

ОБЩ ОБЕМЕН КОЕФИЦИЕНТ НА МАСОПРЕНАСЯНЕ ПРИ РЕКТИФИКАЦИЯ НА БИНАРНИ СМЕСИ

Ж. Иванов, Ж. Стефанов, Ж. Тасев

TOTAL VOLUMETRIC MASS TRANSFER COEFFICIENT IN DISTILLATION OF THE BINARY MIXTURE

Zh. Ivanov, Zh. Stefanov, and Zh. Tasev

E-mail: zhstefanov@abv.bg

ABSTRACT

The kinetic characteristics of the rectification process in tray columns is determined by the geometry of the column, the mixture of the liquid over the tray, physical and chemical properties of the separation mixture. The aim of this work is the experimental study of the kinetic coefficient in rectification of the binary mixture in laboratory column at conditions near to the model of the ideal mixture for liquid phase and plug-flow model for vapour phase. All of the experiments are carried out under atmospheric pressure and in full distiller. The received test results for volumetric mass transfer coefficients of vapour phase are presented in the form of criterion's dependency.

Key words: *distillation, mass transfer coefficient, tray column*

ВЪВЕДЕНИЕ

Основен елемент на колоните са хоризонтално разположените на определено разстояние контактни елементи (тарелки), чиято роля е да осигуряват добро директно смесване на издигащите се пари и стичащата се надолу течност. Смесващите се на всяка тарелка парна и течна фази имат различен състав и температура, в резултат на което при смесването и се осъществява масо- и топлообмен – парната фаза частично кондензира, а течната – частично се изпарява, при което издигащият се парен поток се обогатява на ЛЛК, а стичащата се течност – се обогатява на ТЛК. В зависимост от състава, температурата се променя по височина на колоната – от най-висока в дъното на колоната и най-ниска на върха.

Зависимостта между кинетичните характеристики на преносния процес върху тарелката се определя от хидродинамичните модели на потоците върху тарелката.

При традиционно използваните в промишлени условия видове преливни тарелки (ситеста, звънчева, клапанна) течната и парната фази се движат върху отделната тарелка по схемата на кръстосания ток. При движението на течността на тарелката между

приемния и преливния прагове възниква надлъжно смесване, което влияе съществено върху ефективността на разделителния процес на тарелката и на цялата колона [2,3].

МАТЕРИАЛ И МЕТОДИ

Ефективността на масообменния процес върху отделната тарелка се характеризира чрез диференциални и интегрални характеристики. Диференциалната (локална) характеристика определя масопренасянето в елементарен обем на системата газ-течност, а интегралната – в границите на цялата тарелка. Като диференциална характеристика на ефективността на масопренасяне се използва локалният КПД, а като интегрална характеристика на ефективността на масопренасянето на цялата тарелка – КПД на Murphree.

Разгледано спрямо условията на тарелката, локалният КПД се отнася за една точка от работната площ на тарелката, течността в тази точка е напълно смесена и няма концентрационен градиент, а парната фаза се издига в модел на идеално изместване.

Локалните характеристики на ефективността на масопренасянето $/E_{OG}$, $E_{OL}/$

зависят от кинетичните параметри на процеса и отразяват главно дифузионните съпротивления на двете контактиращи фази. Изчисляването на локалния КПД се извършва по формулата [1]:

$$E_{OG} = \frac{(y_n - y_{n-1})}{(y^* - y_{n-1})} \quad (1)$$

Коефициента на масопренасяне е кинетична характеристика на общия преносен процес т.е. отразява интензивността на масопренасянето от една фаза в друга и се определя по формулата:

$$K_{OG} \cdot a = \frac{W_G \cdot \rho_G \cdot N_{OG}}{h_p \cdot M_{CM}}, \frac{kmol}{m^3 \cdot s} \quad (2)$$

При условията на пълно смесване на течността върху тарелката КПД на Murphree и локалния КПД са числено равни [4]:

$$E_{MV} = E_{OG} \quad (3)$$

Общият брой преносни единици по парната фаза N_{OG} и локалния КПД са свързани със зависимостта [5,6]:

