УДК 66.023

МЕТОД ЭКВИВАЛЕНТНОГО КАНАЛА В МОДЕЛИРОВАНИИ МАССОПЕРЕНОСА В ХАОТИЧНЫХ НАСАДОЧНЫХ СЛОЯХ

[1]Фарахов М.М., [2]Лаптев А.Г., [1]Фарахов Т.М.

[1]Инженерно-внедренческий центр «Инжехим», Казань, e-mail: info@ingehim.ru;
[2]ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический университет», Казань, e-mail: tvt_kgeu@mail.ru

Рассмотрен подход математического моделирования в хаотичном насадочном слое при турбулентном движении газа и противоточном ламинарном волновом течении пленки жидкости. Слой насадки представляется в виде совокупности эквивалентных каналов с поправкой на извилистость. Используется идея П. Капицы о представлении волн на межфазной поверхности пленки в виде элементов шероховатости при взаимодействии с газовым потоком. Профили концентраций компонентов находятся из решения дифференциальных уравнений массопереноса, записанных для цилиндрического канала с объемным источником массы. Даны результаты решения системы уравнений и сравнение с экспериментальными данными при хемосорбции и термической деаэрации в колоннах с кольцами Рашига и насадками «Инжехим». Выполнено внедрение разработанных научно-технических решений на Казанской ТЭЦ-3.

Ключевые слова: насадка, пленки жидкости, массообмен, турбулентность, профили концентраций

EQUIVALENCE CHANNEL METHOD OF MASS TRANSFER MODELLING IN CHAOTIC PACKED LAYERS

[1]Farakhov M.M., [2]Laptev A.G., [1]Farakhov T.M.

[1]Engineering innovation center «Inzhekhim», Kazan, e-mail: info@ingehim.ru;
[2]Kazan State Power Engeneering University, Kazan, e-mail: tvt_kgeu@mail.ru

The mathematical modeling approach in packed bed chaotic of gas and liquid film laminar wave turbulent motion is considered. Filling layer is represented as a set of equivalent channel corrected for tortuosity. P. Kapitsas idea of waves representing at the film interface as roughness elements form in the interaction with the gas stream is used. Components concentration profiles are found by solving differential equations of mass transfer written for the cylindrical channel with surround source mass. The results of equations system solving are given and compared with experimental data in chemisorption and thermal deaeration in columns with Raschig rings and nozzles «Inzhekhim». Implementation of the developed scientific and technical solutions is achieved on Kazan HPS-3.

Keywords: packing, the liquid film, mass transfer, turbulence, the concentration profiles

Проблема математического моделирования явлений переноса импульса, массы и энергии в массообменных аппаратах, является одной из важных проблем фундаментальной и прикладной науки [4]. Существующие в настоящее время теоретические подходы к решению этих задач почти всегда являются полуэмпирическими.

В данной статье рассматриваются процессы переноса при противотоке газа и жидкости в стационарных насадочных слоях с хаотичной засыпкой. Такие слои широко используются для проведений тепломассообменных и реакционных процессов.

Для расчета гидродинамических характеристик в насадки часто используют различные модификации уравнения Дарси [9, 10] ($Re_э < 4$) и уравнения Эргана [14, 15], учитывающие силы инерции и вязкости. При $Re_э > 4$ обычно используют уравнения Эргана, содержащие только квадратичный член [1, 12]. Зернистая среда, или насадочный слой, часто модернизируется как случайный массив ячеек идеального перемешивания с определенными связями между ними [2, 13].

Двумерная модель насадочного слоя и вариационный метод расчета полей скоростей и концентраций рассмотрен в работах [5, 6].

Роль активной поверхности в насадке рассмотрена в работе Кагана А.М., Пушнова А.С. и др. [3].

Целью исследования является получить математическую модель массопереноса в аппарате с хаотичной насадкой для решения задач модернизации действующих колонн или проектирования новых.

Материалы и методы исследования

Практически при использовании любых моделей насадочных слоев в качестве характерного размера используется эквивалентный диаметр.

Средний периметр каналов между насадочными элементами П в сечении колонны находят из предположения, что поверхность каналов в слое насадки равна произведению П на среднюю длину каналов Нк, где Н – высота слоя насадки; к – коэффициент, учитывающий извилистость каналов (к > 1). Таким образом,

$$SHa_v = ПНк,$$

где a_v – удельная поверхность насадки, м^2/м^3; S – площадь сечения колонны, м^2.

