



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA CHEMICKÁ

FACULTY OF CHEMISTRY

ÚSTAV CHEMIE MATERIÁLŮ

INSTITUTE OF MATERIALS SCIENCE

**ÚČINNOST SEPARACE ŠKODLIVÝCH PAR A PLYNŮ NA
POLOPROVOZNÍ PRAČCE VZDUCHU**

THE SEPARATION EFFICIENCY OF AIR POLLUTANTS ON PILOT AIR SCRUBBER

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. Lukáš Magera

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

prof. Ing. Tomáš Svěrák, CSc.

BRNO 2021

Zadání diplomové práce

Číslo práce: FCH-DIP1595/2020 Akademický rok: 2020/21
Ústav: Ústav chemie materiálů
Student: **Bc. Lukáš Magera**
Studijní program: Chemie, technologie a vlastnosti materiálů
Studijní obor: Chemie, technologie a vlastnosti materiálů
Vedoucí práce: **prof. Ing. Tomáš Svěrák, CSc.**

Název diplomové práce:

Účinnost separace škodlivých par a plynů na poloprovozní pračce vzduchu

Zadání diplomové práce:

- 1) Literární a patentová rešerše uplatnění kapalinových praček vzduchu.
- 2) Účast na testovací pracích kapalinového scrubberu v laboratoři Chemického inženýrství FCH VUT v Brně.
- 3) Experimentální práce ověřování funkce nového separačního scrubberu pro zvolený vzdušný polutant.
- 4) Vyhodnocení experimentů separace na kapalinovém scrubberu.

Termín odevzdání diplomové práce: 28.5.2021:

Diplomová práce se odevzdává v děkanem stanoveném počtu exemplářů na sekretariát ústavu. Toto zadání je součástí diplomové práce.

Bc. Lukáš Magera
student(ka)

prof. Ing. Tomáš Svěrák, CSc.
vedoucí práce

doc. Ing. František Šoukal, Ph.D.
vedoucí ústavu

V Brně dne 1.2.2021

prof. Ing. Martin Weiter, Ph.D.
děkan

ABSTRAKT

V diplomové práci je řešena problematika separace polutantu pomocí kapalinové pračky plynu. Byla prováděna absorpce oxidu uhličitého do 1 % roztoku hydroxidu sodného. V teoretické části je popsána problematika transportu hmoty, teorie absorpce a příklady absorpčních zařízení. Experimentální část je zaměřena na některé provozní charakteristiky kapalinového scrubberu a optimalizaci dvoufázového toku. Byl zjištěn vliv hydrodynamických podmínek na účinnost absorpce.

ABSTRACT

This diploma thesis deals with the separation process of air pollutant on air scrubber. Absorption of carbon dioxide was carried out into 1 % solution of sodium hydroxide. Theoretical part is aimed at mass transportation, theory of absorption and examples of scrubbers. Experimental part focuses on some operating characteristics of scrubber and on optimisation of two-phase flow. The influence of hydrodynamic conditions on the absorption efficiency was found.

KLÍČOVÁ SLOVA

Absorpce plynu, transport hmoty, kapalinový scrubber, čištění plynů

KEYWORDS

Gas absorption, mass transfer, gas scrubber, gas treatment

MAGERA, Lukáš. *Účinnost separace škodlivých par a plynů na poloprovozní pračce vzduchu*. Brno, 2021. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta chemická, Ústav chemie materiálů. Vedoucí práce prof. Ing. Tomáš Svěrák, CSc.

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že předložená diplomová práce je původní a zpracoval jsem ji samostatně. Prohlašuji, že citace použitých pramenů je úplná, že jsem ve své práci neporušil autorská práva (ve smyslu Zákona č. 121/2000 Sb., o právu autorském a o právech souvisejících s právem autorským). Diplomová práce je z hlediska obsahu majetkem Fakulty chemické VUT v Brně a může být využita ke komerčním účelům jen se souhlasem vedoucího diplomové práce a děkana FCH VUT.

.....

podpis studenta

PODĚKOVÁNÍ

Rád bych poděkoval vedoucímu mé diplomové práce panu prof. Ing. Tomáši Svěrákovi, CSc. za odborné vedení, konzultace, vstřícný přístup, trpělivost a návrhy k práci. Dále bych chtěl poděkovat panu Ing. Ondřeji Křištofovi, PhD. za spolupráci a rady v laboratoři, díky kterým jsem byl schopen tuto práci napsat. Rád bych také poděkoval své rodině a přátelům za podporu a pevné nervy při tvorbě této diplomové práce.

OBSAH

ÚVOD.....	1
1 TEORETICKÁ ČÁST	2
1.1 Základní procesy separace plynů a par	2
1.2 Transport látky	3
1.3 Transport látky v nehybné fázi.....	4
1.4 Rychlost výměny látky v nehybné plynné fázi	6
1.5 Rychlost výměny látky v nehybné kapalné fázi.....	10
1.6 Rychlost výměny látky v proudící fázi	11
1.7 Filmová teorie	13
1.8 Parciální koeficienty transportu hmoty ve fázi	15
1.9 Přestup hmoty přes mezifázové rozhraní	17
1.10 Souhrnné koeficienty prostupu hmoty.....	18
1.11 Difúze elektrolytů.....	19
1.11.1 Předpověď a odhad difuzivity.....	19
1.12 Absorpce.....	20
1.12.1 Fázová rovnováha při absorpci	21
1.12.2 Rozpustnost plynů v elektrolytech.....	24
1.13 Chemisorpce	24
1.13.1 Reakční kinetika účinku chemické reakce.....	25
1.14 Oxid uhličitý.....	28
1.15 Absorpční zařízení.....	28
1.15.1 Probublávající absorbér	29
1.15.2 Náplňový absorbér	29
1.15.3 Sprchový absorbér	30
1.15.4 Povrchový absorbér	30
1.15.5 Ventouriho absorbér	31
2 EXPERIMENTÁLNÍ ČÁST	32
2.1 Kapalinová pračka plynu.....	32
2.1.1 Absorpční komora.....	33
2.1.2 Rozvodná skříň	34

2.1.3	Regulační prvky	35
2.1.4	Separátor kapiček.....	37
2.1.5	Okruh plynné fáze.....	38
2.1.6	Okruh kapalné fáze	38
2.1.7	Měřicí prvky	39
2.2	Plán experimentu.....	40
2.2.1	Průběh experimentů těsnosti	40
2.2.2	Průběh standardních experimentů.....	41
2.2.3	Použité chemikálie	43
2.3	Vyhodnocení experimentů	44
2.3.1	Zkoušky těsnosti	44
2.3.2	Bilance průtoku plynné fáze	44
2.3.3	Vstupní a výstupní parametry oxidu uhličitého.....	45
2.3.4	Výpočet účinku chemické absorpce	46
3	VÝSLEDKY A DISKUZE.....	56
3.1.1	Zkoušky těsnosti	56
3.1.2	Účinek směru rozstříku trysky	57
3.1.3	Závislost na průtocích jednotlivých fází.....	59
4	ZÁVĚR.....	63
	LITERATURA	65
	SEZNAM POUŽITÝCH ZKRATEK A SYMBOLŮ	68
	PŘÍLOHY	74

ÚVOD

Oxid uhličitý je skleníkový plyn, způsobující ohřívání zemského povrchu. Množství oxidu uhličitého, které je vypouštěno do ovzduší, se ve srovnání s 19. stoletím výrazně zvýšilo. Hlavním důvodem je neustále rostoucí spotřeba fosilních paliv v průmyslu, dopravě i domácnostech. Spalováním fosilních paliv se vytváří CO_2 a v kouři vycházejícím z továrních komínů, kotlů a výfuků motorových vozidel se dostává do atmosféry.

V průmyslu se většina toxických polutantů separuje, avšak odstraňování emisí CO_2 je často opomíjeno. Procesy absorpce jsou důležitým faktorem pro snížení obsahu polutantů vznikajících různými průmyslovými procesy. Zvýšením efektivity absorpčních procesů lze výrazně snížit emise CO_2 , a to hlavně v chemickém a energetickém průmyslu.

V chemickém průmyslu má své místo absorpce již velmi dlouhou dobu. Primárně se využívá hlavně při výrobě základních chemických látek, jako jsou kyselina sírová a chlorovodíková. V návaznosti na zvyšování množství oxidu uhličitého v atmosféře je důležitá právě druhá stránka věci, a to zachycování látek produkovaných průmyslovými činiteli pomocí absorpčních procesů. V nich je správná cesta do budoucnosti s nižším obsahem oxidu uhličitého v ovzduší.

1 TEORETICKÁ ČÁST

1.1 Základní procesy separace plynů a par

Čištěním plynů se rozumí odstraňování plynných složek z plynných směsí. Může se jednat o jednostupňový proces, kdy jediným krokem čistícího procesu je záchyt nečistot z plynného prostředí, nebo se může jednat o víceetapový, složitější regenerační systém čištění plynných směsí. Složitost technologie narůstá spolu s nároky na míru čistoty výsledného vyčištěného plynu na výstupu technologického procesu. V současné době lze technologie čištění plynů rozdělit do pěti základních procesů [1, 2].

- Absorpce
- Adsorpce
- Membránová separace
- Chemická konverze
- Kondenzace

Absorpce je proces, při němž dochází k přesunu jedné nebo více složek plynné fáze do kapalné fáze – *rozpouštědla*. Odstraňovaná složka má většinou vyšší rozpustnost v kapalné fázi než ostatní složky plynné fáze. V průběhu procesu absorpce může docházet k reakci mezi absorbovanou složkou a kapalnou fází, zde se jedná o chemisorpci [1].

Adsorpce je více selektivní proces, kdy se jedna nebo více složek sorbuje na pevný materiál [1].

Membránové procesy se využívají k separaci složek ze směsi plynů. Separují se na základě koncentračního gradientu vytvořeného na polymerní membráně. Směs plynů je hnána polymerní membránou, která je pro jednu nebo více složek směsi plynu propustná [1].

Chemická konverze obsahuje široké spektrum různorodých procesů. Můžeme je dělit na katalyzované a nekatalyzované oxidační, nebo redukční reakce složek v plynné fázi a reakce složek plynné fáze se složkami pevné fáze [1].

Kondenzace je postup, u kterého dochází k ochlazení spalin až na teplotu kondenzace. Volatilní sloučeniny, jsou dále po kondenzaci z plynu odstraněny [1].

1.2 Transport látky

Ve spojitém látkovém kontinuu se všechny přítomné entity (molekuly, atomy, ionty) neustále pohybují a navzájem ovlivňují. Tento mikroskopický pohyb entit je charakteristický pro všechny kapalně, plynně i pevné látky [3].

Transport látky se uskutečňuje jakožto relativní mikroskopický přesun entit některé ze složek směsi určitým směrem k nehybné fázi. Tento pohyb je způsoben přirozeným pohybovým stavem entit a nazývá se molekulová difúze. Hnací silou difúze je rozdíl koncentrací transportované složky. Mírou velikosti hnací síly přestupu je gradient koncentrace příslušné složky (koncentrační spád). Transport látky nemusí být vždy vyvolán jen koncentračním spádem. Dalšími možnostmi může být i gradient tlaku nebo teploty (tlaková difúze, termická difúze).

Pro prostorový popis koncentračního pole libovolné složky je její koncentrace znázorněna skalární funkcí prostorových proměnných například pro složku A (1.1) [4]:

$$C_A = C_A(\tau, x, y, z), \quad (1.1)$$

kde τ je čas, a x, y, z jsou prostorové souřadnice. Koncentrační spád, jakožto záporně vzatý gradient koncentrace, je definován jako (1.2) [4]:

$$\text{grad } C_A = \nabla C_A = \frac{\partial C_A}{\partial x} \mathbf{i} + \frac{\partial C_A}{\partial y} \mathbf{j} + \frac{\partial C_A}{\partial z} \mathbf{k}, \quad (1.2)$$

kde směr vektoru ∇C_A je orientovaný k nejstrmějšímu vzrůstu koncentrace složky C_A . Jednotkou koncentračního gradientu je $\text{mol} \cdot \text{m}^{-4}$ nebo $\text{kg} \cdot \text{m}^{-4}$, v závislosti na tom, zda jde o látkovou nebo hmotnostní koncentraci složky A. Symbol nabla (∇) je diferenciální operátor, jehož výsledkem je vektorové pole určující velikost a směr změny skalárního pole. Veličiny $\mathbf{i}, \mathbf{j}, \mathbf{k}$ jsou jednotkové vektory [3], [4].

Gradient koncentrace je v rovnici (1.1) funkcí jak času, tak i polohy. Pokud by byla hmota kontinuálně přiváděna do místa s vyšší koncentrací a kontinuálně odváděna z místa s nižší koncentrací, je možno gradient považovat za časově nezávislý. Pokud se tak děje, můžeme rovnici (1.1) zjednodušit na:

$$C_A = C_A(x, y, z). \quad (1.3)$$

Existence nenulového koncentračního gradientu složky ve fázi vyvolá difúzní transport složky směrem, který způsobí nejrychlejší vyrovnání její koncentrace v celém objemu fáze. Směr transportu látky je tedy z vyšší do nižší koncentrace a je kolineární se směrem koncentračního gradientu složky. Čím vyšší je hodnota gradientu koncentrace složky, tím vyšší je rychlost vyrovnávání její koncentrace, to zároveň způsobuje zmenšování samotné hnací síly. Zmenšení hnací síly znamená zpomalení rychlosti transportu látky. Samovolný difúzní transport látky je tedy dějem neustále se zpomalujícím. Limitním stavem samovolné difúze je rovnovážný stav [3, 4, 5, 6].

1.3 Transport látky v nehybné fázi

Rychlost transportu složky A při obousměrné výměně v nehybné dvousložkové soustavě se složkami A, B, popisuje fenomenologický I. Fickův zákon difúze (1.4). Ten je vyjádřen ve zobecněném tvaru jako:

$$\mathbf{J}_A = D_A(-\nabla C_A), \quad (1.4)$$

kde $\mathbf{J}_A$ je vektor intenzity difúzního toku látkového množství složky A, $-\nabla C_A$ je gradient molové koncentrace difundující složky a D_A je difúzní koeficient složky A v prostředí složky B. D_A se též může označovat symbolem D_{AB} , aby došlo ke zdůraznění charakteru difúze (složka A v prostředí B) [3].

Zavedeme-li vektor elementární plochy $d\mathbf{A}$ a uděláme jeho skalární součin s $\mathbf{J}_A$ získáme:

$$d\dot{n}_A = \mathbf{J}_A \cdot d\mathbf{A} = J_A \mathbf{n} dA = J_A dA \cos \alpha, \quad (1.5)$$

kde výsledné $d\dot{n}_A$ je místní ustálený diferenciální tok látkového množství složky A, vektor $\mathbf{n}$ je jednotkový vektor kolmý na elementární plochu $d\mathbf{A}$ a úhel α je úhel sevřený mezi $\mathbf{J}_A$, $\mathbf{n}$. Pokud je difúzní plocha orientována kolmo na směr difúze, pak oba vektory jsou kolineární a $\alpha = 0$ tzn. $\cos \alpha = 1$ a pak platí [3, 7]:

$$d\dot{n}_A = J_A dA. \quad (1.6)$$

Pokud přijmeme předpoklad, že J_A je homogenní (rovnoměrně rozložená po celé ploše), můžeme rovnice zjednodušit na:

$$J_A = \frac{\dot{n}_A}{A}. \quad (1.7)$$

Symbol J_A tak označuje *ustálenou* homogenní intenzitu difúzního toku látkového množství složky A. Za neustáleného stavu je koncentrační gradient závislý na čase a dochází ke komplikaci rovnice (1.6) na rovnici (1.8).

$$J_A = \frac{dn_A}{A dt} . \quad (1.8)$$

Rozepsáním gradientu koncentrace složky A v rovnici (1.4) získáme:

$$J_A = -D_A \left(\frac{\partial C_A}{\partial x} \mathbf{i} + \frac{\partial C_A}{\partial y} \mathbf{j} + \frac{\partial C_A}{\partial z} \mathbf{k} \right), \quad (1.9)$$

kde $\mathbf{i}, \mathbf{j}, \mathbf{k}$ jsou opět jednotkovými vektory ortogonálního souřadnicového systému. Pravá strana rovnice udává součet příspěvků k hustotě difúzního toku látkového množství složky A, pocházející ze všech třech prostorových směrů, určených souřadnicemi x, y, z. V případě jednosměrné difúze složky A v nehybné fázi (pohyb pouze podél jedné souřadnice) budou příspěvky ostatních dvou souřadnic nulové [3, 4, 5].

Pokud vezmeme v potaz pouze příspěvek například souřadnice x, vektorová rovnice rychlosti difúze (1.9) se tedy zjednoduší na:

$$J_{Ax} = -D_A \frac{\partial C_A}{\partial x} \mathbf{i} . \quad (1.10)$$

Vektor $\mathbf{J}_{Ax}$ je kolineární s vektorem $\mathbf{i}$ v prostorovém směru x. Rovnici (1.10) též můžeme zapsat ve skalární formě bez újmy na přesnosti:

$$J_{Ax} = -D_A \frac{\partial C_A}{\partial x} . \quad (1.11)$$

Při splnění podmínek platnosti rovnice (1.7) můžeme rovnici (1.11) přepsat do tvaru:

$$J_{Ax} \equiv \frac{\dot{n}_A}{A} = -D_A \frac{\partial C_A}{\partial x} . \quad (1.12)$$

za předpokladu, že D_A není funkcí koncentrace složky, můžeme diferenciální rovnici (1.12) integrovat a upravit na:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_A}{x} (C_{A1} - C_{A2}), \quad (1.13)$$

kde $x = (x_2 - x_1)$ vyjadřuje vzdálenost dvou míst ve fázi, mezi kterými se uskutečňuje výměna látky. Složky difundují podél souřadnice x z místa x_1 , kde je vyšší koncentrace složky C_{A1} na místo 2 s nižší koncentrací C_{A2} . Složka B současně difunduje protisměrně z místa 2 na místo 1 [3, 5, 7].

1.4 Rychlost výměny látky v nehybné plynné fázi

V plynné fázi všechny přítomné entity vykonávají neuspořádaný pohyb. Všechny směry a rychlosti pohybu libovolné entity plynné směsi jsou stejně pravděpodobné a jsou rozloženy rovnoměrně v celém objemu. Volnost pohybu entit neovlivní ani účinek gravitace. Experimentální data potvrzují, že reálný plyn složité struktury s různými velikostmi částic se makroskopicky jeví jako plyn s jednoduchými entitami [3].

Diferenciální rovnice ustálené rychlosti jednosměrné difúze při obousměrné výměně (1.12) se v případě nehybné dvousložkové ideální plynné fáze uvádí po transformaci proměnných ze stavové rovnice [4]:

$$C_A = \frac{n_A}{V} = \frac{P_A}{RT}, \quad (1.14)$$

v izotermním vyjádření:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = - \frac{D_A}{RT} \frac{dP_A}{dx}, \quad (1.15)$$

kde P_A je parciální tlak složky A, T je absolutní teplota a R je univerzální plynová konstanta. Obdobně je vyjádřen také difúzní tok látkového množství druhé složky a má tvar:

$$\frac{\dot{n}_B}{A} = - \frac{D_B}{RT} \frac{dP_B}{dx}. \quad (1.16)$$

Za ustáleného stavu budou rychlosti difúze obou složek A i B stejné, jde tedy o ekvimolekulární difúzi. Musí tedy platit rovnost:

$$\frac{\dot{n}_B}{A} = -\frac{\dot{n}_A}{A}; \text{ resp. } -\frac{D_B}{RT} \frac{dP_B}{dx} = \frac{D_A}{RT} \frac{dP_A}{dx}. \quad (1.17)$$

Za ustáleného stavu musí být součet parciálních tlaků roven 1, proto:

$$P = P_A + P_B. \quad (1.18)$$

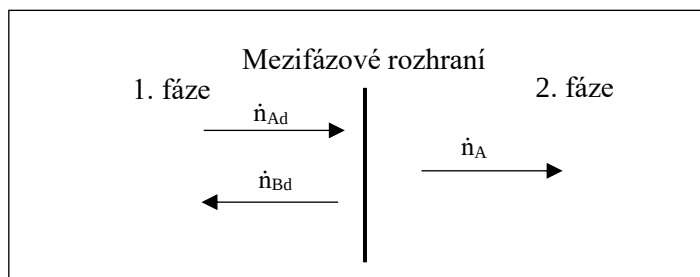
Integrálním tvarem rovnice (1.16) je:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_A}{RTz} (P_{A1} - P_{A2}), \quad (1.19)$$

kde P_{A1} a P_{A2} jsou parciální tlaky na začátku a na konci difúze. Při jednosměrném transportu látky v nehybné fázi difunduje jedna složka v prostředí druhé, zatímco druhá složka se aktivně nezúčastňuje (indiferentní). Pokud však vezmeme v potaz dvousložkovou soustavu, ve které složka A difunduje skrz mezifázové rozhraní, difúzní tok složky $\dot{n}_{Ad}$ (za ustáleného tlaku) způsobí podle rovnice (1.17) stejně velký difúzní tok složky $\dot{n}_{Bd}$ směrem opačným v rámci fáze [3].

$$\dot{n}_{Ad} = -\dot{n}_{Bd}. \quad (1.20)$$

Ve dvousložkové soustavě dále složka A přestupuje z plynné fáze přes mezifázové rozhraní do kapalně fáze, jestliže složka B se z kapalně fáze do plynné netransportuje.