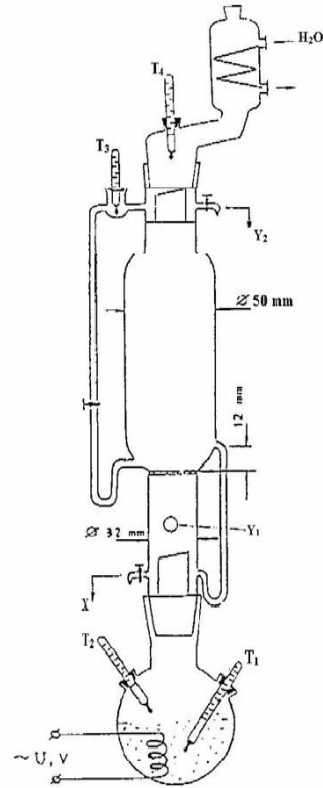
$$N_{OG} = -\ln(1 - E_{OG}) \quad (4)$$

За директно измерване на локалния КПД е използвана целево изработена малко мащабна стъклена лабораторна колона – модифицирана колона на Oldershow [7] с изнесени външни приливници (фиг.1.).

Колоната има една ситеста тарелка със следните геометрични характеристики: диаметър 32mm, брой на отворите - 44 с диаметър 1,1mm и височина на преливника 12mm. Колоната е снабдена със стъклена колба с обем 1l, със вътрешен нагревател 0.5 kW, свързан с електрическата мрежа чрез латер. На върха е монтиран стъклен кондензатор.

Като моделни смеси са използвани бинарните смеси метанол-етанол, пропанол-вода, метанол-пропанол и етанол-вода с добре познато фазово равновесие течност пари [8]. Всички опити са проведени при атмосферно налягане и при пълна флегма.

Анализът на съставите на бинарните смеси се провеждат с рефрактометър на АВВЕ с допълнително прикачен термостат.



Фиг. 1. Схема на опитната инсталация

Точността при измерване на коефициента на пречупване $\Delta n_d^{20} = \pm 0,0001$, което отговаря на грешка при определяне на концентрацията по стандартните криви $n_d^{20} = f(x)$ от около $\pm 0,25 \text{ mol\%}$. Температурата се измерваше с локални живачни термометри в куба и на върха на колоната. Визуалните наблюдения на двуфазния слой показваха образуването на стабилен слой без пропадаване на течността и с незначително капкоувличане. Измерваше се и дебита на флегмата. Работния скоростен диапазон по пари е в интервала 0.05 до 0.22 m/s. От измерените над 80 серии проби бяха обработени само тези при които грешката в материалния баланс за двете фази е под $\pm 10\%$.

От измерените опитни данни се изчисляват следните величини:

- фиктивна скорост на парите в колоната:

$$w_G = \frac{V_G}{f} = \frac{V_G}{15,9 \cdot 10^{-4}}, m/s \quad (5)$$

където:

- дебита на парната фаза се изчислява по следната зависимост:

$$V_G = \frac{L_F \cdot \rho_L}{\rho_G} \cdot m^3 / s \quad (6)$$

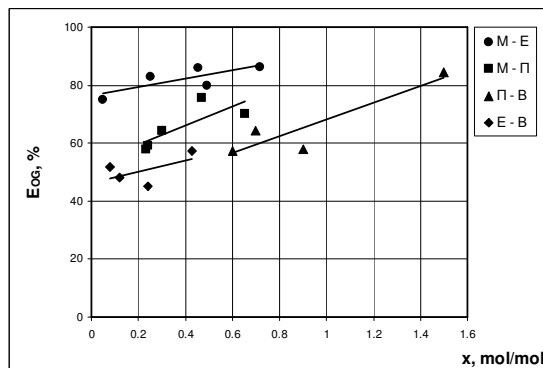
- работната площ на тарелката е равна на цялата площ на тарелката $f = 15,9 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$.

Отделните серии опити са провеждани при различен състав на течната фаза в колбата в съответния скоростен работен диапазон.

