

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

FAKULTA STROJNÍ
ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY



BAKALÁŘSKÁ PRÁCE

MODELOVÝ BIOREAKTOR TYPU AIRLIFT

Vysoká škola:

ČVUT v Praze

Fakulta:

strojní

Ústav:

12118

Akademický rok:

2014/2015

ZADÁNÍ BAKALÁŘSKÉ PRÁCE

pro **Jan Dymák**
program B2341 Strojírenství
obor 2302R042 Energetika a procesní technika
název tématu: **Modelový bioreaktor typu airlift**
název anglicky: **Model airlift bioreactor**

Zásady pro vypracování

Zadání:

Experimentálně stanovte vliv průtoku vzduchu na vybrané procesní parametry modelového bioreaktoru typu airlift.

Podrobné cíle práce:

- Proveďte literární rešerši se zaměřením na bioreaktory typu airlift a způsoby stanovení vybraných procesních parametrů.
- Navrhňte, sestavte a zprovozněte laboratorní modelový bioreaktor typu airlift.
- Experimentálně stanovte vliv průtoku vzduchu na vybrané procesní parametry (zádrž, doba homogenizace, součinitel přenosu hmoty $k_L a$).
- Proveďte vyhodnocení experimentálních dat a zhodnoťte dosažené výsledky.

Rozsah grafických prací:

dle potřeby

Rozsah průvodní zprávy:

min 30 stran, obsah dle bodů v zadání práce

Seznam odborné literatury:

dle doporučení vedoucího práce a vlastní rešerše

Vedoucí bakalářské práce:

doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.

Konzultant bakalářské práce:

Datum zadání bakalářské práce: 30. dubna 2015

Termín odevzdání bakalářské práce: 26. června 2015

Neodevzdá-li student bakalářskou nebo diplomovou práci v určeném termínu, tuto skutečnost předem písemně zdůvodnil a omluva byla děkanem uznána, stanoví děkan studentovi náhradní termín odevzdání bakalářské nebo diplomové práce. Pokud se však student řádně neomluvil nebo omluva nebyla děkanem uznána, může si student zapsat bakalářskou nebo diplomovou práci podruhé

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

Zadání bakalářské práce převzal dne:

.....
Jan Dymák

.....
prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.
vedoucí ústavu

.....
prof. Ing. Michael Valášek, DrSc.
děkan fakulty

V Praze dne 30. dubna 2015

Prohlášení

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

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

V Praze dne 19.5.2015

Jan Dymák

Anotační list

Ústav: 12118

Akademický rok: 2014/2015

Jméno autora: Jan
Příjmení autora: Dymák
Název práce česky: Modelový bioreaktor typu airlift

Název práce anglicky: Model airlift bioreactor

Rozsah práce: počet stran:

počet obrázků:

počet tabulek:

počet příloh:

Akademický rok: 2014/2015

Jazyk práce: český jazyk

Ústav: 12118 - PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY

Studijní program: B2341 Strojírenství

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

Oponent: Ing. Karel Petera PhD.

Konzultant práce:

Zadavatel:

Anotace česky:

Cílem práce je provést literární rešerši se zaměřením na bioreaktory typu airlift a způsoby stanovení vybraných procesních parametrů. Navrhnout, sestavit a zprovoznit laboratorní modelový bioreaktor typu airlift. Experimentálně stanovit vliv průtoku vzduchu na vybrané procesní parametry. Konkrétními zkoumanými parametry jsou zádrž, doba homogenizace a objemový součinitel přenosu hmoty $k_L a$. Provést vyhodnocení experimentálních dat a zhodnocení výsledků.

Annotation note:

The goal of this thesis is to make literary survey following bioreactors of airlift type and different ways of settings of chosen process parameters. The objective is to propose, to build and to make run laboratory model of airlift bioreactor type. The aim is to determine experimentally influence of air flow rate on chosen process

parameters. Concrete researched parameters are gas-hold up, homogenization period and volume coefficient of mass transfer $k_L a$. Finally the evaluation of experimental data and assessment of results will be done.

Klíčová slova:

airlift bioreaktor, zadrž, doba homogenizace, objemový součinitel přenosu hmoty $k_L a$

Využití:

Poděkování

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

Dále děkuji panu Pavlu Šebrlemu z Ústavu procesní a zpracovatelské techniky FS ČVUT v Praze, panu Milanu Riessovi ze společnosti LKV Kovo, s.r.o. a panu Josefu Jonášovi ze společnosti KOVO JONÁŠ, .s.r.o. za ochotu a pomoc při přípravě komponent potřebných k realizaci pokusu. 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. Typy bioreaktorů	4
2.2. Míchání bioreaktorů	5
2.3. Základní typy bioreaktorů podle konstrukce.....	9
2.4. Vliv rychlosti proudění na přestupu hmoty	11
2.5. Základní charakteristiky a výpočtové vztahy	12
2.5.1. Zadrž	12
2.5.2. Homogenizace.....	19
2.5.3. Součinitel přenosu hmoty k_{La}	20
3. Experimentální část.....	24
3.1. Popis zařízení	24
3.2. Zadrž	26
3.3. Doba homogenizace.....	32
3.4. Přenos hmoty k_{La}	37
4. Závěr.....	39
5. Seznam symbolů.....	41
6. Seznam použité literatury:.....	43

1. Úvod

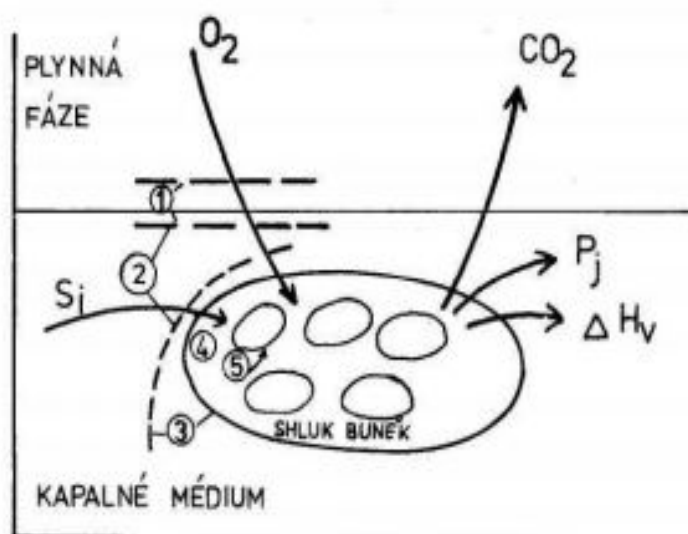
Cílem práce je provést literární rešerši se zaměřením na bioreaktory typu airlift a způsoby stanovení vybraných procesních parametrů. Navrhnout, sestavit a zprovoznit laboratorní modelový bioreaktor typu airlift. Experimentálně stanovit vliv průtoku vzduchu na vybrané procesní parametry. Konkrétními zkoumanými parametry jsou zadrž, doba homogenizace a objemový součinitel přenosu hmoty $k_L a$. Provést vyhodnocení experimentálních dat a zhodnocení výsledků.

2. Teoretická část

Bioreaktor je obecné označení pro zařízení, ve kterém probíhají biochemické reakce v důsledku působení enzymů nebo živých buněk (mikroorganismy, rostlinné buňky atd.). Používají se např. při fermentačních výrobcích a při čištění odpadních vod biologickou cestou [8].

Můžeme říci, že bioreaktor je srdcem biotechnologického procesu. Je to zařízení, ve kterém jsou substráty působením mikroorganismů, buněk, nebo enzymů převedeny na požadované produkty. Toto přirovnání vzniklo díky tomu, že bioreaktor na jedné straně "nasaje" výživná média a biokatalyzátory prostřednictvím dodavatelských cest a na druhé straně "odčerpá" biosyntetické produkty prostřednictvím navazujících tras [8].

Transport živin a metabolitů je schematicky znázorněn na obrázku 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 [8].

Ideální bioreaktor má rychlý přestup tepla, kyslíku a hmoty, rychlou homogenizaci, nízké provozní náklady [8]

2.1. Typy bioreaktorů

Rozdělení bioreaktoru dle: [4], [5], [11]

podle fáze:

- submerzní – nositelé bioproduktu (buňky, enzymy, agregáty, imobilizáty) se volně vznášejí v kapalném prostředí živného média,
 - na pevné fázi – živné médium v tomto uspořádání tvoří pevnou fázi a nositelé bioproduktu tvoří povlak či nárůst na povrchu; i tady se zpravidla tvoří mezistrukturní vrstvičky kapaliny,
 - imobilizované – nositelé procesu jsou nějakým způsobem ukotveni v pevné struktuře,
- podle objemu procesu (měřítka) :
 - laboratorní (do 30 l),
 - čtvrtprovozní (do 100 l),
 - poloprovozní (do 5000 l),
 - provozní (nad 5000 l),
 - podle způsobu provádění procesu:
 - vsádkový reaktor - všechny živiny jsou vloženy do procesu již na počátku, metabolity se hromadí (vyjma plynů), nejjednodušší typ procesu,
 - vsádkový reaktor s postupným přítokem – k základnímu objemu v bioreaktoru přitéká další médium s novými živinami, metabolity se opět hromadí v reaktoru,
 - kontinuální reaktor – existuje přítok i odtok, nositelé procesu jsou zadržováni nebo odtékají,
 - podle množství přístupu kyslíku:
 - aerobní - za přístupu kyslíku,
 - mikroaerobní - minimální přístup kyslíku, zpravidla množství, které se rozpustilo a absorbovalo před uzavřením reaktoru,
 - anearobní – děje probíhají bez přístupu kyslíku,

- podle konstrukce:
 - fluidní vrstva,
 - náplňové,
 - speciální,
 - membránové,
 - fotobioreaktory,
 - reaktory pro kultivace na pevném substrátu,

- podle technického provedení:
 - míchané,
 - nemíchané,
 - otevřené,
 - uzavřené,

- podle typu míchání:
 - mechanické,
 - pneumatické,
 - hydraulické.

2.2. Míchání bioreaktorů

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:
 - mechanické,
 - pneumatické,
 - hydraulické [4], [11].

a) Mechanicky míchané reaktory

• Typy rotačních míchadel

- Pomaloběžná
 - kotvové,
 - šnekové.
- Rychloběžná
 - axiální – vrtulové,
 - radiální – turbínové (otevřené, uzavřené), lopatkové, listové.

Rotační pomaloběžná míchadla

Obr.2.2.

Kotvové míchadlo

[11]:



Obr.2.3.

Šnekové míchadlo

[11]:



Použití: husté, viskózní, neneutronovské kapaliny

Rotační rychloběžná míchadla

Obr.2.4.

Vrtulové míchadlo

[11]:



Obr.2.5.

Lopatkové míchadlo

[11]:



Základní rozměry míchaného reaktoru s jedním míchadlem

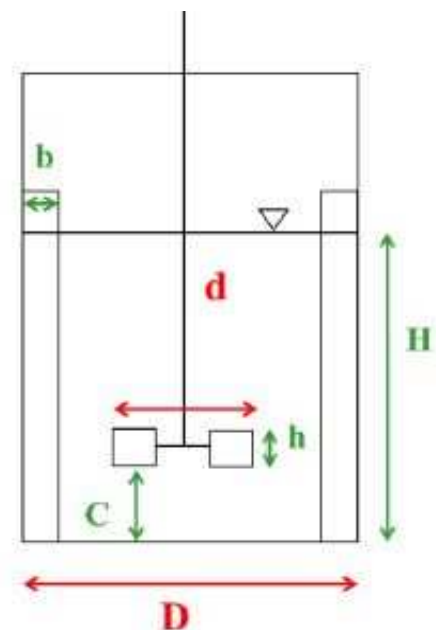
b - šířka narážek, $b = 0,1D$

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.2.6. Schéma mechanicky míchaného reaktoru se základními rozměry [11]:

b) Pneumaticky míchané reaktory

Nejvýznamnějšími typy pneumaticky míchaných bioreaktorů jsou probublávané reaktory a airlift reaktory [11].

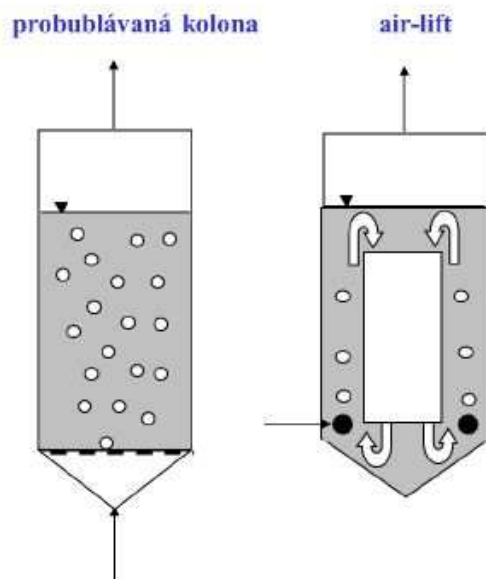
Probublávaný reaktor je možno zapojit samostatně nebo ve více kusech za sebou. Skládá se z cylindrické nádoby, jejíž poměr průměru k výšce je obvykle více než 1:2. Rozdělovač plynu je obvykle naspodu reaktoru. Většinou není vybaven speciálním difuzorem nebo vestavbou. Přestup kyslíku a míchání je dán rychlostí proudění vzduchu a vlastnostech kapaliny. Maximální rychlost míchání je v mnoha případech $\leq 0,1$ m/s. Nevýhodou je malý přestup kyslíku. Mezifázová plocha rozhraní je relativně malá. Bublíny postupem vzhůru koaleskují (spojují se) [11].

