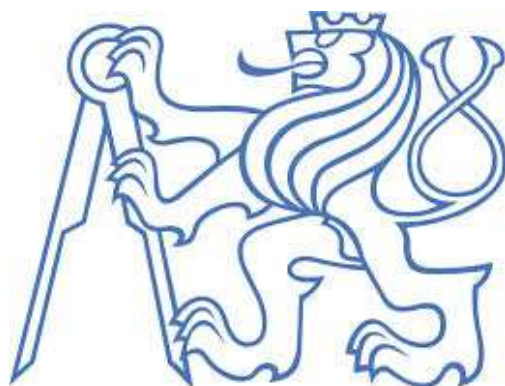


ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

FAKULTA STROJNÍ

ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY



DIPLOMOVÁ PRÁCE

PŘENOS TEPLA V AIRLIFT REAKTORU

2017

Bc. Jan Dymák

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Dymák** Jméno: **Jan** Osobní číslo: **381647**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávací katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Strojní inženýrství**
Studijní obor: **Procesní technika**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Přestup tepla v airlift reaktoru

Název diplomové práce anglicky:

Heat transfer in airlift reactor

Pokyny pro vypracování:

Zpracujte rešerši se zaměřením na přenos tepla a hmoty v airlift reaktoru, experimentální a výpočtové stanovení zádrže a součinitele přestupu hmoty resp. tepla. Experimentálně stanovte zádrž a přenos tepla v modelovém zařízení pro zadané podmínky. Proveďte vzájemné porovnání výsledků získaných z těchto vztahů a experimentálně pro zadaný případ.

Podrobné cíle práce:

- 1) Provést literární rešerši zaměřenou na metody pro experimentální měření vybraných parametrů (zádrž, součinitel přenosu hmoty event. tepla) v airlift reaktorech, výpočtové vztahy pro jejich určení.
- 2) Sestavit a zprovoznit měřicí aparaturu pro měření.
- 3) Provést měření zádrže, přestupu tepla v závislosti na vybraných procesních parametřích (průtok vzduchu, výška hladiny, teplota) v dvoufázovém systému kapalina - plyn a v třífázovém systému kapalina - plyn - tuhá fáze.
- 4) Vyhodnotit experimentální data a porovnat s výpočtovými vztahy publikovanými v literatuře.

Seznam doporučené literatury:

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:

doc. Ing. Radek Šulc Ph.D., ústav procesní a zpracovatelské techniky FS

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

Datum zadání diplomové práce: **10.04.2017**

Termín odevzdání diplomové práce: **09.06.2017**

Platnost zadání diplomové práce:

Podpis vedoucí(ho) práce

Podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

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.

18-04-2017

Datum převzetí zadání

Podpis studenta

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

Výsledky mohou být dále použity podle uvážení vedoucího diplomové práce jako jejího spoluautora.

V Praze dne 18.8.2017

Bc. Jan Dymák

Anotační list

Ústav: 12118 Akademický rok: 2016/2017

Jméno autora: Jan

Příjmení autora: Dymák

Název práce česky: Přenos tepla v airlift reaktoru

Název práce anglicky: Heat transfer in airlift reactor

Rozsah práce: počet stran: 96

počet obrázků: 49

počet tabulek: 32

počet příloh: 3

Akademický rok: 2016/2017

Jazyk práce: český jazyk

Ústav: 12118 - PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY

Studijní program:

Vedoucí práce: doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.

Oponent: Ing. Martin Dostál, Ph.D.

Konzultant práce:

Zadavatel:

Anotace česky:

Cílem práce je provést literární rešerši se zaměřením na přenos tepla a hmoty v airlift reaktoru a způsoby stanovení vybraných procesních parametrů. Sestavit a zprovoznit laboratorní modelový reaktor typu airlift. Experimentálně stanovit vliv průtoku vzduchu, výšky usměrňovací desky a teploty na vybrané procesní parametry. Konkrétními zkoumanými parametry jsou doba homogenizace, objemový součinitel přenosu hmoty $k_{L,a}$, zádrž a součinitel přenosu tepla ve dvoufázovém systému kapalina-plyn a třífázovém systému kapalina-plyn- tuhá fáze. Provést vyhodnocení experimentálních dat a zhodnocení výsledků.

Annotation note:

The goal of this work is to make literary survey focusing on heat and mass transfer in the airlift reactor and ways to determine selected process parameters. To assemble and operate a laboratory model airlift. Experimental determination of Influence of air flow, rectifier plate height and temperature on selected Process parameters the specific parameters studied are the homogenization time, the volume mass transfer coefficient $k_{L,a}$, the retention and the heat transfer coefficient in the two-phase liquid-gas system and the three-phase liquid-gas-solid phase system.. Finally the evaluation of experimental data and assessment of results will be done.

Klíčová slova:

airlift reaktor, zádrž, doba homogenizace, objemový součinitel přenosu hmoty $k_{L,a}$, součinitel přestupu tepla

Využití: Návrh airlift reaktorů.

Poděkování

Děkuji vedoucímu diplomové práce Doc. Ing. Radku Šulcovi, PhD. za ochotu, trpělivost a cenné rady, které mi poskytl během konzultací souvisejících se zpracováním diplomové práce.

Nesmím zapomenout na všechny své známé a příbuzné, kterým patří velký dík za jejich podporu a trpělivost.

Jan Dymák

OBSAH

1. Úvod.....	- 2 -
2. Teoretická část	- 3 -
2.1. Míchání reaktorů	- 4 -
2.2. Základní typy airlift reaktorů dle cirkulace.....	- 8 -
2.3. Hydrodynamika probublávané vrstvy	- 11 -
3. Základní charakteristiky a výpočtové vztahy	- 14 -
3.1. Doba homogenizace	- 14 -
3.2. Součinitel přenosu hmoty k_{La}	- 14 -
3.3. Zadrž.....	- 20 -
3.4. Přestup tepla	- 22 -
3.5. Současný přenos tepla a hmoty	- 26 -
4. Experimentální část.....	- 27 -
4.1. Popis zařízení	- 27 -
4.2. Doba homogenizace	- 29 -
4.3. Přenos hmoty k_{La}	- 37 -
4.4. Zadrž.....	- 44 -
4.5. Přestup tepla mezi plynem a kapalinou.....	- 52 -
5. Návrh nového reaktoru	- 72 -
6. Závěr	- 74 -
7. Seznam symbolů	- 75 -
8. Seznam použité literatury:	- 80 -
9. Seznam obrázků.....	- 83 -
10. Seznam tabulek	- 86 -
11. Přílohy	- 88 -

1. Úvod

Cílem práce je provést literární rešerši se zaměřením na přenos tepla a hmoty v airlift reaktoru a způsoby stanovení vybraných procesních parametrů. Sestavit a zprovoznit laboratorní modelový reaktor typu airlift. Experimentálně stanovit vliv průtoku vzduchu, výšky usměrňovací desky a teploty na vybrané procesní parametry. Konkrétními zkoumanými parametry jsou doba homogenizace, objemový součinitel přenosu hmoty k_{La} , zádrž a součinitel přenosu tepla ve dvoufázovém systému kapalina-plyn a třífázovém systému kapalina-plyn- tuhá fáze. Provést vyhodnocení experimentálních dat a zhodnocení výsledků.

2. Teoretická část

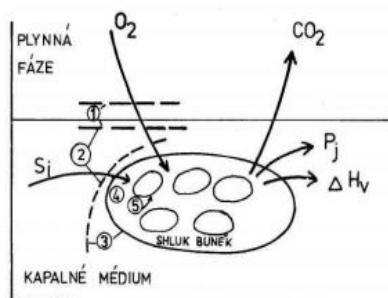
Charakteristickou vlastností airlift reaktorů je usměrněný tok kapalného média vysokou rychlostí. Kapalina cirkuluje v uzavřeném okruhu. Cirkulace je podmíněna rozdílem hydrostatického tlaku kapaliny v aerované a neaerované sekci. Důsledkem pravidelné cirkulace, procházejí všechny kapaliny periodicky všemi zónami reaktoru. [7].

Hlavní výhodou airlift reaktoru a důvody její aplikace jsou v dobrém přenosu tepla a hmoty, snadné údržbě kolon a nízkých nákladech na provoz, především z důvodu kompaktnosti a nepohybujícím se částem zařízení.

V průmyslu se airlift reaktor tvořený systémem plyn-kapalina využívá při reakcích plynu s kapalinou, například chlorace. Reaktor doplněný tuhým katalyzátorem, tj. probublávaná suspenze (systém g-l-s), se používá pro hydrogenační reakce, například výroba kyseliny citronové a výroba jednobuněčných sacharidů. Výkon probublávané suspenze je závislý na povrchové reakci adsorbovaných molekul na katalyzátor, přenosu plynu na rozhraní plyn-kapalina, přenosu plynu na rozhraní kapalina-katalyzátor, distribuci katalyzátoru v objemu reaktoru a promíchávání kapaliny.

Další aplikací jsou bioreaktory, kde jsou airlift reaktory použity při fermentačních výrobcích a při čištění odpadních vod biologickou cestou. Zde se jedná o airlift bioreaktory, v nichž jsou substráty působením mikroorganismů, buněk nebo enzymů převedeny na požadované produkty. [1].

Transport živin a metabolitů je schematicky znázorněn na Obr 2.1.



Obr. 2.1 Transport živin a metabolitů:

S_j - substráty, *P_j* – produkty, ΔH_v - tepelná bilance, 1 - mezifázové rozhraní plyn-kapalina, 2 - transport v kapalině, 3 - kapalina-pevná fáze, 4 - transport aglomerátem, 5 - transport přes biologické membrány [1]:

2.1. Míchání reaktorů

Míchání je hydrodynamický proces, při kterém dochází k přemísťování částic systému tak, aby se získala nebo zachovala rovnoměrnost rozložení vlastností.

- Účel míchání:
 - intenzifikace procesů v míchané vsádce (přenos tepla a hmoty),
 - příprava směsí požadovaných vlastností (suspenze, emulze).
- Typy míchání: [2],[34]
 - mechanické,
 - pneumatické,
 - hydraulické
- Typy reaktorů : [2], [3], [34], [35]
 - podle způsobu provádění procesu:
 - vsádkový reaktor - všechny složky jsou vloženy do procesu již na počátku, nejjednodušší typ procesu,
 - vsádkový reaktor s postupným přítokem - k základnímu objemu přitéká další médium
 - kontinuální reaktor - existuje přítok i odtok, nositelé procesu jsou zadržováni nebo odtékají,
 - podle objemu procesu (měřítka):
 - laboratorní (do 30 l),
 - čtvrtprovozní (do 100 l),
 - poloprovozní (do 5000 l),
 - provozní (nad 5000 l),

a) Mechanicky míchané reaktory [34]

- **Typy rotačních míchadel**
 - Pomaloběžné
 - kotvové,
 - šnekové.
 - Rychloběžné
 - axiální – vrtulové,
 - radiální – turbínové (otevřené, uzavřené), lopatkové, listové.

Rotační pomaloběžná míchadla



Obr. 2.1.1 Šnekové míchadlo:



Obr. 2.1.2 Kotvové míchadlo:

Rotační rychloběžná míchadla



Obr. 2.1.3 Vrtulové míchadlo



Obr. 2.1.4 Lopatkové míchadlo:

[34]

Základní rozměry míchaného reaktoru s jedním míchadlem

b - šířka narážek, $b = 0,1D$

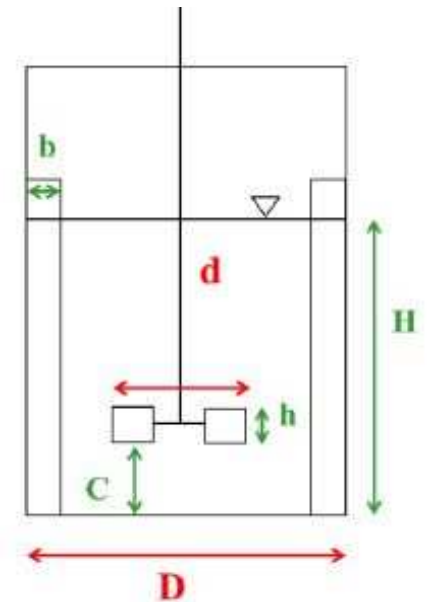
C - vzdálenost míchadla nade dnem, $C = 0,2D - 0,5D$

d - průměr míchadla, $d = 0,25D - 0,5D$

h - výška lopatek míchadla, $h = 0,2d$

H - výška plnění vsádky, $H = D$

Obr. 2.1.5 Schéma mechanicky míchaného reaktoru se základními rozměry [34]:

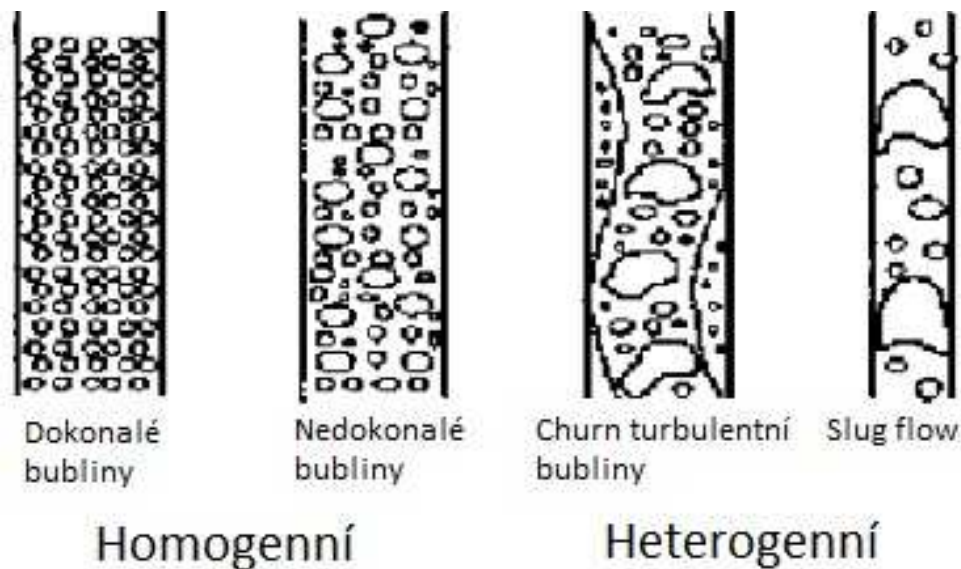


b) Pneumaticky míchané reaktory

Nejvýznamnějšími typy pneumaticky míchaných reaktorů jsou probublávané reaktory a airlift reaktory [3].

Probublávaný reaktor je možno zapojit samostatně nebo ve více kusech za sebou. Skládá se z cylindrické nádoby, jejíž poměr průměru k výšce je obvykle více než 1:2. Rozdělovač plynu je obvykle naspodu reaktoru. Většinou není vybaven speciálním difuzorem nebo vestavbou. Přestup plynu a míchání je dán rychlostí proudění plynu a vlastnostech kapaliny. Maximální rychlost míchání je v mnoha případech $\leq 0,1$ m/s. Nevýhodou je malá intenzita přenosu hmoty a tepla. Mezifázová plocha rozhraní je relativně malá. Bubliny postupem vzhůru koaleskují. [3].

Bubliny v probublávané vrstvě mohou být homogenní, kdy jsou přibližně stejně veliké a rovnoměrně rozmístěné v průřezu kolony nebo heterogenní, které vznikají při vyšším průtoku plynu. Heterogenní bubliny se vyznačují především vysokým rozdílem ve tvaru bublin, vznikají zde tzv. Churn turbulentní bubliny a při menším průřezu kolony i tzv. Slug flow, kdy bubliny zabírají téměř celý průřez kolony. Schéma jednotlivých typů bublin je vidět na Obr. 2.1.6.



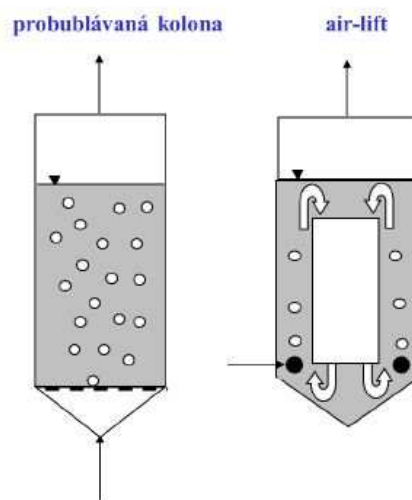
Obr. 2.1.6 Tvary a typy bublin v probublávané koloně.[4]

Airlift reaktor je nádoba vybavená vestavbami, které usměrňují tok fází, zvyšují dobu prodloužení plynu a mikroturbulenci. Hlavní vestavbu tvoří cirkulační trubky, které slouží k dostatečné dispergaci (rozptýlení) plynu, tím dochází k obnovování mezifázového povrchu, čímž se zvyšuje přestup plynu. [34]

Tento typ reaktoru je atraktivní pro výzkum a průmysl z důvodu zvláštních hydrodynamických charakteristik, které mohou být jednoduše měněny výběrem sady (souboru) geometrických parametrů. [34]

Další výhodou je nízká spotřeba energie, dohromady s vysokou rychlostí přenosu hmoty, tepla [6].

Princip probublávané kolony a airlift reaktoru s cirkulační trubicí je patrný z Obr. 2.1.7

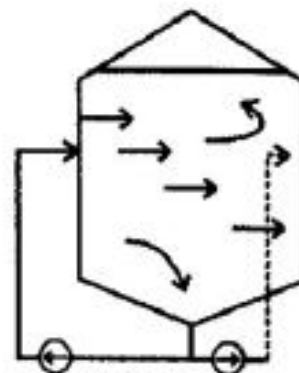


Obr. 2.1.7 Pneumaticky míchané reaktory [6]:

c) Hydraulické míchání

V případě hydraulického míchání se část kapaliny odebírá z tanku a čerpadlem se opět vhání do tanku. Tímto přečerpáváním velkého objemu kapaliny dochází k míchání vsádky tanku. [3]

Obr. 2.1.8 Princip hydraulicky míchaného reaktoru [3]:

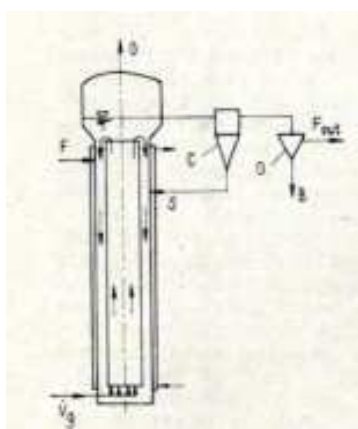


2.2. Základní typy airlift reaktorů dle cirkulace

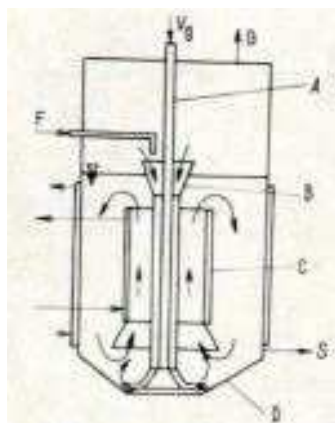
a) Reaktory s vnitřní cirkulací [7]:

Na Obr. 2.2.1-a je uveden reaktor s normálním směrem toku kapalné fáze. Při tomto uspořádání je plyn veden do distributoru pod cirkulační trubkou, takže vzestupné proudění probíhá v této trubce. V mezidruhové ploše proudí kapalina zbavena bublin zpět dolů. Je tedy vnitřní cirkulace dosažena v reaktoru složeném ze dvou koncentrických trubek. Tento typ se používá k produkci etanolu ze sacharidických surovin dle technologie Hoecht/Uhde.[8]

Dalším typem airlift reaktoru s normálním směrem toku je systém Lafrancoi-Mariller Obr. 2.2.1-b, v reaktoru jsou centricky umístěny tři trubky různých délek. Vnitřní trubkou (A) se přivádí plyn, který je distribuován štěrbinou mezi rozšířenou trubkou (A) a dnem reaktoru. Trubka (B) nálevkovitě rozšířená je zakončena nad hladinou kapalné náplně, zatímco její spodní konec je též kuželovitě rozšířená a končí štěrbinou vytvořenou trubkou (A) a (B). Cirkulační trubka (C) je celá v prostoru pod hladinou. Výtoková rychlost plynu ze štěrbin u dna vyvolává podtlak v trubce (B), do které se nasává pěna a vzduch z prostoru nad hladinou. Navíc je do horní části trubky (B) zaústěn přívod dalšího média, které se při průtoku trubkou (B) směšuje s kapalinou vzniklou rozpadem pěny. Při výtoku z obou štěrbin u dna reaktoru dochází k distribuci a dispergaci bublin a intenzivní turbulenci kapaliny. Provzdušněná kapalina stoupá cirkulační trubkou (C) vzhůru. Nahoře se bubliny separují a kapalina proudí vnějším mezikružím zpět dolů. Po usměrnění cirkulačního proudění je dno reaktoru za štěrbinami trubek (A) a (B) kuželovitě rozšířena.



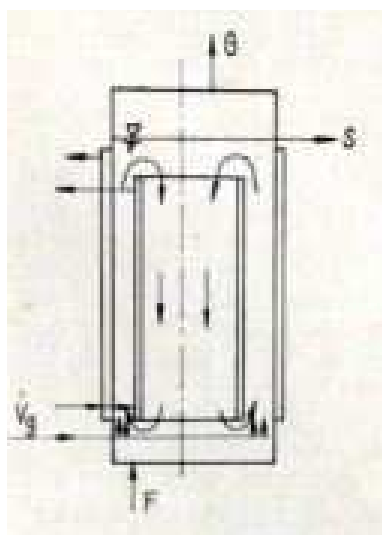
a) typ Hoechst/Uhde



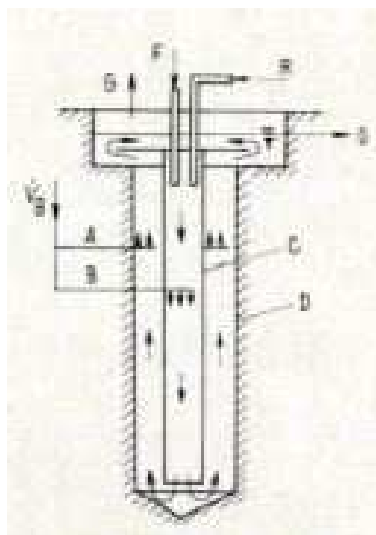
b) typ Lafrancoi-Mariller

Obr. 2.2.1 Airlift reaktory s normálním směrem toku:

Druhou skupinou airlift reaktorů s vnitřní cirkulací tvoří systémy s rezervním směrem toku. Patří sem reaktory typu Wasco, Obr. 2.2.2.-a. Při rezervním směru toku je distributor plynu umístěn pod mezikružím tvořeným cirkulační trubkou a pláštěm reaktoru. Jako teplosměnné plochy se využívá duplikované cirkulační trubky a pláště reaktoru. Při reverzním směru proudění v reaktoru se dosáhne lepšího přenosu tepla pláštěm reaktoru. Modifikací reaktoru se reverzním směrem toku je šachtový reaktor s vnitřní cirkulací, Obr. 2.2.2.-b. Jedná se o zařízení vyvinuté na čištění odpadních vod. V jedné třetině hloubky se do cirkulační trubky přivádí tlakový plyn směrem dolů. Při startování se používá pomocná aerační větev (A), přivádějící plyn do mezikruhového prostoru směrem vzhůru. Po uvedení kapaliny do cirkulačního proudění stačí pro udržování této cirkulace přívod plynu do cirkulační trubice (B).



a) typ Wasco



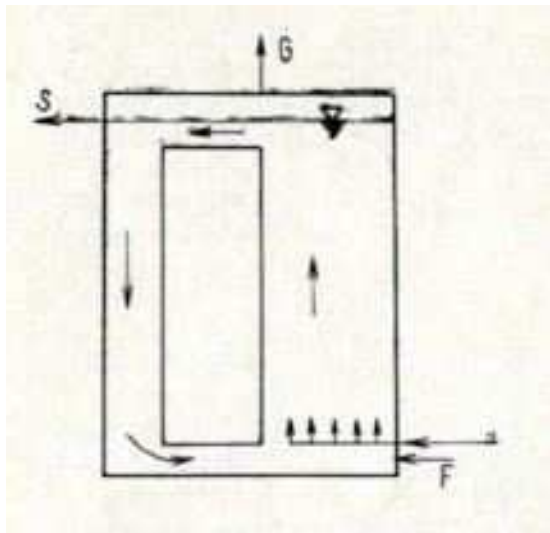
b) Šachtové zařízení

Obr. 2.2.2 Airlift reaktor s vnitřní cirkulací:

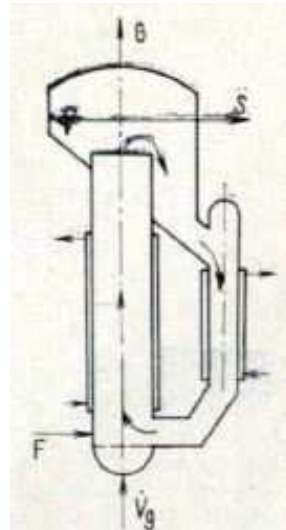
b) Reaktory s vnější cirkulací [7],[9],[10]

Airlift reaktory s vnější cirkulací se skládají ze dvou věží (kolon) spojených horní a spodní částí. Principiálně se jedná o systém uvedený na Obr. 2.2.3-a. Nazývají se také turbulárními cirkulačními reaktory. Průměry obou kolon se výrazně liší. Aerovaná kolona je většího průměru. V případě příliš velkého poměru plochy kolony aerované vůči vratné sekci se však již systém chová jako probublávaná kolona s recyklem a nikoli jako turbulární cirkulační reaktor. Charakteristické vlastnosti těchto reaktorů jsou: úplná separace bublin

z kapaliny v horní části reaktoru (zabraňuje akumulaci CO_2 v kapalině a snížení hnací síly přenosu kyslíku přítomností bublin s již nižší koncentrací kyslíku), v horní a spodní části nejsou zóny s nepravidelným tokem, snadné chlazení pomocí výměníku tepla ve vratné sekci bez bublin, snadné měření a regulace rychlosti cirkulačního proudění ve vratné sekci bez bublin. Tento typ reaktoru je charakteristický dobře definovanými podmínkami v reaktoru. Optimální návrh turbulárního cirkulačního reaktoru by měl být proveden tak, aby cirkulační rychlost byla sice vysoká, ale doba zdržení kapaliny ve vratné sekci co nejkratší. Ihned nad distributorem plynu by se měl na určité délce zvětšit průřez vzestupné (aerované) kolony. Tím vzroste doba zdržení kapaliny v oblasti s vysokým parciálním tlakem kyslíku, čímž se zvýší přenos kyslíku. Typickým představitelem tohoto typu reaktorů je reaktor Kanegafuch na Obr. 2.2.3-b.



a) schéma reaktoru s vnější cirkulace



b) typ Kanegafuch

Obr. 2.2.3 Airlift reaktor s vnější cirkulací:

2.3. Hydrodynamika probublávané vrstvy

Vliv rychlosti proudění na přestup hmoty dle [34]:

Dispergace

Rozbíjení bublin plynu na menší bubliny působením smykového napětí. Tímto procesem se zvětší mezifázové rozhraní a s tím se zintenzivní přestup hmoty (a tepla).

Smykové napětí

Vyvolání smykového napětí:

- Pneumaticky míchané systémy: vysoká výtoková rychlost plynu do kapaliny (otvory – aerační věnec, frity, tryska...). Vyžaduje vysoký tlak plynu.
- Mechanicky míchané systémy: smykové napětí je vytvořeno rotací míchadla. V tomto případě je možná malá výtoková rychlost plynu. Tím pádem tlak plynu může být nižší a tím náklady na aeraci jsou také nižší.

Vlastnosti disperze (z hlediska přenosu hmoty)

- stupeň dispergace,
- velikost zádrže dispergované fáze,
- doba zdržení zádrže plynu v kapalině,
- stabilita disperze (koalescence bublin).

Koalescence

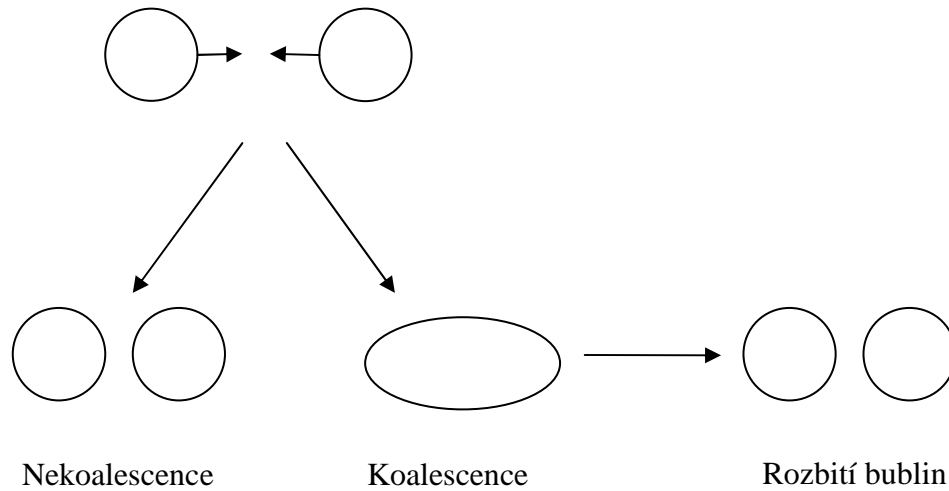
Při koalescenci dochází ke spojení dvou nebo více bublin v jednu větší. Nekoalescentní bubliny se naopak nespojují. Opakem koalescence je rozpad bublin na dvě nebo více menších bublin.