Obr. 1.1 Schéma jednosměrného transportu látky (zjednodušené)

Proto se v plynné fázi v blízkosti mezifázového rozhraní okamžitě projeví úbytek látky. Ten vyvolá tlakový gradient v celé plynné fázi, jehož účinkem bude konvektivní posun celé plynné fáze směrem k mezifázovému rozhraní. Celkový ustálený lákový tok $\dot{n}_A$ se skládá ze dvou složek [3]:

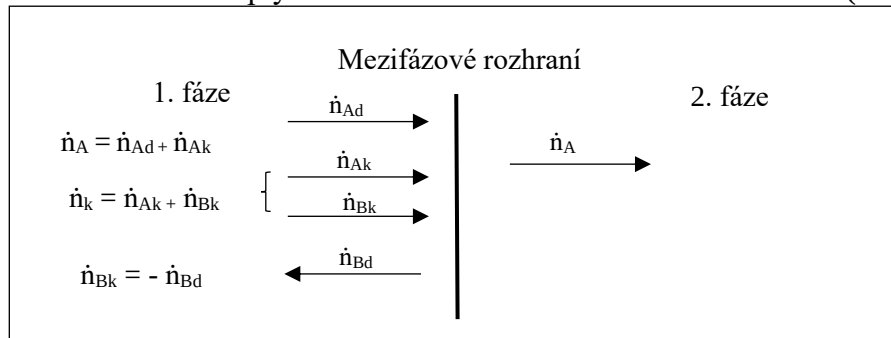
- difúzní tok látkového množství složky $\dot{n}_{Ad}$, což je důsledkem účinku gradientu parciálního tlaku složky A (dP_A/dz)
- konvektivní tok látkového množství $\dot{n}_{Ak}$, což je důsledkem účinku gradientu celkového tlaku složky A (dP/dz)

$$\dot{n}_A = \dot{n}_{Ad} + \dot{n}_{Ak} . \quad (1.21)$$

Rovnici (1.21) je možné rozepsat podle (1.16) a upravit na:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_A}{RT} \frac{dP_A}{dz} + y_A \frac{\dot{n}_k}{A} , \quad (1.22)$$

kde y_A je molární zlomek složky A v plynné fázi a $\dot{n}_k = \dot{n}_{Ak} + \dot{n}_{Bk}$ označuje konvektivní tok látkového množství celé plynné fáze směrem k mezifázovému rozhraní (obr. 1.2) [3].



Obr. 1.2 Schéma jednosměrného transportu látky

Při jednosměrném transportu látky v nehybné fázi se indiferentní složka B navenek jeví jako složka nehybná. Její celkový tok látkového množství $\dot{n}_B$ je nulový:

$$\dot{n}_B = \dot{n}_{Bd} + \dot{n}_{Bk} = 0 . \quad (1.23)$$

To znamená, že konvektivní tok se anuluje s tokem difúzním:

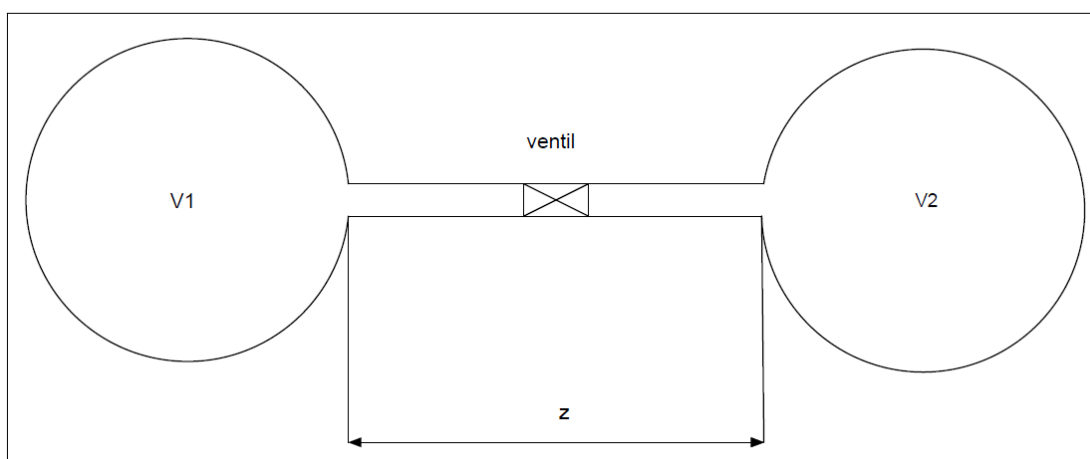
$$\dot{n}_{Bd} = -\dot{n}_{Bk} , \quad (1.24)$$

a proto považujeme složku B za indiferentní. Rozšířením pravé strany rovnice (1.19) o podíl (P/P_{Bls}) bude výsledný tvar rovnice jednosměrné difúze:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_A}{RTz} \left(\frac{P}{P_{Bls}} \right) (P_{A1} - P_{A2}) , \quad (1.25)$$

kde P_{Bls} označuje logaritmickou střední hodnotu parciálních tlaků P_{B1} a P_{B2} indiferentní složky B mezi 2 místy ve fázi a P je celkový tlak. Hodnota zlomku (P/P_{Bls}) bude vždy větší než 1, protože celkový tlak je vždy větší než střední hodnota parciálních tlaků. Z uvedeného porovnání vychází poznatek, že rychlost jednosměrného transportu látky v nehybné fázi je vždy vyšší než rychlost transportu látky při transportu obousměrném [3].

Difúzní koeficient D_A , jenž je pro plynnou fázi výhodnější značit D_g , se zpravidla musí stanovit pro konkrétní směs experimentálně. Nejsnadnějším experimentem pro určení D_g je metoda dvou baněk. Přístroj na obr. 1.3 se skládá z 2 skleněných baněk s objemy V_1 a V_2 spojených kapilárou o průřezu S a délkou z [3].



Obr. 1.3 Schéma přístroje na určení hodnoty D_g

Objem V_1 je vyplněn látkou A a objem V_2 je vyplněn látkou B. Experiment probíhá za konstantního tlaku i teploty. V čase $\tau=0$ je ventil mezi nádobami otevřen a začne probíhat protisměrná difúze. Po určitém čase τ je ventil opět uzavřen a plyn v nádobách je podroben analýze. D_g je následně stanoveno dle rovnice:

$$D_g = \frac{V_1 V_2}{\left(\frac{S}{x}\right) (V_1 + V_2) \tau} \ln \left(\frac{C_A^* - C_{A2}^0}{C_A^* - C_{A2}} \right), \quad (1.26)$$

kde C_A^* je hodnota rovnovážné molové koncentrace složky A, C_{A2}^0 až C_{A2} je rozsah změny molové koncentrace složky A (koncentrace složky A na začátku a konci experimentu) [3].

Za předpokladu rovnosti objemu baněk $V_1 = V_2 = V$ a po označení podílu: $K = \left(\frac{V}{2x}\right)$ získáme jednodušší rovnici:

$$D_g = \frac{K}{\tau} \ln \left(\frac{C_{A1}^0 - C_{A2}^0}{C_{A1} - C_{A2}} \right), \quad (1.27)$$

kde C_{A1}^0, C_{A2}^0 jsou výchozí molární koncentrace složky A v bankách v čase 0 a C_{A1}, C_{A2} jsou experimentálně stanovené molární koncentrace složky A v čase τ .

Některé experimentálně zjištěné hodnoty difúzních koeficientů jsou zobrazeny v tab. 1.1.

Tab. 1.1 Hodnoty difúzního koeficientu D_g vybraných plynů v binární soustavě za normálního tlaku a teploty 0 °C [3]

Soustava	$10^4 \cdot D_g [\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}]$
Vodík-vzduch	0,611
Amoniak-vzduch	0,198
Kyslík vzduch	0,178
Oxid uhličitý-vodík	0,138
Vodní pára-vzduch	0,220

Difúzní koeficient je závislý na teplotě (se stoupající teplotou vzrůstá), tlaku (se stoupajícím tlakem klesá) a vlastnostech plynů v soustavě. Pokud je známa hodnota difúzního koeficientu D_{g1} při teplotě T_1 a tlaku P_1 , tak přibližnou změnu hodnoty D_g při jiné teplotě T a tlaku P je možné spočítat jako [3]:

$$D_g = D_{g1} \frac{P_1}{P} \left(\frac{T}{T_1} \right)^{1,75}, \quad (1.28)$$

kvůli závislosti na teplotě a tlaku popsané v rovnici (1.28) nemůžeme D_g označovat jako difúzní konstantu [3].

1.5 Rychlost výměny látky v nehybné kapalně fázi

V kapalně fázi je počet přítomných entit v jednotce objemu o mnoho vyšší než ve fázi plynné. Střední volná dráha jejich translačního pohybu je velmi omezená a často nedosahuje ani velikosti průměru jednotlivých entit. Vyšší hustota kapalně fáze tedy

způsobuje zpomalení difúze. Těsný kontakt jednotlivých entit a jejich vzájemné působení má velký vliv na difúzi, avšak kinetická teorie kapalin je nedostatečně rozvinutý obor. Proto se pro popis obousměrné výměny látek podél jedné polohové souřadnice v dvousložkové soustavě užívá rovnice podobná rovnici (1.12), jejíž tvar je [3]:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = -D_l \frac{dC_A}{dx}, \quad (1.29)$$

kde D_l je difúzní koeficient látky A v kapalném roztoku se složkou B. Integrálním tvarem rovnice (1.29) je:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_l}{x} (C_{A1} - C_{A2}). \quad (1.30)$$

Pro zjištění D_l v kapalně fázi lze opět použít metodu dvou baněk (obdobný experiment jako na obr. 1.3. Dvě nádoby s roztoky složky A se složkou B o různé koncentraci jsou odděleny pórovitou membránou. Obě strany membrány jsou intenzivně míchány pro dosažení homogenity. Po ukončení experimentu se obsah obou nádob podrobí analýze a stanoví se D_l podle rovnice (1.27) [3].

1.6 Rychlost výměny látky v proudící fázi

V proudící fázi je nutné zohlednit vliv nejen difúzního příspěvku (gradientu koncentrace složky A), ale také konvektivní (unášivý) příspěvek, způsobený promícháváním elementárních objemů proudící fáze. V proudící fázi je každému elementárnímu objemu dV přiřazen tzv. vektor lokální rychlosti proudění $\mathbf{v} = \mathbf{v}(\tau, x, y, z)$. Rychlost transportu složky A lze tedy vyjádřit pomocí změny přírůstku (akumulace) objemového látkového množství složky A sdruženým transportem (proudění i difúze). Nejčastějším vyjádřením diferenciální rovnice lokální bilance látkového množství A (rovnice kontinuity složky A) v mikrosoustavě je [4]:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -\nabla \cdot \Phi_A + \dot{R}_A, \quad (1.31)$$

kde Φ_A je vektor celkové okamžité intenzity toku látkového množství látky A (obsahuje difúzní i konvektivní příspěvek), $\dot{R}_A$ je okamžitá rychlost tvorby objemového látkového množství látky A v elementárním objemu dV (chemickou reakcí). Skalární součin mezi

vektorem a operátorem ∇ definujeme jako divergenci vektorové funkce. Záporné znaménko tedy koriguje směr divergence dané vektorové funkce. Ve fyzikálním smyslu se tedy celková okamžitá rychlost úbytku látkového množství složky A z lokálního elementárního objemu mění na celkovou (konvektivní a difúzní) okamžitou rychlost přírůstku látkového množství složky A v elementárním objemu. Vektor Φ_A můžeme dále vyjádřit jako [4]:

$$\Phi_A = (C_A \mathbf{v}) + \mathbf{J}_A, \quad (1.32)$$

dle rovnice (1.32) platí také:

$$-\nabla \cdot \Phi_A = -\nabla \cdot [(C_A \mathbf{v}) + \mathbf{J}_A]. \quad (1.33)$$

Pokud dochází k pouze k fyzikální difúzi a nedochází k chemické reakci, tak $\dot{R}_A = 0$ a po rozepsání pravé strany rovnice (1.31) podle operace (1.33) máme:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -\mathbf{v} \cdot \nabla C_A - C_A (\nabla \cdot \mathbf{v}) - \nabla \cdot \mathbf{J}_A. \quad (1.34)$$

Nestlačitelné tekutiny proudící do rychlosti $100 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ mají při stálé teplotě konstantní hustotu a tedy platí $\nabla \cdot \mathbf{v} = 0$. Pokud dosadíme $\mathbf{J}_A$ z prvního Fickova zákona (1.4) můžeme rovnici (1.34) napsat ve tvaru:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = -\mathbf{v} \cdot \nabla C_A - \nabla \cdot (D_A \nabla C_A). \quad (1.35)$$

Vykonáme-li operaci na pravé straně rovnice (1.35) získáme:

$$-\nabla \cdot (D_A \nabla C_A) = D_A \cdot (\nabla \cdot \nabla C_A) = D_A \nabla^2 C_A \equiv D_A \Delta C_A. \quad (1.36)$$

Výraz $\nabla \cdot \nabla C_A$ reprezentuje divergenci koncentračního gradientu difundující složky. Skalární součin dvou operátorů „nabla“ označuje Laplaceův operátor Δ . Dosazením operace (1.36) do rovnice (1.35) a úpravě dostaneme:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} + \mathbf{v} \cdot \nabla C_A = D_A \Delta C_A. \quad (1.37)$$

Jde o skalární parciální diferenciální rovnici druhého řádu, popisuje okamžitou rychlost transportu látky při obousměrné výměně látky v proudící nestlačitelné tekutině.

Rozepsáním jednotlivých členů v kartézském souřadnicovém systému bude mít rovnice (1.37) tvar [3, 4, 7]:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} + \left(v_x \frac{\partial C_A}{\partial x} + v_y \frac{\partial C_A}{\partial y} + v_z \frac{\partial C_A}{\partial z} \right) = D_A \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right). \quad (1.38)$$

Oba tvary rovnic (1.37) i (1.38) vyjadřují okamžitý transport látky v proudící nestlačitelné tekutině. Rovnice (1.38) obsahuje čtyři nezávisle proměnné veličiny (τ, x, y, z) a reprezentuje tedy funkci, na kterou by byl nutný prostor o pěti rozměrech, proto se v praxi využívají zjednodušení. Vezmeme-li v úvahu, že fáze je nehybná a za neustáleného stavu, má tedy vektor lokální rychlosti proudění všech elementárních objemů nulovou hodnotu $\mathbf{v} = 0$. Tehdy se rovnice (1.37) zjednoduší na [4, 5]:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = D_A \Delta C_A \quad (1.39)$$

a rovnice (1.38) se zjednoduší na:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = D_A \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_A}{\partial z^2} \right). \quad (1.40)$$

Pokud dojde pouze k difúzi podél jedné souřadnice dojde k dalšímu zjednodušení:

$$\frac{\partial C_A}{\partial \tau} = D_A \left(\frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} \right) \quad (1.41)$$

získaná rovnice (1.41) je známá jako II. Fickův zákon vyjadřující ekvimolární transport hmoty podél prostorové souřadnice x , v nehybné kapalně fázi a za neustáleného stavu. Je tedy funkcí prostorové souřadnice a času $C_A = f(x, \tau)$ [3, 4, 6, 7].

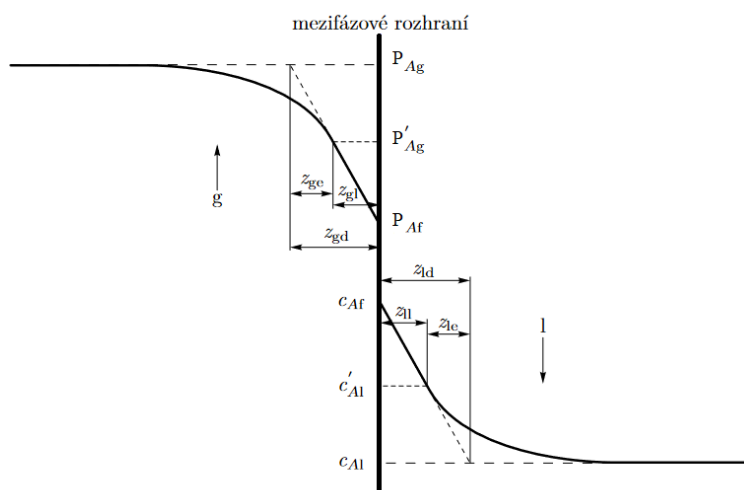
1.7 Filmová teorie

Filmová teorie difúze vytváří ucelený pohled na problematiku difúzních procesů, řešení rychlostních rovnic a přestupu hmoty. Tato teorie nabízí koncepční řešení, že problematiku odporu proti přestupu hmoty rozděluje na dvě části. Ukázalo se, že výpočty rychlostních rovnic, které vycházejí z této teorie, jsou v souladu s naměřenými experimentálními daty. Při laminárním proudění kapalina proudí rovnoběžně s mezifázovým rozhraním a přestup hmoty probíhá kolmo na tento směr. Může být uvažováno, že rychlostí přestupu hmoty v laminárně proudící a nehybné fázi je shodná.

Při turbulentním proudění probíhá přestup hmoty oproti nehybnému systému mnohem rychleji v důsledku mnohem většího příspěvku konvektivního proudění, vlivem intenzivního promíchávání elementárních objemů. Charakteristiku proudění zjistíme pomocí Reynoldsova kritéria, které se vypočítá dle [14]:

$$Re = \frac{\rho \cdot w \cdot d}{\eta}, \quad (1.42)$$

kde ρ je hustota, w je rychlost proudění, d je průměr potrubí nebo jiný charakteristický rozměr a η je dynamická viskozita proudící tekutiny. Pokud platí $Re < 1100$, jde o laminární proudění, pokud platí $Re > 2000$, jde o proudění turbulentní. Oblast $Re \in \langle 1100; 2000 \rangle$ odpovídá přechodné oblasti. Filmová teorie difúze předpokládá existenci laminárního filmu po obou stranách mezifázového rozhraní. Šířka t filmu je závislá na míře turbulencí proudící fáze. Filmová teorie předpokládá trvale rovnovážný stav na mezifázovém rozhraní, proudění fází podél mezifázového rozhraní, transport složky kolmo na laminární film, existenci laminárního filmu podél plochy mezifázového rozhraní a nulový odpor proti prostupu hmoty kladený mezifázovým rozhraním. Rychlosti prostupů látek tedy lze popsat stejnými rychlostními rovnicemi, jako při transportu hmoty nehybnými fázemi [14].



Obr. 1.4 Schéma filmové teorie difúze, závislost P_A a C_A na vzdálenosti od mezifázového rozhraní

Odpor proti přestupu hmoty se u filmové teorie rozděluje na odpor proti přestupu hmoty v laminárním filmu a odpor proti přestupu hmoty v turbulentně proudícím jádře fáze. Tím, že rychlost přestupu hmoty v laminárním filmu lze vyjádřit podobně jako u nehybné fáze (1.19), můžeme danou rychlost pro plynnou fázi vyjádřit jako [3]:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_g}{RTz_{gd}} (P_{Ag} - P_{Af}), \quad (1.43)$$

kde z_{gd} je tloušťka difúzního filmu plynné fáze, D_g je difúzní koeficient plynné fáze, P_{Ag} je parciální tlak složky A v jádru plynné fáze a P_{Af} je parciální tlak složky A na mezifázovém rozhraní. Rychlostní rovnice pro kapalnou fázi má obdobný tvar:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \frac{D_l}{z_{ld}} (C_{Af} - C_{Al}), \quad (1.44)$$

kde D_l je difúzní koeficient v kapalně fázi, z_{ld} je tloušťka difúzního filmu v kapalně fázi, C_{Af} je koncentrace složky A na mezifázovém rozhraní a C_{Al} je koncentrace složky A v jádře proudící kapaliny [3, 4].

1.8 Parciální koeficienty transportu hmoty ve fázi

Parciální koeficienty se obecně definují jako látkové množství složky transportované jednotkovou plochou za jednotku času při jednotkové hnací síle. Využitím parciálních koeficientů můžeme rovnici (1.19) pro plynnou fázi napsat ve tvaru:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = k_{gP} (P_{Ag} - P_{Af}), \quad (1.45)$$

kde k_{gP} je koeficient přestupu látky v plynné fázi ($\text{mol m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{Pa}^{-1}$) a jeho vyjádření pro nehybnou plynnou fázi je:

$$k_{gP} = \frac{D_g}{RTz_g} \quad (1.46)$$

dále při jednosměrném transportu látky v přítomnosti indiferentní složky B podle rovnice (1.25) tvar parciálního koeficientu bude:

$$k_{gP} = \frac{D_g}{RTz_a} \left(\frac{P}{P_{Bls}} \right). \quad (1.47)$$

U turbulentně proudícího plynu se využívá poznatků filmové teorie a z_g se nahrazuje tloušťkou laminárního filmu z_{gd} .

V kapalně fázi se hnací síla vyjadřuje rozdílem koncentrací složky, obdobně jako v rovnici (1.30) platí [3, 4]:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = k_{lc} (C_{Af} - C_{Al}), \quad (1.48)$$

kde k_{lc} je koeficient transportu látky v kapalně fázi, hnací síla je vyjádřena rozdílem koncentrací ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$). V nehybné kapalně fázi se koeficient transportu vyjadřuje jako:

$$k_{lc} = \frac{D_l}{z_l}, \quad (1.49)$$

kde z_l je tloušťka difúzního filmu. Pro turbulentně proudící kapalinu opět platí nahrazení z_l dle filmové teorie na z_{ld} . Parciální koeficient lze také vyjádřit pomocí střední turbulentní difuzivity:

$$k_{lc} = \frac{D_l + \bar{\varepsilon}_D}{z_l}, \quad (1.50)$$

kde $\bar{\varepsilon}_D$ je přídatná hodnota střední turbulentní difuzivity.