Airlift reaktor je nádoba vybavena vestavbami, které organizují tok fází, zvyšují dobu prodlení 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 kyslíku [11].

Je atraktivní pro výzkum a průmysl z důvodu zvláštních hydrodynamických charakteristik, které mohou být jednoduše měněny výběrem sady (souboru) geometrických parametrů [11].

Další výhodou je nízká spotřeba energie, dohromady s vysokou rychlostí přenosu hmoty, tepla [9].

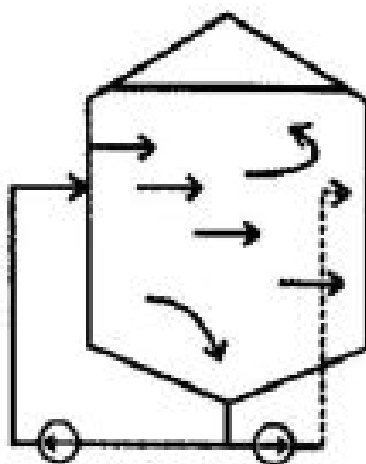
Princip bublané kolony a airlift reaktoru s cirkulační trubicí je patrný z obrázku 2.7.



Obr: 2.7. Pneumaticky míchané reaktory[9]:

c)Hydraulické míchání

V případě hydraulického míchání se přečerpává velký objem kapaliny za malého tlaku [11].



Obr 2.8. Princip hydraulicky míchaného reaktoru [4]:

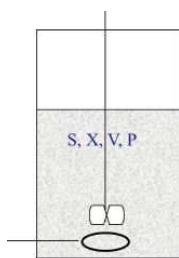
2.3. Základní typy bioreaktorů podle konstrukce

Základní typy bioreaktorů podle konstrukce[11]:

- **Vsádkový míchaný reaktor (submerzní)**

Základní charakteristiky jsou:

- Koncentrace živin, buněk i metabolických produktů se mění v čase je ale shodná v celém objemu reaktoru.
- Cyklický provoz, nízká produktivita, náročné na obsluhu, nejčastěji průmyslově používané.
- Speciální a aseptické technologie – výroby antibiotik, organických kyselin, potravinářský.

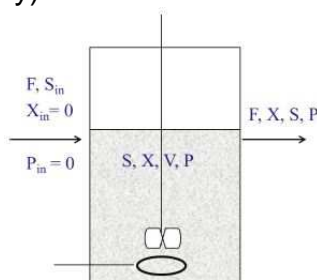


Obr. 2.9. Vsádkový míchaný reaktor[11]:

- **Kontinuální míchaný reaktor (submerzní)**

Základní charakteristiky jsou:

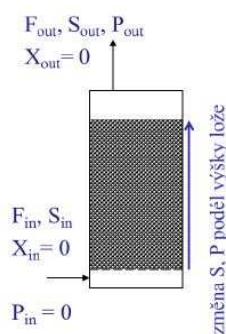
- Koncentrace všech složek se nemění v čase (ustálený stav) ani s polohou v reaktoru.
- Kontinuální provoz, vysoká produktivita, většinou technologie méně náročné na asepticitu procesu.
- Průmyslová aplikace pro produkci mikrobiální biomasy nebo primárních produktů; čištění odpadních vod (v kombinaci s recyklem biomasy).



Obr. 2.10. Kontinuální míchaný reaktor[11]:

- **Biofilmový reaktor (náplňový s imobilizovanými buňkami)**

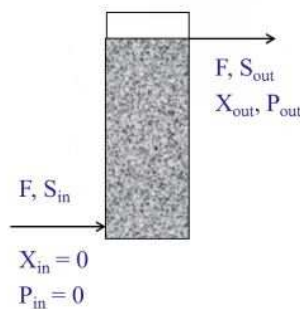
- Koncentrace všech složek není časově závislá (ustálený stav). Koncentrace živin produktů závisí na poloze v systému (obdobu pístového toku).
- Poměrně obtížná regulace množství biomasy v systému.
- Průmyslová aplikace pro starší způsob výroby octa (moderní submerzně) a zpracování odpadních vod nebo plynů.



Obr. 2.11. Biofilmový reaktor[11]:

- **Reaktor s fluidní vrstvou**

- Fluidní vrstvu tvoří s vločky aktivovaného kalu nebo shluky buněk nebo buňky imobilizované na nosiči.
- Koncentrace všech složek není časově závislá (ustálený stav). Koncentrace živin produktů nezávisí na poloze v systému (obdobu mechanicky míchaného reaktoru).
- Vsádkový - výroba piva (CKT) (vznos – vývin CO₂).
- Kontinuální - čištění odpadních vod.
(vznos – vzestupné proudění média)



Obr. 2.12. Reaktor s fluidní vrstvou[11] :

2.4. Vliv rychlosti proudění na přestup hmoty

Vliv rychlosti proudění na přestup hmoty dle [11]:

Dispergace je rozbíjení plynových bublin na menší. Tímto procesem se zvětší mezifázového rozhraní a intenzifikuje přestup hmoty (a tepla).

Smykové napětí

Vyvolání smykového napětí:

- vysoká výtoková rychlost plynu do kapaliny (otvory – aerační věnec, fritá, tryska...) systémy s pneumatickým mícháním (nutný vysoký tlak plynu),
- mechanické míchadlo (malá výtoková rychlost plynu = menší tlak = menší náklady na aeraci).

Vlastnosti disperze (z hlediska přenosu hmoty)

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

Koalescence

Spojování plynových bublin ve větší, čímž dochází ke zmenšení mezifázového rozhraní a tím snížení přestupu hmoty a tepla. Oba procesy dispergace i koalescence probíhají ve vsádce souběžně.

Koalescenci ovlivňuje:

- viskozita,
- povrchové napětí,
- iontová síla.

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

2.5. Základní charakteristiky a výpočtové vztahy

2.5.1. Zádrž

Gavrilescu ,Tudose(1999) studovali vliv geometrie a průtoku plynu na zádrž ve třech airlift bioreaktorech o nominálním objemu 0.070 m^3 (RIMP); 2.5 m^3 (RIS-1); 5.2 m^3 (RIS-2). Bioreaktory byly konstruovány se soustřednou cirkulační trubicou, kterou byl probubláván plyn.

Airlift bioreaktor typu RIMP byl vyroben z plexisklových válců. Větší airlift bioreaktory RIS-1 a RIS-2 byl vyroben z nerezové oceli. Sekce separátoru plynu v reaktoru RIMP měla větší průměr než zbytek reaktoru $D_S > D$, zatímco průměr RIS-1 a RIS-2 se podél osy neměnil $D_S = D$, takto geometrie je patrná z obrázku 2.13.a,b.

Airlift bioreaktor typu RIMP měl velký stupeň flexibility. Spodní vzdálenost cirkulační trubky ode dna bylo možno měnit v rozmezí $0.07\text{m} - 0.25\text{m}$. Vrchní vzdálenost cirkulační trubky od hladiny bylo možno měnit v rozmezí $0-0.28\text{ m}$. Popis geometrii reaktorů je popsán v tabulce 2.1.

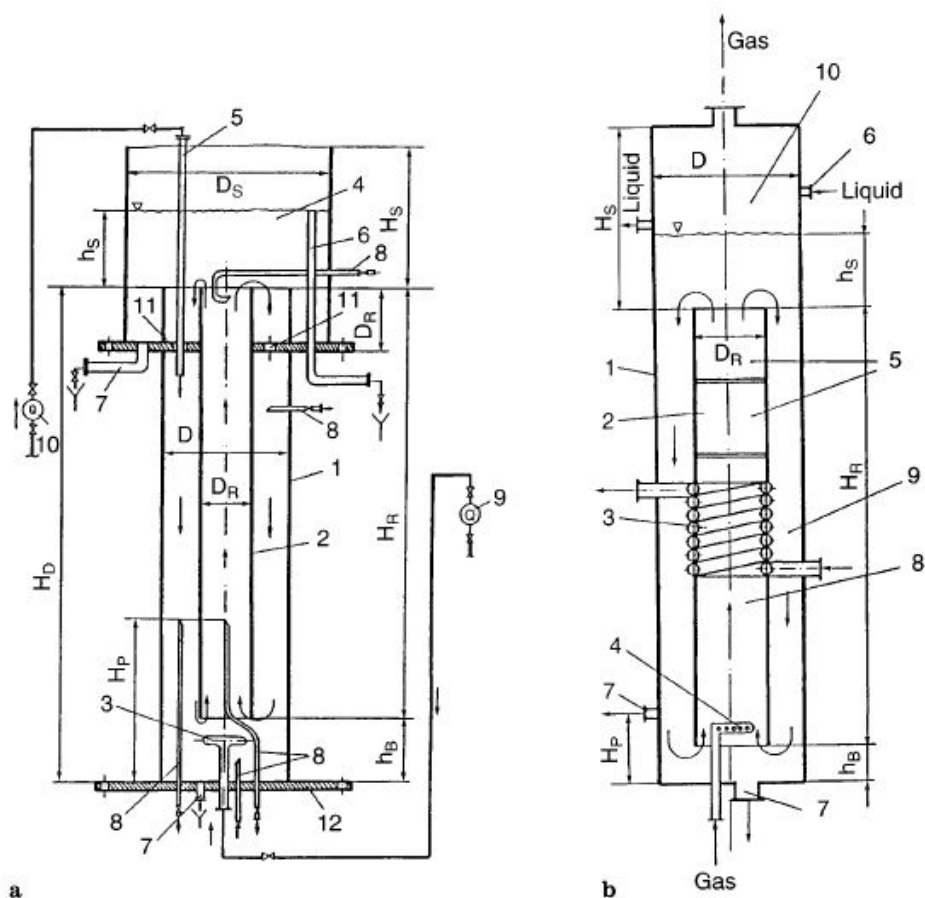
Recirkulace kapalného toku ve spádové části mohla být měněna. Na vrchní desce v RIMP, která se nacházela ve vzdálenosti D_R od vrchní hrany cirkulační trubky, bylo provedeno 16 otvorů s průměrem 0.025m, jejich celková plocha odpovídala ploše cirkulační trubky. Uzavíráním určitého počtu děr bylo možné měnit plochu volného průtoku v sestupné části, takže poměr mezi plochou volného průtoku v sestupné části a plochou v cirkulační trubky v příčném řezu měl rozsah mezi $A_d/A_R = 0.1-0.9$.

Poněvadž vzdálenost mezi dnem cirkulační trubky a základnou reaktoru, stejně tak jako výška kapaliny nad hranou cirkulační trubky byly různé během experimentu, objem kapaliny uvnitř RIMP se měnil mezi $V_L = 0.064-0.085\text{m}^3$ v závislosti na provozních podmínkách.

Voda byla použita jako kapalná fáze a vzduch jako plynná fáze. Vzduch byl probubláván přes perforovanou desku distributoru se 100 otvory o průměru $d_h = 2\text{ mm}$, s mimovrstvovou rychlostí v cirkulační trubce i $v_{SGR} = 0.005 - 0.100\text{ m/s}$. Průtoky byly měřeny pomocí kalibrovaných průtokoměrů. V RIS byl plyn probubláván přes prstencový distributor s otvory o průměru $d_h = 3.5\text{mm}$. Bioreaktory byly provozované při $21 \pm 1^\circ\text{C}$ a atmosférickém tlaku.

charakteristika	Symb.	jedm.	Gavrilescu,Tudose (1998)			Tato práce
			RIMP	RIS-1	RIS-2	
průměr reaktoru	D	m	0,2	0,6	0,9	0,3
průměr cirkulační trubky	D_R	m	0,1	0,4	0,6	0,066
průměr separátoru plynu	D_S	m	0,3	0,6	0,9	0,3
výška separátoru plynu	H_S	m	0,56	1,82	1,3	0,28
vzdálenost spodní hrany cirk. trubky ode dna reaktoru	h_B	m	0,07-0,25	0,216	0,291	0,07-0,25
vzdálenost horní hrany cirk. trubky od hladiny	h_S	m	0-0,28	0	0	0,24
výška cirkulační trubky	H_R	m	1,68	8,26	6,53	0,82
výška měření tlaku	H_P	m	0,43	0,6	0,9	-
nominální objem kapaliny v reaktoru	V_L	m^3	0,07	2,5	5,2	0,0625

Tab 2.1. Geometrické vlastnosti reaktorů [2]:



Obr. 2.13. a- airlift bioreaktor (RIMP), b- airlift bioreaktor RIS [2]:

