

МАСООБМЕН В ЕРЛИФТНИ АПАРАТИ

Борислав Кралев, Христо Бояджиев

MASS TRANSFER IN AIRLIFT APPARATUSES

Borislav Krlev, Christo Boyadjiev

ABSTRACT

A model for mass transfer processes in column apparatuses has been done. The model may be modified for different volume source (chemical reaction, interphase mass transfer). The using of the average velocities and concentration permits to solve the scale-up problem. A hierarchical approach for model parameter identification has been proposed.

Keywords: *Diffusion model; Scale-up; Average concentration; Scale effect; Mass transfer; airlift*

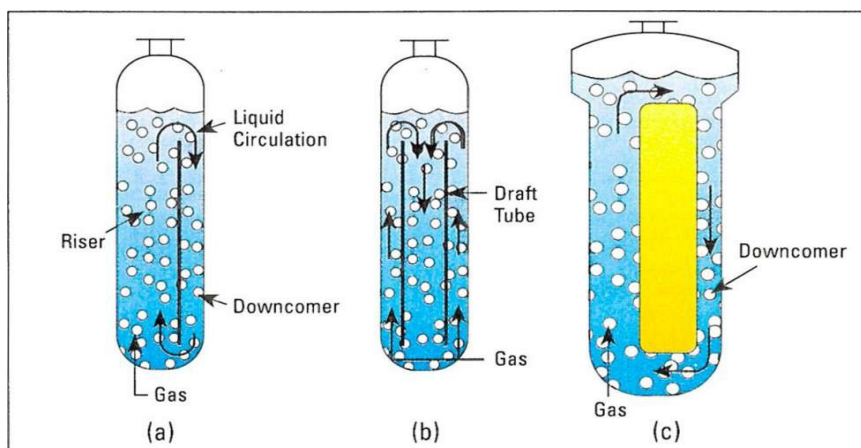
Въведение

Терминът ерлифтен реактор (ALR) покрива широка област от газ-течности контактни устройства, които се характеризират с циркулация на течността. В ALR, съдържанието е пневматично раздвижено от въздушна струя или понякога от други газове. В този смисъл името *airlift reactor (ALR) air-газ lift-лифт*(асансьор) реактор е бил използван. Газовият поток има важна функция за улесняване на обмена на маса между газовата и течната фаза; кислородът обикновено се прехвърля към течността, а в някои случаи продуктът на реакцията се променя чрез обмен с газовата фаза.

Основната разлика между ALR и барботаажните колони, които също са с пневматично разбъркване, се намира във вида на флуидният поток, който зависи от геометрията на системата. Барботаажните колони са един обикновен съд, в който се инжектира газ обикновено в долната част и смесването е продукт на възходящите мехурчета. В ALR, главната характеристика на течната циркулация се определя от конструкцията на реактора, който има един канал за газ-течностния поток на възходящия поток в колоната и отделен канал за низходящият поток на фигура 1. Двата канала са свързани в долната и в горната част във форма на затворена система. Газът обикновено се инжектира близо до дъното на колоната. Пространството, в което газът се отделя в горната част в раздел наречен сепаратор на газ, се определя от дизайна на тази секция и условията на работа. Фракцията на газа, която не се освобождава е уловена като в капан от течността там мехурчета се намират в низходящият канал, имат значително влияние върху динамиката на течността в реактора, а оттам за цялостното изпълнение на реактора.

Морфология на ерлифтен реактор

Ерлифтните реактори могат да бъдат разделени на два основни типа реактори на базата на тяхната структура - фигура 1: (а) (с) съдове с външен цикъл, в който циркулацията се извършва през отделни изолирани тръбопроводи и (б) обърнат (вътрешен цикъл) в, който преградните съдове са стратегически отделени един от друг, това е необходимо за движението на течността.



Фигура 1. Ерлифтни реактори: (a) split-cylinder internal-loop; (b) draft-tube internal-loop; и (c) external-loop.