Parciální koeficienty transportu látky jsou empirickými koeficienty. V jistém smyslu zjednodušují tvar integrálních rychlostních rovnic a ulehčují jejich užití v technické praxi. Určení koeficientu probíhá experimentálně a je třeba měření veličin C_{Af} a P_{af} v oblasti mezifázového rozhraní, což je v podstatě nerealizovatelné [3].

V průmyslu se při výpočtu parciálních koeficientů často využívá zjednodušení. Aplikací rozměrové analýzy, teorie podobnosti a analogie transportních jevů na konkrétní průmyslové zařízení lze dosáhnout relativně přesných výpočtů pro dané zařízení. Po získání tvaru kritériální funkce pro přestup tepla:

$$Nu = f(Re, Pr). \quad (1.51)$$

Na základě analogie přestupu tepla s transportem látky v proudící kapalině lze vyvodit možný průběh kritériální funkce:

$$Sh = f(Re, Sc), \quad (1.52)$$

kde $Sh = \frac{k_c d}{D_A}$ je Sherwoodovo kritérium a vyjadřuje poměr transportovaného množství složky v proudící tekutině ku množství transportované složky pouze difúzí. Re je Reynoldsovo kritérium (1.42) a vyjadřuje míru intenzity turbulence v proudící tekutině.

$Sc = \frac{\eta}{\rho \cdot D_A} = \frac{\nu}{D_A}$ je Schmidtovo kritérium a vyjadřuje vztah mezi kinematickou (ν) viskozitou proudící tekutiny a difúzním koeficientem složky v ní (D_A).

$Pr = \frac{\nu}{a}$ je Prandtovo kritérium a je analogií k Schmidtovu.

Experimentální průběh kritériální funkce (1.51) se často prezentuje ve tvaru Sieder–Tateovy rovnice:

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\eta}{\eta_s} \right)^{0,14}, \quad (1.53)$$

kde η_s je dynamická viskozita tekutiny při teplotě stěny. Pokud v kritériální funkci (1.53) nahradíme Nusseltovo a Prandtovo kritérium za Sherwoodovo a Schmidtovo získáme:

$$Sh = 0,023 Re^{0,8} Sc^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\eta}{\eta_s} \right)^{0,14}. \quad (1.54)$$

Tato získaná kritériální funkce poskytuje poměrně dobrou shodu s experimentálními daty v poměrně širokém rozsahu Reynoldsových a Schmidtových kritériích [3, 5].

1.9 Přestup hmoty přes mezifázové rozhraní

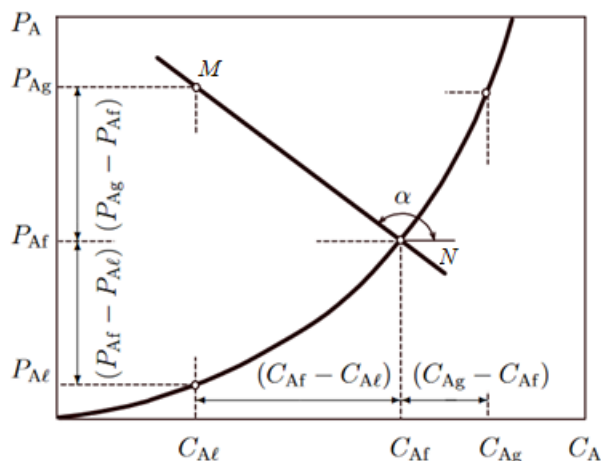
Separace jedné složky ze směsi je možná díky tomu, že látka je transportována z jádra směrem k mezifázovému rozhraní, poté projde přes mezifázové rozhraní a dále je transportována do jádra druhé fáze. Tento proces se nazývá prostup hmoty, na rozdíl od přestupu hmoty, který popisuje pohyb látky jádra fáze k mezifázovému rozhraní. Dle filmové teorie difúze neklade mezifázové rozhraní přestupu látky odpor. V případě, že budeme uvažovat jednosměrný přestup látky A, v prostředí indiferentní složky B, za ustáleného stavu můžeme rovnice (1.45) a (1.48) položit jako sobě rovné:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} \equiv k_{gP} (P_{Ag} - P_{Af}) = k_{lC} (C_{Af} - C_{Al}) \quad (1.55)$$

jednoduchou úpravou získáme:

$$P_{Ag} - P_{Af} = -\frac{k_{lC}}{k_{gP}} (C_{Al} - C_{Af}). \quad (1.56)$$

Grafickým znázorněním rovnice (1.56) je na obr. 1.5. přímka procházející body M, N, a je dána směrnici $-\left(\frac{k_{lC}}{k_{gP}}\right)$. Bod M má souřadnice (P_{Ag}, C_{Al}) a bod N má souřadnice (P_{Af}, C_{Af}) [3].



Obr. 1.5 Grafické znázornění hnacích sil prostupu látky v izotermicko-izobarickém systému [3]

Z rovnice (1.55) a (1.56) vyplývá, že za ustáleného stavu je rychlost přestupu látky A v plynné fázi k mezifázovému rozhraní stejná jako rychlost odstupu látky od mezifázového rozhraní v kapalně fázi. Pro koeficient přestupu látky v plynné fázi nadále platí rovnice (1.47) a pro koeficient přestupu v kapalně fázi platí:

$$k_{lC} = \frac{D_l}{z_{ld}} \left(\frac{\sum_{(i)} C_i}{C_{Bls}} \right), \quad (1.57)$$

kde je logaritmická střední koncentrace složky B určena z molárních koncentrací složky B na mezifázovém rozhraní a v jádru fáze. $\sum_{(i)} C_i$ je součet molárních koncentrací složek A, B v kapalně fázi [3, 14].

1.10 Souhrnné koeficienty prostupu hmoty

Souhrnné koeficienty prostupu hmoty jsou analogií pro koeficienty přestupu hmoty ve fázi, avšak experimentálně se velmi obtížně stanovují. Často se proto používají integrální rychlostní rovnice prostupu látky s koeficienty K_p a K_c :

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = K_p (P_{Ag} - P_{Al}) \quad (1.58)$$

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = K_C (C_{Ag} - C_{Al}), \quad (1.59)$$

kde K_p je souhrnný koeficient prostupu látky, jehož hnací síla je rozdílem parciálních tlaků. K_C je koeficient souhrnný koeficient prostupu látky s hnací silou vyjádřenou rozdílem koncentrací. P_{Al} je rovnovážný parciální tlak složky A v plynné fázi, kterému odpovídá koncentrace složky C_{Al} . Podobně C_{Ag} je rovnovážná molární koncentrace složky A v kapalně fázi, které v plynné fázi odpovídá tlak složky P_{Ag} . Výhodou integrálních rovnic s koeficienty prostupu je, že odpadá nutnost znalosti hodnot koncentrace a parciálního tlaku na mezifázovém rozhraní. Je nutné změřit pouze hodnoty P_{Ag} a C_{Al} , hodnoty P_{Al} a C_{Ag} jsou odečteny z diagramu [3, 7].

1.11 Difúze elektrolytů

Elektrolyt, který je v roztoku úplně ionizován, obsahuje kladné a záporné ionty. Je-li přítomen pouze jeden druh elektrolytu, a tedy jen jeden druh kladných a jeden druh záporných iontů, musí být koncentrace těchto 2 iontů ve všech místech stejná, jinak by vznikala velmi silná elektrická pole. Difunduje-li jednoduchý elektrolyt, musí i jeho druhý protiklad difundovat stejnou rychlostí. Difuzivita obou iontů je však různá. Pro celkový výpočet je nutné znát difuzivitu každého iontu a jeho pohyblivost (rychlost migrace) [11].

1.11.1 Předpověď a odhad difuzivity

Neexistuje spolehlivá metoda předpovědi difuzivity v kapalných systémech plynoucí ze základních zákonitostí. Byla publikována řada poloempirických metod, z nichž nejúplnější a nejznámější je metoda Wilkeho a Changa [11]:

$$D_A = 5,88 \cdot 10^{-17} \frac{\sqrt{T \cdot (q \cdot M)}}{\eta \cdot (V_m)^{0,6}} m^2 \cdot s^{-1}, \quad (1.60)$$

kde M je molekulová hmotnost rozpouštědla ($kg \cdot mol^{-1}$), T je absolutní teplota (K), η je viskozita rozpouštědla ($kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$), V_m je molový objem rozpuštěné látky za normálního bodu varu ($m^3 \cdot mol$) a q je bezrozměrný asociační faktor. Průměrná chyba předpovědi

takového odhadu je asi 10 %. Tento vztah nelze použít vzniká-li jako výsledek reakce komplexní sloučenina [11].

1.12 Absorpce

Absorpci můžeme označit jako difúzní děj, jenž je charakterizován kontaktem kapalně a plynné fáze. Absorpce tedy vždy probíhá v systému dvou fází, kde dochází ke sdruženému přestupu složek z fáze plynné do fáze kapalně (*absorbentu*) přes mezifázové rozhraní [9, 13].

Absorbovaný plyn se může v kapalině rozpouštět, nebo s ní reagovat. Průběh celého procesu velmi záleží nejen na pracovních podmínkách (teplota, tlak), ale také na volbě samotné kapaliny. Pokud půjde o rozpouštění, musí být plyn v použité kapalině co nejlépe rozpustný, a to pokud možno selektivně. Ideální absorpční činidlo je málo těkavé, málo viskózní, nekorozivní, nehořlavé a cenově dostupné [3].

Absorpce, jakožto prostředek pro čištění složek, se může rozdělovat do následujících skupin na základě podstaty interakce mezi absorbentem a absorbovanou látkou [8]:

- Fyzikální absorpce, kde dochází k interakci jedné složky na základě její vyšší rozpustnosti v kapalně fázi. Rovnovážná koncentrace absorbované složky závisí na parciálním tlaku dané složky v plynné fázi
- Reverzibilní reakce, kde dochází k vratné chemické reakci, tzv. chemisorpci, mezi sorbovanou složkou a absorbentem
- Ireverzibilní reakce, kde dojde k nevratné chemické reakci, tzv. chemisorpci, mezi absorbentem a absorbovanou složkou

Průmyslové zařízení využívající absorpci, které slouží k odstraňování plynných kontaminantů z plynné fáze, se nazývá pračka plynů, absorbér nebo scrubber. Absorbéry jsou navrhovány tak, aby byla vytvořena co největší plocha mezifázového rozhraní [8].

Princip implementace se liší, avšak nejběžnější typy fungují na principu [8]:

- Probublávání bublin o co nejmenším rozměru plynné fáze skrze kapalnou fázi [8]
- Skrápění plynné fáze pomocí kapalně fáze ve formě kapek o velmi malém průměru [8]

— Kapalná fáze prochází náplňovou kolonou skrze porézní materiál, v němž dojde ke kontaktu s plynnou fází [8]

1.12.1 Fázová rovnováha při absorpci

Zjednodušeným modelem absorbéru může být dvoufázová soustava s třemi složkami. V takovémto modelu mohou dvě fáze vedle sebe koexistovat pouze ve stavu rovnováhy. Pro tu platí Gibbsovo fázové pravidlo[1]:

$$v_s = c - f + 2 , \quad (1.61)$$

kde f je počet fází, v_s je počet stupňů volnosti a s je počet složek soustavy.

Za dané teploty a tlaku lze konkrétní složení fází vyjádřit pomocí izotermicko-izobarické funkce. Ta se v případě absorpce plynné do kapalné fáze vyjadřuje za pomoci molárních zlomků složek (1.62) [1]:

$$y_a = f(x_A)_{T,p} , \quad (1.62)$$

kde y_A je molární zlomek absorbované složky A v plynné fázi a x_A je molární zlomek absorbované složky A v kapalné fázi. Funkci můžeme také vyjádřit pomocí relativních molárních zlomků (1.63):

$$Y_a = f(X_A)_{T,p} , \quad (1.63)$$

kde X_A a Y_A jsou relativní molární ekvivalenty x_A a y_A . Mezi relativním molárním zlomkem a molárním zlomkem platí vztah (1.64) [1]:

$$X = \frac{x}{x - 1} . \quad (1.64)$$

Je možno očekávat, že při znalosti složení jedné fáze bude za stejných pracovních podmínek složení druhé fáze obdobné. Závislost tlaku nad roztokem a složení kapalné fáze je popsán Raoultovým zákonem (1.65):

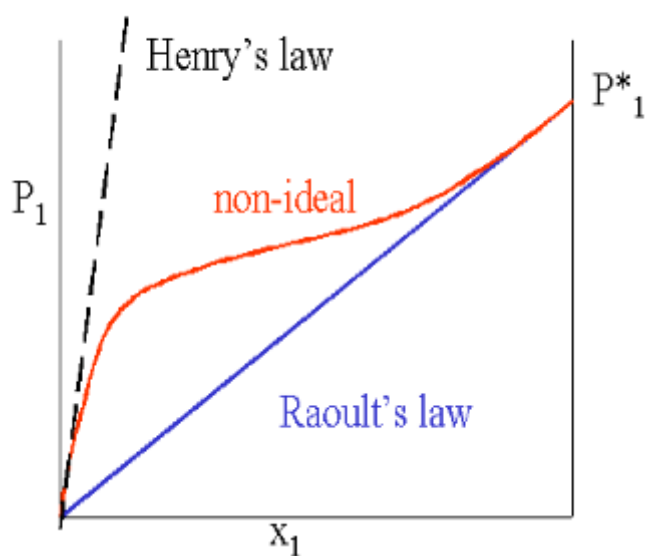
$$P_A = P_A^* \cdot x_A , \quad (1.65)$$

kde P_A je parciální tlak absorbované složky v plynné fázi, P_A^* je tlak čisté složky a x_A je molární zlomek absorbované složky v kapalné fázi [9]. Raoultův zákon platí při vysokých

koncentracích absorbované látky. To se u absorpce plynů vyskytuje velmi zřídka. Pro absorpci za nižších koncentrací platí Henryho zákon (1.66) [1]:

$$P_A = H \cdot x_A, \quad (1.66)$$

kde P_A je parciální tlak rozpuštěné látky nad roztokem, x_A je molární zlomek rozpuštěné látky v roztoku a H je empiricky zjištěná konstanta [1, 9, 13].



Obr. 1.6 Grafická podoba Henryho a Raoultova zákona [10]

Obr. 1.6 je znázorňuje chování reálných kapalin, kdy při nízkých tlacích a koncentracích jejich chování odpovídá Henryho zákonu. Se zvyšujícím se tlakem a rostoucí koncentrací absorbované látky chování reálné kapaliny více odpovídá Raoultovu modelu [10].

Každý plyn má svou charakteristickou Henryho konstantu, hodnoty pro vybrané plyny jsou zobrazeny v tab. 1.2 [9].

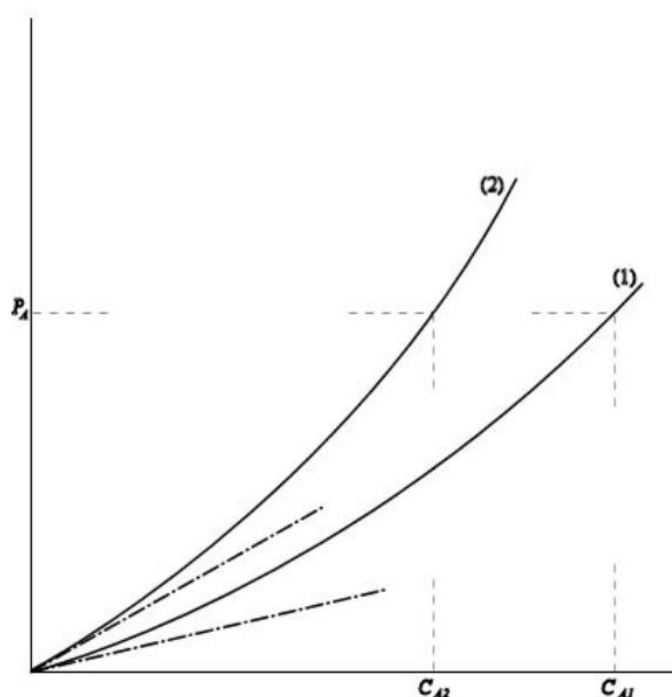
Tab. 1.2 Henryho konstanty vybraných plynů [11]

	Plyn				
	NH3	SO2	CO2	O2	N2
H [MPa]	0,208	1,67	73,7	2570	5360

Pokud má absorbovaný plyn vlastnosti blízké ideálnímu plynu platí, že Henryho konstanta je na koncentraci absorbované látky v roztoku nezávislá a je závislá na teplotě a tlaku prostředí. Závislost na tlaku lze za běžných provozních tlaků zanedbat [3]. Henryho konstanta je závislá na teplotě dle vztahu (1.67):

$$\left(\frac{\partial \ln H_A}{\partial T}\right)_p = -\frac{\Delta_{rozph}}{R \cdot T^2}, \quad (1.67)$$

kde Δ_{rozph} je diferenciální rozpouštěcí teplo látky v nekonečně zředěném roztoku, R je molární plynová konstanta a T je termodynamická teplota.



Obr. 1.7 Zobrazení vlivu teploty ($t_1 < t_2$) na absorpční rovnováhu [3]

Na obr. 1.7 je vyjádřena závislost parciálního tlaku složky A na koncentraci složky A ve formě 2 rovnovážných křivek. Pro rovnovážnou křivku (1) platí teplota t_1 . Ta je nižší než teplota t_2 , která platí pro křivku 2. Jedná-li se o exotermní proces ($\Delta_{rozph} < 0$), dochází ke vzrůstu teploty a dle vztahu (1.67) se zvýší i hodnota Henryho konstanty pro složku A. Se vzrůstající Henryho konstantou bude rozpustnost látky A klesat. Pracujeme-li za vysokých teplot, jež budou blízké kritické teplotě rozpouštědla, rozpustnost plynů se vzrůstající teplotou poroste. Je-li absorbováno v kapalném roztoku více složek, parciální

tlak každé složky pak nabývá takové hodnoty, jakou by složka měla v případě, že by byla v roztoku rozpouštěná jako jediná. Rozpustnost jednotlivých složek není závislá na koncentraci ostatních složek v absorbentu [3]. Je-li jedna ze složek v absorbentu téměř nerozpustná, například vzduch ve vodě, je její hodnota Henryho konstanty velmi vysoká a tato složka nemá nijak výraznější vliv na rovnovážnou křivku [12].

1.12.2 Rozpustnost plynů v elektrolytech

Jde-li o absorpci plynu provázenou chemickou reakcí, bývá často nutné znát rozpustnost nezreagovaného plynu v roztoku, se kterým plyn reaguje. Měřit rozpustnost obvyklými způsoby není možné, ale v případě roztoků elektrolytů můžeme rozpustnost odhadnout metodou van Krevelena a Hoftijzera. Vztah mezi Henryho konstantou v roztoku H a ve vodě H_{H_2O} při stejné teplotě je vyjádřen [11]:

$$\log\left(\frac{H}{H_{H_2O}}\right) = h \cdot I, \quad (1.68)$$

kde I je iontová síla definována jako:

$$I = \frac{1}{2} \sum c_i \cdot z_i^2, \quad (1.69)$$

kde c_i je koncentrace iontu o mocenství z_i , veličina h je pak součet příspěvku pro přítomné kladné a záporné ionty a plyn [11]:

$$h = h_+ + h_- + h_g. \quad (1.70)$$

1.13 Chemisorpce

Pro absorpci je vhodný takový absorbent, který velmi dobře pohlcuje požadovanou složku. Rovnovážný parciální tlak by měl být v absorpčním roztoku, pokud možno, co nejnižší. Pokud by se hodnoty parciálního tlaku blížily nule, získala by se nejvyšší možná hnací síla absorpčního procesu. Absorbovaná složka se v absorpčním roztoku podstatně mění pomocí chemické reakce, a tím se vlastně z roztoku odstraňuje. Doprovodné chemické reakce mají příznivý účinek na rychlost reakce. Když se absorpcí nevytváří výsledný produkt, tak se jako absorbent zpravidla volí takový roztok, který lze po absorpci lehce regenerovat [13].

Mezi fyzikální absorpcí a chemisorpcí není jasná hranice. Chemická stránka děje má vliv na rychlost absorpce, ale není příliš výrazný efekt, proto je zařazována do fyzikální absorpce. V některých případech má však chemická reakce na rychlost absorpčního procesu značný a rozhodující vliv. Rychlost chemisorpce je ovlivňována jak rychlostí chemické reakce, tak rychlostí fyzikální difúze. Zrychlení absorpce vlivem doprovodné chemické reakce je charakterizováno reakčním faktorem. Ten vyjadřuje, kolikrát se hodnota koeficientu prostupu hmoty zvýší v důsledku doprovodné chemické reakce oproti jeho hodnotě bez doprovodné reakce. Reakční faktor je definován pomocí Hattova kritéria (Ha) [13]:

$$Ha = \frac{\sqrt{k_c \cdot D_A \cdot c_A}}{k_{lc}}, \quad (1.71)$$

kde k_c je rychlostní konstanta, D_A je difúzní koeficient složky A v kapalně fázi ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$), c_A je molární koncentrace absorbované složky v plynné fázi ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3}$) a k_{lc} je koeficient přestupu hmoty ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$) [13].

Pokud by rychlost chemické reakce byla značně menší než rychlost difúze (Hattovo kritérium řádu 10^{-2} a menší), pronikla by absorbovaná složka během průchodu absorbérem do celého objemu kapaliny. Za daný čas však nestihne proběhnout reakce významného podílu složky v kapalině. Při středně velké hodnotě rychlosti chemické reakce a dostatečné rychlosti difúze (Hattovo kritérium řádu 10^{-1} až 10^0) složka opět pronikne do celého objemu kapaliny a ve velkém podílu směsi proběhne reakce. Rychlost absorpce je pak úměrná době, po kterou je kapalina v absorbéru zadržována. Je-li hodnota rychlosti chemické reakce vysoká (Hattovo kritérium 10^0 a větší), přemění se veškerá absorbovaná složka už v blízkosti fázového rozhraní na produkt chemické reakce. Rychlost absorpce je poté úměrná velikosti plochy fázového rozhraní [13].

