

УДК 66.048.375

В.Н. Павлечко, доцент; В.Н. Гуляев, доцент

### ИССЛЕДОВАНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ ТАРЕЛОК ПРИ ПЕРЕКРЕСТНОМ ДВИЖЕНИИ ФАЗ С УЧЕТОМ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ЖИДКОСТИ

Liquid on a plate is presented in the intermediate state between ideal displacement and mixing. The composition of vapor after an ideal plate is supposed to be equal to the average composition of liquid on the plate with respect to its intermediate state. Four types of the relation of the ideal and real plates are examined. The relations between efficiencies are obtained which are equal for vapour and liquid in all the variants. The analysis of the graphic dependence of the separate pairs of efficiencies at different mixing is performed.

Тарелки с перекрестным движением фаз получили широкое распространение в ректификационных процессах. На них жидкость движется горизонтально, обедняясь легколетучим компонентом. При взаимодействии с жидкостью пар, движущийся снизу вверх, обогащается легколетучим компонентом.

Особенности перекрестного движения взаимодействующих фаз требуют разработки и применения специальных моделей массообмена. В работах [1-4] рассматривается равновесие уходящего пара со средним составом жидкости на идеальной тарелке, который равен среднеарифметическому значению содержания легколетучего компонента в жидкости на входе и выходе из тарелки.

В процессе движения по тарелке жидкость перемешивается, что заметно влияет на ее эффективность. В работах [5, 6] перемешивание жидкости учтено различными моделями, наибольшее распространение среди которых получили ячеечная, циркуляционная и комбинированная модели. В настоящей статье рассматривается частичное перемешивание жидкости с учетом особенностей перекрестного движения фаз.

Концентрации легколетучего компонента в жидкости на входе и выходе из тарелки могут заметно отличаться по величине и существенно влиять на состав выходящего пара, который после идеальной тарелки определяется в зависимости от массообмена на ней. При полном смешении жидкости он находится в равновесии с составом покидающей тарелку жидкости (рис. 1, а):

$$(y_n^*)_c = m(x_{n-1}^*).$$

При отсутствии перемешивания жидкости состав пара, выходящего из начального участка идеальной тарелки, находится в равновесии с поступающей на тарелку жидкостью (рис. 1, б):

$$(y_{n,n}^*)_b = mx_n^*,$$

а состав пара, выходящего из конечного участка, - с уходящей жидкостью:

$$(y_{n,k}^*)_b = mx_{n-1}^*.$$

Усредненный состав пара после идеальной тарелки в этом случае может быть представлен как среднеарифметическое его начальной и конечной концентраций:

$$(y_n^*)_в = \frac{y_n^* + y_k^*}{2} = \frac{m}{2}(x_n^* + x_{n-1}^*).$$

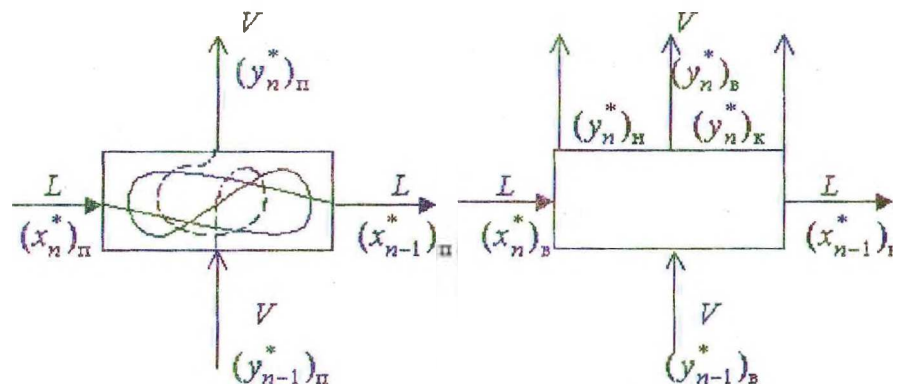


Рис. 1. Схема массообмена при перекрестном токе: а – полное смешение; б – идеальное вытеснение

