotnost, že množství prostředí potřebné k udržení fluidního stavu vrstvy materiálu by nebylo na výstupu ze sušárny dostatečně nasyceno. V takovém případě se volí buď recirkulace sušícího prostředí, nebo menší rychlost proudění, než je prahová rychlost fluidace.

Tyto mezní případy jsou u kontinuálně pracujících fluidních sušáren řešeny komplexně s otázkou dávkování a odběru materiálu, rovnoměrného rozdělení sušícího prostředí a jeho odvodu ze sušárny. Existuje mnoho uspořádání například přívod a odvod materiálu protisměrný apod. [11]



Obrázek 15: Kontinuální fluidní sušárna [17]



Obrázek 16: Kontinuální fluidní sušárna: a-přívod a odvod materiálu nad vrstvou, b-sušící prostor se sekcemi, c-sušárna zrnitých materiálů).[18]

Na obrázku 16 je kontinuální fluidní sušárna. Materiál je podáván dávkovačem (1) na roštovou plochu(2), která je oddělena hradítky. Pod jednotlivými rošty jsou prostory(4) ve kterých proudí sušící medium. Rychlost sušícího media je různá – zmenšuje se směrem k výstupu materiálu. Sušený materiál přes tyto hradítka přepadává až k vyprazdňovacímu ústrojí(3). Obrázek C znázorňuje sušárnu se šikmými rošty. Tato sušárna je méně náročná na energie a má nižší tlakové ztráty. [18]

4.5. Přestup tepla a hmoty ve fluidní vrstvě

Fluidní vrstva má řadu společných vlastností s kapalinami, tak i přenos tepla a hmoty je obdobný jako u kapalin. V úvahu musíme brát přenos tepla mezi ponořenými tělesy, nebo stěnami fluidní komory. Na přenosu tepla se podílí kontaktní přenos tepla mezi teplosměnným povrchem a shluky částic v jeho blízkosti. V kombinaci s vedením tepla v mezní vrstvě plynu. Určitý vliv má také přenos tepla mezi částicemi a plynem. Matematické popsání těchto dějů je velice obtížné, a proto se hodnoty stanovují na základě experimentů. [19] [20]

4.5.1. Přestup tepla a hmoty mezi částicemi a plynem

Přestup tepla mezi částicemi hmoty a plynem může být definován základním vztahem [25]:

$$q = h_p A_p (T_p - T_g) \quad (19)$$

q [W]	předané teplo
h_p [W/m^2K]	součinitel přestupu tepla
A_p [m^2]	plocha jedné částice
T_p [K]	teplota částice
T_g [K]	teplota plynu

Důležitou veličinou je zde součinitel přestupu tepla h_p , který se u jedné částice pohybuje v rozmezí 1-700 W/m^2K . Součinitel přestupu tepla je funkcí mnoha proměnných, jako je například charakteristika částic, parametry fluidního lože, parametry sušárny atd. [25]

$$h_p = \frac{k_g}{d_p} Nu_p \quad (20)$$

k_g [W/mK]	tepelná vodivost
d_p [m]	průměr částice
Nu_p	Nusseltovo číslo

Pro výpočet Nusseltova čísla existuje mnoho korelací, které závisí na velikosti Reynoldsova čísla.

Bublující fluidní lože	
Velikost Re	Nusseltovo číslo
$0,1 \leq Re_p \leq 50$	$Nu_p = 0,0282 Re_p^{1,4} Pr_g^{0,33} \quad (21)$
$50 \leq Re_p \leq 1 \cdot 10^4$	$Nu_p = 1,01 Re_p^{0,48} Pr_g^{0,33} \quad (22)$

Tabulka 10: Hodnoty Re a Nu podle Handbook of industrial drying [25]

Velikost Re	Nusseltovo číslo
$0,1 \leq Re_p \leq 100$ Fixní lože	$Nu_p = 0,03 Re_p^{1,3} \quad (23)$
$100 \leq Re_p$	$Nu_p = 2 + 1,8 Re_p^{1/2} Pr_g^{1/3} \quad (24)$

Fixní lože a velké částice stejného rozměru	
---------------------------------------------	--

Tabulka 11: Hodnoty Re a Nu podle Kunii D., Levenspiel [6]

Vzorec pro Reynoldsovo a Prandtlovo číslo [6]:

$$Re = \frac{d_p u_o \rho}{\mu} ; Pr = \frac{C_p \mu}{k_g} \quad (25)$$

d_p [m]	průměr částice
u_o [m/s]	rychlost plynu
ρ [kg/m ³]	hustota plynu
μ [kg/m s]	dynamická viskozita
C_p [J/kg K]	měrná tepelná kapacita
k_g [W/m K]	tepelná vodivost

4.5.2. Přestup tepla mezi fluidní vrstvou a teplosměnným povrchem

Závislost součinitele přestupu tepla na mimovrstvové rychlosti v případě tzv. vnějšího přenosu tepla ve fluidní vrstvě má svůj charakteristický průběh. Tento průběh je kvalitativně podobný bez ohledu na to, zda jde o stěny fluidní komory, vodorovné či vertikální svazky trubek apod. Při mimovrstvové rychlosti $w_o > w_p$ hodnoty α poměrně rychle vzrůstají až k určitému α_{max} při tzv. optimální mimovrstvové rychlosti w_{opt} a pak s dále rostoucí mimovrstvovou rychlostí klesají. [19] [20]

$$Re_{opt} = \frac{w_{opt} \cdot d}{\nu} = \frac{Ar}{18 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (26)$$

Uvádí se i zjednodušený vztah

$$Re_{opt} = K \cdot \sqrt{Ar} \quad Ar > 10^3 \quad (27)$$

Konstanta K nabývá hodnot v rozmezí od 0,1 do 0,5. [20]

4.6. Výpočet fluidní sušárny

Jeho účelem je zjistit:

- 1) Množství tepla, které je třeba přivádět
 - 2) Hlavní rozměry sušárny, plocha roštu, zádrž vysoušeného materiálu
 - 3) Tlakovou ztrátu (ta je popsána v kapitole 4.2.4.)
- [11]

4.6.1. Statický výpočet sušícího procesu

Při statickém výpočtu sušícího procesu vycházíme z předpokladu, že veškeré změny jak sušícího prostředí, tak sušeného materiálu jsou výsledkem odstraňování vlhkosti z materiálu. Na základě zákona zachování energie můžeme sestavit rovnice vlhkostní a tepelné bilance. [11]

4.6.1.1. Vlhkostní bilance

Periodicky pracující sušárny

$$m_{LA} + m_W = m_{LB} \quad (28)$$

$m_{LA} [kg h^{-1}]$ hmotnost na vstupu
 $m_{LB} [kg h^{-1}]$ hmotnost na výstupu
 $m_W [kg h^{-1}]$ množství vlhkosti

Při periodickém sušení není rozdíl hmotností m_W stálý, během sušení se neustále zmenšuje a po určité době je nulový, to znamená konec sušícího procesu. Množství odpařené vlhkosti se pak počítá takto [11]:

$$\Delta M_W = M_{MA} - M_{MB} \quad (29)$$

$M_{MA} [kg]$ počáteční hmotnost materiálu
 $M_{MB} [kg]$ konečná hmotnost materiálu

Počáteční a konečnou hmotnost lze podle definice hmotnosti vyjádřit vztahem [11]

$$M_{MA} = M_{MS} (1 + u_A) \quad (30)$$

$$M_{MB} = M_{MS} (1 + u_B) \quad (31)$$

$u_A [kg kg^{-1}]$ počáteční měrná vlhkost
 $u_B [kg kg^{-1}]$ konečná měrná vlhkost

Vlhkostní bilanci periodicky pracující sušárny pro celý sušící proces pak lze psát ve tvaru [11]

$$M_{LS}x_A + M_{MS}u_A = M_{LS}x_{Bstř} + M_{MS}u_B \quad (32)$$

$x_{Bstř}$ střední hodnota měrné vlhkosti odcházejícího prostředí během celého sušícího procesu
 $x_A [kg kg^{-1}]$ měrná vlhkost sušícího prostředí na vstupu
 $M_{LS} [kg]$ hmotnost sušícího prostředí
 $M_{MS} [kg]$ hmotnost sušiny

Kontinuálně pracující sušárny

Od periodicky pracujících sušáren se liší tím, že v ustáleném stavu je rozdíl hmotnosti na vstupující a vystupující vlhkosti nulový. Vztah pro tuto bilanci je tedy [11]

$$\Delta m_w = m_{MA} \frac{u_A - u_B}{1 + u_A} \quad (33)$$

resp.

$$\Delta m_w = m_{MA} \frac{u_A - u_B}{1 + u_A} \quad (34)$$

$\Delta m_w [kg h^{-1}]$ rozdíl množství vlhkosti na vstupu a výstupu

m_{MA} [$kg\ h^{-1}$]	počáteční hmotnost materiálu
u_A [$kg\ kg^{-1}$]	počáteční měrná vlhkost
u_B [$kg\ kg^{-1}$]	konečná měrná vlhkost

4.6.1.2. Tepelná bilance

Tepelná bilance sušícího procesu vychází ze zákona zachování energie, tj. zahrnuje všechny změny energie spojené se vznikem nebo ztrátou tepla nebo mechanické práce. [11]

Periodicky pracující sušárny

$$Q_{LA} + Q_T + Q_{MA} + Q_{vent} = Q_{LB} + Q_{MB} + Q_{ztr} + Q_K \pm Q_R \quad (35)$$

Q_{LA} [J]	teplo přivedené sušícím prostředím
Q_T [J]	spotřebované teplo
Q_{MA} [J]	teplo přivedené materiálem
Q_{vent} [J]	práce ventilátoru
Q_{LB} [J]	teplo odvedené sušícím prostředím
Q_{MB} [J]	teplo odvedené materiálem
Q_{ztr} [J]	tepelné ztráty sušárny
Q_K [J]	tepelné ztráty ohřátím konstrukce zařízení
Q_R [J]	teplo spotřebované chemickou reakcí

[11]

Kontinuálně pracující sušárny

$$l_{LS}(i_{LA} - i_{LB}) = (q_{MB} - q_{MA}) + q_{ztr} - q_{vent} \pm q_R \quad (36)$$

l_{LS}	měrná spotřeba suchého sušícího media
i_{LA} [J kg^{-1}]	entalpie vstupujícího sušícího media
i_{LB} [J kg^{-1}]	entalpie odcházejícího sušícího media
q_{MA} [J h^{-1}]	teplo přivedené materiálem
q_{MB} [J h^{-1}]	teplo odvedené materiálem
q_{ztr} [J h^{-1}]	tepelné ztráty sušárny
q_{vent} [J h^{-1}]	práce ventilátoru
q_R [J h^{-1}]	teplo spotřebované chemickou reakcí

Pro samotný návrh v pozdější kapitole nebudeme uvažovat ztráty a práci ventilátoru.

Pravá strana rovnic představuje odchylku průběhu sušícího procesu u skutečné sušárny od izoentropického průběhu sušárny teoretické. Pravou stranu můžeme označit jako Δq a přepsat rovnici do tvaru [11]

$$i_{LA} - i_{LB} = \frac{\Delta q}{l_{LS}} \quad (37)$$

i_{LA} [J kg^{-1}]	entalpie vstupujícího sušícího media
i_{LB} [J kg^{-1}]	entalpie odcházejícího sušícího media

l_{LS} měrná spotřeba suchého sušícího media

4.6.2. Vlastní výpočet sušárny

Po statickém výpočtu fluidní sušárny (jímž zjistíme potřebné množství sušícího prostředí) určíme nejprve mimovrstvovou rychlost sušícího prostředí v . Ta se obvykle volí jako dvojnásobek až trojnásobek prahové rychlosti fluidace v_0 , aby bylo dosaženo intenzivního víření částic ve vrstvě. Prahovou rychlost fluidace spočítáme podle vztahů v kapitole 4.2.2. [11]

Z vypočtené rychlosti sušícího prostředí $v_A [m s^{-1}]$ a průtočného množství $m_{LA} [kg s^{-1}]$ pak určíme celkovou plochu roštu

$$S = \frac{m_{LA}}{v_A \rho_{LA}} [m^2] \quad (38)$$

Pro výpočet hmotnosti zádrže materiálu v sušárně $M_M [kg]$ (hmotnost materiálu trvale přítomného v zařízení u sušáren s nepřerušovaným provozem) je popsáno několik možností. [11]

4.6.2.1. Výpočet zádrže z měrné odpařivosti

Nejjednodušší způsob výpočtu výšky zádrže materiálu H vychází z měrné odpařivosti.

$$H = \frac{m_W}{S \cdot O_V} [m] \quad (39)$$

$$O_V = \frac{O_S}{H} \quad (40)$$

$m_W [kg s^{-1}]$	hmotnost vlhkosti odpařené za jednotku času
$O_V [kg m^{-3} s^{-1}]$	měrná odpařivosti vztažena na jednotku vrstvy
$O_S [kg m^{-2} s^{-1}]$	měrná odpařivosti vztažená na jednotku plochy roštu
$S [m^2]$	celková plocha roštu

Hmotnost zádrže materiálu je pak dána vztahem [11]

$$M_M = HS\rho_M(1 - \varepsilon) [kg] \quad (41)$$

$\varepsilon [-]$	mezerovitost
$\rho_M [-]$	hustota materiálu

Při výpočtu zde existují zde 2 mezní případy:

- Pokud má materiál v daném vlhkostním vztahu takové vlastnosti, že množství sušícího prostředí potřebné pro dosažení fluidního stavu nestačí k odvádění vlhkosti. Vychází nám malá prahová rychlost fluidace a tím malá rychlost sušícího prostředí. Tím pádem je vypočtená plocha roštu pro průtok sušícího prostředí moc velká. Pak ani není možné dodržet minimální výšku vrstvy H . Tento případ se řeší pomocí doplňkových topných ploch do vrstvy fluidovaného materiálu.
- Materiál má takové fluidodynamické vlastnosti, že množství sušícího prostředí potřebné k udržení fluidního stavu vrstvy o výšce nezbytné z hlediska homogenity fluidace by nebylo dostatečně nasyceno. Zde se volí buď recirkulace sušícího prostředí, nebo menší provozní rychlost sušícího prostředí, než je prahová rychlost fluidace. Použije se též šikmý rošt nebo doplňková síla, která zajistí dosažení fluidního stavu (např. vibrační rošt). [11]

4.6.2.2. Výpočet zádrže z povrchu částic přítomných ve vrstvě

Další způsob je založen na výpočtu potřebného povrchu částic ve vrstvě $\Sigma S [m^2]$, nezbytného pro odpaření požadovaného množství vlhkosti za časovou jednotku $m_W [kg s^{-1}]$. [11]

$$m_W = \Sigma S \beta_x \Delta x \quad (42)$$

$$\Delta x = \frac{(x_A - x'') - (x_B - x'')}{\log \frac{x_A - x''}{x_B - x''}} \quad (43)$$

$\Delta x [kg kg^{-1}]$ střední logaritmický spád měrných vlhkostí sušícího prostředí mezi povrchem vysušených částic (v úseku povrchového odpařování odpovídá povrchu vysušených částic měrná vlhkost příslušející teplotě adiabatického sycení vzduchu x'')

$x_A [kg kg^{-1}]$ měrná vlhkost na vstupu z fluidní vrstvy
 $x_B [kg kg^{-1}]$ měrná vlhkost na výstupu z fluidní vrstvy

$\beta_x [kg m^{-2} s^{-1}]$ součinitel přenosu hmoty vztažený na rozdíl měrných vlhkostí sušícího prostředí

$$\Sigma S = M_M \cdot s \quad [m^2] \quad (44)$$

$s [m^2 kg^{-1}]$ měrný povrch vysušeného materiálu
 $M_M [kg]$ hmotnost zádrže materiálu

Hmotnost zádrže materiálu bude tedy podle dvou předešlých vztahů

$$M_M = \frac{m_W}{\beta_x \cdot \Delta x \cdot s} [kg] \quad (45)$$

Při výpočtu se pracuje se středními hodnotami, takže nelze s dostatečnou přesností zachytit změnu jednotlivých parametrů sušení v průběhu sušícího děje a ani vliv odlišných podmínek sušení v úseku s klesající rychlostí sušení není ve výpočtu zahrnut. [11]

4.6.2.3. Výpočet zádrže z mezní křivky sušení a rozdělení doby pobytu částic ve vrstvě

Další metoda pro výpočet zádrže materiálu ve fluidní vrstvě vychází z mezní křivky sušení a z rozdělení doby pobytu částic ve vrstvě.

Řešení je provedeno pro tyto předpoklady [11]:

- 1) Hmotnost materiálu při průchodu sušárnou se mění o odpařenou vlhkost.
- 2) Intenzita sušení všech částic během jejich průchodu fluidní vrstvou je stejná. Hmotnost částice se zmenšuje o odpařenou vlhkost. Změna vlhkosti materiálu v závislosti na čase je dána křivkou sušení.
- 3) Distribuční funkce doby pobytu částic nezávisí na hmotnosti částic. Tuhý materiál je tvořen velkým počtem malých částic. Fluidní tekutina na výstupu z vrstvy neodnáší sebou žádné tekuté prostředí.

Pro průtočné množství materiálu vystupujícího ze sušárny byl za těchto předpokladů odvozen vztah [11]

$$m_{MB} = \frac{m_{MA}}{(1 + u_A)} \left[1 + \int_0^\infty E(\tau) u(\tau) dx \right] \quad (46)$$

m_{MA} [kg s⁻¹] množství materiálu vstupujícího do sušárny
 m_{MB} [kg s⁻¹] množství materiálu vystupujícího ze sušárny
 u_A [kg kg⁻¹] počáteční měrná vlhkost
 $u(\tau)$ mezní sušící křivka

$E(\tau)$ je jedna z matematických statistických funkcí, která je vztažená na hypotetický případ, kdy se hmotnost materiálu při průchodu sušárnou nemění. Její hodnoty vidíme v tabulce 12 a 13.

$F(\tau) = 0$ pro $0 < \tau < \bar{\vartheta}_E$ $F(\tau) = 1$ pro $\tau \geq \bar{\vartheta}_E$ $E(\tau) = \infty$ pro $\tau = \bar{\vartheta}_E$ $E(\tau) = 0$ pro $\tau \neq \bar{\vartheta}_E$	$L(\tau) = \frac{m}{M}$ pro $0 < \tau \leq \bar{\vartheta}_E$ $L(\tau) = 0$ pro $\tau > \bar{\vartheta}_E$ $K(\tau) = \infty$ pro $\tau = \bar{\vartheta}_E$ $K(\tau) = 0$ pro $\tau \neq \bar{\vartheta}_E$
$HB = 0$	

Tabulka 12: Charakteristické veličiny pro pístový tok [11]

$F(\tau) = K(\tau) = 1 - \exp(-\tau/\bar{\vartheta}_E)$ $E(\tau) = L(\tau) = \frac{1}{\bar{\vartheta}_E} \exp(-\tau/\bar{\vartheta}_E)$ $HB = e^{-1} = 0,367\ 879$

Tabulka 13: Charakteristické veličiny pro dokonalé míchání [11]

Poměr průtočného množství vstupujícího a vystupujícího materiálu lze vyjádřit pomocí měrné vlhkosti materiálu. [11]

$$\frac{m_{MB}}{m_{MA}} = \frac{1 + u_B}{1 + u_A} \quad (47)$$

m_{MA} [kg s⁻¹] množství materiálu vstupujícího do sušárny
 m_{MB} [kg s⁻¹] množství materiálu vystupujícího ze sušárny
 u_A [kg kg⁻¹] počáteční měrná vlhkost
 u_B [kg kg⁻¹] výstupní měrná vlhkost

Pro střední vlhkost materiálu na výstupu ze sušárny pak z předešlých vztahů dostáváme výraz

$$u_B = \int_0^\infty E(\tau) u(\tau) dx \quad (48)$$

Z tohoto vztahu můžeme vypočítat hmotnost zadržky M_M , pokud známe mezní sušící křivku $u(\tau)$ a průběh funkce $E(\tau)$, nebo při dané zadržce materiálu M_M pro výpočet vlhkosti materiálu u_B . [11]

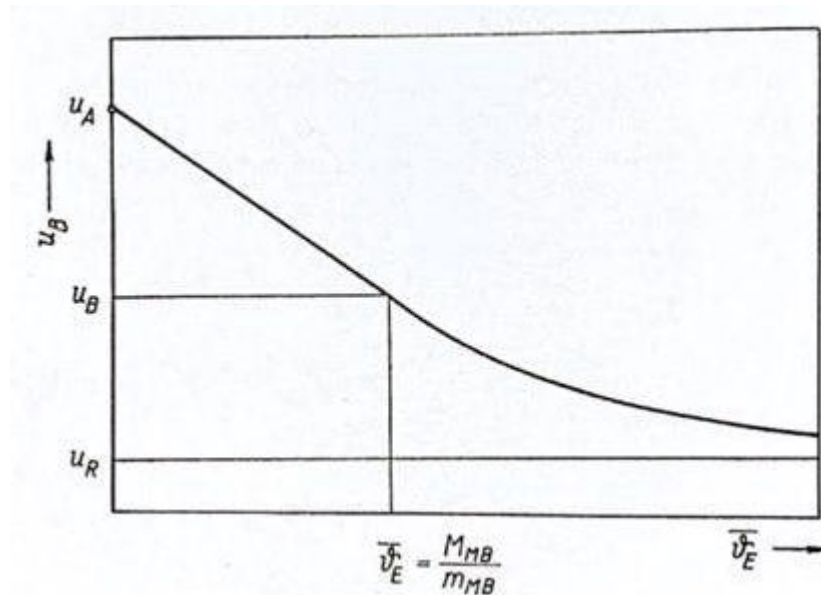
Jak již bylo zmíněno, charakter míchání materiálu ve fluidní vrstvě se blíží dokonalému míchání. Dosadíme tedy z tabulky 8 za $E(\tau)$, dostaneme [11]

$$u_B = \frac{1}{\bar{\vartheta}_E} \int_0^{\infty} u(\tau) \exp\left(-\frac{\tau}{\bar{\vartheta}_E}\right) d\tau \quad (49)$$

Střední doba setrvání materiálu v sušárně je určena výrazem

$$\bar{\vartheta}_E = \frac{M_{MA}}{m_{MA}} = \frac{M_{MB}}{m_{MB}} \quad (50)$$

Dále již můžeme určit závislost u_B na $\bar{\vartheta}_E$. Z ní pak lze pro požadovanou střední vlhkost materiálu na výstupu ze sušárny u_B určit $\bar{\vartheta}_E$ a tím při daném výkonu sušárny dostáváme hmotnost zadrž M_{MB} . [11]