Měření zádrže

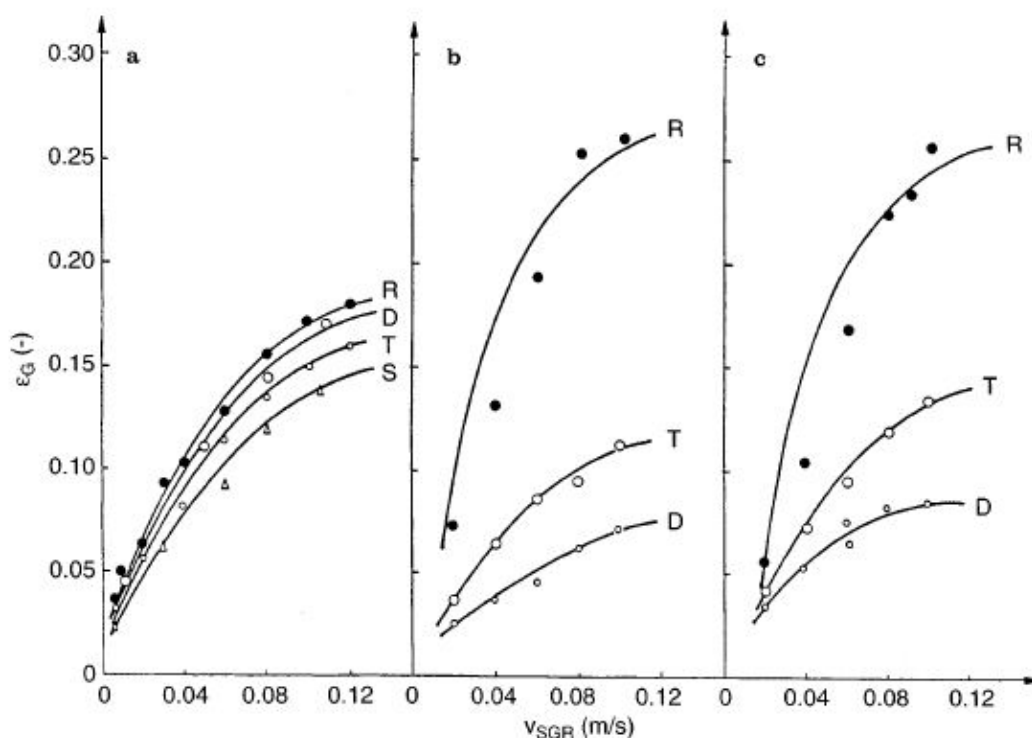
Zádrž v jednotlivých sekcích airlift bioreaktorů (cirkulační trubka, sestupná část, separátor plynu) byla měřena tlakovou metodou, zatímco celková zádrž byla stanovena metodou expanze objemu.

Jak je vidět na obrázku 2.13.a. RIMP měl tři porty pro tlakové sondy na dně, jednu ve středu cirkulační trubky a jednu na stěně reaktoru. Sondy byly umístěny symetricky. Všechny senzory byly připojeny k manometru.

Zádrže v jednotlivých částech airlift bioreaktoru tvoří celkovou zádrž. Vliv velikosti zařízení na zádrž je zobrazen v grafu 2.1., kde jsou měřené zádrže v RIMP, RIS-1 a RIS-2 zobrazovány jako funkce mimovrstvové rychlosti v cirkulační trubce pro vzdálenost horní hrany cirkulační trubky od hladiny $h_S=0$.

V RIS-1 a RIS-2 je zádrž v cirkulační trubce vyšší než v RIMP, zatímco v sestupné části je nižší než v RIMP. Toto bylo vysvětleno jako efekt výšky kapaliny na uvolnění bublin a strhávání plynu v sestupné části. V RIMP tvoří zádrž v sestupné části 88%.

V grafu 2.1. je vidět vliv zádrže plynu na mimovrstvové rychlosti v airlift reaktorech typu RIMP, RIS-1 a RIS-2 v jednotlivých částech reaktoru.



graf 2.1. Zádrž plynu v airlift reaktoru na povrchová rychlost plynu.

a - RIMP ,b - RIS-1, c- RIS-2.

R-cirkulační trubka,D-sestupná část,S- odlučovač plynu,T- celý reaktor [2].

Vyhodnocení experimentálních výsledků

Korelace byly vyhodnoceny pro zádrž v sestupné části - ϵ_{GD} , cirkulační trubici - ϵ_{GR} , separační zóně - ϵ_{GS} a celkovou zádrž - ϵ_{GT} na základě 125 experimentálních dat získaných v RIMP. Parametry korelací byly získány prostřednictvím regrese. Následně byly tyto vztahy použity pro odhad zádrže v reaktorech RIS-1 a RIS-2 a následně porovnány s experimentálními hodnotami. Tyto odhady byly také porovnány s experimentálními hodnotami jiných autorů.

Do empirických modelů, byly zahrnuty geometrické parametry do geometrických simplexů, jako například:

-bezrozměrná vzdálenost spodní hrany cirkulační trubky ode dna:

(the bottom spatial ratio)

$$B = \frac{h_B}{D_R} \quad (1)$$

- bezrozměrná vzdálenost horní hrany cirkulační trubky od hladiny:

(the top spatial ratio)

$$T = \frac{h_S}{D_R} + 1 \quad (2)$$

- štíhlost separátoru plynu:

(the gas-separation ratio)

$$Y = \frac{h_S + D_R}{D_S} \quad (3)$$

- poměr průřezů sestupné části a cirkulační trubky:

(the downcomer resistance flow ratio)

$$R = \frac{A_d}{A_R} \quad (4)$$

Vyhodnocené korelace pro zádrže v jednotlivých částech:

$$\mathcal{E}_{GR} = 8 \times 10^{-3} \cdot Ga^{0.21} \cdot Fr^{0.82} \cdot B^{-0.19} \cdot Y^{-0.43} \cdot T^{-0.10} \cdot R^{-0.17}; r^2 = 0.974 \quad (5)$$

$$\mathcal{E}_{GD} = 2.35 \times 10^{-3} \cdot Ga^{0.20} \cdot Fr^{0.74} \cdot B^{0.41} \cdot Y^{-1.14} \cdot T^{-0.54} \cdot R^{-0.24}; r^2 = 0.891 \quad (6)$$

$$\mathcal{E}_{GS} = 61.3 \times 10^{-3} \cdot Ga^{0.13} \cdot Fr^{0.94} \cdot B^{-0.36} \cdot Y^{-1.25} \cdot T^{-0.28} \cdot R^{-0.25}; r^2 = 0.867 \quad (7)$$

$$\mathcal{E}_{GT} = 3 \cdot Fr^{1.2} \cdot B^{-0.13} \cdot Y^{-0.20} \cdot T^{-0.6} \cdot R^{-0.16}; r^2 = 0.900 \quad (8)$$

kde : Fr značí Froudeovo číslo ($Fr = \frac{v_{SGR}}{\sqrt{gD_R}}$) (9)

Ga značí Galileiovo číslo ($Ga = \frac{g\rho_L^2 D_R^3}{\eta_L^2}$) (10)

Tyto korelace byly vyhodnoceny za podmínek:

$$5 \cdot 10^{-3} < Fr < 110 \cdot 10^{-3}; \quad 9 \cdot 10^6 < Ga < 3 \cdot 10^9;$$

$$0.5 < B < 3.8; \quad 0.333 < Y < 1.267;$$

$$0.1 < R < 0.9; \quad 1 < T < 3.8;$$

$$\frac{A_D}{A_R} \geq 1 ; \quad v_{SGR} \leq 0.11 \text{ m/s}; \quad (11)$$

Z korelací (5-8) vyplývá, že kromě geometrie nejvýznamněji ovlivňuje zádrž mimovrstvová rychlost, která je obsažena v korelaci Froudeova čísla.

Bezrozměrný geometrický parametr B ovlivňuje zádrž ve všech sekcích air lift reaktoru. V sestupné části hodnota exponentu u parametru B je kladná, tj. s rostoucí hodnotou parametru B zádrž v této části roste. V ostatních částech je hodnota exponentu záporná, takže s rostoucí hodnotou parametru B naopak zádrž v těchto částech klesá. V případě celkové zádrže je exponent u parametru B téměř stejný, jako součet exponentů zjištěných v jednotlivých částech samostatně. Vzhledem k převaze ostatních částí je výsledná hodnota záporná, tj. s rostoucím parametrem B celková zádrž v airlift reaktoru klesá.

Vliv vzdálenosti horní hrany cirkulační trubky od hladiny, reprezentovaný horním prostorovým poměrem (T), má záporným exponentem, tj. zvýšení T snižuje zádrž.

Galileiovo číslo ukazuje konstantní a tedy méně významný vliv na zádrž v jednotlivých částech airlift bioreaktoru, ale neukazuje statisticky významný vliv na celkovou zádrž.

Štíhlosti separátoru plynu (Y) má silný vliv na zádrž v sestupné části a separátoru plynu. Naopak menší vliv má na celkovou zádrž a zádrž v cirkulační trubce.

Všechny tyto korelace odvozené v RIMP byly testovány pro data z reaktorů typu RIS-1 a RIS-2. Výsledky jsou zobrazeny v grafu 2.2 a,b. Maximální odchylka \mathcal{E}_{GR} počítaných hodnot od experimentálních byla 16% v RIS-1 a 30% v RIS-2, pro \mathcal{E}_{GD} byla maximální odchylka 18% v RIS-1 a 23% v RIS-2.

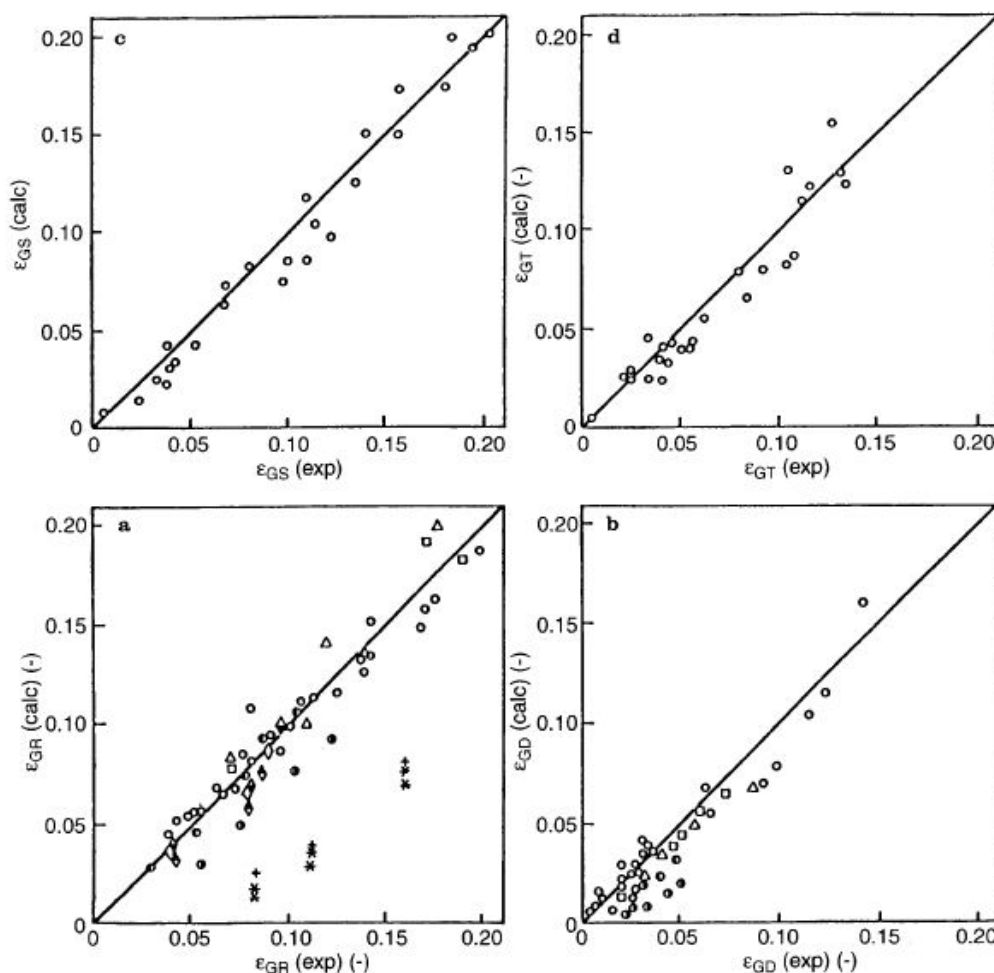
V grafu 2.2. a jsou zobrazeny experimentální hodnot \mathcal{E}_{GR} naměřené Merchukem a kol [6], porovnané s těmi spočítanými dle rovnice (5). Hodnoty obdržené Bellem a kol. [1] jsou též dobře reprezentovány rovnicí (5), jsou ale

podhodnoceny. Data jsou posunutá, avšak souběžně s čarou, je to tím, že v air lift reaktoru použitým Bellem a kol. [1] byl plyn distribuován pomocí prstence.

Dobrá shoda byla obdržena mezi hodnotami počítanými rovnicí (5) a experimentálními ε_{GR} hodnotami prezentovanými Weilandem [9].

V grafu 2.2.b byly experimentální hodnoty ε_{GD} naměřené Merchukem a kol. [6] porovnány s těmi spočítanými podle rovnice (6). Obdržena byla rovná čára paralelní s $\varepsilon_{GD_{exp}} = \varepsilon_{GD_{calc}}$, což dokazuje, že tato korelace odpovídá těmto hodnotám uspokojivě.