Между идеальным вытеснением и полным смешением может быть некоторое промежуточное состояние жидкости, характеризующееся ее частичным перемешиванием. Для этого состояния обозначим количество полностью перемешанной жидкости на тарелке через  $(\varphi)$ . Тогда количество жидкости, находящейся в состоянии идеального вытеснения, будет  $(1 - \varphi)$ . Усредненный состав жидкости на  $n$  – й тарелке при ее частичном перемешивании может быть представлен в виде

$$x_c^* = \varphi x_{n-1}^* + (1 - \varphi) \frac{x_n^* + x_{n-1}^*}{2},$$

а состав пара после  $n$  – й тарелки –

$$y_n^* = \varphi m x_{n-1}^* + (1 - \varphi) m \frac{x_n^* + x_{n-1}^*}{2}. \quad (1)$$

Идеальная и реальная тарелки должны иметь постоянные молярные потоки пара и жидкости через них и равный теплообмен между соседними тарелками и окружающей средой. В работе [7] были выделены четыре варианта взаимосвязи идеальной и реальной тарелок, каждый из которых характеризуется соответствующими уравнениями материального баланса по легколетучему компоненту и выражениями эффективности ступеней контакта.

В первом варианте идеальная и реальная тарелки имеют одинаковые составы входящих потоков пара и выходящих потоков жидкости, что имеет место в модели Мерфри при анализе эффективности в паровой фазе [8, 9]:

$$(y_{n-1}^*)_1 = y_{n-1}^*; \quad (x_{n-1}^*)_1 = x_{n-1}^*.$$

Условие равновесия (1) для этого варианта конкретизируется следующей зависимостью:

$$(y_n^*)_1 = \varphi m x_{n-1}^* + (1 - \varphi) m \frac{(x_n^*)_1 + x_{n-1}^*}{2}. \quad (2)$$

Совместное решение формулы (2), уравнений материального баланса идеальной и реальной тарелок и выражений эффективности, сформулированных в [7] и справедливых для данного случая массообмена, приводит к следующему соотношению:

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{1c,\varphi,v} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - \frac{1-\varphi}{2}} = \frac{E_{1c,\varphi,liq} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - \frac{1-\varphi}{2}}, \quad (3)$$

которое указывает на равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах:

$$E_{1c,\varphi} = E_{1c,\varphi,v} = E_{1c,\varphi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_1 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_1 - x_{n-1}}. \quad (4)$$

Во втором варианте идеальная и действительная тарелки характеризуются совпадением составов выходящих потоков пара и поступающих потоков жидкости, что наблюдается в модели Мерфри при рассмотрении эффективности в жидкости [8, 9]:

$$(y_n^*)_2 = y_n; \quad (x_n^*)_2 = x_n.$$

С учетом этого условие (1) принимает вид

$$y_n = \varphi m (x_{n-1}^*)_2 + (1-\varphi)m \frac{x_n + (x_{n-1})_2}{2}. \quad (5)$$

В результате совместного решения соответствующих уравнений материального баланса и выражений эффективности [7] с учетом (5) можно получить выражение

$$x_n - x_{n-1} = \frac{x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - 1 + \frac{1+\varphi}{2E_{2c,\varphi,v}}} = \frac{x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - 1 + \frac{1+\varphi}{2E_{2c,\varphi,liq}}}, \quad (6)$$

из которого следует равенство эффективностей в паре и жидкости во втором варианте, т.е.

$$E_{2c,\varphi} = E_{2c,\varphi,v} = E_{2c,\varphi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1})_2} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_2}. \quad (7)$$

Особенностью третьего варианта является равенство составов пара и жидкости, поступающих на идеальную и реальную тарелки, что свойственно модели Хаузена [9, 10]:

$$(y_{n-1}^*)_3 = y_{n-1}; \quad (x_n^*)_3 = x_n.$$

В этом варианте условие (1) преобразуется к виду

$$(y_n^*)_3 = \varphi m (x_{n-1}^*)_3 + (1-\varphi)m \frac{x_n + (x_{n-1})_3}{2}. \quad (8)$$