V koloně dochází ke kontaktu mezi bublinami. Při kontaktu mezi nimi se ztenčí vrstva kapaliny, vytvoří se kapalinový film a bubliny se spojí. Určit zda dochází ke koalescenci je důležité z hlediska přestupu tepla a hmoty. Vznikají při ní větší bubliny a dochází ke kontaktu mezi jednotlivými bublinami, čímž se zmenšuje plocha pro přestup mezi plynem a kapalinou.

Avšak ne při všech srážkách bublin dojde k jejich spojení. Takovému chování se říká nekoalescentní. V tomto případě se o sebe bubliny pouze odrazí, případně otřou a dojde

k přenosu tepla mezi bublinami. Koalescence i nekoalescence jsou vidět na Obr. 2.3.1

Koalescence závisí především na vlastnostech kapaliny, zejména na její viskozitě, povrchovém napětí a iontové síle



Obr. 2.3.1 Koalescentní a nekoalescentní chování bublin [5]

Rozpad bublin

Rozpad bublin vzniká při disipování energie v proudu. Disipovaná energie nejdříve bublinu zdeformuje, a pokud je energie dostatečná, dojde k rozpadu bubliny. Nosiči disipované energie jsou především turbulentní víry, které v proudu vznikají a ovlivňují jednotlivé bubliny.

Disipovanou energii určil Shimizu a kol. [13] jako:

$$\varepsilon = u_g \cdot g \quad (2.3.1)$$

kde:	ε	... disipovaná energie	$(W \cdot kg^{-1})$
	u_g	...mimovrstvová rychlost plynu	$(m \cdot s^{-1})$
	g	...tíhové zrychlení	$(m \cdot s^{-2})$

Velikost bublin

Jeden ze základních parametrů ovlivňujících přestup hmoty.

Bubliny se podle velikosti dělí na:

- Malé bubliny $D_b < 0,5\text{mm}$
 - o dlouhá doba zdržení,
 - o malý objem,
 - o rigidní povrch,
 - o velké mezifázové rozhraní.
- Střední bubliny $D_b = 0,5\text{-}6\text{mm}$
 - o nejlepší pro přestup hmoty - optimální kombinace velikosti mezifázového povrchu, objemu a velikosti (umožňující deformace bubliny při pohybu),
 - o optimální velikost je $D_b = 2\text{-}3\text{mm}$.
- Velké bubliny
 - o krátká doba zdržení,
 - o velký objem,
 - o oscilace tvaru při pohybu,
 - o malé mezifázové rozhraní.

3. Základní charakteristiky a výpočtové vztahy

3.1. Doba homogenizace

Doba homogenizace " Θ " je čas potřebný k dosažení požadovaného stupně homogenity. Znalost doby homogenizace je proto relevantní pouze s ohledem na definici stupně homogenity. Homogenizace a přidružená doba homogenizace jsou běžně vyhodnocovány buď Schlierenovou metodou nebo metodou chemického odbarvení. Ve Schlierenově metodě se smísí dvě kapaliny s různými indexy lomu, úplná homogenizace kapalin je indikována zmizením pruhů s rozdílným indexem lomu.

Při chemickém způsobu odbarvování se první tekutina, která obsahuje jednu reakční složku, přidá ke druhé kapalině, obsahující druhou reakční složku a indikátor. Po smíchání začne probíhat reakce, a změní se doba, za kterou reakce proběhne, což je indikováno změnou barvy indikátoru. Běžně používané reakční systémy jsou 1) roztok kyseliny sírové / roztok hydroxidu nebo alkalické látky s indikátorem fenolftaleinu a 2) thiosulfát / jod s indikátorem škrobu. Stupeň homogenity v bodě odbarvení závisí na přebytku přidané stopovací složky (Danckwerts 1957). Protože tato metoda je jednoduchá a univerzální, je dobře použitelná. Metody chemického odbarvení (dekolonizace) selhávají při velmi krátkých časech míchání. V takových případech se použije postupná reakce barviva (diazotace), při které může být míra mísení na úrovni mikroměřítká (tzv. Mikromixing) stanovena ze selektivity reakce. [12]

3.2. Součinitel přenosu hmoty $k_L a$

Aplikace metod fyzikálně-chemického stanovení $k_L a$ je podstatně levnější a rychlejší než zkouška s použitím mikroorganismů. Je vhodná zejména pro srovnání účinnosti přenosu kyslíku do živného média při použití různých typů míchadel a dispergátorů vzduchu, či hledání optimálních provozních parametrů při aerobních fermentacích. Přitom lze měnit (nastavovat) nezávisle proměnné procesní charakteristiky jako např. otáčky míchadla či vzdušnění vsádky. Získané výsledky v laboratorním zařízení lze použít pro návrh poloprovozního či provozního reaktoru

Podle [19] dynamika tekutin významně ovlivňuje přenos hmoty a tepla v airlift reaktorech. Mezi faktory ovlivňující objemové koeficienty přenosu hmoty patří mezifázová plocha, která souvisí se zádrží a prouděním kapaliny v blízkosti rozhraní.

V literatuře převažuje vyjadřování přestupu hmoty pomocí objemového součinitele přestupu hmoty k_{La} . Další parametry objevující se v literatuře jsou průměr bublin d_b a zádrž ε_G , tyto parametry včetně článků, kde jsou použity, jsou uvedeny například v [14]. Dle [4] se k_{La} zvyšuje s rychlostí plynu, hustotou plynu a tlaku, zatím co klesá s rostoucí koncentrací pevných částic a viskozitou tekutiny. Rovněž se došlo k závěru, že přítomnost povrchově aktivních částic zvyšuje objemový součinitel přestupu hmoty z důvodu malých bublin. Naopak přítomnosti velkých bublin je lepší se vyhnout pro efektivní přenos hmoty.

$$\frac{dc_L}{dt} = k_{La} \cdot \Delta c \quad (3.2.1)$$

Katarci [4] uvádí, že celkový přestup hmoty na jednotku objemu disperze v probublávané vrstvě se řídí součinitelem přestupu hmoty, k_{La} , na straně kapaliny, za předpokladu, že odpor na straně plynu je zanedbatelný. V koloně se k_{La} mění především kvůli změnám mezifázových oblastí. Za předpokladu homogenních bublin závisí mezifázový povrch mezi kapalinou a plynem na době zdržení a průměru bubliny dle vztahu:

$$a = \frac{6\varepsilon_G}{d_b} \quad (3.2.2)$$

Z tohoto důvodu je důležité znát dobu zdržení i distribuci průměrů bublin. Objemový koeficient je klíčovým parametrem při charakterizaci a designu míchaných i nemíchaných kolon. Je obtížné určit samostatně součinitel přestupu hmoty k_L , proto se určuje jako objemový součinitel přestupu hmoty k_{La} , tedy součinitel přestupu hmoty násobený specifickým povrchem. Avšak tento součinitel je globální a nezachycuje podstatu přestupu hmoty. Oddělení součinitele přestupu hmoty od specifického povrchu je důležité k lepšímu pochopení děje a k určení parametru, který má na přenos hmoty větší vliv.

V Tab. 3.2-1 Vybrané korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty (převzato z [4], [31]): jsou uvedeny bezrozměrné korelace pro predikci k_{La} ve sloupci bublin v reaktoru pro newtonské a nenewtonské tekutiny.

Tab. 3.2-1 Vybrané korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty (převzato z [4], [31]):

Autoři	Korelace
Akita a Yoshida (1973)	$\frac{k_{La}D^2}{D_{AB}} = 0,6 \cdot \left(\frac{D^2\rho g}{\sigma}\right)^{0,62} \cdot \left(\frac{D^3\rho^2g}{\mu^2}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \varepsilon_g^{1,1}$

Nakanoh a Yoshida (1980)	$\frac{k_L a D^2}{D_{AB}} = 0,09 \cdot \left(\frac{D^2 \rho g}{\sigma}\right)^{0,75} \cdot \left(\frac{D^3 \rho^2 g}{\mu^2}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu_a}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{V_s}{\sqrt{gD}}\right)^1$
Hikita a kol. (1981)	$\frac{k_L a V_g}{g} = 14,9 \cdot \left(\frac{\mu^4 g}{\rho \sigma^3}\right)^{-0,248} \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{-0,604} \cdot \left(\frac{V_g \mu}{\sigma}\right)^{1,76} \cdot \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0,243}$
Shah a kol. (1982)	$k_L a = 0,467 V_g^{0,82}$
Kawase a kol. (1987)	$\frac{k_L a D^2}{D_{AB}} = 0,452 \cdot \left(\frac{D^2 \rho g}{\sigma}\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{V_s}{gD}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{D V_s}{V_L}\right)$
Ozturk a kol. (1987)	$\frac{k_L a d_b^2}{D_{AB}} = 0,62 \cdot \left(\frac{d_b^2 \rho g}{\sigma}\right)^{0,33} \cdot \left(\frac{d_b^2 \rho^2 g}{\mu^2}\right) \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{V_g}{\sqrt{g d_b}}\right) \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,04}, \quad Sh = 0,62 Sc^{0,5} Bo^{0,33} Fr^{0,68} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,04}$
Uchida a kol. (1989)	$\frac{k_L a D^2}{D_{AB}} = 0,17 \cdot \left(\frac{D^2 \rho g}{\sigma}\right)^{0,62} \cdot \left(\frac{D^3 \rho^2 g}{\mu^2}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \phi^{1,1}$
Vatai a Tekic (1989) (pseudoplastická tekutina)	$\frac{k_L a D^2}{D_{AB}} = 0,031 \cdot \left(\frac{D^2 \rho g}{\sigma}\right)^{0,75} \cdot \left(\frac{D^3 \rho^2 g}{\mu^2}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{V_s}{\sqrt{gD}}\right)^1$
Suh a kol. (1991) (Viskoelastická tekutina)	$\frac{k_L a D^2}{D_{AB}} = 0,018 \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_L}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{D^2 \rho g}{\sigma}\right)^{0,2} \cdot \left(\frac{g D^3 \rho^2}{\mu^2}\right)^{0,62} \cdot \left(\frac{V_s}{gD}\right)^{0,3} \cdot \left[\frac{1}{1 + 0,12(N_I/\tau)}\right]$
Kang a kol. (1999)	$k_L a = K \cdot 10^{-3,08} \cdot \left(\frac{D V_g \rho_g}{\mu}\right)^{0,254}, \quad \text{kde } K \text{ je korelační rozměr}$

Výpočet $k_L a$

Pro výpočet $k_L a$ v probublávaném reaktoru je nejvíce používaná empirická rovnice dle Shah a kol, 1982 [4], [31]

$$k_L a = \alpha \cdot u_G^\beta \quad (3.2.3)$$

kde: u_G ...mimovrstvová rychlost plynu $(m \cdot s^{-1})$

α, β ... konstanty závislé na systému plyn-kapalina a geometrii nádrže
(-)

Dále lze (např. dle [5]) odvodit vztah pro $k_L a$ v probublávané newtonské kapalíně ve tvaru:

$$k_L a = k_L \cdot a = \sqrt{\frac{4D_L}{\pi \cdot t}} \cdot a = \sqrt{\frac{4D_L}{\pi} \left(\frac{g \cdot u_G \cdot \rho_L}{\mu_L} \right)^{1/4}} \cdot a \quad (3.2.4)$$

kde:	D_L	...difúzní součinitel	$(m^2 \cdot s^{-1})$
	μ_L	...dynamická viskozita	$(Pa \cdot s)$
	ρ_L	... hustota kapaliny	$(kg \cdot m^{-3})$
	u_G	...mimovrstvová rychlost plynu	$(m \cdot s^{-1})$
	a	...specifický mezifázový povrch	(m^{-1})

A. Sideman [15], Mendelson [16]

Sideman [15] definoval zádrž jako poměr mezi mimovrstvovou rychlostí a mezní rychlostí rostoucí bubliny U_∞ . Pak lze specifický povrch upravit na vztah:

$$a = \left(\frac{6u_G}{d_b \cdot U_\infty} \right) \quad (3.2.5)$$

Mendelson [16] vyjádřil mezní rychlost rostoucích bublin jako:

$$U_\infty = \left(\frac{2,14\sigma}{\rho_L \cdot d_b} + 0,505g \cdot d_b \right)^{0,5} \quad (3.2.6)$$

kde:	σ	... povrchové napětí	$(N \cdot m^{-1})$
	d_b	... průměr bubliny	(m)

Mariano [17] odvodil výsledný vztah pro objemový součinitel přestupu tepla ve tvaru:

$$\begin{aligned} k_L a &= \sqrt{\frac{4D_L}{\pi} \left(\frac{g \cdot u_G \cdot \rho_L}{\mu_L} \right)^{1/4}} \left(\frac{6u_G}{d_b \cdot U_\infty} \right) \\ &= \sqrt{\frac{4D_L}{\pi} \left(\frac{g \cdot u_G \cdot \rho_L}{\mu_L} \right)^{1/4}} \left(\frac{6u_G}{d_b} \right) \left(\frac{2,14\sigma}{\rho_L \cdot d_b} + 0,505g \cdot d_b \right)^{-0,5} \end{aligned} \quad (3.2.7)$$

Pro malé stabilní bubliny je $2,14 \sigma / \rho_L d_b > 0,505 g \cdot d_b$. V tom případě lze rovnici (3.2.7) přepsat a zjednodušit:

$$k_{La} = \frac{6}{\sqrt{2,14}} \sqrt{\frac{4D_L}{\pi}} \left(\frac{g^{1/4} \cdot \rho_L^{3/4}}{\mu_L^{1/4} \cdot \sigma^{0,5}} \right) (u_G^{5/4}) (d_b)^{-0,5} \quad (3.2.8)$$

Střední průměr bubliny v rovnici (3.2.7) lze odhadnout dvěma způsoby, pomocí Kolmogorovovy teorie nebo pomocí Calderbanka:

1) Pomocí Kolmogorovovy teorie, která definuje průměr bublin:

$$d_b = C_1 \frac{\sigma^{3/5}}{\rho_L^{3/5} \cdot \varepsilon^{2/5}} \quad (3.2.9)$$

Ize pak odvodit výsledný vztah ve tvaru:

$$k_{La} = C \sqrt{D_L} \left(\frac{g^{0,05} \cdot \rho_L^{1,05}}{\mu_L^{0,45} \cdot \sigma^{0,8}} \right) (u_G^{1,45}) \quad (3.2.10)$$

kde: C, C₁ ...konstanty

σ	...povrchové napětí	(N·m ⁻¹)
ρ_L	...hustota kapaliny	(kg·m ⁻³)
ε	...disipovaná energie	(W·kg ⁻¹)
μ_L	...viskozita	(Pa·s)
D_L	... difúzní součinitel	(m ² ·s ⁻¹)
u_G	...mimovrstvová rychlost plynu	(m·s ⁻¹)

2) Podle Calderbanka (1958), který definuje průměr bublin:

$$d_b = C_2 \frac{\sigma^{3/5}}{\rho_L^{3/5} \cdot \varepsilon^{2/5}} \varepsilon_g^{1/2} \quad (3.2.11)$$

Ize pak odvodit výsledný vztah ve tvaru:

$$k_{La} = C \sqrt{D_L} \left(\frac{g^{31/60} \cdot \rho_L^{31/60}}{\mu_L^{31/60} \cdot \sigma^{44/60}} \right) (u_G^{71/60}) \quad (3.2.12)$$

kde: C, C₂ ...konstanty

σ	...povrchové napětí	(N·m ⁻¹)
----------	---------------------	----------------------

ρ_L	...hustota kapaliny	$(\text{kg}\cdot\text{m}^{-3})$
ε	...disipovaná energie	(W/kg)
ε_g	...zádrž plynu	$(-)$
μ_L	...viskozita	$(\text{Pa}\cdot\text{s})$
D_L	... difúzní součinitel	$(\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1})$
u_G	...mimovrstvová rychlost plynu	$(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$

B. Kawase, Moo-Young (Tab. 3.2-1) vyjádřili zádrž pro látky s mocninným vztahem pro viskozitu ve tvaru:

$$\varepsilon_g = 1,07n^{2/3}\text{Fr}^{1/3} \quad (3.2.13)$$

Kde: n ... index toku $(-)$

Fr ... Froudeho číslo $\text{Fr} = u_G^2/gD$ $(-)$

Stejným postupem jako dříve, je možné získat dvě různé rovnice:

1) d_b může být odhadnuto pomocí Kolmogorovovy teorie, pak:

$$k_{La} = C\sqrt{D_L} \left(\frac{g^{-1/12+\delta} \cdot \rho_L^{17/20}}{\mu_L^{1/4} \cdot \sigma^{3/5}} \right) \left(\frac{1}{D_c^{1/3}} \right) (u_G^{11/12+\delta}) \quad (3.2.14)$$

2) nebo d_b může být odhadnuto pomocí Caderbankovy teorie, pak:

$$k_{La} = C\sqrt{D_L} \left(\frac{g^{1/12+\delta} \cdot \rho_L^{17/20}}{\mu_L^{1/4} \cdot \sigma^{3/5}} \right) \left(\frac{1}{D_c^{1/6}} \right) (u_G^{7/12+\delta}) \quad (3.2.15)$$

kde: D_c ... průměr reaktoru (m)

Pro vztah mezi součinitelem přenosu hmoty a objemovým součinitelem přenosu hmoty Bouafi [18] vyjádřil vztah pomocí zádrže a průměru bubliny jako:

$$k_L = k_{La} \frac{d_b(1 - \varepsilon_g)}{6\varepsilon_g} \quad (3.2.16)$$

3.3. Zádrž

Zádrž je klíčový bezrozměrný parametr pro návrh probublávaných kolon. Obvykle je definována jako objemový zlomek plynné fáze obsazený bublinami ku celkovému objemu kapalné a plynné fáze: [4], [20-21], [22], [18] a [23-25].

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_g + V_L} \quad (3.3.1)$$

kde:	ε_g	... zádrž plynu	(-)
	V_g	...objem plynné fáze	(m ³)
	V_L	...objem kapalné fáze	(m ³)

Objem plynu, respektive kapaliny lze určit jako průřez kolony násobený výškou plynné fáze, respektive kapalné fáze:

$$V_g = S \cdot h_g \quad (3.3.2)$$

$$V_L = S \cdot h_L \quad (3.3.3)$$

kde:	S	...průřez kolony	(m ²)
	h_g	...výška plynné fáze	(m)
	h_L	...výška kapalné fáze	(m)

Plynná fáze je v koloně ve formě bublin, proto je těžké určit její výšku. Je však možné určit tuto hodnotu ze zvýšení výšky probublávané vrstvy, kdy výška plynné fáze se určí jako rozdíl mezi výškou probublávané vrstvy a původní výšky kapalné fáze:

$$h_g = h_R - h_L \quad (3.3.4)$$

$$\varepsilon_g = \frac{h_R - h_L}{h_R} \quad (3.3.5)$$

kde:	h_R	...výška probublávané vrstvy	(m)
	h_L	...výška kapalné fáze	(m)

Vybrané vztahy pro stanovení zádrže v citaci dle [4] jsou uvedeny v Tab. 3.3-1

Tab. 3.3-1 Vybrané korelace pro vypočet zádrže (převzato z [4]):

Autoři	Korelace
Joshi a Sharma (1979)	$\varepsilon_g = \frac{V_g}{0,3 + 2V_g}$
Lockett a Kirkpatrick (1975)	$V_g(1 - \varepsilon_g) + V_l\varepsilon_g = V_b\varepsilon_g(1 - \varepsilon_g)^{2,39}(1 + 2,55\varepsilon_g^3)$
Koide a kol. (1979)	$\varepsilon_g = \frac{V_g}{31 + \beta(1 - e)\sqrt{V_g}}; \beta = 4,5 - 3,5\exp(-0,064D_T^{1,3});$ $e = -\frac{0,18V_g^{1,8}}{\beta}$
Sada a kol. (1984)	$\varepsilon_g = 0,32(1 - \varepsilon_g)^4 Bo^{0,21} Ga^{0,086} Fr(\rho_g/\rho_l)^{0,068}$
Kumar a kol. (1976)	$\varepsilon_g = 0,728U' - 0,485U'^2 + 0,0975U'^3$ $U' = V_g\{\rho_l^2/[\sigma_1(\rho_l - \rho_g)g]\}^{1/4}$
Grover a kol. (1986)	$\varepsilon_g = \left(\frac{1 + aP_V}{bP_V}\right) \left(\frac{V_g\mu_l}{\sigma_1}\right)^{0,76} \left(\frac{\mu_l^4 g}{\rho_l\sigma_1^3}\right)^{-0,27} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,09} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0,35}$ $a = 1,1 \cdot 10^{-4} \quad b = 5 \cdot 10^{-4}$
Zou a kol. (1988)	$\varepsilon_g = 0,17286 \left(\frac{\mu_l^4 g}{\rho_l\sigma_1^3}\right)^{-0,15} \left(\frac{V_g\mu_l}{\sigma_1}\right)^{0,58} \left(\frac{P + P_V}{P}\right)^{1,61}$
Hughmark (1967)	$\varepsilon_g = \frac{1}{2 + (0,35/V_g)(\rho_l\sigma/72)^{1/3}}$
Kawase a Moo-Young (1987)	$\varepsilon_g = 1,07Fr^{1/3}$
Kawase a kol. (1992)	$\frac{\varepsilon_g}{1 + \varepsilon_g} = 0,0625 \left(\frac{V_g}{v_l g}\right)^{1/4}$
Hikita a Kikukawa (1974)	$\varepsilon_g = 0,505V_g^{0,47} \left(\frac{0,072}{\sigma}\right)^{2/3} \left(\frac{0,01}{\mu_l}\right)^{0,05}$
Hikita a kol. (1980)	$\varepsilon_g = 0,672 \left(\frac{\mu_g\mu_l}{\sigma}\right)^{0,578} \left(\frac{\mu_l^4 g}{\rho_l\sigma_1^3}\right)^{-0,131} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,062} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0,107}$ pro čisté kapaliny
Reilley a kol. (1986)	$\varepsilon_g = 0,009 + 296V_g^{0,44}(\rho_l \text{ nebo } \rho_{sl})^{-0,98}\sigma_1^{-0,16}\rho_g^{0,19}$
Godbole a kol. (1982)	$\varepsilon_g = 0,239V_g^{0,634}d_R^{-0,5}$ pro viskózní média v plouživém režimu
Akita a Yoshida (1973)	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = 0,2 (Bo)^{1/8} (Ga)^{1/12} (Fr)^1$ $Bo = \frac{gD^2\rho_l}{\sigma}; Ga = \frac{gD^3}{v_l^2}; Fr = \frac{u_g}{\sqrt{gD}}$

V případě probublávané suspenze se zádrž vyjádří dle [4] pomocí poklesu hydrostatického tlaku:

$$\Delta p = (\rho_g \varepsilon_g + \rho_l \varepsilon_l + \rho_s \varepsilon_s) g \Delta H \quad (3.3.6)$$

kde:	Δp	...tlakový rozdíl (pokles hydrostatického tlaku)	(Pa)
	ρ_g	...hustota plynné fáze	($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)
	ρ_l	...hustota kapalné fáze	($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)
	ρ_s	...hustota pevné fáze	($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)
	ε_g	... zádrž plynu	(-)
	ε_l	... zádrž kapaliny	(-)
	ε_s	...zádrž pevných částic	(-)
	g	...tíhové zrychlení	($\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$)
	ΔH	...rozdíl výšky měřících zařízení	(m)

Ze vztahu (3.2.6) lze zádrž vyjádřit jako:

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{1}{g(\rho_l \phi_l + \rho_s \phi_s)} \frac{\Delta p}{\Delta H} \quad (3.3.7)$$

kde:	ϕ_l	...objemový zlomek kapalné fáze	(-)
	ϕ_s	...objemový zlomek pevné fáze	(-)

Hlavními faktory ovlivňujícími zádrž jsou povrchová rychlost plynu, vlastnosti kapaliny, rozměry kolony, teplota, tlak, distributor plynu a případně vlastnosti pevné fáze.

3.4. Přestup tepla

V koloně lze najít následující přenosy tepla:

- 1) přestup tepla z teplonosného elementu do probublávané vrstvy,
- 2) přestup tepla z probublávané vrstvy na stěnu kolony,
- 3) přestup tepla mezi plynem a kapalinou.

Přestupem tepla na stěnu kolony v probublávané vrstvě se zabývá např. Konsetov [26] nebo Saxena [27]. Přestupem tepla z teplotnosného elementu se zabývá např. Sokolov [28], [29]. Přestupu tepla mezi plynem a kapalinou nebylo věnováno tolik pozornosti jako předchozím typům přenosu, vzhledem k obtížnosti jeho měření.

Žižka a kol (2017) [37] navrhli a ověřili v probublávané koloně nestacionární metodu pro měření přestupu mezi plynem a kapalinou.

Obecně měření součinitelů přestupu tepla vyžaduje stanovit tepelný tok, teplosměnnou plochu a hnací sílu. Pro odhad hodnoty součinitele přestupu tepla α , například mezi kapalinou a kolonou, lze použít rovnici:

$$\alpha = \frac{Q}{S\Delta T} = \frac{q}{\Delta T} \quad (3.4.1)$$

kde:	α	...součinitel přestupu tepla	$(W \cdot m^{-2}K^{-1})$
	Q	...tepelný tok	(W)
	S	...povrch	(m^2)
	ΔT	...rozdíl teplot	$(K; ^\circ C)$
	q	...měrný tepelný tok	$(W \cdot m^{-2})$

Součinitel přestupu tepla lze v bezrozměrné podobě vyjádřit pomocí Nusseltova čísla nebo Stantonova čísla. Závislost Stantonova čísla na bezrozměrných číslech je uvedena rovnicí (3-4-2). Korelace pro Stantonovo číslo jsou uvedeny v Tab. 3.4-1..

$$St = \frac{Nu}{Re_G Pr_F \frac{D}{d_B}} = \frac{\alpha}{c_p \rho_1 u_g} \Rightarrow \alpha = St c_p \rho_1 u_g \quad (3.4.2)$$

kde:	St	...Stantonovo číslo	$(-)$
	Nu	...Nusseltovo číslo $Nu = \frac{\alpha \cdot h}{\lambda}$	$(-)$
	Re_G	...Reynoldsovo číslo $Re_G = \frac{u_g \cdot D}{\nu_g}$	$(-)$

Pr_F	...Prandtlovo číslo	$Pr_F = \frac{c_p \rho_l v_g}{\lambda}$	(-)
D, d_B	...průměr kolony, resp. bubliny		(m)
c_p	...měrná tepelná kapacita kapaliny		($J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$)
ρ_l	...hustota kapaliny		($kg \cdot m^{-3}$)

Tab. 3.4-1 Vybrané korelace pro výpočet součinitele přestupu tepla na stěnu kolony (převzato z [4])

Autoři	Korelace
Hikita a kol. (1979)	$St(Pr)^{2/3} = 0,411 \left(\frac{V_g \mu_l}{\sigma} \right)^{-0,851} \left(\frac{\mu_l^4 g}{\rho_l \sigma^3} \right)^{0,308}$
Mersmann a kol.(1982)	$h = 0,12 \left(\frac{g^2 \rho_l}{\mu_l} \right)^{1/6} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l} \right)^{1/3} (k_l \rho_l c_{pl})^{1/2}$ pro $ArPr > 106$
Deckwer (1980)	$St = 0,1(Re Fr Pr^2)^{-0,25}$
Kast (1962)	$St = 0,1(Re Fr Pr^2)^{-0,22}$
Kolbel a Langemann (1964)	$St = 0,11(Re Fr Pr^{2,5})^{-0,22}$
Steiff a Weinspach (1978)	$St = 0,113(Re Fr Pr^{2,5})^{-0,26}$
Kawase a Moo-Young (1987)	$St = 0,134(Re Fr Pr^{8/3})^{-0,25}$
Konsetov (1966)	$St = 0,256(Re^{1/2} Fr^{1/3} Pr)^{-2/3}$

Dle [4] se koeficient přestupu tepla zvyšuje s rostoucí teplotou, povrchovou rychlostí průtoku plynu, a velikostí částic, zatímco klesá s viskozitou kapalin a hustotou částic. Avšak existují dva různé závěry o vlivu koncentrace pevných částic na součinitel prostupu tepla. To je vysvětlováno různými vlivy pevných částic na vlastnosti kapaliny, především povrchové napětí, viskozitu a tvorbu vírů. Měření přenosu tepla podél osy aparátu značí, že součinitel prostupu tepla v objemu je vyšší než v oblasti distributoru plynu. Právě tak je součinitel prostupu tepla ve středu kolony vyšší než u stěn, vzhledem k tomu, že velké bubliny se shromažďují ve středu a jsou mnohem účinnější ve zlepšení přenosu tepla v systému.