Navrhované korelace vyžadují znalost rychlosti kapaliny a zadrž, které nejsou snadno změřitelné a korelovatelné.



grafy 2.2.: Korelace (5-8) v jednotlivých zónách, srovnání experimentálních a naměřených hodnot [2]

O RIMP; Δ RIS-1; \square RIS-2; Merchuk a kol. [6]:

• $V_L = 0,03 \text{ m}^3$, $D_R = 0,110 \text{ m}$, $D_S = 0,213 \text{ m}$, $h_B = 0,012 \text{ m}$, $h_S = 0,178 \text{ m}$;

• $V_L = 0,3 \text{ m}^3$, $D_R = 0,216 \text{ m}$, $D_S = 0,318 \text{ m}$, $h_B = 0,01 \text{ m}$, $h_S = 0,04 \text{ m}$;

Bello [1]: $A_d = A_R = 0,13$, $D_{eR} = 0,101 \text{ m}$, $D_S = 0,152 \text{ m}$, $h_B = 0,051 \text{ m}$, $h_S = 0,25 \text{ m}$;

* $A_d = A_R = 0,35$, $D_{eR} = 0,076 \text{ m}$, $D_S = 0,152 \text{ m}$, $h_B = 0,051 \text{ m}$, $h_S = 0,25 \text{ m}$;

* $A_d = A_R = 0,56$, $D_{eR} = 0,063 \text{ m}$, $D_S = 0,152 \text{ m}$, $h_B = 0,051 \text{ m}$, $h_S = 0,25 \text{ m}$;

Weiland [10]: $D_R = 0,117 \text{ m}$, $D_R = 0,147 \text{ m}$, $D_R = 0,176 \text{ m}$; $D_S = 0,2 \text{ m}$,
 $h_B = 0,05 \text{ m}$, $h_S = 0,15 \text{ m}$, $D_S = 0,20 \text{ m}$, $V_L = 0,054 \text{ m}^3$

Závěr

Experimentální výsledky byly obdrženy pro tři airlift bioreaktory: RIMP, $V_L = 0,07 \text{ m}^3$; RIS-1, $V_L = 2,5 \text{ m}^3$; RIS-2, $V_L = 5,20 \text{ m}^3$). Měření provedené pro několik konfigurací vzdáleností spodní hrany cirkulační trubky ode dna (B), vzdáleností horní hrany cirkulační trubky od hladiny (T) a poměru průřezu sestupné části a cirkulační trubky (R).

Bylo zjištěno, že zádrž v jednotlivých zónách reaktorů: vzestupné části, spádové části a separátoru plynu, stejně tak jako v celém reaktoru, je ovlivněna geometrickými parametry a mimovrstvovou rychlostí.

Parametry korelací byly vyhodnoceny pro data reaktoru RIMP a následovně byly korelace testovány na datech získaných na reaktorech RIS-1, RIS-2. Korelace byly porovnány s hodnotami obdrženy jinými autory, pro zařízení podobného typu s uspokojivými výsledky.

2.5.2. Homogenizace

V odborné literatuře jsem bohužel nenalezl žádný článek, který by se zabýval homogenizací v airlift bioreaktoru. Našel jsem řadu článků, které se zabývají měřením doby homogenizace v mechanicky míchaném bioreaktoru a to vodivostní nebo odbarvovací metodou. Ve své práci jsem pro stanovení doby homogenizace použil odbarvovací metodu. Podrobný popis odbarvovací metody je uveden [7].

2.5.3. Součinitel přenosu hmoty k_{La}

Aplikace metod měření k_{La} je podstatně levnější a rychlejší než zkouška s použitím mikroorganismů. Je vhodná zejména pro srovnání účinnosti přenosu kyslíku do živého 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 [3] dynamika tekutin významně ovlivňuje přenos hmoty a tepla v airlift bioreaktorech. Mezi faktory ovlivňující objemové koeficienty přenosu hmoty patří mezifázová plocha, která souvisí se zádrží, a proudění kapaliny v blízkosti rozhraní.

Gavrilescu a kol.(1999) měřili závislost součinitele přenosu hmoty k_{La} na mimovrstvové rychlosti vzduchu ve třech trubkových airlift reaktorech o rozdílné velikosti.(RIMP, $V_L = 0.07 \text{ m}^3$; RIS-1, $V_L = 2.5 \text{ m}^3$; RIS-2, $V_L = 5.20 \text{ m}^3$). Konstrukce těchto reaktorů je podrobně popsána v odstavci 2.5.1., konkrétně v tabulce 2.1. a znázorněna na obrázku 2.13.

Pro systém voda-vzduch byly studovány účinky horní (h_S) a spodní (h_B) vzdálenosti cirkulační trubky a poměru průřezu cirkulační trubky a sestupné části (A_d/A_R). Experimentální výsledky ukázaly, že výšky h_B , h_S a poměr A_d/A_R ovlivnili hodnoty k_{La} a to v důsledku jejich vlivu na zádrž a rychlost kapaliny. Koeficienty přenosu hmoty z plynu do kapaliny byly úspěšně korelovány jako závislost Sherwoodova čísla na Froudeho čísla a Galileiho čísla, a dále na geometrických bezrozměrných parametrech vzdáleností spodní hrany cirkulační trubky ode dna (B), vzdáleností horní hrany cirkulační trubky od hladiny (T), poměru průřezu sestupné části a cirkulační trubky (R) a štíhlosti separátoru plynu (Y). Navrhované empirické modely uspokojivě odpovídaly experimentálním hodnotám obdržených ve větších airlift reaktorech RIS-1, RIS-2 a některým hodnotám zveřejněným v literatuře.

Experimenty byly prováděny vsádkově, při $21 \pm 1^\circ\text{C}$ a atmosférickém tlaku. Mimovrstvová rychlost plynu v cirkulační trubce byla v rozmezích mezi $v_{\text{SGR}} = 0.005\text{--}0.10\text{m/s}$.

Součinitel objemového přenosu hmoty plyn-kapalina $k_{\text{L}}a$ byl stanoven sulfitovou metodou. Roztok siřičitanu sodného o koncentraci 25kg/m^3 a síranu měďnatého o koncentraci 6kg/m^3 jako katalyzátoru, byl probubláván vzduchem. Docházelo k oxidaci siřičitanu na síran. Nezreagovaný siřičitan byl stanoven titrací, a to nepřímo, titrací přebytku jodu, pomocí tiosíranu sodného. Rychlost spotřeby kyslíku na oxidaci může být počítána za předpokladu že reakce probíhala úplně a podle stechiometrie. Koncentrace rozpuštěného kyslíku v kapalině byla téměř nula, jelikož reakce - oxidace byla extrémně rychlá. Pak lze $k_{\text{L}}a$ stanovit takto:

$$k_{\text{L}}a = N_{\text{O}_2}/C_{\text{O}_2}^* \quad (12)$$

Kde N_{O_2} je rychlost spotřeby kyslíku a C^* je rovnovážná koncentrace rozpuštěného kyslíku odpovídající koncentraci kyslíku v plynu.

Užití sulfitové metody k určení součinitele přenosu hmoty $k_{\text{L}}a$ předpokládá, že dochází k dokonalému mísení kapalně fáze v reaktoru.

Tento předpoklad, lze považovat za splněný, pokud platí (13).

$$k_{\text{L}}a \cdot t_{\text{C}} < 2 \quad (13)$$

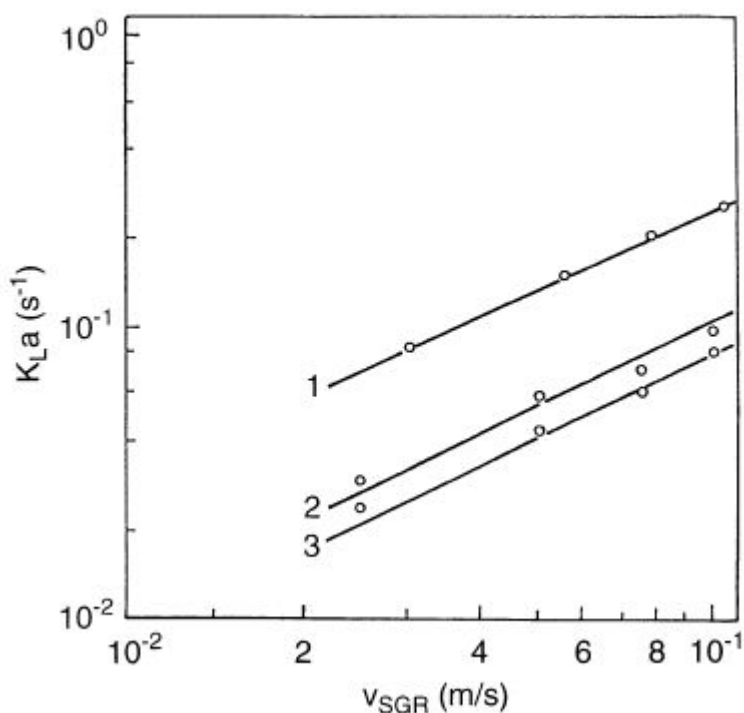
Při analýze získaných dat, bylo zjištěno, že podmínka byla splněna v 88% experimentálních hodnot.

Pro hodnoty v_{SGR} menší než 0.055m/s je $k_{\text{L}}a$ prakticky nezávislé na h_{B} . Při vyšších hodnotách rychlosti v_{SGR} , s rostoucím h_{B} součinitel $k_{\text{L}}a$ mírně klesá.

Nejvyšší hodnota $k_{\text{L}}a$ byla dosažena pro $h_{\text{S}}=0$ a $A_{\text{d}}/A_{\text{D}}=0.5$. To odpovídá hodnotám zádrže ve vzestupné části, které byly představeny v předchozím oddíle (2.5.1). Mění-li se výšky h_{S} a h_{B} tak, že dochází ke zvýšení rychlosti cirkulace, je

strháváno více bublin o menší velikosti. Výsledkem je, že k_{La} vzrůstá rychleji než zadrž kvůli rychleji se zvyšující mezifázové ploše.

Jak je zřejmé z obrázku 2.14. airlift bioreaktor typu RIMP vykazoval vyšší hodnoty k_{La} než bioreaktory typu RIS-1 a RIS-2 a to díky vlivu výšky kapaliny na rychlost cirkulace kapaliny a koalescenci (spojování) bublin.



obrázek 2.14. Závislost k_{La} na mimovrstvové rychlosti v_{SGR} . [3]

(1) RIMP - $A_d=A_R=0,9$; $h_S=0\text{m}$; $h_B=0,205\text{ m}$

(2) RIS-1 - $A_d=A_R=1$; $h_S=0\text{m}$; $h_B=0,216\text{ m}$

(3) RIS-2 - $A_d=A_R=1$; $h_S=0\text{m}$; $h_B=0,291\text{ m}$

Korelace experimentálních hodnot k_{La} pro RIMP a rozsah geometrických charakteristik byla vyhodnocena ze 125 experimentálních hodnot ve tvaru:

$$Sh = 1.204 \times 10^6 Ga^{0.01} Fr^{0.90} T^{-0.18} Y^{-1.70} R^{-0.18} B^{-0.1} \quad r^2=0.910 \quad (14)$$

Tato korelace byla vyhodnocena za podmínek:

$$5 \cdot 10^{-3} < Fr < 110 \cdot 10^{-3};$$

$$9 \cdot 10^6 < Ga < 3 \cdot 10^9;$$

$$0.5 < B < 3.8;$$

$$0.333 < Y < 1.267;$$

$$0.1 < R < 0.9;$$

$$1 < T < 3.8;$$

$$\frac{A_D}{A_R} \geq 1 ;$$

$$v_{SGR} \leq 0.11\text{m/s};$$

Korelace pro Sherwoodovo číslo (14) vykazuje hodnotu exponentu 0,9 u Froudeho čísla, která se blíží výsledkům měření Siegela a Merchuka [9] , Merchuka a kol[6]. Galileiho číslo neukazuje významný vliv na Sherwoodovo číslo. Geometrické parametry ovlivňují součinitel $k_L a$ v různé míře, jak je vidět z hodnot exponentů. Parametry vzdálenosti horní hrany cirkulační trubky od hladiny (T) a poměru průřezů sestupné části a cirkulační trubky (R) mají stejný vliv na změnu součinitele $k_L a$, největší vliv má parametr štíhlosti separátoru plynu (Y), naopak nejmenší vliv má parametr vzdálenosti spodní hrany cirkulační trubky ode dna (B).

Korelace (14) byla též ověřována na datech získaných v airlift reaktorech typu RIS-1 a RIS-2. Korelace byly porovnány s hodnotami obdrženy jinými autory, pro zařízení podobného typu s uspokojivým výsledkem.

3. Experimentální část

3.1. Popis zařízení

Pro měření jsem použil vlastní modelový bioreaktor typu airlift s koncentrickou cirkulační trubicí, který je zobrazen na obrázku 3.1.

Charakteristické rozměry reaktoru:

- objem $V_L = 0,0625 \text{ m}^3$,
- vnitřní průměr $D = 300 \text{ mm}$,
- průměr cirkulační trubky $D_R = 0,066 \text{ m}$,
- výška cirkulační trubky $H_R = 720 \text{ mm}$.

Schéma a rozměry bioreaktoru jsou patrné z obrázku 3.2.

Bioreaktor má velký stupeň flexibility, vzdálenost spodní hrany cirkulační trubky je možno měnit v rozmezí 70mm – 250mm ode dna reaktoru pomocí závitové tyče. Pro můj experiment tento rozměr zůstal neměnný, byl zvolen na $h_B = 70 \text{ mm}$.