Obrázek 17: Obecný průběh funkce $u_B(\bar{\vartheta}_E)$ [11]

4.7. Rozdělení fluidních sušáren

Typů fluidních sušáren existuje velké množství. Z tohoto rozdělení vybereme nejvhodnější typy pro naši aplikaci s dřevní štěpkou

Pracovní kritéria	Typ sušárny	Další rozdělení
Pracovní režim	Periodická	
	Kontinuální	Přívod a odvod materiálu protisměrný (well-mixed)
		S postupným tokem
		Jednostupňové
		Vícestupňové
		Hybridní/kombinované
Různý režim toku	Well-mixed	
	S postupným tokem	
	Cirkulující	
	Hybridní	Vícestupňové
		Hybridní/kombinované
Pracovní tlak	Podtlakové	
	Atmosférické	
	Přetlakové	
Tok fluidizačního plynu	Kontinuální	
	Pulzující	
Teplota fluidizačního plynu	Konstantní	
	Časově závislá	Klesající
		Rostoucí
		Periodická (~)
Kombinovaná		
Způsob přestupu tepla	Konvektivní	
	Konvektivní/konduktivní	
	Kontinuální	
	Přerušovaný	
Způsob fluidace	Pneumatická (tok plynu)	Jednoduchá
		Cirkulující
	S tryskami	Tryskový
		Recirkulační
	S mechanickým mícháním	Vibrační
	S přídatným zařízením	Míchání
		Rotační
		Mikrovlnná plocha
Magnetické		
Typ materiálu	Částice	Skupina A a B (nejběžnější, konvenční fluidní sušárny)
		Skupina C (vibrační, s přídatným zařízením)
		Skupina D (vibrační, tryskové, s přídatným zařízením)

	Pasty, suspenze	S tryskami
Fluidizační medium	Horký vzduch	
	Přehřátá pára	
	Vzduch o teplotě blízké bodu mrazu odpařující kapaliny	

Tabulka 14: Rozdělení fluidních sušáren [25]

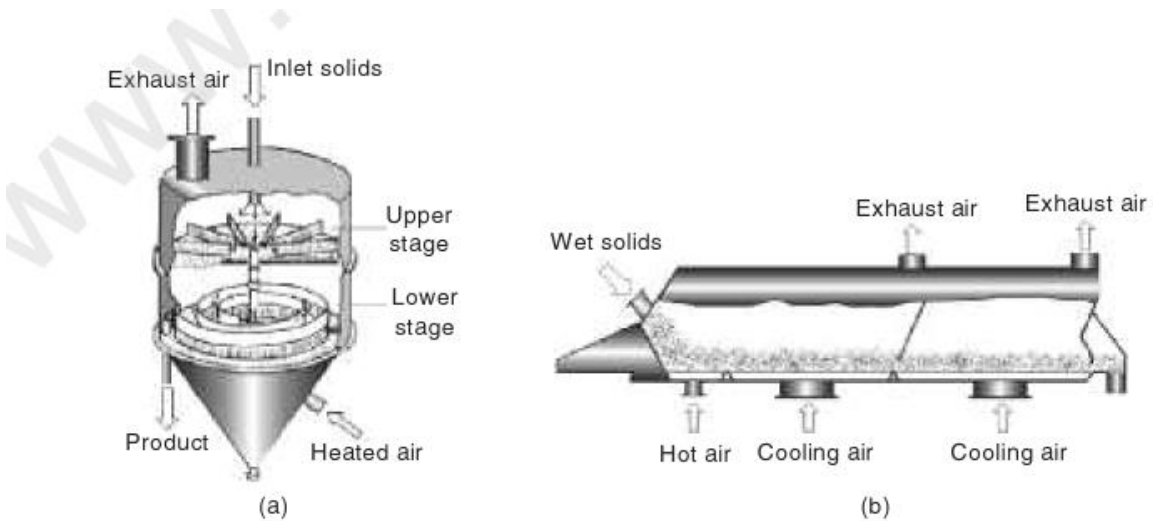
K podrobnějšímu popsání jsem dle tabulky 14 vybral sušárnu vícestupňovou, vibrační, tryskovou, s přídatným zařízením a nejběžnější typ kontinuální fluidní sušárny well-mixed.

4.7.1. Popis typů fluidních sušáren

V této kapitole jsou popsány vybrané druhy kontinuálních fluidních sušáren.

4.7.1.1. Vícestupňová fluidní sušárna

Tato sušárna je výhodná zejména tím, že může provádět více operací. Proto má široké pole využití různých materiálů, od malých až po velké částice. Může se zde kombinovat několik typů fluidního sušení (typů fluidních sušáren). Například první stupeň může být kontinuální fluidní systém, kde je přívod a odvod materiálu protisměrný a druhý stupeň systém s postupným tokem. Pro každou aplikaci můžeme nakombinovat proces dle potřeb. [25]

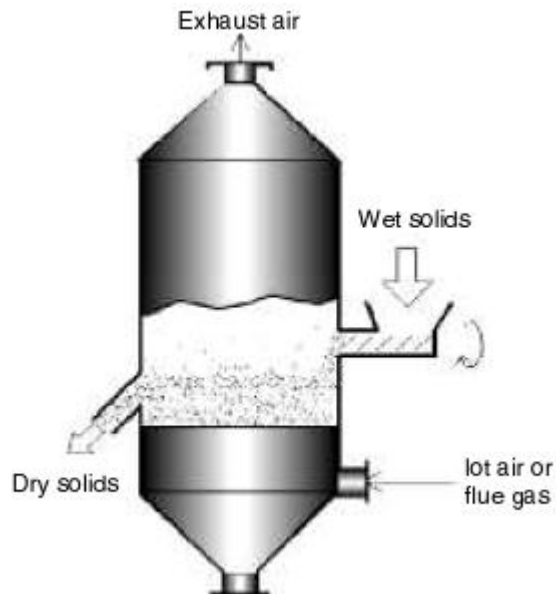


Obrázek 18: Dvoustupňové fluidní sušárny. a) Horní patro well-mixed fluidní lože, dolní s postupným tokem. b) první stupeň suška, druhý chladič [25]

4.7.1.2. Kontinuální fluidní sušárna, kde je přívod a odvod materiálu protisměrný (well-mixed)

U této sušárny je přívod a odvod materiálu protisměrný. Jedná se o v průmyslu nejběžněji používanou fluidní sušárnu. Uvnitř sušárny je fluidní vrstva dokonale promíchávána. Teplota fluidního lože se rovná teplotě plynu. Nevýhodou je, že doba zdržení částic je velmi široká, což vede k širší škále obsahu vlhkosti. Výhodou je, že se přiváděný materiál kontinuálně zavádí do fluidního lože relativně suchých částic, přináší to lepší fluidovatelnost a lepší kvalitu fluidizace. Přívod nad vrstvou vysoušeného materiálu a odvod těsně nad roštem. K dávkování vlhkého

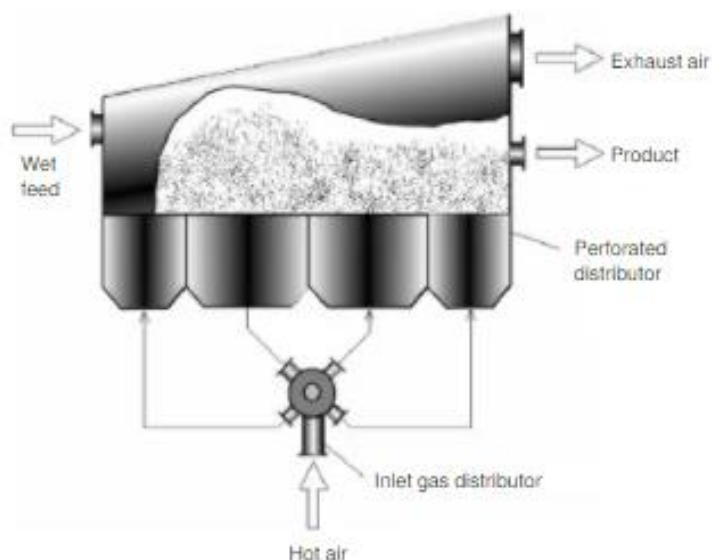
materiálu se nejčastěji používá šnekových, talířových, vibračních nebo pneumatických podavačů. Odvod je řešen přepadem nebo šnekovým podavačem. [25]



Obrázek 19: Well-mixed fluidní sušárna [25]

4.7.1.3. Fluidní sušárny s pulzujícím ložem

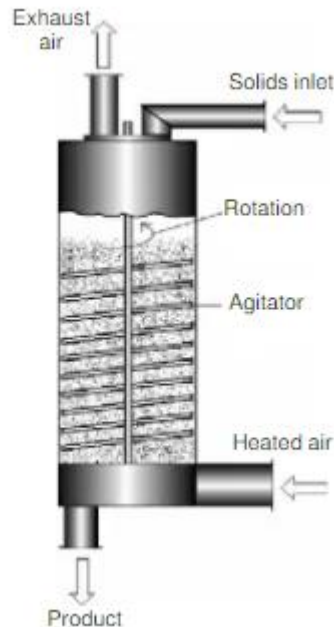
Fluidní sušky s pulzujícím ložem se používají pro překonání problému s omezenou velikostí částic. Pulzováním proudu fluidizačního plynu se buď může fluidovat celé lože nebo se může vystavit proměnlivé rychlosti plynu pouze jeho část. To přispívá k efektivní úspoře nákladů na energii a lepšímu výkonu sušení, aniž by to ovlivnilo kvalitu a fluidizace a výkon procesu nebo přidalo další kapitálové náklady. Při dávkovém sušení se u větších částic (skupina D) ukázalo, že přerušované tryskání lože s rotujícím tryskajícím paprskem snižuje spotřebu energie pouze s nepatrným prodloužením doby sušení. [25]



Obrázek 20: Fluidní sušárna s pulzujícím ložem [25]

4.7.1.4. Fluidní sušárny s mechanickým mícháním

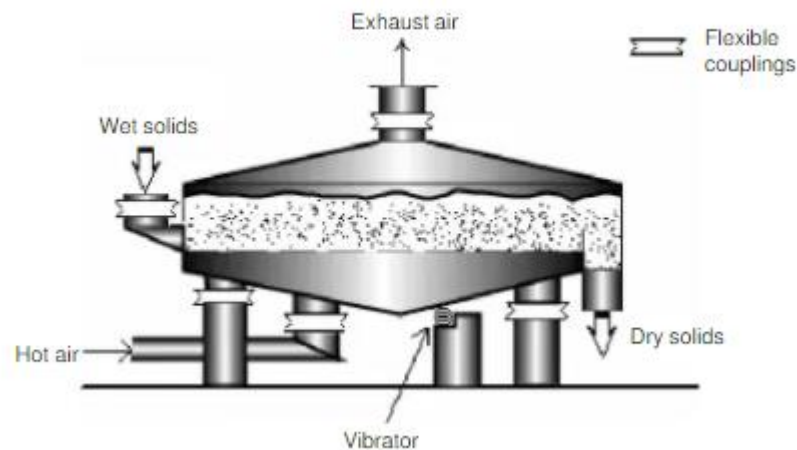
Dalším způsobem, jak zlepšit kvalitu fluidizace, je přidat do lože mechanické míchadlo. Díky tomu se vytvoří homogenní fluidní lože bez tvorby velkých bublin. Tyto sušárny jsou také vhodné pro sušení past a jiných materiálů složených z jemných částic. [25]



Obrázek 21: Fluidní sušárna s mechanickým mícháním [25]

4.7.1.5. Fluidní sušárny s vibračním fluidním ložem

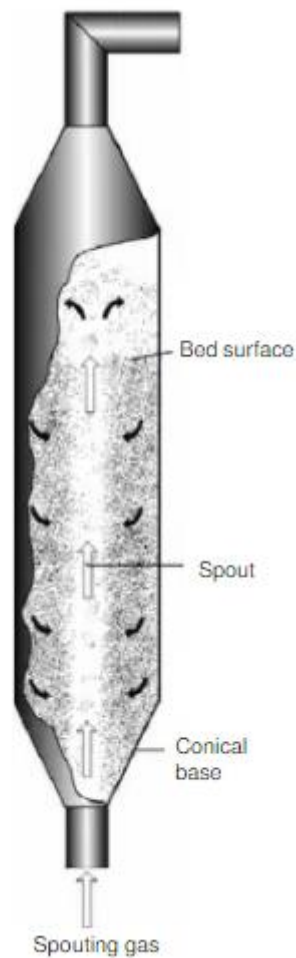
Vibrace v kombinaci s proudem vzduchu umožňuje plynulou fluidizaci částic. Tento způsob sušení je vhodný pro materiály skupiny D i pro ty, kde nemůžeme zajistit malé rozmezí velikosti částic. Minimální rychlost fluidace je podstatně nižší než u konvenční fluidní sušárny. Tím se také minimalizují abrazivní účinky mezi částicemi navzájem a stěnou. Tuto aplikaci lze proto použít i pro křehké, abrazivní nebo tepelně citlivé materiály. Také je zde zamezeno unášení jemných částic. U těchto sušek se většinou používá postupného toku plynu. Vibrační lože bývají nízká, protože vibrační účinek se vzdáleností klesá. [25]



Obrázek 22: Fluidní sušárny s vibračním fluidním ložem [25]

4.7.1.6. Fluidní sušárna se sušícími tryskami

Sušící trysky jsou velmi vhodné pro sušení velkých částic (částice typu D, větší než 5 mm), které jsou jinak obtížně fluidovatelné. Vysokou rychlostí plynu, který vychází z trysek, se transportují částice ze spodu lože na jeho povrch. Další tryska na povrchu lože vrhá částice do jeho středu. Po ztrátě hybnosti tyto částice padají zpět na dno lože. Tato akce se velmi podobá fontánující fluidní vrstvě a díky tomu se tvoří dobré míchání. Vytvoří se tak cyklický proud částic. Existuje mnoho různých variant a uspořádání trysek (periodicky pracující trysky, oscilující trysky,...) [25]



Obrázek 23: Fluidní sušárna se sušícími tryskami [25]

4.7.2. Shrnutí

Mezi vhodné typy fluidních sušáren pro dřevní štěpku, která má velikost částic 50-250 mm a patří tak do skupiny částic typu D (Geldart), patří sušárna s vibračním ložem, pulzujícím ložem, s mechanickými míchadly a nebo se sušícími tryskami.

V následující tabulce přiřadíme rovnice pro přestup tepla k vybraným sušárnám.

Typ sušárny	Typ fluidního lože	Příslušná rovnice pro přestup tepla	
Fluidní sušárna s pulzujícím ložem	Bublinkující („obyčejné“ fl. lože)	$0,1 \leq Re_p \leq 50$	$Nu_p = 0,0282 Re_p^{1,4} Pr_g^{0,33}$
Fluidní sušárna se sušícími tryskami		$50 \leq Re_p \leq 1 \cdot 10^4$	$Nu_p = 1,01 Re_p^{0,48} Pr_g^{0,33}$
Fluidní sušárna s vibračním ložem	Fixní (míchání pomocným pohybem, silou)	$0,1 \leq Re_p \leq 100$	$Nu_p = 0,03 Re_p^{1,3}$
Fluidní sušárna s mechanickým mícháním		$100 \leq Re_p$ Velké částice stejného rozměru.	$Nu_p = 2 + 1,8 Re_p^{1/2} Pr_g^{1/3}$

Tabulka 15: Přiřazení rovnice přestupu tepla k typu sušárny

5. Experimentální fluidace dřevní štěpky

V experimentálním zařízení jsme fluidovali 5 různých druhů dřevní štěpky. Jednalo se o buk ve třech různých velikostech a olši ve dvou různých velikostech. Tyto druhy dřevní štěpky jsou jednak rozdílné velikostí, ale i hustotou, protože bukové dřevo má větší hustotu než olšové. Měření bylo provedeno pro 2 různé distributory. Cílem měření je zjistit jak dané materiály fluidují ve fluidní komoře klasické konstrukce používané pro fluidaci materiálů skupiny B, která odpovídá sušárně s konstrukcí klasické kontinuální sušárny (kap. 4.7.1.2.) a dále vyhodnotit závislost tlakové ztráty fluidní vrstvy na rychlosti proudění.

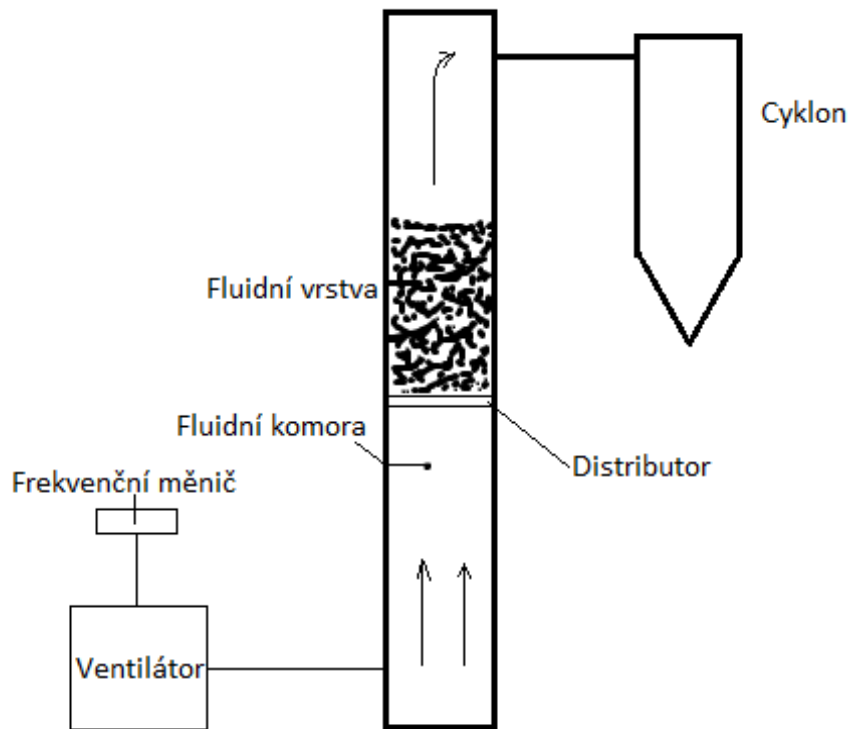


Obrázek 24: Pytle s dřevní štěpkou

5.1. Popis zařízení

Zařízení se skládá z fluidní komory obdélníkového tvaru. Výška zařízení je přibližně 2 metry a vnitřní rozměry komory jsou 149 x 222 mm. Vzduch je do komory hnán ventilátorem, který se reguluje pomocí frekvenčního měniče. Vzduch do zařízení proudí přes distributor, který je umístěn v prostřední části komory přímo pod fluidovanými materiálem. Další součástí zařízení je pevný odlučovač částic – cyklon, do kterého proudí vzduch z tubusu. Ten zajišťuje, aby úletové částice neunikaly do okolí.

Dále jsou zde umístěna také měřicí zařízení, pomocí kterých měříme tlakovou ztrátu fluidní vrstvy, rychlost proudění vzduchu a množství proudícího vzduchu.



Obrázek 25: Schéma zařízení



Obrázek 27: Zařízení pro fluidaci



Obrázek 26: Zařízení pro fluidaci

5.1.1. Distributory

Pro měření byly použity 2 různé distributory. Liší se počtem a velikostí otvorů, kterými proudí vzduch. Distributor 1 má 2 typy otvorů konického tvaru, distributor 2 má všechny otvory stejné. Na distributorech leží fluidní vrstva a proudí přes ně vzduch pro fluidaci.

	Distributor 1	Distributor 2	
Počet otvorů	Větší – 40 Menší – 25	217	
Průměr otvoru	Větší	Horní průměr – 9 mm	2 mm
		Spodní průměr – 3 mm	
	Menší	Horní průměr – 9 mm	
		Spodní průměr – 2 mm	
Tloušťka distributoru	4 mm	5 mm	

Tabulka 16: Parametry distributorů



Obrázek 29: Distributor 1

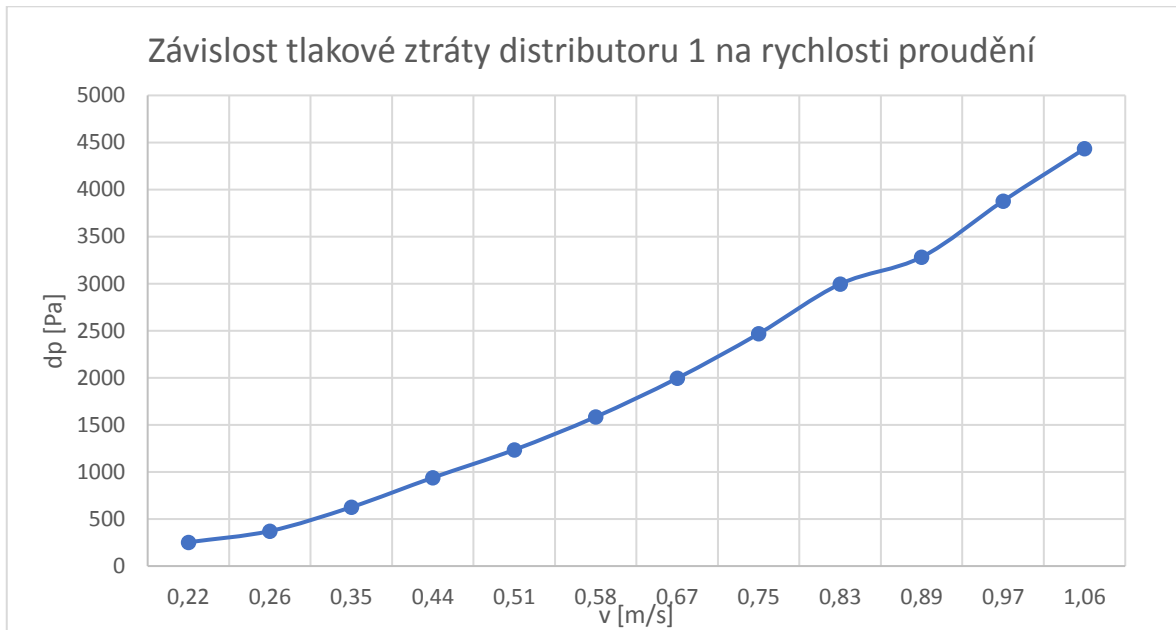


Obrázek 28: Distributor 2

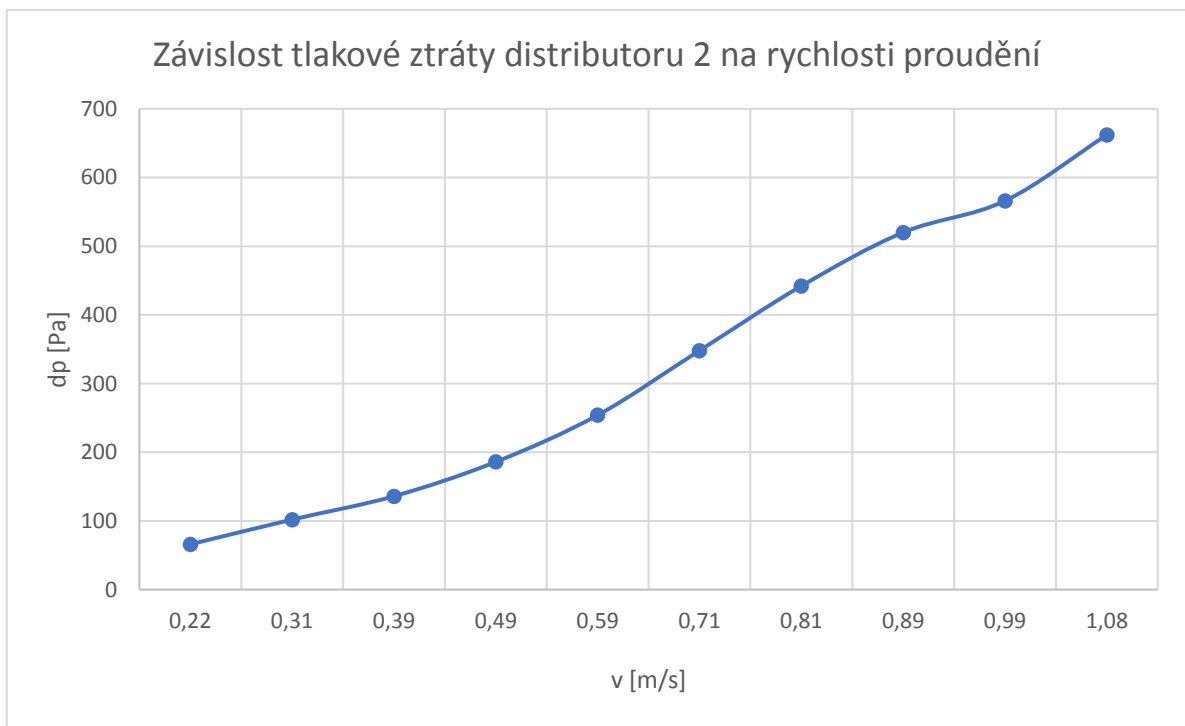
5.1.1.1. Porovnání distributorů

Při měření jsme pozorovali několik rozdílů mezi distributory. U distributoru 2 se spodní vrstvy materiálu moc nepromíchávaly a celkově se ve vrstvě tvořilo více menších kanálků. U distributoru 1 bylo pozorováno celkově lepší promíchávání celého objemu vrstvy. Z grafů níže vyplývá, že distributor 2 má menší tlakovou ztrátu.