Přestup tepla na stěnu kolony

Podle Konsetova [26] lze identifikovat jako nejdůležitější faktor určující přestup tepla na stěnu kolony hodnotu turbulentních fluktuací. Konsetov dále uvedl korelaci pro součinitel přenosu tepla jako:

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \text{Pr}^{-1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} = 0,19 w_0''^2 \quad (3.4.3)$$

Calderbank udává jednodušší vztah pro součinitel přestupu tepla z disperze plynu s kapalinou na stěnu (citace v [22]):

$$\alpha = 5780 \frac{u_g^{0,22}}{\text{Pr}_L^{1,5}} \quad (3.4.4)$$

Prandtlovo číslo je definováno vztahem:

$$\text{Pr}_L = \frac{\mu_L \cdot c_p}{\lambda_L} \quad (3.4.5)$$

Přestup tepla z teplonosného elementu

Konsetov [26] vyjadřuje přestup tepla ze stěny teplonosného elementu jako:

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} \text{Pr}^{-1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} = 0,14 w_0''^2 \left(\frac{d_k}{d_p} \right)^{0,33} \quad (3.4.6)$$

kde:	λ	...součinitel prostupu tepla	$(\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1})$
	v	... kinematická viskozita	$(\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1})$
	Pr	... Prandtlovo číslo	(-)
	μ, μ_w	... dynamická viskozita kapaliny (index w u stěny)	$(\text{Pa} \cdot \text{s})$
	w_0''	... redukovaná rychlost plynu	$(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$
	d_k/d_p	... poměr průměru kolony a průměru teplonosného elementu	(-)

3.5. Současný přenos tepla a hmoty

Zemánek [30] uvádí diferenciální rovnice popisující současné sdílení tepla a hmoty v sestavě:

1) rovnice kontinuity (3.5.1),

2) Cauchyova rovnice přenosu hybnosti (3.5.2),

3) rovnice přenosu energie (3.5.3),

4) rovnice přenosu hmoty (3.5.4):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = \nabla(\rho u) \quad (3.5.1)$$

$$\rho \frac{Du}{Dt} = \rho g - \nabla p + \mu \nabla^2 u \quad (3.5.2)$$

$$\rho \frac{\partial h}{\partial t} + \rho u \nabla h = \rho a \nabla^2 h - (h_p - h_g) \nabla \cdot q_{mp} - \nabla(h_p - h_g) \quad (3.5.3)$$

$$\frac{\partial \rho_p}{\partial t} + \nabla(\rho_p u) = \nabla \cdot q_{mp} \quad (3.5.4)$$

kde:	ρ	...hustota (index p v jádře, g na povrchu plynu)	(kg·m ⁻³)
	t	...čas	(s)
	u	...rychlost	(m·s ⁻¹)
	g	...tíhové zrychlení	(m·s ⁻²)
	p	...tlak	(Pa)
	μ	...dynamická viskozita	(Pa·s)
	h	...entalpie (index p v jádře, g na povrchu plynu)	(m ² ·s ⁻¹)
	a	...tepelná vodivost	(m·s ⁻¹)
	q_{mp}	...hustota hmotnostního toku	(m·s ⁻¹)

4. Experimentální část

4.1. Popis zařízení

Pro měření jsem použil vlastní modelový reaktor typu airlift s koncentrickou cirkulační trubicí, který je zobrazen na Obr. 4.1.1

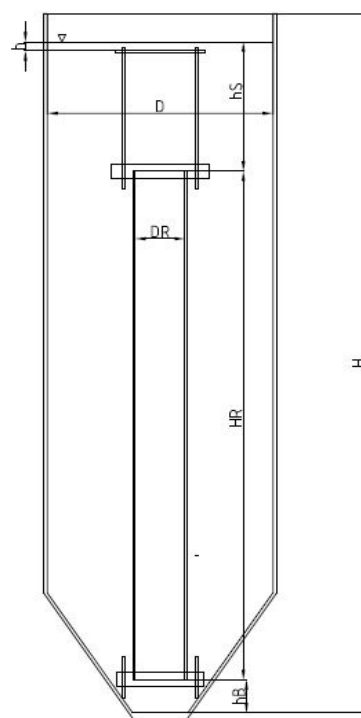
Charakteristické rozměry reaktoru:

- objem $V_L = 0,0625 \text{ m}^3$,
- vnitřní průměr reaktoru $D = 300 \text{ mm}$,
- vnitřní průměr cirkulační trubky $D_R = 66 \text{ mm}$,
- výška cirkulační trubky $H_R = 720 \text{ mm}$.
- výška horní hrany cirkulační trubky od hladiny $h_s = 200 \text{ mm}$

Schéma a rozměry reaktoru jsou patrné z Obr. 4.1 .2



Obr. 4.1.1 Modelový airlift reaktor:



Obr. 4.1.2 Schéma airlift reaktoru:

Airlift reaktor má velký stupeň flexibility geometrie. Vzdálenost spodní hrany cirkulační trubky je možno měnit v rozmezí 70 mm – 250 mm ode dna reaktoru pomocí závitové tyče. V případě mého experimentálního měření byl zvolen na $h_B = 70$ mm a v průběhu experimentu nebyl měněn.

Nad cirkulační trubku jsem usadil výškově nastavitelnou usměrňovací desku z důvodu malé výšky separační části, průběhu nežádoucích proudění, kmitání hladiny a celého reaktoru. Vzdálenost usměrňovací desky h od ustálené hladiny může být měněna v rozmezí 0 - 200 mm pomocí závitové tyče. Nastavitelná výška usměrňovací desky je zobrazena na Obr.4.1.3.

Měření byla provedena v třífázovém systému kapalina – plyn – tuhá fáze, typu voda-vzduch – PVC. Jako pevná fáze byl použit Neralit Obr. 4.1.4. (obchodní název Spolany pro PVC). Hustota 1287 kg/m^3 . Jedná se o sekané extrudované tyčky o průměru 4 mm. Výška válečků cca 3 mm (liší se cca od 2,5 do 4 mm). Vzduch jako plynná fáze byl přiveden přes redukční ventil a plovákový průtokoměr do středu airlift reaktoru přes plastový distributor se třemi otvory o průměru $d_h = 1$ mm. Okamžitý průtok vzduchu byl měřen pomocí plovákového průtokoměru: FAG6100; rozsah 0 – 100% = 0 - 2100 l/h. Průtokoměr je zobrazen na Obr. 4.1..

Byl sledován vliv průtoku vzduchu a horní vzdálenosti usměrňovací desky na vybrané procesní parametry



Obr. 4.1.3 Nastavitelná výška usměrňovací desky:



Obr. 4.1.4 Neralit:



Obr. 4.1.5 Plovákový průtokoměr

4.2. Doba homogenizace

Mícháním se urychluje dosažení koncentrační a teplotní homogenity, které podstatně ovlivňují průběh tepelných a difuzních operací, reakcí v reaktorech a bezpečnost chemických provozů, která bývá ohrožena i koncentrační a teplotní nehomogenitou.



a) $t=0s$



b) $t=14s$



c) $t=27,94s$

Obr. 4.2.1 Doba homogenizace: ukázka měření homogenizace pro 3 fázový systém odbarvací metodou pro průtok $0,0011\text{ m/s}$ a výšku usměrňovací desky 90 mm :

Postup měření: Nejdříve jsem v laboratoři připravil jednomolární roztok hydroxidu sodného (NaOH) a desetiprocentní (hmt.) roztok kyseliny sírové (H_2SO_4). Poté jsem naplnil reaktor vodou do výšky $H = 960\text{ mm}$, přidal jsem touhou fází v poměru 1:100 vůči objemu kapalně fáze a nastavil požadovaný průtok vzduchu (Q) a výšku usměrňovací desky (h). Pomocí injekční stříkačky jsem odměřil 52 ml hydroxidu sodného, který jsem vstříkl do reaktoru, poté jsem přidal množství fenolftaleinu, který se v zásaditém prostředí zbarvil do fialova, jak je vidět na Obr. 4.2.1-.a. Poté jsem těsně pod hladinu vstříkl 26 ml kyseliny sírové (H_2SO_4) a zároveň zapnul stopky pro měření času. Doba homogenizace byla stanovena jako doba, za kterou se vsádka odbarvila jak je vidět na Obr. 4.2.1 –c..

Při měření jsem použil čtyři různé hodnoty průtoku vzduchu Q (140, 280 ,420 a 560 l/h) a čtyři hodnoty výšky usměrňovací desky h (50, 90, 130 a 170 mm).

Při průtoku 140 l/h bylo zjištěno že nelze zajistit vznos přidané tuhé fáze. Z toho důvodu nebylo toto měření zahrnuto do vyhodnocení. Naměřené hodnoty jsou porovnávány s měřením doby homogenizace pro 2 fázový systém.

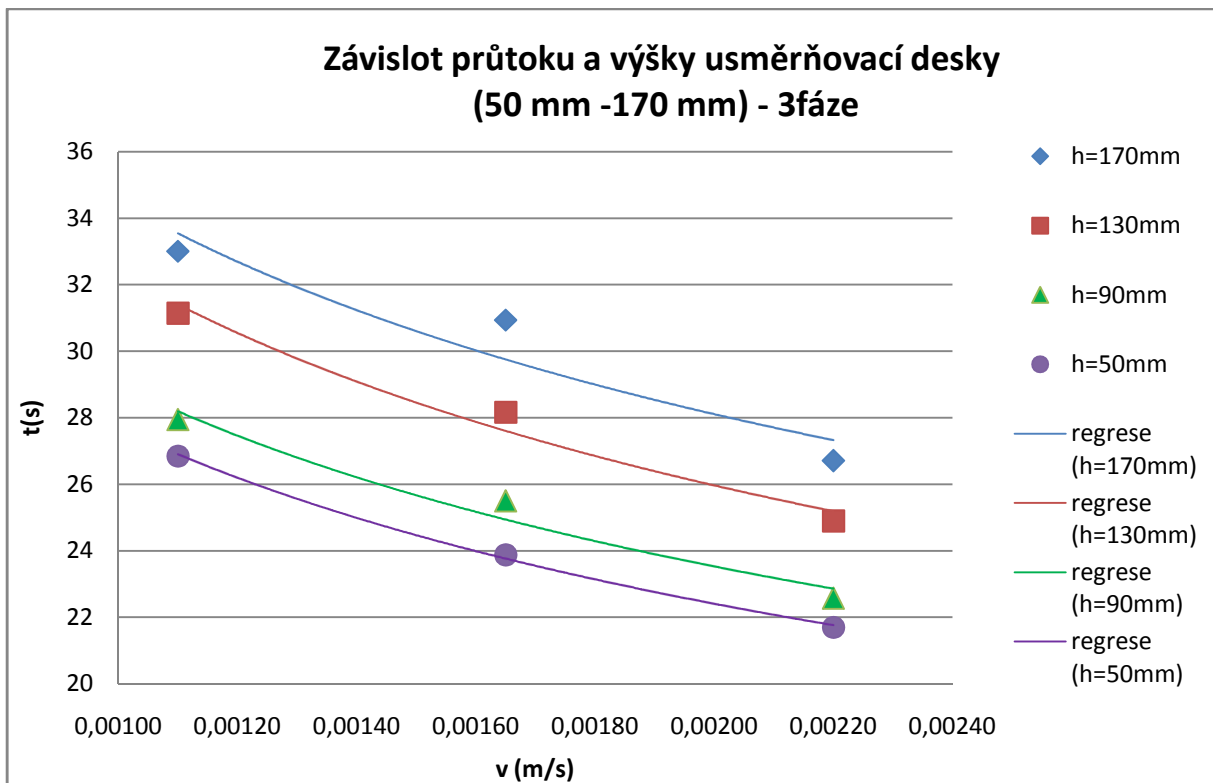
Měřené doby homogenizace pro třífázový systém v závislosti na průtok vzduchu a výšce usměrňovací desky jsou uvedeny v Tab. 4.2-1 a graficky vyneseny v Obr. 4.2.2

Tab. 4.2-1 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 3 fázový systém:

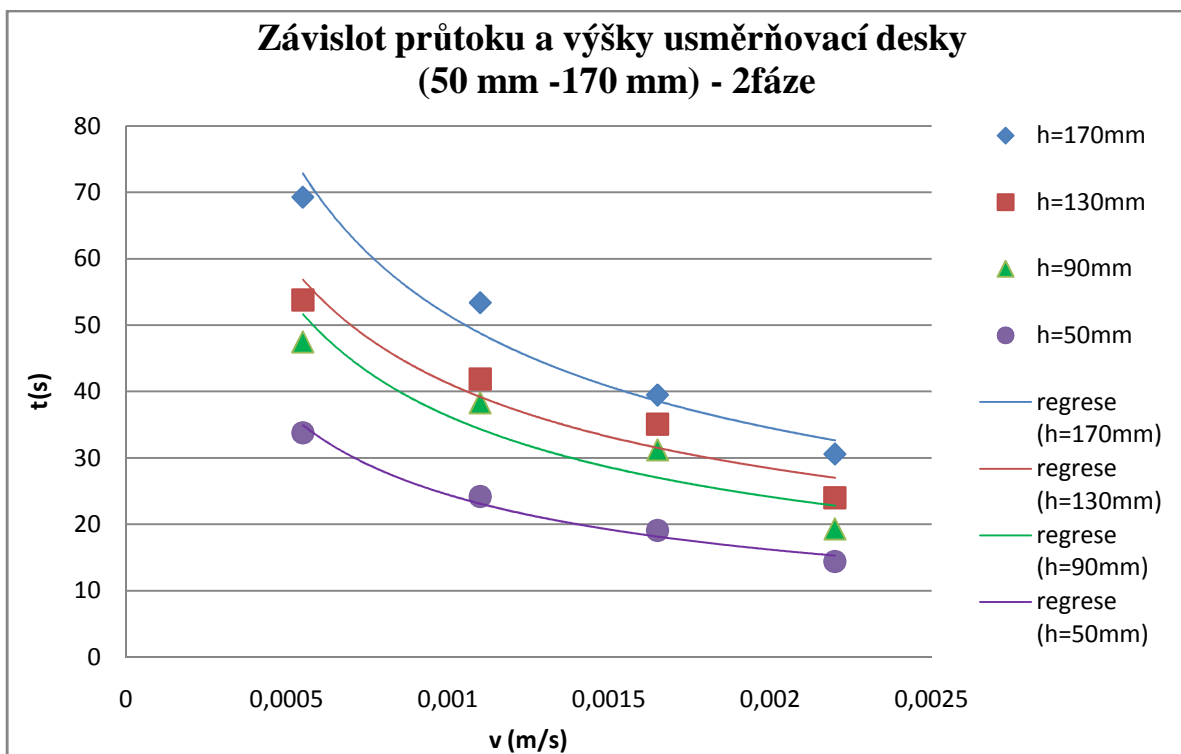
Q (l/h)	v (m/s)	h = 50 mm	h = 90 mm	h = 130 mm	h = 170 mm
		t (s)			
140	0,00055	-	-	-	-
280	0,00110	26,85	27,94	31,15	33,01
420	0,00165	23,88	25,50	28,17	30,94
560	0,00220	21,70	22,57	24,90	26,71

Tab. 4.2-2 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 2 fázový systém [32]:

Q (l/h)	v (m/s)	h = 50 mm	h = 90 mm	h = 130mm	h = 170 mm
		t (s)			
140	0,00055	33,80	47,50	53,80	69,30
280	0,00110	24,20	38,30	41,90	53,40
420	0,00165	19,10	31,20	35,10	39,50
560	0,00220	14,40	19,30	24,00	30,60



Obr. 4.2.2 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 3 fáze:



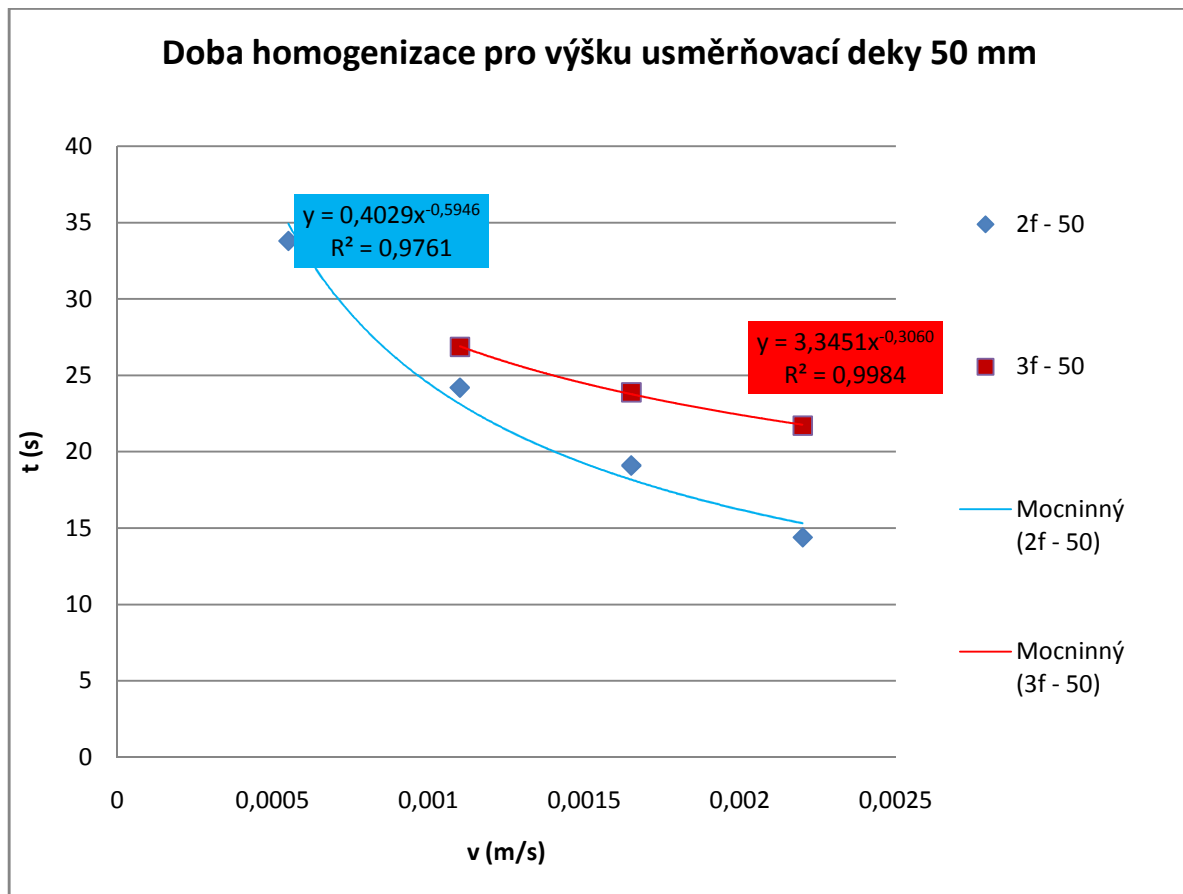
Obr. 4.2.3 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 2 fáze:

Porovnání vlivu průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro dvoufázový a třífázový systém pro výšky usměrňovací desky $h = 50$ mm je graficky znázorněno na Obr. 4.2.4, pro $h = 90$ mm na Obr. 4.2.5 ,pro $h = 130$ mm na Obr. 4.2.6 a pro $h = 170$ mm na Obr. 4.2.7. Dále byl v grafech vynesena parametr lineární regrese dle rovnice (4.2.1).

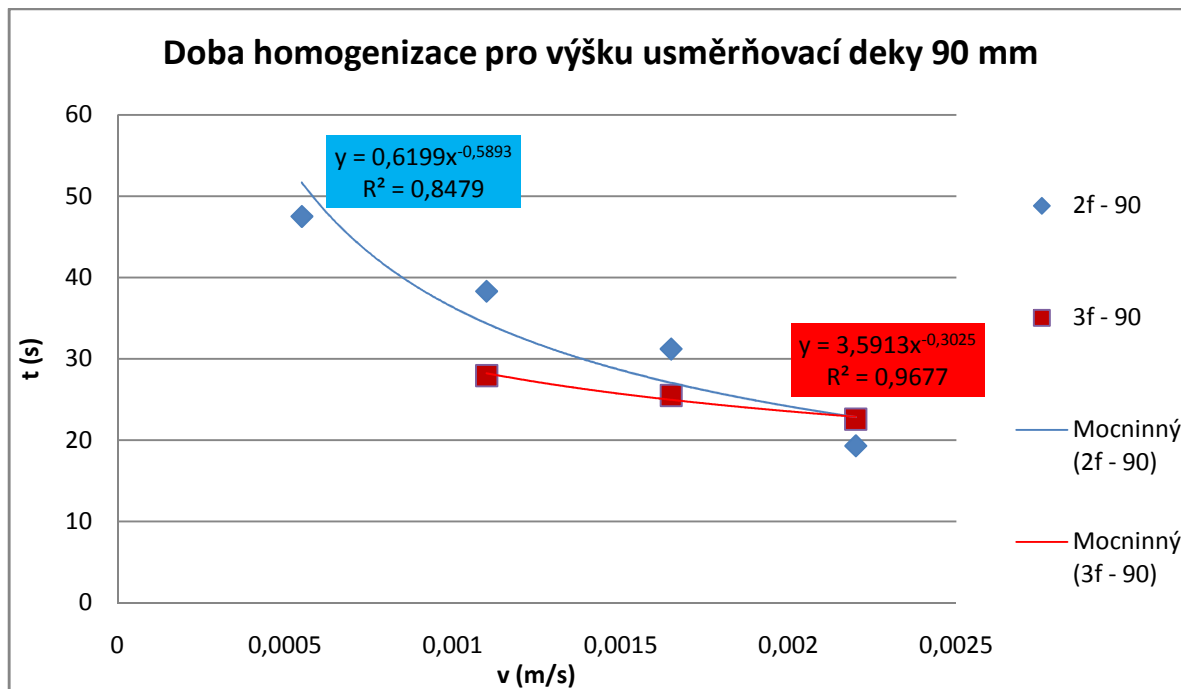
Závislost doby homogenizace na mimovrstvové rychlosti je popsána mocninným vztahem:

$$t_h = c \cdot v_r^b \quad (4.2.1)$$

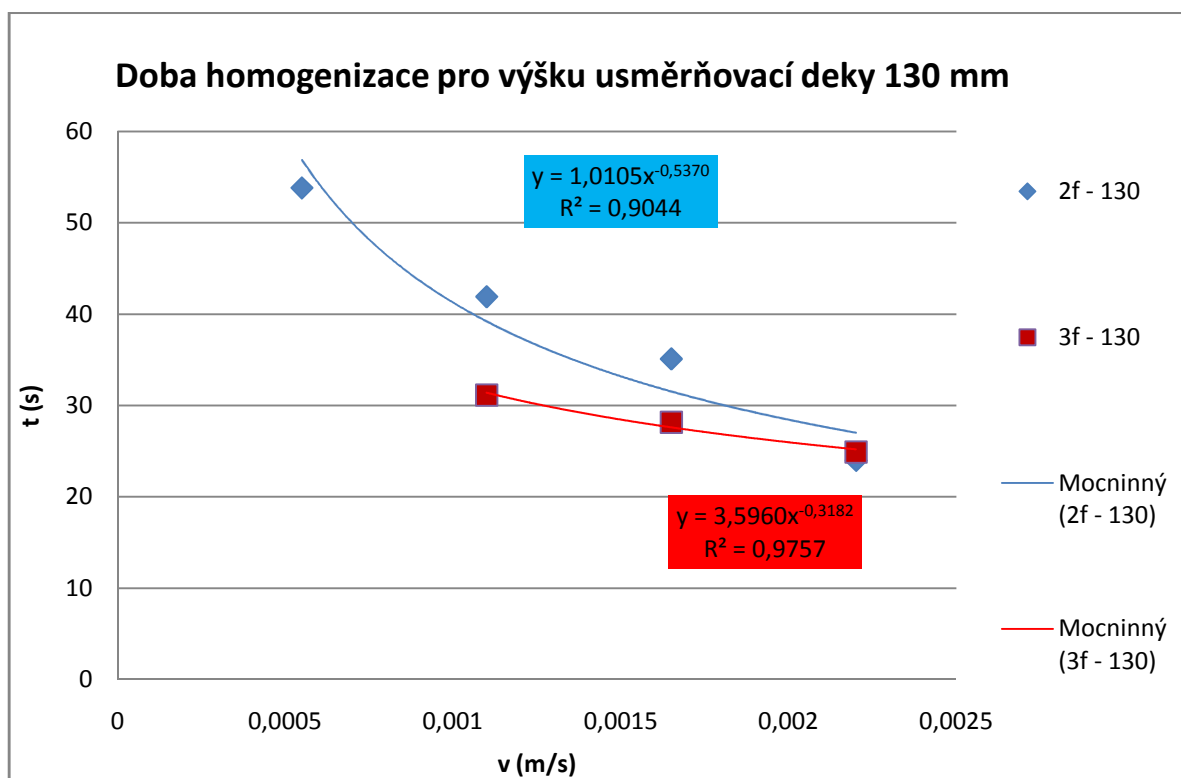
Vyhodnocené parametry b a c pro dvoufázový i třífázový systém vztahu (4.2.1) jsou pro jednotlivé výšky usměrňovací desky uvedeny v Tab. 4.2-3 a graficky zobrazeny v **Chyba!** **Nenalezen zdroj odkazů.:**



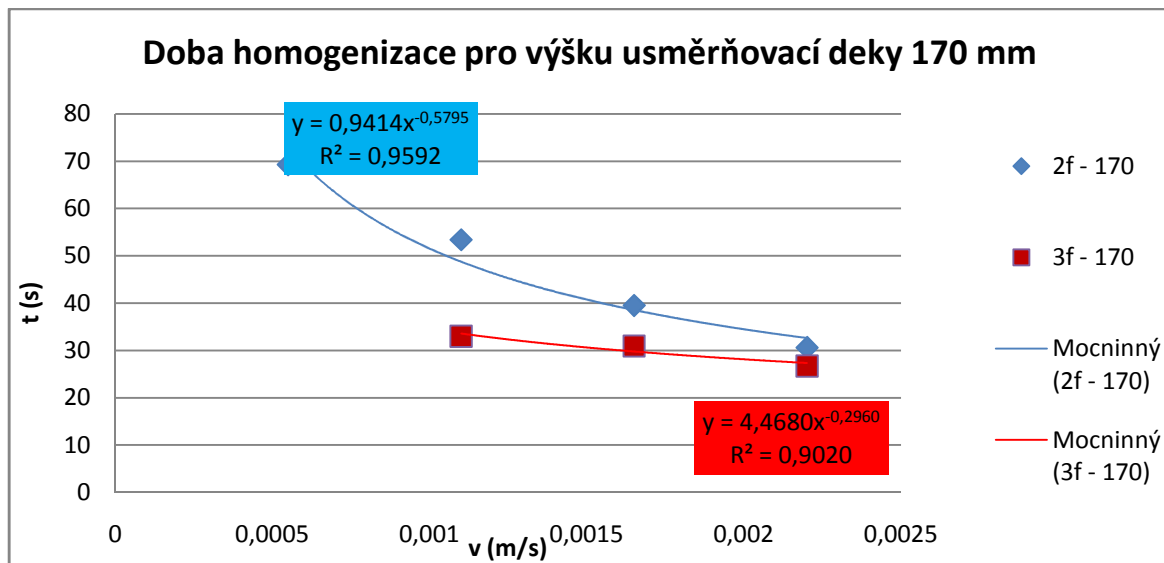
Obr. 4.2.4 Doba homogenizace: závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací desky 50 mm



Obr. 4.2.5 Doba homogenizace: vliv závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací deky 90 mm:



Obr. 4.2.6 Doba homogenizace: vliv závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací deky 130 mm:



Obr. 4.2.7 Doba homogenizace: vliv závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací desky 170 mm:

Chyba! Nenalezen zdroj odkazů.