1.13.1 Reakční kinetika účinku chemické reakce

Molekuly rozpuštěného plynu mohou v roztoku podléhat reakcím různého typu. Je-li označena rychlost reakce látky A v jednotce objemu r_A , získáme pro uzavřený systém s konstantním objemem rovnici [11]:

$$r_A = - \frac{dc_a}{dt}. \quad (1.72)$$

Nejjednodušší matematický popis umožňuje jednosměrná reakce prvního řádu, pro kterou platí:

$$r_A = k_1 \cdot C_A, \quad (1.73)$$

kde k_1 je rychlostní konstanta prvního řádu. Skutečná reakce 1. řádu se vyskytují zřídka (reakce mezi plynem a rozpouštědlem však může být). I jiné reakce mohou napodobovat reakci prvního řádu např.:

$$k_1 = k \cdot C_A \cdot f(C_1, C_2, \dots), \quad (1.74)$$

kde $f(c_1, c_2, \dots)$ je nějakou funkcí koncentrací látek jiných než látka. Pokud jsou c_1 a c_2 rovnoměrné a konstantní můžeme psát:

$$k_1 = k \cdot f(c_1, c_2, \dots). \quad (1.75)$$

Veličina k_1 je nezávislá na čase a místě a v tomto případě se nazývá rychlostní konstanta pseudoprvního řádu [11].

Dále matematický popis reakce druhého řádu je:

$$r_A = k_2 \cdot C_A \cdot C_B. \quad (1.76)$$

Dosazením rovnice (1.76) do 2. Fickova zákona (1.41), který zahrnuje vliv chemické reakce získáme:

$$\begin{aligned} D_A \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} &= \frac{\partial C_A}{\partial \tau} + k_2 \cdot C_A \cdot C_B \\ D_B \frac{\partial^2 C_B}{\partial x^2} &= \frac{\partial C_B}{\partial \tau} + k_2 \cdot C_A \cdot C_B. \end{aligned} \quad (1.77)$$

Pro C_A platí, že koncentrace látky A v jádru kapaliny je nulová, tedy $C_{A1} = 0$. Pro C_B je tedy nutné zavést okrajové podmínky:

$$\begin{aligned} C_B &= C_{B1}, & x &> 0, & t &= 0 \\ C_B &= C_{B1}, & x &= \infty, & t &> 0 \\ \frac{\partial C_B}{\partial x} &= 0, & x &= 0, & t &> 0, \end{aligned}$$

řešením je funkce:

$$E = \frac{\sqrt{\frac{M' \cdot (E_i - E)}{(E_i - 1)}}}{\tan h \cdot \sqrt{\frac{M' \cdot (E_i - E)}{(E_i - 1)}}} \quad (1.78)$$

ve které jsou zavedena zjednodušující bezrozměrná kritéria tvaru:

$$E = \frac{\dot{n}_A}{S \cdot k_{lc} \cdot C_{Af}}, \quad M' = \frac{D_A \cdot k_2 \cdot C_B}{k_{lc}^2}, \quad E_i = 1 + \frac{D_B \cdot C_{Bl}}{\gamma D_A \cdot C_{Af}}, \quad (1.79)$$

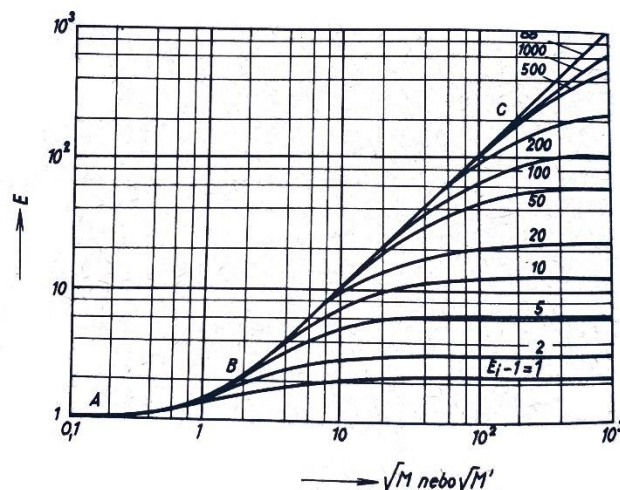
kde E je reakční faktor, který definuje vzrůst rychlosti absorpce vlivem chemické reakce (zvýšení rychlosti vůči čistě fyzikální absorpci). E_i je limitní reakční faktor v případě okamžité chemické reakce, M' je bezrozměrné kritérium a jeho odmocnina je rovna Hattovu kritériu $Ha = \sqrt{M'}$, γ je stechiometrický koeficient reaktantu a k_{lc} je koeficient přestupu hmoty v kapalně fázi, kde hnací síla je vyjádřena rozdílem koncentrací [11].

Reakční faktor při okamžité reakce (E_i) se poté vypočítá:

$$E_i = \sqrt{\frac{D_B}{D_A}} + \frac{C_{bl}}{\gamma} \sqrt{\frac{D_A}{D_B}}. \quad (1.80)$$

Jedná se o funkci s parametrem D_B/D_A .

Závislost E na $\sqrt{M'}$ je zobrazena na obr. 1.8. Na něm můžeme vidět jednotlivé křivky odpovídající několika případům s různým limitním reakčním faktorem [11].



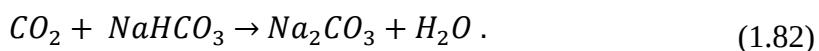
Obr. 1.8 Závislost reakčního faktoru na $\sqrt{M'}$ pro reakci druhého řádu [11]

V systému s chemickou reakcí může nastat několik mezních situací. Pokud $\sqrt{M'} \ll 1$ platí, že $E \approx 1$ a vliv chemické reakce je zanedbatelný, v podstatě probíhá pouze fyzikální absorpce. Jestliže $\sqrt{M'} \ll E_i$, leží bod odpovídající E na spojnici A-B-C na obr. 1.8. Pak v systému probíhá reakce pseudoprvního řádu, to znamená, že reagující látka difunduje k povrchu velmi rychle a nedojde k jejímu vyčerpání vlivem reakce. V tomto případě pokud $\frac{1}{2} \cdot E_i > \sqrt{M'}$, je reakce řízena rychlostní rovnicí reakce prvního řádu a platí rovnice (1.73). Je-li $1 \ll \sqrt{M'} \ll E_i$, leží bod odpovídající E na rovné části B-C na obr. 1.8. To odpovídá dostatečně dlouhé době styku nebo reakci probíhající velmi rychle. Rychlost absorpce je nezávislá na době styku mezi plynem a kapalinou a platí: $E = \sqrt{M'}$. Reakce pak probíhá pseudoprvním řádem [11, 20, 22].

1.14 Oxid uhličitý

Oxid uhličitý je nehořlavý plyn bez chuti a zápachu. Je těžší než vzduch, po chemické stránce je velice stálý a ani při velmi vysokých teplotách (2000 °C) se znatelně nerozkládá. Ve vodě reaguje na kyselinu uhličitou. Oxid uhličitý je běžnou součástí zemské atmosféry, přičemž jeho koncentrace kolísá v závislosti na místních podmínkách (výška nad povrchem, relativní vlhkost vzduchu). V důsledku hlavně průmyslových emisí však průměrná koncentrace oxidu uhličitého ve vzduchu stále roste [15].

Nejjednodušším příkladem chemické absorpce CO₂ je vázání do roztoku NaOH podle rovnice:



Rychlost reakce řídí nejpomalejší děj, tedy vznik NaHCO₃ podle rovnice (1.81), ten však ihned reaguje na Na₂CO₃ dle rovnice (1.82). Tím, že produktem reakce je pevné Na₂CO₃, je nutné počítat se zanášením systému uhličitanyovými usazeninami [15].

1.15 Absorpční zařízení

Pračka plynů neboli absorbér je průmyslové zařízení, které slouží k odstraňování plynných kontaminantů z plynné fáze. Absorbéry jsou navrženy tak, aby byla vytvořena

co největší plocha mezifázového rozhraní pro styk plynné a kapalné fáze. Nejběžnější typy absorbérů jsou [8]:

- Probublávající absorbér
- Náplňový absorbér
- Sprchový absorbér
- Povrchový absorbér
- Venturiho cyklónový absorbér

1.15.1 Probublávající absorbér

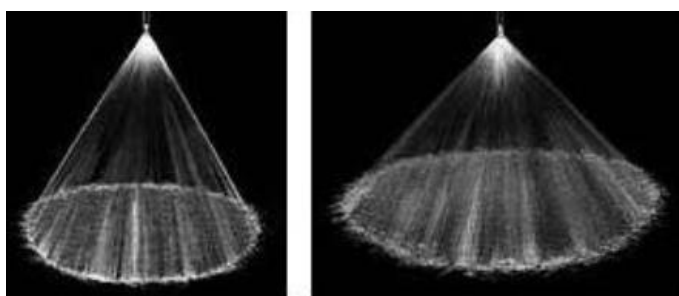
V probublávajícím absorbérů se styk plynu s kapalinou uskutečňuje probubláváním, tedy vedením znečištěného plynu ve formě bublin vrstvou kapaliny. Hmota plynu je dělena na velký počet jemnějších bublinek a tím se dosahuje velkého styčného povrchu. Transport absorbované složky je uskutečňován z povrchu bublin do okolní kapalné fáze, která se probíhajícím dějem intenzivně promíchává. Probublávající přístroje se konstruují nejčastěji v podobě věží s kloboučkovými nebo síťovými talíři. K přednostem patří dobrý kontakt mezi fázemi, možnost práce prakticky s libovolnými hustotami skrápění, menší rozměry a hmotnost oproti věžím náplňovým. K nedostatkům patří konstrukční složitost přístrojů, obtížnost výroby dílčích zařízení z nekovových a chemicky odolných materiálů, velký hydraulický odpor v systému [3, 16].

1.15.2 Náplňový absorbér

Náplňové absorbéry jsou konstruovány v podobě válcových věží, v nichž jsou uloženy na roštových nosnících výplně. V horní části zařízení dochází k stejnoměrnému rozdělování kapaliny, jejímu stékání v podobě tenkého filmu po povrchu výplně a následnému odtékání ve spodní části. Současně v normálním protiproudém uspořádání, vstupuje plyn u dna kolony a vystupuje vrchem. Běžně se používají výplně z neuspořádaných keramických nebo kovových tělísek (kroužky a sedla) a křemenné drti. Výplně musí mít velký specifický povrch, velký účinný průřez a volný objem a zároveň malou objemovou hmotnost, aby tlak na nosnou konstrukci a na stěny věže byl malý. Podle způsobu jejich uložení rozeznáváme výplně pravidelně uspořádané a volně sypané. Díky jejich jednoduché konstrukci, uspokojivé účinnosti a možnosti používat agresivní prostředí jsou v průmyslové praxi nejrozšířenějším typem absorbérů [2, 13].

1.15.3 Sprchový absorbér

Sprchový absorbér má mezifázovou plochu vytvářenou rozprášením kapaliny na kapky pomocí sít, trysek nebo jiných rozprašovacích zařízení. Rozprášená kapalina vytváří uvnitř kolony dvoufázový tok, kde kapky padají účinkem gravitační síly v protisměru proudícího plynu. Pro maximální účinnost absorpčního efektu by kapalina měla být rozstříkována ve formě co nejjemnějších kapiček, a pokud možno rovnoměrně po celém průřezu kolony. Toho je docíleno pomocí speciální trysky, která rozptýlí kapalinu jako souvislou clonu (obr. 1.9). Úhel a tvar clony je dán typem trysky [2].



Obr. 1.9 Clona ve sprchovém absorbéro [31]

Velmi jemného rozprášení kapaliny lze dosáhnout pouze za určitých okolností, navíc hrozí nebezpečí únosu jemných kapiček z absorbéro proudem plynu. Vzhledem ke krátké době styku kapalně a plynné fáze je důležité, aby absorbovaná složka byla v rozpouštědle dobře rozpustná. Sprchový absorbér patří mezi konstrukčně nejjednodušší typy, je cenově nejlevnější a používá se tam, kde je potřeba čistit velké objemy plynů. Při provozu dochází k malé tlakové ztrátě a citlivost na znečištění je minimální [3, 13].

1.15.4 Povrchový absorbér

U povrchových absorbérů plyn prochází nad povrchem kapaliny, která se nepohybuje buď vůbec, nebo jen pozvolna. Tyto absorbéry mají podobu ležatých válcových přístrojů nebo nádob zvláštních tvarů (turily, celárie), zhotovených většinou z keramických hmot. Mezifázový stykový povrch fází je velmi malý, a proto musí být obvykle zapojeno několik absorbérů za sebou s protiproudým pohybem plynu a kapaliny. Absorbéry jsou umístěny stupňovitě tak, že každý následující přístroj ve směru toku kapaliny leží poněkud níže než předcházející. Kapalina zaujímá značnou část celkového objemu zařízení, proto se hojně používají tam, kde při absorpci plynu dochází k vývoji rozpouštěcího tepla. Chlazení soustavy probíhá vzduchem nebo vodou [16].

1.15.5 Ventouriho absorbér

Jedná se o zařízení, ve kterém je kapalina společně s čištěným plynem vstřikována do Ventouriho trubice, kapalina stéká po stěnách vstupní části Ventouriho trubice a urychlený plyn strhává kapalinu. Za Ventouriho trubicí může být zařazen další rozdělovač kapaliny, který se postará o dokonalé dělení na kapky. Výstupem je směs drobných kapek absorpčního média a plynu. Tato směs je dále přiváděna tangenciálně do válcové nádoby, kde se částice na principu cyklonu oddělují. Čistý plyn prochází separátorem kapek v horní části a poté opouští absorbér. Kapalina s absorbovanou složkou vlivem odstředivé síly dopadá na stěnu, poté stéká do spodní části a opouští kolonu [2, 3, 13].

2 EXPERIMENTÁLNÍ ČÁST

2.1 Kapalinová pračka plynu

Za účelem studia absorpce byla v laboratoři sestavena poloprovodní pračka plynu. Zařízení bylo navrženo a sestaveno tak, aby bylo možné v reálném čase a pravidelných intervalech měnit parametry měření. Parametry, jež je možné měnit jsou: průtok plynu a kapaliny, posun deflektoru, obsah CO_2 nebo NH_3 v čištěném vzduchu, teplota, tlak, pH a vodivost. Zařízení se skládá ze soustavy potrubí, armatur a absorpční komory. Kapalina je čerpána v rámci kapalinového okruhu cirkulačním čerpadlem ovládaným řídicí jednotkou. Součástí kapalinového okruhu jsou také diferenciálně zapojená čidla tlaku v potrubí.



Obr. 2.1 Kapalinová pračka plynu

2.1.1 Absorpční komora

Absorpční komora je hlavní částí absorbéru a je tvořena válcovou nádobou, jež je kónicky zakončena na obou koncích. Plyn je vháněn do prostoru nádoby tangenciálně po stěně pomocí deflektoru. Tangenciální proud vzduchu zajišťuje efektivní promísení obou fází a zvyšuje mezifázový kontakt, a tím i přestup hmoty. V komoře je spirálovou tryskou rozstříkována kapalina, jejíž rychlost je možné regulovat. Rozstříknutá kapalina obsahující zachycený kontaminant odtéká z absorpční komory zpět do zásobní nádrže působením zemské gravitace.



Obr. 2.2 Absorpční komora

V oblasti regulace výšky absorpční komory a regulačních clon jsou zabudovány tři těsnící o-kroužky, které zaručují těsnění systému. O-kroužky jsou podobné cyklistické duši. Jsou vedeny po obvodu nádoby a jsou napojeny na centrální potrubí se stlačeným

vzduchem. Ovládání těsnicího systému (obr. 2.3) je umístěno na zdi laboratoře. Při přípravách měření je tedy nutné, aby všechny tři páky ovládacího mechanismu byly v aktivní poloze.



Obr. 2.3 Ovládání těsnících O-kroužků

2.1.2 Rozvodná skříň

Scrubber se zapíná pomocí hlavního jističe na pravé straně rozvodné skříně. Současně je k rozvodné skříně připojen také ovládací panel pro zapnutí čerpadla kapaliny a ventilátoru. Výkon čerpadla a ventilátoru je ovládán pomocí tlakových sond na požadovaný tlak a podtlak.



Obr. 2.4 Rozvodná skříň

2.1.3 Regulační prvky

Skrápěcí trysky

Původní spirálová tryska je od firmy BETE, jedná se o jednodílný díl bez vnitřních komponent. Tato tryska byla poté modelována ve virtuálním prostředí a byla vytvořena její protiproudá kopie. Kapalina je z trysky rozstříkována do kuželovitěho deštníku. Tryska je odolná vůči ucpání a je s ní jednoduchá manipulace při výměně.



a. Souproudá tryska



b. Protiproudá tryska

Obr. 2.5 Prototypy trysek [29]

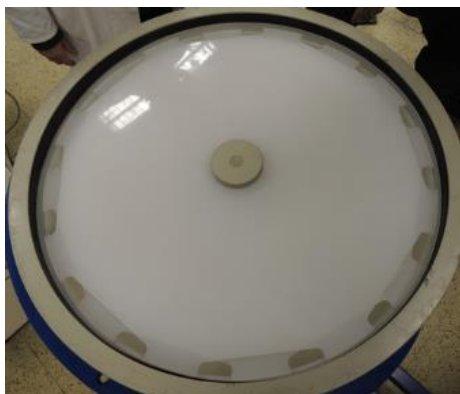
Clony

Plynná fáze putuje komorou a v horní části je zpomalována sadou nastavitelných přepážek. První z nich je umístěna okolo trysky (obr. 2.6) a nejvíce ovlivňuje hydraulické charakteristiky přístroje tím, že vytváří vyšší hydraulický odpor, a tím zvyšuje dobu průtoku plynné fáze absorpční komorou.



Obr. 2.6 Clona trysky – zavřená

Druhá clona je složena ze 2 stejných desek obr. 2.7, které mají po obvodu výřezy, pomocí kterých lze měnit velikost průduchů pro průchod plynu.



Obr. 2.7 Středová clona – zavřená

Poslední clona je stejná jako clona trysky, jen je umístěná na výstupu z kolony.

Deflektor

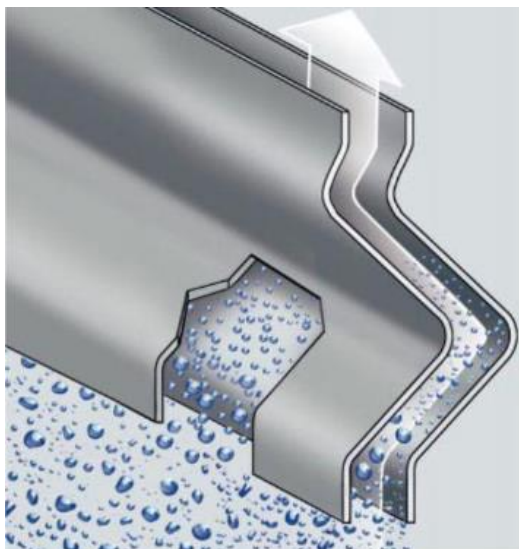
Plynná fáze vstupuje do komory skrz deflektor. Jedná se o posuvnou trubici, jejíž délka upravuje způsob proudění plynné fáze do komory. Změnou délky deflektoru je teoreticky možné upravovat „tangencialitu“ pohybu plynné fáze skrz absorpční komoru. Tato část přístroje však v důsledku netěsností byla zafixována v jedné poloze a utěsněna silikonem.



Obr. 2.8 Deflektor

2.1.4 Separátor kapiček

Vyčištěný plyn proudí kolem trysky přes sadu regulačních clon vzhůru. Plyn však obsahuje velké množství mlhy absorpční kapaliny, proto je nutné, aby se před výstupem z komory zbavil kapiček kapaliny. K tomu slouží separátor kapiček (obr. 2.9), v němž plyn prochází skrz soustavu horizontálně uložených lamel, ve kterých kapky naráží do stěn, a tím ztrácejí kinetickou energii. Působením gravitace pak kapalina volně stéká zpět do absorpční komory.



Obr. 2.9 Princip separace kapek [25]

2.1.5 Okruh plynné fáze

Vedení znečištěné plynné fáze je zajištěno pomocí ventilátoru. Ten je umístěn téměř na konci aparatury (za absorpční komorou).



a)



b)

Obr. 2.10 Vedení plynné fáze do absorpční komory

Vedený vzduch je tedy nasáván. Celá potrubní trasa včetně skrápěcí hlavy je na sací straně ventilátoru. V průběhu experimentu je tedy tlak vzduchu v aparatuře nižší než tlak atmosférický. Do proudu nasávaného vzduchu je dávkován kontaminant z tlakové lahve pomocí dávkovacího okruhu, je tedy zajištěna konstantní kontaminace čištěného plynu. Potrubí je za vstupem kontaminantu „škrceno“, aby došlo k vytvoření turbulentního proudění, a tím také k lepšímu promísení s kontaminantem. Dokonale promísená vzdušina je poté přivedena do absorpční komory, kde dochází k separaci kontaminantu.

2.1.6 Okruh kapalné fáze

Systém vedení kapalné fáze je navržen jako uzavřený okruh. Zásoba skrápěcí kapaliny je zajištěna v podobě zásobní nádrže o objemu 100 l.