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 může být měněna v rozmezí 0-200 mm pomocí závitové tyče. Nastavitelná výška usměrňovací desky je zobrazena na obrázku 3.3.

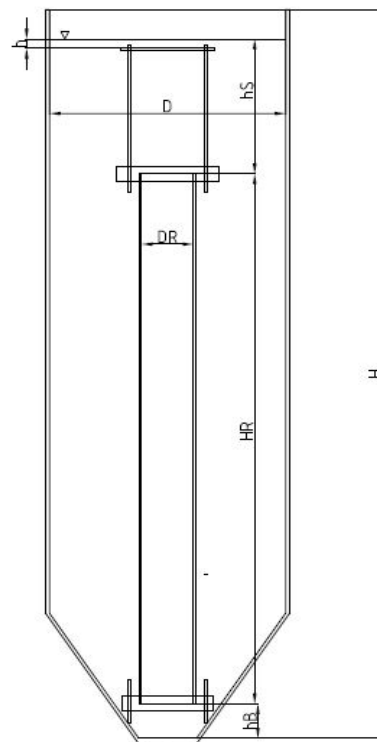
Vliv průtoku a horní vzdálenosti usměrňovací desky na vybrané procesní parametry byl studován použitím kohoutkové vody jako tekuté fáze a vzduchu jako plynné fáze za atmosférického tlaku.

Vzduch přivádím přes redukční ventil a plovákový průtokoměr do středu airlift reaktoru, skrz plastový distributor se třemi otvory o průměru $d_h = 1 \text{ mm}$.

Okamžitý průtok vzduchu byl měřen pomocí plovákového průtokoměru: FAG6100; rozsah 0 – 100% = 0 - 700 l/h. Průtokoměr je zobrazen na obrázku 3.4.



obr. 3.1. Modelový bioreaktor:



obr. 3.2. Schéma bioreaktoru:



obr. 3.3. Nastavitelná výška
usměrňovací desky:



obr. 3.4. Plovákový průtokoměr:

3.2. Zadrž

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

$$\varepsilon = \frac{H_{l+g} - H_l}{H_l}, \quad (15)$$

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



obr. 3.5. Zadrž : ukázka měření pomocí milimetrového papíru:

Postup měření: Nejdříve jsem naplnili reaktor vodou do výšky $H = 960\text{mm}$, poté jsem nastavili požadovaný průtok (Q) a výšku usměrňovací desky (h). Následně jsem odměřil rozdíl výšek hladin aerovaného a neareovaného stavu ($H_{l+g} - H_l$) pomocí milimetrového papíru. Měření jsem opakoval v rozmezí průtoků Q (140 -560 L/h) a výšek usměrňovací desky h (0-170mm).

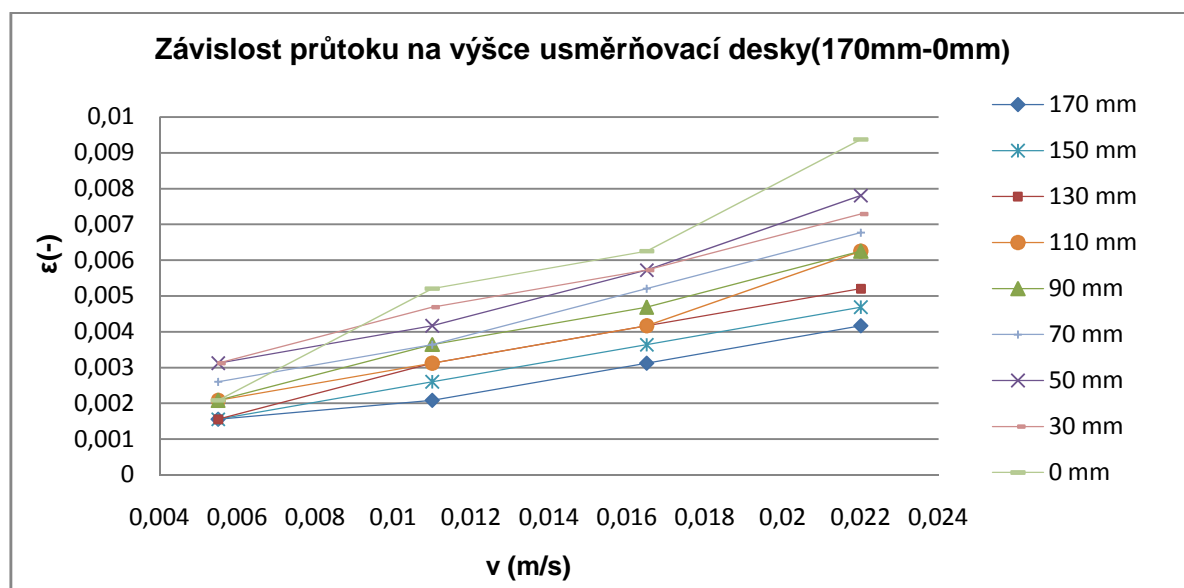
Naměřené změny výšky hladiny jsou uvedené v tabulce 3.1. a vyhodnocené hodnoty zádrže jsou uvedené v tabulce 3.2. Graficky jsou hodnoty prezentovány v grafu 3.1. Ve srovnání s článkem (Gavrilescu a kol.(1998)) jsou hodnoty o řád menší, pravděpodobně vlivem usměrňovací desky a menším poměrem mezi průměrem cirkulační trubky a průměrem reaktoru.

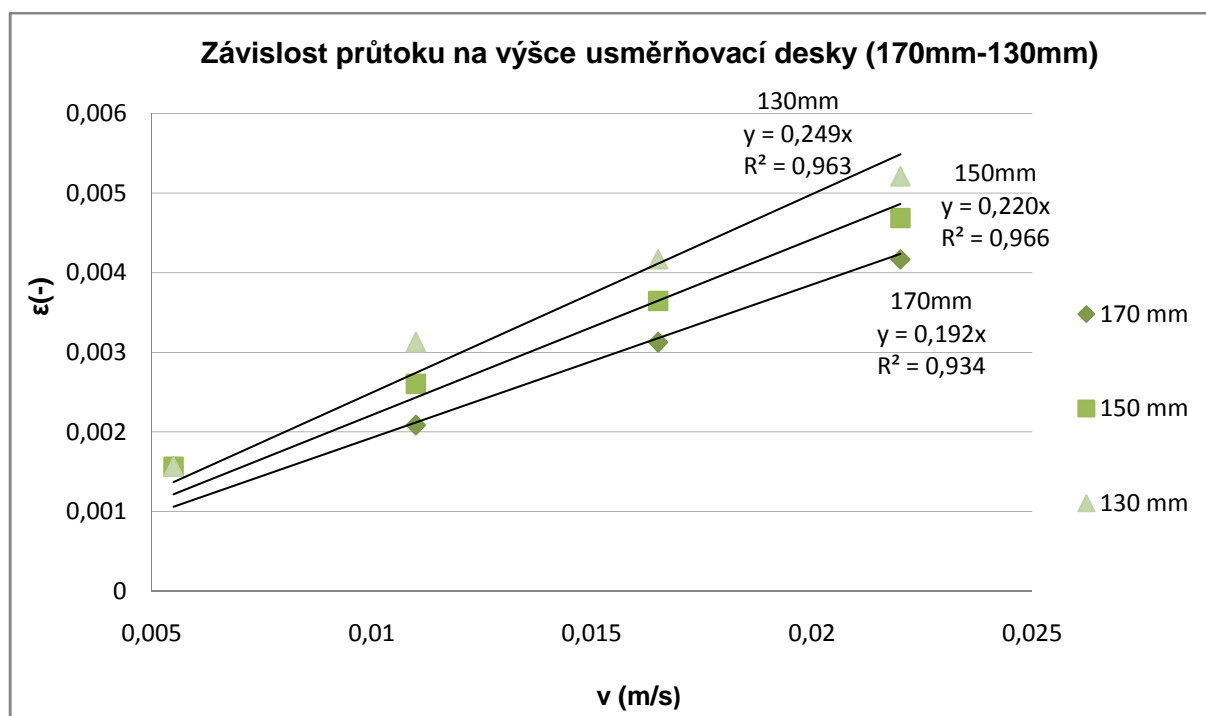
Tab. 3.1. Zadrž: změna výšky hladiny vlivem aerace:

		$H_{l+g}-H_l$ (mm)								
Q(l/h)	v (m/s)	h (mm)								
		0	30	50	70	90	110	130	150	170
140	0,0055	2	3	3	2,5	2	2	1,5	1,5	1,5
280	0,0110	5	4,5	4	3,5	3,5	3	3	2,5	2
420	0,0165	6	5,5	5,5	5	4,5	4	4	3,5	3
560	0,0220	9	7	7,5	6,5	6	6	5	4,5	4

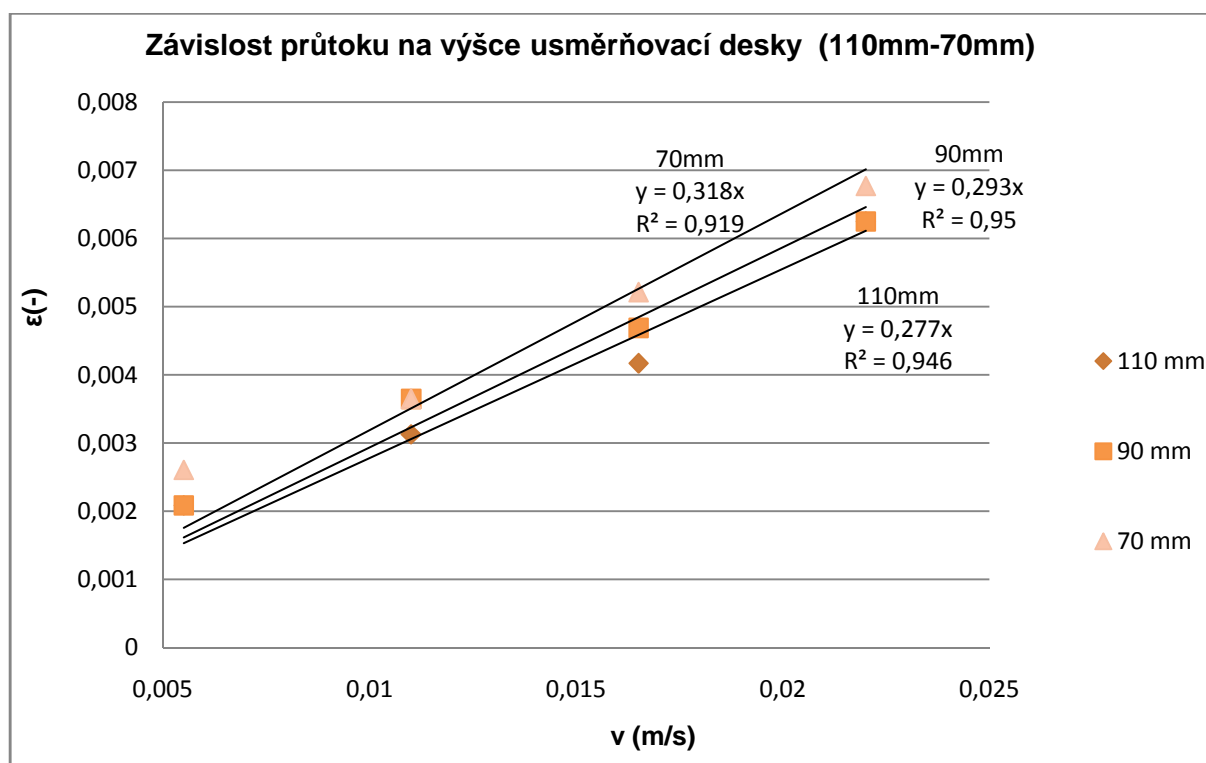
Tab. 3.2. Zadrž: vypočtené hodnoty zadrž:

		ε (-)								
Q(l/h)	v(m/s)	h(mm)								
		0	30	50	70	90	110	130	150	170
140	0,0055	0,0021	0,0031	0,0031	0,0026	0,0021	0,0021	0,0016	0,0016	0,0016
280	0,0110	0,0052	0,0047	0,0042	0,0036	0,0036	0,0031	0,0031	0,0026	0,0021
420	0,0165	0,0063	0,0057	0,0057	0,0052	0,0047	0,0042	0,0042	0,0036	0,0031
560	0,0220	0,0094	0,0073	0,0078	0,0068	0,0063	0,0063	0,0052	0,0047	0,0042