Tab. 4.2-3 Doba homogenizace: vyhodnocené parametry závislosti (4.2.1):

h (mm)	2 fáze			3 fáze		
	c (-)	b (-)	r ² (-)	c (-)	b (-)	r ² (-)
50	0,4029	-0,5946	0,9761	3,3451	-0,3060	0,9984
90	0,6199	-0,5893	0,8479	3,5913	-0,3025	0,9677
130	1,0105	-0,5370	0,9044	3,5960	-0,3182	0,9757
170	0,9414	-0,5795	0,9592	4,4680	-0,2960	0,9020

Závislost konstanty c na výšce byla popsána pomocí mocninného vztahu:

$$\text{třífázový systém: } c = 1,5065 h^{0,1968}$$

$$\text{dvoufázový systém: } c = 0,0200 h^{0,7714}$$

Z grafu na **Chyba! Nenalezen zdroj odkazů.** je vidět, že mocninný exponent **b** na výšce prakticky nezávisí a lze ho považovat za konstantu. Z výše uvedeného vyplývá, že závislost doby homogenizace na mimovrstvové rychlosti a na výšce usměrňovací desky, lze popsat mocninným vztahem:

$$t_h = C \cdot v_r^\alpha \cdot h_u^\beta \quad (4.2.2)$$

Pomocí logaritmické transformace a vícenásobné lineární regrese jsem vyhodnotil tyto hodnoty exponentů α a β a konstanty C :

pro třífázový systém: $C= 1,6053 \pm 0,4545$, $\alpha= -0,3057 \pm 0,0353$

$$\beta= 0,1830 \pm 0,0219$$

pro dvoufázový systém: $C= 0,0461 \pm 0,0246$, $\alpha= -0,5751 \pm 0,05014$

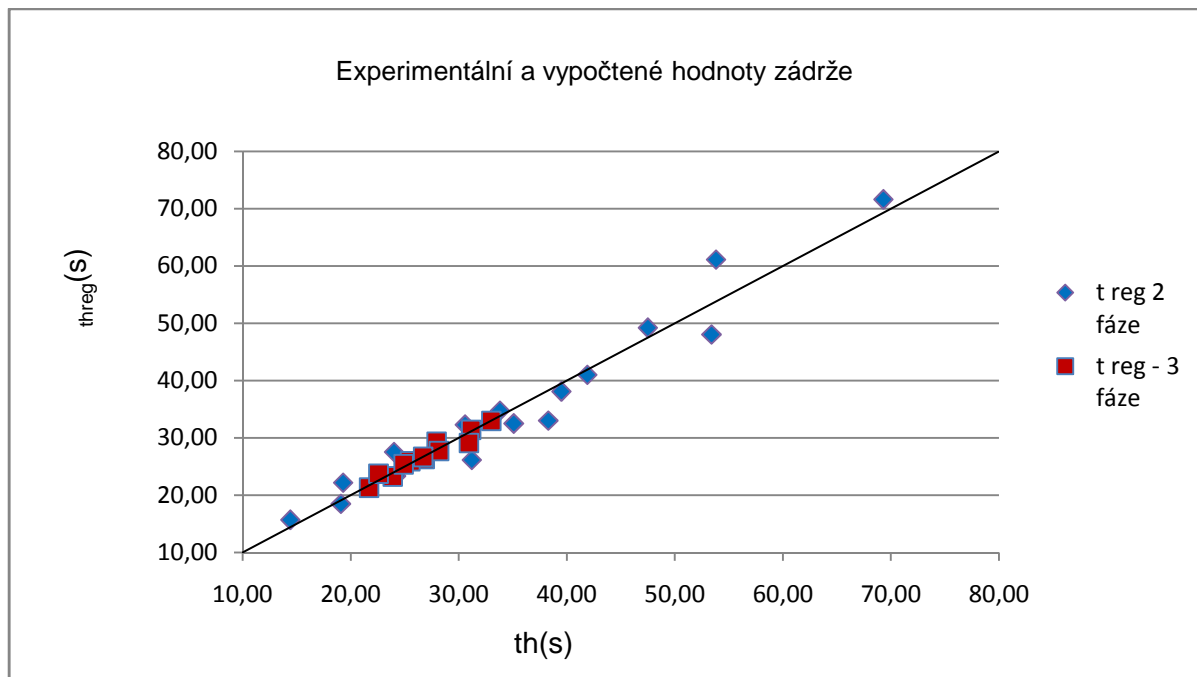
$$\beta= 0,5905 \pm 0,0569$$

Užitím vztahu (4.2.2) a vyhodnocených konstant jsem provedl zpětným výpočet dob homogenizace. Vypočtené hodnoty jsem porovnal s experimentálními hodnotami a dopočítal jsem relativní chybu. Vypočtené hodnoty jsou uvedeny v tabulce Obr. 4.2.4

Tab. 4.2-4 Doba homogenizace: experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.2.2) a relativní chyba:

h_u (mm)	v_f (m/s)	2 fáze			3 fáze		
		t_h (s)	$t_{h \text{ reg}}$ (s)	δ_r (%)	t_h (s)	$t_{h \text{ reg}}$ (s)	δ_r (%)
50	0,00055	33,80	34,76	-2,77	-	-	-
50	0,00110	24,20	23,33	3,72	26,85	26,35	1,91
50	0,00165	19,10	18,48	3,35	23,88	23,28	2,60
50	0,00220	14,40	15,66	-8,06	21,70	21,32	1,80
90	0,00055	47,50	49,18	-3,42	-	-	-
90	0,00110	38,30	33,01	16,01	27,94	29,34	-4,77
90	0,00165	31,20	26,15	19,32	25,50	25,92	-1,61
90	0,00220	19,30	22,16	-12,91	22,57	23,74	-4,92
130	0,00055	53,80	61,11	-11,96	-	-	-
130	0,00110	41,90	41,02	2,14	31,15	31,38	-0,73
130	0,00165	35,10	32,49	8,04	28,17	27,72	1,61
130	0,00220	24,00	27,53	-12,84	24,90	25,39	-1,93
170	0,00055	69,30	71,60	-3,21	-	-	-
170	0,00110	53,40	48,06	11,11	33,01	32,96	0,15
170	0,00165	39,50	38,07	3,77	30,94	29,12	6,26
170	0,00220	30,60	32,26	-5,15	26,71	26,67	0,16

Kvalitu regrese lze posoudit z grafu Obr. 4.2.8 kde je graficky prezentováno srovnání naměřených hodnot a hodnot vypočtených pomocí navrženého mocninného vztahu (4.2.2)



Obr. 4.2.8 Doba homogenizace: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot:

S rostoucí mimovrstvovou rychlostí vzduchu klesá doba homogenizace a to z důvodu vyšší cirkulace kapaliny reaktorem. S rostoucí vzdáleností usměrňovací desky od hladiny se zároveň snižuje vzdálenost desky nad horní hranou cirkulační trubky. Tím dochází podle mého názoru ke škrcení proudu, což vede ke zpomalení promíchávání v reaktoru a prodloužení doby homogenizace.

4.3. Přenos hmoty $k_L a$

Součinitel přenosu hmoty $k_L a$ byl stanovován nestacionární metodou.

Principem metody je měření časové závislosti okamžité koncentrace kyslíku rozpuštěného v kapalině při skokové změně aerace za následujících předpokladů:

- Reaktor lze považovat za ideálně míchaný reaktor, tj. $c_L(t,x) = c_L(t)$.
- Koncentrace O_2 v bublinách se téměř nemění, tj. změna koncentrace O_2 v bublinách vlivem absorpce je vůči koncentraci na vstupu zanedbatelná.

Postup měření: Nejdříve jsem naplnil reaktor vodou do výšky $H = 960$ mm, přidal jsem touhou fází v poměru 1:100 vůči objemu kapalné fáze a nastavil požadovaný průtok vzduchu (Q) a výšku usměrňovací desky (h). Před samotným měřením jsem odstranil rozpuštěný kyslík přítomný ve vodě desorpací dusíkem. Poté jsem měřil po dobu 1200 s, s periodou 10 s na měřící sondě, která je vidět na Obr. 4.3.1, koncentraci kyslíku rozpuštěného ve vodě. Měření jsem provedl pro tři různé průtoky vzduchu Q (280, 420 a 560 l/h) a čtyři různé hodnoty výšky usměrňovací desky h (50, 90, 130 a 170 mm).

Naměřené hodnoty jsou porovnávány s měřením $k_L a$ a pro 2 fázový systém



Obr. 4.3.1 Přenos hmoty $k_L a$: měřící sonda:

Přenos kyslíku přes fázové rozhraní lze popsat vztahem (4.3.1)

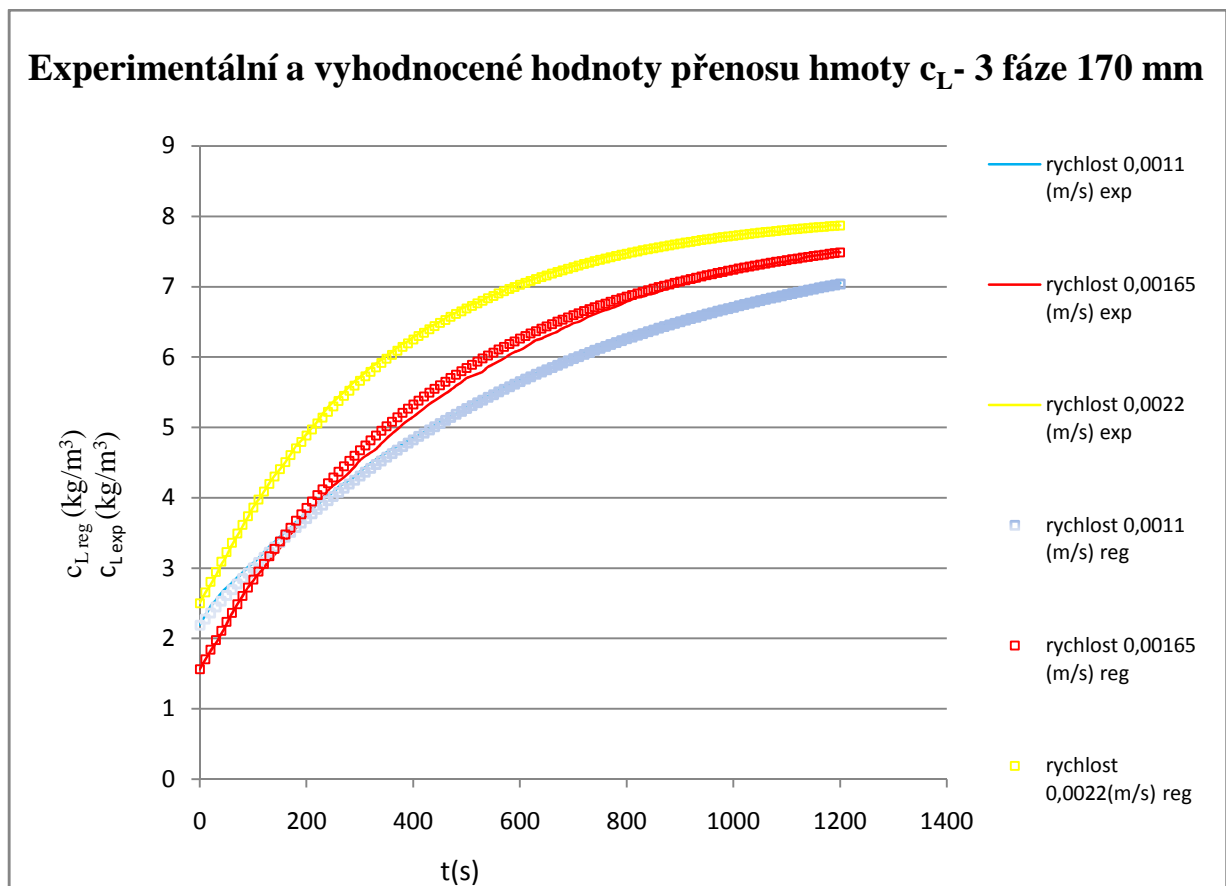
$$\frac{dc_L}{dt} = k_L \cdot a \cdot (c_G^* - c_L), \quad (4.3.1)$$

kde $k_L a$ je objemový součinitel přestupu hmoty, c_G^* je hmotnostně objemová rovnovážná koncentrace kyslíku. Tato koncentrace byla zjišťována pro každé měření zvlášť.

Integrací tohoto vztahu s počáteční podmínkou $c_L(t = 0) = c_{L0}$, lze odvodit vztah (4.3.2):

$$\frac{(c_G^* - c_L(t))}{(c_G^* - c_{L0})} = \exp(-k_L \cdot a \cdot t) \quad (4.3.2)$$

Shoda mezi naměřenými a vypočtenými hodnotami koncentrace rozpuštěného kyslíku dle (4.3.2) je pro ilustraci demonstrována pro vzdálenost horní usměrňovací desky $h = 170 \text{ mm}$ v grafu na (4.3.2). Shoda je velmi dobrá



Obr. 4.3.2 Přenos hmoty $k_L a$: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot hmotnostně objemové koncentrace c_L 3 fáze pro výšku $h = 170 \text{ mm}$:

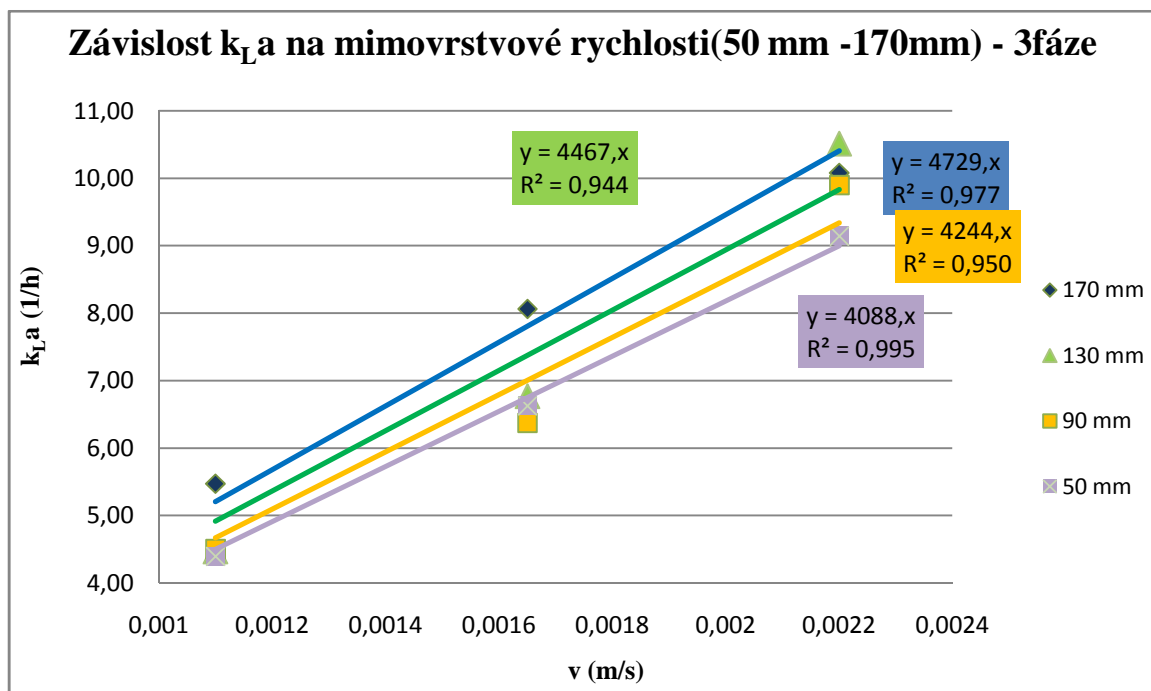
Vyhodnocené součinitele k_{La} jsou uvedeny v Tab. 4.3-1. a graficky zobrazeny na Obr. 4.3.4. Porovnání vlivu průtoku a výšky usměrňovací desky na součinitel přenosu hmoty k_{La} pro dvoufázový a třífázový systém pro výšky usměrňovací desky, $h = 130\text{mm}$ na Obr. 4.3.4 a $h = 170\text{ mm}$ na Obr. 4.3.5. Ze srovnávání vyplývá, že vliv výšky usměrňovací desky je v případě třífázového systému opačný než pro dvoufázový systém.

Tab. 4.3-1 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro 3 fáze:

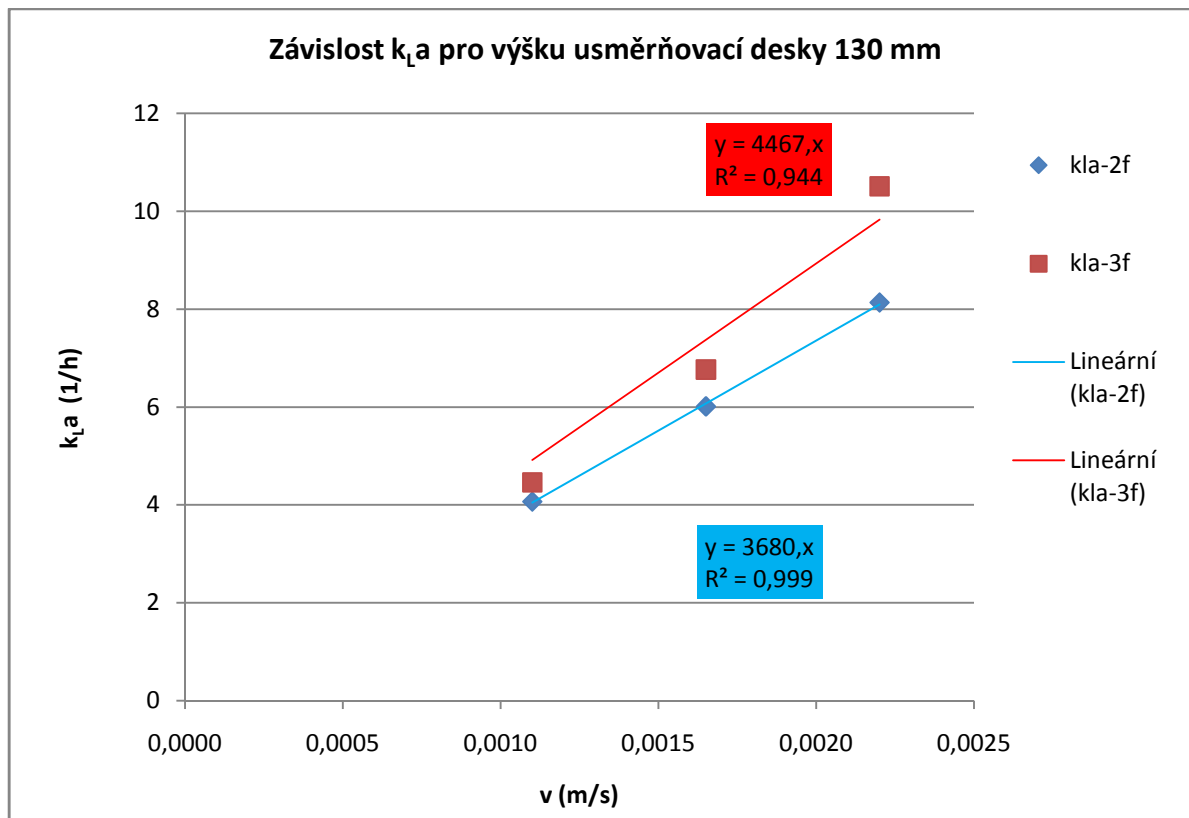
Q (l/h)	v (m/s)	$k_{La}(1/h)$			
		h = 50 mm	h = 90 mm	h = 130 mm	h = 170 mm
280	0,00110	4,39	4,50	4,46	5,47
420	0,00165	6,62	6,37	6,77	8,06
560	0,00220	9,14	9,90	10,51	10,08

Tab. 4.3-2 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro 2 fáze [32]:

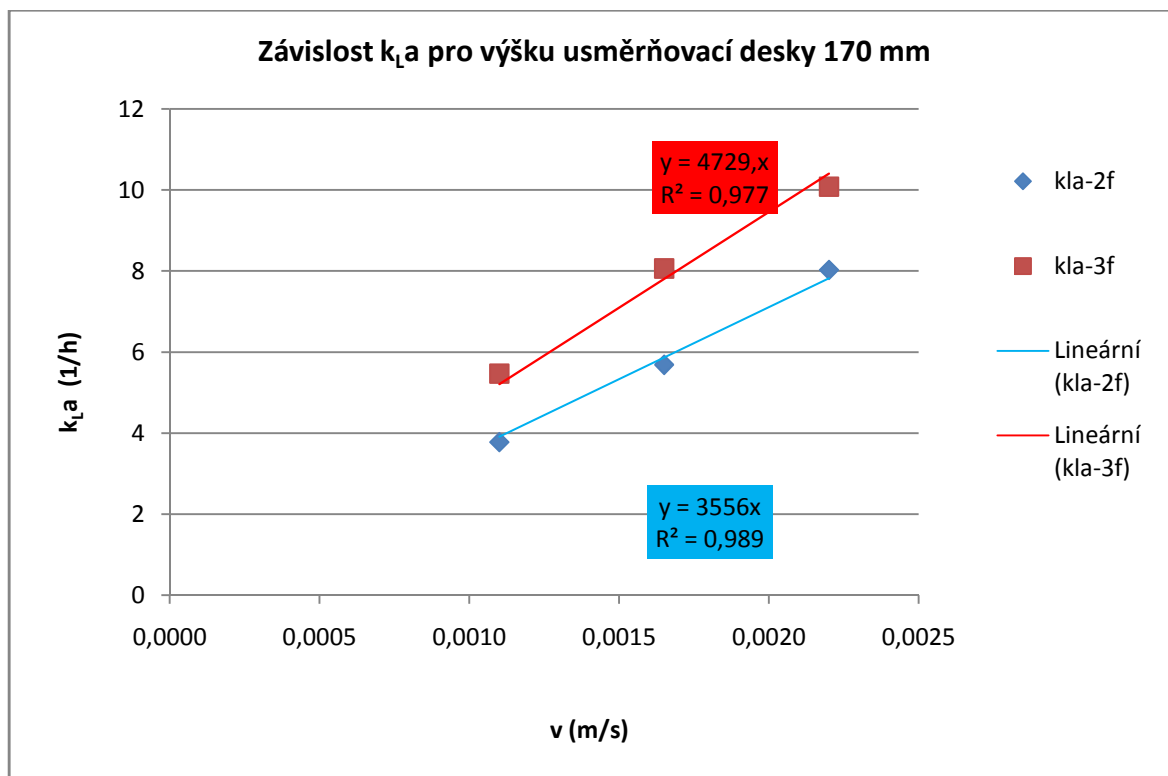
Q (l/h)	v (m/s)	$k_{La}(1/h)$	
		h = 130 mm	h = 170 mm
140	0,00055	2,04	1,75
280	0,00110	4,07	3,78
420	0,00165	6,01	5,69
560	0,00220	8,14	8,03



Obr. 4.3.3 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro 3 fáze:



Obr. 4.3.4 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro výšku usměrňovací desky 130 mm:



Obr. 4.3.5 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro výšku usměrňovací desky 170 mm

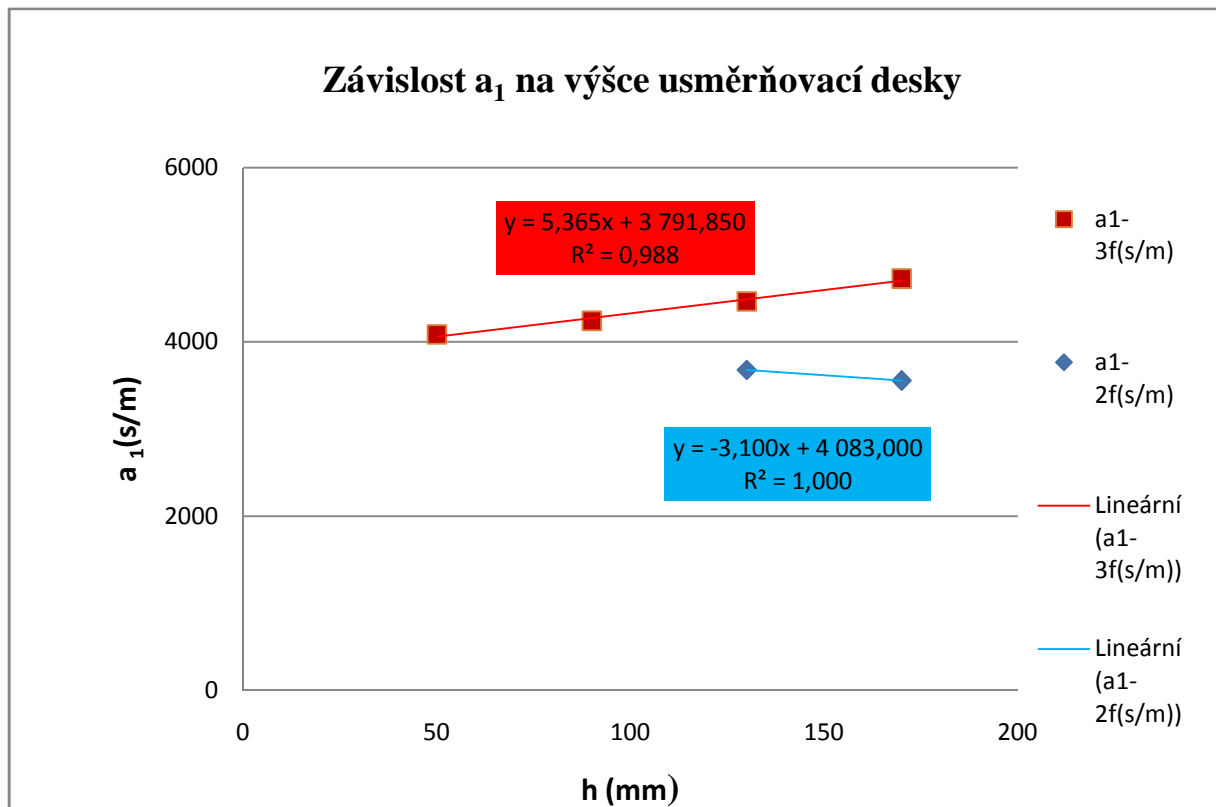
Závislost součinitele přenosu tepla na mimovrstvové rychlosti byla popsána pomocí lineární funkce dle vztahu (4.3.3):

$$k_L a_{\text{reg}} = a_1 \cdot v \quad (4.3.3)$$

Vyhodnocené parametry (4.3.3) pro třífázový a dvoufázový systém jsou uvedeny v tabulce Tab. 4.3-3.

Tab. 4.3-3 Přenos hmoty $k_L a$: vyhodnocené parametry regrese:

h (mm)	a_1-2f (s/m)	a_1-3f (s/m)
50	-	4088
90	-	4244
130	3680	4467
170	3556	4729



Obr. 4.3.6 Přenos hmoty $k_L a$: závislost konstanty a_1 na výšce usměrňovací desky:

V grafu na Obr. 4.4.6 je vidět, že závislost konstanty a_1 na výšce usměrňovací desky je možno popsat pomocí lineární funkce. Z výše uvedeného vyplývá, že závislost součinitele přestupu hmoty na mimovrstvé rychlosti a na výšce usměrňovací desky, lze popsat vztahem:

$$k_{L,a_{reg}} = (A_0 + A_1 \cdot h) \cdot v \quad (4.3.4)$$

Pomocí vícenásobné lineární regrese jsem vyhodnotil v programu Matlab2015 parametry vztahu (4.3.4) pro 2 fázový a 3 fázový systém:

	2 fázový systém	3 fázový systém
A0	4129,1595±271,2913	3792,3466 ± 205,1691
A1	-3,4462±1,7927	5,3645 ± 1,7278

Užitím vztahu (4.3.3) a vyhodnocených konstant A_0 a A_1 jsem provedl zpětný výpočet součinitele přenosu hmoty $k_{L,a}$. Vypočtené hodnoty jsem porovnal s experimentálními hodnotami a dopočítal relativní chybu. Hodnoty pro 3 fázový systém jsou uvedeny v Tab. 4.3-4 a pro 2 fázový systém v Tab. 4.3-5.

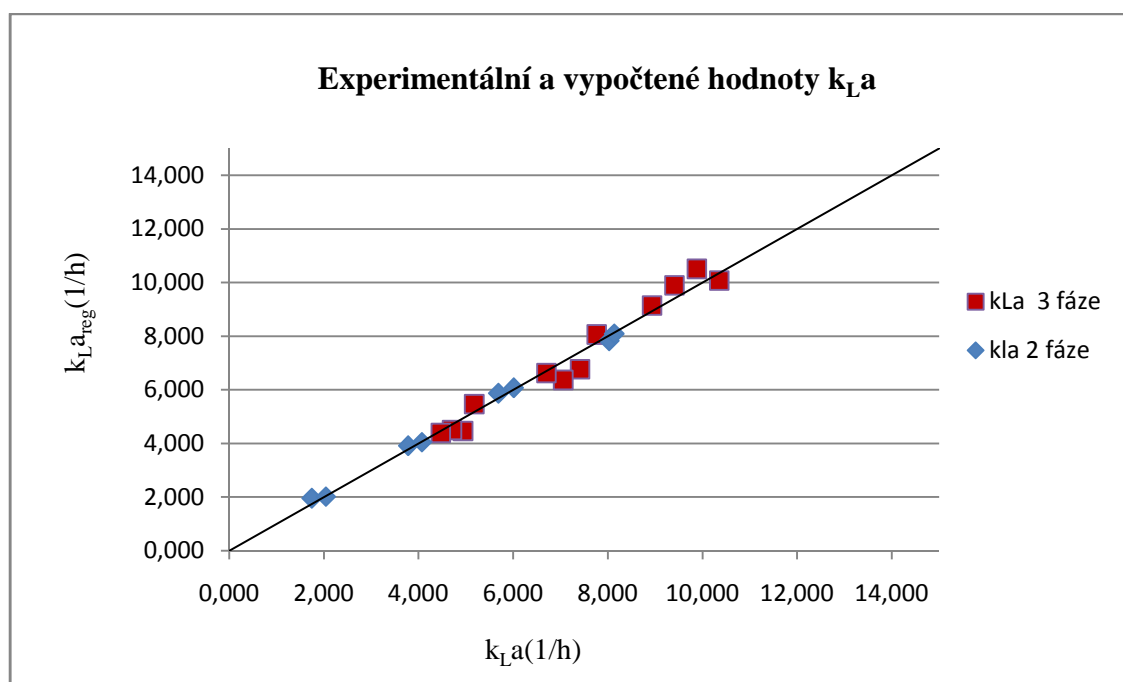
Tab. 4.3-4 Přenos hmoty $k_{L,a}$: experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.3.4)(4.2.2) a relativní chyba pro 3 fázový systém:

h (mm)	v (m/s)	$k_{L,a}$ (1/h)	$k_{L,a_{reg}}$ (1/h)	δr (%)
170	0,00110	5,472	5,175	5,741
170	0,00165	8,064	7,762	3,886
170	0,00220	10,080	10,350	-2,607
130	0,00110	4,464	4,939	-9,613
130	0,00165	6,768	7,408	-8,641
130	0,00220	10,512	9,878	6,423
90	0,00110	4,500	4,703	-4,309
90	0,00165	6,372	7,054	-9,668
90	0,00220	9,900	9,405	5,260
50	0,00110	4,392	4,467	-1,668
50	0,00165	6,624	6,700	-1,131
50	0,00220	9,144	8,933	2,362

Tab. 4.3-5 Přenos hmoty $k_L a$: experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.3.4)(4.2.2) a relativní chyba pro 2 fázový systém:

h (mm)	v (m/s)	$k_L a$ (1/h)	$k_{L a_{reg}}$ (1/h)	δr (%)
170	0,00055	1,746	1,956	-10,754
170	0,00110	3,780	3,913	-3,393
170	0,00165	5,688	5,869	-3,087
170	0,00220	8,028	7,826	2,587
130	0,00055	2,041	2,025	0,820
130	0,00110	4,068	4,049	0,464
130	0,00165	6,012	6,074	-1,018
130	0,00220	8,136	8,098	0,464

Kvalitu regrese lze posoudit z grafu Obr. 4.2.8, kde je graficky prezentováno srovnání naměřených hodnot a hodnot vypočtených pomocí navrženého mocninného vztahu (4.2.2)

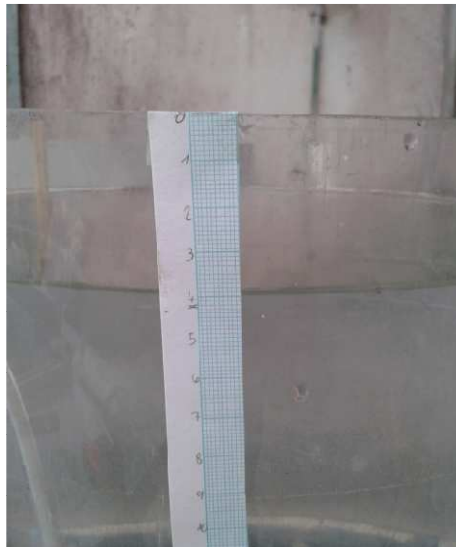


4.4. Zadrž

Zadrž byla určována pomocí měření výšky hladiny v aerovaném a neaerovaném stavu, a vypočtena dle vztahu:

$$\varepsilon = \frac{H_{l+g} - H_l}{H_l}, \quad (4.4.1)$$

kde : H_{l+g} je výška hladiny v aerovaném stavu,
 H_l je výška hladiny v neaerovaném stavu.