Решением формулы (8), уравнений материального баланса идеальной и реальной тарелок и выражений эффективности [7] можно получить соотношение

$$x_n - x_{n-1} = \frac{E_{3c,\varphi,v} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - E_{3c,\varphi,v} + \frac{1+\varphi}{2}} = \frac{E_{3c,\varphi,liq} \left( x_{n-1} - \frac{y_{n-1}}{m} \right)}{\frac{L}{mV} - E_{3c,\varphi,liq} + \frac{1+\varphi}{2}}, \quad (9)$$

которое подтверждает равенство эффективностей в паровой и жидкой фазах с учетом модели Хаузена:

$$E_{3c,\varphi} = E_{3c,\varphi,v} = E_{3c,\varphi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{(y_n^*)_3 - y_{n-1}} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - (x_{n-1})_3}. \quad (10)$$

Отличием четвертого варианта от предыдущих является равенство составов потоков пара и жидкости, выходящих из идеальной и реальной тарелок:

$$(y_n^*)_4 = y_n; \quad (x_{n-1}^*)_4 = x_{n-1}.$$

Для него условие равновесия (1) принимает вид

$$y_n = \varphi m x_{n-1} + (1 - \varphi) m \frac{(x_n^*)_4 + x_{n-1}}{2}. \quad (11)$$

При решении соответствующих уравнений материального баланса, выражений эффективности [7] с учетом (11) можно получить зависимость

$$x_n - x_{n-1} = \frac{\frac{x_{n-1} - y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - \frac{1 - \varphi}{2E_{4c,\varphi,v}}} = \frac{\frac{x_{n-1} - y_{n-1}}{m}}{\frac{L}{mV} - \frac{1 - \varphi}{2E_{4c,\varphi,liq}}}, \quad (12)$$

из которой также следует равенство эффективностей в паре и жидкости и для четвертого варианта, т.е.

$$E_{4c,\varphi} = E_{4c,\varphi,v} = E_{4c,\varphi,liq} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n - (y_{n-1}^*)_4} = \frac{x_n - x_{n-1}}{(x_n^*)_4 - x_{n-1}}. \quad (13)$$

Как следует из проведенного анализа, во всех рассмотренных вариантах эффективности в паровой и жидкой фазах равны, что отличает их от модели Мерффри [8, 9] и наблюдается в модели Хаузена [9, 10]. В левых частях формул (3), (6), (9) и (12) приведены одинаковые технологические результаты – разность концентраций легколетучего компонента в жидкости до и после реальной тарелки. Приравнивание правых частей указанных зависимостей с учетом (4), (7), (10) и (13) позволяет получить соотношение между эффективностями рассмотренных вариантов:

$$\frac{\frac{2L}{mV} - 1 + \varphi}{E_{1c,\varphi}} = \frac{2L}{mV} - 2 + \frac{1 + \varphi}{E_{2c,\varphi}} = \frac{\frac{2L}{mV} + 1 + \varphi}{E_{3c,\varphi}} - 2 = \frac{2L}{mV} - \frac{1 - \varphi}{E_{4c,\varphi}}. \quad (14)$$

На рис. 2 и 3 приведены графические зависимости различных пар эффективностей при значении  $L/mV = 1,5$ .

В реальном диапазоне эффективностей  $E_{1c,\varphi} > E_{2c,\varphi}$ ,  $E_{3c,\varphi} > E_{1c,\varphi}$  и  $E_{3c,\varphi} > E_{2c,\varphi}$  (рис.2), что позволяет выстроить ряд  $E_{3c,\varphi} > E_{1c,\varphi} > E_{2c,\varphi}$ . Причем различие пар указанных эффективностей снижается при увеличении перемешивания, но не устраняется полностью. Следует отметить сравнительно небольшое влияние  $\varphi$  на взаимосвязь эффективностей, особенно для  $E_{3c,\varphi}$  и  $E_{1c,\varphi}$ , что, вероятно, обусловлено усреднением состава жидкости на тарелке, т.е. некоторого рода перемешиванием. Обратное соотношение имеет место, когда эффективности нереальны, т.е. меньше нуля или больше единицы.