Един ерлифтен реактор се състои от течност или суспензия и басейн, разделен на две съединителни зони, както е показано на фигура 1. Една от тези зони е riser (възходяща тръба), в която се диспергира газът, обикновено въздух или друг вид газ. Втората зона, downcomer (низходяща тръба), в която не се диспергира газът или се намира малко газ в сравнение с riser.

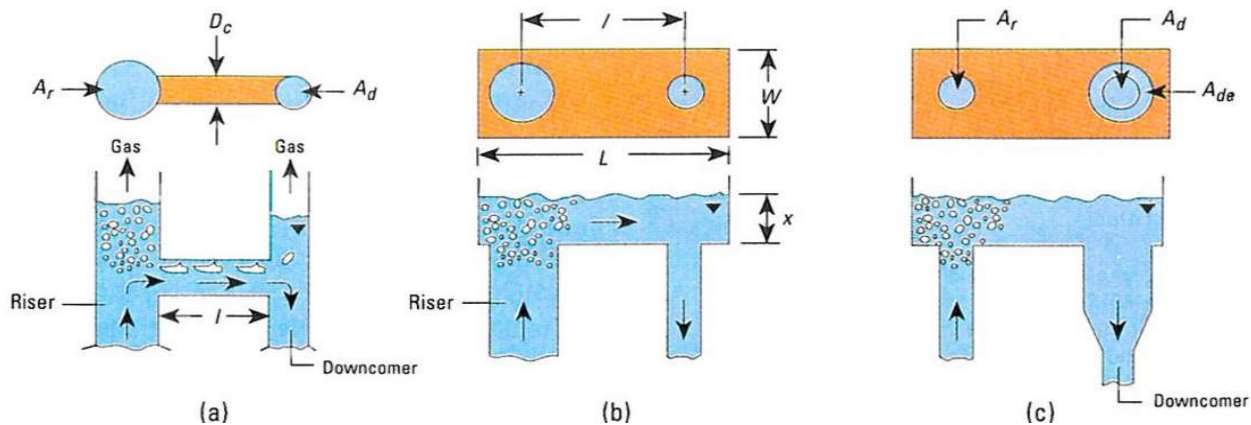
Всички ALR, независимо от основната конфигурация (external loop или internal-loop), се състоят от четири отделни секции с различни характеристики на потока:

Възходяща тръба (Riser) - Газът се инжектира в дъното на тази секция като потокът на газ и течността е предимно нагоре.

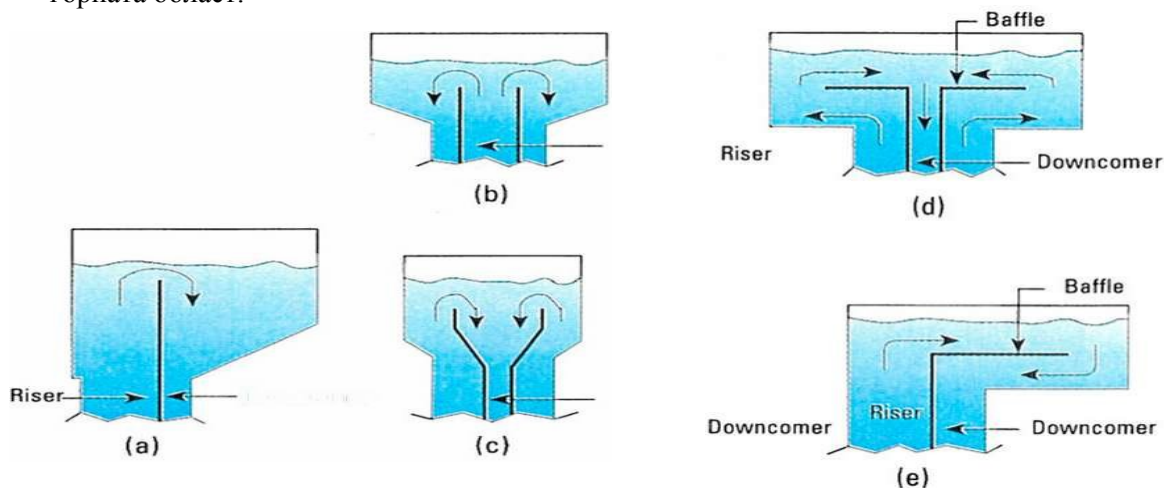
Низходяща тръба (Downcomer). Тази част, която е успоредна на възходящата тръба (Riser), е свързана на дъното и на върха. Потокът на газа и течността е предимно надолу. Движещата сила за циркулация е разликата в средната плътност между downcomer и riser; тази разлика поражда градиент на налягане необходимо за течната циркулация.