Obr. 4.4.1 Zadrž: ukázka měření pomocí milimetrového papíru:

Postup měření: Nejdříve jsem naplnil reaktor vodou do výšky $H = 960$ mm, přidal tuhou fázi v poměru 1:100 vůči objemu kapalně fáze, poté jsem nastavil požadovaný průtok vzduchu (Q) a výšku usměrňovací desky (h). Následně jsem odměřil rozdíl výšek hladin aerovaného a neaerovaného stavu ($H_{l+g} - H_l$) pomocí milimetrového papíru. Měření jsem provedl pro čtyři různé hodnoty průtoku vzduchu Q (140, 280, 420 a 560 l/h) a čtyři hodnoty výšky usměrňovací desky h (50, 90, 130, a 170 mm).

Naměřené hodnoty jsou porovnávány s měřením zádrže pro 2 fázový systém [32]

Naměřené změny výšky hladiny jsou uvedené v Tab. 4.4-1 pro třífázový systém a v Tab. 4.4-2 pro dvoufázový systém. Vyhodnocené hodnoty zádrže jsou uvedeny v Tab. 4.4-3 a

graficky vyneseny na Obr. 4.4.2 pro třífázový systém a v Tab. 4.4-4 a na Obr. 4.4.3 pro dvoufázový systém.

Tab. 4.4-1 Zadrž: změna výšky hladiny vlivem aerace pro 3 fázový systém:

$H_{l+g}-H_l$ (mm) 3 fáze					
Q (l/h)	v (m/s)	h (mm)			
		50	90	130	170
140	0,00055	-	-	-	-
280	0,00110	3	4	4	5
420	0,00165	7	6	7	7,5
560	0,00220	9	8,5	9	9

Tab. 4.4-2 Zadrž: změna výšky hladiny vlivem aerace pro 2 fázový systém [32]:

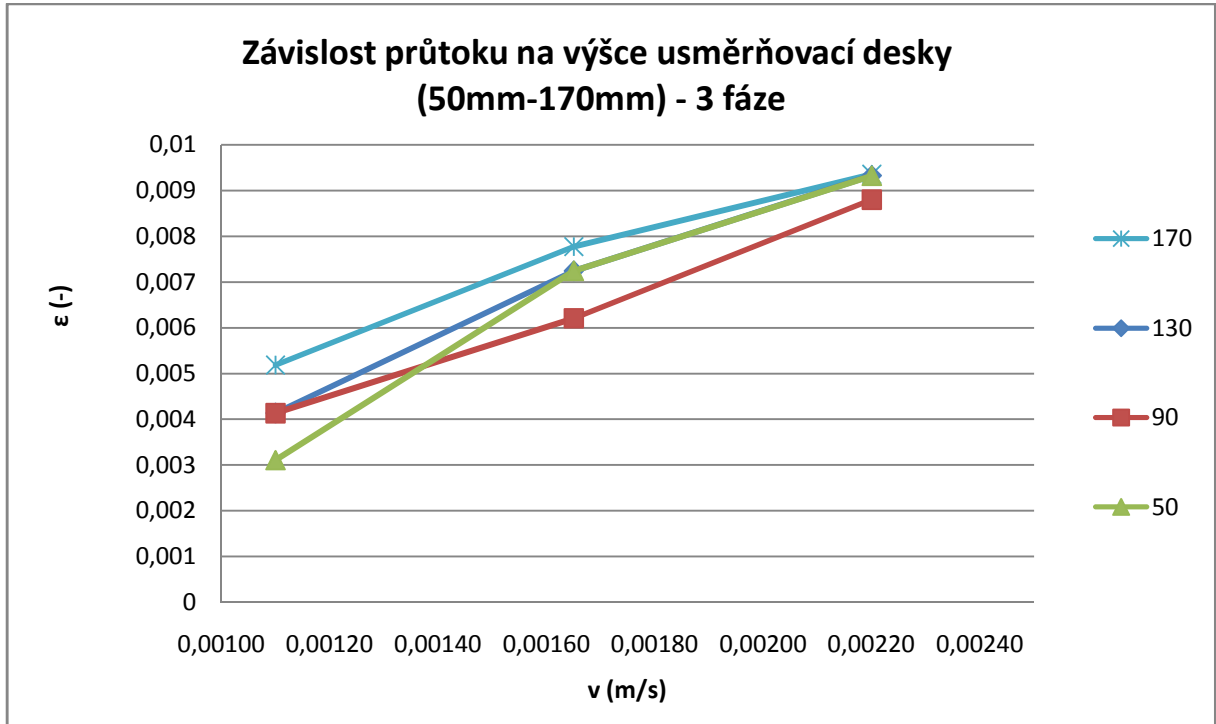
$H_{l+g}-H_l$ (mm) 2 fáze					
Q (l/h)	v (m/s)	h (mm)			
		50	90	130	170
140	0,00055	3	3	2	1,5
280	0,00110	4,5	4	3,5	3
420	0,00165	6	5,5	5	5
560	0,00220	7	6,5	6,5	6

Tab. 4.4-3 Zadrž: vypočtené hodnoty zadrž dle (4.2.1) pro 3 fázový systém :

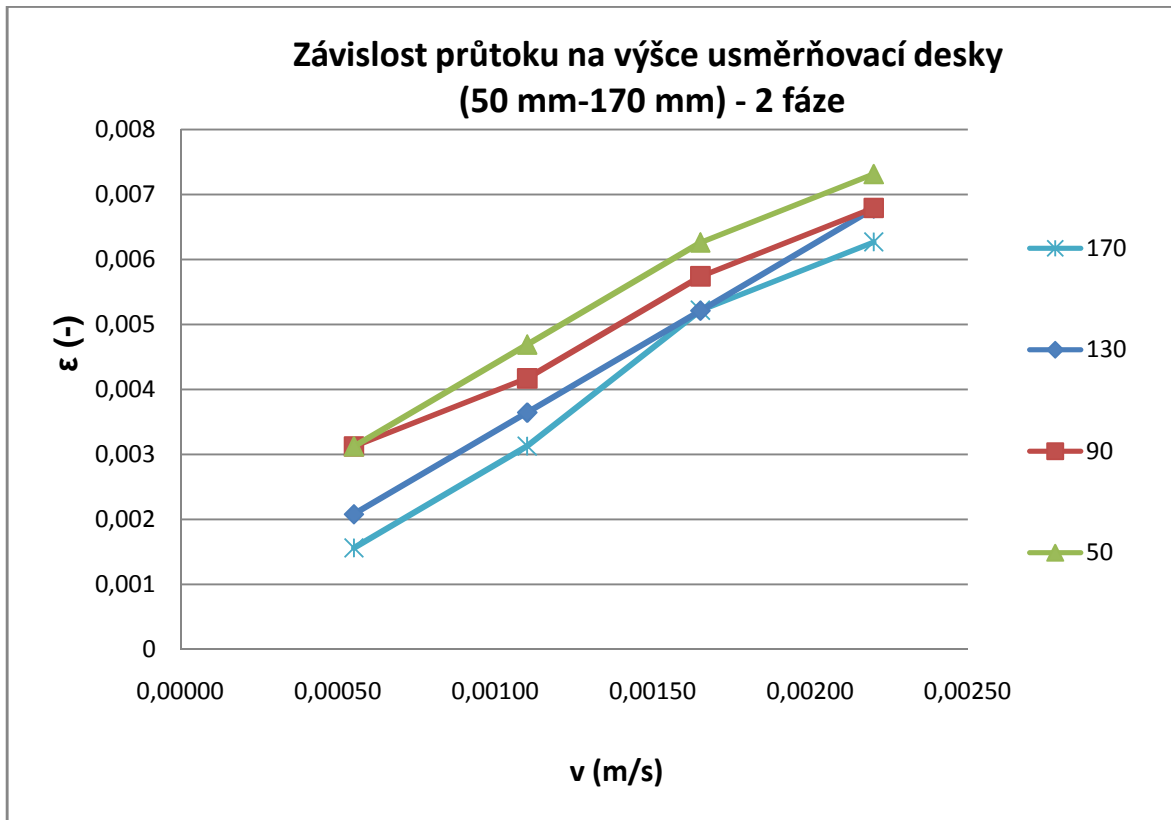
ε (-) 3 fáze					
Q (l/h)	v (m/s)	h (mm)			
		50	90	130	170
140	0,00055	-	-	-	-
280	0,00110	0,00311	0,00413	0,00413	0,005
420	0,00165	0,00724	0,0062	0,00724	0,0075
560	0,00220	0,00932	0,0088	0,00933	0,009

Tab. 4.4-4 Zadrž: vypočtené hodnoty zadrž dle (4.2.1) pro 2 fázový systém [32]:

ε (-) 2 fáze					
Q (l/h)	v (m/s)	h (mm)			
		50	90	130	170
140	0,00055	0,00313	0,00313	0,00208	0,00156
280	0,00110	0,00469	0,00417	0,00365	0,00313
420	0,00165	0,00626	0,00574	0,00521	0,00522
560	0,00220	0,00731	0,00679	0,00678	0,00627

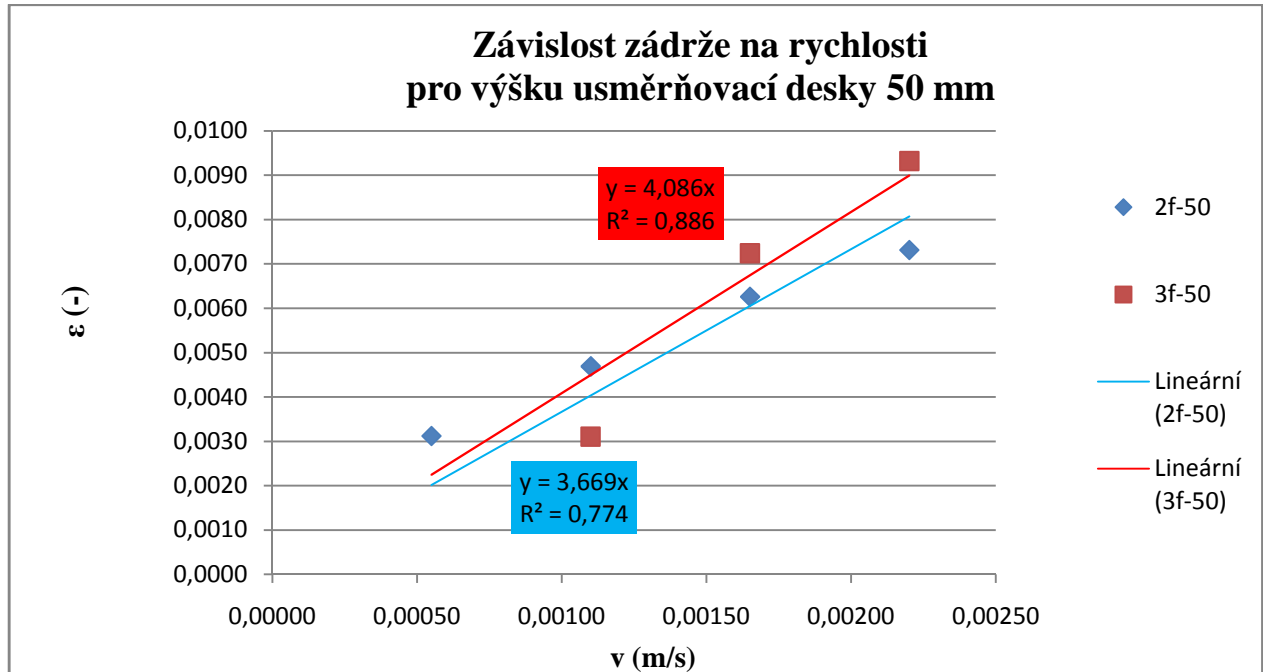


Obr. 4.4.2 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na zadrž pro 3 fáze:

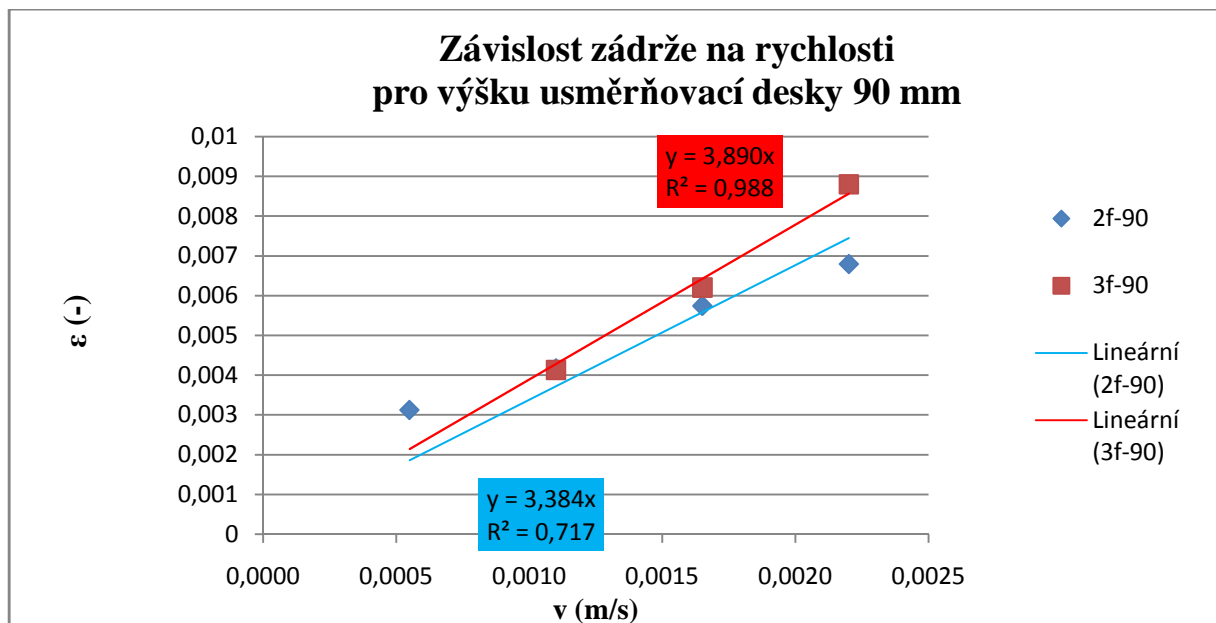


Obr. 4.4.3 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na zadrž pro 2 fáze [32]:

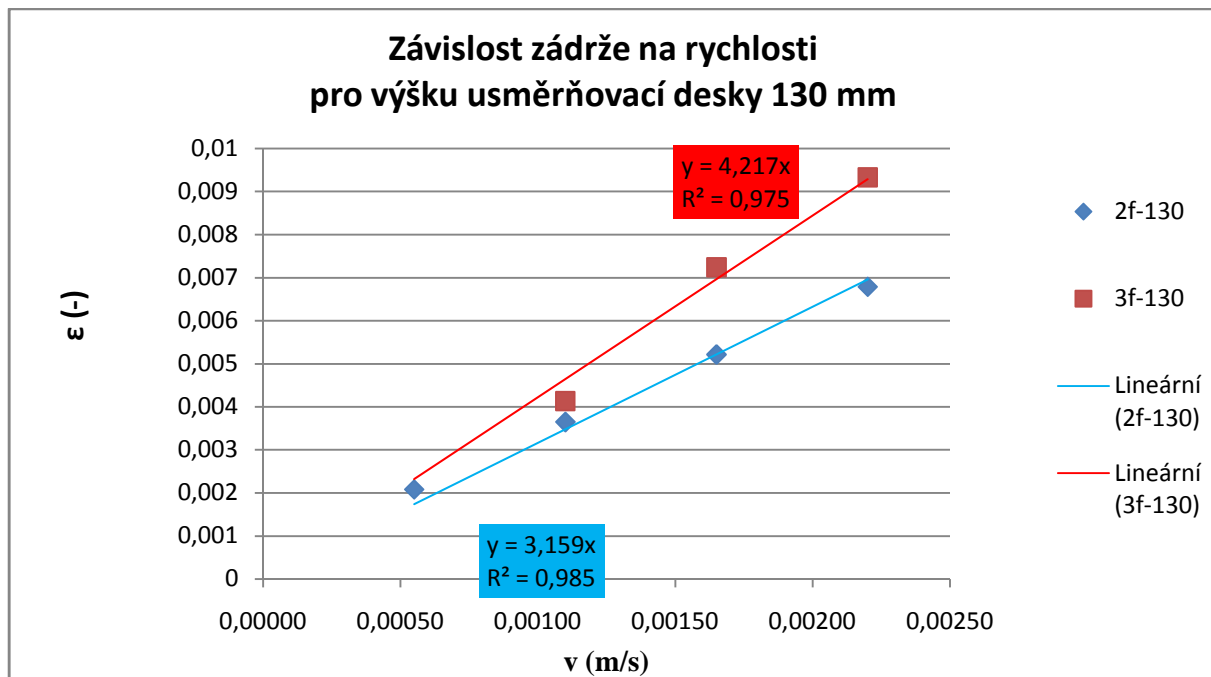
Porovnání vlivu průtoku a výšky usměrňovací desky na zádrž pro dvoufázový a třífázový systém je graficky znázorněn pro výšku usměrňovací desky $h = 50$ mm na obr. 4.4.4, pro $h = 90$ mm na Obr. 4.4.5, pro $h = 130$ mm na Obr. 4.4.6 a pro $h = 170$ mm na Obr. 4.4.7.



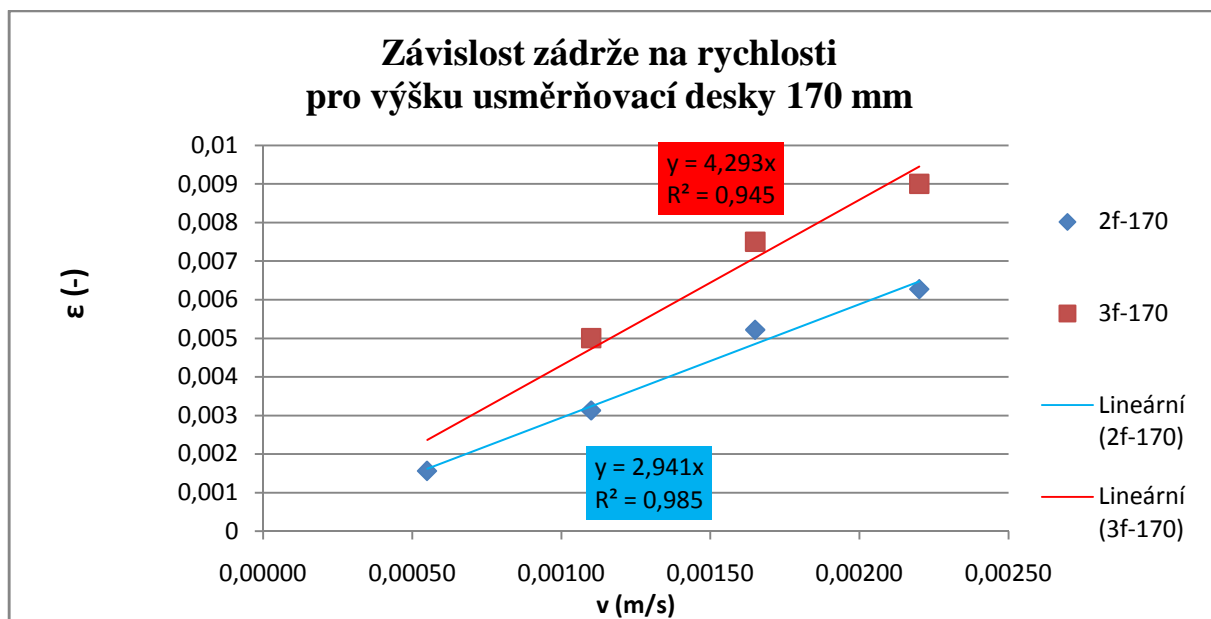
Obr. 4.4.4 Zádrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 50 mm:



Obr. 4.4.5 Zádrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 90:



Obr. 4.4.6 Zádrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 130 mm:



Obr. 4.4.7 Zádrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 170 mm:

Závislost zadržky na mimovrstvové rychlosti je popsána pomocí lineárního vztahu:

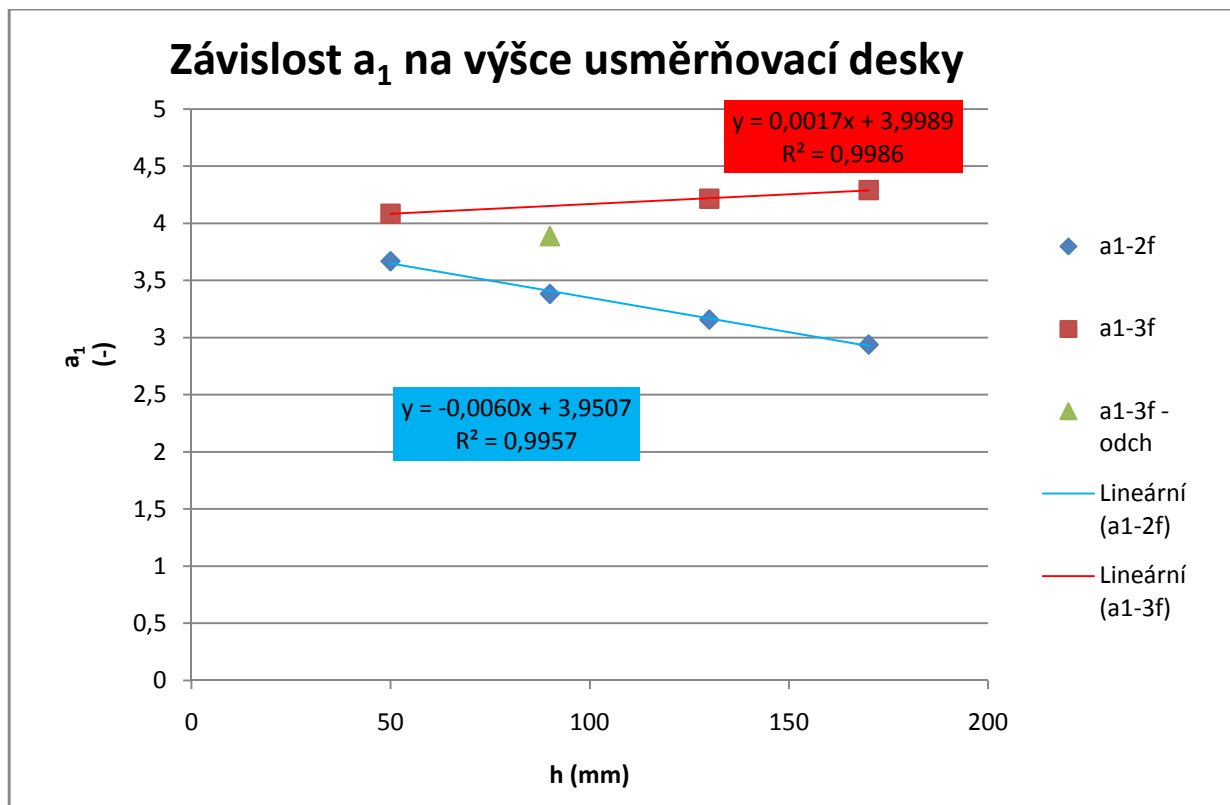
$$\varepsilon_{\text{reg}} = a_1 \cdot v \quad (4.4.2)$$

Vyhodnocený parametr a_1 vztahu (4.4.2) pro dvoufázový i třífázový systém je (4.4.2) pro jednotlivé výšky desky uveden v Tab. 4.4-5. Na Obr. 4.2.8. je graficky vyjádřena

závislost parametru a_1 na výšce usměrňovací desky. Zde je vidět že měření třífázového systému pro výšku usměrňovací desky 90 mm se odchyluje, z toho důvodu bylo z vyhodnocení vyřazeno.

Tab. 4.4-5 Zádrž: vyhodnocené parametry vztahu (4.4.2):

h (mm)	a_{1-2f} (s/m)	a_{1-3f} (s/m)
50	3,669	4,086
90	3,384	3,890
130	3,159	4,217
170	2,941	4,293



Obr. 4.4.8 Zádrž: závislost konstanty a_1 na výšce usměrňovací desky h :

Závislost parametru a_1 na výšce usměrňovací desky bylo možné popsat pomocí lineárního vztahu:

dvoufázový systém : $a_1 = -0,006 h + 3,95007$

třífázový systém : $a_1 = 0,0017 h + 3,9989$

Z výše uvedeného vyplývá, že závislost zádrže na mimovrstvové rychlosti a na výšce usměrňovací desky, lze popsat vztahem:

$$\varepsilon_{\text{reg}} = (A_0 + A_1 \cdot h) \cdot v \quad (4.4.3)$$

Pomocí vícenásobné lineární regrese jsem vyhodnotil v programu Matlab2015 parametry vztahu (4.4.3) pro 2 fázový a 3 fázový systém:

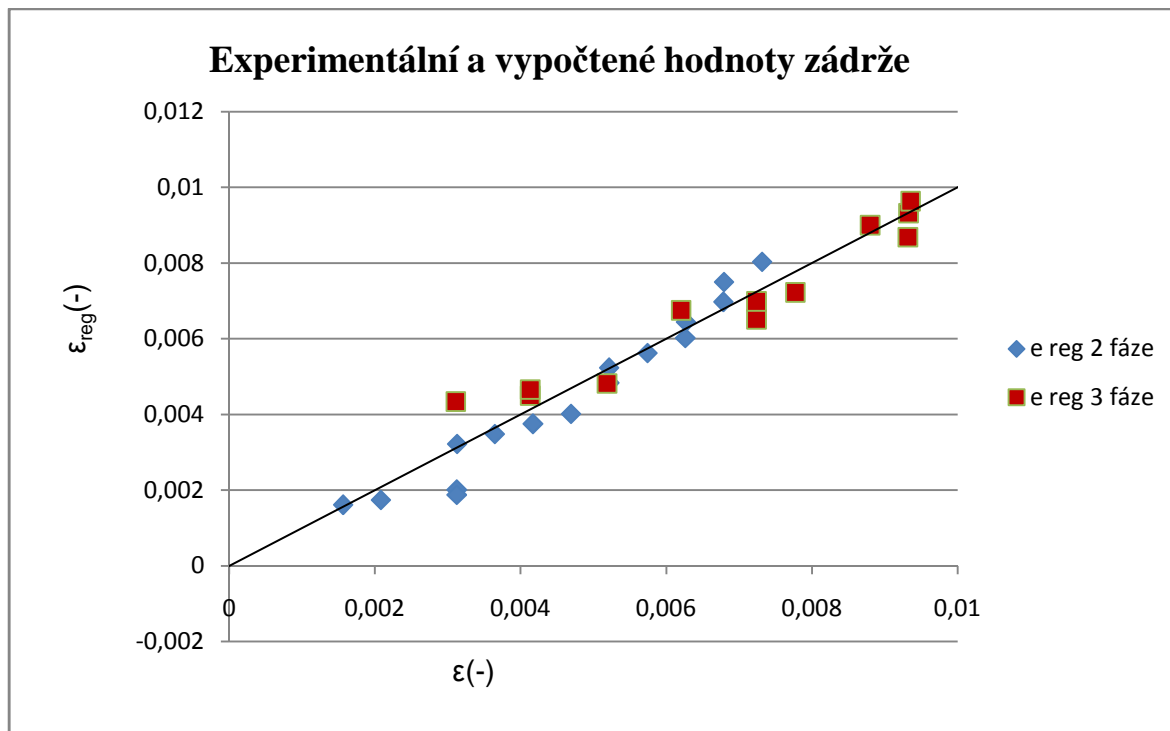
	2 fázový systém	3 fázový systém
A0	$3,950 \pm 0,2606$	$3,7675 \pm 0,2753$
A1	$-0,0060 \pm 0,0022$	$0,0036 \pm 0,0023$

Užitím vztahu (4.4.3) a vyhodnocených konstant A_0 a A_1 jsem provedl zpětný výpočet zádrže. Vypočtené hodnoty jsem porovnal s experimentálními hodnotami a dopočítal jsem relativní chybu. Vypočtené hodnoty jsou uvedeny v Tab. 4.4-6

Tab. 4.4-6 Zádrž: experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.4.3) a relativní chyba:

h (mm)	v (m/s)	2 fáze			3 fáze		
		ε (-)	ε_{reg} (-)	δ_r (%)	ε (-)	ε_{reg} (-)	δ_r (%)
50	0,0055	0,0031	0,0020	55,6333	-	-	-
50	0,0110	0,0047	0,0040	16,8467	0,0031	0,0043	-28,4225
50	0,0165	0,0063	0,0060	3,9721	0,0072	0,0065	11,1125
50	0,0220	0,0073	0,0080	-8,9293	0,0093	0,0087	7,2551
90	0,0055	0,0031	0,0019	66,6172	-	-	-
90	0,0110	0,0042	0,0038	11,1940	0,0041	0,0045	-8,2031
90	0,0165	0,0057	0,0056	2,0342	0,0062	0,0068	-8,1082
90	0,0220	0,0068	0,0075	-9,4661	0,0088	0,0090	-2,2639
130	0,0055	0,0021	0,0017	19,3885	-	-	-
130	0,0110	0,0036	0,0035	4,5737	0,0041	0,0047	-11,3201
130	0,0165	0,0052	0,0052	-0,3021	0,0072	0,0070	3,5669
130	0,0220	0,0068	0,0070	-2,6931	0,0093	0,0093	0,0750
170	0,0055	0,0016	0,0016	-2,9996	-	-	-
170	0,0110	0,0031	0,0032	-2,8985	0,0052	0,0048	7,6544
170	0,0165	0,0052	0,0048	8,0032	0,0078	0,0072	7,5429
170	0,0220	0,0063	0,0064	-2,6956	0,0094	0,0096	-2,9096

Kvalitu regrese lze posoudit na Obr. 4.4.9 kde je graficky prezentováno srovnání naměřených hodnot a hodnot vypočtených pomocí navrženého vztahu (4.4.3).



