

НАДЛЪЖНО СМЕСВАНЕ В ТЕЧНАТА ФАЗА В ТАРЕЛКОВИ КОЛОНИ

Ж. Стефанов

LONGITUDINAL MIXING OF THE LIQUID PHASE ON TRAY COLUMNS

Zh. Stefanov

E-mail: zhstefanov@abv.bg

ABSTRACT

The paper deals with the experimental study of the longitudinal mixing of the liquid phase on three types of trays – "Glitsch" valve tray, concurrent valve tray and sieve tray. The study was carried out in a rectangular column section (0.28 x 1.0 m) and the air-water system using the dispersion model. The liquid-phase longitudinal mixing coefficient was determined as a function of the load on liquid and gas phase. The longitudinal mixing coefficient was shown to correlate with the superficial gas velocity and liquid flow rate per unit weir width with a maximum deviation less than $\pm 20\%$.

Key words: longitudinal mixing, liquid phase, tray column

ВЪВЕДЕНИЕ

Решаващо влияние върху ефективността на масообменния процес в тарелкови колони оказва хидродинамичната структура на движещите се върху тарелката потоци. Хидродинамичната структура на потоците в колонните апарати заема междинно положение между двата гранични идеализирани модела - на идеално изместване и идеално смесване. Структурата на потоците в реалните апарати се различава от двата идеализирани модела, поради неравномерния профил на скоростта по сечение на потока, непълната сепарация на взаимодействащите фази в отделните сечения на апарата, водещо до надлъжно смесване на фазите [1]. Това води до намаляване на движещата сила на различните масообменни процеси и до съответното понижаване ефективността на апаратите в сравнение с движещата сила при режим на идеално изместване [2].

За описание структурата на потоците в реалните колонни апарати са предложени различни модели, клетъчен [3, 4], дифузионен [5, 6], рециркуляционен [7, 8] и комбиниран [9, 10]. Всеки математически модел описва с различна точност реалната структура на потока, което означава че за описание на протичащите в даден апарат процеси е целесъобразно използването на един или друг модел. С приемането на определени

допускания, еднопараметричния дифузионен модел [11] намира широко приложение за описание на надлъжното смесване в течността при колони със ситести [8, 12], звънчеви [8, 13] и клапанни [14, 15] тарелки.

ЕКСПЕРИМЕНТ

При експерименталното изследване структурата на потока, бе определен коефициента на надлъжно смесване в течната фаза по т.н. "стационарен метод" [16]. По този метод в определено сечение на изследвания апарат, непосредствено преди преливния праг, непрекъснато и с постоянен разход се въвежда трасьор, който в резултат на турбулентното и циркуляционно смесване се разпространява в обратна на основния течностен поток посока. След установяване на стационарен режим се вземат проби в няколко сечения по дължина на изследвания контактен елемент за определяне разпределението на трасьора. Въз основа на материалният баланс за две сечения от апарата, се получава уравнение, описващо пренасянето на трасьора:

$$\frac{d^2c}{dz^2} - \frac{w_T l_0}{D_L} \frac{dc}{dz} = 0 \quad (1)$$

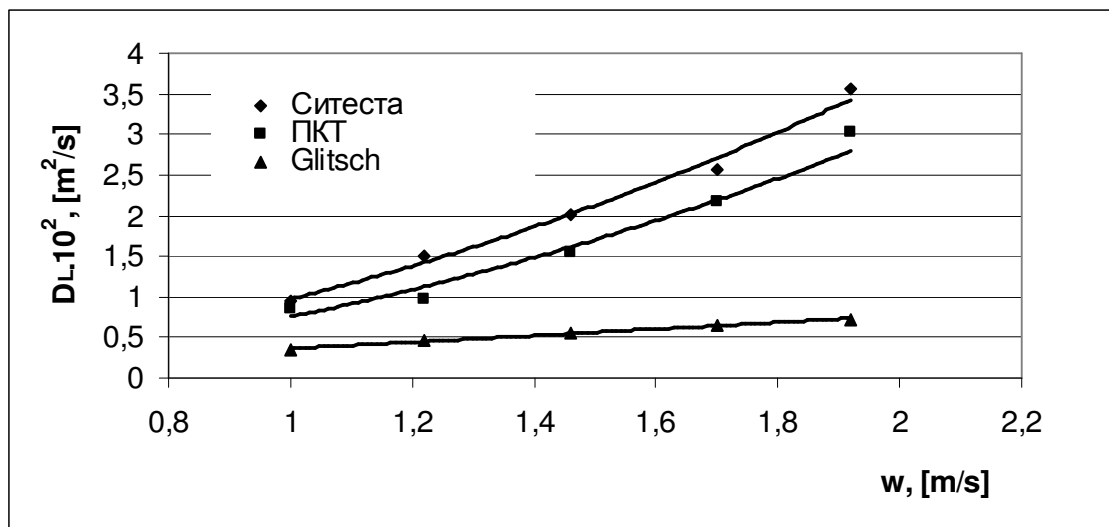
След решаване на уравнение (1) при следните допускания:

Инсталацията работи по т.н. "студен модел", т.е. на системата вода - въздух. Инсталираните вентилатор 1 и центробежна помпа 15 осигуряват необходимите дебити на въздуха и водата в широки граници, измервани прецизно с диафрагмата 2 и ротаметрите 5, Трасьорът (воден разтвор на натриев хлорид), приготвен в резервоара 4 след измерване с ротаметъра 3 се подава по цялото напречно сечение на колоната посредством многоточковия колектор 6. Изследвани са три типа тарелки - правотокова клапанна тарелка (ПКТ), клапанна тарелка "Glitsch" и ситеста. Тарелката е с размери 0,882 x 0,28m, изработена от неръждаема ламарина с дебелина 0,003m. На всяка клапанна тарелка са монтирани по 32 броя стандартни клапани тип "Гипронефтемаш" или тип "Glitsch"; с диаметър 0,048 m. Работната площ на тарелката е 0,247 m², а свободното сечение е 14,3 %. Ситестата тарелка е с 394 отвора с диаметър 0,0105 m разположени по върховете на равностранни триъгълници и свободно сечение 13.8%. Височината на преливния праг е 0,04m. За вземане на проби за определяне на

концентрацията на трасьора, всяка тарелка е снабдена с 9 пробоотборни щуцери на разстояние 0,1m един от друг по дължина на тарелката. Концентрацията на трасьора в барботажния слой се поддържа под 2 kg/m³, за да се използва линейната зависимост [17] между електропроводността и концентрацията на натриевия хлорид в разтвора. Концентрацията на трасьора се определя с кондуктометър тип ОК 102/1 след термостатиране на пробите и в специално изработена измерителна клетка с двойни стени при температура 20 °С. При изследванията плътността на оросяване се изменяше в границите от 1,39.10⁻³ до 3,47.10⁻³ m³/m.s (5÷12,5 m³/m.h), скоростта на въздуха в колоната от 0,75 до 2,0 m/s (съответстваща на скорост на въздуха в отворите под клапаните от 5,05 до 13,45 m/s).

РЕЗУЛТАТИ И ОБСЪЖДАНЕ

Част от получените експериментални резултати за коефициента на надлъжно смесване в тарелкова колона с различни видове тарелки са представени на фиг. 2.

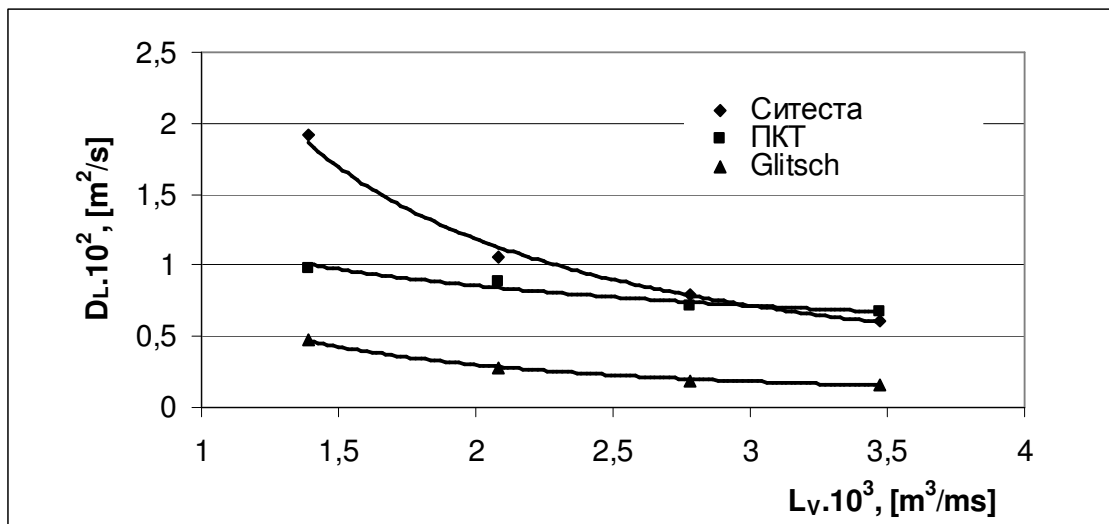


Фиг.2. Зависимост на коефициента на надлъжно смесване D_L от скоростта на газова фаза в колоната при $L=1,39 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m.s}$

От фигурата е видно, че с нарастване на скоростта на газова фаза в колоната, коефициентът на надлъжно смесване в течната фаза D_L и при трите типа тарелки нараства. Най-интензивно е смесването в течната фаза при ситестата тарелка, което е с около от три до пет пъти по-интензивно

спрямо смесването при клапанната тарелка с "Glitsch" клапани и около 1.2 пъти по-интензивно спрямо правотоковата клапанна тарелка (ПКТ), като тази разлика е по-съществена при по-високите скорости на газова фаза в колоната.