Как видно из рис. 3, зависимости  $E_{4c,\varphi}$  от других эффективностей находятся вне реального диапазона, что указывает на низкую практическую ценность четвертого варианта массообмена. На рис. 3 влияние перемешивания на соотношения пар эффективностей заметнее, чем на предыдущем рисунке, хотя и в нереальных областях, что, вероятно, связано с особенностями четвертой модели и ее большей зависимостью от  $\varphi$ .



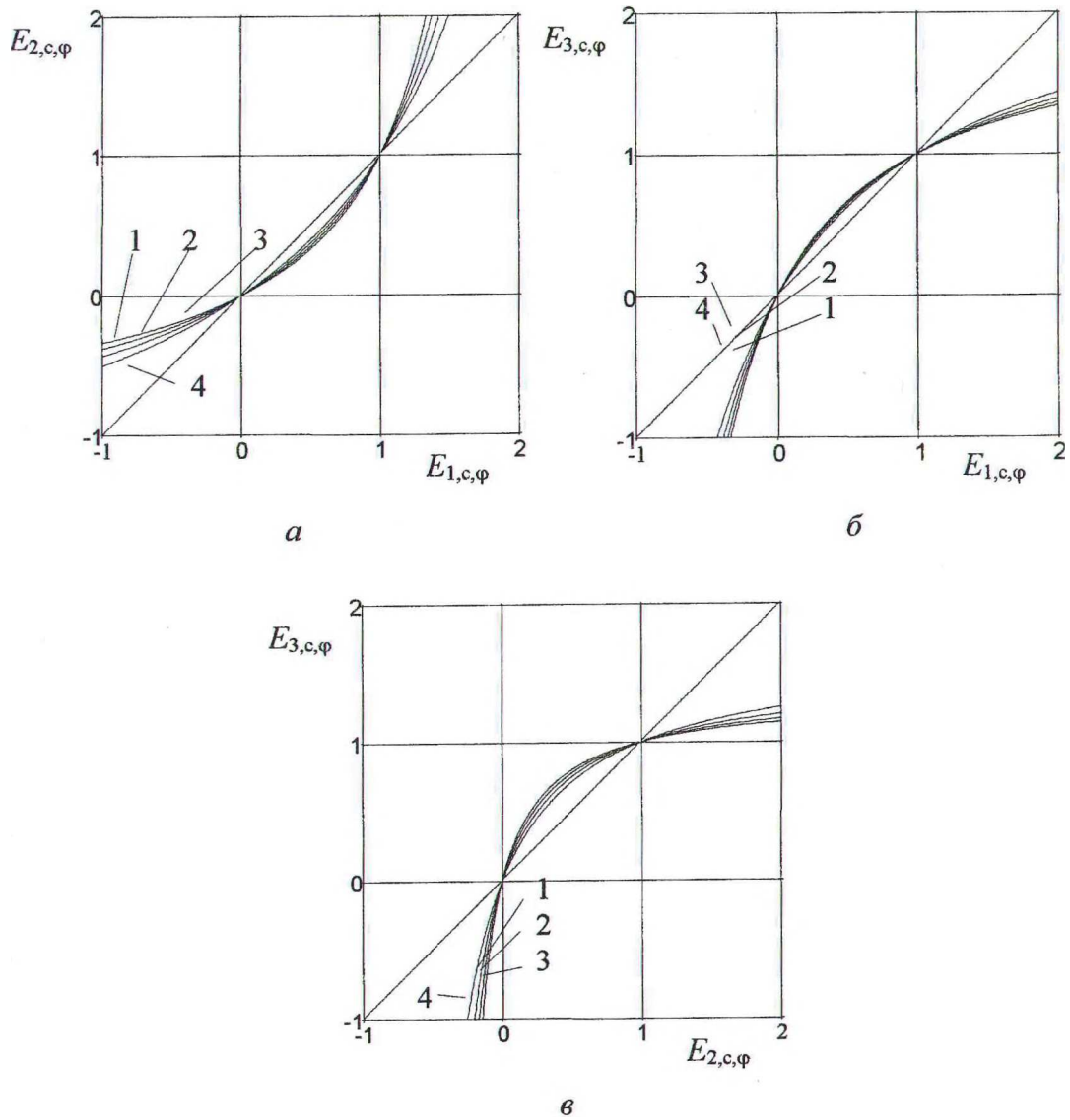


Рис. 2. Зависимости эффективностей  $E_{2,c,\varphi}$  (а),  $E_{3,c,\varphi}$  (б) от  $E_{1,c,\varphi}$  и  $E_{3,c,\varphi}$  от  $E_{2,c,\varphi}$  (в) при  $L/mV = 1,5$  и различном перемешивании: 1 -  $\varphi = 0$ ; 2 - 0,2; 3 - 0,5; 4 - 1