Obr. 4.4.9. Zádrž: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot:

Ve srovnání s výsledky publikovanými v článku (Gavrilescu a kol.(1998)) [19] jsou naměřené hodnoty o řád menší. Hodnoty zádrže jsou nižší jednak vlivem menšího poměru průměru cirkulační trubky a průměru reaktoru a dále působením usměrňovací desky.

4.5. Přestup tepla mezi plynem a kapalinou

Měření a vyhodnocení objemového součinitele přestupu tepla mezi plynem a kapalinou bylo provedeno nestacionární metodou pro měření přestupu tepla mezi plynem a kapalinou dle Žižka a kol (2017) [37] navržené pro měření přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v probublávané koloně. V této metodě je brán do úvahy vliv odparu kapaliny do procházejícího plynu na přestup tepla.

Při měření v třífázovém systému jsem, vzhledem k podmínkám, předpokládal, že přestup tepla mezi vsádkou a tuhou fází je zanedbatelný.

V následující části textu je uveden postup a ukázkový výpočet pro stanovení součinitele přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v 3 fázovém systému pro výšku usměrňovací desky h 130 mm a průtok $Q = 280$ l/h . Další měření a výpočty jsou uvedeny na příloženém CD.

Postup měření: Nejdříve jsem naplnil reaktor teplou vodou do výšky $H = 960$ mm, přidal tuhou fází v poměru 1:100 vůči objemu kapalné fáze, poté jsem nastavil požadovaný průtok (Q) a výšku usměrňovací desky (h).

Pomocí laboratorního stojanu na kterém byl připevněny: teploměr číslo 1, který byl ponořen cca 50 mm pod hladinu kapalné fáze, byla měřena teplota kapaliny T_l , teploměr číslo 2, který byl umístěn cca 50 mm nad hladinu kapalné fáze, byla měřena teplota plynu na výstupu z reaktoru T_{gout} a sonda měřící relativní vlhkost plynu na výstupu φ_{out} umístěn cca 50 mm nad hladinu kapalné fáze, jak je vidět na Obr. 4.5.1. Sonda měřící relativní vlhkost φ_{in} a teplotu T_{gin} plynu na vstupu do reaktoru je zabudována v měřící trati, zde je umístěn i plynoměr měřící objem V a plovákový průtokoměr měřící tlak plynu na vstupu p jak je vidět na Obr. 4.5.2

Po spuštění všech těchto měřících zařízení jsem zapnul stopky měřící čas t . Po jedné minutě jsem zapisoval všechny hodnoty, pouze teploměr číslo 1 a 2 byl vybaven zápisem naměřených hodnot do paměti zařízení, které jsem mohl využít při vyhodnocení.

Při měření jsem použil čtyři různé hodnoty průtoku vzduchu Q (140, 280, 420 a 560 l/h) a čtyři hodnoty výšky usměrňovací desky h (50, 90, 130 a 170 mm).

U třífázového systému nebylo při nejnižším průtoku 140 l/h dosaženo kompletního vzhledu všech částic a z toho důvodu nebylo měření při tomto průtoku vzduchu provedeno.

Naměřené hodnoty jsou uvedeny v Tab. 4.5-1



Obr. 4.5.1 Přestup tepla: laboratorní stojan s teploměry:



Obr. 4.5.2 Přestup tepla: měřicí trať

Naměřené hodnoty:

Výška hladiny vody v koloně na začátku měření:	$h_L = h_{L_{poč}} = 968 \text{ mm}$
Výška hladiny vody v koloně po měření:	$h_{L_{kon}} = 967 \text{ mm}$
Výška hladiny probublávané vrstvy:	$h_R = 972 \text{ mm}$
Výška průtokoměru:	$h_P = 20 \text{ mm}$
Průměr kolony:	$D_{kol} = 0,3 \text{ m}$
Průřez kolony:	$S_{kol} = D_{kol}^2 \cdot \pi/4 = 0,3^2 \cdot \pi/4 = 0,07068 \text{ m}^2$
Počáteční stav plynoměru	$V_{poč} = 10,935 \text{ m}^3$
Koncový stav plynoměru	$V_{kon} = 11,055 \text{ m}^3$
Délka měření	$\Delta t = 20 \text{ min} = 1200 \text{ s}$

Použité konstanty [36]:

Molární hmotnost vody: $M_{H_2O} = 18,015 \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$

Hustota vody při teplotě 46,7°C: $\rho_{H_2O} = 989,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

Tab. 4.5-1 Přestup tepla: naměřené hodnoty

t (min)	T _l (°C)	T _{gin} (°C)	T _{gout} (°C)	φ _{in} (%)	φ _{out} (%)	p _{in} (kPa)	V (m ³)
0	49,1	27,3	29,6	22,8	98,7	133,4	10,935
1	49,1	27,3	29,9	23,8	100	138,2	10,941
2	48,9	27,3	29,4	24,1	99,9	137,7	10,947
3	48,9	27,4	28,5	24,3	99,1	137,6	10,953
4	48,8	27,4	30,0	24,6	100	137,5	10,959
5	48,8	27,4	29,0	24,8	100	137,5	10,965
6	48,7	27,4	31,4	25,1	98,7	137,5	10,971
7	48,7	27,4	29,6	25,3	96,7	137,5	10,977
8	48,6	27,4	28,3	25,7	100	137,5	10,983
9	48,6	27,4	31,4	26,6	100	137,5	10,988
10	48,4	27,4	30,8	26,1	100	137,6	10,995
11	48,3	27,4	28,2	26,7	97,4	137,5	11,001
12	48,3	27,4	27,8	27	100	137,6	11,007
13	48,3	27,4	31,0	27,3	100	137,6	11,013
14	48,2	27,4	28,6	27,8	100	137,7	11,018
15	48,2	27,4	28,3	28	98,4	137,7	11,024
16	48,1	27,4	28,7	28,4	100	137,7	11,031
17	48,0	27,4	28,4	28,7	91,1	137,6	11,037
18	47,9	27,4	30,1	29	100	137,8	11,043
19	47,9	27,4	27,6	29,4	95,7	137,8	11,049
20	47,8	27,4	29,1	29,7	99,9	138,1	11,055

Vypočítané hodnoty:

A. Průtok a rychlost vzduchu

Průměrný průtok vzduchu \bar{V} byl stanoven jako podíl rozdílu hodnot odečtených na plynoměru na konci V_{kon} a na začátku $V_{poč}$ měření, celkové doby měření Δt . Mimovrstvová rychlost vzduchu v byla vypočtena jako podíl průměrného průtoku a průřezu kolony:

$$\bar{V} = \frac{V_{kon} - V_{poč}}{\Delta t} = \frac{11,055 - 11,935}{20 \cdot 60} = 1 \cdot 10^{-4} m^3 \cdot s^{-1} \quad (4.5.1)$$

$$v = \frac{\bar{V}}{S_{kol}} = \frac{1 \cdot 10^{-4}}{0,07068} = 1,141 \cdot 10^{-3} m \cdot s^{-1} \quad (4.5.2)$$

B. Parciální tlaky

Parciální tlaky byly počítány dle vztahu:

$$p = \varphi \cdot p'' \quad (4.5.3)$$

Kde relativní vlhkost φ byla přímo měřena a tlak par vstupujícího a vystupujícího plynu a tlak par při teplotě kapaliny byly spočítány pomocí Antoinovy rovnice (4.5.4):

$$\log p'' = A - \frac{B}{C + T} [p''] = \text{bar} \quad (4.5.4)$$

Konstanty Antoinovy rovnice pro vodu [36] jsou uvedeny v Tab. 4.5-2

Tab. 4.5-2 Přestup tepla Konstanty Antoinovy rovnice pro vodu

	273 – 303 K		304 – 333 K
A	5,40221	A	5,20389
B	1838,675	B	1733,926
C	-31,737	C	-39,485

Střední logaritmický tlakový rozdíl byl spočten dle vztahu (4.5.5):

$$\Delta p_{ln} = \frac{(p''_{H_2O} - p_{H_2O_{in}}) - (p''_{H_2O} - p_{H_2O_{out}})}{\ln\left(\frac{p''_{H_2O} - p_{H_2O_{in}}}{p''_{H_2O} - p_{H_2O_{out}}}\right)} \quad (4.5.5)$$

V Tab. 4.5-3 jsou dopočtené tlaky sytých par, parciální tlaky a střední hodnota logaritmického tlakového rozdílu v jednotlivých časech měření.

Tab. 4.5-3 Přestup tepla: vypočtené tlaky sytých par, parciálních tlaků a středního logaritmického tlakového rozdílu

t (min)	$\log p''_{in}$ (bar)	p''_{in} [kPa]	$p_{H_2O_{in}}$ (kPa)	$\log p''_{out}$ (bar)	p''_{out} (kPa)	$p_{H_2O_{out}}$ (kPa)	p''_{H_2O} (kPa)	p_{H_2O} (kPa)	Δp_{ln} (kPa)
0	-1,4403	3,6282	0,8272	-1,3823	4,1462	4,0923	0,1180	11,7992	9,2435
1	-1,4403	3,6282	0,8635	-1,3740	4,2265	4,2265	0,1180	11,7992	9,1514
2	-1,4403	3,6282	0,8744	-1,3874	4,0987	4,0946	0,1170	11,7013	9,1223
3	-1,4378	3,6495	0,8868	-1,4108	3,8831	3,8481	0,1165	11,6527	9,2059
4	-1,4378	3,6495	0,8978	-1,3724	4,2427	4,2427	0,1162	11,6235	8,9494
5	-1,4378	3,6495	0,9051	-1,3982	3,9973	3,9973	0,1160	11,6042	9,0652
6	-1,4378	3,6495	0,9160	-1,3372	4,6003	4,5405	0,1157	11,5655	8,7119
7	-1,4378	3,6495	0,9233	-1,3832	4,1383	4,0017	0,1157	11,5655	9,0156

8	-1,4378	3,6495	0,9379	-1,4142	3,8531	3,8531	0,1151	11,5077	9,0339
9	-1,4378	3,6495	0,9708	-1,3384	4,5873	4,5873	0,1149	11,4885	8,5829
10	-1,4378	3,6495	0,9525	-1,3521	4,4458	4,4458	0,1141	11,4119	8,5948
11	-1,4378	3,6495	0,9744	-1,4180	3,8196	3,7203	0,1135	11,3453	8,9277
12	-1,4378	3,6495	0,9854	-1,4281	3,7315	3,7315	0,1134	11,3358	8,9069
13	-1,4378	3,6495	0,9963	-1,3475	4,4925	4,4925	0,1132	11,3169	8,4523
14	-1,4378	3,6495	1,0146	-1,4087	3,9019	3,9019	0,1128	11,2790	8,7414
15	-1,4378	3,6495	1,0219	-1,4159	3,8382	3,7768	0,1125	11,2507	8,7795
16	-1,4378	3,6495	1,0365	-1,4058	3,9284	3,9284	0,1122	11,2225	8,6597
17	-1,4378	3,6495	1,0474	-1,4125	3,8681	3,5238	0,1118	11,1849	8,8416
18	-1,4378	3,6495	1,0584	-1,3707	4,2590	4,2590	0,1113	11,1287	8,3683
19	-1,4378	3,6495	1,0729	-1,4323	3,6954	3,5365	0,1109	11,0914	8,7289
20	-1,4378	3,6495	1,0839	-1,3957	4,0205	4,0165	0,1105	11,0542	8,4191

p''_{in} ...tlak sytých par plynu na vstupu do reaktoru (kPa)

$p_{H_2O\ in}$...parciální tlak vodní páry v plynu na vstupu do reaktoru (kPa)

p''_{out} ...tlak sytých par plynu na výstupu z reaktoru (kPa)

$p_{H_2O\ out}$...parciální tlak vodní páry v plynu na výstupu z reaktoru (kPa)

p''_{H_2O} ... tlak sytých par při teplotě kapaliny (kPa)

p_{H_2O} ...parciální tlak vodní páry při teplotě kapaliny (kPa)

Δp_{ln} ...střední logaritmický rozdíl tlaků (kPa)

C. Odpar

Okamžité hodnoty odparu v každém časovém okamžiku podél výšky kolony nelze přímo měřit. Hodnoty okamžitého odparu potřebné pro výpočet jsou určovány výpočtem z celkového odpařeného množství kapaliny za dobu měření.

C1. Odhad celkového odpařeného množství kapaliny

Celkové odpařené množství kapaliny je odhadováno na základě množství vzduchu prošlého během měření kolonou a vlhkosti vstupujícího a vystupujícího vzduchu.

Vstupující vzduch

Z upravené stavové rovnice plynu (4.5.6) jsem vyjádřil molový tok vzduchu na vstupu $\dot{n}_{vz\ in}$ (4.5.7):

$$p \cdot \dot{V} = \dot{n} \cdot R \cdot t. \quad (4.5.6)$$

$$\dot{n}_{vz\ in} = \frac{p \cdot \frac{\dot{V}_{t+1} - \dot{V}_t}{60}}{R \cdot (T_{gin} + 273.15)} \quad (4.5.7)$$

Poměr parciálního tlaku vodní páry na vstupu do reaktoru $p_{H_2O\ in}$, který je uveden v Tab. 4.5-3 a naměřeného tlaku plynu na vstupu p_{in} , který je v Tab. 4.5-1 jsem stanovil molový zlomek vody ve směsi $c_{H_2O\ in}^n$ (4.5.10), a dopočtem do jedničky (100%) jsem stanovil molový zlomek suchého vzduchu ve směsi (4.5.11).

$$c_{H_2O\ in}^n = \frac{p_{H_2O\ in}}{p_{in}}. \quad (4.5.8)$$

$$c_{sv\ in} = 1 - c_{H_2O\ in}^n \quad (4.5.9)$$

Molové toky suchého vzduchu ve vstupujícím plynu $\dot{n}_{sv\ in}$ jsou násobkem molového toku vstupujícího vzduchu $\dot{n}_{vz\ in}$ a molového zlomku suchého vzduchu c_{sv} jak je vidět v rovnici (4.5.10), stejný postup platí pro látkové množství vody ve vstupujícím plynu (4.5.11).

$$\dot{n}_{sv\ in} = \dot{n}_{vz\ in} \cdot c_{sv}^n \quad (4.5.10)$$

$$\dot{n}_{H_2O\ in} = \dot{n}_{vz\ in} \cdot c_{H_2O\ in}^n \quad (4.5.11)$$

V Tab. 4.5-4 jsou dopočtené molové toky a molové zlomky v jednotlivých časech měření

Tab. 4.5-4 Přestup tepla: vypočítané hodnoty vstupních molových toků a molových zlomků

t (min)	\dot{n}_{in} (kmol · s ⁻¹)	$c_{H_2O_{in}}^n$ (-)	c_{svin} (-)	\dot{n}_{svin} (kmol · s ⁻¹)	$\dot{n}_{H_2O_{in}}$ (kmol · s ⁻¹)
0	5,3404E-06	0,0062	0,9938	5,307E-06	3,3116E-08
1	5,5326E-06	0,0062	0,9938	5,498E-06	3,4569E-08
2	5,5125E-06	0,0063	0,9937	5,478E-06	3,5004E-08
3	5,5067E-06	0,0064	0,9936	5,471E-06	3,5490E-08
4	5,5027E-06	0,0065	0,9935	5,467E-06	3,5929E-08
5	5,5027E-06	0,0066	0,9934	5,466E-06	3,6221E-08
6	5,5027E-06	0,0067	0,9933	5,466E-06	3,6659E-08
7	5,5027E-06	0,0067	0,9933	5,466E-06	3,6951E-08
8	4,5856E-06	0,0068	0,9932	4,554E-06	3,1279E-08
9	6,4198E-06	0,0071	0,9929	6,374E-06	4,5325E-08
10	5,5067E-06	0,0069	0,9931	5,469E-06	3,8119E-08
11	5,5027E-06	0,0071	0,9929	5,464E-06	3,8996E-08
12	5,5067E-06	0,0072	0,9928	5,467E-06	3,9434E-08
13	4,5889E-06	0,0072	0,9928	4,556E-06	3,3227E-08
14	5,5107E-06	0,0074	0,9926	5,470E-06	4,0602E-08
15	6,4292E-06	0,0074	0,9926	6,381E-06	4,7710E-08
16	5,5107E-06	0,0075	0,9925	5,469E-06	4,1479E-08
17	5,5067E-06	0,0076	0,9924	5,465E-06	4,1917E-08
18	5,5147E-06	0,0077	0,9923	5,472E-06	4,2355E-08
19	5,5147E-06	0,0078	0,9922	5,472E-06	4,2939E-08
20		0,0078	0,9922		

Vystupující vzduch

Zde je obdobný postup jako u vstupujícího vzduchu, nejdříve se určí (4.5.12) molový zlomek vody ve směsi na výstupu $c_{H_2O_{out}}^n$, což je poměr parciálního tlaku vodní páry na výstupu z reaktoru $p_{H_2O_{out}}$ který je uveden v Tab. 4.5-3 a atmosferického tlaku p_{atm} který byl měřen stacionární sondou v laboratoři, dopočtem od jedničky (100%) se určí molový zlomek suchého vzduchu ve směsi na výstupu (4.5.13). Při výpočtu odparu se předpokládá, že molový tok suchého vzduchu se při průchodu kolonou nemění a zůstává konstantní (4.5.14).

$$c_{H_2O_{out}}^n = \frac{p_{H_2O_{out}}}{p_{atm}} \quad (4.5.12)$$

$$c_{sv_{out}} = 1 - c_{H_2O_{out}}^n \quad (4.5.13)$$

$$\dot{n}_{sv_{in}} = \dot{n}_{sv_{out}} \quad (4.5.14)$$

Molový tok vystupujícího vzduchu $\dot{n}_{vz\ out}$ se vypočítá dle rovnice (4.5.15) a molový tok vody ve vzduchu na výstupu $\dot{n}_{H_2O_{out}}$ je násobkem molového toku vystupujícího vzduchu $\dot{n}_{vz\ out}$ a molového zlomku vzduchu $c_{H_2O_{out}}^n$ jak je vidět v rovnici (4.5.16)

$$\dot{n}_{vz\ out} = \frac{\dot{n}_{sv_{out}}}{c_{sv_{out}}} \quad (4.5.15)$$

$$\dot{n}_{H_2O_{out}} = \dot{n}_{vz\ out} \cdot c_{H_2O_{out}}^n \quad (4.5.16)$$

Odpar vody Δn_{H_2O} je stanoven jako rozdíl molového toku vody na výstupu a molového toku vody na vstupu, násobený rozdílem času mezi jednotlivými měřeními Δt , v našem případě 60 sekund, jak je vidět v rovnici (4.5.17). Hmotnostní tok vypařované vody lze stanovit pomocí molové hmotnosti vody dle (4.5.18).

$$\Delta n_{H_2O} = (\dot{n}_{H_2O_{out}} - \dot{n}_{H_2O_{in}}) \cdot \Delta t \quad (4.5.17)$$

$$\Delta m_{H_2O_{out}} = M_{H_2O} \cdot \Delta n_{H_2O_{out}} \quad (4.5.18)$$

V Tab. 4.5-5 jsou vypočítané hodnoty výstupních molových toku a molových zlomků, odpar vody, hmotnostní tok vypařované vody v jednotlivých časech měření.

Tab. 4.5-5 Přestup tepla: vypočítané hodnoty výstupních molových toku a molových zlomků, odpar vody, hmotnostní tok vypařené vody

t (min)	$p_{H_2O_{out}}$ (kPa)	$c_{H_2O_{out}}^n$ (-)	$c_{sv_{out}}$ (-)	$\dot{n}_{vz_{out}}$ (kmol · s ⁻¹)	$\dot{n}_{H_2O_{out}}$ (kmol · s ⁻¹)	Δn_{H_2O} (kmol)	$\Delta m_{H_2O_{out}}$ (kg)
0	4,0923	0,0414	0,9586	5,5364E-06	2,2916E-07	1,1763E-05	2,1190E-04
1	4,2265	0,0427	0,9573	5,7435E-06	2,4552E-07	1,2657E-05	2,2802E-04
2	4,0946	0,0414	0,9586	5,7142E-06	2,3665E-07	1,2099E-05	2,1795E-04
3	3,8481	0,0389	0,9611	5,6928E-06	2,2157E-07	1,1165E-05	2,0113E-04
4	4,2427	0,0429	0,9571	5,7119E-06	2,4511E-07	1,2551E-05	2,2610E-04
5	3,9973	0,0404	0,9596	5,6968E-06	2,3032E-07	1,1646E-05	2,0980E-04
6	4,5405	0,0459	0,9541	5,7291E-06	2,6311E-07	1,3587E-05	2,4477E-04
7	4,0017	0,0405	0,9595	5,6963E-06	2,3055E-07	1,1616E-05	2,0927E-04
8	3,8531	0,0390	0,9610	4,7390E-06	1,8468E-07	9,2043E-06	1,6582E-04
9	4,5873	0,0464	0,9536	6,6846E-06	3,1015E-07	1,5889E-05	2,8625E-04
10	4,4458	0,0450	0,9550	5,7261E-06	2,5748E-07	1,3162E-05	2,3711E-04
11	3,7203	0,0376	0,9624	5,6773E-06	2,1363E-07	1,0478E-05	1,8876E-04
12	3,7315	0,0377	0,9623	5,6817E-06	2,1444E-07	1,0500E-05	1,8916E-04
13	4,4925	0,0454	0,9546	4,7726E-06	2,1686E-07	1,1018E-05	1,9849E-04
14	3,9019	0,0395	0,9605	5,6949E-06	2,2475E-07	1,1049E-05	1,9904E-04
15	3,7768	0,0382	0,9618	6,6349E-06	2,5345E-07	1,2344E-05	2,2238E-04
16	3,9284	0,0397	0,9603	5,6955E-06	2,2630E-07	1,1089E-05	1,9978E-04
17	3,5238	0,0356	0,9644	5,6668E-06	2,0197E-07	9,6030E-06	1,7300E-04
18	4,2590	0,0431	0,9569	5,7187E-06	2,4634E-07	1,2239E-05	2,2049E-04
19	3,5365	0,0358	0,9642	5,6747E-06	2,0298E-07	9,6024E-06	1,7299E-04
20	4,0165	0,0406	0,9594				

Celkové odpaření vody během měření: $\sum \Delta n_{H_2O} = 2,333 \cdot 10^{-4} \text{ kmol}$

C2. Odhad okamžitého odparu

Molový tok vodní páry v daném čase lze vyjádřit pomocí vztahu:

$$\dot{n}_{vyp} = \beta S_b \cdot \Delta p_{ln}, \quad (4.5.19)$$

Pomocí tohoto vztahu lze následně také spočítat celkové odpařené množství vody za daný čas. Toho jsem využil pro stanovení součinitele přestupu hmoty, resp. součinu βS_b , který je pro výpočet potřeba.

Hodnotu součinu βS_b jsem dopočítal pomocí funkce řešitel v Microsoft Excel tak, aby celkové odpařené množství vody za daný čas bylo rovno celkovému odparu experimentálně zjištěnému dopočtem z experimentálních hodnot v předchozí části viz .Tab. 4.5-5

Střední hodnotu molového toku vodní páry v čase byla vypočtena dle vztahu:

$$\dot{n}_{stř} = \frac{\dot{n}_{i-1} + \dot{n}_i}{2} \quad (4.5.20)$$

Celkový odpar v daném časovém intervalu se určí dle vztahu:

$$\Delta n = \dot{n}_{stř} \cdot \Delta t. \quad (4.5.21)$$

Hmotnostní tok vypařované vody lze získat pomocí molové hmotnosti vody:

$$\dot{m}_{vyp} = M_{H_2O} \cdot \dot{n}_{vyp}. \quad (4.5.22)$$

Tab. 4.5-6 Přestup tepla: vypočtené hodnoty molových a hmotnostních toků odparu

t (min)	Δt (s)	\dot{n}_{vyp} (kmol · s ⁻¹)	$\dot{n}_{stř}$ (kmol · s ⁻¹)	Δn (kmol)	\dot{Q}_{vyp} (W)
0	-	2,034E-07	-	-	3,664E-06
1	60	2,014E-07	2,024E-07	1,214E-05	3,628E-06
2	60	2,007E-07	2,011E-07	1,206E-05	3,616E-06
3	60	2,026E-07	2,017E-07	1,210E-05	3,649E-06
4	60	1,969E-07	1,998E-07	1,199E-05	3,548E-06
5	60	1,995E-07	1,982E-07	1,189E-05	3,594E-06
6	60	1,917E-07	1,956E-07	1,174E-05	3,454E-06
7	60	1,984E-07	1,950E-07	1,170E-05	3,574E-06
8	60	1,988E-07	1,986E-07	1,192E-05	3,581E-06
9	60	1,889E-07	1,938E-07	1,163E-05	3,402E-06
10	60	1,891E-07	1,890E-07	1,134E-05	3,407E-06
11	60	1,965E-07	1,928E-07	1,157E-05	3,539E-06
12	60	1,960E-07	1,962E-07	1,177E-05	3,531E-06
13	60	1,860E-07	1,910E-07	1,146E-05	3,351E-06
14	60	1,924E-07	1,892E-07	1,135E-05	3,465E-06
15	60	1,932E-07	1,928E-07	1,157E-05	3,480E-06
16	60	1,906E-07	1,919E-07	1,151E-05	3,433E-06
17	60	1,946E-07	1,926E-07	1,155E-05	3,505E-06
18	60	1,841E-07	1,894E-07	1,136E-05	3,317E-06
19	60	1,921E-07	1,881E-07	1,129E-05	3,460E-06
20	60	1,853E-07	1,887E-07	1,132E-05	3,338E-06

Pro dané podmínky byla vypočítána hodnota součinu:

$$\beta S_b = 2.20 \cdot 10^{-8} \text{ kmol} \cdot \text{kPa} \cdot \text{s}^{-1}$$

D. Měrné skupenské teplo vypařování

Měrné skupenské teplo vypařování bylo spočteno podle rovnice:

$$\Delta h_l^{vyp} = A \cdot \left(1 - \frac{T_l}{T_k}\right)^\beta \quad (\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}) \quad (4.5.23)$$

Konstanty pro výpočet měrného skupenského tepla vypařování jsou uvedeny v Tab. 4.5-7

Tab. 4.5-7 Přestup tepla: Konstanty pro výpočet měrného skupenského tepla vypařování pro vodu[36]

A	3126,18
β	0,38
T_k	647,3

Vypočtené hodnoty měrného skupenského tepla vypařování jsou uvedeny v Tab. 4.5-8

E. Tepelný tok odvedený výparem

Tepelný tok odvedený výparem byl vypočten dle vztahu:

$$\dot{Q}_{vyp} = \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}. \quad (4.5.24)$$

Kde \dot{m}_{vyp} je hmotnostní tok vypařené vody dle (4.5.22) a Δh^{vyp} je měrné skupenské teplo vypařování dle (4.5.23).