Obr. 2.11 Okruh kapalné fáze

K vytvoření cirkulace je použito čerpadlo, jež je ponořeno v nádrži. Kapalina je čerpána do proudu vzdušiny skrz skrápěcí trysku spirálového tvaru, je rozstříkována po absorpční komoře a zachycuje kontaminant ve vzdušině. Kapalina se zachyceným kontaminantem odtéká zpět do zásobní nádrže působením gravitační síly.

2.1.7 Měřicí prvky

Kromě zabudovaného vybavení scrubberu byly nutné některé externí přístroje, které nejsou součástí standardní výbavy. Jako externí měřicí prvky pro scrubber byly použity:

2 IR sondy Testo 535 – pro měření přesné koncentrace CO₂



a. Sonda na výstupu



b. Sonda na vstupu

Obr. 2.12 Umístění IR sondy Testo 535

Greisinger GDH 200 – barometr umístěný v dávkovacím okruhu CO₂ pro snímání aktuálního tlaku dávkovaného plynu v reálném čase.

2.2 Plán experimentu

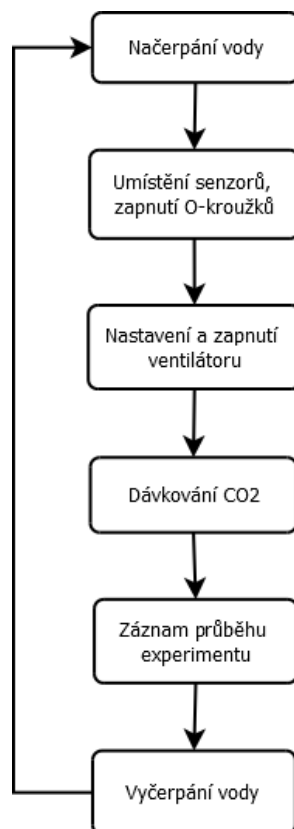
Cílem 1. části experimentu je ověřit, zda je scrubber způsobilý ke své navržené činnosti. Před diplomovou prací byla na scrubberu vyměněna absorpční komora za nynější průhlednou. V průběhu výměny došlo k vytvoření netěsností v oblasti deflektoru, a ty byly lepeny a utěsněny silikonovou výplní. První částí experimentální práce je tedy ověření těsnosti zařízení.

V další části experimentu je prověřován vliv směru rozstříku, tedy rozdíl mezi souproudou a protiproudou absorpcí při konfiguraci přístroje, kterou Ing. Josef Kalivoda, PhD. a Ing. Ondřej Straka stanovili jako nejúčinnější. Tato konfigurace je následující: tlak 2,7 bar kapalně fáze, tlak -0,2 mbar plynně fáze, zavřená spodní přepážka clon a otevřená obvodová přepážka [30].

Cílem poslední částí experimentální práce bylo zjistit optimální konfiguraci přístroje pro novou protiproudou trysku. Pro experimenty byla zvolena absorpce do 1 % roztoku hydroxidu sodného a teplota média 25 °C. Byl stanoven střední průtok kapalně fáze, a pro něj byly proměřeny 3 různé průtoky plynně fáze. Poté byly experimenty provedeny inverzním způsobem, tedy střední průtok plynně fáze a 3 měřené průtoky fáze kapalně. Všechna měření při určitém nastavení byla proměřena pro 4 různé vstupní objemové koncentrace CO₂. Bylo tedy provedeno 33 experimentů.

2.2.1 Průběh experimentů těsnosti

- Na začátku bylo načerpáno dostatečné množství vody, aby byly vodou utěsněny všechny vstupy a výstupy z absorpční komory (cca. 145 l)
- Byly zapnuty těsnící kroužky a umístěny externí IR senzory
- Byl nastaven průtok ventilátoru a nasávání bylo zapnuto
- Během experimentu byly sledovány externí senzory a byly zapisována data v minutových intervalech po dobu 5 minut.
- Poté byl experiment ukončen a membránovým čerpadlem byla voda vyčerpána do výlevky

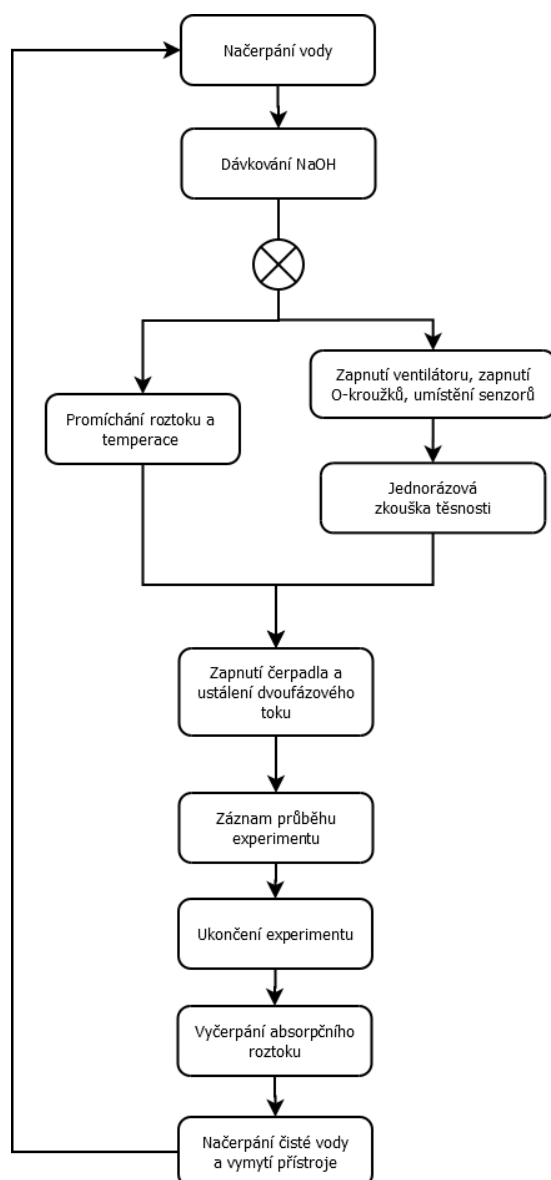


Obr. 2.13 Diagram procesu experimentů těsnosti

2.2.2 Průběh standardních experimentů

- Na začátku bylo načerpáno 88 dm^3 vody z vodovodního řádu a zapnut hlavní spínač na rozvodné skříni.
- Do nádrže bylo přidáno $1,2 \text{ dm}^3$ 50 % NaOH a tento roztok byl promíchán pomocí by-pass okruhu. Poté bylo čerpadlo vypnuto a roztok byl ponechán k temperaci.
- V mezechase byl umístěny externí měřicí zařízení a aktivovány těsnící o-kroužky
- Dále byla smazána SD karta, aby nebyl exportován příliš velký a nepřehledný soubor s výsledky.
- Byl nastaven průtok ventilátoru a čerpadla, zapnut byl pouze ventilátor. Takto byl ponechán 5 min a bylo pozorováno, jestli je objemová koncentrace CO_2 na obou senzorech shodná. Ve 3. minutě byl otevřen přívod kontaminantu a opět byla porovnávána kontaminace na obou IR senzorech. Pokud byly obě hodnoty shodné, byla zaručena těsnost zařízení (jednorázová zkouška těsnosti).

- Poté byl spuštěn okruh kapalné fáze. V době stabilizace průtoků kapalné a plynné fáze byl korigován průtok kontaminantu až po ustálení na požadované objemové koncentraci.
- Po ustálení objemové koncentrace kontaminantu byl zapsán čas počátku experimentu, byly zaznamenávány objemové koncentrace CO₂ na vstupu i výstupu absorpční komory a další hodnoty na externích měřicích zařízení. Hodnoty byly zapisovány ve dvouminutových intervalech po dobu 10 minut.
- Po zaznamenání všech pozorovaných veličin byl uzavřen přívod kontaminantu a bylo vypnuto čerpadlo a ventilátor.
- Byla aktualizována SD karta a data byla exportována do počítače.
- Pomocí membránového čerpadla byl roztok vyčerpán do odpadu a byla načerpána čistá voda z vodovodního řádu.
- Aparatura byla poté několik minut pročišťována čistou vodou.
- Poté byla čistící voda vyčerpána a mohl začít nový experiment.
- Po skončení všech experimentů na konci dne byl scrubber propláchnut roztokem kyseliny citrónové



Obr. 2.14 Diagram procesu standardních experimentů

2.2.3 Použité chemikálie

Pro experimenty byly využity tyto chemikálie:

Hydroxid sodný – pro přípravu roztoku hydroxidu sodného byl použit 50 % hydroxid sodný

Kyselina citrónová – pro čištění aparatury po experimentech, skladována ve formě prášku

Oxid uhličitý – potravinářské kvality

Voda – z vodovodního řádu města Brno

2.3 Vyhodnocení experimentů

V práci jsou uvedeny výpočty pro jednotlivé experimenty, v průběhu experimentů jsou uzavřeny všechny přepážky, deflektor je zafixován ve stabilní poloze a tryska je v nejvyšší možné poloze.

2.3.1 Zkoušky těsnosti

Během zkoušek těsnosti byly sledovány externí IR senzory pro zjištění koncentrace CO₂ (ppm) ve vzdušině. Objemová koncentrace CO₂ na vstupu musí být shodná s objemovou koncentrací na výstupu.

Ověření těsnosti:

$$\varphi_{CO_2}^{in} = \varphi_{CO_2}^{out} \quad (2.1)$$

$$3803 \text{ ppm} = 3807 \text{ ppm}$$

Někdy docházelo k vyšší objemové koncentraci na výstupu, avšak vždy to bylo do možné chyby zařízení, kterou výrobce uvádí 150 ppm [24].

2.3.2 Bilance průtoku plynné fáze

V soustavě scrubberu je pro měření průtoku plynné fáze použit indukční průtokoměr. Ten je náchylný na turbulence a vlhkost. V umístění průtokoměru je poměrně vysoká vlhkost, avšak do měření příliš vysokou chybu nezaslela. Průtokoměr měří v jednotkách kg/hod, musela proto být zhotovena řada výpočtů.

Výpočet hustoty vzduchu v pracovních podmínkách:

$$\rho_{air} = \frac{M_{air} \cdot p_{lab.}}{R \cdot T_{lab.}} = \frac{28,965 \cdot 10^{-3} \cdot 101\,180}{8,314 \cdot (22,9 + 273,15)} = 1,1907 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}, \quad (2.2)$$

kde M_{air} je molekulová hustota vzduchu [28], $p_{lab.}$ je tlak v laboratoři, R je molární plynová konstanta a $T_{lab.}$ je termodynamická teplota v laboratoři.

Výpočet hustoty CO₂ v pracovních podmínkách:

$$\rho_{air} = \frac{M_{CO_2} \cdot p}{R \cdot T} = \frac{44,04 \cdot 10^{-3} \cdot 101\,180}{8,314 \cdot (22,9 + 273,15)} = 1,8104 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}. \quad (2.3)$$

Výpočet hustoty směsi kontaminovaného vzduchu:

$$\rho_{sm.} = \varphi_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + (1 - \varphi_{CO_2}) \cdot \rho_{air} \quad (2.4)$$

$$\rho_{sm.} = 4 \cdot 10^{-3} \cdot 1,8104 + (1 - 0,004) \cdot 1,1907 = 1,1931 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3},$$

kde φ_{CO_2} je objemová koncentrace CO_2 v ppm. Na základě zjištěného hmotnostního průtoku byl vypočítán objemový průtok kontaminované vzdušiny:

$$\dot{V}_{air} = \frac{\dot{m}_{air}}{\rho_{sm.}} = \frac{164,87}{1,195} = 137,95 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}, \quad (2.5)$$

kde $\dot{m}$ je hmotnostní průtok plynné fáze získaný z průtokoměru. Dále byl tento průtok normován na standardní laboratorní podmínky:

$$\dot{V}_{air}^{Norm.} = \frac{\dot{V}_{air} \cdot p_{lab.} \cdot T_{norm.}}{p_{norm.} \cdot T_{lab.}} = \frac{137,95 \cdot 101180 \cdot 293,15}{101325 \cdot 296,05} \quad (2.6)$$

$$\dot{V}_{air}^{Norm.} = 136,42 \text{ m}^3 \cdot \text{hod}^{-1},$$

kde $T_{norm.}$ je normovaná teplota a $p_{norm.}$ je normovaný tlak.

2.3.3 Vstupní a výstupní parametry oxidu uhličitého

Na základě znalosti normovaného průtoku vzdušiny můžeme vypočítat *normovaný objemový průtok CO_2 na vstupu do absorpční komory*:

$$\dot{V}_{CO_2,in}^{Norm.} = \dot{V}_{air}^{Norm.} \cdot \varphi_{CO_2}^{in} = 136,42 \cdot 4,116 \cdot 10^{-3} = 0,562 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}. \quad (2.7)$$

A na výstupu z absorpční komory:

$$\dot{V}_{CO_2,out}^{Norm.} = \dot{V}_{air}^{Norm.} \cdot \varphi_{CO_2}^{out} = 136,42 \cdot 2,695 \cdot 10^{-3} = 0,368 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}, \quad (2.8)$$

kde $\varphi_{CO_2}^{in}$ a $\varphi_{CO_2}^{out}$ jsou naměřené a zprůměrované hodnoty objemové koncentrace CO_2 ve vzdušině pomocí IR sond. Dále byl vypočítán molární tok oxidu uhličitého na vstupu i výstupu pomocí stavové rovnice:

$$\dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.} = \frac{p_{norm.} \cdot \dot{V}_{CO_2,in}^{Norm.}}{R \cdot T_{norm.}} = \frac{101325 \cdot 0,526}{8,314 \cdot 293,15} = 23,347 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}. \quad (2.9)$$

Pomocí molárního toku byl již jednoduše vypočítán hmotnostní tok oxidu uhličitého na vstupu i výstupu z absorpční komory.

Výpočet hmotnostního toku oxidu uhličitého na vstupu do absorpční komory:

$$\dot{m}_{CO_2}^{in} = \dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.} \cdot M_{CO_2} = \quad (2.10)$$

$$\dot{m}_{CO_2}^{in} = 23,35 \cdot 44,04 \cdot 10^{-3} = 1027,49 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}.$$

Vypočítané parametry oxidu uhličitého na vstupu a výstupu pro průtok plynu $164,9 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$ (respektive $136,42 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) a 0,4 % kontaminaci CO_2 na vstupu jsou zobrazeny v tab. 2.1.

Tab. 2.1 Vypočítané parametry na vstupu a výstupu absorpční komory při kontaminaci 0,4 % CO_2

Vstup	$\varphi_{CO_2}^{in}$	$\dot{V}_{CO_2,in}^{Norm.}$	$\dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.}$	$\dot{m}_{CO_2}^{in}$
	[ppm]	$[\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}]$	$[\text{mol} \cdot \text{h}^{-1}]$	$[\text{g} \cdot \text{h}^{-1}]$
	4116,6	0,562	23,347	1027,49
Výstup	$\varphi_{CO_2}^{out}$	$\dot{V}_{CO_2,out}^{Norm.}$	$\dot{n}_{CO_2,out}^{Norm.}$	$\dot{m}_{CO_2}^{out}$
	[ppm]	$[\text{Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}]$	$[\text{mol} \cdot \text{h}^{-1}]$	$[\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$
	2695,4	0,368	15,286	672,76

Z normovaných molárních toků oxidu uhličitého na vstupu ($\dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.}$) a výstupu ($\dot{n}_{CO_2,out}^{Norm.}$) byla vypočítána účinnost absorpce:

$$\xi = \left(1 - \frac{\dot{n}_{CO_2,out}^{Norm.}}{\dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.}} \right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{15,286}{23,347} \right) = 34,52 \% . \quad (2.11)$$

2.3.4 Výpočet účinku chemické absorpce

Výpočet koncentrace absorpčního roztoku

Absorpční kapalina byla vždy připravena nalitím $1,2 \text{ dm}^3$ 50 hm. % roztoku NaOH s 88 dm^3 pitné vody z vodovodního řádu. Hustota 50 hm. % NaOH je při 20°C je $1,525 \text{ kg} \cdot \text{dm}^{-3}$ a hustota 1 hm. % NaOH je při 20°C je $1,0105 \text{ kg} \cdot \text{dm}^{-3}$. Molekulová hmotnost NaOH je 39,997 a hustota vody je $0,997 \text{ kg} \cdot \text{dm}^{-3}$ [18, 19].

$$w_{NaOH} = \frac{m_{NaOH} \cdot w_{NaOH}}{m_{NaOH} + m_{H_2O}} = \frac{\rho_{NaOH}^{50\%} \cdot V_{NaOH} \cdot w_{NaOH}}{\rho_{NaOH}^{50\%} \cdot V_{NaOH} + \rho_{H_2O} \cdot V_{H_2O}}$$

$$C_B = \frac{w_{NaOH} \cdot \rho_{NaOH}^{1\%}}{M_{NaOH} \cdot 100}$$

$$C_B = \frac{\frac{\rho_{NaOH}^{50\%} \cdot V_{NaOH} \cdot w_{NaOH}}{\rho_{NaOH}^{50\%} \cdot V_{NaOH} + \rho_{H_2O} \cdot V_{H_2O}} \cdot \rho_{NaOH}^{1\%}}{M_{NaOH} \cdot 100} \quad (2.12)$$

$$C_B = \frac{\frac{1,525 \cdot 1,2 \cdot 0,5}{1,525 \cdot 1,25 + 0,997 \cdot 88} \cdot 1,0105}{39,97 \cdot 10^{-3} \cdot 100} = 0,2582 \text{ mol} \cdot \text{dm}^{-3}$$

Výpočet iontové síly absorpčního roztoku

Po vypočítání parametrů z předchozí kapitoly lze vypočítat skutečnou iontovou sílu roztoku po ukončení experimentu. Jestliže je známo celkové množství pohlceného oxidu uhličitého, lze na základě rovnic (1.81) a (1.82) vypočítat úbytek OH^- iontů a odhadnout množství vzniklých iontů CO_3^{2-} . Celková doba dávkování oxidu uhličitého byla 10 minut.

Hmotnost pohlceného oxidu uhličitého během experimentu:

$$m_{CO_2} = \frac{\dot{m}_{CO_2}^{in} \cdot 10}{60} - \frac{\dot{m}_{CO_2}^{out} \cdot 10}{60} =$$

$$m_{CO_2} = \frac{1,027 \cdot 10}{60} - \frac{0,627 \cdot 10}{60} = 59,121 \text{ g} , \quad (2.13)$$

kde t je čas, po kterou byl oxid uhličitý absorbován. Dále byl vypočítán počet molů za dobu absorpce:

$$n_{CO_2} = \frac{m_{CO_2}}{M_{CO_2}} = \frac{59,121}{44,04} = 1,342 \text{ mol} . \quad (2.14)$$

Množství vzniku iontů CO_3^{2-} z OH^- iontů je ekvimolární, proto platí:

$$C_{CO_3^{2-}} = \frac{n_{CO_2}}{V} = \frac{1,342}{89,2} = 1,505 \cdot 10^{-2} \text{ mol} \cdot \text{dm}^{-3} . \quad (2.15)$$

Na základě znalosti $C_{\text{CO}_3^{2-}}$ se iontová síla absorpčního roztoku vypočítá:

$$I = \frac{1}{2} \left(C_{\text{Na}^+} \cdot Z_{\text{Na}^+}^2 + C_{\text{OH}^-} \cdot Z_{\text{OH}^-}^2 + C_{\text{CO}_3^{2-}} \cdot Z_{\text{CO}_3^{2-}}^2 \right)$$

$$I = \frac{1}{2} (0,2582 \cdot 1^2 + (0,2582 - 1,505 \cdot 10^{-2}) \cdot 1^2 + 1,505 \cdot 10^{-2} \cdot 2^2) \quad (2.16)$$

$$I = 0,2808 \text{ mol} \cdot \text{dm}^{-3}.$$

Výpočet rychlostní konstanty

Rychlostní konstanta pro rovnice (1.81) a (1.82) je závislá na teplotě a iontové síle. Pro výpočet specifické rychlostní konstanty je nutné nejprve provést výpočet rychlostní konstanty při nekonečném zředění:

$$k_c^\infty = 3,278 \cdot e^{\left(\frac{-54971}{8,314 \cdot 275,93}\right)} = 6551,57 \text{ dm}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}. \quad (2.17)$$

Pro výpočet konstanty při specifických podmínkách je nutné vypočítat korekční faktor β na teplotu experimentu [20]:

$$\beta = 2,83 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 1,7367 \cdot 10^{-1} \cdot T + 26,809$$

$$\beta = 2,83 \cdot 10^{-4} \cdot 298,18^2 - 1,7367 \cdot 10^{-1} \cdot 298,15 + 26,809 \quad (2.18)$$

$$\beta = 0,186.$$

Výpočet rychlostní konstanty reakce:

$$k_c = k_c^\infty \cdot e^{(I \cdot \beta)} = 6551,57 \cdot e^{(0,2808 \cdot 0,186)} = 6903,14 \text{ dm}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}, \quad (2.19)$$

kde k_c je rychlostní konstanta dopředné reakce, I je iontová síla roztoku, β je korekční faktor na teplotu a k_c^∞ je rychlostní konstanta při nekonečném zředění.

Odhad difuzivity oxidu uhličitého v absorpčním roztoku

Difuzivitu je možno vypočítat z poloempirického vztahu. Pro výpočet difuzivity je nutné znát viskozitu vody při teplotě absorpčního činidla. Viskozita vody při 25 °C je

$\eta_v = 8,891 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}^{-1}$ [21]. Výpočet difuzivity je proveden pomocí Wilke-Changovy poloempirické rovnice.