Влиянието на плътността на оросяване върху коефициента на надлъжно смесване в течната фаза за трите типа изследвани тарелки е представено на фиг.3.



Фиг. 3. Зависимост на коефициента на надлъжно смесване от плътността на оросяване при скорост на газова фаза $w=1,22$ m/s

Нарастването на натоварването по течна фаза (L_V) води до понижаване на надлъжното смесване и при трите типа тарелки, което е по-силно изразено при ситестата тарелка.

След обработване на опитните резултати по метода на най-малките квадрати е получена следната зависимост за изчисляване на коефициентите на надлъжно смесване в течната фаза:

$$D_L = cw^n L_w^m \quad (7)$$

като за ситеста тарелка:

$$c=2.75 \cdot 10^{-5}; n=1.76; m=-0.90,$$

за правокова клапанна тарелка:

$$c=9.33 \cdot 10^{-5}; n=1.61; m=-0.69,$$

и за клапанна тарелка с "Glitsch" клапани:

$$c=3.28 \cdot 10^{-5}; n=1.05; m=-1.07.$$

Коефициентът на корелация на изведените зависимости за съответните типове тарелки

ИЗПОЛЗВАНИ ОЗНАЧЕНИЯ:

b - дължина на преливния праг, m

c_i - концентрация на трасьора в разтвора, в мястото на вземане на проба, kg/m³

c_n - концентрация на трасьора в хранващата вода от водопроводната мрежа, kg/m³

c_o - концентрация на трасьора в разтвора в мястото на въвеждане на трасьора, kg/m³

D_L - коефициент на надлъжно смесване в течната фаза, m²/s

са както следва:

за ситеста тарелка $r_k = 0.95$; а за правокова клапанна тарелка и за клапанна тарелка с "Glitsch" клапани $r_k = 0.92$.

Изчислените по уравнение (7) стойности на коефициента на надлъжно смесване D_L се отличават от опитно получените стойности за ситеста тарелка с не повече от $\pm 12\%$, а за правокова клапанна тарелка и за клапанна тарелка с "Glitsch" клапани $\pm 20\%$.

Получените резултати за коефициентът на надлъжно смесване в течната фаза могат да бъдат използвани при отчитане на реалната хидродинамична структура в колонни апарати с посочените по-горе видове тарелки, при определяне на реалната ефективност на масообменния процес в тези апарати.

h_o - височина на светлата течност на тарелка

l_o - разстояние от приемния праг до мястото на въвеждане на трасьора (пътя на течността върху тарелката), m

l_i - разстояние от приемния праг до мястото на вземане на пробата, m

L_V - плътност на оросяване, m³/m.s

w - скорост на газова фаза в колоната, m/s

w_T - скорост на течността на тарелката, m/s

V_T - дебит на течността, подавана в колоната, m³/s

$z=l/l_o$ - безразмерна величина

ЛИТЕРАТУРА

1. Гельперин Н. И., В. Л. Пибалк, А. Е. Костанян, *Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности*, Химия, Москва, 1977, 23.
2. Касаткин А. Г., *Основные процессы и аппараты химической технологии*, Химия, Москва, 1973, 419.
3. Плановский А. Н., *Химическая промышленность*, №5, (1944) 5.
4. Kardos J., *Chem.Techn.*, 21, № 4, (1969), p.216.
5. Van der Laan E.Th., *Chem.Eng.Sci.*, 7, (1958) p.187.
6. Пекович Л., В. Л. Пибалк, *ТОХТ*, 4, №2, (1970) 267.
7. Пекович Л., В. Л. Пибалк, М. И. Дякова, *ТОХТ*, 5, № 2, (1971) 212.
8. Комиссаров Ю. А., В. В. Кафаров, С. Амангалиев, Те А. Ю., *ТОХТ*, 15, № 6, (1981) 809.
9. Костанян А. Е., В. Л. Пибалк, А.М. Уникадзе, *ТОХТ*, 10, № 4, (1976), 592.
10. Костанян А. Е., *ТОХТ*, у. 11, №2, (1977) p.230.
11. Stanislav D.H. and A.I. Smith, Performance of distillation contacting devices, *Internationale Simposium on Distillation*, Brighton, 1960.
12. Вагкег Р. Е. and М. Р. Self, *Chem.Eng.Sci*, 17, (1962) 541.
13. Родионов А. И., Н. Н. Кочетов, *Изв. ВУЗ, Химическая технология*, 17, вып.11, (1974) 1718.
14. Арафа М. А, О. С. Чехов, *ТОХТ*, 6, № 3, (1972) 343.
15. Розен А. М., В. С. Весновский, Л. Л. Муравьев, А. Н. Красиков, *ТОХТ*, 11, № 5, (1977) 707.
16. Данылчев И. А., А. Н. Плановский, О. С. Чехов, *Химическая промышленность*, № 6, (1964) 461.
17. Арафа М. А, О. С. Чехов, *ТОХТ*, 6, (1972) 343.

Представена за печат на 30.09.2006 г.