Основа (Base). В голямата част от ерлифтните дизайни, долната зона на връзка между riser и downcomer е много проста. Обикновено се смята, че основата ѝ не оказва съществено влияние върху цялостното поведение на реактора, но дизайнът на този раздел, може да повлияе на задържането на газа на течната скорост.

Отделител на газа (Gas separator). В този раздел в горната част на реактора и свързват riser и downcomer за улесняване на течната циркулация и оттегляне на газа. Дизайнът, който позволява на газа да се отдели в сепаратора, за което е необходимо значително по-дълго време, необходимо за освобождаването на мехурчетата в зоната на downcomer на Фигура 2,3.



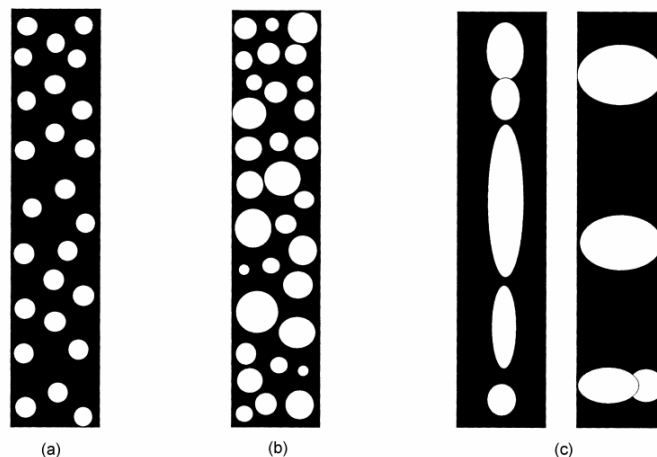
Фигура 2. Газ-течно разделяне в *external-loop* в ARL: различни геометрични форми на горната област.



Фигура 3. Газ-течностен разделител за *internal-loop* в ARL; split-cylinder; draft-tube sparged internal-loop; annulus-sparged internal-loop; and (e) use of baffles for gas-liquid separation

Хидродинамичните променливи за ерлифтните реактори са класифицирани като независими променливи: като скорост на газ (независимо контролирано), физичните свойства на течностите и геометрия на реактора. В действителност, геометрията на реактора има силно влияние върху хидродинамиката и този фактор е източник на трудности при сравняване на различни резултати. Другите зависими променливи са задържането на газа, течностната циркулационна скорост, мехурчестите характеристики (размер, скорост, срастване, честота ... и т.н.), пренос на топлина, масообмен и дисперсионни коефициенти.

Режимът на потоците за барботажна колона и ерлифтен реактори е класифициран като: хомогенен ($U_g < 0,05$ м / сек), хетерогенен $U_g > 0,05$ м / сек) и бавен поток (колони с малък диаметър $d \leq 0,15$), както е показано на фигура 4. Потокът в хомогенен режим се характеризира с почти еднакви мехури с еднаква големина и радиално разпределение. Хетерогенният режим на потока се характеризира с големи мехурчета, които се движат с високи скорости при наличие на малки мехурчета и не са равномерно радиално разпределени.



Фигура 4. Характеристика на различни поточни режими: (a) homogeneous ($U_g < 0.05\text{m/s}$); (b) heterogeneous ($U_g > 0.05\text{ m/s}$); (c) axial and radial slugs (small diameter columns, $d \leq 0.15$).

Ерлифтните реактори имат предимства пред по-конвенционалните реактори и това са:

- Прост дизайн с неподвижни части, лесен за поддръжка, малък риск от дефекти и лесен за стерилизация.
- Ефективно освобождаване на газовата фаза.
- Голяма междуфазна повърхност с нисък енергиен вход.
- Добре контролиран поток и ефективно смесване.
- Добре дефинирано време за всички фази.
- Увеличаване масообмена на кислорода в големи резервоари с по-голямо налагане.
- Възможност за по-голям обем на резервоара и увеличаване на изходната продукция.