Výpočet difuzivity CO_2 ve vodě:

$$D_{\text{CO}_2}^{\text{H}_2\text{O}} = 5,879 \cdot 10^{-17} \cdot \frac{\sqrt{q \cdot M_{\text{H}_2\text{O}}}}{\eta_{\text{H}_2\text{O}} \cdot (V_{m\text{CO}_2})^{0,6}}$$

$$D_{\text{CO}_2}^{\text{H}_2\text{O}} = 55,879 \cdot 10^{-17} \cdot 298,15 \cdot \frac{\sqrt{2,6 \cdot 18,02}}{8,891 \cdot 10^{-4} \cdot (34)^{0,6}} \quad (2.20)$$

$$D_{\text{CO}_2}^{\text{H}_2\text{O}} = 1,627 \cdot 10^{-11} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1},$$

kde q je asociační parametr pro difuzivitu ve vodě [11], $M_{\text{H}_2\text{O}}$ je molekulová hmotnost vody a $V_{m\text{CO}_2}$ je molární objem CO_2 [11].

Difuzivita CO_2 v NaOH byla poté odhadnuta pomocí Ratcliff-Holdcroftovy poloempirické rovnice [22]:

$$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}} = D_{\text{CO}_2}^{\text{H}_2\text{O}} (1 + 0,624 \sum b_i \cdot C_B)$$

$$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}} = [1 + 0,624 \cdot (-0,857 \cdot 0,2582 - 0,1088 \cdot 0,2582 - 0,115 \cdot 0,2582 - 0,245 \cdot 0,2582)] \quad (2.21)$$

$$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}} = 1,462 \cdot 10^{-9} \text{ dm}^2 \cdot \text{s}^{-1},$$

kde b_i je parametr pro jednotlivá iont v roztoku (jednotlivé hodnoty jsou v tab. 2.2),

Tab. 2.2 Parametry pro korekci difuzivity plynu v elektrolytu [22]

Iont	b_i [dm ³ · mol ⁻¹]
Na ⁺	-0,0857
OH ⁻	-0,1088
HCO ₃ ⁻	-0,115
CO ₃ ²⁻	-0,245

Difuzivita hydroxidových iontů

Difuzivita hydroxidových iontů iontu ve vodě je $D_{OH^-}^{H_2O}$ $5,3 \cdot 10^{-7} \text{ dm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ [26]. Nebylo nutné zavádět korekci, jelikož experimenty probíhaly při teplotě 25 °C.

Výpočet času kontaktu fází

Pro výpočet času kontaktu fází byl zvolen přístup, při kterém byl spočítán objem absorpční komory, a ten byl porovnán s normovaným průtokem vzdušiny.

Výpočet objemu absorpční komory:

$$V_k = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot h}{4} = \frac{\pi \cdot 0,75^2 \cdot 0,85}{4} = 0,376 \text{ m}^3, \quad (2.22)$$

kde d je průměr absorpční komory a h výška absorpční komory.

Výpočet doby kontaktu vzdušiny s absorpční kapalinou:

$$\tau_k = \frac{V_k}{\dot{V}_{air}^{Norm.}} = \frac{0,376}{\frac{136,41}{3600}} = 9,9 \text{ s}, \quad (2.23)$$

kde V_k je objem absorpční komory a $\dot{V}_{air}^{Norm.}$ je normovaný průtok vzdušiny komorou.

Výpočet koeficientu přestupu hmoty

Koeficient přestupu hmoty byl spočítán pomocí Higbieho modelu [11].

$$k_{lc} = 2 \cdot \sqrt{\frac{D_{CO_2}^{NaOH}}{\pi \cdot \tau}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{1,462 \cdot 10^{-11}}{\pi \cdot 9,9}} = 1,37 \cdot 10^{-6} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}, \quad (2.24)$$

kde $D_{CO_2}^{NaOH}$ je difuzivita kontaminantu v roztoku a τ je čas kontaktu fází.

Výpočet korekce Henryho konstanty

Henryho konstanta CO_2 ve vodě při 25 °C $H_{\text{CO}_2}^{H_2O} = 3,43 \cdot 10^{-7} \text{ mol dm}^{-3} \text{ Pa}^{-1}$ [27, 28].

Henryho konstantu však ovlivňuje iontová síla a koncentrace roztoků. Korekci Henryho konstanty můžeme vypočítat pomocí metody van Krevelena a Hoftizjera [11]:

$$\log\left(\frac{H}{H_0}\right) = h_i \cdot I, \quad (2.25)$$

kde I je iontová síla, H_0 je Henryho konstanta ve vodě a h_i je příspěvek k rozpustnosti jednotlivých iontů, který se vypočítá dle:

$$h_i = h_+ + h_- + h_g \quad (2.26)$$

Do rovnice (2.26) se dosadí hodnoty z tab. 2.3 a tab. 2.4.

Tab. 2.3 Hodnoty h_+ a h_- pro vybrané ionty [11]

Ionty	h_+ [$10^{-5} \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1}$]	h_- [$10^{-5} \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1}$]
Na ⁺	9,1	-
OH ⁻	-	6,6
CO ₃	-	2,1

Tab. 2.4 Hodnoty h_g pro oxid uhličitý [11]

t [°C]	h_g [$10^{-5} \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1}$]
15	-1,0
25	-1,9
40	-2,6

Výpočtem rovnice (2.26) tedy získáme:

$$h_i = (9,1 + 6,6 + 2,1 - 1,9) = 1,59 \cdot 10^{-4} \quad (2.27)$$

Henryho konstantu pro NaOH tedy vypočítáme jednoduchou modifikací rovnice (2.24):

$$H_{CO_2}^{\odot} = H_{CO_2}^{H_2O} \cdot 10^{(h_i \cdot I)} = 3,43 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{(1,59 \cdot 10^{-7} \cdot 0,2808)} \quad (2.28)$$

$$H_{CO_2}^{\odot} = 3,43 \cdot 10^{-7} \text{ mol} \cdot \text{dm}^{-3} \cdot \text{Pa}^{-1}.$$

Výpočet molární koncentrace oxidu uhličitého v absorpčním roztoku na mezifázovém rozhraní.

Koncentraci na mezifázovém rozhraní můžeme odhadnout na základě úpravy Daltonova zákona (1.66) na:

$$C_{CO_2} = H_{CO_2}^{\odot} \cdot p_{CO_2}, \quad (2.29)$$

kde p_{CO_2} je parciální tlak oxidu uhličitého ve vzdušíně, ten je však v našem případě neměřitelný. Pro přiblížení množství CO_2 na mezifázovém rozhraní byla zavedena veličina průměrná objemová koncentrace CO_2 , která byla získána:

$$\bar{\varphi}_{CO_2} = \frac{\varphi_{CO_2}^{in} + \varphi_{CO_2}^{out}}{2} = \frac{4,117 \cdot 10^{-3} + 2,695 \cdot 10^{-3}}{2} = 3,41 \cdot 10^{-3}. \quad (2.30)$$

Výpočet molární koncentrace oxidu uhličitého na mezifázovém rozhraní:

$$C_{CO_2} = \bar{\varphi}_{CO_2} \cdot H_{CO_2}^{\ominus} \cdot p_{CO_2} = 3,41 \cdot 10^{-3} \cdot 3,43 \cdot 10^{-7} \cdot 101180$$

$$C_{CO_2} = 1,18 \cdot 10^{-4}. \quad (2.31)$$

Výpočet Hattova kritéria

Pro zjištění, zda je absorpce ovlivněna chemickou reakcí, slouží především Hattovo kritérium. Pomocí získaných veličin v rovnicích (2.12), (2.19), (2.21) a (2.24) můžeme kritérium vypočítat pomocí vztahu (1.71) [20]:

$$Ha = \frac{\sqrt{D_{CO_2}^{NaOH} \cdot k_C \cdot C_A}}{k_{lC}} = \frac{\sqrt{1,462 \cdot 10^{-11} \cdot 6903,14 \cdot 0,2582}}{1,37 \cdot 10^{-6}} = 117,8. \quad (2.32)$$

Výpočet reakčního faktoru při průběhu okamžité reakce

Rozpuštěný plyn reaguje okamžitě s rozpuštěnou látkou a difunduje pod povrch. Difúze je stejně rychlá jako rychlost reakce a reakční faktor se vypočítá [11]:

$$E_i = \sqrt{\frac{D_{CO_2}^{NaOH}}{D_{OH^-}^{H_2O}}} + \frac{C_B}{z C_{CO_2}} \cdot \sqrt{\frac{D_{OH^-}^{H_2O}}{D_{CO_2}^{NaOH}}} = 20\,797. \quad (2.33)$$

Hodnocení Hattova kritéria a reakčního faktoru

Hattovo kritérium bylo ve všech měřeních vyhodnoceno nad 100 (117,8; 131,56; atd.), proto byla splněna podmínka $Ha > 1$, a jedná se tedy o velmi rychlou reakci. Taktéž platí podmínka $1 \ll Ha \ll E_i$, a proto tedy platí: $E = Ha$ a rychlost absorpce tedy není závislá na době styku mezi kapalinou a plynem [11].

Velikost rozstříkovaných kapek

Velikost kapek má vliv na tvorbu mezifázového rozhraní. Na základě informací od výrobce trysky byla stanovena přibližná velikost. Na stránkách výrobce je možné získat Sauterův průměr kapek d_{32} , ten je definován jako:

$$d_{32} = \frac{d_v^3}{d_s^2}, \quad (2.34)$$

kde d_v (objemově ekvivalentní objem) je definován jako:

$$d_v = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V}{\pi}} \quad (2.35)$$

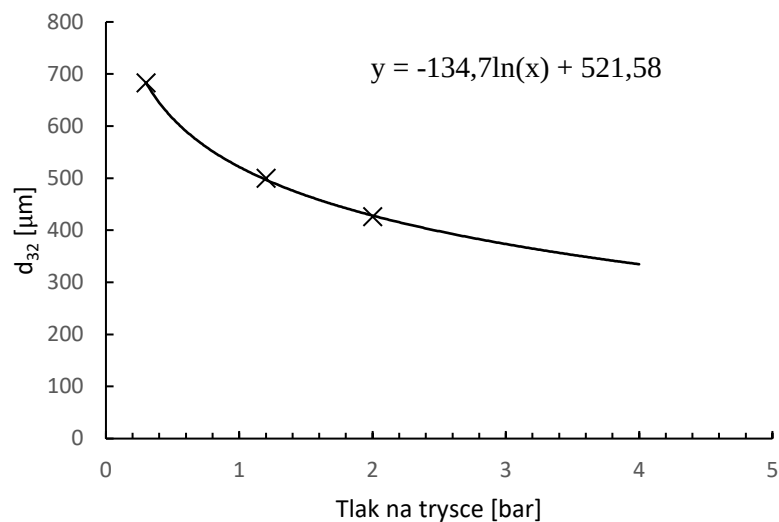
a d_s (povrchově ekvivalentní průměr):

$$d_s = \sqrt{\frac{S}{\pi}}. \quad (2.36)$$

Pak dosazením (2.35) a (2.36) do rovnice (2.34) získáme:

$$d_{32} = \frac{\left(\sqrt[3]{\frac{6 \cdot V}{\pi}}\right)^3}{\left(\sqrt{\frac{S}{\pi}}\right)^2} = 6 \frac{V}{S}. \quad (2.37)$$

Na základě závislosti Sauterova průměru na tlaku udávané výrobcem spirálové trysky byla sestavena logaritmická rovnice závislosti, ze které je možné vypočítat Sauterův průměr pro jakýkoliv tlak [29].



Obr. 2.15 Závislost Sauterova průměru na tlaku na trysce (tryska TF 28)

Pro tvorbu této závislosti byly k dispozici pouze 3 body, které jsou na obr. 2.15. Tyto body byly proloženy danou logaritmickou aproximací a přímka byla prodloužena do žádoucích tlaků.

Výpočet Sauterova průměru při tlaku 2,7 bar (110 l/min):

$$d_{32} = -134,7 \ln(p_{\text{trysk}}) + 521,58 = -134,7 \ln(2,73) + 521,58 \quad (2.38)$$

$$d_{32} = 387,78 \mu\text{m},$$

kde p_{trysk} je tlak na trysce.

Výpočet poměru objemu ku povrchu kapky z rovnice (2.37):

$$\frac{V}{S} = \frac{d_{32}}{6} = \frac{388 \cdot 10^{-6}}{6} = 6,46 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2}. \quad (2.39)$$

Výpočet objemu kapky:

$$V = \frac{\pi \cdot d_{32}^3}{6} = \frac{\pi \cdot (6,46 \cdot 10^{-5})^3}{6} = 3,053 \cdot 10^{-11} \text{ m}^3. \quad (2.40)$$

Výpočet koeficientu prostupu hmoty

Koeficient prostupu hmoty lze vypočítat z materiálové bilance. Ze Sauterova průměru d_{32} je možné stanovit poměr objemu a plochy kapalinového „deštníku“, jenž je pomocí trysky vytvořen (2.34). Pro výpočet je nutno znát celkovou plochu mezifázového rozhraní. V našem případě půjde o styčnou plochu všech kapek vytvořených na „deštníku“.

Výpočet povrchu kapky:

$$S_{kap.} = \frac{V}{d_{32}} = \frac{3,053 \cdot 10^{-11}}{388 \cdot 10^{-6}} = 4,71 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3. \quad (2.41)$$

Počet rozstříknutých kapek:

$$N_{kap.} = \frac{\dot{V}_{\odot}^h}{V \cdot 3600} = \frac{6,65}{3,053 \cdot 10^{-11} \cdot 3600} = 6,047 \cdot 10^7. \quad (2.42)$$

kde $\dot{V}_{\odot}^h$ je objemový průtok roztoku skrz trysku za hodinu.

Celková plocha mezifázového rozhraní:

$$S_r = S_{kap.} \cdot N_{kap.} = 4,71 \cdot 10^{-7} \cdot 6,047 \cdot 10^7 = 28,57 \text{ m}^2. \quad (2.43)$$

Výpočet koeficientu prostupu hmoty:

$$K_p = \frac{\dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.} - \dot{n}_{CO_2,out}^{Norm.}}{S_r \cdot 3600} = \frac{23,347 - 15,286}{28,57 \cdot 3600} \quad (2.44)$$
$$K_p = 7,83 \cdot 10^{-3} \text{ Nmol} \cdot \text{dm}^{-2} \cdot \text{s}^{-1},$$

kde $\dot{n}_{CO_2,in}^{Norm.}$ je normovaný molární průtok na vstupu a $\dot{n}_{CO_2,out}^{Norm.}$ na výstupu zařízení. Koeficient prostupu hmoty tedy říká, kolik molů je transportováno skrz plochu mezifázového rozhraní.

3 VÝSLEDKY A DISKUZE

V následující kapitole jsou probírány výsledky jednotlivých měření. První část je zaměřena na zkoušky těsnosti a umístění senzorů, druhá probírá vliv orientace trysky na účinnost absorpce a třetí je zaměřena na diskuzi absorpce oxidu uhličitého do roztoku hydroxidu sodného.

3.1.1 Zkoušky těsnosti

Při těchto zkouškách bylo zjišťováno, zda v oblasti absorpční komory nebo v oblastech k ní blízko přilehlých docházelo k přísávání vzduchu z okolí ve třech pozicích za absorpční komorou. První pozice byla nad scrubberem před separátorem kapiček, druhá byla za separátorem kapiček a třetí byla přibližně o 3 metry dál v potrubním systému nad scrubberem. Tlak v O-kroužcích byl při prvním měření nastaven na 0,4 bar.

Tab. 3.1 Přehled zkoušky těsnosti při tlaku 0,4 bar O-kroužků

Pozice IR senzoru	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]	p_{in} [mbar]	p_{out} [mbar]
1. pozice	4061	3547	-0,2	-1,35
2. pozice	4141	3632	-0,2	-1,35
3. pozice	4286	1867	-0,2	-1,35

Důležitým faktorem byl právě tlak v O-kroužcích, které zajišťují dotěsnění systému. V tab. 3.1 vidíme, že pozice 1 a 2 mají téměř totožný rozdíl $\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}} - \varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ přibližně 500 ppm. To je více než přípustná chyba přístroje, proto byl tlak v O-kroužcích zvýšen na 0,8 bar.

Na základě rozdílu $\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}} - \varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ pro 3. pozici IR senzoru, jež je přibližně 2400 ppm, můžeme usuzovat, že výše v potrubním systému je přísáván vzduch, a proto není vhodné měřit v 3. pozici.

Tab. 3.2 Přehled zkoušky těsnosti při tlaku 0,8 bar O-kroužků

Pozice IR senzoru	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]	p_{in} [mbar]	p_{out} [mbar]
1. pozice	3834	3829	-0,2	-1,28
2. pozice	3803	3807	-0,2	-1,28
3. pozice	3836	1617	-0,2	-1,28

Výsledky měření po zvýšení tlaku v O-kroužcích na 0,8 bar jsou v tab. 3.2. Rozdíl $\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}} - \varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ pro pozice 1 a 2 je téměř nulový, scrubber tedy v měřené oblasti nepřisává vzduch z laboratoře. Tvzení, že scrubber přisával vzduch v oblasti O-kroužků také napomáhá snížení tlakových ztrát. Díky zvýšení na 0,8 bar bylo zamezeno přisávání okolního vzduchu a další měření jsou prováděna za tohoto tlaku. Pozice 2 je za separátorem kapiček, a protože IR senzor je citlivý na vlhkost, byla právě pozice 2 vybrána pro další měření (obr. 2.12).

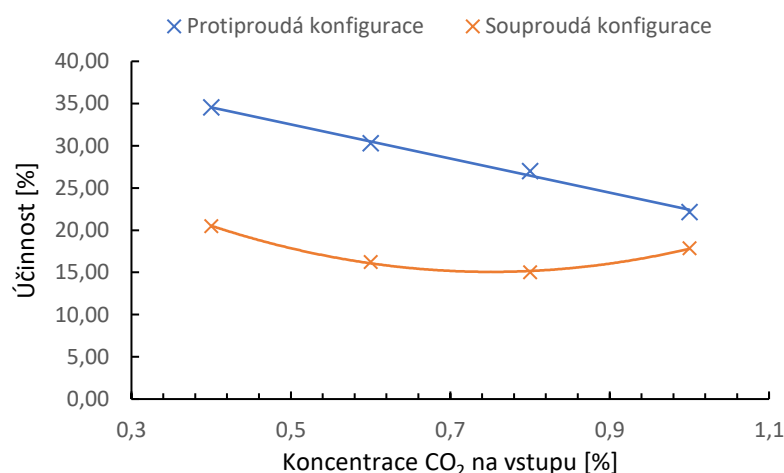
3.1.2 Účinek směru rozstříku trysky

Při výměně trysek nedošlo ke změně hydraulických vlastností vůči plynné fázi. Jak při souproudé, tak při protiproudé absorpci byl tlak kapaliny nastaven 2,7 bar (110 l/min), a ventilátor byl nastaven na -0,22 mbar (165 kg/h). V obou případech byly na senzoru na výstupu u ventilátoru zaznamenávány hodnoty v rozmezí -1,42 až 1,44 mbar. Na základě normovaných molárních toků CO_2 na vstupu i výstupu byla vypočítána účinnost absorpce, hmotnost absorbovaného CO_2 a Hattovo kritérium při vstupních objemových koncentracích 0,4 %, 0,6 %, 0,8 % a 1 %. Zmíněné parametry pro objemové koncentrace 0,4 % jsou zobrazeny v tab. 3.3.

Tab. 3.3 Vypočítané parametry pro měření souproudé a protiproudé absorpci

Objemová koncentrace na vstupu [%]	Veličina	Směr rozstříku trysky	
		Souproud	Protiproud
0,4	ξ [%]	20,48	34,52
	H_a [-]	116,57	117,80
	m_{CO_2} [g]	35,10	59,12
	E_i [-]	19655	20797
	K_p [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00121	0,00783

V oddíle účinnosti tab. 3.3 lze pozorovat, že účinnost absorpce s využitím protiproudé trysky při nízké vstupní objemové koncentraci je vyšší až o 14 %. Při zvyšující se objemové koncentraci CO_2 na vstupu dochází k postupnému snižování účinnosti (obr. 3.1).