Vypočtené hodnoty tepelného toku odvedeného vypařováním jsou uvedeny v Tab. 4.5-8

Tab. 4.5-8 Přestup tepla: Vypočtené hodnoty tepelného toku odvedeného výparem

t (min)	\dot{Q}_{vyp} (W)	Δh_l^{vyp} (kJ·kg ⁻¹)	\dot{Q}_{vyp} (W)
0	3,664E-06	2406,2177	8,8172
1	3,628E-06	2406,2177	8,7294
2	3,616E-06	2406,6864	8,7033
3	3,649E-06	2406,9208	8,7840
4	3,548E-06	2407,0613	8,5396
5	3,594E-06	2407,1551	8,6506
6	3,454E-06	2407,3425	8,3141
7	3,574E-06	2407,3425	8,6038
8	3,581E-06	2407,6235	8,6224
9	3,402E-06	2407,7172	8,1922
10	3,407E-06	2408,0918	8,2048

11	3,539E-06	2408,4196	8,5238
12	3,531E-06	2408,4664	8,5041
13	3,351E-06	2408,5600	8,0703
14	3,465E-06	2408,7472	8,3471
15	3,480E-06	2408,8876	8,3839
16	3,433E-06	2409,0280	8,2700
17	3,505E-06	2409,2152	8,4443
18	3,317E-06	2409,4959	7,9933
19	3,460E-06	2409,6830	8,3383
20	3,338E-06	2409,8700	8,0430

F. Střední logaritmický rozdíl teplot ΔT_{ln} a střední teplota plynu $T_{g_{stř}}$

Střední teplota plynu byla vypočtena dle vztahu:

$$T_{g_{stř}} = T_l - \Delta T_{ln}. \quad (4.5.25)$$

Střední logaritmický rozdíl teplot byl vypočten dle vztahu:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_l - T_{g_{in}}) - (T_l - T_{g_{out}})}{\ln \frac{T_l - T_{g_{in}}}{T_l - T_{g_{out}}}}, \quad (4.5.26)$$

V Tab. 4.5-9 jsou uvedeny vypočtené hodnoty střední teploty plynu a střední logaritmický rozdíl.

Tab. 4.5-9 Přestup tepla: naměřené a vypočtené hodnoty teploty plynu a kapaliny a jejich střední logaritmický rozdíl

t (min)	T_l (°C)	$T_{g_{in}}$ (°C)	$T_{g_{out}}$ (°C)	ΔT_{ln} (°C)	$T_{g_{stř}}$ (°C)
0	49,1	27,3	29,6	20,6286	28,4714
1	49,1	27,3	29,9	20,4551	28,6449
2	48,9	27,3	29,4	20,5655	28,3679
3	48,9	27,4	28,5	20,9121	27,9379
4	48,8	27,4	30,0	20,0719	28,7281
5	48,8	27,4	29,0	20,5734	28,1933
6	48,7	27,4	31,4	19,2218	29,4782
7	48,7	27,4	29,6	20,1973	28,5027
8	48,6	27,4	28,3	20,7298	27,8702
9	48,6	27,4	31,4	19,1148	29,4519
10	48,4	27,4	30,8	19,2746	29,1588
11	48,3	27,4	28,2	20,5225	27,7942
12	48,3	27,4	27,8	20,7077	27,5923
13	48,3	27,4	31,0	19,0099	29,2568

14	48,2	27,4	28,6	20,2195	27,9805
15	48,2	27,4	28,3	20,3136	27,8364
16	48,1	27,4	28,7	20,0600	28,0400
17	48,0	27,4	28,4	20,1292	27,9041
18	47,9	27,4	30,1	19,1691	28,7642
19	47,9	27,4	27,6	20,3581	27,5085
20	47,8	27,4	29,1	19,5548	28,2452

G. Bilanční rovnice

Bilanční rovnice lze po úpravách získat v tomto diferenciálním stavu:

$$\frac{dT_l}{T_l^2 C_2 + T_l C_1 + C_0} = \frac{dt}{m_l \cdot c_{pl}} \quad (4.5.27)$$

Tuto rovnici je třeba integrovat. Pravá strana má po integraci tvar:

$$\text{Pravá strana} = \frac{t}{m_l \cdot c_{pl}} \quad (4.5.28)$$

Hmotnost kapaliny m_l byla vypočtena z objemu kapalné fáze a hustoty při průměrné teplotě kapaliny:

$$m_l = V_l \cdot \rho_{H_2O} = h_l \cdot S_{kol} \cdot \rho_{H_2O} = 0,5 \cdot 0,01767 \cdot 989,5 = 67,61 \text{ kg}$$

Měrná tepelná kapacita vody je podle [36]:

$$c_{pl} = 4\,180 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

Tab. 4.5-10 Přestup tepla: vypočtené hodnoty integrálu pravé strany

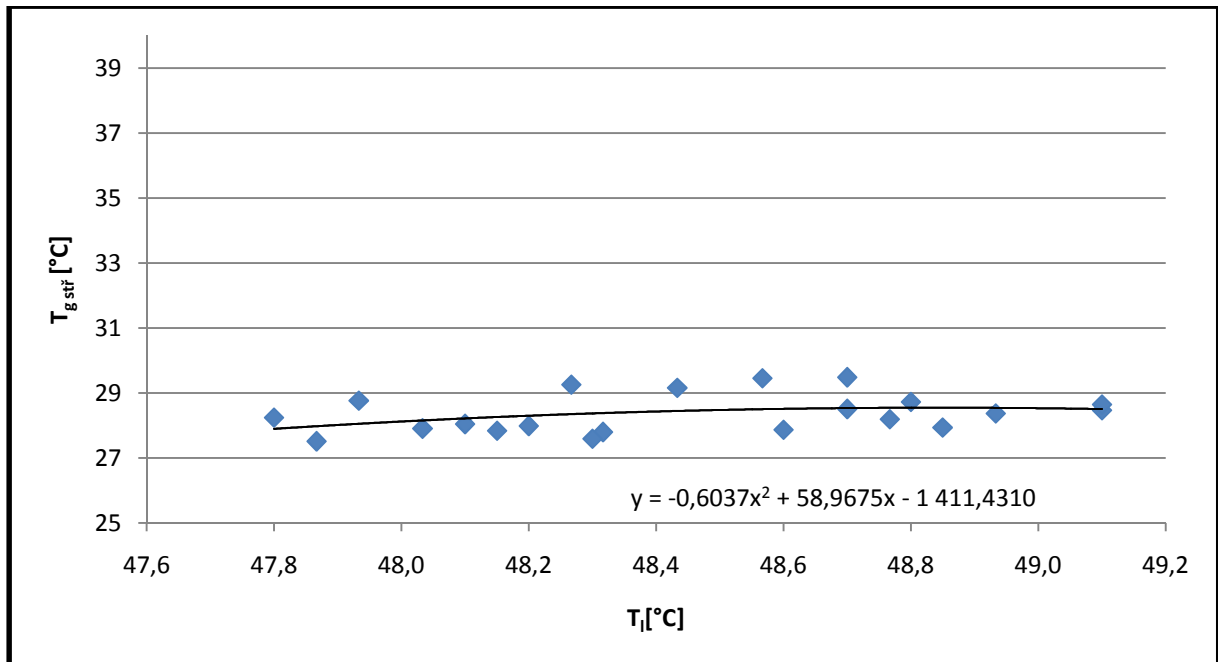
t (min)	$\frac{t}{m_l \cdot c_{pl}}$ [s·K/J]	t (min)	$\frac{t}{m_l \cdot c_{pl}}$ [s·K/J]
1	2,1232E-04	11	2,3355E-03
2	4,2464E-04	12	2,5479E-03
3	6,3696E-04	13	2,7602E-03
4	8,4928E-04	14	2,9725E-03
5	1,0616E-03	15	3,1848E-03
6	1,2739E-03	16	3,3971E-03
7	1,4862E-03	17	3,6095E-03
8	1,6986E-03	18	3,8218E-03
9	1,9109E-03	19	4,0341E-03
10	2,1232E-03	20	4,2464E-03

Aby bylo možné získat levou stranu rovnice (4.6.27) v tomto tvaru a rovnici tak bylo možné integrovat, bylo nutné vyjádřit teplotu plynu a tepelný tok vypařováním jako funkci teploty kapalně vsádky. Pro popis byly použity polynomy 2.stupně, z důvodu dobré integrovatelnosti.

H. Vyjádření $T_{g_{stř}} = f_1(T_l)$ a $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} = f_2(T_l)$

Závislost střední teploty plynu na teplotě kapaliny byla popsána polynomem 2. stupně ve tvaru (4.5.29). Srovnání experimentálních dat a polynomické závislosti střední teploty plynu na teplotě kapaliny je prezentováno graficky na Obr. 4.5.3

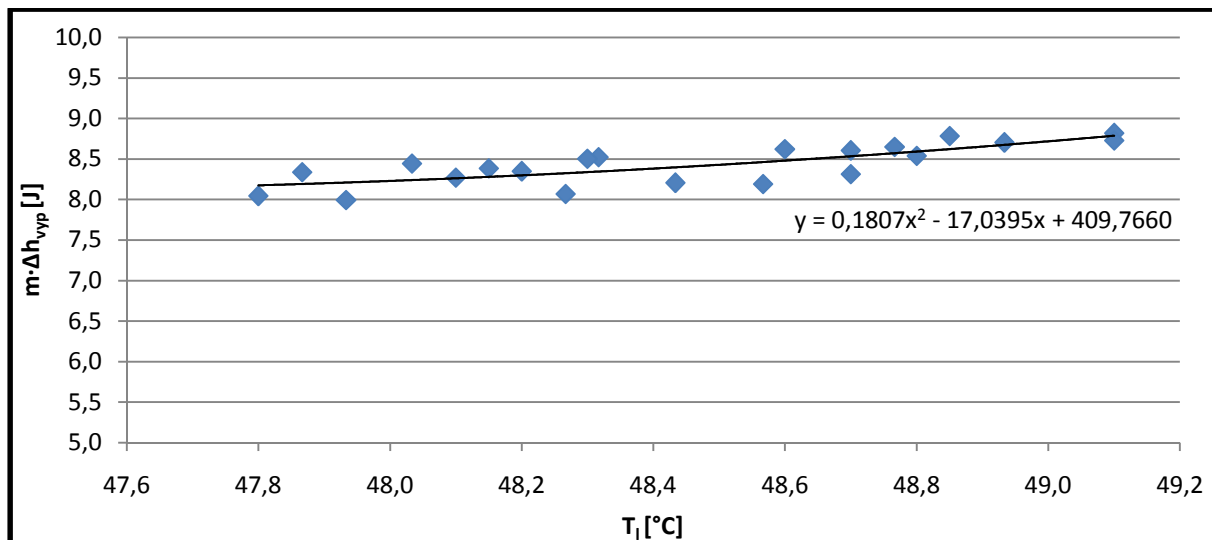
$$T_{g_{stř}} = f_1(T_l) = a_2 T_l^2 + a_1 T_l + a_0 \quad (4.5.29)$$



Obr. 4.5.3 Přestup tepla: závislost teploty kapaliny na střední teplotě plynu

Závislost tepelného toku odparem byla popsána polynomem 2. stupně ve tvaru (4.5.30), tento polynom je prezentován graficky na Obr. 4.5.4.

$$\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} = f_2(T_l) = b_2 T_l^2 + b_1 T_l + b_0. \quad (4.5.30)$$



Obr. 4.5.4 Přestup tepla: závislost teploty kapaliny na součinu $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$

Vyhodnocené parametry polynomů jsou uvedeny v tabulkách Tab. 4.5-11 a Tab. 4.5-12:

Tab. 4.5-11 Přestup tepla: $T_{gstr} = f_1(T_l)$

a_2	-0,6037
a_1	58,9675
a_0	-1411,431

Tab. 4.5-12 Přestup tepla: $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} = f_2(T_l)$

b_2	0,1807
b_1	-17,0395
b_0	409,7660

I. Výpočet αS_b

Součin αS_b se získá vyhodnocením experimentálních dat pomocí rovnice (4.5.31). Tento součin nelze získat přímo, ale musí se zjistit iterační metodou, tak aby byla splněna rovnice (4.5.31) pro experimentální data.

$$\int_{T_{l1}}^{T_{l2}} \frac{dT_l}{T_l^2 C_2 + T_l C_1 + C_0} = \int_0^t \frac{dt}{m_l \cdot c_{pl}}, \quad (4.5.31)$$

Levou stranu označím Y a pravou stranu X.

$$\int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}} \frac{dT_l}{T_l^2 C_2 + T_l C_1 + C_0} = Y, \quad (4.5.32)$$

$$\int_0^t \frac{dt}{m_l \cdot c_{pl}} = X. \quad (4.5.33)$$

Pomocí této substituce dostanu rovnici $Y = X$, což je rovnice přímky procházející počátkem se směrnicí jedna. Obecně tedy $Y = b \cdot X$, kde $b = 1$. Pomocí metody nejmenších čtverců lze b pro tuto rovnici vyjádřit vztahem:

$$b = \frac{\sum Y_i \cdot X_i}{\sum X_i^2}, \quad (4.5.34)$$

kde: b ...směrnice přímky

Y_i ...hodnoty levé strany integrálu v jednotlivých časech

X_i ...hodnoty pravé strany integrálu v jednotlivých časech

Integrací pravé strany lze získat:

$$\int_0^t \frac{dt}{m_l \cdot c_{pl}} = \frac{t}{m_l \cdot c_{pl}}. \quad (4.5.35)$$

Integrací levé strany lze získat vztahy:

$$\int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}} \frac{dT_l}{T_l^2 C_2 + T_l C_1 + C_0} = \left[\frac{1}{\sqrt{-\Delta}} \ln \left| \frac{2C_2 T_l + C_1 - \sqrt{-\Delta}}{2C_2 T_l + C_1 + \sqrt{-\Delta}} \right| \right]_{T_{l_1}}^{T_{l_2}} \quad \text{pro } \Delta < 0$$

$$\int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}} \frac{dT_l}{T_l^2 C_2 + T_l C_1 + C_0} = \left[\frac{2}{\sqrt{\Delta}} \arctg \frac{2C_2 T_l + C_1}{\sqrt{\Delta}} \right]_{T_{l_1}}^{T_{l_2}} \quad \text{pro } \Delta > 0$$

$$\Delta = 4C_2 C_0 - C_1^2 \quad (4.5.36)$$

Určujícím pro řešení je hodnota Δ . Vyhodnocené hodnoty C_2 , C_1 a C_0 dle vztahů (4.5.37), (4.5.38) a (4.5.39) jsou uvedeny v tabulce 4-4-12:

$$C_2 = (\alpha S_b a_2 - b_2), \quad (4.5.37)$$

$$C_1 = (\alpha S_b a_1 - \alpha S_b - b_1), \quad (4.5.38)$$

$$C_0 = (\alpha S_b a_0 - b_0), \quad (4.5.39)$$

Tab. 4.5-13 Přestup tepla: vypočtené konstanty dle (4.5.37), (4.5.38) a (4.5.39):

C_2	-9,0259
C_1	866,3802
C_0	-21090,088
Δ	10811,405

V tomto případě bylo zjištěno Δ kladné. Využije se proto vztah:

$$\int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}} \frac{dT_l}{T_l^2 C_2 + T_l C_1 + C_0} = \left[\frac{2}{\sqrt{\Delta}} \operatorname{arctg} \frac{2C_2 T_l + C_1}{\sqrt{\Delta}} \right]_{T_{l_1}}^{T_{l_2}}$$

$$= \frac{2}{\sqrt{\Delta}} \operatorname{arctg} \frac{2C_2 T_{l_2} + C_1}{\sqrt{\Delta}} - \frac{2}{\sqrt{\Delta}} \operatorname{arctg} \frac{2C_2 T_{l_1} + C_1}{\sqrt{\Delta}}$$

(4.5.40)

Dále byla využita funkce MS Office Řešitel a součin αS_b iterován tak dlouho dokud nebyl parametr b rovnice (4.5.34) roven jedné. V tab. 4-4-13 jsou vidět vypočtené hodnoty pravé a levé strany. Na Obr. 4.5.5 je vidět vyhodnocená rovnice přímky $Y = b \cdot X$ se směrnicí jedna. Jak je vidět z obrázku Obr. 4.5.5, shoda experimentálních dat a regresní přímky je velmi dobrá.

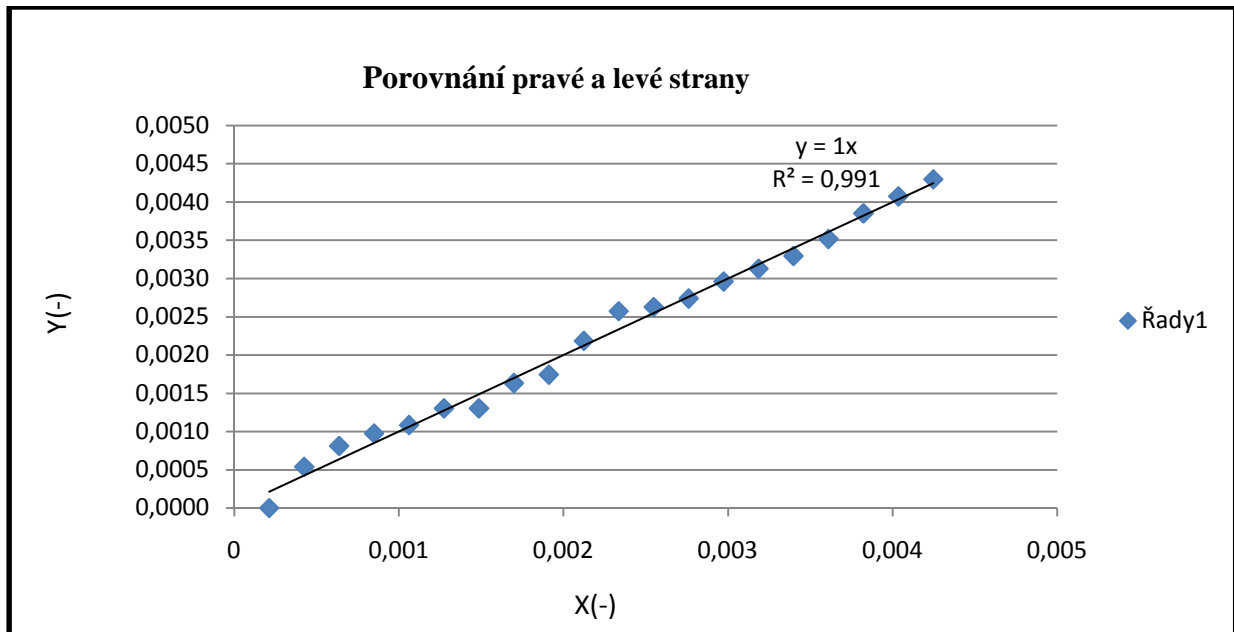
Pro dané podmínky byla vypočtena hodnota součinu:

$$\alpha S_b = 14,652 \text{ W} \cdot \text{K}^{-1}$$

Tab. 4.5-14 Přestup tepla: vypočtené hodnoty pravé a levé strany

t (min)	leva strana	pravá strana
0	-	-
1	0	0,0002123
2	0,0005395	0,0004246
3	0,0008112	0,000637
4	0,0009748	0,0008493
5	0,001084	0,0010616
6	0,0013031	0,0012739
7	0,0013031	0,0014862
8	0,0016327	0,0016986
9	0,0017429	0,0019109
10	0,0021847	0,0021232
11	0,0025726	0,0023355
12	0,0026281	0,0025479

13	0,0027391	0,0027602
14	0,0029614	0,0029725
15	0,0031282	0,0031848
16	0,003295	0,0033971
17	0,0035176	0,0036095
18	0,0038516	0,0038218
19	0,0040741	0,0040341
20	0,0042966	0,0042464



Obr. 4.5.5 Přestup tepla: porovnání pravé a levé strany

J. Výsledné závislosti měření přestupu tepla

Pro vyjádření součinitele přestupu tepla mezi plynem a kapalinou na průtoku vzduchu bylo vycházeno z podobnosti s prostupem hmoty, kde je obvyklé vyjadřovat přestup hmoty objemovým součinitelem prostupu hmoty $k_L a$. Podobně v tomto případě byl zaveden objemový součinitel přestupu tepla mezi kapalinou a plynem αa , který lze vyjádřit jako:

$$\alpha a = \frac{\alpha \cdot S_b}{V_l}, \quad (4.5.41)$$

kde: αa ...objemový součinitel přestupu tepla $(W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1})$

α ...součinitel přestupu tepla $(W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1})$

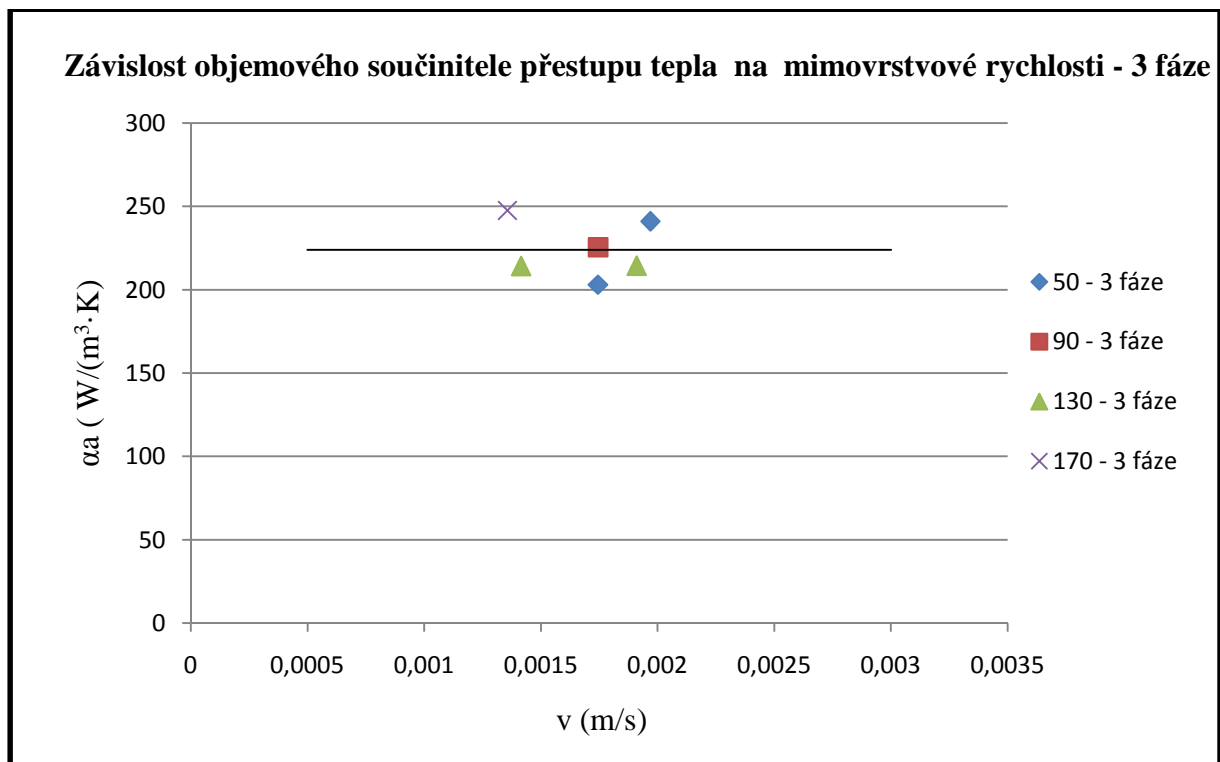
S_b ...plocha mezi kapalinou a plynem (povrch bublin) (m²)

V_l ...objem kapalné fáze (m³)

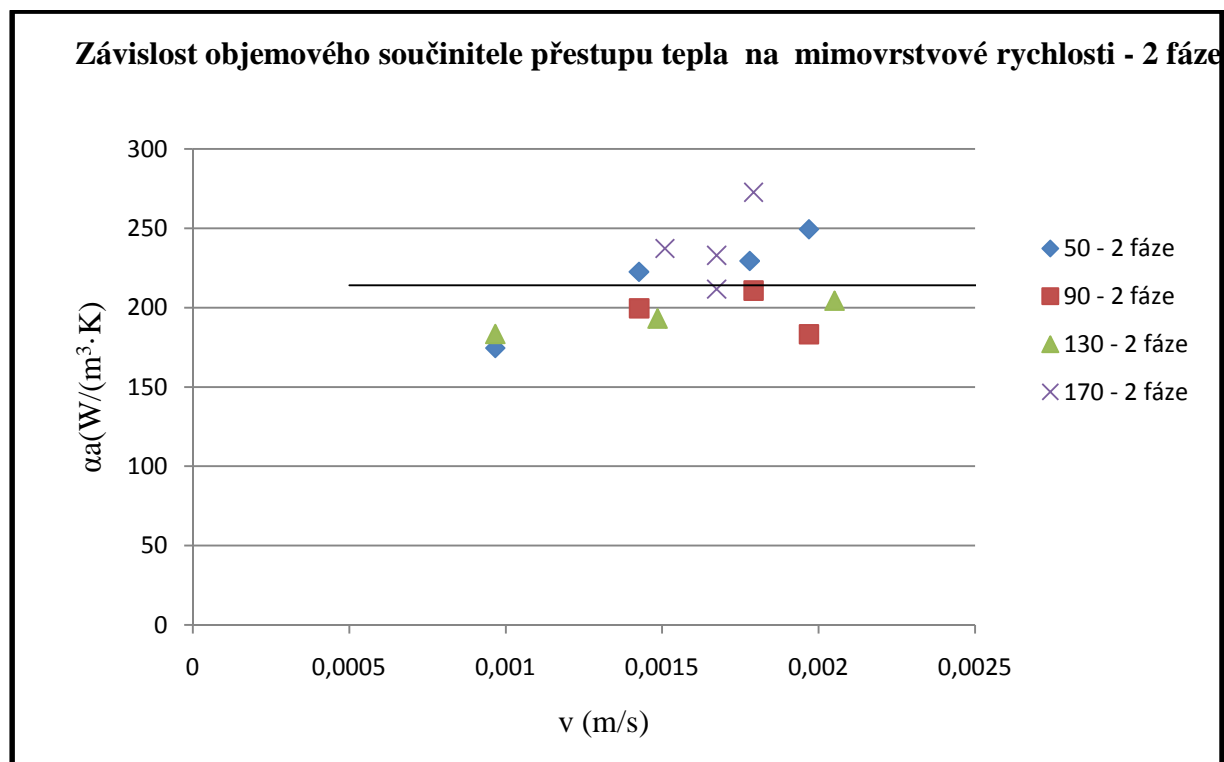
Pro dané podmínky byla vypočtena hodnota součinu dle (4.5.41):

$$\alpha a = 214,136 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{K}^{-1}$$

Objemový součinitel přestupu tepla mezi kapalinou a plynem αa byl vyjádřen v závislosti na mimovrstvové rychlosti na Obr. 4.5.6 pro 3 fázový systém a na Obr. 4.5.7 pro 2 fázový systém.



Obr. 4.5.6 Přestup tepla: závislosti objemovém součiniteli přestupu tepla na mimovrstvové rychlosti na pro různé výšky usměrňovací desky pro 3 fáze:



Obr. 4.5.7 Přestup tepla: závislosti objemovém součiniteli přestupu tepla na mimovrstvové rychlosti na pro různé výšky usměrňovací desky pro 2 fáze:

Součin αa nevykazuje výraznou závislost na mimovrstvové rychlosti vzduchu a prakticky se jeví jako konstantní:

2 fázový systém : $\alpha a = 214,6577 \pm 22,3529$ (W/(m³·K))

3 fázový systém : $\alpha a = 224,2568 \pm 13,7737$ (W/(m³·K))

V některých případech nebylo možno data vyhodnotit, pravděpodobně v důsledku nesplnění metody.