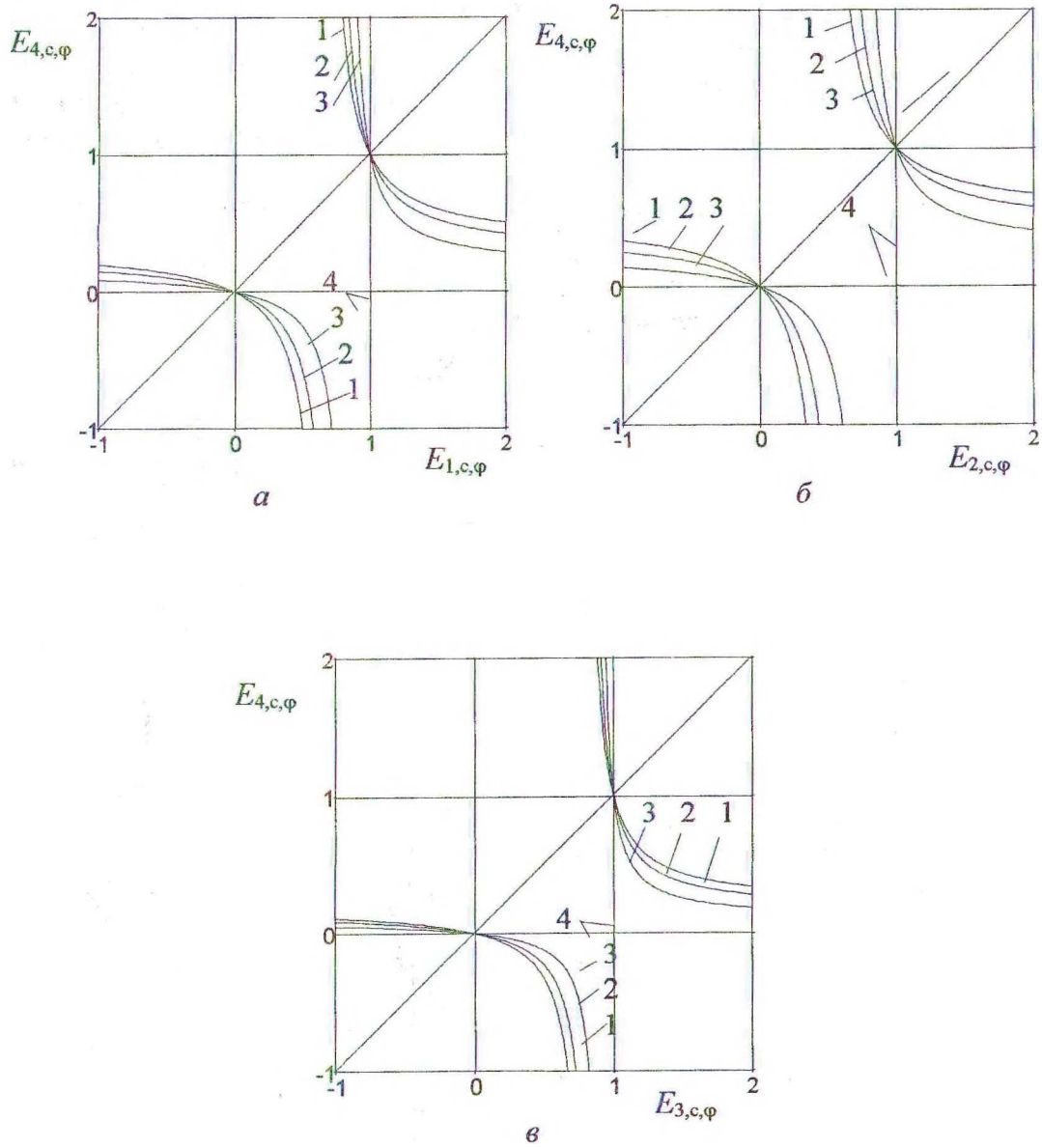


Рис. 3. Зависимости эффективности  $E_{4,c,\varphi}$  от  $E_{1,c,\varphi}$  (*a*),  $E_{2,c,\varphi}$  (*б*) и  $E_{3,c,\varphi}$  (*в*) при  $L/m = 1,5$  и различном перемешивании: 1 – 4 – см. рис. 2

Влияние перемешивания в рассмотренных моделях массообмена менее значительно по сравнению с противотоком [11] и связано, в первую очередь, с усреднением состава жидкости. Однако влияние  $\varphi$  не исчезает полностью, т.к. наряду с перемешиванием частично учтены условия идеального вытеснения жидкости. Такое комбинированное состояние жидкости расширяет представление о происходящих на массообменной тарелке процессах.

#### Обозначения

$E$  – эффективность тарелки;  $\varphi$  – степень перемешивания;  $L$  – молярный поток жидкости;  $m$  – константа равновесия;  $V$  – молярный поток пара;  $x, y$  – концентрация легколетучего компонента соответственно в жидкости и паре. Индексы:  $\varphi$  – учет перемешивания;  $v$  – идеальное вытеснение;  $k$  – конечный участок;  $liq$  – жидкая фаза;  $n$  – начальный участок;  $n$  – номер рассматриваемой тарелки;  $n-1$  – номер предыдущей тарелки по ходу движения пара;  $p$  – идеальное перемешивание;  $s$  – среднее значение;  $v$  – паровая фаза;  $*$  – идеальные условия; 1 – 4 – номера рассматриваемых вариантов изменения концентраций.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. Onda K., Kobayashi O. // Kogaku kogaku. 1964. Vol. 28, № 10. P. 823 – 828.