Závislost tlakové ztráty distributorů na rychlosti proudění



Graf 1: Závislost tlakové ztráty na rychlosti proudění distributor 1



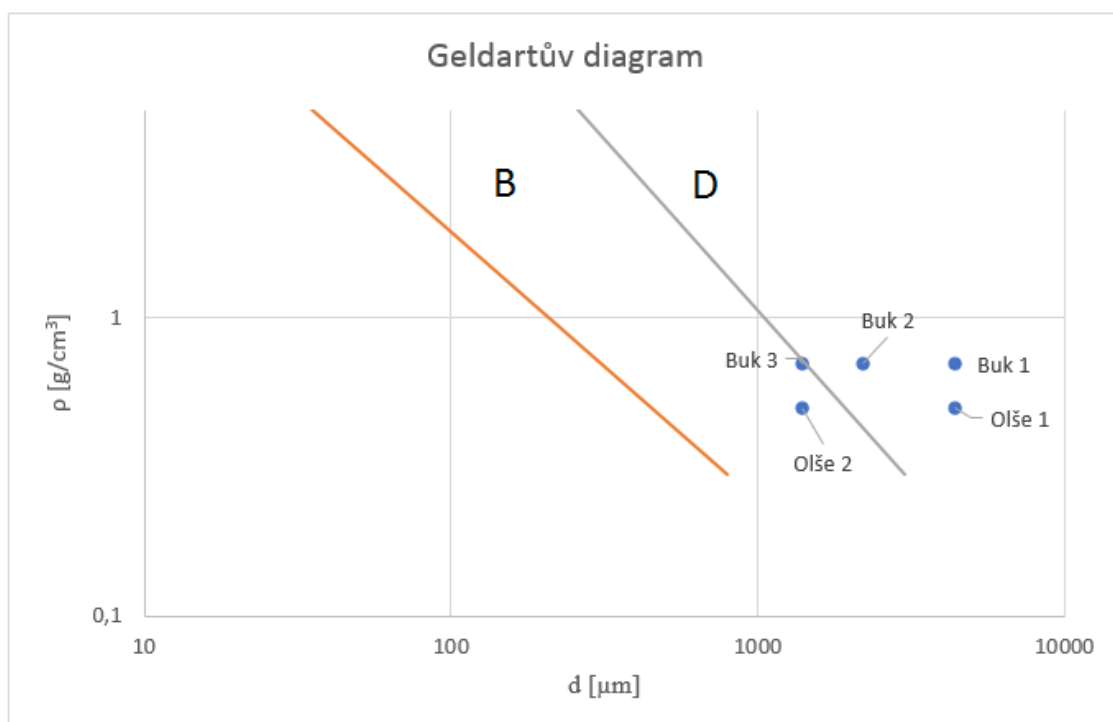
Graf 2: Závislost tlakové ztráty na rychlosti proudění distributor 2

5.2. Postup měření

Nejprve se odšroubuje horní víko komory a nasype se do ní 1,5 kg dřevní štěpky. Materiál promícháme, abychom získali rovnoměrnou hladinu vrstvy. Uzavřeme komoru a zapneme ventilátor. Pomocí frekvenčního měniče měníme množství proudícího vzduchu přibližně v 30s intervalech. Frekvence byla zvyšována postupně po 3 Hz od hodnoty 10 Hz do max hodnoty 41 Hz. Nejprve zvyšujeme na mezní hodnotu a pak snižujeme zpět na nulu. Naměřená data se automaticky uloží do počítače. Totéž opakujeme pro všechny druhy dřevní štěpky.

5.3. Zpracování naměřených dat

5.3.1. Geldartův diagram fluidovaných druhů dřevní štěpky



Graf 3: Geldartův diagram fluidovaných druhů dřevní štěpky

Jak můžeme vidět v Geldartově diagramu (graf č. 3) tak buk 3 a olše 2 jsou v oblasti B, to znamená, že by po dosažení prahové rychlosti fluidace mělo dojít k vytvoření stacionární bublinkové fluidní vrstvy. Zbylé materiály (buk 1, buk 2 a olše 1) spadají do kategorie D, neboli těžko fluidovatelných materiálů. Vrstva by měla tvořit velké bubliny a kanály.

Očekáváme tedy, že materiály buk 3 a olše 2 budou dobře fluidovat, olše 2 by měla fluidovat nejlépe a zbylé materiály by měli fluidovat špatně. Uvidíme v následujících kapitolách, zda byl předpoklad správný.

5.3.2. Parametry dřevní štěpky – distributor 1

Druh	Buk 1	Buk 2	Buk 3	Olše 1	Olše 2
Velikost [mm]	2x8x16	1x4x8	0,75x2x4	2x8x16	0,75x2x4
Hustota [kg/m ³]	760	760	760	525	525
Hmotnost vrstvy [kg]	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Výška vrstvy [mm]	160	165	165	210	220

Frekvence ventilátoru – první profuk [Hz]	32	26	20	25	18
Rychlost proudění při této frekvenci [m/s]	0,77	0,58	0,42	0,57	0,32
Frekvence ventilátoru – začátek fontánového efektu [Hz]	35	29	23	34	19
Rychlost proudění při této frekvenci [m/s]	0,85	0,67	0,52	0,83	0,4

Tabulka 17: Naměřené hodnoty dřevní štěpky

Rozsah měření frekvence ventilátoru	[Hz]
Min	10
Max	41

Tabulka 18: Rozsah frekvence ventilátoru

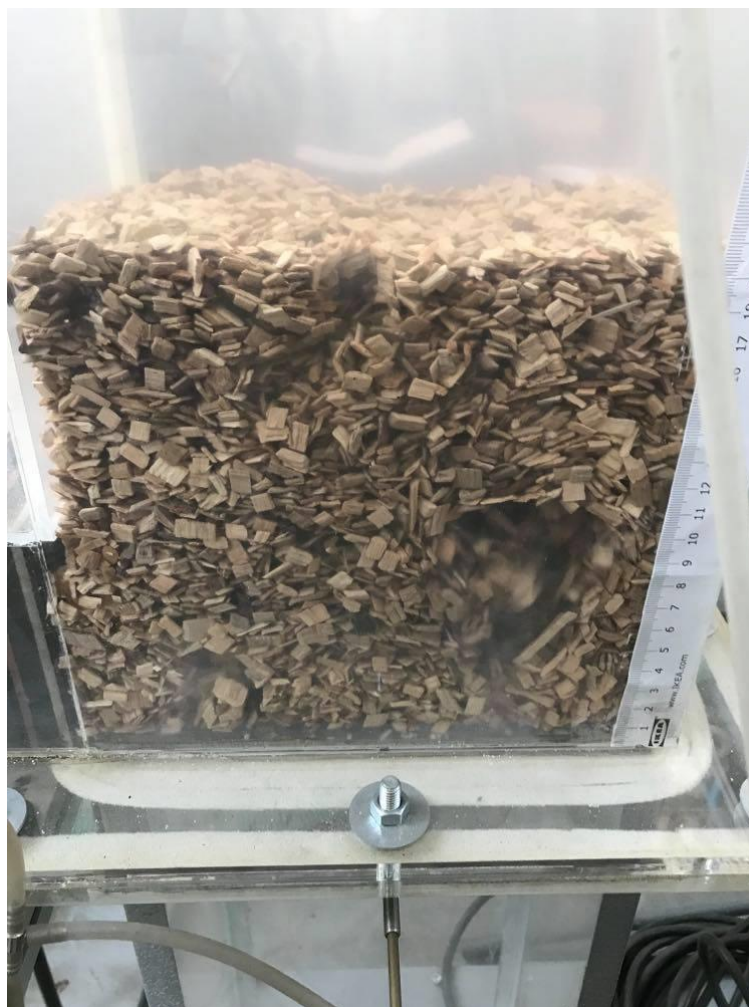
5.3.2.1. Popis chování materiálu a závislost tlakové ztráty na rychlosti proudění

Buk 1

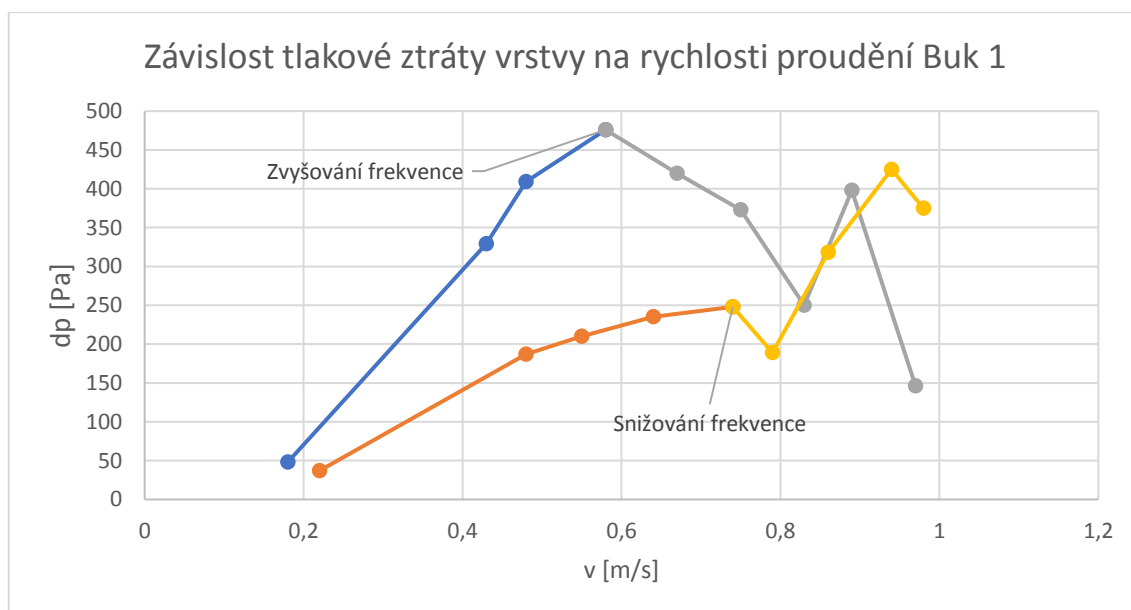
Vzhledem k velikosti částic (obr.30) materiál nefluidoval. Tvořili se ve velké kanály a bubliny, jak můžeme vidět na obrázku 31. K vytvoření stabilní fluidní vrstvy nedošlo. Toto chování odpovídá klasifikaci částic D.



Obrázek 30: Buk 1, velikost částic



Obrázek 31: Tvoření bublin a kanálů v buku 1



Graf 4: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 1

Na grafu 4 můžeme vidět průběh závislosti tlakové vrstvy na rychlosti proudění buku 1, který jsme experimentálně změřili. Průběh byl očekáván jiný, ale vypadá takto, protože je tento materiál těžko fluidovatelný. Stavů fluidace jsme nedosáhli. Průběh by měl být po dosažení rychlosti fluidace lineární, není, protože se v materiálu tvořily velké kanály a bubliny. Tento průběh nelze lineárně proložit a proto nemá význam počítat z tohoto průběhu rychlost fluidace.

Průběhy při zvyšování a při snižování by měli být teoreticky stejné. Ovšem jak vidíme, tak se velmi liší. Může to být způsobeno tím, že při snižování je již materiál ve fluidační komoře vyrovnán a poskládán proudem vzduchu a jsou v něm utvořeny bubliny a kanály.

Buk 2

Druhý vzorek buku už fluídoval lépe. Fontánový efekt jsme mohli pozorovat při frekvenci 38 Hz, kdy se promíchávala většina vrstvy. Při maximální frekvenci můžeme konstatovat, že dochází k částečnému promíchávání vrstvy s občasnou tvorbou bublin a kanálů, které můžeme vidět na obrázku 33. Chování tohoto materiálu také odpovídá klasifikaci D z Geldartova diagramu.

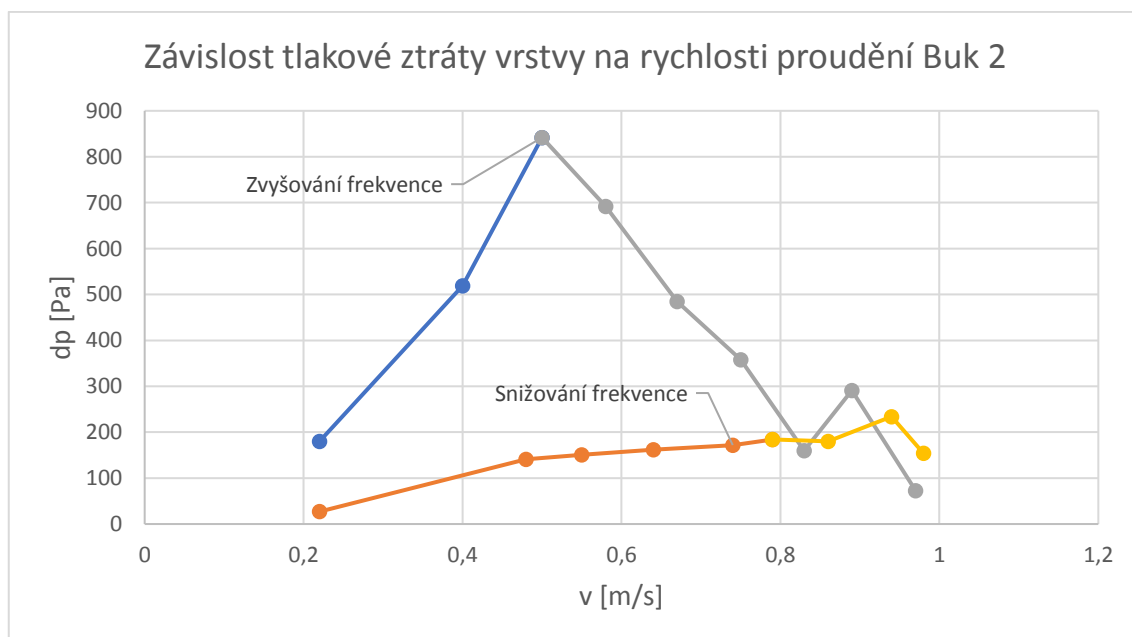


Obrázek 32: Buk 2 velikost částic



Obrázek 33: Fontánový efekt buku 2

V následujícím grafu je vidět, že průběh závislosti tlakové vrstvy na rychlosti proudění u buku je lepší než u buku 1, ale stavu fluidace také nebylo dosaženo. Také se tvořily kanály a bubliny, ale menší a v menší míře. Ze stejného důvodu jako u předchozího materiálu nebudeme průběh prokládat lineární křivkou.



Graf 5: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 2

Buk 3

Třetí typ buku měl díky své velikosti nejlepší fluidování. Ve vrstvě nastal fontánový efekt už při 29 Hz. O tomto vzorku můžeme říct, že výborně fluiduje v celém objemu vrstvy. Podle Geldartova diagramu jsme tento materiál klasifikovali do skupiny B a i průběh fluidace tomu odpovídal. Na obrázku 34 můžeme vidět fluidaci buku 3.



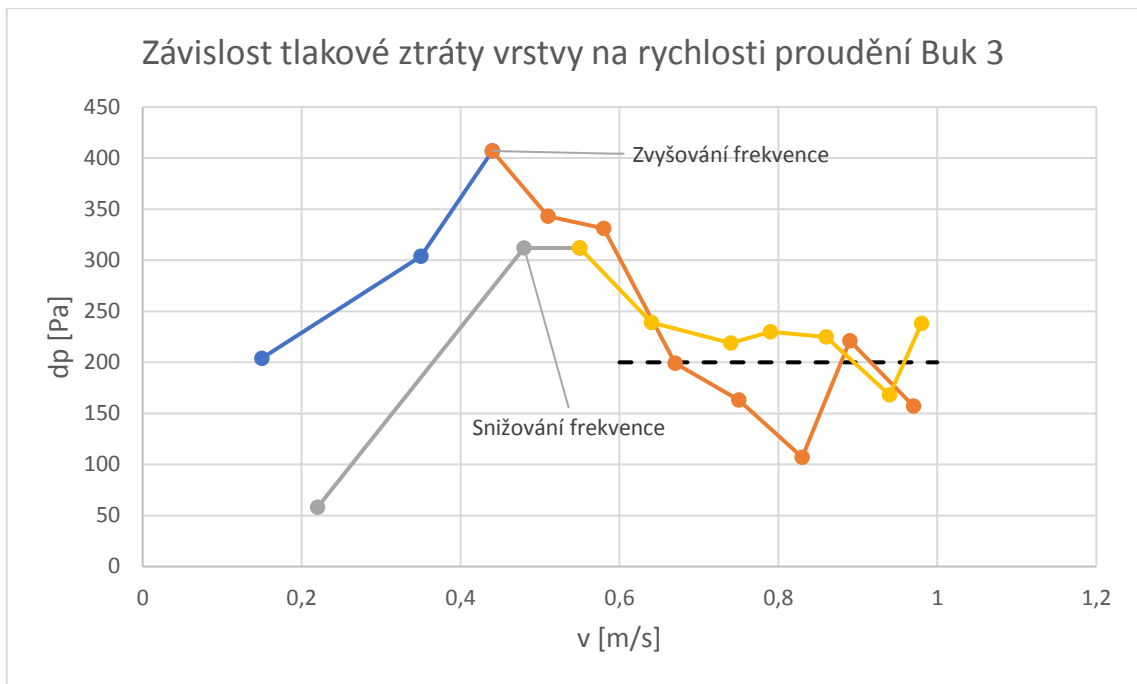
Obrázek 35: Buk 3 velikost částic



Obrázek 34: Fluidující buk 3

U buku 3 jsme fluidace dosáhli. Průběhy při zvyšování a při snižování jsou si podobné. Průběh u snižování frekvence vypadá lépe. Část, která znázorňuje fluidaci je ustálenější. Proložíme průběhy lineární křivkou vypočítáme hodnotu směrnice x , neboli experimentálně změřenou prahovou rychlost fluidace.

Při zvyšování frekvence	$x = 0,59$
Při snižování frekvence	$x = 0,49$
Průměr	$x = 0,54$



Graf 6: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 3

Olše 1

Tento typ dřevní štěpky má stejnou velikost jako buk 1, ale má menší hustotu. Díky tomu fluiduje lépe než zmiňovaný buk. Fontánový efekt ve vrstvě nastal při frekvenci 41 Hz. V materiálu se opět tvořily kanály (obr.37) a nedocházelo k celému jejímu promíchávání. Zajímavá věc je, že před začátkem fluidace, byla vrstva materiálu vysoká 210 mm a na konci byla výška vrstvy 240 mm. Bylo to způsobeno profukem a vyrovnáním částic ve fluidační komoře. Toto chování odpovídá klasifikaci částic D, fluidace dosaženo nebylo.

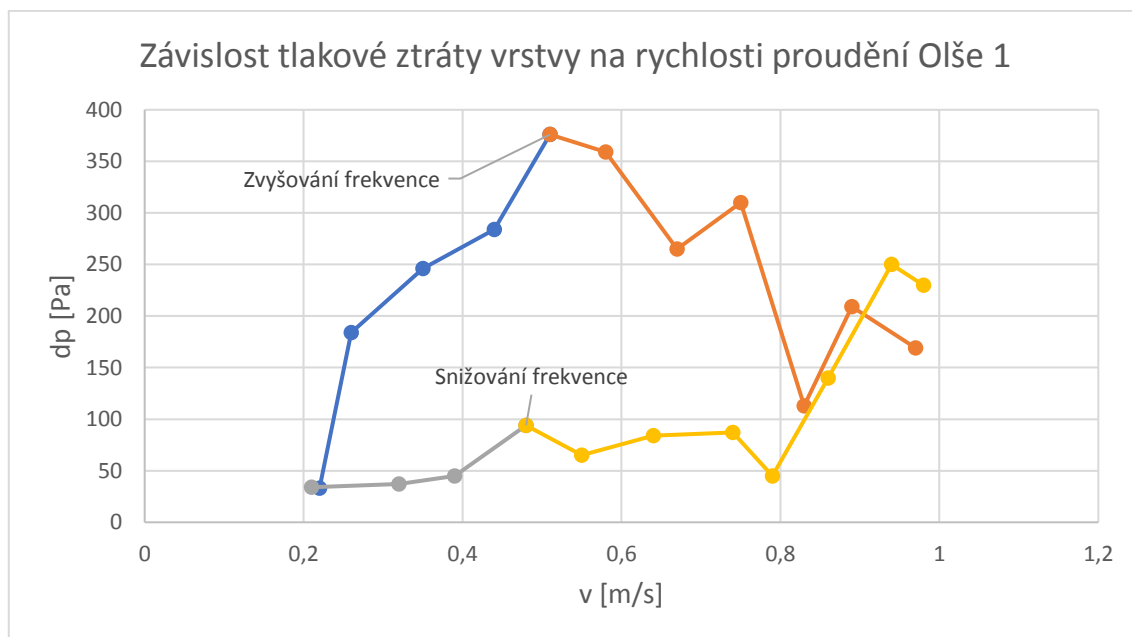


Obrázek 36: Olše 1 velikost částic



Obrázek 37: Olše 1, tvoření kanálů při fluidování

Stejně jako v případě buku 1 se průběhy při zvyšování frekvence a snižování frekvence velmi liší. Má to stejný důvod, tím je tvorba kanálů a bublin.