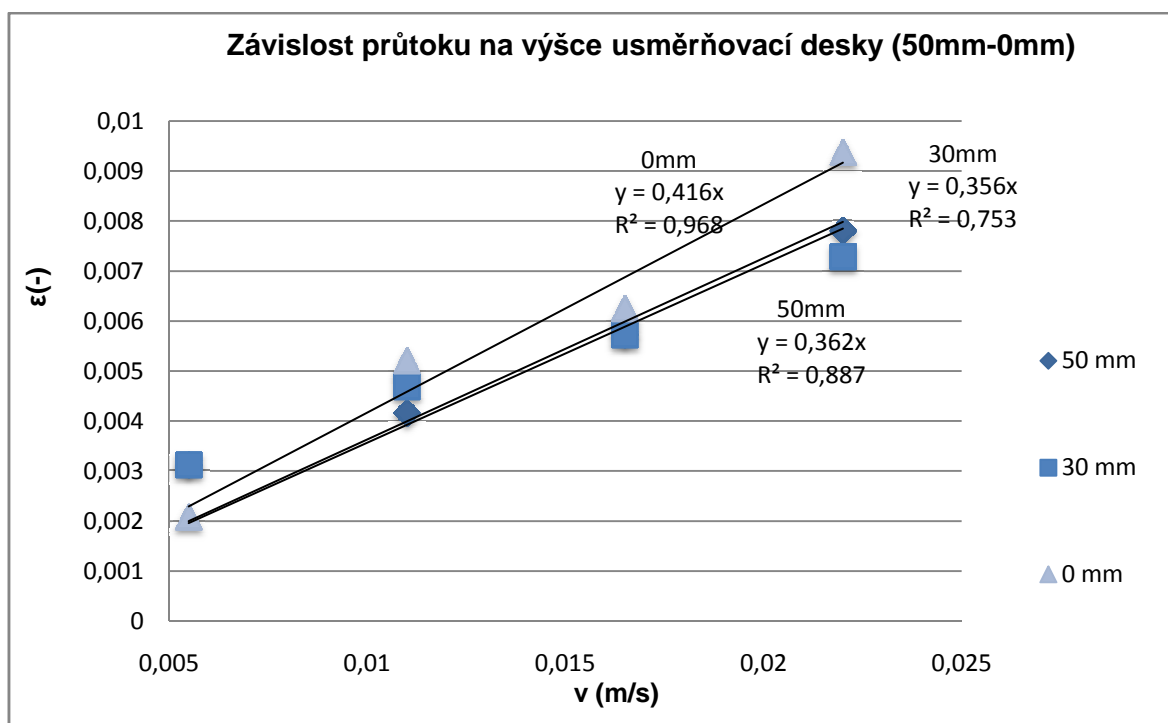
**Graf 3.1.** Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na zadrž:



Graf 3.2. Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky od hladiny v rozmezí 170-130mm na zadrž:



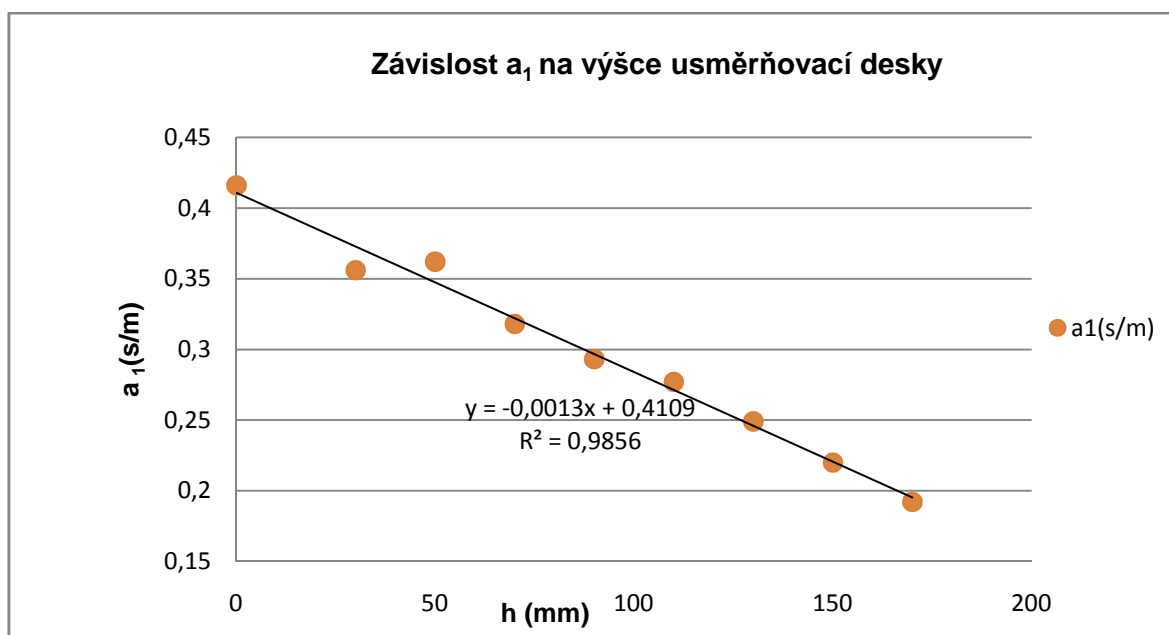
Graf 3.3. Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky od hladiny v rozmezí 110-70mm na zadrž:



Graf 3.4. Zadrž: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky od hladiny v rozmezí 50-0mm na zadrž:

tab 3.3. Zadrž : parametr regrese a **relativní chyba**:

h(mm)	a1(s/m)	δ_r (%)
0	0,416	0,968
30	0,356	0,753
50	0,362	0,887
70	0,318	0,919
90	0,293	0,95
110	0,277	0,946
130	0,249	0,963
150	0,22	0,966
170	0,192	0,934



Graf 3.5. Zadrž: závislost konstanty a_1 na výšce usměrňovací desky h :

Závislost zadrž na mimovrstvové rychlosti je popsána pomocí lineárního vztahu:

$$\varepsilon_{\text{reg}} = a_1 \cdot v \quad (16)$$

Vyhodnocený parametr a_1 vztahu (16) je pro jednotlivé výšky desky uveden v tabulce 3.3. V grafu 3.5. je vyjádřena závislost parametru a_1 na výšce usměrňovací desky. Tato závislost je popsána pomocí lineárního vztahu : $a_1 = -0,0013x + 0,4109$.

Závislost zadrž na mimovrstvové rychlosti a na výšce usměrňovací desky je popsána vztahem:

$$\varepsilon_{\text{reg}} = (A_0 + A_1 \cdot h) \cdot v \quad (17)$$

Pomocí vícenásobné lineární regrese jsem vyhodnotil parametry vztahu (17):

$$A_0 = 0,4116$$

$$A_1 = -0,0013$$

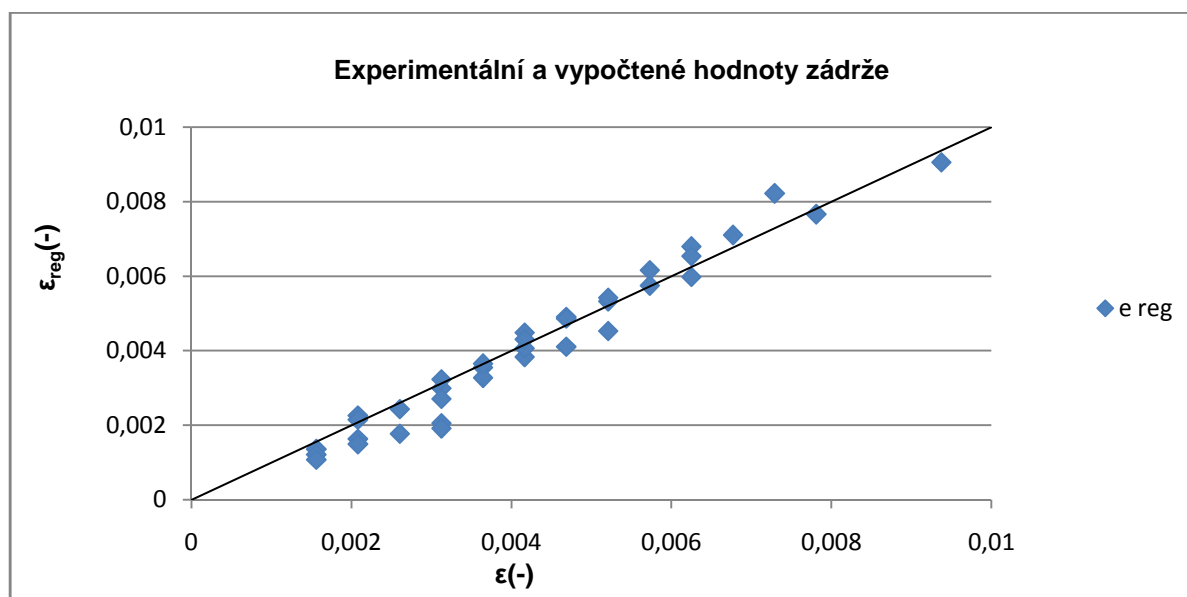
$$r^2 = 0,9485$$

Užitím vztahu (17) a vyhodnocených konstant a_1 , A_0 , A_1 provedu výpočet zadrž. Vypočtené hodnoty porovnam s experimentálními hodnotami a dopočítám relativní chybu. Vypočtené hodnoty jsou uvedeny v tabulce 3.4.

Kvalitu regrese lze posoudit z grafu 3.6. kde je graficky prezentováno srovnání naměřených hodnot a hodnot vypočtených pomocí navrženého lineárního vztahu

Tab. 3.4. Zadrž: experimentální, vypočtené hodnoty a relativní chyba:

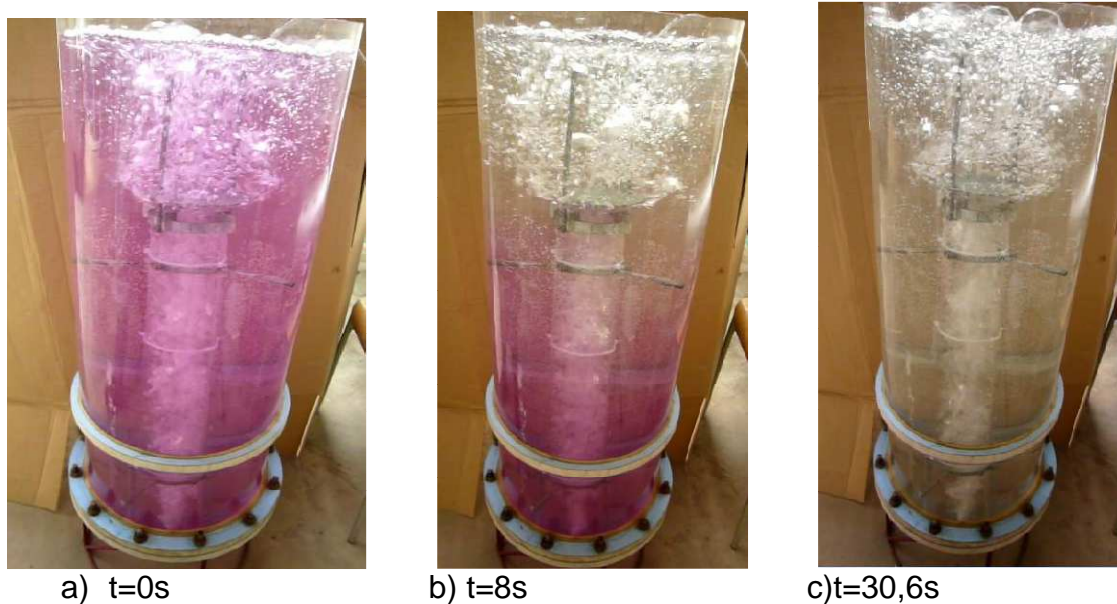
h(mm)	u(m/s)	$\varepsilon(-)$	$\varepsilon_{\text{reg}}(-)$	$\bar{\delta}_r(\%)$
0	0,0055	0,0021	0,0023	-7,9911
0	0,0110	0,0052	0,0045	15,0111
0	0,0165	0,0063	0,0068	-7,9911
0	0,0220	0,0094	0,0091	3,5100
30	0,0055	0,0031	0,0021	52,0853
30	0,0110	0,0047	0,0041	14,0639
30	0,0165	0,0057	0,0062	-7,0590
30	0,0220	0,0073	0,0082	-11,2836
50	0,0055	0,0031	0,0019	63,1770
50	0,0110	0,0042	0,0038	8,7846
50	0,0165	0,0057	0,0057	-0,2807
50	0,0220	0,0078	0,0077	1,9856
70	0,0055	0,0026	0,0018	46,6782
70	0,0110	0,0036	0,0036	2,6747
70	0,0165	0,0052	0,0053	-2,2146
70	0,0220	0,0068	0,0071	-4,6592
90	0,0055	0,0021	0,0016	27,3619
90	0,0110	0,0036	0,0033	11,4416
90	0,0165	0,0047	0,0049	-4,4786
90	0,0220	0,0063	0,0065	-4,4786
110	0,0055	0,0021	0,0015	39,2519
110	0,0110	0,0031	0,0030	4,4390
110	0,0165	0,0042	0,0045	-7,1654
110	0,0220	0,0063	0,0060	4,4390
130	0,0055	0,0016	0,0014	15,1930
130	0,0110	0,0031	0,0027	15,1930
130	0,0165	0,0042	0,0041	2,3938
130	0,0220	0,0052	0,0054	-4,0059
150	0,0055	0,0016	0,0012	28,4159
150	0,0110	0,0026	0,0024	7,0133
150	0,0165	0,0036	0,0037	-0,1210
150	0,0220	0,0047	0,0049	-3,6881
170	0,0055	0,0016	0,0011	45,0682
170	0,0110	0,0021	0,0022	-3,2879
170	0,0165	0,0031	0,0032	-3,2879
170	0,0220	0,0042	0,0043	-3,2879



Graf 3.6. Zádrž: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot:

3.3. 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.