Главните недостатъци са:

- По-високи капиталовложения.
- По-голям въздушен поток и по-високо налягане.
- Ниско триене с оптимален хидравличен диаметър за riser и downcomer.
- По-ниска ефективност на газовата компресия.
- Неефективно газ / течност разделяне, когато се образува пяна.

Ерлифтни external-loop реактори имат няколко предимства спрямо стандартните ерлифтни реактори.

- Ефективен и ефикасен температурен контрол при топлопредаване.
- Нисък коефициент на триене с оптимални хидравлични диаметри както за riser и downcomer.
- Добре дефинирано време за всички фази.
- По-голяма възможност за измерване и контрол в отделните секции и downcomer.
- Независим контрол на газовата фаза и скоростта на течността при входа между riser и downcomer.

Ерлифтните реактори се делят на четири основни вида: биореактори, фотореактори, химически и каталитични.

По начина на управление на процесите в непрекъснато действащите ерлифтни системи за култивиране се класифицират като хемостат, турбидостат, рН-стат и оксидостат. При системата *хемостат* регулируем фактор е химичният състав на компонентите, участващи в културалната течност (хранителни среди, концентрация на клетките, газова фаза участваща в масообмена и др.).

Системата *турбидостат* поддържа зададената концентрация на микроорганизмите в средата, която се измерва с различни физични методи (нефелометрия, спектрофотометрия и др.).

Режимът на култивиране *pH-стат* поддържа концентрацията на микроорганизмите в системата въз основа на информация за скоростта на изменение на рН на средата. Прилага се при оптически нееднородни среди.

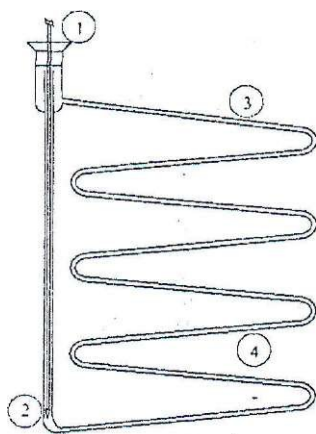
Системата *оксигнат* осигурява регулиране на база изменение на концентрацията на разтворения кислород в средата. Недостатък на тази система е, че концентрацията на разтворения кислород може да се повлияе и от други фактори, а не само от специфичната скорост на нарастване на микроорганизмите в средата.

Класификацията на ерлифтните реактори на тези две основни групи е на базата на процесите, които се осъществяват в тях.

Анаеробните ферментатори са типични за процесите на получаване на етилов алкохол, *винна*. (включително и шампанизирани), бира, някои органични киселини, органични разтворители и др. Това са предимно процеси на биотехнологията в хранителната промишленост, които протичат традиционно и решаваща роля за икономическите им показатели имат продуктивността на културата и технологията на производство.

Аеробните ферментатори с въвеждане на енергия в газовата фаза, която е неин носител. На практика това означава, че е изразходвана енергия за сгъстяване на въздух до определено налягане, който се използва във ферментатора за организацията на потоците, разбъркването, аерацията, топло- и масообмена.

Фото-реактори те използват водорасли, растителни клетки или фотосинтеза на бактерии, на които се обръща значително внимание от биохимичните инженери в промишлеността. Моментът е удобен за разработването на нови продукти и изпитание на ново поколение от естествени водорасли. Такива продукти са природни багрила, полиненаситени мастни киселини и полизахариди. Сред факторите, контролиращи растежа, наличната светлина е най-важна. Измерване на потока показва, че намалява експоненциално с увеличаването на разстоянието от облъчената страна на фото-реактора. Водораслите близко до източника на облъчване са изложени на висока плътност на светлинния поток, което засилва растежа. Клетките в ядрото на реактора получават по-малко светлина в резултат на взаимното затъмняване: и ще покаже по-нисък темп на растеж. Важна особеност, която трябва да се отбележи е, че темпът на нарастване може да се влияе не само от интензивността, но и от историята на осветяване, т.е., както и промяната в осветеността.