Graf 7: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Olše 1

Olše 2

U této dřevní štěpky jsme mohli vidět nejlepší fluidaci ze všech materiálů a to hlavně díky nižší hustotě než má buk, protože velikost částic byla stejná jako u buku 3. Olše 2 pěkně fluidovala v celém objemu vrstvy již při 25 Hz. Také z Geldartova diagramu (graf 1) jsme předpokládali, že tento materiál bude nejlépe fluidovat (obr. 38) a tak se i stalo. Chování odpovídá klasifikaci materiálu B.



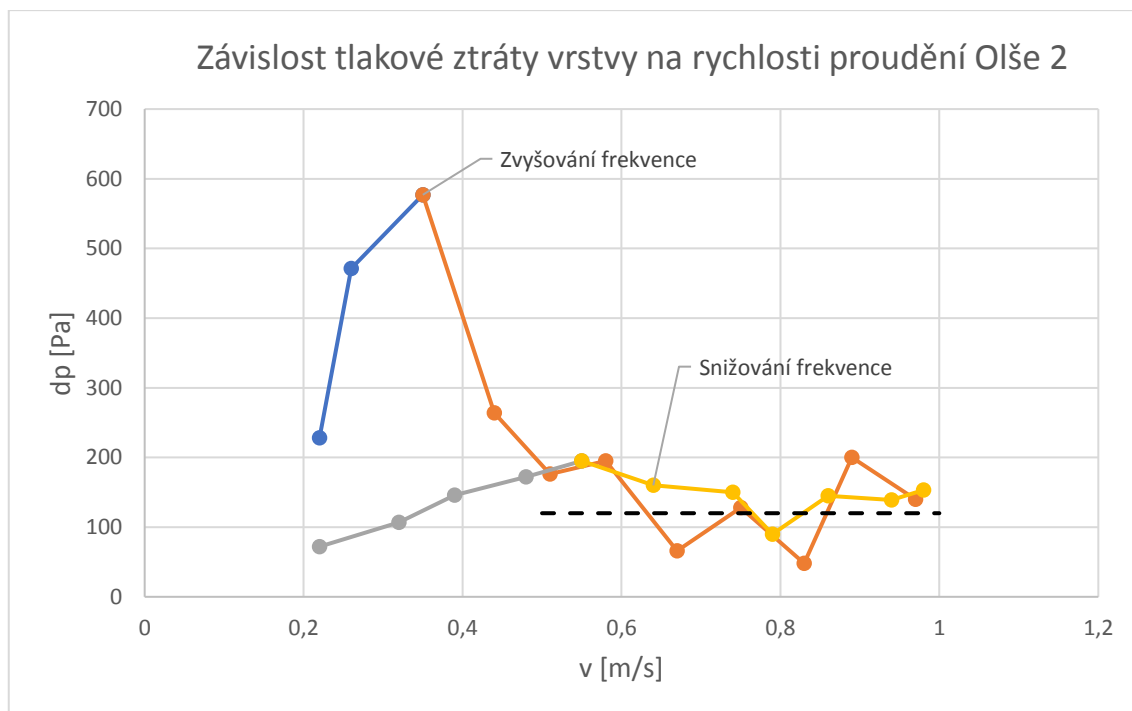
Obrázek 39: Olše 2 velikost



Obrázek 38: Fluidující olše 2

Tento materiál fluidoval nejlépe, to je i vidět z průběhů závislosti tlakové vrstvy na rychlosti proudění. Opět jsou si průběhy při zvyšování a snižování podobné, proložíme je také lineární křivkou.

Při zvyšování frekvence	$x = 0,3$
Při snižování frekvence	$x = 0,48$
Průměr	$x = 0,39$



Graf 8: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Olše 2

5.3.3. Parametry dřevní štěpky – distributor 2

U distributoru č. 2 jsme fluidovali pouze buk.

Druh	Buk 1	Buk 2	Buk 3
Velikost [mm]	2x8x16	1x4x8	0,75x2x4
Hustota [kg/m ³]	760	760	760
Hmotnost vrstvy [kg]	1,5	1,5	1,5
Výška vrstvy [mm]	160	165	165
Frekvence ventilátoru – první profuk [Hz]	25	22	19
Rychlost proudění při této frekvenci [m/s]	0,67	0,56	0,43
Frekvence ventilátoru – začátek fontánového efektu [Hz]	31	25	22
Rychlost proudění při této frekvenci [m/s]	0,87	0,66	0,53

Tabulka 19: Naměřené hodnoty dřevní štěpky

Rozsah měření frekvence ventilátoru	[Hz]
Min	10
Max	38

Tabulka 20: Rozsah frekvence ventilátoru

5.3.3.1. Popis chování materiálu a závislost tlakové ztráty na rychlosti proudění

Chování materiálů bylo podobné jako u distributoru 1. Buk 1 tvořil opět kanály (obr.41) a špatně fluidoval. Buk 2 při frekvenci 31 Hz začal mírně fluidovat, ale také tvořil kanály (obr.40) a buk 3 na tom byl nejlépe, kdy už při frekvenci 25 Hz fluidovala celá vrstva (obr.42). Na obrázku 43 můžeme hezky vidět utvořené kanálky ve vrstvě materiálu.



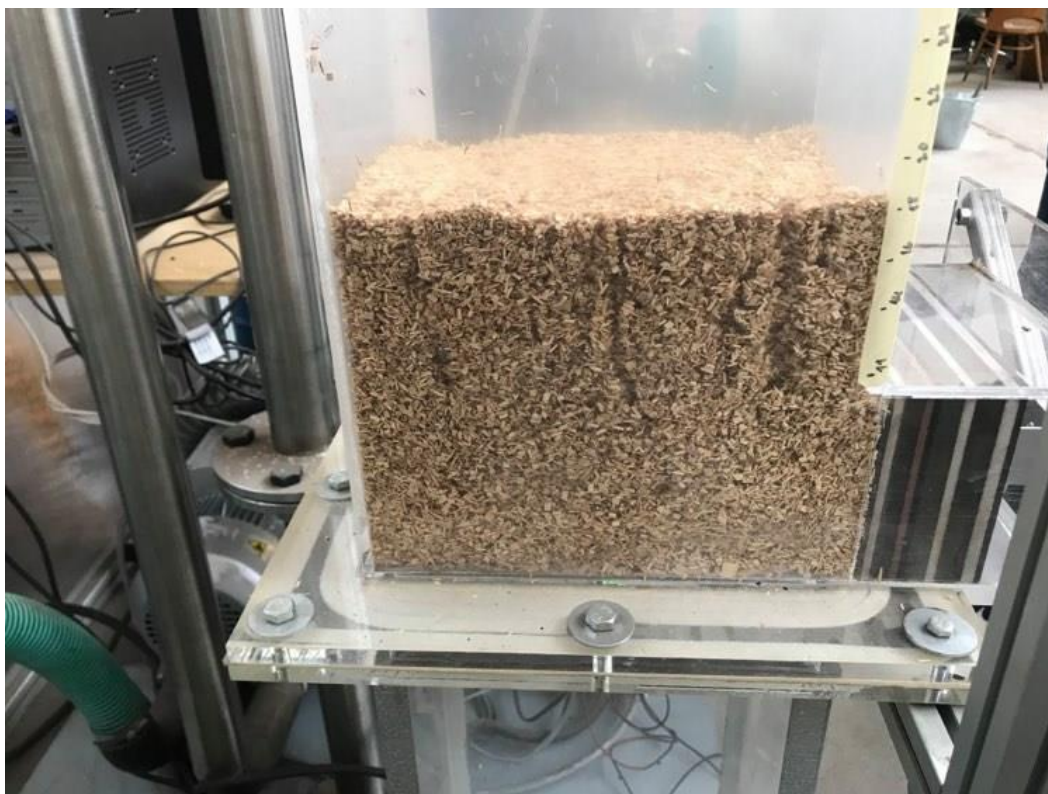
Obrázek 41: Buk 1 fluidování, distributor 2



Obrázek 40: Buk 2 fluidování, distributor 2



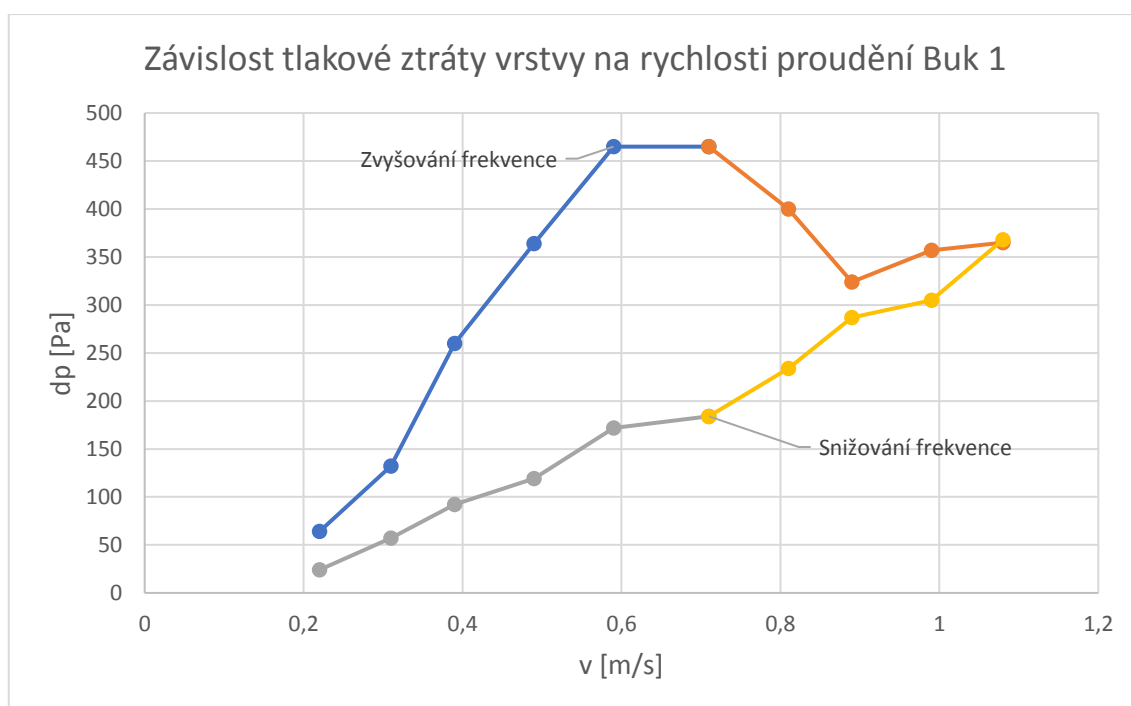
Obrázek 42: Buk 3 fluidování, distributor 2



Obrázek 43: Kanálky ve fluidní vrstvě buku 3

Buk 1

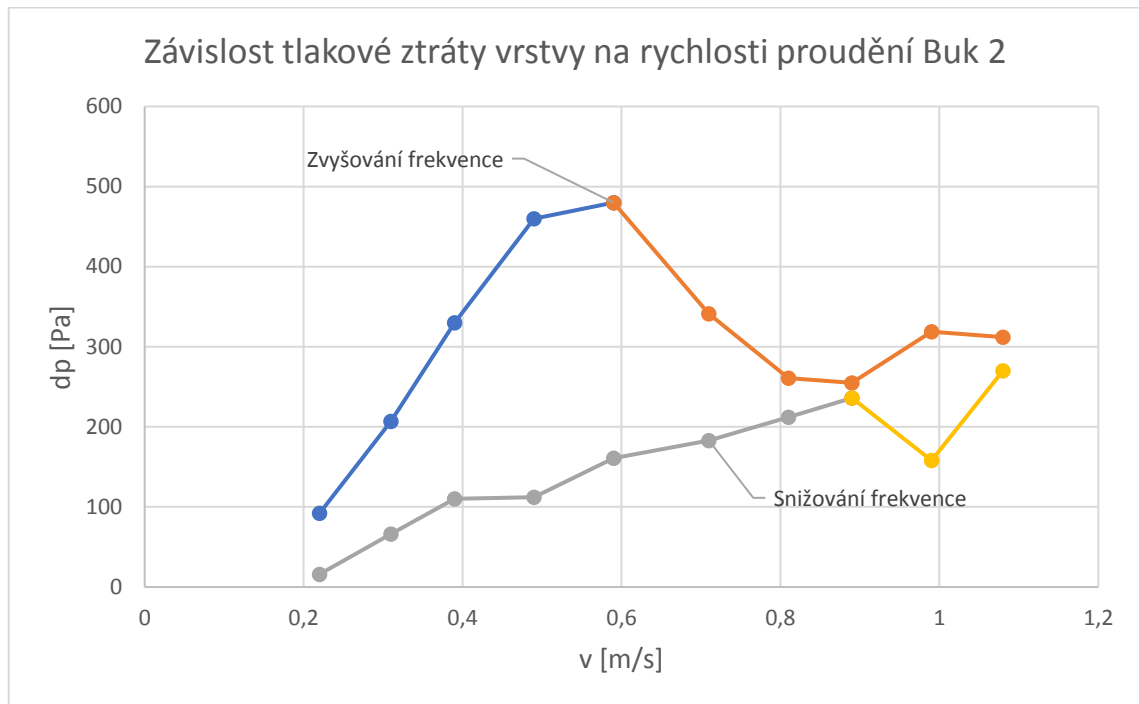
Při změně distributoru je průběh závislosti tlakové vrstvy na rychlosti proudění trochu jiný, ale výraznější vliv na fluidaci to nemělo. Buk 1 opět nefluidoval a tvořil kanály a bubliny. Při snižování frekvence se vrstva v podstatě nehýbala, vzduch proudil jen utvořenými kanály, podle toho také vypadá průběh.



Graf 9: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 1

Buk 2

Buk 2 měl také velmi podobný průběh fluidování jako s distributorem 1. Při snižování frekvence opět hráli roli utvořené kanály. Stavů úplné fluidace dosaženo nebylo.

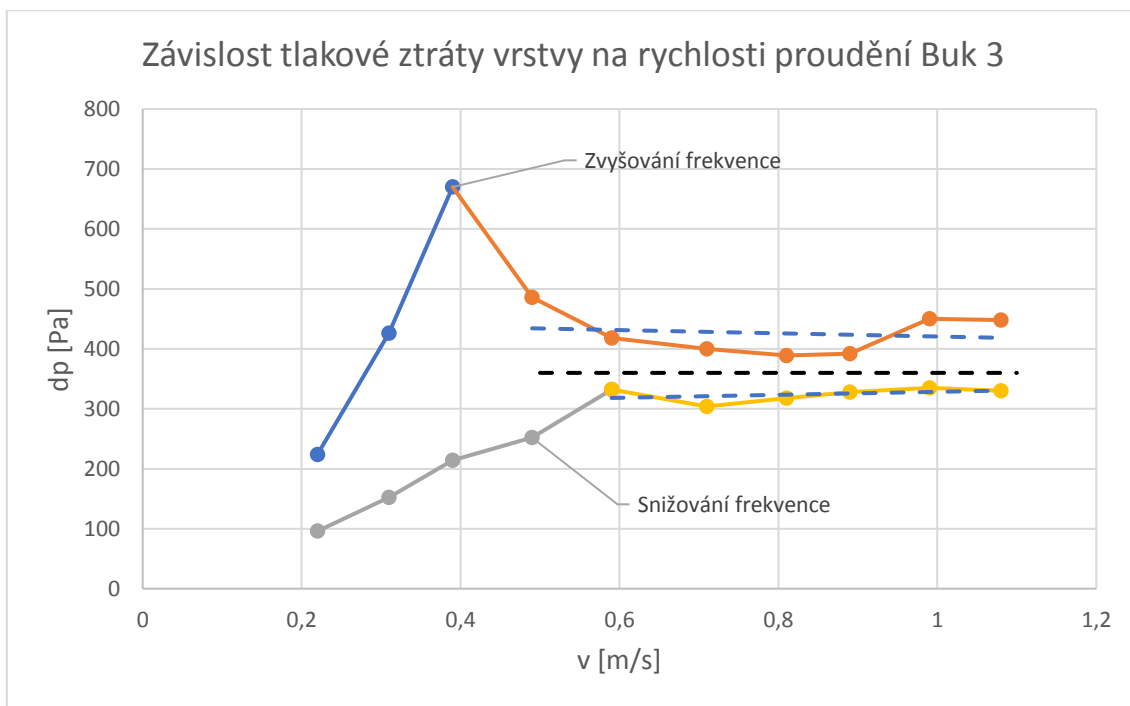


Graf 10: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 2

Buk 3

Buk 3 dopadl nejlépe, fluidace bylo dosaženo. U tohoto materiálu můžeme vidět nejlepší průběh závislosti tlakové ztráty na rychlosti proudění (graf č.11).

Při zvyšování frekvence	$x = 0,35$
Při snižování frekvence	$x = 0,57$
Průměr	$x = 0,46$



Graf 11: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 3

5.3.4. Společná tabulka experimentálně změřených hodnot

Distributor 1	Rychlost fluidace při zvyšování frekvence hodnota x [m/s]	Rychlost fluidace při snižování frekvence hodnota x [m/s]	Průměrná hodnota
Buk 3	0,59	0,49	0,54
Olše 2	0,3	0,48	0,39
Distributor 2			
Buk 3	0,35	0,57	0,46

Tabulka 21: Tabulka experimentálně změřených hodnot rychlosti fluidace

5.3.5. Teoretický výpočet prahové rychlosti fluidace

Vstupní hodnoty společné pro všechny materiály

Hustota vzduchu	ρ_g [kg/m ³]	1,225
Dynamická viskozita	μ [Pa · s]	0,000018
Gravitační zrychlení	g [m/s ²]	9,81
Průřez fl. komory	S [m ²]	0,033078
Hmotnost materiálu	m [kg]	1,5

Tabulka 22: Vstupní hodnoty

5.3.5.1. Příklad výpočtu pro buk 1

Pro výpočet prahové rychlosti fluidace budeme nejprve potřebovat vypočítat sféricitu, efektivní průměr částice a mezerovitost materiálu. Rozměry částice jsou 2x8x16 mm.

Sféricita:

$$\phi = \frac{\text{povrch částice}}{\text{povrch koule o stejném objemu}} = \frac{352}{194,97} = 0,55$$

Efektivní průměr:

$$D_{eff} = \phi \cdot D_{koule} = 0,55 \cdot 0,00788 = 0,0044 \text{ m}$$

D_{koule} je průměr koule o stejném objemu jako částice materiálu.

Mezerovitost:

Pro mezerovitost nejprve musíme vypočítat objem vrstvy při měřené výšce vrstvy a objem materiálu vrstvy.

$$V = H \cdot S = 0,160 \cdot 0,033078 = 0,0053 \text{ m}^3$$

$$V_{mat} = \frac{m}{\rho_s} = \frac{1,5}{760} = 0,001974 \text{ m}^3$$

Mezerovitost je potom

$$\varepsilon = \frac{V - V_{mat}}{V} = \frac{0,0053 - 0,001974}{0,0053} = 0,63$$

Nyní můžeme vypočítat Archimedovo číslo:

$$Ar = \frac{D_{eff}^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} = \frac{0,0044^3 \cdot 1,225 \cdot (760 - 1,225) \cdot 9,81}{0,000018^2} = 2340061$$

Reynoldsovo číslo vypočítáme z rovnice:

$$\begin{aligned} \frac{1,75}{\varepsilon^3 \cdot \Phi} \cdot Re_p^2 + \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 \cdot \Phi^2} \cdot Re_p &= Ar \\ \frac{1,75}{0,63^3 \cdot 0,55} \cdot Re_p^2 + \frac{150 \cdot (1 - 0,63)}{0,63^3 \cdot 0,55^2} \cdot Re_p &= 2340061 \\ Re_p &= 399,47 \end{aligned}$$

Prahová rychlost fluidace:

$$u_{mf} = \frac{\mu \cdot Re_p}{D_{eff} \cdot \rho_g} = \frac{0,000018 \cdot 399,47}{0,0044 \cdot 1,125} = 1,34 \text{ m/s}$$

5.3.5.2. Vypočtené hodnoty pro všechny materiály

V následující tabulce můžeme vidět vypočtené hodnoty pro všechny materiály. V posledním řádku jsou teoreticky vypočítané hodnoty prahové rychlosti fluidace. Po překročení této rychlosti by materiál měl začít fluidovat. V další kapitole budou porovnávány pouze hodnoty materiálů, u kterých bylo experimentálně dosaženo stavu fluidace

	Buk 1	Buk 2	Buk 3	Olše 1	Olše 2
Sféricita	0,55	0,55	0,64	0,55	0,64
Hustota [kg/m^3]	760	760	760	525	525
Výška vrstvy [mm]	160	165	165	210	220
Objem vrstvy [m^3]	0,00529	0,00546	0,00546	0,00695	0,00728
Objem materiálu vrstvy [m^3]	0,00197	0,00197	0,00197	0,00286	0,00286
Mezerovitost	0,63	0,64	0,64	0,59	0,61
Efektivní průměr [m]	0,0044	0,0022	0,0014	0,0044	0,0014
Ar	2340061	292463	83563	1615321	57683
Re	399,47	129,70	68,07	292,70	47,22
Prahová rychlost fluidace [m/s]	1,34	0,87	0,70	0,99	0,48

Tabulka 23: Vypočtené hodnoty

5.3.6. Závěr z měření

Na začátku experimentu jsme materiály rozdělili podle Geldartova diagramu do skupin. Skupina D (špatně fluidovatelné materiály) to byl buk1, buk 2, olše 1 a skupina B (dobře fluidovatelné) to byl buk 3 a olše 2. U buku 1, buku 2 a olše 1 jsme nedosáhli stavu fluidace. Porovnávat tedy experimentálně změřené hodnoty s vypočítanými u těchto 3 materiálů nemá význam. U buku 1 jsme nedokázali ani vytvořit stejnou rychlost proudění jako je rychlost vypočítaná 1,34 m/s, maximální rychlost proudění byla naměřena přibližně 1,02 m/s. Pro porovnání ale můžeme použít buk 3 a olši 2. Oba tyto materiály vytvořily fluidní vrstvu s dobrým promícháváním v celém jejím objemu.