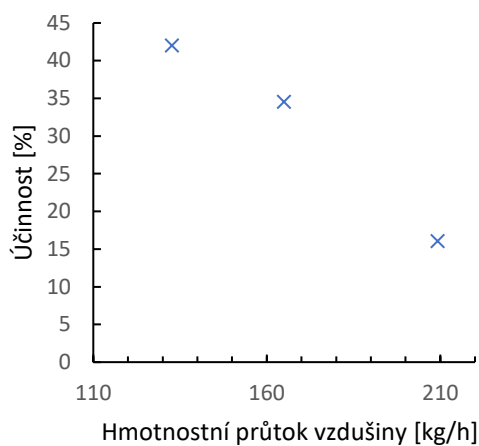
Obr. 3.1 Závislost účinnosti absorpce na objemové koncentraci CO_2 na vstupu pro souproudou a protiproudou konfiguraci

Se zvyšující se koncentrací se tento rozdíl v účinnosti zmenšuje, jak zobrazuje obr. 3.1. Hattovo kritérium se při výměně trysky výrazně nezměnilo. Podmínka $Ha > 1$ je splněna v obou konfiguracích při všech objemových koncentracích CO_2 . Ve všech případech tedy probíhá nezanedbatelná chemická reakce. Podmínka $1 \ll Ha \ll E_i$ je také splněna v obou konfiguracích, a proto může být reakční faktor vyjádřen jako $E = Ha$ a reakce probíhá pseudoprvním řádem. Při použití protiproudé trysky bylo za 10 minut absorbováno až o 30 g CO_2 více než při souproudém zapojení. Ač nedošlo ke znatelným tlakovým ztrátám při výměně trysky, dochází pravděpodobně k mnohem intenzivnějšímu kontaktu na mezifázovém rozhraní, protože koeficienty prostupu hmoty mají až 7x vyšší hodnotu při protiproudé konfiguraci. Všechna naměřená a vypočítaná data pro tuto kapitolu jsou uvedena v přílohách (tabulka 1 až tabulka 3)

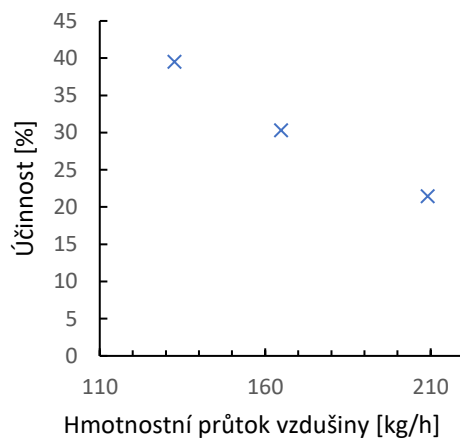
3.1.3 Závislost na průtocích jednotlivých fází

Závislost na průtoku vzdušiny

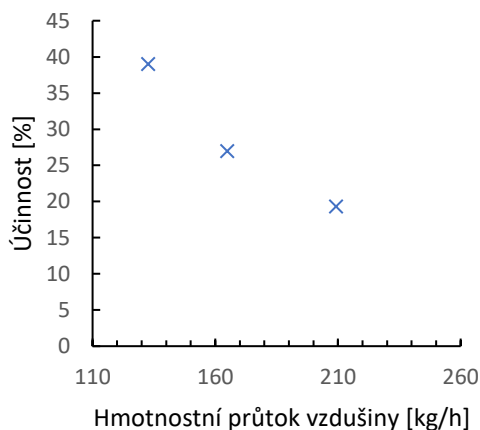
Závislost účinnosti absorpce na průtoku vzdušiny zobrazuje obr. 3.2.



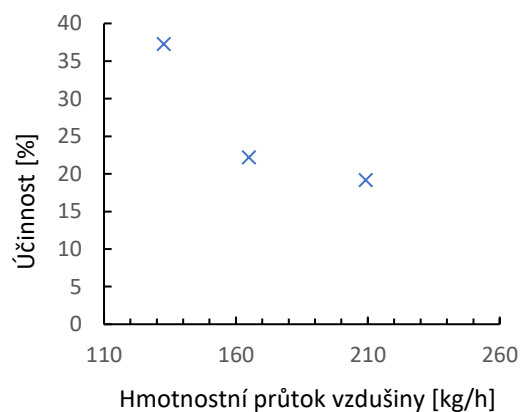
a. 0,4 % CO₂



b. 0,6 % CO₂



c. 0,6 % CO₂



d. 1 % CO₂

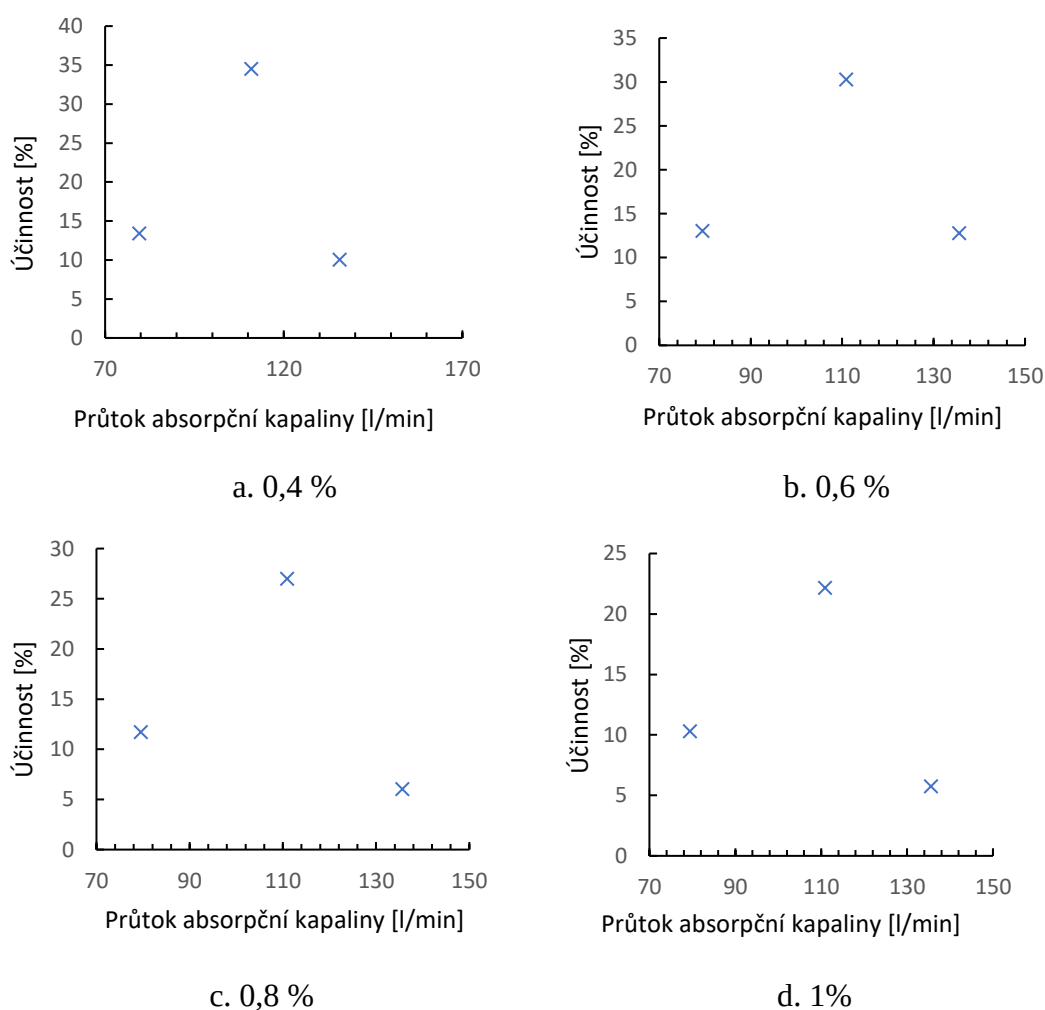
Obr. 3.2 Závislost účinnosti absorpce CO₂ na průtoku vzdušiny

Vykreslený obrázek obr. 3.2 je rozdělen do 4 grafů. Jednotlivé grafy platí pro jednotlivé objemové koncentrace oxidu uhličitého ve vzdušině. Všechna měření byla prováděna za konstantního průtoku 110 l/min kapalné fáze. Jak je vidět všechny grafy mají klesající charakter se zvyšujícím se průtokem vzdušiny. Nejvyšší účinnosti 42 % je dosaženo při 0,4 % vstupním znečištění a průtokem 132,6 kg/h.

Charakter grafů napovídá, že při dalším snížení průtoku vzdušiny, dojde k dalšímu zvýšení účinnosti, avšak při tomto průtoku byl dosažen technologický limit ventilátoru a nebylo možno průtok dále snížit. Snížení průtoku plynné fáze je ve shodě s teorií. Při snížení průtoku plynné fáze dojde ke zvýšení doby kontaktu fází a tím i k účinnější difúzi.

Závislost na průtoku kapalné fáze

Závislost účinnosti absorpce na průtoku absorpčního roztoku je zobrazena na obr. 3.3.



Obr. 3.3 Závislost účinnosti absorpce CO_2 na průtoku absorpční kapaliny

Vykreslený obrázek obr. 3.3 je rozdělen do 4 grafů. Jednotlivé grafy platí pro jednotlivé objemové koncentrace oxidu uhličitého ve vzdušině. Všechna měření byla prováděna

za konstantního průtoku 167 kg/h plynné fáze. Za všech objemových koncentrací se objevil netradiční průběh závislosti.

Při nízkém průtoku absorpční kapaliny, dochází k neefektivní tvorbě „záchytného deštníku“, kdy jsou téměř vidět jednotlivé kapky na skle absorpční komory. Je tedy vytvořeno méně (z důvodu nižšího průtoku) velkých kapek. Velikost kapek má také velký vliv na absorpci z důvodu nižšího měrného povrchu, který by mohl absorbovat okolní vzduch. Na druhou stranu při zvyšování průtoku dochází k vytváření stále menších kapek. Při dosažení příliš nízké velikosti kapek, dojde k porušení rovnováhy na mezifázovém rozhraní, a místo záchytné molekuly CO_2 a jejich strhávání směrem dolů, dochází k únosu kapiček NaOH mimo absorpční komoru. Další faktorem snížení účinnosti při vysokém výkonu čerpadla jsou pravděpodobně vibrační interference.

Nejlepší konfigurací se tedy jeví průtok 110 l/min, za kterého byla změřena nejvyšší účinnost absorpce 33,61 % při průtoku. Tato účinnost byla změřena za nejnižší vstupní objemová koncentrace 0,4 %.

Vliv chemické reakce

Na základě normovaných molárních toků CO_2 na vstupu i výstupu byla vypočítána účinnost absorpce, hmotnost absorbovaného CO_2 , Hattovo kritérium a reakční faktor při průběhu okamžité reakce za čtyř vstupních objemových koncentrací. V tab. 3.4 jsou zobrazeny vybrané vypočítané veličiny pro optimalizaci dvoufázového toku při vstupní objemové koncentraci CO_2 0,4 %.

Tab. 3.4 Vypočítané parametry pro optimalizaci toků kapaliny a plynu

$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [%]	Posuzovaná veličina	Za konstantního objemového průtoku kapalné fáze 110 l/min			Za konstantního hmotnostního průtoku plynné fáze 165 kg/h		
		$\dot{m}_{\text{air}} = 130$ kg/h	$\dot{m}_{\text{air}} = 165$ kg/h	$\dot{m}_{\text{air}} = 205$ kg/h	$\dot{V}_{\odot} = 80$ l/min	$\dot{V}_{\odot} = 110$ l/min	$\dot{V}_{\odot} = 135$ l/min
0,4	ξ [%]	42,01	34,52	16,06	13,39	33,61	10,02
	Ha [-]	131,56	117,80	104,65	115,28	117,76	115,77
	m_{CO_2}	60,84	59,12	34,17	23,95	59,08	18,23
	Ei [-]	39100,02	20796,58	19168,94	18507,20	20657,00	17720,59
	K_p [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00805	0,00783	0,00287	0,00287	0,00751	0,00135

Při nejvyšší účinnosti absorpce (42 %) bylo také vypočítáno nejvyšší Hattovo kritérium (131,56). Podmínky $\text{Ha} > 1$ a $1 \ll \sqrt{M'} \ll E_i$ jsou opět obě splněny ve všech případech za všech vstupních objemových koncentracích. Můžeme opět prohlásit, že chemická reakce ve všech případech probíhala velmi rychle. Za těchto splněných podmínek je reakční faktor roven Hattovu kritériu ($\text{Ha} = E$). Lze usoudit, že plyn zcela reaguje v difúzním filmu a do jádra kapky absorpční kapaliny příliš neproniká. Koncentrační gradient vznikající uvnitř kapaliny tedy můžeme zanedbat a hlavním parametrem

ovlivňujícím absorpci plynu bude plocha mezifázového rozhraní. Veškeré naměřené a vypočítané hodnoty jsou uvedeny v přílohách (tabulka 4 až tabulka 7).

4 ZÁVĚR

Cílem této diplomové práce bylo ověřit provozuschopnost a hlavně efektivitu provozu poloprovozní kapalinové pračky plynu, zhodnotit účinek výměny jedné z jejich komponent a zjištění nastavení optimálních provozních parametrů dvoufázového toku při nové konfiguraci zařízení.

Celkově bylo provedeno 33 experimentů. Ověření provozuschopnosti spočívalo v měření těsnosti zařízení v oblasti absorpční komory metodou sledování úbytku objemové koncentrace CO_2 . Bylo zjištěno, že aby nedocházelo k bočnímu přísávání vzduchu z laboratoře, musí být těsnící O-kroužky nastaveny na 4x vyšší tlak, než je doporučeno na přístroji. Dalším krokem v této části bylo určení optimálního místa IR sondy na výstupu z absorpční komory. Z důvodů přísávání vzduchu v potrubní části za absorpční komorou a vysoké vlhkosti v blízkosti absorpční komory byla vybrána 2. pozice za separátorem kapiček.

Dále byl posuzován vliv výměny trysky, která uvádí scrubber do protiproudého nastavení. Zde byl vliv na přestup hmoty charakterizován účinností ξ (%) zjištěné na základě normovaného molárního průtoku CO_2 na vstupu a výstupu z absorpční komory, a také pomocí koeficientu prostupu hmoty. Při protiproudé absorpci nedocházelo k žádným znatelným tlakovým ztrátám, došlo ale k navýšení účinnosti o 5 až 14 % v závislosti na vstupní objemové koncentraci CO_2 . Koeficienty prostupu hmoty se zvýšily až sedminásobně při protiproudém nastavení.

V poslední části byl optimalizován dvoufázový tok kapalinovou pračkou plynu v protiproudé konfiguraci. Při měřeních byl zjištěn pozitivní účinek snížení rychlosti průtoku plynné fáze. Měření za konstantního průtoku plynné fáze ukázaly, že vychýlení se od optimálního průtoku kapalně fáze vždy směřuje ke snížení účinnosti.

Nejvhodnější konfigurací se tedy jeví: průtok kapalně fáze 110 l/min (2,73 bar) a průtok plynné fáze 130 kg/h (-0,2 mbar), při kterých byla naměřena nejvyšší účinnost 42 %.

Stálo by za úvahu dále snižovat průtok plynné fáze, avšak při experimentech byl dosažen technologický limit ventilátoru. Součástí všech experimentů bylo posouzení vlivu chemické reakce, která zcela probíhá na mezifázovém rozhraní a jejím hlavním určujícím parametrem je velikost plochy mezifázového rozhraní.

Všechna naměřená a vypočítaná experimentální data jsou uvedena v přílohách (tabulka 1 až tabulka 7).

LITERATURA

- [1] Čištění plynu II. 2., přepracované a doplněné vyd. Praha: VŠCHT, 1989. ISBN 80–708–0033–x.
- [2] KOHL, A. L., NIELSEN, R. B. *Gas Purification*. Houston [Texas]: Gulf, 1997. ISBN 08–841–5220–0
- [3] DOJČANSKÝ, J. a J. LONGAUER. *Chemické inženýrstvo II: difúzní procesy, přestup látky, absorpce, adsorpce, destilace a rektifikace...* Bratislava: Malé centrum, 1999. ISBN 80-967-0648-9.
- [4] CRANK, J. *The Mathematics of diffusion*. 2nd ed. Oxford: Clarendon Press, 1975. ISBN 01-985-3344-6.
- [5] GEANKOPLIS, C., 1993. *Transport processes and separation process principles*. 3rd ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall Professional Technical Reference, pp.803-805.
- [6] GRISKEY, Richard G. *Transport phenomena and unit operations: a combined approach*. Hoboken: Wiley, 2006. ISBN 04-719-9814-1.
- [7] BIRD, R. Byron, Warren E. STEWART a Edwin N. LIGHTFOOT. *Transport phenomena*. 2nd rev. ed. New York: Wiley, c2007. ISBN 978-0470115398.
- [8] KOHL, Arthur L.; NIELSEN, Richard. *Gas purification (Fifth edition)*. 1997. Houston, Texas: Gulf Publishing Company, 1997. p. ISBN 0-88415-220-0.
- [9] NOVÁK, Josef. *Fyzikální chemie II*. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická, 2001. ISBN 80-708-0436-X.
- [10] PEŘINOVÁ, Kristina a Lenka ŘEHÁČKOVÁ. *VYBRANÉ KAPITOLY Z FYZIKÁLNÍ CHEMIE* [online]. Ostrava: Vysoká škola báňská –Technická univerzita Ostrava, 2013 [cit. 2021-03-06]. ISBN 978-80-248-3348-4. Dostupné z: http://katedry.fmmi.vsb.cz/Modin_Animace/Opory/01_Procesni_inzenyrstvi/09_Vybrane_kapitoly_z_fyzikalni_chemie/Perinova_Rehackova_VKFCH.pdf
- [11] DANCKWERTS, P. *Reakce v soustavě plyn – kapalina*. 1. vydání. SNTL – nakladatelství technické literatury, 1975.
- [12] MEYERS, ROBERT ALLEN, 2001, *Encyclopedia of physical science and technology*. San Diego : Academic Press. ISBN-13: 978-0-12-227410-7, ISBN-10: 0-12-227410-5.

- [13] NEUŽIL, Lubomír a Vladimír MÍKA. *Chemické inženýrství I*. Vyd. 2., upr. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická, 1998. ISBN 80-708-0312-6.
- [14] SVĚŘÁK, T. a J. RICHTER. Studijní materiály k chemickému inženýrství. Brno. Vysoké učení technické v Brně.
- [15] GOEL, S. a D. AGARWAL. Carbon Dioxide. *Encyclopedia of Toxicology*. Elsevier, 2014, 2014, , 675-677. ISBN 9780123864550. Dostupné z: doi:10.1016/B978-0-12-386454-3.00269-4
- [16] RAMM, V. M. Absorpční pochody v chemickém průmyslu. Vydání první. Praha : Státní nakladatelství technické literatury n. p., 1954. 372 s. DT 532.73 –1 66.074,4/5
- [17] Air - Composition and Molecular Weight. *Engineering ToolBox* [online]. 2001 [cit. 2021-5-23]. Dostupné z: https://www.engineeringtoolbox.com/air-composition-d_212.html
- [18] VOHLÍDAL, Jiří, Alois JULÁK a Karel ŠTULÍK. *Chemické a analytické tabulky*. Praha: Grada, 1999. ISBN 978-80-7169-855-5.
- [19] Chemspider [online]. [cit. 2021-1-21]. Dostupné z: <http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.14114.html>
- [20] KUCKA, Lars, Eugeny Y. KENIG a Andrzej GÓRAK. *Kinetics of the Gas–Liquid Reaction between Carbon Dioxide and Hydroxide Ions*. 2002, **41**(24), 5952-5957. ISSN 0888-5885. Dostupné z: doi:10.1021/ie020452f
- [21] Water - Dynamic and Kinematic Viscosity. *Engineering ToolBox* [online]. 2001 [cit. 2021-1-24]. Dostupné z: https://www.engineeringtoolbox.com/water-dynamic-kinematic-viscosity-d_596.html?vA=25&units=C#
- [22] KRAUSS, Manuel a Roland RZEHA. Reactive absorption of CO₂ in NaOH: An Euler-Euler simulation study. *Chemical Engineering Science*. 2018, **181**, 199-214. ISSN 00092509. Dostupné z: doi:10.1016/j.ces.2018.01.009
- [23] LEAIST, Derek G. Mutual Diffusion Coefficients for Binary Aqueous Solutions of Arsenous, Arsenic, and Malonic Acids. 2007, **52**(4), 1319-1325. ISSN 0021-9568. Dostupné z: doi:10.1021/je700042z
- [24] Testo 535 instruction manual [online]. In: . s. 1-4 [cit. 2021-1-24]. Dostupné z: <https://www.instrumart.com/assets/testo-535-manual.pdf>

- [25] Odlučovače kapek. *Hydro-tech: Hennlich s.r.o.* [online]. [cit. 2021-5-25]. Dostupné z: <https://hydro-tech.hennlich.cz/produkty/trysky-odlucovace-kapek-8360/odlucovace-kapek.html>
- [26] LEE, Song Hi a Jayendran C. RASAI AH. Proton transfer and the mobilities of the H and OH – ions from studies of a dissociating model for water. *The Journal of Chemical Physics*. 2011, **135**(12). ISSN 0021-9606. Dostupné z: doi:10.1063/1.3632990
- [27] SANDER, R. Compilation of Henry's law constants (version 4.0) for water as solvent. *Atmospheric Chemistry and Physics*. 2015, **15**(8), 4399-4981. ISSN 1680-7324. Dostupné z: doi:10.5194/acp-15-4399-2015
- [28] Carbon dioxide. *NIST* [online]. NIST, 2018 [cit. 2021-5-25]. Dostupné z: <https://webbook.nist.gov/cgi/inchi?ID=C124389&Mask=10#Solubility>
- [29] BETE TF Nozzle Models. *Bete performance spray engineering* [online]. [cit. 2021-5-26]. Dostupné z: <https://www.bete.com/products/tf>
- [30] KALIVODA, Jozef. *Odstraňování plynných polutantů ze vzdušín na poloprovozní pračce*. Brno, 2017. Dizertační práce. Vysoké učení technické v brně. Vedoucí práce Doc. Ing. Tomáš Svěrák, CSc.
- [31] Nozzles for Gas Scrubbing. The Spray Nozzle People [online]. 2014 [cit. 2021-02-17]. Dostupné z: <http://www.bete.com/applications/gas.html>

SEZNAM POUŽITÝCH ZKRATEK A SYMBOLŮ

Seznam veličin

A	plocha povrchu	m^2
a	specifický povrch	m^{-1}
b_i	konstanta pro výpočet korekce difuzivity plynu v elektrolytu	$\text{m}^3 \cdot \text{kmol}$
C	molární koncentrace	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_A	molární koncentrace difundující složky A	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{A1}	molární koncentrace difundující složky A na začátku difúze	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{A2}	molární koncentrace	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{Af}	molární koncentrace difundující složky A	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{Ai}	molární koncentrace difundující složky A na začátku difúze	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_B	molární koncentrace indiferentní složky B	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{B1}	molární koncentrace difundující složky B na začátku difúze	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{Bls}	střední logaritmická molární koncentrace indiferentní složky B	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
C_{CO_2}	molární koncentrace CO_2 na mezifázovém rozhraní	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
d	charakteristický rozměr	m
$D_{\text{OH}^-}^{\text{H}_2\text{O}}$	difuzivita OH^- ve vodě	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
d_{32}	Sauterův průměr	m
D_{AB}	vzájemná difuzivita složky A a B	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
D_A	difuzivita složky A	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
D_G	difuzivita složky A v plynné fázi	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
D_B	difuzivita složky B	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
$D_{\text{CO}_2}^{\text{H}_2\text{O}}$	difuzivita CO_2 ve vodě	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$