Получени са опитни данни за съставите на постъпващите и напускащите парни потоци, напускащата тарелката течност, височината на газо-течностния слой и дебита на флегмата. В условията на пълно смесване по течна фаза и идеално изместване по парна фаза при пълна флегма от измерените величини са изчислени КПД на Murphree и локалния КПД по уравнения (3) и (1), общия брой на преносните единици по уравнение (4), фиктивната скорост на парната фаза в колоната по уравнение (5) и общия обменен коефициент по парна фаза по уравнение (2).

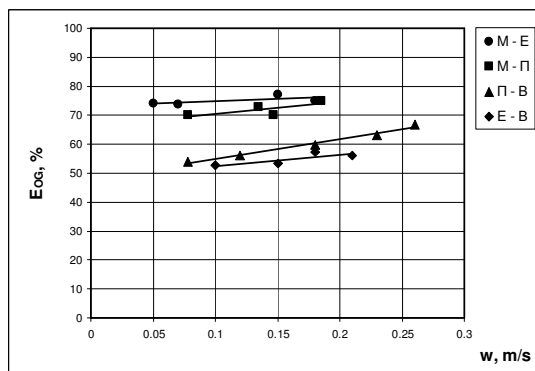
РЕЗУЛТАТИ И ОБСЪЖДАНЕ

На фиг.2 са представени опитните данни за изменението на локалния КПД (E_{OG}) в зависимост от състава на сместа в куба на колоната (x) за моделните смеси Метанол-Етанол, Метанол-Пропанол, Пропанол-Вода, Етанол-Вода, получени при скорост на парите в колоната $w = 0.18 \text{ m/s}$.



Фиг. 2. Зависимост на локалния КПД (E_{OG}) от състава на бинарните смеси при скорост на парите в колоната $w = 0.18 \text{ m/s}$.

Както е видно от фиг.2 за изследвания интервал локалния КПД нараства с увеличаване съдържанието на лесно летливия компонент.



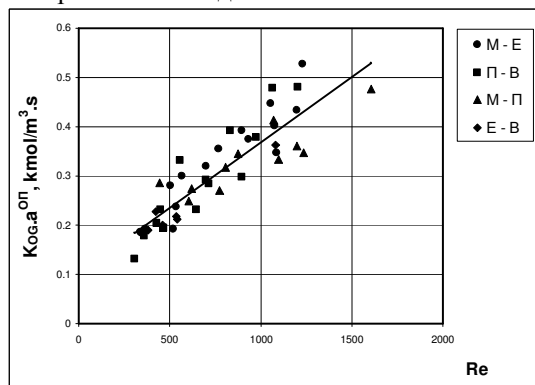
Фиг. 3. Зависимост на локалния КПД (E_{OG}) от скоростта на парите в колоната при концентрация на леснолетливата компонента $x = 0.08 \text{ mol/mol}$.

На фигура 3 е представена графичната зависимост на локалния КПД (E_{OG}) като функция от скоростта на парите (w) при концентрация на леснолетливата компонента в куба на колоната $x = 0.08 \text{ mol/mol}$.

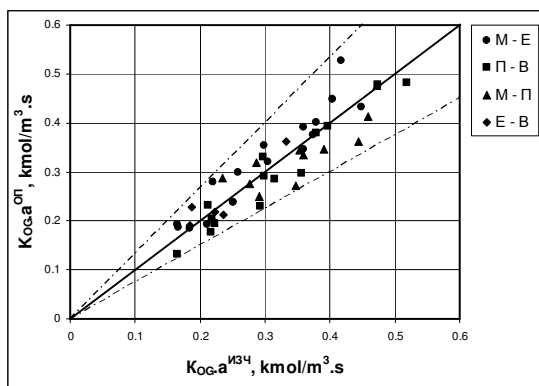
От фигурата се вижда, че с увеличаване скоростта на парите в колоната локалния КПД нараства което е по-ярко изразено при бинарната смес Пропанол-Вода.

На фиг.4 са представени опитно получените стойности на общия обменен коефициент на масопренасяне ($K_{OG} \cdot a^{OP}$) в зависимост от критерия на Рейнолдс.

От фигурата е видно, че с нарастването на скоростта на парите в колоната респ. критерия на Рейнолдс, общия обменен коефициент на масопренасяне расте като се изменя в интервала от 0.12 до $0.52 \text{ kmol/m}^3 \cdot s$.