Olše 2 fluídovala nejlépe, díky nižší hustotě, než má buk 3. Hodnota u tohoto materiálu je při snižování frekvence dokonce stejná jako u vypočtené hodnoty 0,48 m/s. U buku 3 se hodnoty v průměru liší asi o 20 % s hodnotou vypočítanou. Příčinou těchto rozdílů může být nepřesné určení výšky fluidní vrstvy nebo také určení průměru částice, mezerovitosti nebo sféricity materiálu. Materiál není příliš homogenní, největší homogenosti dosahoval buk 3 a olše 2, proto i malé změny těchto hodnot ovlivňují výsledek.

Hodnoty při zvyšování a při snižování frekvence se liší kvůli tomu, že na začátku nemusí být vrstva materiálu dobře nasypána do komory, ale hlavně v ní nejsou utvořeny různé kanály a bubliny, kterými následně vzduch proudí. U buku 3 a olše 2 tomu tak není, u nich se kanály a velké bubliny netvořily, proto jsou si průběhy podobné.

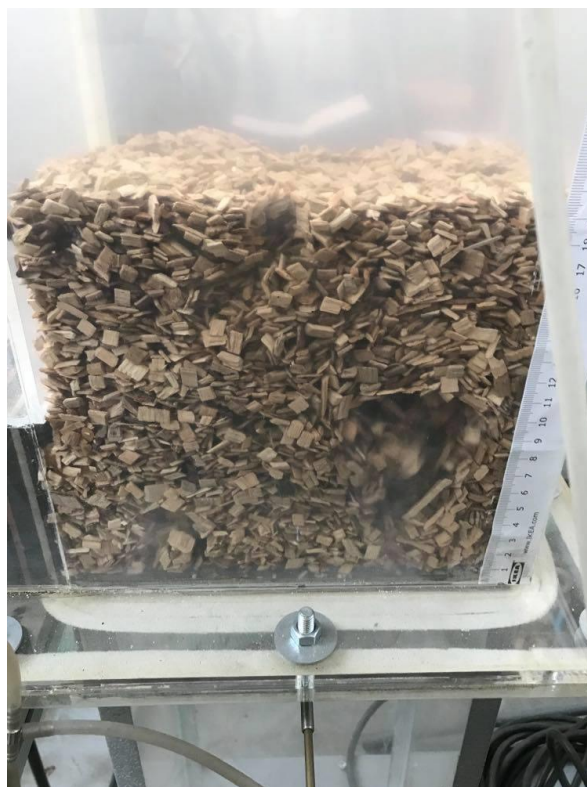
Distributor 1	Rychlost fluidace experimentálně měřená (průměr) [m/s]	Rychlost fluidace vypočtená [m/s]
Buk 3	0,54	0,7
Olše 2	0,39	0,48
Distributor 2		
Buk 3	0,46	0,7

Tabulka 24: Porovnání měřené a vypočtené rychlosti fluidace

Závěrem můžeme říct, že materiály typu B fluídují dobře (obr.45), také jsme u nich fluidace dosáhli. Materiály skupiny D nefluídovaly (obr.44). V následujících obrázcích je jasně vidět rozdíl ve fluidování mezi těmito dvěma skupinami materiálů.



Obrázek 45: Fluidace u Olše 2, skupina B



Obrázek 44: Kanály a bubliny u buku 1, skupina D

6. Návrh fluidní sušárny s recirkulací

Návrh je pro modelový případ dřevní štěpky, kdy máme částice o průměru 2 mm. Tento rozměr jsme si vybrali na základě předchozího experimentu, kdy tyto částice spadají do skupiny B dle Geldartova diagramu (obr.10). Pokud bychom měli větší částice, bylo by je potřeba například nadrtit na požadovaný rozměr a tím homogenizovat materiál.

Materiál je dřevní štěpka o sféricitě 0,64 a hustotě 900 kg/m^3 při obsahu vody 50%. Oba tyto parametry vychází z experimentálního měření. Materiál odpovídá tvrdšímu dřevu jako je například buk. Sušící medium bude vzduch. Na základě konzultace s vedoucím práce byla zvolena teplota vzduchu před ohřevem $15 \text{ }^\circ\text{C}$ a pro první výpočet byla zvolena výstupní teplota $50 \text{ }^\circ\text{C}$. Typ navrhované sušárny je dle zadání vedoucího práce well-mixed, neboli klasická kontinuální fluidní sušárna.

Recirkulace spočívá v přivádění části vzduchu odcházejícího ze sušící komory na vstup, kde ho smícháme s čerstvým vzduchem nasávaným z okolní atmosféry. S recirkulací vzduchu pracuje většina sušáren. Recirkulace je potřebná hlavně kvůli dosažení rychlosti fluidace. Díky recirkulaci sušícího media můžeme také například dosáhnout rovnoměrnějšího sušení. [27]

6.1. Zadání pro návrh fluidní sušárny

Dřevní štěpka

Průměr částic	d_p	0,002 m
Hustota	ρ_s	900 kg/m ³
Sféricita	ϕ_s	1
Mezerovitost	ε	0,4
Výhřevnost	Q	12 MJ/kg
Množství materiálu	m_{s0}	1 kg/s
Vlhkost materiálu	X_{s0}	50 %
Konečná vlhkost	X_{s1}	20 %

Tabulka 25: Parametry dřevní štěpky

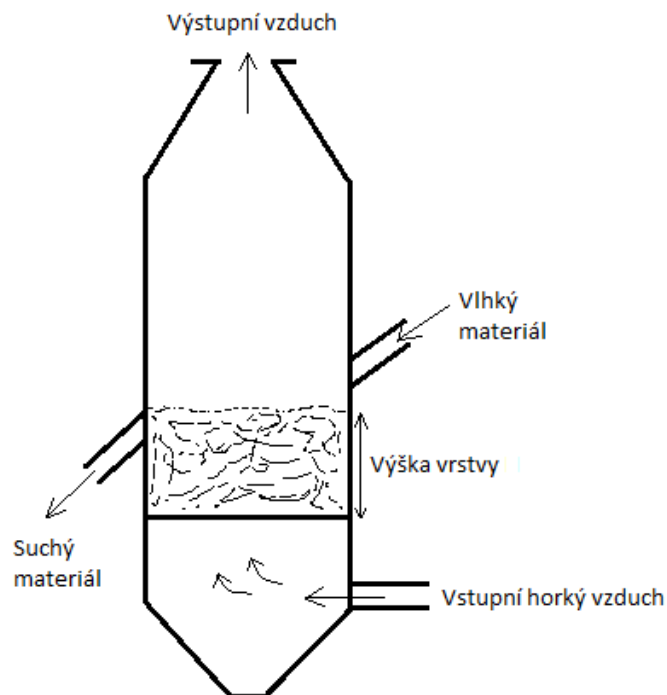
Vzduch

Hustota	ρ_g	0,934 kg/m ³
Teplota před ohřevem	$T_{in=A0}$	15 °C
Teplota na výstupu	$T_{out=A1}$	50 °C
Dynamická viskozita	μ	0,0000217 Pa s
Měrná tepelná kapacita	c_p	1010 J/kg K
Tepelná vodivost	k_g	0,0307 W/m K

Tabulka 26: Parametry sušícího vzduchu

6.2. Schéma fluidní sušárny

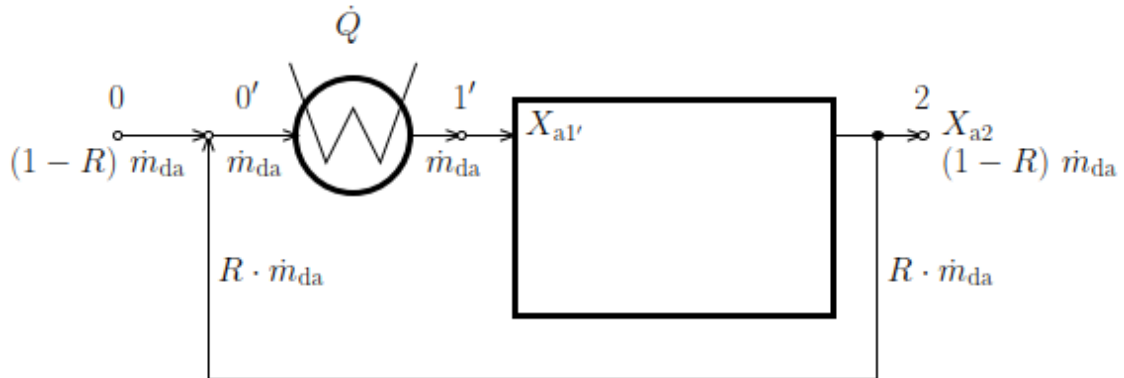
Do spodní části sušárny je hnán horký vzduch, který musí dosahovat takové rychlosti, aby vytvořil fluidní vrstvu. Na distributoru je vrstva materiálu. Výstupní vzduch pak odchází ze sušárny ve vrchní části.



Obrázek 46: Schéma fluidní sušárny

6.3. Schéma sušícího systému

Fluidní sušárna bude zařazena do systému s recirkulací sušícího vzduchu s jedním výměníkem tepla, který ohřívá sušící vzduch. Recirkulace je důležitá, protože díky ní můžeme v sušárně udržet dostatečný průtok a rychlost sušícího media.



Obrázek 47: Schéma sušícího systému

6.4. Výpočet fluidních charakteristik

6.4.1. Prahová rychlost fluidace

Nejprve vypočítáme Archimedovo číslo:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} = \frac{0,002^3 \cdot 0,934 \cdot (900 - 0,934) \cdot 9,81}{0,0000217^2} = 139951$$

Následně dosadíme a spočítáme Re:

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

$$\frac{1,75}{0,4^3 \cdot 0,64} \cdot Re_p^2 + \frac{150 \cdot (1 - 0,4)}{0,4^3 \cdot 0,64^2} \cdot Re_p = 139951$$

$$Re_p = 37,03$$

$$Re_p = \frac{d_p \cdot u \cdot \rho_g}{\mu}$$

$$u_{mf} = \frac{\mu \cdot Re_p}{d_p \cdot \rho_g} = \frac{0,0000217 \cdot 37,03}{0,002 \cdot 0,934} = 0,4 \text{ m/s}$$

6.4.2. Úletová rychlost

$$u_t = \left[\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2} = \left[\frac{4 \cdot 0,002 \cdot (900 - 0,934) \cdot 9,81}{3 \cdot 0,934 \cdot 2,68} \right]^{1/2} = 3,1 \text{ m/s}$$

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + [1 + (8,1716e^{-4,0655\phi_s})Re_p^{0,0964+0,05565\phi_s}] + \frac{73,69(e^{-5,0748\phi_s})Re_p}{Re_p + 5,378e^{6,2122\phi_s}} \quad \text{pro nekulové částice}$$

$$C_D = \frac{24}{37,03} + [1 + (8,1716e^{-4,0655 \cdot 0,64}) \cdot 37,03^{0,0964+0,05565 \cdot 0,64}] + \frac{73,69 \cdot (e^{-5,0748 \cdot 0,64}) \cdot 37,03}{37,03 + 5,378e^{6,2122 \cdot 0,64}} = 2,68$$

6.5. Statická bilance fluidní sušárny

6.5.1. Bilance sušeného materiálu

Množství materiálu	m_{S0}	1 kg/s
Vlhkost materiálu	X_{S0}	50 %
Konečná vlhkost	X_{S1}	20 %

Tabulka 27: Parametry sušeného materiálu.

Nejprve musíme zjistit množství materiálu na výstupu. Na to použijeme bilanční výpočet

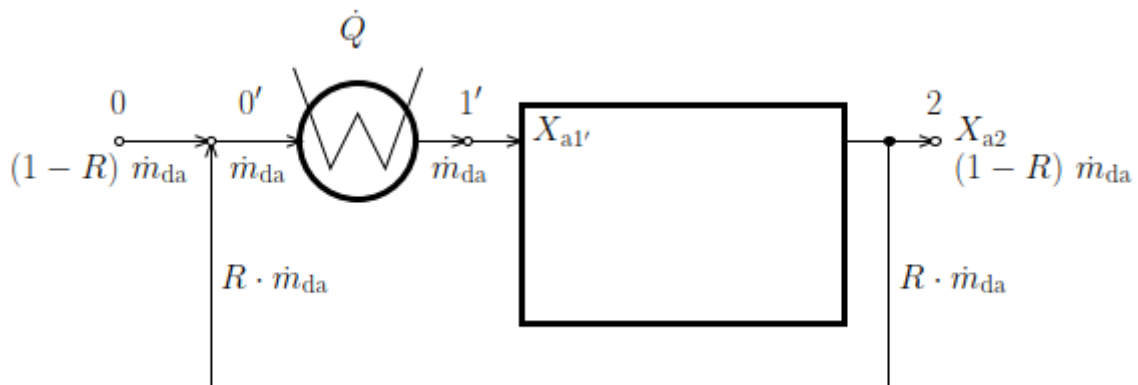
$$m_{S1} = \frac{m_{S0}(1 - X_{S0})}{1 - X_{S1}} = \frac{1 \cdot (1 - 0,5)}{1 - 0,2} = 0,625 \text{ kg/s}$$

Nyní můžeme spočítat množství odsušené vlhkosti

$$m_w = m_{S0} - m_{S1} = 1 - 0,625 = 0,375 \text{ kg/s}$$

6.5.2. Bilance sušícího vzduchu

Při výpočtu parametrů vzduchu budeme vycházet z následujícího schématu.



Obrázek 48: Bilanční schéma sušárny s recirkulací [27]

Nyní budeme postupovat tak, že v každém bodě bilance zjistíme výpočtem nebo z tabulek parametry sušícího vzduchu. R je recirkulační podíl, kterým vyjadřujeme část vzduchu, kterou vracíme zpět před výměník tepla. Pro první návrh byly zvoleny parametry $R=0,3$ a $\varphi_{a2}=90\%$

Zadané hodnoty:

Teplota vzduchu v bodě 0	T_{a0}	15 °C
Relativní vlhkost v bodě 0	φ_{a0}	50%
Teplota vzduchu v bodě 2	T_{a2}	50 °C
Relativní vlhkost v bodě 2	φ_{a2}	90%
Recycle ratio	R	0,3

Tabulka 28: Zadané hodnoty sušícího vzduchu

6.5.2.1. Výpočet jednotlivých stavů sušícího vzduchu

Ze zadaných hodnot jsme schopni pokračovat ve výpočtech. Začneme tedy s body 0 a 2, z kterých pak budeme schopni vypočítat body zbylé.

Bod 0

V bodě 0 můžeme ze zadané teploty a relativní vlhkosti najít v tabulkách tlak nasycených par vody. Pak výpočtem zjistíme měrnou vlhkost.

$$x_a = \frac{M_w}{M_a} \cdot \frac{\varphi p_w''(T_a)}{p - \varphi p_w''(T_a)} = \frac{18,015}{28,96} \cdot \frac{0,5 \cdot 1705,7}{101325 - 0,5 \cdot 1705,7} = 0,00528 \text{ kg/kg}$$

kde M_w je molární hmotnost vody, M_a je molární hmotnost suchého vzduchu, p_w'' je tlak nasycených par vody při teplotě T_a a p je celkový tlak. [27]

M_w	18,015 g/mol
M_a	28,96 g/mol
p	101325 Pa

Tabulka 29: Parametry sušícího media

Pro určování parametrů vzduchu bude použit výpočtový program *Humidity calculator* [29], který pomocí dvou parametrů, například teploty a relativní vlhkosti, vypočítá zbylé hodnoty ve vyšetřovaném bodě.

Bod 0			
Měrná vlhkost vzduch	X_{a0}	0,0053	kg/kg
Teplota vzduchu	T_{a0}	15	°C
Relativní vlhkost	φ_{a0}	0,5	
Teplota rosného bodu	T_{dp0}	4,67	°C
Teplota mokrého teploměru	T_{wb0}	9,73	°C
Tlak nasycených par vody	$p_w''0$	1705,7	Pa
Entalpie	h_{a0}	28,4	kJ/kg

Tabulka 30: Parametry vzduchu v bodě 0

Bod 2

Bod 2 vypočítáme stejně jako bod 0.

Bod 2			
Měrná vlhkost vzduch	X_{a2}	0,077	kg/kg
Teplota vzduchu	T_{a2}	50	°C
Relativní vlhkost	φ_{a2}	0,9	
Teplota rosného bodu	T_{dp2}	47,9	°C

Teplota mokrého teploměru	T_{wb2}	48,1	$^{\circ}C$
Tlak nasycených par vody	$p_{w''2}$	12353	Pa
Entalpie	h_{a2}	248,9	kJ/kg

Tabulka 31: Parametry vzduchu v bodě 2

Bod 0'

Pomocí entalpické bilance vypočteme v tomto bodě entalpii.

$$h_{a0'} = (1 - R)h_{a0} + Rh_{a2} = (1 - 0,3) \cdot 28,4 + 0,3 \cdot 248,9 = 94,6 \text{ kJ/kg}$$

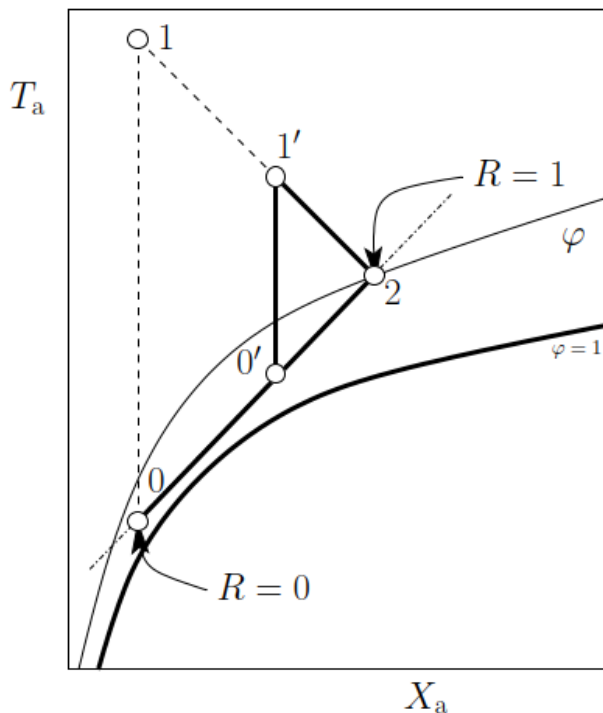
Díky této entalpii můžeme najít teplotu a to tak, že tlak nasycených par vody musí být vyšší než tlak vodní páry v sušícím prostředí. Použijeme zde *Humidity calculator* [29].

Bod 0'			
Měrná vlhkost vzduch	$X_{a0'}$	0,025	kg/kg
Teplota vzduchu	$T_{a0'}$	30	$^{\circ}C$
Relativní vlhkost	$\varphi_{a0'}$	0,93	
Teplota rosného bodu	$T_{dp0'}$	28,7	$^{\circ}C$
Teplota mokrého teploměru	$T_{wb0'}$	29,1	$^{\circ}C$
Tlak nasycených par vody	$p_{w''0'}$	4247	Pa
Entalpie	$h_{a0'}$	94,6	kJ/kg

Tabulka 32: Parametry vzduchu v bodě 0'

Bod 1'

Měrná vlhkost v bodě 1' je stejná jako v bodě 0', to můžeme vidět v Molliérově diagramu.



Obrázek 49: Mollierův diagram sušárny s recirkulací [27]

Jako další musíme vypočítat množství proudícího vzduchu.

$$M_{LA} = \frac{m_w}{X_{a2} - X_{a1'}} = \frac{0,375}{0,77 - 0,025} = 7,287 \text{ kg/s}$$

Z toho množství vzduchu vypočítáme množství suchého vzduchu před ohřevem a množství suchého vzduchu po recirkulaci.

$$M_{da0} = (1 - R) \cdot M_{LA} = (1 - 0,3) \cdot 7,287 = 5,101 \text{ kg/s}$$

$$M_{da0'} = (1 + R) \cdot M_{da0} = (1 + 0,3) \cdot 5,101 = 6,631 \text{ kg/s}$$

Dále už můžeme zjistit entalpii a k tomu použijeme tepelnou bilanci.

$$Q_{0-2} = M_{da0} \cdot (h_{a2} - h_{a0}) = 5,101 \cdot (248,9 - 28,4) = 1124,9 \text{ kW}$$

$$Q_{0-2} = Q_{0'-1'}$$

$$M_{da0} \cdot (h_{a2} - h_{a0}) = M_{da0'} \cdot (h_{a1'} - h_{a0'})$$

$$h_{a1'} = \frac{Q_{0-2}}{M_{da0'}} + h_{a0'} = \frac{1124,9}{6,631} + 94,6 = 264,2 \text{ kJ/kg}$$

Teď opět pomocí *Humidity calculator* [29] pomocí entalpie a měrné vlhkosti zjistíme teplotu a zbylé parametry.

Bod 1'			
Měrná vlhkost vzduch	$X_{a1'}$	0,025	kg/kg
Teplota vzduchu	$T_{a1'}$	192	°C
Relativní vlhkost	$\varphi_{a1'}$	0,3	
Teplota rosného bodu	$T_{dp1'}$	28,7	°C
Teplota mokrého teploměru	$T_{wb1'}$	51,6	°C
Tlak nasycených par vody	$p_w^{*1'}$	1306600	Pa
Entalpie	$h_{a1'}$	264,2	kJ/kg

Tabulka 33: Parametry vzduchu v bodě 1'

Nyní máme vypočtené všechny body a můžeme tabulky doplnit i o vypočtené průtoky sušícího vzduchu.