2. Onda K., Sada E., Takahashi K., Mukhtar S.A. // A.I.Ch.E. J. 1971. Vol. 17, № 5. P. 1141 – 1152.
3. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K. // J. Chem. Eng. Japan. 1972. Vol. 5, № 1. P. 13 – 19.
4. Onda K., Takeuchi H., Takahashi K., Matsuoka H. // J. Chem. Eng. Japan. 1974. Vol. 7, № 5. P. 387 – 388.
5. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа. 1972. С. 276 – 289.
6. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Том 2. –Л.: Химия. 1969. С. 24 – 27.
7. Павлечко В.Н. // ИФЖ. 1999. Т. 72, № 4. С. 765 – 771.
8. Murphree E.V. // Ind. Eng. Chem. 1925. Vol. 17, № 7. P. 747 – 750.
9. Medina A.G., Ashton N., McDermott C. // Chem. Eng. Sci. 1979. Vol. 34, № 9. P. 1105 – 1112.
10. Hausen H. // Chem. Ing. Tech. 1953. Jahrg. 25, № 10. S. 595 – 597.
11. Павлечко В.Н. // ИФЖ. 2000. Т. 73, № 3. С. 514 – 519.

УДК 504.054:63

И.В. Лайковская, инженер; В.Н. Марцуль, доцент; В.Н. Леонтьев, доцент

#### ОБ ОЦЕНКЕ ОПАСНОСТИ ПЕСТИЦИДОВ

The pathways of ingress, cumulation and degradation of halogenated organics (pesticides) into the environment was discussed in this article. The methods of destruction this pollutants was analysed.

В результате интенсивной деятельности человека в биосферу поступает большое количество экотоксикантов – химических соединений, которые наносят вред живым организмам и нарушают стабильность экосистем, приводя к их деградации. Среди экотоксикантов особую опасность для человека представляют пестициды, многие из которых являются мутагенами и канцерогенами, а также обладают сенсibiliзирующим