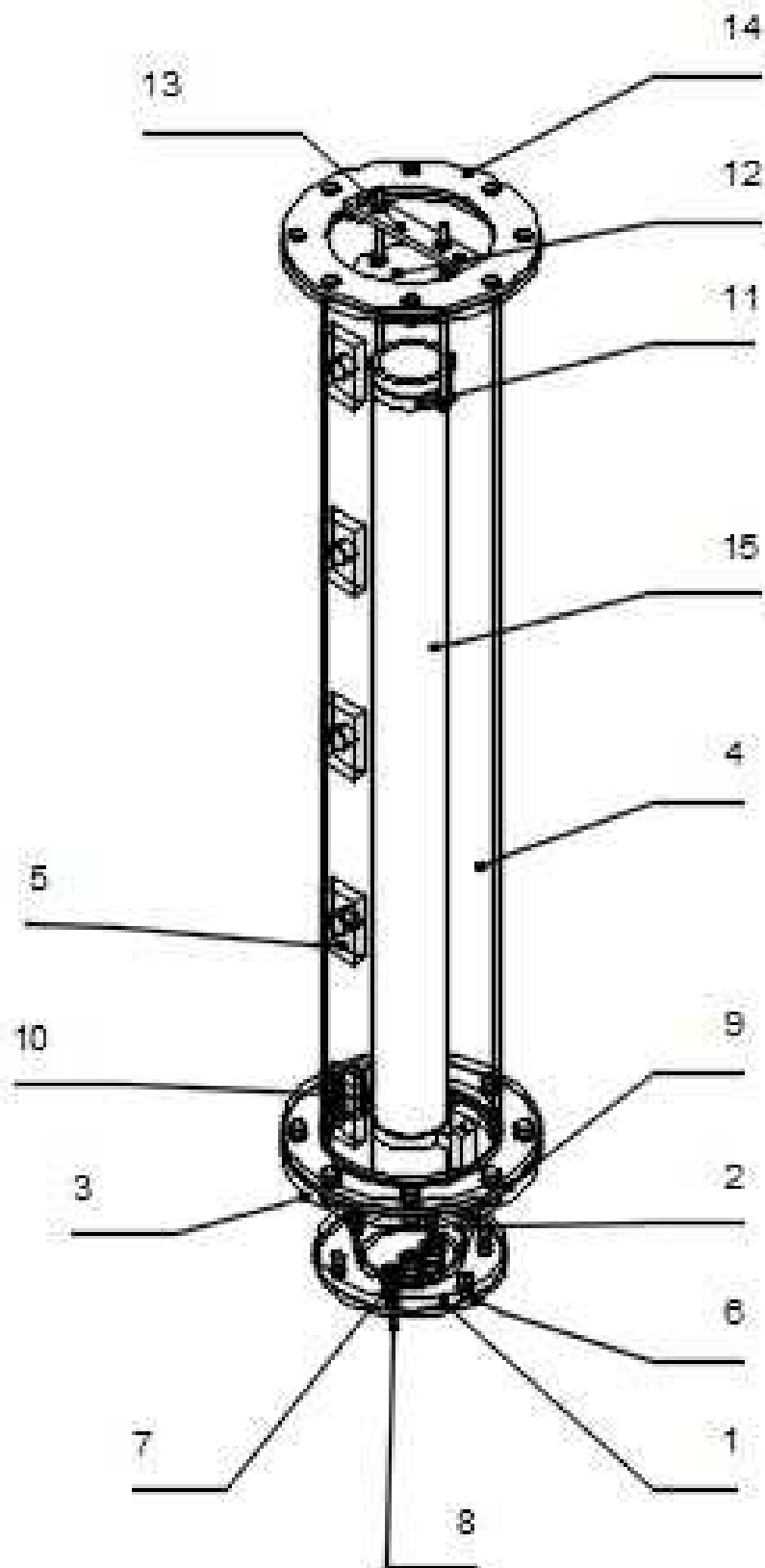
5. Návrh nového reaktoru

Na základě zkušeností a dle literatury byl navrhnout nový větší modelový airlift reaktor, s koncentrickou cirkulační trubicí, aby bylo možné studovat vliv zvětšování měřítka na probíhající procesy. 3D model reaktoru je zobrazen na Obr. 5.1. Konstrukce reaktoru umožňuje flexibilně měnit geometrii reaktoru. Výkresová dokumentace je přiložena v příloze.

Charakteristické rozměry reaktoru:

- vnitřní průměr reaktoru $D = 220\text{mm}$,
- vnitřní průměr cirkulační trubky $D_R = 100\text{mm}$,
- výška cirkulační trubky $H_R = 1350\text{ mm}$.

Na spodní přírubu reaktoru, který tvoří Válec 01(4) je přišroubován z důvodu usměrnění toku kapaliny do středu reaktoru Kužel 01 (2) pomocí Příruby 02 (3), Ve spodní části kužele je připevněna Příruba 01 (1) na kterou je přišroubována Příruba 03 (6), která je opatřena dvěma Nátrubky 02 (7) se závitem $G 1''$ a jedním Nátrubkem 03 (8) se závitem $G1/2''$, které mohou být využívány na napouštění a vypouštění kapalného média, přívod plynné fáze a umístění měřicí sondy. Vzdálenost spodní hrany Cirkulační trubky (15) je možno měnit v rozmezí $0\text{ mm} - 70\text{ mm}$, pomocí závitové tyče upevněné v Podpoře 01 (13). Díky vodícím drážkám, které jsou v Přírubě 04 (9) a Spodní objímce 01 (10) je zaručena souosost cirkulační trubky s reaktorem. Na plášti reaktoru je umístěn pětkrát Nátrubek 01 (5) se závitem $G 1'$, nátrubky mohou být zaslepeny, nebo sloužit pro umístění vhodných sond. Nad cirkulační trubkou je umístěna Usměrnovací deska (12), která je upevněna dvěma závitovými tyčemi s Horní objímkou (11) a je možno měnit její vzdálenost od horní hrany cirkulační trubky.



Obr. 5.1 3D model reaktoru

6. Závěr

Byla provedena literární rešerše se zaměřením na metody pro experimentální měření vybraných procesních parametrů v airlift reaktoru a výpočtové vztahy pro jejich řešení.

Byl navržen, sestaven a zprovozněn laboratorní modelový airlift reaktor.

Experimentálně byl stanoven vliv průtoku vzduchu a vzdálenosti horní usměrňovací desky na vybrané procesní parametry. Konkrétními zkoumanými parametry byly: zádrž, doba homogenizace, objemový součinitel přenosu hmoty k_{La} a objemový součinitel přestupu tepla αa . Měření byla provedena v třífázovém systému kapalina-plyn-tuhá fáze typu voda-vzduch-PVC. Naměřená data byla porovnána s obdobnými daty naměřenými v dvoufázovém systému voda-vzduch.

Při měření homogenizace bylo zjištěno, že s rostoucí mimovrstvovou rychlostí vzduchu klesá doba homogenizace ve dvoufázovém i třífázovém systému a to z důvodu vyšší cirkulace kapaliny reaktorem. S rostoucí vzdáleností usměrňovací desky od hladiny se zároveň snižuje vzdálenost desky nad horní hranou cirkulační trubky. Tím dochází podle mého názoru ke škrcení proudu, což vede ke zpomalení promíchávání v reaktoru a prodloužení doby homogenizace.

Při měření součinitele přenosu hmoty k_{La} bylo zjištěno, že s rostoucí mimovrstvovou rychlostí roste součinitel přestupu hmoty k_{La} lineárně v obou systémech. Bylo zjištěno, že přítomnost tuhé fáze zvyšuje součinitel přenosu hmoty k_{La} v průměru o 10% až 20%.

Při měření zádrže bylo zjištěno, že s rostoucí mimovrstvovou rychlostí vzduchu zádrž ε roste téměř lineárně v obou systémech. U třífázového systému není zádrž ovlivněna výškou usměrňovací desky v takové míře jako u dvoufázového, kde s rostoucí výškou usměrňovací desky zádrž klesá.

Při měření přestupu tepla bylo zjištěno, že objemový součinitel αa nevykazuje výraznou závislost na mimovrstvové rychlosti vzduchu a prakticky se jeví jako konstantní obou systémech. V některých případech nebylo možno data vyhodnotit, pravděpodobně v důsledku nesplnění předpokladů metody.

Na základě zkušeností a dle literatury byl navrhnout nový větší modelový airlift reaktor, s koncentrickou cirkulační trubicí.

7. Seznam symbolů

A_d	průřez sestupné části	(m^2)
A_R	průřez cirkulační trubky	(m^2)
a	specifický mezifázový povrch	(m^{-1})
a	teplotní vodivost	$(m \cdot s^{-1})$
B	vzdálenost spodní hrany cirkulační trubky ode dna	(m)
c_L	hmotnostně objemová koncentrace rozpuštěného v kapalině	$(kg \cdot m^{-3})$
C^*	rovnovážná koncentrace rozpuštěného kyslíku	$(mol \cdot m^{-3})$
c	parametr doby homogenizace	$(s \cdot (m \cdot s^{-1})^{-b})$
d_b	střední průměr bublin	(m)
c_p	měrná tepelná kapacita	$(J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1})$
D_e	ekvivalentní průměr	(m)
D_R	průměr cirkulační trubky	(m)
D_S	průměr separátoru plynu	(m)
d_h	průměr otvoru distributoru	(m)
D	průměr kolony	(m)
D_L	difúzní součinitel složky v kapalině	$(m^2 \cdot s^{-1})$
g	tíhové zrychlení	$(m \cdot s^{-2})$
h_B	vzdálenost cirkulační trubky od hladiny	(m)
h_S	vzdálenost cirkulační trubky ode dna	(m)
h_g	výška plynné fáze	(m)
h_L	výška kapalné fáze	(m)
h_R	výška probublávané vrstvy	(m)
Δh_l^{vyp}	měrné skupenské teplo varu	(c)
ΔH	rozdíl výšky	(m)

\dot{H}	změna akumulace entalpie v kapalině	(W)
k	součinitel prostupu tepla	(W · m ⁻² · K ⁻¹)
k_L	součinitel prostupu hmoty	(kmol · m ⁻² · s ⁻¹)
k_{La}	objemový součinitel prostupu hmoty	(s ⁻¹)
L	charakteristický rozměr	(m)
m_l	hmotnost kapaliny	(kg)
\dot{m}_{vyp}	hmotnostní tok vypařování	(kg · s ⁻¹)
\dot{n}_{vyp}	molární rychlost vypařování vypařené kapaliny	(mol · s ⁻¹)
p	tlak	(Pa)
p_l	parciální tlak par při teplotě kapaliny	(Pa)
$p_{H_2O_{in}}$	parciální tlak par na vstupu plynu do kolony	(Pa)
$p_{H_2O_{out}}$	parciální tlak par na výstupu plynu z kolony	(Pa)
p'_l	tlak par při teplotě kapaliny	(Pa)
$p'_{H_2O_{in}}$	tlak par na vstupu plynu do kolony	(Pa)
$p'_{H_2O_{out}}$	tlak par na výstupu plynu z kolony	(Pa)
Δp	tlakový rozdíl (pokles hydrostatického tlaku)	(Pa)
Δp_{ln}	logaritmický tlakový rozdíl	(kPa)
V	stav průtokoměru	(m ³)
q	hustota tepelného toku	(W · m ⁻²)
\dot{Q}_{HE}	přenos tepla z kapaliny do plynu	(J · s ⁻¹ , W)
\dot{Q}_{vyp}	energie nutná k vypaření kapaliny	(J · s ⁻¹ , W)
\dot{Q}_{ztr}	tepelné ztráty ze systému do okolí	(J · s ⁻¹ , W)
S	průřez kolony	(m ²)
S_b	plocha mezi kapalinou a plynem (povrch bublin)	(m ²)
t	čas	(min)

T	vzdálenost horní hrany cirkulační trubky od hladiny,	(m)
T_l	teplota kapaliny	(°C)
T_g	teplota plynu	(°C)
$T_{g_{in}}$	teplota na vstupu plynu do kolony	(°C)
$T_{g_{out}}$	teplota na výstupu plynu z kolony	(°C)
$T_{g_{stř}}$	střední teplota plynu	(°C)
ΔT	rozdíl teplot	(°C)
v	mimovrstvová rychlost plynu	(m·s ⁻¹)
V_g	objem plynné fáze	(m ³)
Q_G	objemový průtok plynu	(m ³ ·s ⁻¹)
V_l	objem kapalné fáze	(m ³)
VVM	vzdušnění $VVM = \dot{V}_g/V_l$	(s ⁻¹)
w_0''	redukovaná rychlost plynu	(m·s ⁻¹)
X	relativní molový podíl	(mol·m ⁻³)
Y	poměr separátoru plynu ($Y = \frac{h_S + D_R}{D_S}$),	(-)

Bezrozměrná čísla

Fr	Froudeho číslo	$Fr = \frac{u_G^2}{gD}$	(-)
Nu	Nusseltovo číslo	$Nu = \frac{\alpha \cdot L}{\lambda}$	(-)
Pr_l	Prandtlovo číslo	$Pr_l = \frac{c_p \rho_l \nu_g}{\lambda}$	(-)
Re_G	Reynoldsovo číslo	$Re_G = \frac{u_g \cdot L}{\nu_g}$	(-)
Sc	Schmidtovo číslo	$Sc = \frac{\nu}{D_L}$	(-)
St	Stantonovo číslo	$St = \frac{\alpha}{c_p \rho_l u_g}$	(-)

Řecká písmen

α	součinitel přestupu tepla	$(\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1})$
β_G	součinitel přenosu hmoty	$(\text{mol} \cdot \text{Pa}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1})$
φ	relativní vlhkost plynu	(-)
ε	disipovaná energie	$(\text{W} \cdot \text{kg}^{-1})$
ε_g	zádrž plynu	(-)
ε_l	zádrž kapaliny	(-)
ε_s	zádrž pevných částic	(-)
ρ_g	hustota plynné fáze	$(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$
ρ_l	hustota kapalné fáze	$(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$
ρ_s	hustota pevné fáze	$(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$
σ	povrchové napětí	$(\text{N} \cdot \text{m}^{-1})$
ν	kinematická viskozita	$(\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1})$
λ	součinitel prostupu tepla	$(\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})$
μ	dynamická viskozita	$(\text{Pa} \cdot \text{s})$

Indexy

b	bublina plynu
in	vstup do systému
g, G	plyn
HE	přenos tepla
kol	kolony
l, L	kapalina
out	výstup ze systému
R	probublávaná vrstva
vyp	vypaření

w na stěně

ztr ztráty

8. Seznam použité literatury:

- [1] RYCHTERA M., PÁCA J.: *Bioinženýrství kvasných proces*, Praha:SNL, 1985
- [2] JIROUT T.: přednášky *Hydromechanická zařízení*, Praha 2015
- [3] KAŠPÁREK F.: *Bioinženýrství*, Praha: Academia, 2001
- [4] KATARCI N.a kol.: *Bubble column reactors, Review*, ProcessBiochemistry 40, 2005, str. 2263–2283.
- [5] ŽIŽKA M.: *Hydrodynamika a přenos tepla v probublávané vrstvě*, Diplomová práce, Praha 2013
- [6] SIEGEL M.H., MERCHUK J.C.: *Bioreactors and biotransformations*, Eds. Moody, G.W. and Baker, P.B., Elsevier, London,1987, pp. 350
- [7] PÁCA J.: *Kvasný průmysl*, článek Airlift reaktory strana 176-179,1987
- [8] MÜLLER G.: et al.:Chem. Tech 7, 1978, strana 257
- [9] WEILAND P., ONKEN U., Ger. Chem. Eng.4, 1981 str. 42
- [10] SCHÜGER K.: Adv. Biochem. Engn. 1982 str. 93
- [11] SHIMIZU K. a kol.: *Phenomenological model for bubble column reactors: prediction of gas-holdup and volumetric mass transfer coefficients*, Chemical Engineering Journal 78, 2000, str. 21-28.
- [12] WEI J.,KENNETH J.,BISCHOFF B. *Advances in Chemical Engineering: volume 17*, Academic Press 1992, str 186
- [13] SAZIMA M.: *Sdílení tepla*,SNL Praha, 1993, ISBN 80-85341-42-5.
- [14] LEMOINE R. a kol.: *Algorithm for predicting the hydrodynamic and mass transfer parameters in bubble column and slurry bubble column reactor*, Fuel processing technology 89, 2008, str. 322–343.
- [15] SIDEMAN S.; HORTACSU O.; FULTON J. W.: *Mass Transfer in gas-liquid contacting systems*, Ind. Eng. Chem.58(7), 1966: 32–47.
- [16] MENDELSON H.D.: *Prediction of bubble terminal velocities from wave*, Theory A. I. Ch. E. J. 13, 1967: 250–253.
- [17] MARIANO M.; FRANCISCO J. M.; MIGUEL A., G.; *Physical explanation of the empirical coefficients of gas-liquid mass transfer equations*, Chemical Engineering Science 64, 2009: 410-425.
- [18] BOUAFI M. a kol.: *A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns*, Chemical Engineering and Processing 40, 2001, str. 97-111.

- [19] GAVRILESCU M., TUDOSE Z.: *Bioprocess Engineering 19 –strana 34-44*, Effects of geometry on gas holdup (1998) Springer-Verlag, 1998
- [20] KEMOUN A.: *Gas holdup in bubble columns at elevated pressure via computed tomography*, International Journal of Multiphase Flow 27, 2001, str. 929-946.
- [21] TANG CH., HEIDEL T.J.: *Estimating gas holdup via pressure difference measurements in a cocurrent bubble column*, International Journal of Multiphase Flow 32, 2006, str. 850-863.
- [22] HANIKA J.: *Vícefázové reaktory*, 1. vyd., VŠCHT v Praze, Praha 1997, ISBN 80-7080-290-1.
- [23] REFIEI A. A. a kol.: *Gas holdup and single bubble velocity profile*, International Journal of Mineral Processing 98, 2011, str. 89-93.
- [24] AKITA K., YOSHIDA F.: *Gas Holdup and Volumetric Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns*, Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., Vol. 12, No. 1, 1973, str.
- [25] GHOSH U. K., UPADHYAY S. N.: *Gas Holdup and Solid-Liquid Mass Transfer in Newtonian and Non-Newtonian Fluids in Bubble Columns*, The Canadian Journal of Chemical Engineering 85, 2007, str. 825-832.
- [26] KONSETOV V. V.: *Heat transfer during bubbling of gas through liquid*, Leningrad Dept. of Scientific-Research Institute of Chemical Engineering, Leningrad, 1965.
- [27] SAXENA S., C.; RAO N. S.: *Heat Transfer and Gas Holdup in a Two-Phase Bubble Column: Air-Water System -- Review and New Data*, University of Chicago, 1991.
- [28] SOKOLOV V. N., SALOMAKHIN A. L.: *Heat transfer from a gas-liquid system to the wall of a heat-transfer element in bubbling*, Journal of applied chemistry of the USSR, 1962.
- [29] LAU R. a kol.: *Bubble characteristics in shallow bubble column reactors*, Chemical Engineering Research and Design 88, 2010. Str. 197-203.
- [30] ZEMÁNEK J.: *Současný přestup tepla a přenos hmoty*, SVÚSS, Praha, 1978.
- [31] GARCIA-OCHOA F., GOMEZ E.: *Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: An overview*, Biotechnology Advances 27, 2009, str. 153-176
- [32] DYMAK J.: *MODELOVÝ BIOREAKTOR TYPU AIRLIFT*, ČVUT v Praze 2015
- [33] DITL P.: *Difúzně separační pochody*, ČVUT v Praze, 2008, ISBN 978-80-01-03972-4
- [34] http://old.vscht.cz/kch/download/sylaby/zb-sylabus_8-11.pdf, cit. 27.6.2017

- [35] http://webcast.skola-profession.cz/Contexts/profession/Documents/SMB_Fermentace.pdf., cit. 27.6.2017
- [36] NIST WEBBOOK [online): cit. 3.8.2017,
Web:<<http://webbook.nist.gov/chemistry/>>.
- [37] Žižka M., Šulc R., Ditl P.: Heat Transfer Between Gas and Liquid in a Bubble Column, Chemical Engineering Transactions, 2017, vol. 57, pp. 1261-1266

9. Seznam obrázků

Obr. 2.1 Transport živin a metabolitů:	- 3 -
Obr. 2.1.1 Šnekové míchadlo:.....	- 5 -
Obr. 2.1.2 Kotvové míchadlo:	- 5 -
Obr. 2.1.3 Vrtulové míchadlo.....	- 5 -
Obr. 2.1.4 Lopatkové míchadlo:.....	- 5 -
Obr. 2.1.5 Schéma mechanicky míchaného reaktoru se základními rozměr [34]:.....	- 5 -
Obr. 2.1.6 Tvary a typy bublin v probublávané koloně.[4].....	- 6 -
Obr. 2.1.7 Pneumaticky míchané reaktory [6]:	- 7 -
Obr. 2.1.8 Princip hydraulicky míchaného reaktoru [3]:	- 7 -
Obr. 2.2.1 Airlift reaktory s normálním směrem toku:	- 8 -
Obr. 2.2.2 Airlift reaktor s vnitřní cirkulací:	- 9 -
Obr. 2.2.3 Airlift reaktor s vnější cirkulací:	- 10 -
Obr. 2.3.1 Koalescentní a nekoalescentní chování bublin [5].....	- 12 -
Obr. 4.1.1 Schéma airlift reaktoru:.....	- 27 -
Obr. 4.1.2 Modelový airlift reaktor:	- 27 -
Obr. 4.1.3 Plovákový průtokoměr	- 28 -
Obr. 4.1.4 Neralit:	- 28 -
Obr. 4.2.1 Doba homogenizace: ukázka měření homogenizace pro 3 fázový systém odbarvovací metodou pro průtok 0,0011 m/s a výšku usměrňovací desky 90 mm:	- 29 -
Obr. 4.2.2 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 3 fáze:.....	- 31 -
Obr. 4.2.3 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro	- 31 -
Obr. 4.2.4 Doba homogenizace: závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací desky 50 mm.....	- 32 -

Obr. 4.2.5 Doba homogenizace: vliv závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací desky 90 mm:.....	- 33 -
Obr. 4.2.6 Doba homogenizace: vliv závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací desky 130 mm:.....	- 33 -
Obr. 4.2.7 Doba homogenizace: vliv závislost doby homogenizace na rychlosti pro výšku usměrňovací desky 170 mm:.....	- 34 -
Obr. 4.2.8 Doba homogenizace: závislost parametrů b a c na výšce usměrňovací desky. ...	- 36 -
Obr. 4.2.9 Doba homogenizace: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot:.....	- 36 -
Obr. 4.3.1 Přenos hmoty k_{LA} : měřicí sonda:	- 37 -
Obr. 4.3.2 Přenos hmoty k_{LA} : srovnání experimentálních a vypočtených hodnot hmotnostně objemové koncentrace c_L 3 fáze pro výšku $h = 170\text{mm}$:	- 38 -
Obr. 4.3.3 Přenos hmoty k_{LA} : závislost k_{LA} na mimovrstvové rychlosti pro 3 fáze:.....	- 39 -
Obr. 4.3.4 Přenos hmoty k_{LA} : závislost k_{LA} na mimovrstvové rychlosti pro výšku usměrňovací desky 130 mm:.....	- 40 -
Obr. 4.3.5 Přenos hmoty k_{LA} : závislost k_{LA} na mimovrstvové rychlosti pro výšku usměrňovací desky 170 mm.....	- 40 -
Obr. 4.3.6 Přenos hmoty k_{LA} : závislost konstanty a_1 na výšce usměrňovací desky:.....	- 41 -
Obr. 4.4.1 Zadrž: ukázka měření pomocí milimetrového papíru:.....	- 44 -
Obr. 4.4.2 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na zadrž pro 3 fáze:.....	- 46 -
Obr. 4.4.3 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na zadrž pro 2 fáze [32]:	- 46 -
Obr. 4.4.4 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 50 mm:	- 47 -
Obr. 4.4.5 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 90:	- 47 -
Obr. 4.4.6 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 130 mm:	- 48 -
Obr. 4.4.7 Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky ve vzdálenosti 170 mm:	- 48 -
Obr. 4.4.8 Zadrž: závislost konstanty a_1 na výšce usměrňovací desky h :	- 49 -
Obr. 4.4.9. Zadrž: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot:	- 51 -
Obr. 4.5.1 Přestup tepla: laboratorní stojan s teploměry:.....	- 53 -

Obr. 4.5.2 Přestup tepla:měřící trať	- 53 -
Obr. 4.5.3 Přestup tepla: závislost teploty kapaliny na střední teplotě plynu	- 65 -
Obr. 4.5.4 Přestup tepla: závislost teploty kapaliny na součinu $mv_{yp} \cdot \Delta h_{vyp}$	- 66 -
Obr. 4.5.5 Přestup tepla:porovnání pravé a levé strany	- 69 -
Obr. 4.5.6 Přestup tepla: závislosti objemovém součiniteli přestupu tepla na mimovrstvové rychlosti na pro různé výšky usměrňovací desky pro 3 fáze:	- 70 -
Obr. 4.5.7 Přestup tepla: závislosti objemovém součiniteli přestupu tepla na mimovrstvové rychlosti na pro různé výšky usměrňovací desky pro 2 fáze:	- 71 -
Obr. 5.1 3D model reaktoru	- 73 -

10. Seznam tabulek

Tab. 3.2-1 Vybrané korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty ([4], [31]):.....	- 15 -
Tab. 3.3-1 Vybrané korelace pro výpočet zádrže ([4]):	- 21 -
Tab. 3.4-1 Vybrané korelace pro výpočet součinitele přestupu tepla na stěnu kolony ([4])-	24 -
Tab. 4.2-1 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 3 fázový systém:	- 30 -
Tab. 4.2-2 Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace pro 2 fázový systém [32]:.....	- 30 -
Tab. 4.2-3 Doba homogenizace: vyhodnocené parametry závislosti (4.3.1):.....	- 34 -
Tab. 4.2-4 Doba homogenizace: experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.3.2) a relativní chyba:	- 35 -
Tab. 4.3-1 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro 3 fáze:	- 39 -
Tab. 4.3-2 Přenos hmoty k_{La} : závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti pro 2 fáze [32]:..	- 39 -
Tab. 4.3-3 Přenos hmoty k_{La} : vyhodnocené parametry regrese:	- 41 -
Tab. 4.3-4 Přenos hmoty k_{La} : experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.3.4) a relativní chyba pro 3 fázový systém:	- 42 -
Tab. 4.3-5 Přenos hmoty k_{La} : experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.3.4) a relativní chyba pro 2 fázový systém:	- 43 -
Tab. 4.4-1 Zádrž: změna výšky hladiny vlivem aerace pro 3 fázový systém:	- 45 -
Tab. 4.4-2 Zádrž: změna výšky hladiny vlivem aerace pro 2 fázový systém [32]:	- 45 -
Tab. 4.4-3 Zádrž: vypočtené hodnoty zádrže dle (4.2.1) pro 3 fázový systém :.....	- 45 -
Tab. 4.4-4 Zádrž: vypočtené hodnoty zádrže dle (4.2.1) pro 2 fázový systém [32]:	- 45 -
Tab. 4.4-5 Zádrž: vyhodnocené parametry vztahu (4.4.2):.....	- 49 -
Tab. 4.4-6 Zádrž: experimentální, vypočtené hodnoty dle (4.4.3) a relativní chyba:	- 50 -
Tab. 4.5-1 Přestup tepla: naměřené hodnoty	- 54 -
Tab. 4.5-2 Přestup tepla Konstanty Antoinovy rovnice pro vodu.....	- 55 -

Tab. 4.5-3 Přestup tepla: vypočtené tlaky sytých par, parciálních tlaků a středního logaritmického tlakového rozdílu.....	- 55 -
Tab. 4.5-4 Přestup tepla: vypočítané hodnoty vstupních molových toků a molových zlomků .-	58 -
Tab. 4.5-5 Přestup tepla: vypočítané hodnoty výstupních molových toku a molových zlomků, odpar vody, hmotnostní tok vypařené vody	- 60 -
Tab. 4.5-6 Přestup tepla: vypočtené hodnoty molových a hmotnostních toků odparu	- 61 -
Tab. 4.5-7 Přestup tepla: Konstanty pro výpočet měrného skupenského tepla vypařování pro vodu[36]	- 62 -
Tab. 4.5-8 Přestup tepla: Vypočtené hodnoty tepelného toku odvedeného výparem	- 62 -
Tab. 4.5-9 Přestup tepla: naměřené a vypočtené hodnoty teploty plynu a kapaliny a jejich střední logaritmický rozdílní	- 63 -
Tab. 4.5-10 Přestup tepla: vypočtené hodnoty integrálu pravé strany	- 64 -
Tab. 4.5-11 Přestup tepla: $Tgstř = f1Tl$	- 66 -
Tab. 4.5-12 Přestup tepla: $mvyp \cdot \Delta hvyp = f2Tl$	- 66 -
Tab. 4.5-13 Přestup tepla: vypočtené konstanty dle (4.5.37), (4.5.38) a (4.5.39):.....	- 68 -
Tab. 4.5-14 Přestup tepla: vypočtené hodnoty pravé a levé strany	- 68 -

11. Přílohy

Příloha č. 1: Seznam použitých měřících zařízení a sond

Měření teploty: Teploměr **Greisinger GMH 175** se snímačem Pt 1000

Rozsah teplot: -199,9 až +199,9°C

Přesnost: $0,1^{\circ}\text{C} \pm 1$ číslice (v rozsahu: -70.0 až +199.9°C) při jmenovité teplotě 25°C

Měření tlaku: Tlakoměr **Greisinger GMH 3111**

Přesnost: $\pm 0,1$ % rozsahu ± 1 číslice při jmenovité teplotě 25°C

Měření vlhkosti: Vlhkoměr **Greisinger GMH 3330**

Přesnost: ± 1 číslice při jmenovité teplotě 25 °C

relativní vlhkost vzduchu: ± 1 %

rychlost proudění: $\pm 0,1$ %

Snímač vlhkosti **Greisinger TFS 0100**

Přesnost: při jmenovité teplotě 25 °C

vlhkost: $\pm 2,5$ % relativní vlhkosti

teplota: $\pm 0,5$ °C

Měření průtoku plynu: **Plynoměr Elster BK-G4**

Průtokoměr ABB FAG1190

Měření času: **Lenovo K5**

Příloha č. 2: Výkresová dokumentace modelového airlift reaktoru na CD

Příloha č. 3: CD s vyhodnocením jednotlivých měření