	Bod 0			Bod 0'		
Měrná vlhkost vzduch	X_{a0}	0,0053	kg/kg	$X_{a0'}$	0,025	kg/kg
Teplota vzduchu	T_{a0}	15	°C	$T_{a0'}$	30	°C
Relativní vlhkost	φ_{a0}	0,5		$\varphi_{a0'}$	0,93	
Teplota rosného bodu	T_{dp0}	4,7	°C	$T_{dp0'}$	28,7	°C
Teplota mokrého teploměru	T_{wb0}	9,7	°C	$T_{wb0'}$	29,1	°C
Tlak nasycených par vody	p_w^{*0}	1705,7	Pa	$p_w^{*0'}$	4247	Pa
Entalpie	h_{a0}	28,4	kJ/kg	$h_{a0'}$	94,6	kJ/kg
Množství suchého vzduchu	M_{da0}	5,1	kg/s	$M_{da0'}$	6,63	kg/s
	Bod 1'			Bod 2		
Měrná vlhkost vzduch	$X_{a1'}$	0,025	kg/kg	X_{a2}	0,076	kg/kg
Teplota vzduchu	$T_{a1'}$	192	°C	T_{a2}	50	°C
Relativní vlhkost	$\varphi_{a1'}$	0,3		φ_{a2}	0,9	
Teplota rosného bodu	$T_{dp1'}$	28,7	°C	T_{dp2}	47,9	°C

Teplota mokrého teploměru	$T_{wb1'}$	51,6	$^{\circ}C$	T_{wb2}	48,1	$^{\circ}C$
Tlak nasycených par vody	$p_w^{*1'}$	1306600	Pa	p_w^{*2}	12353	Pa
Entalpie	$h_{a1'}$	264,2	kJ/kg	h_{a2}	248,9	kJ/kg
Množství suchého vzduchu	$M_{da1'}$	6,63	kg/s	M_{da2}	5,1	kg/s

Tabulka 34: Tabulka parametrů vzduchu ve všech bodech bilance

6.6. Výpočet kinetiky sušení

6.6.1. Přestup tepla

Nejprve vypočteme podobnostní čísla. Dále do výpočtů dosazujeme za rychlost u_o zvolenou rychlost 1,2 m/s (zpravidla se volí dvojnásobek až trojnásobek prahové rychlosti fluidace):

$$Re = \frac{d_p u_o \rho}{\mu} = \frac{0,002 \cdot 1,2 \cdot 0,934}{0,0000217} = 103,3$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k_g} = \frac{1010 \cdot 0,0000217}{0,0307} = 0,71$$

Nyní máme podobnostní čísla a můžeme dosadit do rovnice pro Nusseltovo číslo.

a) Bublující fluidní lože

$$50 \leq Re_p \leq 1 \cdot 10^4$$

$$Nu_p = 1,01 Re_p^{0,48} Pr_g^{0,33} = 1,01 \cdot 103,3^{0,48} \cdot 0,71^{0,33} = 8,37$$

b) Fixní fluidní lože

V našem případě máme velké částice stejného rozměru, tudíž platí rovnice

$$100 \leq Re_p$$

$$Nu_p = 2 + 1,8 Re_p^{1/2} Pr_g^{1/3} = 2 + 1,8 \cdot 103,3^{1/2} \cdot 0,71^{1/3} = 18,35$$

Nyní vypočítáme součinitel přestupu tepla mezi částicemi a plynem:

$$a) h_p = \frac{k_g}{d_p} Nu_p = \frac{0,0307}{0,002} \cdot 8,37 = 128,5 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$b) h_p = \frac{k_g}{d_p} Nu_p = \frac{0,0307}{0,002} \cdot 18,35 = 281,7 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

6.6.2. Výpočet měrné odpařivosti

Pro výpočet měrné odpařivosti musíme nejprve vypočítat měrný povrch částic. Máme daný průměr částice $d_p = 0,002 \text{ m}$ a to, že částice jsou kulové.

Povrch jedné částice

$$S_p = 4\pi r^2 = 0,0000126 \text{ m}^2$$

Objem jedné částice

$$V_p = \frac{4}{3}\pi r^3 = 4,19 \cdot 10^{-9} \text{ m}^3$$

Hmotnost jedné částice

$$m_p = V_p \cdot \rho_s = 4,19 \cdot 10^{-9} \cdot 900 = 3,77 \cdot 10^{-6} \text{ kg}$$

Počet částic v 1 kg materiálu

$$N_p = \frac{1}{m_p} = 265258$$

Měrný povrch

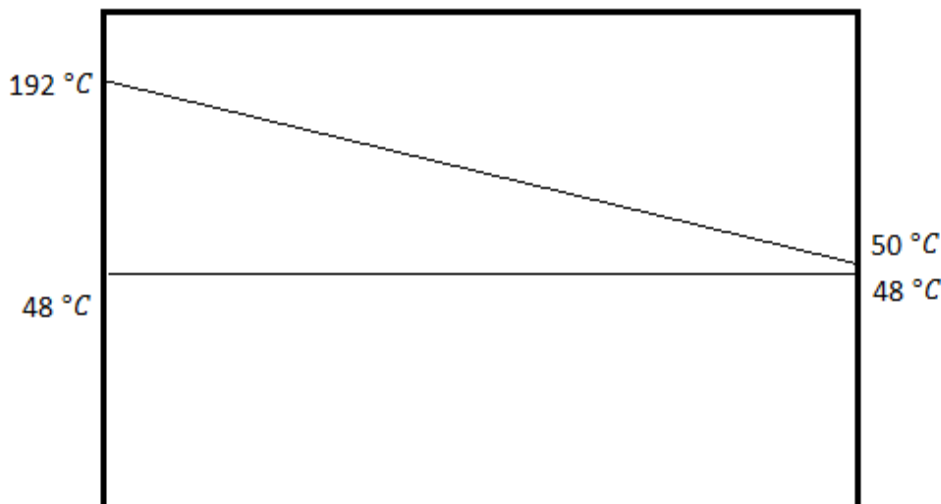
$$S_m = S_p \cdot N_p = 3,33 \text{ m}^2/\text{kg}$$

Dále víme, že sytná hmotnost materiálu je $m_v = 250 \text{ kg/m}^3$ a teplo potřebné na odpar 1 kg vody je $Q = 2300 \text{ kJ}$. Máme také vypočítaný součinitel přestupu tepla a ten se rovná $h_p = 281,7 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Nejprve převedeme součinitel přestupu tepla z $\text{W/m}^2\text{K}$ na $\text{kJ/s m}^2\text{K}$

$$h_p = 0,281 \text{ kJ/s m}^2\text{K}$$

Pak vypočítáme logaritmický teplotní spád v sušárně



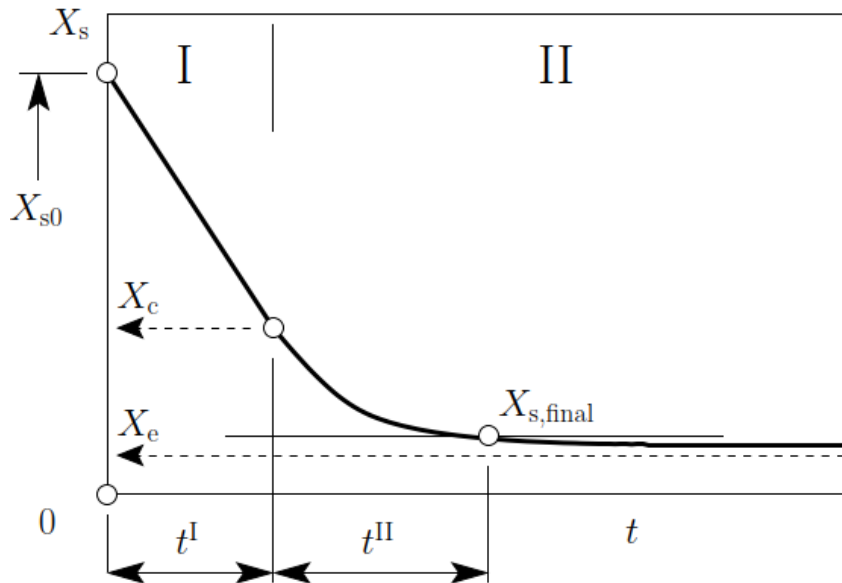
Obrázek 50: Průběh teplot v sušárně

$$\Delta t_{ln} = \frac{\Delta t_{větší} - \Delta t_{menší}}{\ln \frac{\Delta t_{větší}}{\Delta t_{menší}}} = \frac{144 - 2}{\ln \frac{144}{2}} = 33 \text{ °C}$$

Teď už můžeme vypočítat měrnou odpařivost

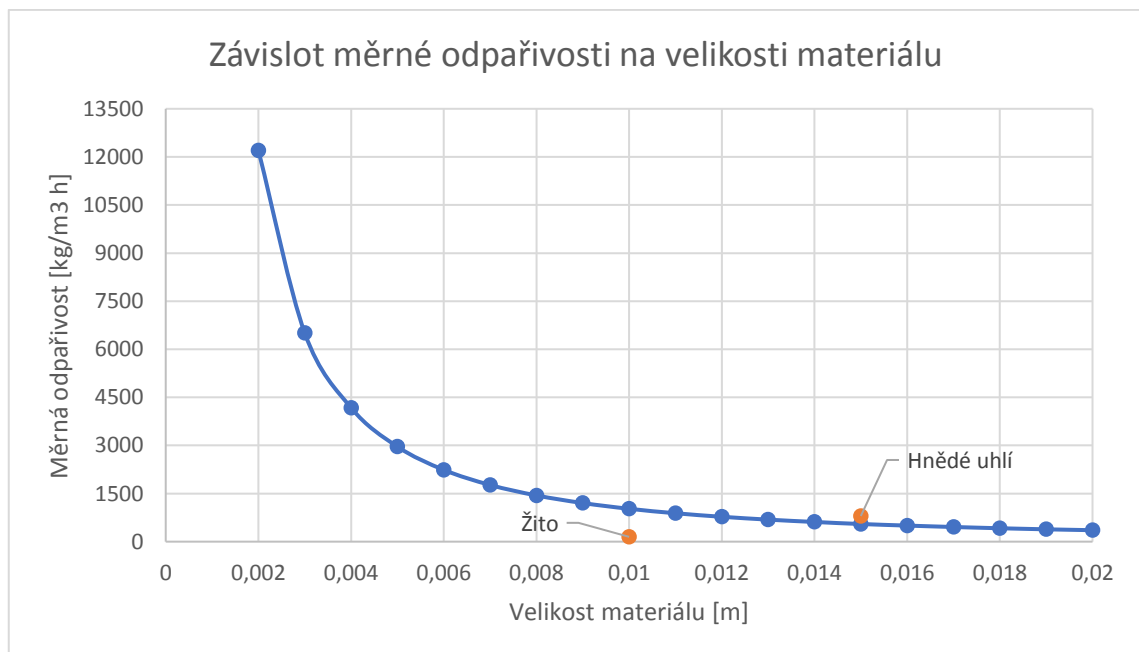
$$O_v = \frac{h_p \cdot 3600 \cdot S_m \cdot m_v \cdot \Delta t_{ln}}{Q} = \frac{0,281 \cdot 3600 \cdot 3,33 \cdot 250 \cdot 33}{2300} = 12199 \text{ kg/m}^3\text{h}$$

Jak můžeme vidět, tak hodnota měrné odpařivosti je poměrně vysoká pokud ji srovnáme s hodnotami měrných odpařivostí vyhledaných v literatuře, které jsou uvedeny v kapitole 6.7.2.. Hlavním důvodem je a to je důležité si uvědomit, že my počítáme odpařivost pro první fázi sušení. Neboli fázi, kde je odstraňována pouze volná voda a to při konstantní rychlosti sušení, tj. závislost je lineární. Také teplota materiálu je v první fázi konstantní a je rovna teplotě mokrého teploměru. Dalším důvodem je odlišná velikost materiálu, pro který je odpařivost měřena. [27]



Obrázek 51: Sušící křivka, pohybujeme v části grafu I [27]

Pro srovnání se můžeme podívat na závislost velikosti materiálu právě na měrné odpařivosti



Graf 12: Závislost měrné odpařivosti na velikosti materiálu

V grafu 12 můžeme vidět, že čím větší materiál máme, tím menší máme i měrnou odpařivost. Také jsou zde vyznačeny hodnoty měrné odpařivosti, které byly nalezeny v literatuře [11] u žito a hnědého uhlí.

6.7. Výpočet parametrů fluidní sušárny

6.7.1. Plocha roštu

Z bilance nám vyšlo množství sušícího prostředí (vzduchu) $m_{LA} = 7,287 \text{ kg/s}$. Při takovém průtoku vzduchu nám plocha roštu vyjde

$$S = \frac{m_{LA}}{u_0 \rho_g} = \frac{7,287}{1,2 \cdot 0,934} = 6,5 \text{ m}^2$$

6.7.2. Výška fluidní vrstvy a hmotnost zádrže

K výpočtu výšky fluidní vrstvy použijeme vztahy s měrnou odpařivostí. Jelikož se tato hodnota obtížně stanovuje, resp. musí se zjistit experimentem, tak jsem v literatuře [11] vyhledal hodnoty měrné odpařivosti, které se mohou podobat našemu případu.

- Měrná odpařivost při fluidním sušení žita $O_v = 150 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1} = 0,042 \text{ kg m}^{-3} \text{ s}^{-1}$
- Měrná odpařivost při fluidním sušení hnědého uhlí $O_v = 800 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1} = 0,222 \text{ kg m}^{-3} \text{ s}^{-1}$

Měrná odpařivost je vztažena na objemovou jednotku vrstvy. Takže se v případě a) odpaří 150 kg vody na metr krychlový fluidní vrstvy za hodinu.

Nyní tedy můžeme spočítat výšku vrstvy

$$a) H = \frac{m_W}{S \cdot O_v} = \frac{0,375}{6,5 \cdot 0,042} = 1,38 \text{ m}$$

$$b) H = \frac{m_W}{S \cdot O_v} = \frac{0,375}{6,5 \cdot 0,222} = 0,25 \text{ m}$$

Množství odpařené vody $m_W = 0,375 \text{ kg/s}$ jsme zjistili z bilance výše.

Z výšky vrstvy můžeme spočítat hmotnost zádrže pomocí vztahu

$$a) M_M = HS\rho_M(1 - \varepsilon) = 1,38 \cdot 6,5 \cdot 760 \cdot (1 - 0,4) = 4860 \text{ kg}$$

$$b) M_M = HS\rho_M(1 - \varepsilon) = 0,25 \cdot 6,5 \cdot 760 \cdot (1 - 0,4) = 911 \text{ kg}$$

Můžeme vidět, že měrná odpařivost velmi ovlivňuje parametry zádrže materiálu. Z těchto výpočtů vyplývá, že čím je větší měrná odpařivost, tím menší bude i fluidní vrstva.

6.7.3. Tlaková ztráta fluidní vrstvy

$$a) \Delta p_b = \frac{150 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot \mu}{\varepsilon^3 \cdot \Phi^2 \cdot D^2} \cdot u + \frac{1,75 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_g}{\varepsilon^3 \cdot \Phi \cdot D}$$
$$= \frac{150 \cdot 1,38 \cdot (1 - 0,4)^2 \cdot 0,0000217}{0,4^3 \cdot 0,64^2 \cdot 0,002^2} \cdot 0,4 + \frac{1,75 \cdot 1,38 \cdot (1 - 0,4) \cdot 0,934}{0,4^3 \cdot 0,64 \cdot 0,002} = 35133 \text{ Pa}$$

$$b) \Delta p_b = \frac{150 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot \mu}{\varepsilon^3 \cdot \Phi^2 \cdot D^2} \cdot u + \frac{1,75 \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_g}{\varepsilon^3 \cdot \Phi \cdot D}$$

$$= \frac{150 \cdot 0,25 \cdot (1 - 0,4)^2 \cdot 0,0000217}{0,4^3 \cdot 0,64^2 \cdot 0,002^2} \cdot 0,4 + \frac{1,75 \cdot 0,25 \cdot (1 - 0,4) \cdot 0,934}{0,4^3 \cdot 0,64 \cdot 0,002} = 6587 \text{ Pa}$$

6.8. Shrnutí návrhu sušárny

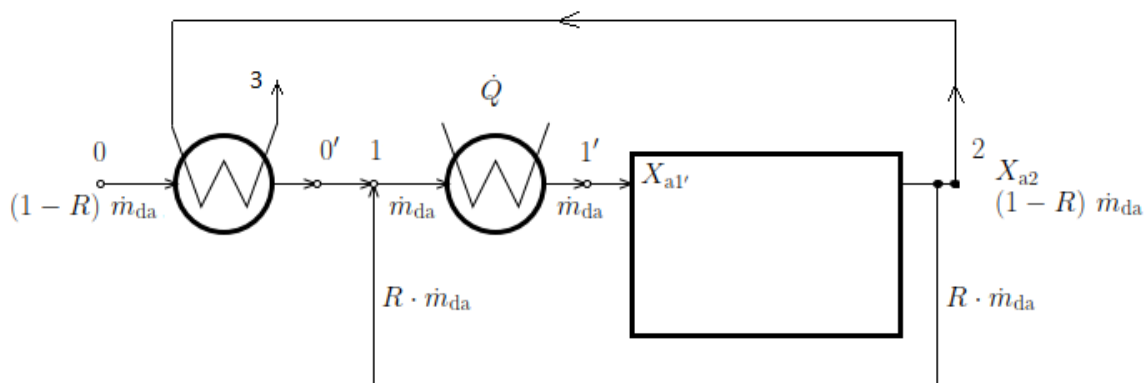
Z předchozích výpočtů jsme zjistili prahovou rychlost fluidace, úletovou rychlost fluidace, množství sušícího vzduchu ze statické bilance, přestup tepla mezi částicemi a sušícím médiem, výšku a hmotnost zádrže a nakonec tlakovou ztrátu. Plocha roštu vyšla $6,5 \text{ m}^2$ a výška vrstvy pro 2 případy $1,38 \text{ m}$ a $0,25 \text{ m}$.

Varianta	a)	b)	Jednotka
Plocha roštu	6,5	6,5	m^2
Měrná odpařivost	150	800	$\text{kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$
Výška vrstvy	1,38	0,25	m
Hmotnost zádrže	4860	911	kg
Tlaková ztráta	35,1	6,5	kPa

Tabulka 35: Výsledky návrhu sušárny.

6.9. Návrh rekuperace pro fluidní sušárnu

Rekuperace znamená, že teplý vzduch, který opouští sušárnu, odvedeme zpět do výměníku tepla, kterým přehříváme vzduch z okolí na začátku procesu, jak je vidět na schématu níže. Díky tomu dostaneme vyšší počáteční teplotu vzduchu před vstupem do sušárny.



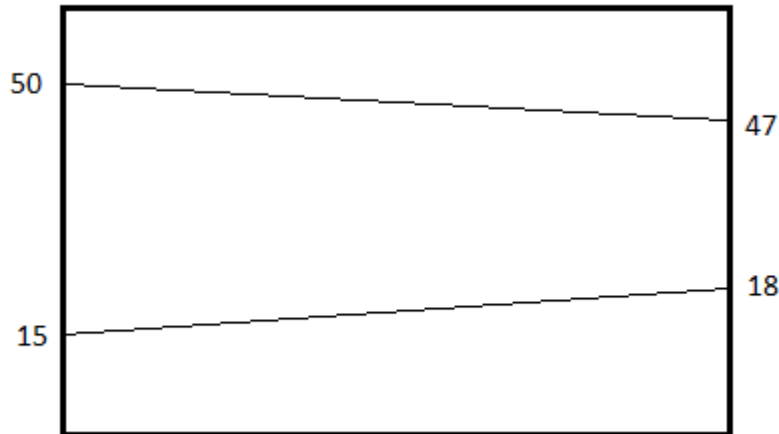
Obrázek 52: Schéma sušárny s rekuperací

Vstupní hodnoty:

T_{a0}	$15 \text{ }^\circ\text{C}$
x_{a0}	$0,0053 \text{ kg/kg}$
h_{a0}	$28,44 \text{ kJ/kg}$
T_{a2}	$50 \text{ }^\circ\text{C}$
x_{a2}	$0,077 \text{ kg/kg}$
h_{a2}	$248,95 \text{ kJ/kg}$

Tabulka 36: Vstupní hodnoty rekuperace

Nejprve vypočítáme teplotu ohřívajícího vzduchu, kterou předá ohřívací vzduch během ochlazení z počáteční teploty na teplotu rosného bodu.



Obrázek 53: Průběh teplot ve výměníku před kondenzací

$$m_{da}c_p\Delta T = m_{da0}c_p\Delta T$$

Protože se hmotnostní toky rovnají a rozdíl měrných tepelných kapacit je zanedbatelný, můžeme rovnici zjednodušit na tvar

$$T_{a2} - T_{dp2} = T_{a0''} - T_{a0}$$

$$T_{a0''} = T_{a2} - T_{dp2} + T_{a0} = 50 - 47 + 15 = 18\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Po tomto ohřátí ohřívací vzduch začne kondenzovat. Na výstupu z výměníku nesmí teplota ohřívajícího vzduchu překročit teplotu rosného bodu ohřívajícího vzduchu. My tedy potřebujeme dostat teplotu ohřívajícího vzduchu na teplotu, která je téměř stejná teplotě rosného bodu neboli teplotě ohřívajícího vzduchu na výstupu (bod 3). Abychom toho dosáhli, musíme měnit měrnou vlhkost ohřívajícího vzduchu. Při dané teplotě 50 °C změníme měrnou vlhkost tak, aby teplota rosného bodu byla např. 46 °C. Zjistíme entalpii při těchto parametrech. Pak už můžeme udělat entalpickou bilanci a dopočítat teplotu ohřívajícího vzduchu před recirkulací (bod 0').

Snížení teploty rosného bodu na 46 °C

T_{dp}	$x_{a2'}$	$h_{a2'}$
46 °C	0,069 kg/kg	229,11 kJ/kg

Tabulka 37: Hodnoty při teplotě rosného bodu 46 °C

$$\Delta h = h_{a2} - h_{a2'} = 248,95 - 229,11 = 19,84\text{ kJ/kg}$$

$$h_{0'} = h_{a0} + \Delta h = 48,277\text{ kJ/kg}$$

Při měrné vlhkosti $x_{a0} = x_{a0'}$ a entalpii $h_{0'}$ bude teplota $T_{a0'}$ rovna

$x_{a0'}$	0,0053 kg/kg
$h_{0'}$	48,277 kJ/kg
$T_{a0'}$	35 °C

Tabulka 38: Hodnoty výstupního vzduchu při snížení teploty rosného bodu na 46 °C

Vidíme, že teplota $T_{a0'}$ je o hodně nižší než teplota rosného bodu. Proto musíme teplotu rosného bodu ještě snížit.