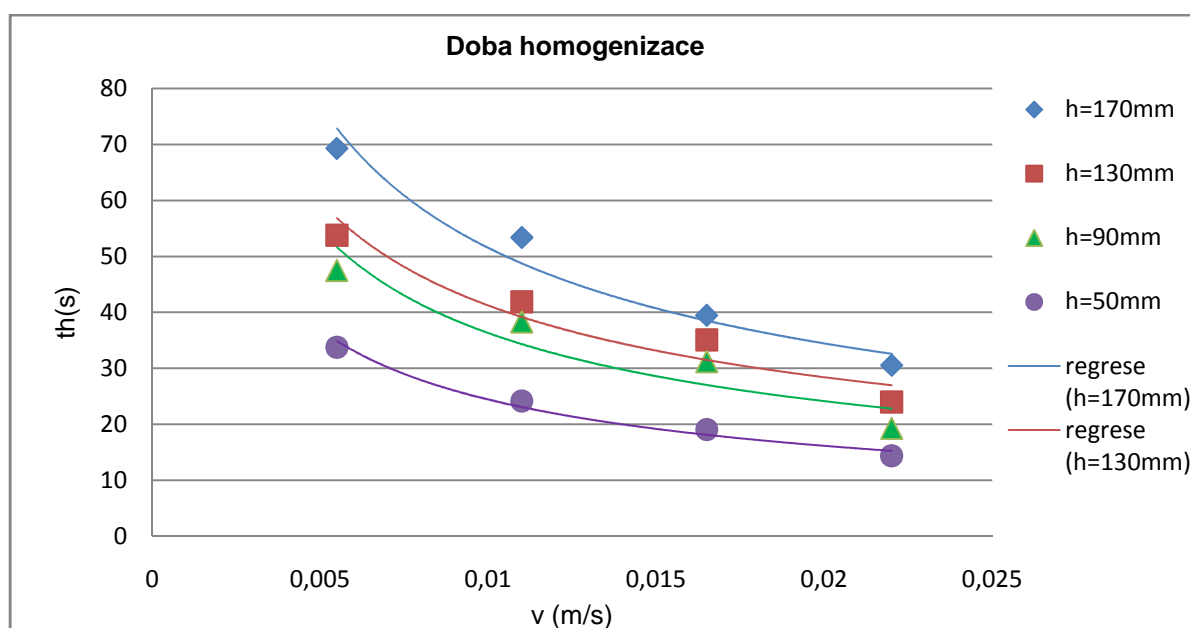


obr. 3.6. Doba homogenizace: ukázka měření homogenizace odbarvovací metodou pro průtok 0,022 m/s a výšku usměrňovací desky 170mm:

Postup měření: Nejdříve jsem v laboratoři připravil jednomolový roztok hydroxidu draselného (KOH) a deseti procentní roztok kyseliny sírové (H_2SO_4). Poté jsem naplnil reaktor vodou do výšky $H=960\text{mm}$ a nastavil požadovaný průtok (Q) a výšku usměrňovací desky (h) na reaktoru. Pomocí injekční stříkačky odměřili 52ml hydroxidu draselného, který jsme vstříkli do reaktoru, poté jsme přidali množství fenolftaleinu, díky kterému se voda zbarvila do fialova, jak je vidět na obrázku 3.6.a. Poté jsem těsně pod hladinu vstříkl 26 ml kyseliny sírové (H_2SO_4) a zároveň zapnuli stopky pro měření času. Doba homogenizace byla stanovena jako doba, za kterou se roztok odbarvil. Zjištěné doby homogenizace v závislosti na průtoku vzduchu a výšce usměrňovací desky jsou uvedeny v tabulce 3.5. a vyneseny v grafu 3.7.

Tab. 3.5. Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace:

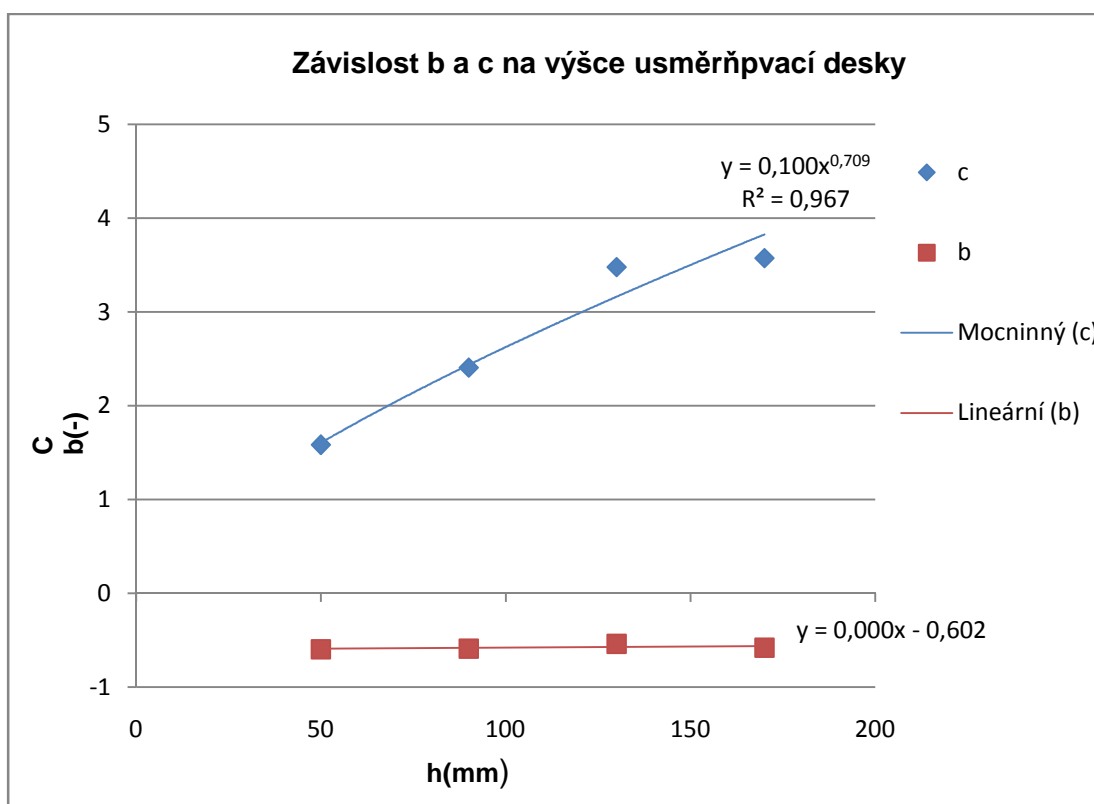
Q(l/h)	v(m/s)	t_h (s)			
		h=50mm	h=90mm	h=130mm	h=170mm
140	0,0055	33,8	47,5	53,8	69,3
280	0,011	24,2	38,3	41,9	53,4
420	0,0165	19,1	31,2	35,1	39,5
560	0,022	14,4	19,3	24	30,6



Graf 3.7. Doba homogenizace: vliv průtoku a výšky usměrňovací desky na dobu homogenizace:

Tab. 3.6. Doba homogenizace: vyhodnocené parametry závislosti:

h (mm)	$t_h = c \cdot v_r^b$		
	c	b (-)	$r^2(-)$
50	1,584	-0,5946	0,9761
90	2,4079	-0,5893	0,8479
130	3,4798	-0,537	0,9044
170	3,5749	-0,5795	0,9592

**Graf 3.8.** Doba homogenizace: závislost parametrů b a c na výšce usměrňovací desky:

Závislost doby homogenizace na mimovrstvové rychlosti je popsána mocninným vztahem:

$$t_h = c \cdot v_r^b \quad (18)$$

Vyhodnocené parametry c a b vztahu (18) jsou pro jednotlivé výšky desky uvedeny v tabulce 3.6. V grafu 3.8. jsou vyjádřeny závislost parametrů c a b na výšce usměrňovací desky. Závislost konstanty c na výšce byla popsána pomocí mocninného vztahu: $c=0,100x^{0,709}$.

Z grafu 3.8. 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:

$$t_h = C \cdot v_r^\alpha \cdot h_u^\beta \quad (19)$$

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

$$C = 0,1732 \pm 0,07, \alpha = -0,5751 \pm 0,05, \beta = 0,5905 \pm 0,0569$$

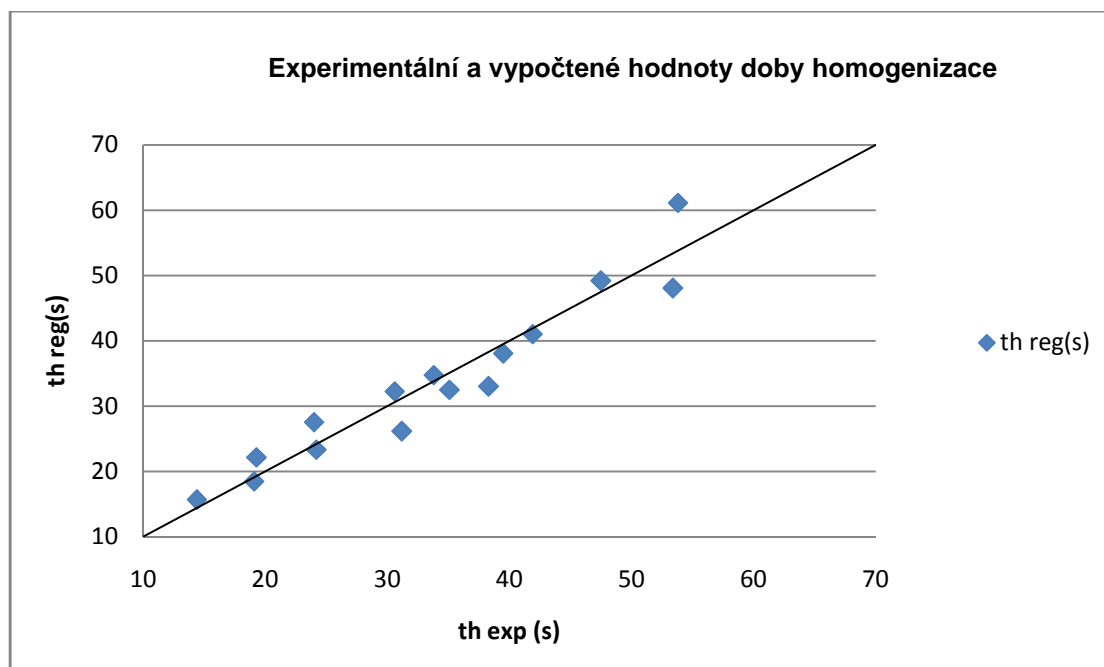
Užitím vztahu (19) a vyhodnocených konstant jsem provedl výpočet dob homogenizace. Vypočtené hodnoty jsem porovnal s experimentálními hodnotami a dopočítal jsem relativní chybu. Vypočtené hodnoty jsou uvedeny v tabulce 3.7.

Kvalitu regrese lze posoudit z grafu 3.9. kde je graficky prezentováno srovnání naměřených hodnot a hodnot vypočtených pomocí navrženého mocninného vztahu (19).

S rostoucí rychlostí 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 a což vede k zhoršení promíchávání v reaktoru a prodloužení doby homogenizace.

Tab. 3.7. Doba homogenizace: experimentální a vypočtené hodnoty a relativní chyba:

h_u (mm)	v (m/s)	t_h (s)	$t_{h,reg}$ (s)	δ_r (%)
50	0,0055	33,8	34,7612	-2,77
50	0,011	24,2	23,3331	3,72
50	0,0165	19,1	18,4801	3,35
50	0,022	14,4	15,6621	-8,06
90	0,0055	47,5	49,1843	-3,42
90	0,011	38,3	33,0145	16,01
90	0,0165	31,2	26,1478	19,32
90	0,022	19,3	22,1607	-12,91
130	0,0055	53,8	61,1119	-11,96
130	0,011	41,9	41,0208	2,14
130	0,0165	35,1	32,4889	8,04
130	0,022	24	27,5348	-12,84
170	0,0055	69,3	71,6011	-3,21
170	0,011	53,4	48,0615	11,11
170	0,0165	39,5	38,0652	3,77
170	0,022	30,6	32,2609	-5,15

**Graf 3.9.** Doba homogenizace: srovnání experimentálních a vypočtených hodnot:

3.4. 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:

- Bioreaktor 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 960mm a nastavil požadovaný průtok (Q) a výšku usměrňovací desky (h) na reaktoru. Před samotným měřením jsem odstranil rozpuštěný kyslík desorpcí dusíkem. Poté jsem nastavil čas na měřicí sondě, která je vidět na obrázku 3. měření 1200s a periodu zápisu 10s. Po uplynutí této doby jsem si zapsal hodnotu koncentrace zvlášť. Při měření jsem použil čtyři různé hodnoty průtoku vzduchu Q (140, 280, 420, 560 l/h) pro dvě hodnoty výšky usměrňovací desky h (170, 130 mm).