Фигура 5, Схема на тръбен ерлифтен реактор . (1) вход за газ (2) газова пръскалка (въздух + CO₂) (3) осветената част на тръбния реактор, (4) Тъмната част на тръбния реактор.

Дифузионни модели и мащабен преход в ерлифтни апарати

Много масообменни процеси в колонни апарати могат да бъдат описани от конвекция-дифузия с уравнение на обемна реакция [1]. Това е абсорбцията на газ с (или без) пълнеж

[2,3], в химически реактор за хомогенни или хетерогенни реакции [4,11,12], ерлифтни реактори за биохимични или фотохимични реакции [5-10].

Конвективният трансфер в колонната апаратура е резултат от ламинарни или турбулентни (голямо мащабни пулсации) потоци. В дифузионния пренос е молекулно или турбулентно (малко мащабни пулсации) Обемните реакции са източник на масата в резултат на химични реакции или междуфазен пренос [1,2].

Теорията на мащабният преход [1,2] показва, че при математическото моделиране мащабният ефект е резултат от радиална неравномерност на скоростта на разпределение в колоните. В много документи [2] се използват дифузионни модели, където мащабният ефект се разглежда за надлъжно и аксиално смесване. Създаването на модели в тези условия и решаването на мащабния проблем [4,7] изисква изграждането на подходящи модели.

1. Дифузионен модел

Нека да разгледаме движението на течността в колонен апарат с химическа реакция между два от течните компоненти. Ако разликата между компонентните концентрации е много голяма, редът за химическа реакция ще бъде един. В случай на течна циркулация, процесът ще бъде нестационарен. Ако се приеме за скорост и разпределяне на концентрацията в колоната:

$$u = u(r, z), \quad v = v(r, z), \quad c = c(t, r, z) \quad (1)$$

Математическото описание приема формата:

$$\begin{aligned} \frac{\partial c}{\partial t} + u \frac{\partial c}{\partial z} + v \frac{\partial c}{\partial r} &= D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial c}{\partial r} + \frac{\partial^2 c}{\partial r^2} \right) - kc, \\ \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial r} + \frac{v}{r} &= 0; \\ t = 0; \quad c &= c_0; \\ r = 0, \quad \frac{\partial c}{\partial r} &= 0; \quad r = R, \quad \frac{\partial c}{\partial r} = 0; \\ z = 0, \quad c(t, r, 0) &= \bar{c}(t, l), \quad \bar{u}(0)\bar{c}(t, l) = uc - D \frac{\partial c}{\partial z}, \end{aligned} \quad (2)$$

където u и v са скоростите на компоненти, c концентрация на реагент (с малка концентрация) k -химична реакция на изчислената константа, t - време, r и z -радиални и аксиални координати, D -дифузия, c_0 -начална концентрация, $c(t, l)$ и $\bar{u}(0)$ средната концентрация и скоростта на входа (изхода) на колоната, R и l - радиус на колоната и височина. Радиалната неравномерност на скоростта е причина за мащабния ефект на прехода (намаляване ефективността на процеса с увеличаване на диаметъра на колоната) в мащабирането на колоната. Ето защо средната скорост и концентрация за напречното сечение трябва да се използва. Това води до голямо предимство, базирано на получените експериментални данни за параметрите на идентификация, защото измерването на средните концентрации е много просто в сравнение с измерването на концентрацията.