$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}}$	difuzivita CO_2 v roztoku elektrolytu	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
D_l	difuzivita složky A v kapalně fázi	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
d_s	povrchově závislý průměr	μm
d_v	objemově závislý průměr	μm
E	reakční faktor vyjadřující vliv chemické reakce na absorpci	—
E_i	reakční faktor, když je reakce okamžitá, nebo je rychlost reakce řízena jen difúzí	—
f	počet fází	—
g	gravitační zrychlení	$\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$
h	výška	m
H	Henryho konstanta	
h_+	příspěvek kladných iontů k rozpustnostnímu faktoru roztoku	$\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
h_-	příspěvek záporných iontů k rozpustnostnímu faktoru roztoku	$\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
H_C	Henryho konstanta	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3} \cdot \text{Pa}^{-1}$
h_i	rozpouštěcí faktor roztoku (suma příspěvků iontů a plynu)	$\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
h_g	příspěvek plynu v rozpustnostním faktoru roztoku	$\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$
Δ_{rozph}	molární rozpouštěcí entalpie	$\text{J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{Pa}^{-1}$
I	iontová síla roztoku	$\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}$
J_A	ustálená rychlost molárního toku látky A	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
J	hustota toku hmoty	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
J_{Ax}	rychlost molárního toku látky A ve směru osy x	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
k_1	rychlostní konstanta dopředné chemické reakce prvního řádu	$\text{dm}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
k_c^∞	rychlostní konstanta dopředné chemické reakce prvního řádu při nekonečném zředění	$\text{dm}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$

K_C	koeficient prostupu hmoty, kde hnací síla je vyjádřena rozdílem koncentrací difundující složky	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
k_{gP}	koeficient přestupu hmoty v plynné fázi, kde hnací síla je vyjádřena rozdílem parciálních tlaků	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
k_{lC}	koeficient přestupu hmoty v kapalně fázi, kde hnací síla je vyjádřena rozdílem koncentrací	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
K_P	koeficient prostupu hmoty, kde hnací síla je vyjádřena rozdílem parciálních tlaků difundující složky	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
M	molární hmotnost	$\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}$
$\dot{m}$	hmotnostní průtok	$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$
m	hmotnost	kg
$\dot{m}_{\text{air}}$	hmotnostní tok plynné fáze	$\text{kg} \cdot \text{hod}^{-1}$
$\dot{n}$	tok látkového množství	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
$\dot{n}_A$	tok látkového množství složky A	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
$\dot{n}_{Ad}$	difúzní tok látkového množství složky A	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
$\dot{n}_{Ak}$	konvektivní tok látkového množství složky A	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
$\dot{n}_B$	tok látkového množství složky B	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
$\dot{n}_{Bd}$	difúzní tok látkového množství složky B	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
$\dot{n}_{Bk}$	konvektivní tok látkového množství složky A	$\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$
P	tlak	Pa
P_A	parciální tlak složky A	Pa
P_{A1}	parciální tlak složky A na začátku difúze	Pa
P_{A2}	parciální tlak složky A na konci difúze	Pa
P_{Af}	parciální tlak složky A na mezifázovém rozhraní	Pa
P_{Ag}	parciální tlak složky A v jádru plynné fáze	Pa

P_{Ai}	parciální tlak složky A v kapalně fázi	Pa
P_B	parciální tlak složky B	Pa
P_{Bls}	střední logaritmická hodnota parciálního tlaku indiferentní složky B	Pa
P_{CO_2}	parciální tlak oxidu uhličitého	Pa
P_{trysk}	naměřený tlak kapaliny u trysky	Pa
R	univerzální molární plynová konstanta	$\text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
r_A	rychlost reakce látky A v jednotce objemu	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
S	plocha průřezu	m^2
s	počet složek soustavy	—
T	termodynamická teplota	K
t	teplota	$^{\circ}\text{C}$
$t_{\odot}$	teplota roztoku	$^{\circ}\text{C}$
v	počet stupňů volnosti	—
V	objem	m^3
$\dot{V}$	objemový průtok	$\text{m}^3 \cdot \text{hod}^{-1}$
$\dot{V}_{\odot}$	objemový průtok kapalně fáze	$\text{m}^3 \cdot \text{hod}^{-1}$
X_A	relativní hmotnostní zlomek složky A v kapalně fázi	—
X'_A	relativní molární zlomek složky A v kapalně fázi	—
x_A	molární zlomek složky A v kapalně fázi	—
Y_A	relativní molární zlomek složky A v plynně fázi	—
y_A	molární zlomek složky A v plynně fázi	—
z	mocenství iontu	—
z_g	vzdálenost plynně fáze od mezifázového rozhraní	m

z_{gd}	tloušťka difúzního filmu v plynné fázi	m
z_l	vzdálenost kapalné fáze od mezifázového rozhraní	m
z_{ld}	tloušťka difúzního filmu v kapalné fázi	m

Seznam bezrozměrných kritérií

Ha	Hattovo kritérium	—
Nu	Nusseltovo kritérium	—
Pr	Prandtovo kritérium	—
Re	Reynoldsovo kritérium	—
Sc	Schmidtovo kritérium	—
Sh	Sherwoodovo kritérium	—

Seznam symbolů řecké abecedy

α	úhel	°
φ	objemový zlomek	—
η	dynamická viskozita	Pa · s
ρ	hustota	kg · m ⁻³
τ	čas	s
ξ	účinnost absorpce	%

Seznam vektorů

A	vektor elementární plochy	m ²
i	jednotkový vektor kartézského souřadnicového systému	—
j	jednotkový vektor kartézského souřadnicového systému	—

$\mathbf{J}_A$	vektor intenzity difúzního toku látkového množství látky A	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
$\mathbf{J}$	vektor intenzity difúzního toku	$\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
$\mathbf{k}$	jednotkový vektor kartézského souřadnicového systému	—
Φ_A	vektor celkové okamžité intenzity toku	

Seznam matematických operátorů

d	diferenciál	—
∂	parciální derivace	—
∇	operátor „nabla“	—
Δ	Laplaceův „delta“ operátor	—

Seznam značení

$\odot$	roztok	—
air	vzduch/vzdušina	—
in	veličina na vstupu do systému	—
sm.	směs	—
out	veličina na výstupu ze systému	—

PŘÍLOHY

Experimentální data:

Tabulka 1: Naměřená data z interních přístrojů pro výpočet účinku výměny trysky

	$t_{\odot}$ [°C]	$p_{\text{air}}^{\text{in}}$ [mbar]	$p_{\text{air}}^{\text{out}}$ [mbar]	$\dot{m}_{\text{air}}$ [kg/h]	$p_{\odot}$ [bar]	$\dot{V}_{\odot}$ [l/min]
Souproutá tryska	25,08	-0,20	-2,36	164,58	2,73	110,94
	24,88	-0,21	-2,35	164,89	2,73	110,91
	24,92	-0,20	-2,34	165,21	2,73	110,89
Protiproudá tryska	25,18	-0,20	-2,34	165,31	2,73	110,87
	25,09	-0,21	-2,35	164,86	2,73	110,91
	24,83	-0,20	-2,34	164,99	2,73	110,92

Tabulka 2: Naměřená data z externích IR sond pro výpočet účinku výměny trysky

$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [%]	Souproutá tryska		Proti proudá tryska	
	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]
0,4	4028	3072	4118	2734
	4028	3066	4110	2681
	4050	3500	4082	2684
	4033	3223	4117	2725
	4007	3159	4153	2679
0,6	6234	5158	6166	4303
	6024	5122	6029	4244
	6130	5129	5978	4236
	6078	5111	6264	4238
	6150	5129	6150	4271
0,8	8401	6750	8370	6075
	8223	7054	8033	5734
	8115	6824	8054	6097
	8008	6950	8095	5798
	7895	6959	8131	5991
1	9958	8200	9931	7684
	9976	8150	9927	7815
	9935	8076	9915	7575
	9899	8153	9884	7755
	9993	8300	9964	7789

Tabulka 3: Vypočítané parametry pro posouzení účinku výměny trysky

$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [%]	Posuzovaný parametr	Směr rozstříku trysky	
		Souproudé nastavení	Protiproudé nastavení
0,4	m_{CO_2} [g]	35,103	59,121
	ξ [%]	20,480	34,524
	I [-]	0,272	0,281
	kc [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6913,083	6903,141
	$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}}$ [m ² s ⁻¹]	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,462 \cdot 10^{-9}$
	τ [s]	9,691	9,910
	k_{lc} [m s ⁻¹]	$1,381 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$
	Ha [-]	116,573	117,797
	Ei [-]	19655	20796,581
	Sr [m ²]	476,436	28,569
	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00122	0,00783
0,6	m_{CO_2} [g]	42,258	77,001
	ξ [%]	16,224	0,000
	I [-]	0,274	0,288
	kc [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6916,820	6911,945
	$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}}$ [m ² s ⁻¹]	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,462 \cdot 10^{-9}$
	τ [s]	9,691	9,910
	k_{lc} [m s ⁻¹]	$1,381 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$
	Ha [-]	116,604	117,872
	Ei [-]	12604,702	13657,200

	Sr [m ²]	476,436	28,569
	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00190	0,01019
0,8	m _{CO₂} [g]	51,940	91,278
	ξ [%]	15,021	0,000
	I [-]	0,278	0,293
	kc [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6921,881	6918,966
	$D_{CO_2}^{NaOH}$ [m ² s ⁻¹]	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,462 \cdot 10^{-9}$
	τ [s]	9,691	9,910
	k _{lc} [m s ⁻¹]	$1,381 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$
	Ha [-]	116,647	117,932
	Ei [-]	9571,053	10037,272
	Sr [m ²]	476,436	28,569
	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00251	0,01208
1	m _{CO₂} [g]	75,566	91,461
	ξ [%]	17,849	0,000
	I [-]	0,287	0,293
	kc [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6934,246	6919,056
	$D_{CO_2}^{NaOH}$ [m ² s ⁻¹]	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,462 \cdot 10^{-9}$
	τ [s]	9,691	9,910
	k _{lc} [m s ⁻¹]	$1,381 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$
	Ha [-]	116,751	117,932
	Ei [-]	7771,724	8028,690
	Sr [m ²]	476,436	28,569
	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00309	0,01211

Tabulka 4: Naměřená data z interních přístrojů pro optimalizaci dvoufázového toku v protiproudé konfiguraci

		$t_{\odot}$ [°C]	$p_{\text{air}}^{\text{in}}$ [mbar]	$p_{\text{air}}^{\text{out}}$ [mbar]	$\dot{m}_{\text{air}}$ [kg/h]	$p_{\odot}$ [bar]	$\dot{V}_{\odot}$ [l/min]
Konstantní průtok kapalné fáze 110 l/min	Průtok plynné fáze 130 kg/h	25,03	-0,13	-1,48	132,24	2,73	110,88
		25,14	-0,13	-1,49	132,95	2,73	110,91
		24,88	-0,13	-1,49	132,66	2,73	110,89
	průtok plynné fáze 165 kg/h	25,07	-0,20	-2,34	165,31	2,73	110,89
		25,07	-0,21	-2,35	164,86	2,73	110,88
		25,05	-0,20	-2,34	164,99	2,73	110,88
	průtok plyn 205 kg/h	25,19	-0,23	-2,43	209,175	2,73	110,92
		25,15	-0,23	-2,44	208,65	2,73	110,91
		24,94	-0,24	-2,43	209,22	2,73	110,91
Konstantní průtok plynné fáze 165 kg/h	Průtok kapalně fáze 80 l/min	25,02	-0,20	-1,42	165,18	1,42	79,56
		25,10	-0,18	-1,43	164,9	1,42	79,66
		24,84	-0,19	-1,45	165	1,42	79,77
	Průtok kapalně fáze 110 l/min	25,06	0,20	-2,34	165,08	2,73	110,89
		24,92	0,20	-2,36	165,27	2,73	110,92
		25,15	0,20	-2,33	165,3	2,73	110,91
	Průtok kapalně fáze 130 l/min	24,86	0,21	-2,09	165,29	4,03	135,85
		25,03	0,20	-2,11	164,9	4,03	135,76
		24,99	0,20	-2,08	164,94	4,03	135,66

Tabulka 5: Naměřená data z externích IR sond pro optimalizaci dvoufázového toku v protiproudé konfiguraci za konstantního objemového průtoku kapalné fáze $\dot{V}_{\odot}=110$ l/min

$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}} [\%]$	$\dot{m}_{\text{air}} = 130$ kg/h		$\dot{m}_{\text{air}} = 165$ kg/h		$\dot{m}_{\text{air}} = 205$ kg/h	
	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$ [ppm]	$\varphi_{\text{CO}_2}^{\text{out}}$ [ppm]
0,4	4159	2765	4124	2724	4059	3202
	4656	2570	4104	2663	4032	3440
	4470	2320	4086	2697	4043	3438
	4109	2479	4113	2712	4005	3433
	4246	2416	4156	2681	4021	3410
0,6	6085	3551	6174	4311	6048	4839
	6065	3540	6025	4255	6024	4743
	5945	3450	5980	4227	6036	4833
	6039	3467	6231	4235	6043	4854
	6101	4277	6150	4277	6174	4925
0,8	8025	4833	8388	6082	8078	6552
	8108	4877	8012	5729	8181	6623
	8075	4906	8022	6090	7955	6470
	8003	4950	8116	5806	8094	6580
	7986	4956	8127	5987	8113	6394
1	9956	6133	9958	7692	9835	8215
	9815	6150	9896	7803	9792	8286
	9950	6260	9903	7568	9798	8488
	9986	6282	9899	7757	9720	8404
	9916	6308	9953	7796	9950	6308

Tabulka 6: Naměřená data z externích IR sond pro optimalizaci dvoufázového toku v protiproudé konfiguraci za konstantního hmotnostního toku plynné fáze $\dot{m}_{air} = 165 \text{ kg/h}$

$\varphi_{CO_2}^{in} [\%]$	$\dot{V}_{\odot} = 80 \text{ l/min}$		$\dot{V}_{\odot} = 110 \text{ l/min}$		$\dot{V}_{\odot} = 130 \text{ l/min}$	
	$\varphi_{CO_2}^{in} [\text{ppm}]$	$\varphi_{CO_2}^{out}$	$\varphi_{CO_2}^{in} [\text{ppm}]$	$\varphi_{CO_2}^{out}$	$\varphi_{CO_2}^{in} [\text{ppm}]$	$\varphi_{CO_2}^{out}$
0,4	4143	3575	4134	2721	4109	3859
	4099	3573	4115	2667	4091	3869
	4122	3589	4084	267	4313	3738
	4134	3603	4118	2714	4467	3777
	4084	3487	4138	2683	4135	3756
0,6	6048	5358	6165	4314	5992	5270
	6024	5334	6034	4248	5984	5393
	6036	5394	5984	4233	6109	5340
	6043	5354	6234	4241	6048	5456
	6174	5346	6143	4271	6013	5405
0,8	8245	7212	8382	6084	8094	7397
	8166	7181	8022	5721	7920	7748
	8173	7257	8015	6094	7992	7459
	8147	7234	8124	5801	8012	7523
	8135	7199	8121	5989	8133	7610
1	9901	8865	9959	7687	9765	9206
	9868	8842	9894	7809	9851	9203
	9791	8975	9910	7564	9806	9312
	9864	8813	9894	7761	9813	9268
	9946	8794	9954	7789	9768	9198

Tabulka 7 Vypočítané parametry pro posouzení a optimalizaci dvoufázového toku v protiproudé konfiguraci

$\Phi_{\text{CO}_2}^{\text{in}}$	Posuzovaný parametr	Konst průtok kapalně fáze 110 l/min			Konst. Průtok plynné fáze 165 kg/h		
		$\dot{m}_{\text{air}} = 130$ kg/h	$\dot{m}_{\text{air}} = 165$ kg/h	$\dot{m}_{\text{air}} = 205$ kg/h	Průtok kap 80 l/min	Průtok kap 110 l/min	průtok kap 135 l/min
0,4	$m_{\text{CO}_2} [\text{g}]$	60,841	59,121	34,169	23,945	59,083	18,231
	$\xi [\%]$	42,006	34,524	16,057	13,385	33,61	10,021
	I [-]	0,267	0,281	0,265	0,267	0,281	0,265
	k_c [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6926,537	6903,141	6912,595	6907,258	6902,133	6904,278
	$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}}$ [m ² s ⁻¹]	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,462 \cdot 10^{-9}$	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,459 \cdot 10^{-9}$	$1,452 \cdot 10^{-9}$
	$\tau [\text{s}]$	12,318	9,910	7,811	9,486	9,915	9,569
	$k_{lc} [\text{m s}^{-1}]$	$1,225 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$	$1,538 \cdot 10^{-5}$	$1,396 \cdot 10^{-5}$	$1,370 \cdot 10^{-5}$	$1,390 \cdot 10^{-5}$
	Ha [-]	131,556	117,797	104,651	115,285	115,550	115,765
	Ei [-]	39100,018	20796,581	19168,944	18507,200	20657,00	17720,589
	Sr [m ²]	28,597	28,569	28,597	17,018	28,569	39,680
0,6	K_p [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,00805	0,00783	0,00287	0,00287	0,00751	0,00135
	$m_{\text{CO}_2} [\text{g}]$	79,983	77,001	69,732	34,888	77,002	33,912
	$\xi [\%]$	39,523	30,287	21,483	13,025	30,279	12,780
	I [-]	0,272	0,288	0,271	0,272	0,288	0,271
	k_c [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6936,560	6911,945	6931,191	6912,971	6910,766	6912,461
	$D_{\text{CO}_2}^{\text{NaOH}}$ [m ² s ⁻¹]	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,462 \cdot 10^{-9}$	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,452 \cdot 10^{-9}$	$1,459 \cdot 10^{-9}$	$1,452 \cdot 10^{-9}$
	$\tau [\text{s}]$	12,318	9,910	7,811	9,486	9,903	9,569
	$k_{lc} [\text{m s}^{-1}]$	$1,225 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$	$1,538 \cdot 10^{-5}$	$1,396 \cdot 10^{-5}$	$1,371 \cdot 10^{-5}$	$1,390 \cdot 10^{-5}$
	Ha [-]	131,651	117,872	104,792	115,332	117,849	115,834
	Ei [-]	29742,122	13657,200	12925,762	12344,024	13657,200	12327,328
	Sr [m ²]	28,597	28,569	28,597	17,018	28,569	39,680

	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,01058	0,01019	0,00585	0,00585	0,01018	0,00251
0,8	m _{CO₂} [g]	104,915	91,278	82,357	41,572	91,259	20,799
	ξ [%]	38,995	26,979	19,302	11,7041	26,234	6,0123
	I [-]	0,274	0,293	0,266	0,274	0,290	0,266
	kc [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6949,637	6918,966	6937,804	6916,462	6868,486	6905,617
	$D_{CO_2}^{NaOH}$ [m ² s ⁻¹]	1,452 · 10 ⁻⁹	1,462 · 10 ⁻⁹	1,452 · 10 ⁻⁹	1,452 · 10 ⁻⁹	1,459 · 10 ⁻⁹	1,452 · 10 ⁻⁹
	τ [s]	12,318	9,910	7,811	9,486	9,891	9,569
	k _{lc} [m s ⁻¹]	1,225 · 10 ⁻⁵	1,371 · 10 ⁻⁵	1,538 · 10 ⁻⁵	1,396 · 10 ⁻⁹	1,368 · 10 ⁻⁵	1,390 · 10 ⁻⁵
	Ha [-]	131,775	117,932	104,842	115,361	117,132	115,777
	Ei [-]	22674,151	10037,272	9732,189	9237,850	9943,892	9126,508
	Sr [m ²]	28,597	28,569	28,597	17,018	27,545	39,680
	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,01387	0,01208	0,00691	0,00691	0,01200	0,00154
1	m _{CO₂} [g]	123,757	91,461	99,162	44,162	90,351	24,262
	ξ [%]	37,261	22,159	19,134	10,292	22,113	5,747
	I [-]	0,275	0,293	0,268	0,275	0,290	0,268
	kc [dm ³ mol ⁻¹ s ⁻¹]	6959,535	6919,056	6946,617	6917,815	6984,137	6907,424
	$D_{CO_2}^{NaOH}$ [m ² s ⁻¹]	1,452 · 10 ⁻⁹	1,462 · 10 ⁻⁹	1,452 · 10 ⁻⁹	1,452 · 10 ⁻⁹	1,459 · 10 ⁻⁹	1,452 · 10 ⁻⁹
	τ [s]	12,318	9,910	7,811	9,486	9,903	9,569
	k _{lc} [m s ⁻¹]	1,225 · 10 ⁻⁵	1,371 · 10 ⁻⁵	1,538 · 10 ⁻⁵	1,396 · 10 ⁻⁵	1,371 · 10 ⁻⁵	1,390 · 10 ⁻⁵
	Ha [-]	131,869	117,932	104,908	115,373	117,307	115,792
	Ei [-]	19222,094	8028,690	8005,295	7589,702	8006,748	7467,654
	Sr [m ²]	28,597	28,569	28,597	17,018	28,111	39,680
	Kp [Nmol dm ⁻² s ⁻¹]	0,01637	0,01211	0,00831	0,00831	0,01201	0,00180