Pro vyhodnocení součinitele $k_L a$ pomocí nestacionární metody je potřeba provést nelineární regresi vztahu (20), kde hledaným parametrem je právě tento součinitel. Tento vztah je odvozen na základě rovnice (19) pro přenos kyslíku přes fázové rozhraní.

$$\frac{dc_L}{dt} = k_L \cdot a \cdot (c_G^* - c_L) \quad (19)$$

$$\frac{(c_G^* - c_L(t))}{(c_G^* - c_{L0})} = \exp(-k_L \cdot a \cdot t) \quad (20)$$

kde c_G^* značí hmotnostně objemovou rovnovážnou koncentraci kyslíku (nasyčení), zjištěnou pro každé měření zvlášť uvedeno v tabulce.

Vyhodnocené součinitele $k_L a$ jsou uvedeny v tabulce 3.7. Shoda mezi vypočtenými a naměřenými hodnotami koncentrace rozpuštěného kyslíku je pro ilustraci demonstrována pro vzdálenost horní usměrňovací desky $h=170$ mm v grafu 3.10. Shoda je velmi dobrá.

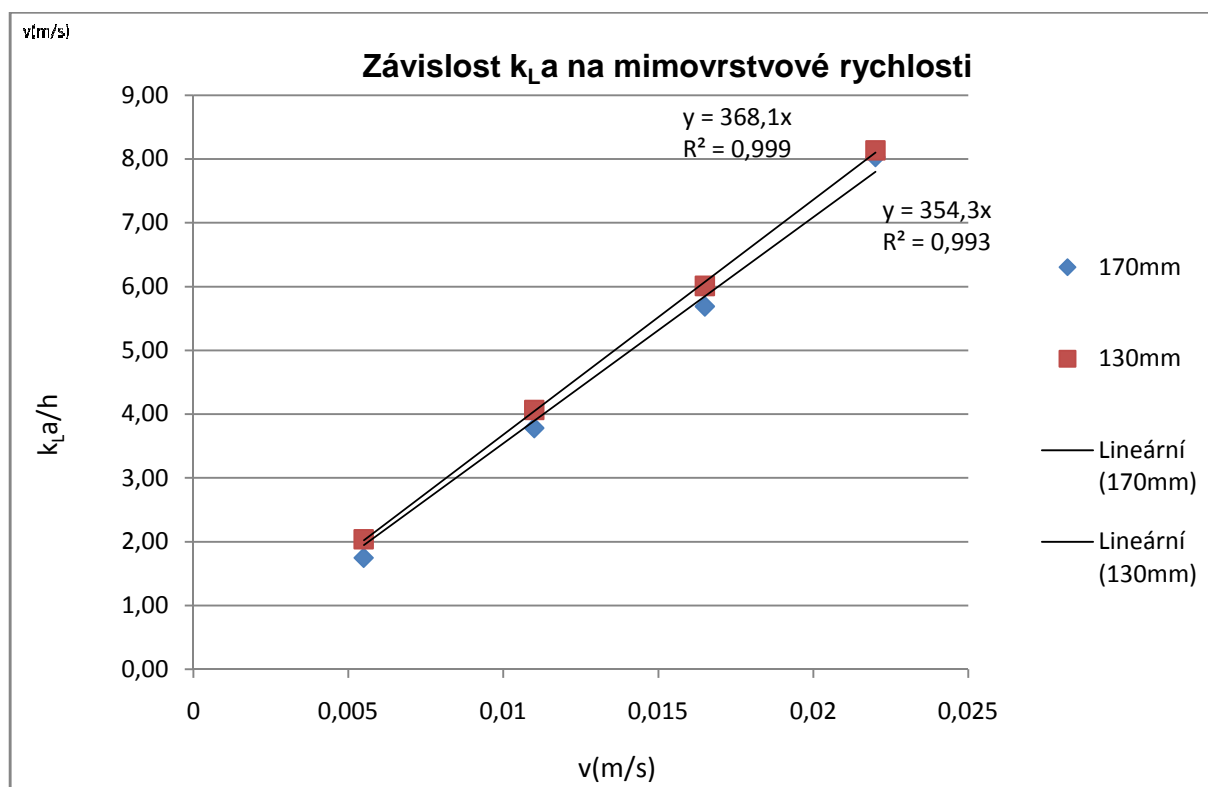
Dále byla vyhodnocena závislost součinitele $k_L a$ na mimovrstvové rychlosti pomocí lineárního vztahu $k_L a$ a to:

$$k_L a = 368,1 \cdot v \text{ pro } h=130\text{mm a}$$

$$k_L a = 354,3 \cdot v \text{ pro } h=170\text{mm.}$$

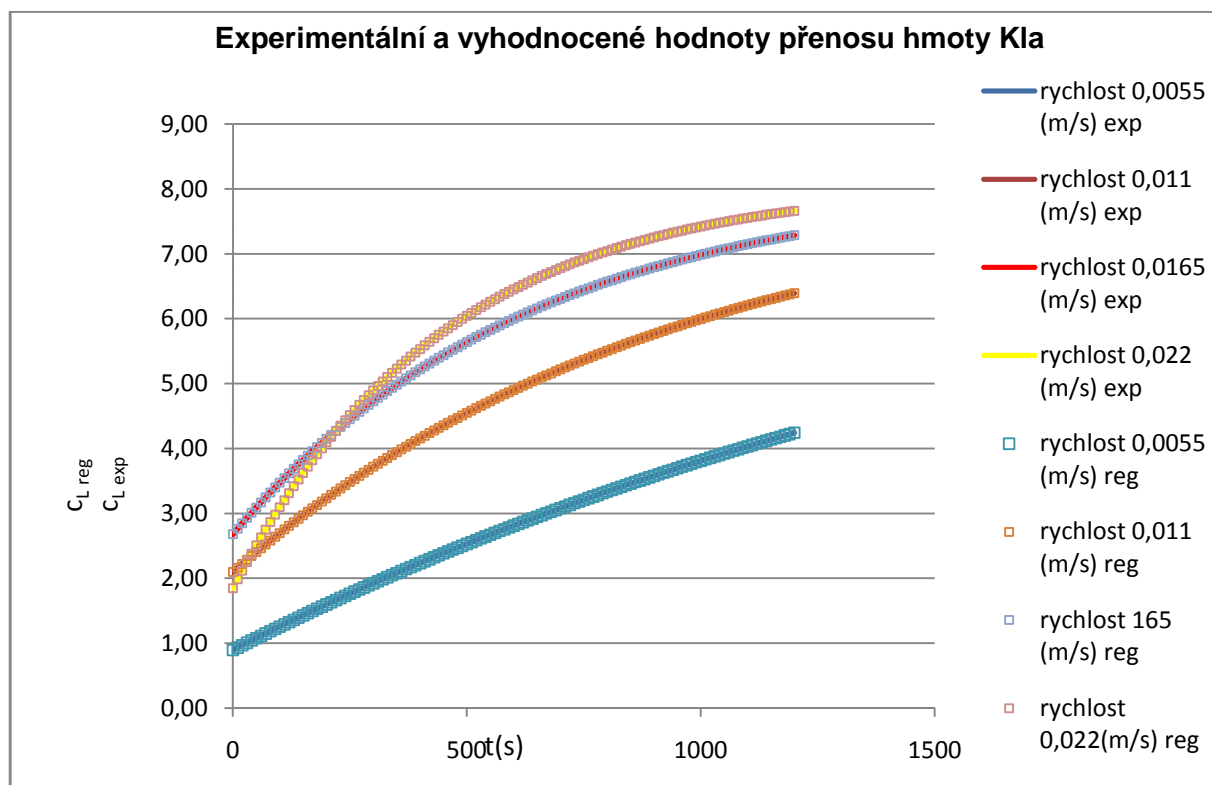
Tab. 3.7. Přenos hmoty $k_L a$: závislost $k_L a$ na mimovrstvové rychlosti

Q(l/h)	v(m/s)	k _L a/h	
		h=130mm	h=170mm
140	0,005502	2,04	1,75
280	0,011003	4,07	3,78
420	0,016505	6,01	5,69
560	0,022007	8,14	8,03



Graf 3.9. Přenos hmoty $k_L a$: závislost $k_L a$ na rychlosti:



Obr.3.7. Přenos hmoty k_{La} : měřicí sonda**Graf 3.10.** Přenos hmoty k_{La} : srovnání experimentálních a vypočtených hodnot pro výšku $h=170\text{mm}$:

4. Závěr

Provedl jsem literární rešerši se zaměřením na bioreaktory typu airlift a způsoby stanovení vybraných procesních parametrů. Navrhl, sestavil a zprovoznil jsem laboratorní modelový bioreaktor typu airlift. Stanovit jsem experimentálně vliv průtoku vzduchu na vybrané procesní parametry. Konkrétními zkoumanými parametry jsou zadrž, doba homogenizace a objemový součinitel přenosu hmoty k_{La} .

Měřením zadrž je ověřil předpoklady uvedené v teoretické části, že geometrie jsou velmi důležitým faktorem ovlivňujícím zadrž. S rostoucí rychlostí u zadrž ε roste téměř lineárně. S rostoucí výškou usměřňovací desky klesá

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

Měřením přenosu hmoty k_{La} jsem zjistil, že s rostoucí mimovrstvovou rychlostí roste součinitel přestupu hmoty k_{La} , a to v mém případě lineárně.

5. Seznam symbolů

a	měrný mezifázový povrch, m^2/m^3
c_L	hmotnostně objemová koncentrace O_2 rozpuštěného v kapalině, kg/m^3
k_L	součinitel prostupu hmoty, $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$
A_d	průřezů sestupné části, m^2
A_R	průřez cirkulační trubky, m^2
c	parametr doby homogenizace $((s \cdot (\frac{m}{s}))^{-b})$
B	vzdálenost spodní hrany cirkulační trubky ode dna,-
D_e	ekvivalentní průměr, m
D_R	průměr cirkulační trubky, m
D_S	průměr separátoru plynu, m
d_h	průměr díry distributore, m
Fr	Froudeovo číslo ($Fr = v_{SGR}/\sqrt{gD_R}$)
Ga	Galileiovo číslo $Ga = \frac{g\rho_L^2 D_R^3}{\eta_L^2}$
Sh	Sherwoodovo číslo ($Sh = KLaD_R^2/D_L$)
g	gravitační zrychlení, m/s^2
h_B	vzdálenost cirkulační trubky od hladiny, m
h_s	vzdálenost cirkulační trubky ode dna, m
Q_G	průtoková plynu, m^3/s
R	poměr průřezů sestupné části a cirkulační trubky
T	vzdálenost horní hrany cirkulační trubky od hladiny,-
V_L	objem kapaliny v reaktoru, m^3
v	mimovrstvová rychlost, m/s
Y	poměr separátoru plynu ($Y = \frac{h_S + D_R}{D_S}$)
C^*	rovnovážná koncentrace rozpuštěného kyslíku, mol/m^3
K_La	koeficient celkového objemového přenosu hmoty kyslíku z plynné do kapalné fáze, s^{-1}
N_{O_2}	rychlost spotřeby kyslíku, $\text{mol}/\text{m}^3\cdot\text{s}$
S	hmotový průtok vyluhovačla
X	relativní molový podíl
V	objem reagující směsi

P	propustnost
F	hmotový podíl nástřiku
c_G^*	hmotnostně objemová rovnovážná koncentrace O_2 v kapalině, kg/m^3

Řecké symboly

ϵ_{GD}	zádrž v sestupné části
ϵ_{GR}	zádrž v cirkulační trubce
ϵ_{GS}	zádrž v separační zóně
ϵ_{GT}	celková zádrž
δ_r	relativní chyba ,%
η_L	dynamická viskozita kapalné fáze, Pa.s
ρ_L	hustota kapalné fáze, kg/m^3

6. Seznam použité literatury:

- [1] BELLO R.A.;ROBINSON C.W.;MO-YOUNG M; Biotechnology and Bioengineering –článek strana 369-381,1985
- [2] GAVRILESCU M., TUDOSE Z.- *Bioprocess Engineering 19* –strana 175-178, Effects of geometry on mass transfer (1999) Springer-Verlag, 1999
- [3] GAVRILESCU M., TUDOSE Z.- *Bioprocess Engineering 19* –strana 34-44, Effects of geometry on gas holdup (1998) Springer-Verlag, 1998
- [4] JIROUT T.-přednášky *Hydromechanická zařízení,Praha 2015*
- [5] KAŠPÁREK F. – *Bioinženýrství*,Praha: Academia ,2001
- [6] MERCHUK J.C.; LADWA N.; CAMERON A.; BULMER M.; PISKETT A.: *Concentric-Tube Airlift Reactors: Effects of Geometric,Design on Performance*. AIChEJ. 40 (1984)
- [7] PAUL E.L., ATIEMO-OBENG V. A., KRESTA S. M.: *Handbook of industrial mixing: science and practice*. Canada: Wiley-Interscience, 2003, 1377 s.
- [8] RYCHTERA M.;PÁČA J. – *Bioinženýrství kvasných proces*, Praha:SNTL, 1985
- [9] SIEGEL. M.H., MERCHUK, J.C.: *Bioreactors and biotransformations*,Eds. Moody, G.W. and Baker, P.B., Elsevier, London,1987, pp. 350
- [10] WAILAND P; *Influence of Draft-Tube Diameter on Operation Behaviour of Airlift Loop Reactors*; Ger.Chem.Eng.7(1984);374-385
- [11] http://old.vscht.cz/kch/download/sylaby/zb-sylabus_8-11.pdf
- [12] http://webcast.skola-profession.cz/Contexts/profession/Documents/SMB_Fermentace.pdf