2. Средни функционални стойности

Нека $R = R(\varphi)$, когато φ е под ъгъл в цилиндрични координати (z, r, φ) . Средните стойности на функция $f[z, r, \varphi]$ за площ на напречното сечение е:

$$\bar{f}(z) = \frac{\int \int_{(S)} f(z, r, \varphi) dS}{S}, \quad (3)$$

където

$$S = \int_0^{2\pi} \frac{[R(\varphi)]^2}{2} d\varphi, \quad (4)$$

$$\int \int_{(S)} f(z, r, \varphi) dS = \int_0^{2\pi} \left[\int_0^{R(\varphi)} r f(z, r, \varphi) dr \right] d\varphi.$$

$$S = \pi R^2, \quad \int \int_{(S)} f(z, r) dS = 2\pi \int_0^R r f(z, r) dr,$$

$$\bar{f}(z) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r f(z, r) dr.$$

При $R = \text{const}$ и форм.(3) и (4) следва:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{c}}{\partial t} + \alpha(R, z) \bar{u} \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} + \frac{\partial \alpha}{\partial z} \bar{u} \bar{c} + a \bar{v} \bar{c} &= D \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} - k \bar{c}; \\ t = 0; \quad \bar{c}(0, z) = c_0; \quad z = 0, \quad \bar{c}(t, 0) &= \bar{c}(t, l), \\ \bar{u}(0) \bar{c}(t, l) = \alpha(R, z) \bar{u} \bar{c} - D \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} & \end{aligned} \quad (5)$$

За средните стойности на скоростта и концентрация за площ на напречното сечение на от (5) следва:

$$\begin{aligned} \bar{u}(z) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r u(r, z) dr, \quad \bar{v}(z) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r v(r, z) dr, \\ \bar{c}(t, z) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r c(t, r, z) dr. \end{aligned} \quad (6)$$

Функциите (1) могат да бъдат представени с помощта на средна функция (6):

$$\begin{aligned} u(r, z) = \bar{u}(z) \tilde{u}(r, z), \quad v(r, z) = \bar{v}(z) \tilde{v}(r, z), \\ c(t, r, z) = \bar{c}(t, z) \tilde{c}(r, z), \end{aligned} \quad (7)$$

където

$$\begin{aligned} \frac{2}{R^2} \int_0^R r \tilde{u}(r, z) dr = 1, \quad \frac{2}{R^2} \int_0^R r \tilde{v}(r, z) dr = 1, \\ \frac{2}{R^2} \int_0^R r \tilde{c}(r, z) dr = 1. \end{aligned} \quad (8)$$

3. Среден концентрационен модел

Средният концентрационен модел може да бъде получен, ако се постави (7) в (2), за да се усложни с r в интервала $[0, R]$ уравненията в (2). В резултат се получава:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \bar{c}}{\partial t} + \alpha(R, z) \bar{u} \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} + \frac{\partial \alpha}{\partial z} \bar{u} \bar{c} + a \bar{v} \bar{c} &= D \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} - k \bar{c}; \\ t = 0; \quad \bar{c}(0, z) = c_0; \quad z = 0, \quad \bar{c}(t, 0) &= \bar{c}(t, l), \\ \bar{u}(0) \bar{c}(t, l) &= \alpha(R, z) \bar{u} \bar{c} - D \frac{\partial \bar{c}}{\partial z}, \end{aligned} \quad (9)$$

където

$$\alpha(R, z) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r \bar{u} \bar{c} \, dr, \quad a(R, z) = \frac{2}{R^2} \int_0^R r \bar{v} \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} \, dr. \quad (10)$$

Средната радиална скорост на компонент v може да бъде получена от уравнението на непрекъснатостта (2), ако умножим с r^2 и интегрираме над r в интервала $[0, R]$;

$$\bar{v} = b \frac{\partial \bar{u}}{\partial z} + \frac{\partial b}{\partial z} \bar{u}, \quad (11)$$

където

$$b = \frac{2}{R^2} \int_0^R r^2 \bar{u} \, dr. \quad (12)$$

Ако поставим (11) в (12) дифузионият модел ще придобие формата:

$$\frac{\partial \bar{c}}{\partial t} + \alpha(R, z) \bar{u} \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} + \beta \bar{u} \bar{c} + \gamma \bar{c} \frac{\partial \bar{u}}{\partial z} = D \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} - k \bar{c}, \quad (13)$$

където

$$\beta = \frac{\partial \alpha}{\partial z} + a \frac{\partial b}{\partial z}, \quad \gamma = ab. \quad (14)$$

4. Междуфазовият масообменен модел

В случаите на междуфазовия масообменен в газ-течност или течност-течност системи в модела на ур. (2) трябва да бъде въведено в конвективно-дифузионото уравнение за двете фази и изчислената химическа реакция трябва да бъде заместена с изчислената междуфазова масообменна скорост:

$$k(c_1 - \chi c_2), \quad (15)$$

където k е междуфазовият масообменен коефициент, c_1 -концентрацията на веществото в газ (течна) фаза, c_2 -концентрацията на прехвърленото вещество в течна фаза, χ -коэффициент на Хенри (течност-течност, разпределителен коефициент).