Фиг. 4. Зависимост на опитно получените стойности на обменния коефициент на масопренасяне ($K_{OG} \cdot a^{OP}$) като функция от критерия на Рейнолдс (Re).



Фиг. 5. Зависимост на опитно получените стойности на обемния коефициент на масопренасяне ($K_{OG} \cdot a^{OP}$) от изчислените по критериалното уравнение стойности на обемния коефициент на масопренасяне ($K_{OG} \cdot a^{IZCH}$).

Въз основа на получените експериментални резултати посредством регресионния анализ по метода на най-малките квадрати е получена критериалната зависимост:

$$K_{OG} \cdot a = 3.12 \cdot 10^{-3} \cdot Re^{0.72} \cdot Sc^{0.5} \quad (7)$$

Изчислените по критериалното уравнение стойности за обемния коефициент на масопренасяне ($K_{OG} \cdot a$) се отличават от опитно получените стойности с не повече от $\pm 25\%$ (фиг.5).

ИЗВОДИ

1. При условията на пълно смесване на течността на тарелката са определени стойностите на локалния КПД и общия обмен коефициент на масопренасяне.
2. Локалния КПД на тарелката за изследваните смеси нараства с увеличаване съдържанието на лесно летливия компонент.
3. Общия обмен коефициент на масопренасяне нараства с увеличаване скоростта на парите в колоната.
4. Получените експериментални резултати са представени под формата на критериална зависимост.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

- a специфична междуфазова повархност, m^2/m^3 .
 D_K диаметър на колоната, m .
 D_G коефициент на дифузия в газовата фаза, m^2/s .
 f площ на тарелката, m^2 .
 $K_{OG} \cdot a$ общ обмен коефициент на масопренасяне по парна фаза, $kmol/m^3 \cdot s$.

- L_F дебит на флегмата, m^3/s
 M дебит на обменената ЛЛК, $kmol/s$
 N_{OG} общ брой на преносните единици по парна фаза
 G дебит на парната фаза, $kmol/s$
 h_{PI} височина на газотечностния слой, m
 x състав на напускащата тарелката течност, $kmol/kmol$
 y_1 състав на постъпващите на тарелката парни потоци, $kmol/kmol$
 y_2 състав на напускащите тарелката парни потоци, $kmol/kmol$
 y^* състав на парите, намиращ се в равновесие с напускащата тарелката течност
 V_G дебит на парната фаза, m^3/s
 w_G скорост на парната фаза в свободното сечение на колоната, m/s
 μ_G вискозитет на газовата фаза, $Pa \cdot s$
 ρ_L плътност на течната фаза, kg/m^3
 ρ_G плътност на газовата фаза, kg/m^3

$$Re_G = \frac{w_G \cdot D_K \cdot \rho_G}{\mu_G} \quad \text{Критерий на Рейнолдс}$$

$$Sc_G = \frac{\mu_G \cdot \rho_G}{D_G} \quad \text{Критерий на Шмит}$$

ЛИТЕРАТУРА

1. Кафаров В. В., *Основы массопередачи*, Высшая школа, Москва, 1972.
2. Розен, А. М., Е. И. Мартюшин, В. М. Олевский, *Масштабный переход в химической технологии*, Химия, Москва, 1980.
3. Бояджиев Хр., 1993, *Основы на моделирането и симулирането в инженерната химия и химическа технология*, ИК "Феномен", София, 1993.
4. Zuiderweg F. J., *Chemical Engineering Science*, Vol. **37**, №10, (1982) p. 1441-1464.
5. Chen G. X. and K. T. Chuang, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. **32**, №4, (1993) p. 701-708.
6. Chen G. X. and K. T. Chuang, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. **34**, (1995) p. 3078-3082.
7. Biddulph M. W. and M. A. Kalbassi, *Transaction of the Institution of Chemical Engineers*, Vol. **68**, Part A, (1990) p.453-456.
8. Gmehling J., O. Onken and W. Arlt, *Dechema Chemistry Data Series*, Vol. **I**, Part 2c, (1981) p. 52-60.

Представена за печат на 30.09.2006 г.