Snížení teploty rosného bodu na 45 °C

T_{dp}	$x_{a2'}$	$h_{a2'}$
45 °C	0,06507 kg/kg	218,9 kJ/kg

Tabulka 39: Hodnoty při teplotě rosného bodu 45 °C

$$\Delta h = h_{a2} - h_{a2'} = 248,95 - 218,9 = 30,05 \text{ kJ/kg}$$

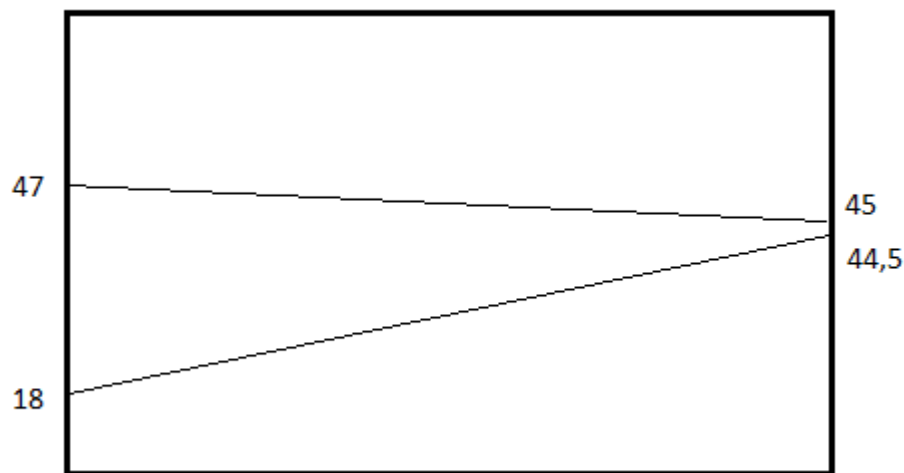
$$h_{0'} = h_{a2} + \Delta h = 58,487 \text{ kJ/kg}$$

Při měrné vlhkosti $x_{a0} = x_{a0'}$ a entalpii $h_{0'}$ bude teplota $T_{a0'}$ rovna

$x_{a0'}$	0,0053 kg/kg
$h_{0'}$	58,487 kJ/kg
$T_{a0'}$	44,5 °C

Tabulka 40: Hodnoty výstupního vzduchu při snížení teploty rosného bodu na 45 °C

Vidíme, že výsledná teplota je $T_{a0'} = 44,5 \text{ °C}$, to už je velmi blízko požadované teplotě.



Obrázek 54: Průběh teplot po kondenzaci

6.9.1. Přínos rekuperace

Nyní se podíváme, jaké přínosy má rekuperace pro náš případ sušení. Výměník máme vyřešený v minulé kapitole, teď použijeme vypočítané hodnoty a budeme postupovat stejně jako v kapitole 6.9.

	Bod 0'			Bod 1		
Měrná vlhkost vzduch	$X_{a0'}$	0,0053	kg/kg	X_{a1}	0,026	kg/kg
Teplota vzduchu	$T_{a0'}$	44,5	°C	T_{a1}	47	°C
Relativní vlhkost	$\varphi_{a0'}$	0,1		φ_{a1}	0,39	
Teplota rosného bodu	$T_{dp0'}$	4,6	°C	T_{dp1}	29,5	°C
Teplota mokrého teploměru	$T_{wb0'}$	20,7	°C	T_{wb1}	33,1	°C
Tlak nasycených par vody	$p_w^{*0'}$	9351	Pa	p_w^{*1}	10627	Pa
Entalpie	$h_{a0'}$	58,49	kJ/kg	h_{a1}	115,6	kJ/kg
Množství suchého vzduchu	$M_{da0'}$	5,2	kg/s	M_{da1}	7,5	kg/s

	Bod 1'			Bod 2		
Měrná vlhkost vzduch	$X_{a1'}$	0,026	kg/kg	X_{a2}	0,077	kg/kg
Teplota vzduchu	$T_{a1'}$	186,5	°C	T_{a2}	50	°C
Relativní vlhkost	$\varphi_{a1'}$	0,0035		φ_{a2}	0,9	
Teplota rosného bodu	$T_{dp1'}$	29,5	°C	T_{dp2}	47,9	°C
Teplota mokrého teploměru	$T_{wb1'}$	51,3	°C	T_{wb2}	48,1	°C
Tlak nasycených par vody	$p_{w''1'}$	1166900	Pa	$p_{w''2}$	12353	Pa
Entalpie	$h_{a1'}$	262,13	kJ/kg	h_{a2}	248,95	kJ/kg
Množství suchého vzduchu	$M_{da1'}$	7,5	kg/s	M_{da2}	5,2	kg/s

Tabulka 41: Tabulka výsledných hodnot statické bilance sušícího vzduchu po rekuperaci

Výkon výměníku

$$Q_{1-1'} = M_{da1'} \cdot (h_{a1'} - h_{a1}) = 995,1 \text{ kW}$$

Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu

$$Q_m = \frac{Q_{1-1'}}{W} = \frac{995,1}{0,375} = 2653,6 \text{ kJ/kg}$$

Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu bez rekuperace (kap. 4.6.2.)

$$Q_m = \frac{Q_{0-1'}}{W} = \frac{1124,9}{0,375} = 2999,6 \text{ kJ/kg}$$

6.9.2. Shrnutí a porovnání se sušením bez rekuperace

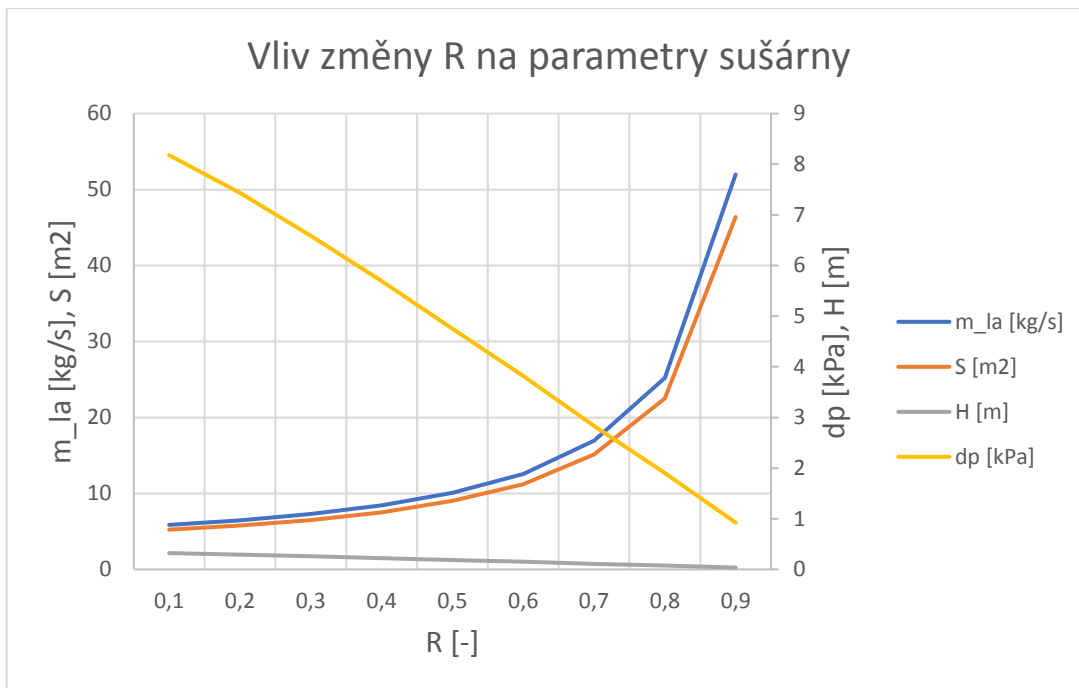
Při zavedení rekuperace jsme zvýšili teplotu před recirkulací a vstupem do sušárny z 15 °C na 44,5 °C. Díky tomu se snížil potřebný výkon na ohřátí vzduchu z 1124,9 kW na 995,1 kW. Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu se snížila z 2999,6 kJ/kg na 2653,6 kJ/kg.

6.10. Optimalizace provozních parametrů

V této kapitole se pokusíme optimalizovat proces sušení změnou parametrů jako je recirkulační podíl nebo výstupní teplota ze sušárny.

6.10.1. Vliv změny podílu recirkulace R

V našem případě jsme měli recirkulační podíl $R = 0,3$. Nyní se podíváme, jak se změní parametry sušárny, pokud budeme měnit R ($R \in (0; 1)$). V grafu níže můžeme vidět průběh změny průtoku sušícího vzduchu m_{la} , plochy roštu S , tlakové ztráty fluidní vrstvy dp a výšky fluidní vrstvy H v závislosti na R .

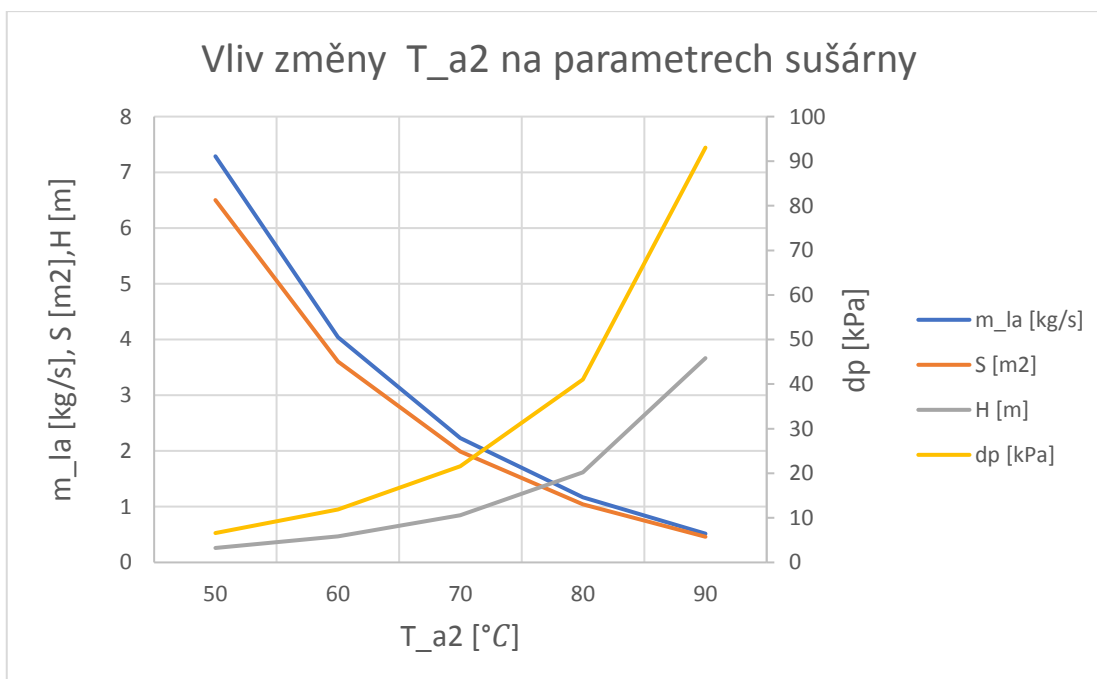


Graf 13: Vliv změny R na parametrech sušárny

Z grafu 13 můžeme vidět, že s rostoucím R se zvyšuje průtok sušícího vzduchu a plocha roštu, ale naopak se snižuje tlaková ztráta a výška fluidní vrstvy.

6.10.2. Vliv změny výstupní teploty ze sušárny

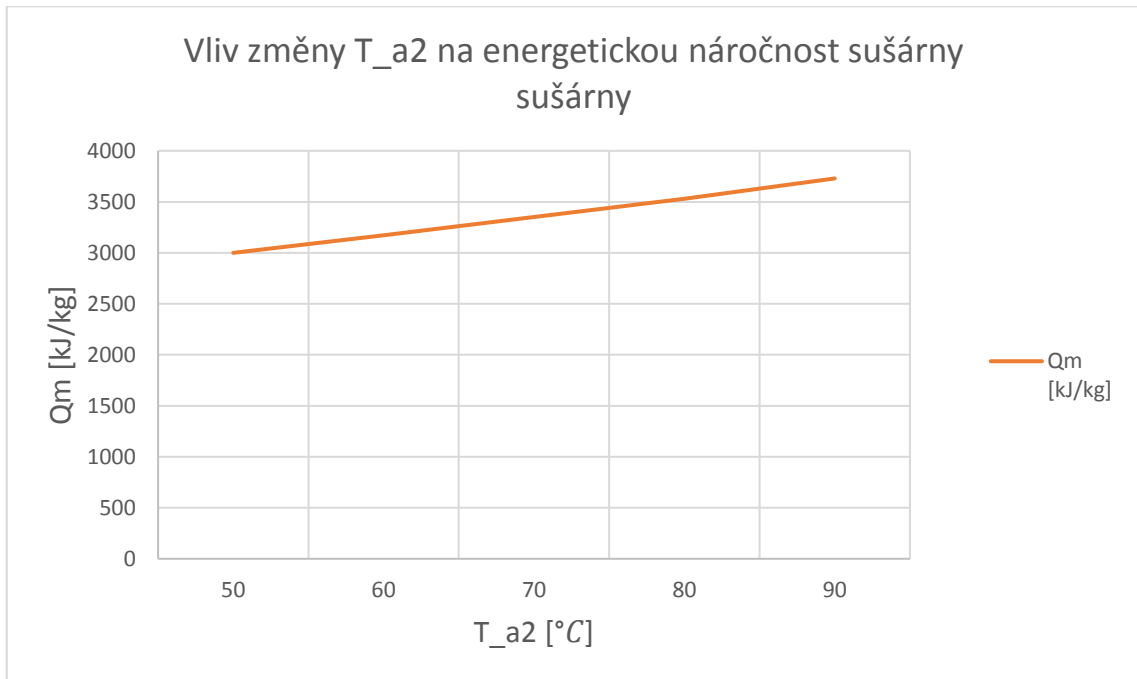
Teplota vystupujícího vzduchu ze sušárny byla zvolena $T_{a2} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$. V následujícím grafu můžeme vidět průběh změny průtoku sušícího vzduchu, plochy roštu, tlakové ztráty fluidní vrstvy a výšky fluidní vrstvy v závislosti na výstupní teplotě ze sušárny. Můžeme vidět, že se vzrůstající výstupní teplotou se zmenšuje plocha roštu a průtok sušícího vzduchu, ale naopak nám roste tlaková ztráta a výška fluidní vrstvy.



Graf 14: Vliv změny T_{a2} na parametrech sušárny

Změna výstupní teploty také ovlivní energetickou náročnost ohřevu vzduchu. V následujícím grafu můžeme vidět změnu měrné spotřeby energie na ohřev vzduchu Q_m a výkonu výměníku Q pro ohřev vzduchu.

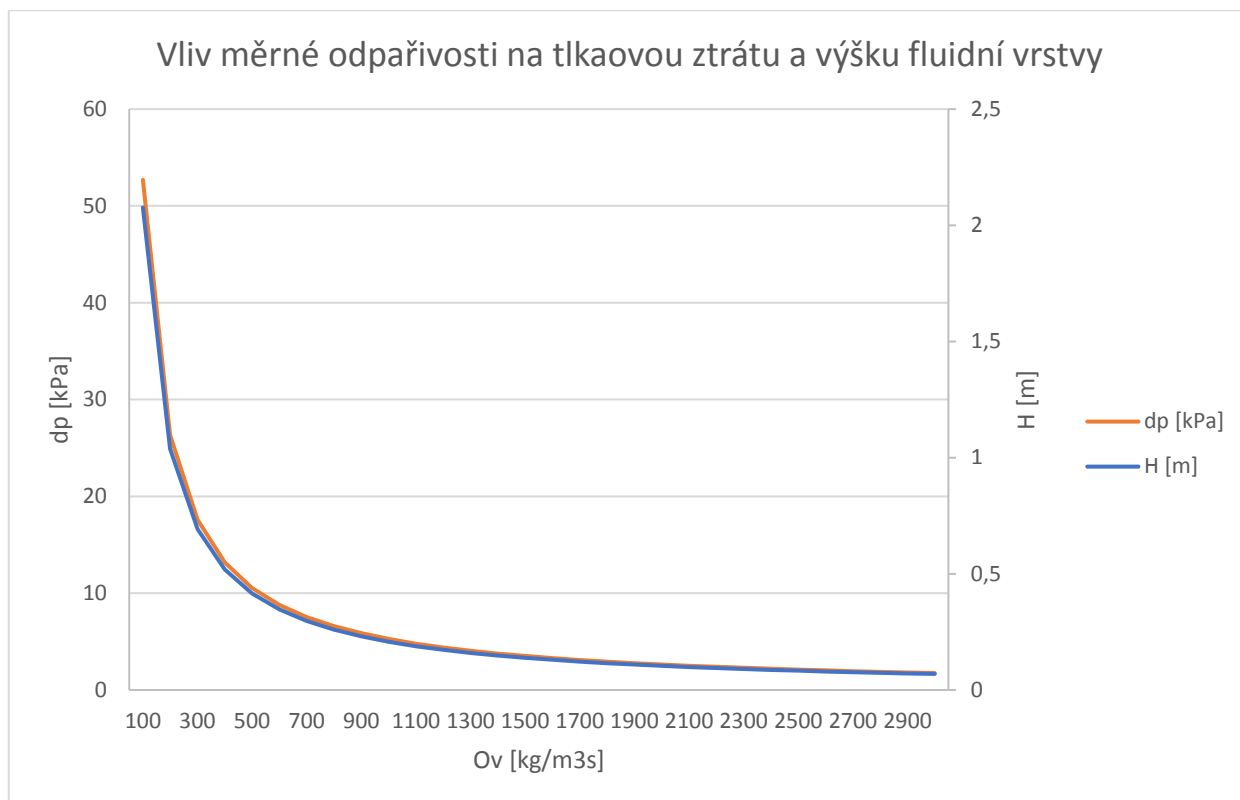
Jak je patrné z grafu 15, tak se vzrůstající teplotou energetická náročnost roste. Celkové optimum podle našich dvou diagramů najdeme přibližně při 65-70 °C, kdy jsou všechny parametry na pro nás nejvýhodnějších hodnotách.



Graf 15: Vliv změny T_{a2} na energetickou náročnost ohřevu vzduchu

6.10.3. Vliv měrné odpařivosti

Jak víme z kapitoly 6.6.2., tak měrná odpařivost velmi úzce souvisí s velikostí částic. V následujícím grafu 16 můžeme závislost tlakové ztráty fluidní vrstvy a výšky fluidní vrstvy na měrné odpařivosti. Je zřejmé, že čím větší je měrná odpařivost, tím nižší je tlaková ztráty a výška fluidní vrstvy.



Graf 16: Vliv měrné odpařivosti na tlakovou ztrátu a výšku fluidní vrstvy

6.11. Závěr z analýzy parametrů

Z předchozích diagramů jsme zjistili, jaký vliv má změna recirkulačního podílu R, změna výstupní teploty a měrná odpařivost materiálu na parametry fluidní sušárny a fluidního sušení. Z toho můžeme vyvodit, že vhodný recirkulační podíl bude přibližně 0,5, protože při vyšší hodnotě je už plocha roštu příliš velká. Nejvhodnější výstupní teplota bude mezi 65-70°C.

Recycle ratio R	0,5
Výstupní teplota T_{a2}	65°C

Tabulka 42: Ideální hodnoty z analýzy vlivu změny parametrů

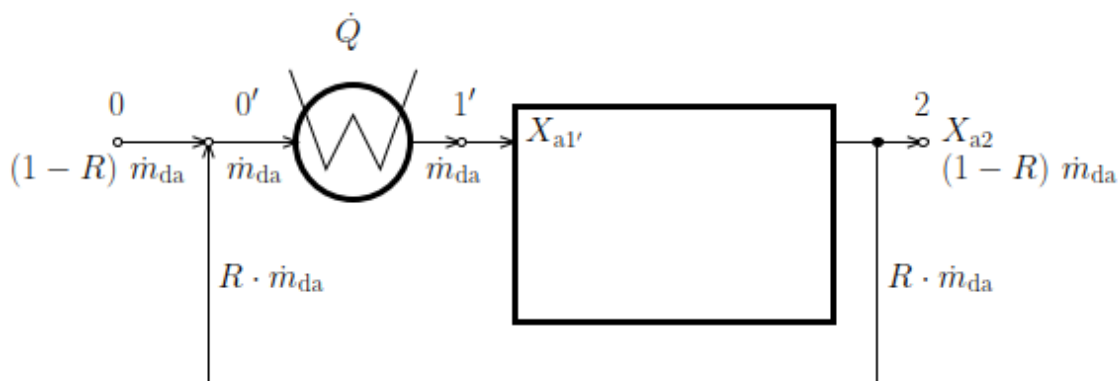
6.12. Optimalizace parametrů a výsledný návrh sušárny

Výsledný návrh sušárny bude vypadat tak, že použijeme optimalizované hodnoty z naší provedené analýzy (kap. 6.10.) a to $R = 0,5$ a $T_{a2} = 65^\circ\text{C}$. Dále také pro tyto parametry použijeme rekuperaci a porovnáme oba výsledky.

Optimalizované zadané parametry:

Teplota vzduchu v bodě 0	T_{a0}	15 °C
Relativní vlhkost v bodě 0	φ_{a0}	50%
Teplota vzduchu v bodě 2	T_{a2}	65 °C
Recycle ratio	R	0,5

Tabulka 43: Optimalizované zadané parametry



Obrázek 55: Schéma systému

Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu při těchto parametrech

$$Q_m = \frac{Q_{0-1'}}{W} = \frac{1270,3}{0,375} = 3387 \text{ kJ/kg}$$

Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu s použitím rekuperace

$$Q_m = \frac{Q_{1-1'}}{W} = \frac{1135,3}{0,375} = 3027 \text{ kJ/kg}$$

Měrná spotřeba energie se s optimalizovanými parametry má hodnotu $Q_m = 3387 \text{ kJ/kg}$. Použitím rekuperace měrnou spotřebu energie snížíme o 11 % na hodnotu $Q_m = 3027 \text{ kJ/kg}$.