Като резултат на дифузиония модел за междуфазовия масообменен в колоната апаратура има следния вид:

$$\varepsilon_i u_i \frac{\partial c_i}{\partial z} = \varepsilon_i D_i \left(\frac{\partial^2 c_i}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial c_i}{\partial r} + \frac{\partial^2 c_i}{\partial r^2} \right) - (-1)^{i+1} k (c_i - \chi \cdot c_2), \quad (16)$$

където D_i и ε_i , ($i = 1, 2$) са дифузиония и задържащите коефициенти ($\varepsilon_1 + \varepsilon_2 = 1$). Граничните условия за (16) са подобни на граничните условия в (2), но е възможна разлика в зависимост от условията на контакт между двете фази.

Нека разгледаме противотоковата система газ-течност от мехурчета на колона с височина l , където $c_1(z_1, r)$ и $c_2(z_2, r)$ са концентрациите на абсорбиращото вещество в газа и течните фази ($z_1 = l - z_2$). Граничните условия на (16) имат следния вид:

$$\begin{aligned} z_1 = 0, \quad c_1(0, r) &= c_1^0, & (17) \\ \bar{u}_1(0)c_1^0 &= u_1(0, r)c_1(0, r) - D_1 \left(\frac{\partial c_1}{\partial z_1} \right)_{z_1=0}; \\ z_2 = 0, \quad c_2(0, r) &= c_2^0, \\ \bar{u}_2(0)c_2^0 &= u_2(0, r)c_2(0, r) - D_2 \left(\frac{\partial c_2}{\partial z_2} \right)_{z_2=0}; \\ r = 0, \quad \frac{\partial c_1}{\partial r} = \frac{\partial c_2}{\partial r} &= 0; \quad r = R, \quad \frac{\partial c_1}{\partial r} = \frac{\partial c_2}{\partial r} = 0, \end{aligned}$$

където $\bar{u}_i(0)$, $i = 1, 2$, са входът на средните скорости в газ и течните фази.

Средната концентрация на модела може да се получи по аналогия на (13):

$$\begin{aligned} \alpha_i(R, z) \bar{u}_i \frac{\partial \bar{c}_i}{\partial z_i} + \beta_i(R, z_i) \bar{u}_i \cdot \bar{c}_i + \gamma_i(R, z_i) \bar{c}_i \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial z_i} & (18) \\ = D_i \frac{\partial^2 \bar{c}_i}{\partial z_i^2} - (-1)^{i+1} \frac{k}{\varepsilon_i} (\bar{c}_1 - \chi \bar{c}_2), \end{aligned}$$

където ($i = 1, 2$) са сходни с α , β , и γ в (10: 14).

Граничните условия са:

$$\begin{aligned} z_1 = 0, \quad \bar{c}_1(0) &= c_1^0, \quad \bar{u}_1(0)c_1^0 = \alpha_1(R, z_1) \bar{u}_1(0) \bar{c}_1(0) - D_1 \left(\frac{\partial \bar{c}_1}{\partial z_1} \right)_{z_1=0}; & (19) \\ z_2 = 0, \quad \bar{c}_2(0) &= c_2^0, \quad \bar{u}_2(0)c_2^0 = \alpha_2(R, z_2) \bar{u}_2(0) \bar{c}_2(0) - D_2 \left(\frac{\partial \bar{c}_2}{\partial z_2} \right)_{z_2=0}. \end{aligned}$$

Заклучение

Получените резултати показват, че дифузионият модел в колонните апарати позволява промяна на скоростта и концентрацията на радиалното разпределение със средните стойности за концентрация на сечение на колоната. Тези нови модели позволяват да се идентифицират параметрите на модела използвайки йерархичният подход. Като първа стъпка трябва да се получи химическа реакция (или масообмен) на изчислената. Следващата стъпка е определяне на параметрите α , β , и γ и D , като се използват експериментални данни, получени с реални течности. Машабният преход е една спецификация на параметрите стойности α , β , и γ , и за реална апаратура. Колонния апарат в резултат на математически модел може да се използва за симулиране на реални процеси.