Pak výsledné parametry sušárny budou:

Varianta	a)	b)	Jednotka
Plocha roštu	9,5	9,5	m^2
Měrná odpařivost	150	800	$kg \ m^{-3} \ h^{-1}$
Výška vrstvy	0,94	0,17	m
Hmotnost zádrže	4860	911	kg
Tlaková ztráta	23,9	4,4	kPa

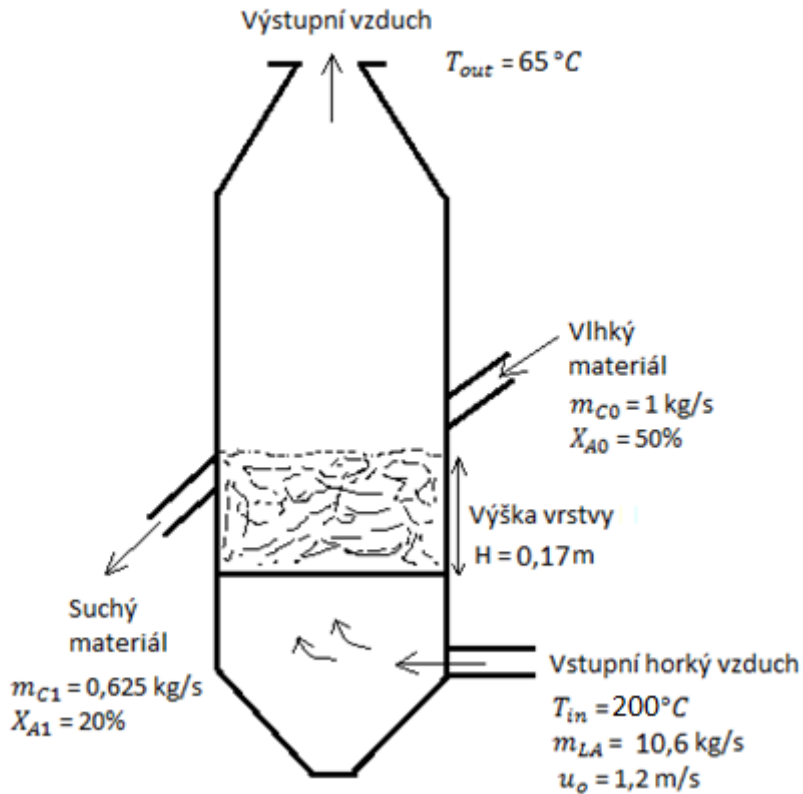
Tabulka 44: Tabulka parametrů sušárny po optimalizaci

Tabulka parametrů před optimalizací

Varianta	a)	b)	Jednotka
Plocha roštu	6,5	6,5	m^2
Měrná odpařivost	150	800	$kg \ m^{-3} \ h^{-1}$
Výška vrstvy	1,38	0,25	m
Hmotnost zádrže	4860	911	kg
Tlaková ztráta	35,1	6,5	kPa

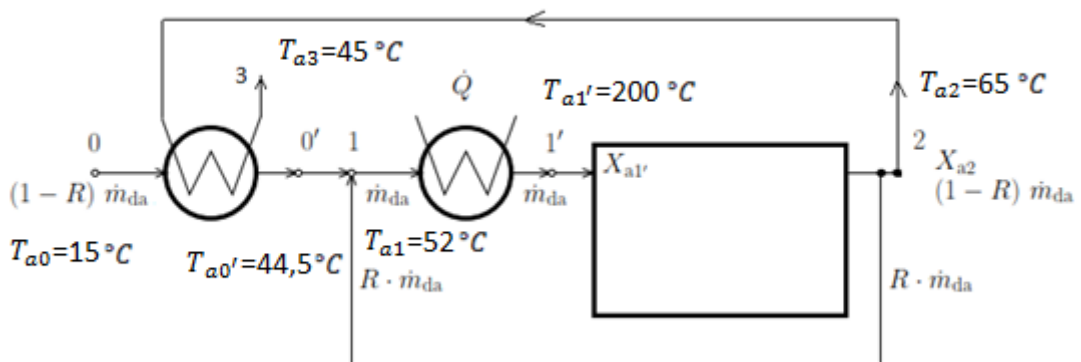
Tabulka 45: Tabulka parametrů sušárny před optimalizací

Z tabulek s výslednými parametry sušárny můžeme vidět, že po optimalizaci se zvětšila plocha roštu. Naproti tomu se nám zmenšila výška vrstvy a hlavně také tlaková ztráta fluidní vrstvy. To je důležitý parametr při volbě ventilátoru.



Obrázek 56: Výsledné schéma sušárny

Na obrázku 57 vidíme celý systém sušení se zapojením rekuperace. V systému vidíme 2 výměníky, první je rekuperační, druhý je na ohřev sušícího vzduchu na požadovanou teplotu před vstupem do sušárny. Výkon rekuperačního výměníku je 165 kW a výkon druhého výměníku je 1135,3 kW. Ve schématu není znázorněn ventilátor, který by měl být zvolen tak, aby překonal tlakovou ztrátu pro variantu a) 23,9 kPa a variantu b) 4,4 kPa. V sušárně bude probíhat fluidní sušení s bublinkovou fluidní vrstvou. Fluidní sušárna odpovídá typu well-mixed (kap.4.7.1.2.).



Obrázek 57: Schéma sušárny s rekuperací

7. Závěr

Tato diplomová práce se zabývá fluidním sušením energeticky využitelné biomasy. Obsahuje popis biomasy a jejich druhů. Dále je v ní zpracována rešerše typů sušek a popis procesu sušení. Také jsem popsal proces fluidace a rozdělil fluidní sušky pro různé typy sušených materiálů.

V rámci práce byl proveden experiment. Fluidoval jsem 5 různých druhů dřevní štěpky. Byl to buk ve třech různých velikostech (buk 1 – 2x8x16 mm, buk 2 – 1x4x8 mm a buk 3 – 0,75x2x4 mm) a olše ve dvou různých velikostech (olše 1 – 2x8x16 mm a olše 2 – 0,75x2x4 mm). Vyhodnocoval jsem kvalitu vytvoření fluidní vrstvy a porovnal experimentálně zjištěné prahové rychlosti fluidace s vypočtenými hodnotami. Nejprve jsem materiály rozdělil do skupin dle Geldartova diagramu. Měli jsme 2 skupiny materiálů, skupinu B a D. U skupiny B jsme dosáhli fluidace. U zbylých materiálů (skupina D) se tvořily kanály a bubliny, stavu fluidace jsme u nich nedosáhli. Nejlépe fluidoval materiál s nejnižší hustotou a nejmenší velikostí částic, nazvaný olše 2. Dalším materiálem, který dobře fluidoval byl buk 3, který měl stejnou velikost částic jako olše 2. Na základě výsledků z této experimentální práce jsem pokračoval v další návrhu.

Cílem této diplomové práce bylo navrhnout fluidní sušárnu pro dřevní štěpku a následně optimalizovat parametry sušícího systému.

Navrhl jsem systém s fluidní sušárnou s recirkulací. Sušený materiál je dřevní štěpka spadající do kategorie B, dle Geldartova diagramu. Sušícím médiem je vzduch. Sušení se realizuje v bublinkové fluidní vrstvě. Konstrukce sušárny odpovídá typu klasické kontinuální sušárny (well-mixed), která je vhodná pro tento typ materiálu

Nejprve jsem udělal první návrh se zadanými parametry. Po spočítání statické bilance sušárny vyšla měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu $Q_m = 2999,6 \text{ kJ/kg}$. Následně jsem vypočítal vlastní parametry sušárny. Plocha roštu vyšla $S = 6,5 \text{ m}^2$. Zbylé parametry byly vypočítány pro 2 varianty s různými měrnými odpařivostmi materiálu. Ve variantě a) s měrnou odpařivostí $O_v = 150 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ vyšla výška vrstvy $H = 1,38 \text{ m}$ a tlaková ztráta $dp = 35,1 \text{ kPa}$. Pro variantu b) s měrnou odpařivostí $O_v = 800 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ vyšla výška vrstvy $H = 0,25 \text{ m}$ a tlaková ztráta $dp = 6,5 \text{ kPa}$.

Po vypočítání těchto hodnot jsem udělal analýzu změny parametrů. Měnil jsem podíl recirkulace R a výstupní teplotu T_{a2} . Z těchto analýz mi vyšel ideální podíl recirkulace $R = 0,5$ a výstupní teplota $T_{a2} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$. Dále jsem tedy udělal návrh sušárny již s optimalizovanými hodnotami, který vypadá následovně. Plocha roštu vyšla $S = 9,5 \text{ m}^2$. To je sice víc, než u prvního návrhu, ale zbylé parametry se nám snížily. Ve variantě a) s měrnou odpařivostí $O_v = 150 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ vyšla výška vrstvy $H = 0,94 \text{ m}$ a tlaková ztráta $dp = 23,9 \text{ kPa}$. Pro variantu b) s měrnou odpařivostí $O_v = 800 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$ vyšla výška vrstvy $H = 0,17 \text{ m}$ a tlaková ztráta $dp = 4,4 \text{ kPa}$.

Měrná spotřeba energie na ohřev vzduchu u těchto parametrů vyšla $Q_m = 3387,3 \text{ kJ/kg}$. Po zavedení rekuperace jsme tuto hodnotu snížili o 11 % na $Q_m = 3027 \text{ kJ/kg}$. Měrná spotřeba energie je sice vyšší než v prvním případě, ale jak jsem zjistil z analýzy změny parametrů, tak se vzrůstající výstupní teplotou roste i měrná spotřeba energie. Použití rekuperace není výhodné jen z hlediska snížení spotřeby energie, ale také pro snížení tlakové ztráty. Ta je velmi důležitá při volbě ventilátoru, protože je potřeba určit, jakou hodnotu tlakové ztráty bude muset ventilátor překonat.

8. Zdroje:

- [1] *Oenergetice.cz* [online]. 2020, 17 [cit. 2020-04-02]. Dostupné z: <http://oenergetice.cz/technologie/obnovitelne-zdroje-energie/biomasa-vyuziti-zpracovani-vyhody-a-nevyhody/>
- [2] *Bioenergetikazvt.cz* [online]. 2020, 17 [cit. 2020-04-02]. Dostupné z: <http://bioenergetikazvt.cz/spalovani/index.php/co-je-biomasa>
- [3] *Www.zakonyprolidi.cz* [online]. 2020 [cit. 2020-04-02]. Dostupné z: <https://www.zakonyprolidi.cz/cs/2012-415>
- [4] Jak pěstovat energetické plodiny a rychle rostoucí dřeviny [online]. [cit. 2020-06-07]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz-pestovani-biomasy/>
- [5] Sušení biomasy na dvourotorové kontaktní kotoučové sušárně [online]. [cit. 2020-08-27]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/suseni-biomasy-na-dvourotorove-kontakt-ni-kotoucove>
- [6] Kunii D., Levenspiel: Fluidization Engineering, Butterworth - Heinemann, 1991
- [7] Fluidace [online]. [cit. 2020-04-02]. Dostupné z: http://users.fsid.cvut.cz/~jiroutom/vyuka/hmp/hmp_soubory/hmp9.pdf
- [8] HRDLIČKA, František. Průmyslová energetika. České vysoké učení technické v Praze, 2000.
- [9] DOSTÁL, Martin. coSušárny 2020, ČVUT v Praze, Fakulta strojní, 2020
- [10] RYBOLA, Ondřej. Sušení biomasy v sušárnách s nepřímým otopem. ČVUT, Praha, 2020.
- [11] VALCHÁŘ, J., M. CHOC, V. TŮMA a S. KOLÁŘ. Sušení v chemickém průmyslu. Praha: SNTL - Nakladatelství technické literatury, 1967.
- [12] Odpařování a sušení [online]. [cit. 2020-06-07]. Dostupné z: <https://www.slideserve.com/ganesa/odpa-ov-n-a-su-en>
- [13] ŠNITA. <https://vydavatelstvi.vscht.cz/> [online]. 2006 [cit. 30. 4. 2017]. Dostupný na WWW: http://147.33.74.135/knihy/uid_isbn-80-7080-589-7/pdf/259.pdf
- [14] HASAL, Pavel, Igor SCHREIBER a Dalimil ŠNITA. Chemické inženýrství I. Vyd. 2., přeprac. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2007. ISBN 978- 80-7080-629-6.
- [15] Sušení [online]. [cit. 2020-06-07]. Dostupné z: http://fzp.ujep.cz/ktv/uc_texty/pt3/12%20Suseni.pdf
- [16] KROUPA, Z. Sušení biomasy. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 37 s.
- [17] Kontinuální fluidní sušárna [online]. [cit. 2020-04-02]. Dostupné z: <https://www.vekamaf.cz/zarizeni/kontinualni-fluidni-susarna/>
- [18] KLAUS, Vlastislav. Analýza provozních a ekonomických ukazatelů plynové sušárny zemědělských komodit [online]. [cit. 2020-05-1].
- [19] HLAVAČKA, V. – VALCHÁŘ, J. – VIKTORIN, Z. Tepelně technické pochody v systémech plyn-tuhé částice. Praha: SNTL, 1980.

- [20] KÓL, Přemysl. *Sušení velmi vlhkých látek s následným využitím odpadního tepla*. Ostrava, 2013. VŠB – Technická univerzita Ostrava Fakulta strojní Katedra energetiky.
- [21] BERAN, Petr. *Metody sušení biomasy*. Brno, 2018. Bakalářská práce. Vysoké učení technické v Brně.
- [22] *Dřevní štěpka - zelená, hnědá, bílá* [online]. [cit. 2020-10-25]. Dostupné z: <https://biom.cz/cz/odborne-clanky/drevni-stepka-zelena-hneda-bila>
- [23] *Obnovitelné zdroje energie v roce 2019* [online]. [cit. 2020-10-25]. Dostupné z: https://www.mpo.cz/assets/cz/energetika/statistika/obnovitelne-zdroje-energie/2020/9/Obnovitelne-zdroje-energie-2019_2.pdf
- [24] *Přehled energetických plodin, jejich vlastností a přepočty jednotek* [online]. [cit. 2020-11-10]. Dostupné z: <https://www.tzb-info.cz/tabulky-a-vypocty/98-prehled-energetickyh-plodin-jejich-vlastnosti-a-prepocety-jednotek>
- [25] MUJUMDAR, Arun S. *Handbook of Industrial Drying* [online]. [cit. 2020-11-29]. Dostupné z: https://www.academia.edu/41300497/Handbook_of_Industrial_Drying
- [26] YANG, Wen-Ching. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. New York: MARCEL DEKKER, 2003.
- [27] DOSTÁL, Martin. *Sušení*. ČVUT Praha, 2020.
- [28] *Tabulka syté kapaliny a syté páry H₂O seříděná podle teploty* [online]. [cit. 2021-02-18]. Dostupné z: <http://www.fsiforum.cz/upload/soubory/databaze-predmetu/6TT/Diagramy/SadaPodkladu-VodniPara.pdf>
- [29] Humidity calculator [online]. [cit. 2021-02-25]. Dostupné z: <http://www.michell.com/uk/calculator/>

9. Seznam obrázků

Obrázek 1: Bilance sušárny [21]	9
Obrázek 2: Průběh sušení [21]	10
Obrázek 3: Pásová sušárna [10]	12
Obrázek 4: Bubnová sušárna [13]	12
Obrázek 5: Proudová sušárna [14]	13
Obrázek 6: Lopatková sušárna [15]	13
Obrázek 7: Schéma fluidní sušárny [16]	14
Obrázek 8: Chování fluidní vrstvy [7]	16
Obrázek 9: Typy fluidní vrstvy [6]	16
Obrázek 10: Chování fluidní vrstvy na základě střední velikosti částic a hustoty, Geldartův diagram [6]	17
Obrázek 11: Diagram pro určení bezrozměrných veličin pro výpočet ut [6]	20
Obrázek 12: Závislost talkové ztráty na rychlosti fluidace [6]	21
Obrázek 13: Zjednodušený schematický obraz cirkulačního pohybu částic tuhého materiálu ve fluidní vrstvě; dvojité šipky naznačují proudění fluidačního prostředí, jednoduché šipky značí proudění materiálu. [11]	22
Obrázek 14: Zjednodušený schematický obraz cirkulačního proudění tekutiny ve fluidní vrstvě. [11]	22
Obrázek 15: Kontinuální fluidní sušárna [17]	25

Obrázek 16: Kontinuální fluidní sušárna: a-přívod a odvod materiálu nad vrstvou, b-sušící prostor se sekce, c-sušárna zrnitých materiálů).[18].....	25
Obrázek 17: Obecný průběh funkce $u_B (\vartheta E)$ [11]	33
Obrázek 18: Dvoustupňové fluidní sušárny. a) Horní patro well-mixed fluidní lože, dolní s postupným tokem. b) první stupeň suška, druhý chladič [25].....	35
Obrázek 19: Well-mixed fluidní sušárna [25].....	36
Obrázek 20: Fluidní sušárna s pulzujícím ložem [25]	36
Obrázek 21: Fluidní sušárna s mechanickým mícháním [25]	37
Obrázek 22: Fluidní sušárny s vibračním fluidním ložem [25]	37
Obrázek 23: Fluidní sušárna se sušícími tryskami [25].....	38
Obrázek 24: Pytle s dřevní štěpkou.....	40
Obrázek 25: Schéma zařízení	41
Obrázek 26: Zařízení pro fluidaci	41
Obrázek 27: Zařízení pro fluidaci	41
Obrázek 28: Distributor 2.....	42
Obrázek 29: Distributor 1.....	42
Obrázek 30: Buk 1, velikost částic	45
Obrázek 31: Tvoření bublin a kanálů v buku 1	46
Obrázek 32: Buk 2 velikost částic	47
Obrázek 33: Fontánový efekt buku 2	48
Obrázek 34: Fluidující buk 3	49
Obrázek 35: Buk 3 velikost částic	49
Obrázek 36: Olše 1 velikost částic	50
Obrázek 37: Olše 1, tvoření kanálů při fluidování	51
Obrázek 39: Olše 2 velikost	52
Obrázek 38: Fluidující olše 2	52
Obrázek 40: Buk 2 fluidování, distributor 2	54
Obrázek 41: Buk 1 fluidování, distributor 2	54
Obrázek 42: Buk 3 fluidování, distributor 2	54
Obrázek 43: Kanálky ve fluidní vrstvě buku 3	55
Obrázek 44: Kanály a bubliny u buku 1, skupina D	60
Obrázek 45: Fluidace u Olše 2, skupina B	60
Obrázek 46: Schéma fluidní sušárny	61
Obrázek 47: Schéma sušícího systému	62
Obrázek 48: Bilanční schéma sušárny s recirkulací [27].....	63
Obrázek 49: Mollierův diagram sušárny s recirkulací [27].....	65
Obrázek 50: Průběh teplot v sušárně.....	68
Obrázek 51: Sušící křivka, pohybujeme v části grafu I [27]	69
Obrázek 52: Schéma sušárny s rekuperací.....	71
Obrázek 53: Průběh teplot ve výměníku před kondenzací	72
Obrázek 54: Průběh teplot po kondenzaci.....	73
Obrázek 55: Schéma systému	78
Obrázek 56: Výsledné schéma sušárny	79
Obrázek 57: Schéma sušárny s rekuperací.....	79

10. Seznam tabulek

Tabulka 1: Výroba elektřiny z biomasy podle jejich typů v roce 2019 [23]	5
Tabulka 2: Výroba tepelné energie z biomasy podle jejich typů v roce 2019 [23]	5
Tabulka 3: Vlastnosti dřevní štěpky [24]	6
Tabulka 4: Výhřevnost biomasy před vysušením [24]	6
Tabulka 5: Výhřevnost biomasy po vysušení [24]	7
Tabulka 6: Výhřevnost některých druhů biomasy [10]	7
Tabulka 7: Porovnání sušáren [11]	14
Tabulka 8: Rozdělení druhů biomasy podle typu částic	18
Tabulka 9: Výpočet součinitele odporu v závislosti na Re [26]	20
Tabulka 10: Hodnoty Re a Nu podle Handbook of industrial drying [25]	26
Tabulka 11: Hodnoty Re a Nu podle Kunii D., Levenspiel [6]	27
Tabulka 12: Charakteristické veličiny pro pístový tok [11]	32
Tabulka 13: Charakteristické veličiny pro dokonalé míchání [11]	32
Tabulka 14: Rozdělení fluidních sušáren [25]	35
Tabulka 15: Přiřazení rovnice přestupu tepla k typu sušárny	39
Tabulka 16: Parametry distributorů	42
Tabulka 17: Naměřené hodnoty dřevní štěpky	45
Tabulka 18: Rozsah frekvence ventilátoru	45
Tabulka 19: Naměřené hodnoty dřevní štěpky	53
Tabulka 20: Rozsah frekvence ventilátoru	53
Tabulka 21: Tabulka experimentálně změřených hodnot rychlosti fluidace	57
Tabulka 22: Vstupní hodnoty	57
Tabulka 23: Vypočtené hodnoty	59
Tabulka 24: Porovnání měřené a vypočtené rychlosti fluidace	59
Tabulka 25: Parametry dřevní štěpky	61
Tabulka 26: Parametry sušícího vzduchu	61
Tabulka 27: Parametry sušeného materiálu	63
Tabulka 28: Zadané hodnoty sušícího vzduchu	64
Tabulka 29: Parametry sušícího media	64
Tabulka 30: Parametry vzduchu v bodě 0	64
Tabulka 31: Parametry vzduchu v bodě 2	65
Tabulka 32: Parametry vzduchu v bodě 0'	65
Tabulka 33: Parametry vzduchu v bodě 1'	66
Tabulka 34: Tabulka parametrů vzduchu ve všech bodech bilance	67
Tabulka 35: Výsledky návrhu sušárny	71
Tabulka 36: Vstupní hodnoty rekuperace	71
Tabulka 37: Hodnoty při teplotě rosného bodu 46 °C	72
Tabulka 38: Hodnoty výstupního vzduchu při snížení teploty rosného bodu na 46 °C	72
Tabulka 39: Hodnoty při teplotě rosného bodu 45 °C	73
Tabulka 40: Hodnoty výstupního vzduchu při snížení teploty rosného bodu na 45 °C	73
Tabulka 41: Tabulka výsledných hodnot statické bilance sušícího vzduchu po rekuperaci	74
Tabulka 42: Ideální hodnoty z analýzy vlivu změny parametrů	77
Tabulka 43: Optimalizované zadané parametry	77
Tabulka 44: Tabulka parametrů sušárny po optimalizaci	78
Tabulka 45: Tabulka parametrů sušárny před optimalizací	78

11. Seznam grafů

Graf 1: Závislost tlakové ztráty na rychlosti proudění distributor 1	43
Graf 2: Závislost tlakové ztráty na rychlosti proudění distributor 2	43
Graf 3: Geldartův diagram fluidovaných druhů dřevní štěpky	44
Graf 4: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 1	46
Graf 5: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 2	48
Graf 6: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 3	50
Graf 7: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Olše 1	51
Graf 8: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Olše 2	53
Graf 9: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 1	55
Graf 10: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 2	56
Graf 11: Závislost tlakové ztráty vrstvy na rychlosti proudění Buk 3	57
Graf 12: Závislost měrné odpařivosti na velikosti materiálu	69
Graf 13: Vliv změny R na parametrech sušárny	75
Graf 14: Vliv změny T_{a2} na parametrech sušárny	75
Graf 15: Vliv změny T_{a2} na energetickou náročnost ohřevu vzduchu.....	76
Graf 16: Vliv měrné odpařivosti na tlakovou ztrátu a výšku fluidní vrstvy	77