Благодарности

Изследването е осъществено по проект **BG051PO001-3.3.04/30/ 28.08.2009** с Бенифициент Институт по Инженерна химия при БАН - София и Партньор „Университет Проф. д-р Асен Златаров” – Бургас с финансовата подкрепа на ОП „Развитие на човешките ресурси” 2007-2013, съфинансирана от ЕСФ на Европейския съюз“.

Означения

c -концентрация, [kg/m³]

D -дифузия, [m²/s]

k – химическа реакция(междуфазов масобмен) коефициент, [s⁻¹]

r -радиални координати, [m]

R -колонен радиус, [m]

t -време, [s]

u -аксиална скоростна компонента, [m/s]

v -радиална скоростна компонента, [m/s]

z -аксиална координата, [m]

Гръцки символи: Задържащи коефициенти- $\varepsilon_1, \varepsilon_2$

ϕ -ъглова координата, [rad] , χ -Henry's number

Литература

1. **Boyadjiev, Chr.**, Fundamentals of Modeling and Simulation in Chemical Engineering and Technology, Bulg. Acad. Sci., Sofia, (1993).
2. **Boyadjiev, L., Chr. Boyadjiev**, Etude de la Dispersion Longitudinal dans les Colonnes d'Extraction Liquid-Liquid, *Chem. Eng. J.*, **6**, pp. 107-110 (1973).
3. **Deckwer, W. O., A. Schumpe**, Improved tools for bubble column reactor design and scale-up, *Chem. Eng. Sci.*, **48**, p. 889 (1993).
4. **Frohlich, B. T., T.A. Webster, M. M. Ataai, M. L. Sculer**, Photobio- reactors, models for interaction of light intensity, reactor design and algae physiology, *Biotechnol. Bioeng. Symp.* **13**, pp. 331-350 (1983).
5. **Kluytmans, J. H. J., B. G. M. van Wachem, B. F. M. Kuster, J. C. Schowten**, Design of an Industrial size airlift loop redox cycle (ALRC) reactor for catalytic alcohol oxidation and catalyst reactivation, *Ind. Eng. Chem. Res.* **42**, pp. 4174-4185 (2003).
6. **Masry, Al. W. A., A. E. Abasaheed**, On the scale-up of external loop airlift reactors. Newtonian systems, *Chem. Eng. Sc.*, **53**, p. 4085 (1998).
7. **Oey, R S., R. F. Mudde, L. M. Portela, H. E. A. van den Akker**, Simulation of a slurry airlift using two-fluid model, *Chem. Eng. Sci.*, **56**, p. 673 (2001).
8. **Rozen, A. M.**, Scale-up in Chemical Technology, Chemistry, Moscow, 1980.
9. **Boyadjiev, Chr., Jose Merchuk**, On the modeling of the airlift photobioreactor, Proceedings, "Transport phenomena in two-phase flow", sunny beach Report, Bulgaria, (2005).
10. **Boyadjiev, Chr.**, On the modeling of an airlift reactor, *International Journal of Heat and mass transfer*, **49** (2006).
11. **Boyadjiev, Chr.**, Diffusion models and scale-up, *International Journal of Heat and mass transfer*, **49** (2006).
12. **Boyadjiev, Chr.**, Diffusion model of an airlift tree-phase catalytic reactor and scale-up, *Theoretical foundation of chemical engineering*, **40** (2006).

Борислав Кралев, e-mail: bobi4a@hotmail.com; Христо Бояджиев, e-mail: chboyadj@bas.bg

Българска Академия на Науките, Институт по инженерна химия ,Ул. „Стефан Ангелов” бл. 103, 1113 София, България