Отсюда записывают [8] $П = Sa_v/к$. Эквивалентный диаметр насадки $d_э$ определяется как эквивалентный

диаметр каналов, по которым движется газ. Тогда, используя известное выражение для эквивалентного диаметра, записывают:

$$d_э = 4S_k / \Pi = 4S\varepsilon\kappa_{св}/ = 4S\varepsilon_{св}\kappa / S a_v \kappa = 4\varepsilon_{св} / a_v,$$

где $\varepsilon_{св}$ – удельный свободный объем насадки, м^3/м^3.

Критерий Рейнольдса для газа рассчитывают по действительной скорости газа в слое $W_г$: $\mathrm{Re}_г = W_г d_э / \nu_г$; $\nu_г$ – коэффициент кинематической вязкости газа, м^2/с. Началу турбулентного режима в насадке соответствует $\mathrm{Re}_г = 40–50$. Полностью развитый режим наступает при $\mathrm{Re} > 2000$. Дэвидсон получил коэффициент извилистости $\kappa = \pi/2$, и поэтому можно считать, что пленочное течение в хаотичных насадках соответствует пленочному течению по вертикальной поверхности при эквивалентном критерии Рейнольдса для жидкости $\mathrm{Re}_{эж} = \frac{\pi}{2}\mathrm{Re}_ж$, где $\mathrm{Re}_ж = 4/Ua_v\nu_ж$; U – плотность орошения (приведенная скорость жидкости), $U = V_ж / S$, м^3/ (м^2·с); $V_ж$ – объемный расход жидкости, м^3/с.

Представляя хаотичный насадочный слой в вертикальном направлении движения газового потока в виде совокупности параллельных эквивалентных каналов, с учетом взаимодействия фаз (стока или притока массы компонента вещества) в форме объемных источников массы, запишем систему уравнений массопереноса в эквивалентном канале в цилиндрических координатах (турбулентный режим):

$$W_г(r)\frac{\partial C_г}{\partial x} = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left[r\left(D_т + D\right)_г(r)\frac{\partial C_г}{\partial r}\right] \pm r_{cv}, \quad (1)$$

$$W_ж(x)\frac{\partial C_ж}{\partial x} = \frac{\partial}{\partial y}\left(D_т + D\right)_ж(r)\frac{\partial C_ж}{\partial y} \mp r_{cv}, \quad (2)$$

где $W_г$, $W_ж$ – скорости газа и жидкости, м/с; D, $D_т$ – коэффициенты молекулярного и турбулентного переноса массы, м^2/с; $C_г$, $C_ж$ – концентрация перераспределяемого компонента в газовой и жидкой фазах; r – радиальная координата, м; x – вертикальная координата, м; y – поперечная координата по нормали к поверхности пленки жидкости, м; r_{cv} – объемный источник массы; индексы: г – газ, ж – жидкость.

Без использования источниковых членов решение системы уравнений (1), (2) возможно с записью граничных условий четвертого рода. Однако это не учитывает характеристики насадок и дает значительные трудности при численном решении.

При ламинарном течении пленки жидкости и турбулентном режиме для газа имеем:

$$W_г(r)\frac{\partial C_г}{\partial x} = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left[r\left(D_т + D\right)_г(r)\frac{\partial C_г}{\partial r}\right] \pm r_{cv}, \quad (3)$$

$$W_ж(x)\frac{\partial C_ж}{\partial x} = D_ж\frac{\partial^2 C_ж}{\partial y^2} \mp r_{cv}. \quad (4)$$

Новые конструкции нерегулярных насадок характеризуются $\mathrm{Pe}_ж > 10$, где число Пекле $Pe_ж = qd_э / D_n\varepsilon_{св}$; q – удельный расход жидкости, м^3/(м^2·с); $D_п$ – коэффициент обратного перемешивания, м^2/с.

Известно, что если $\mathrm{Pe}_ж > 10$, то можно принять модель идеального вытеснения.

Тогда для эквивалентного канала насадки уравнения массопереноса для газовой и жидкой фаз получат вид:

$$W_г(r)\frac{\partial C_г}{\partial x} = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left[r\left(D_т + D\right)_г(r)\frac{\partial C_г}{\partial r}\right] \pm r_{cv}, \quad (5)$$

$$\frac{W_ж}{\varepsilon_ж}\frac{dC_ж}{dx} = \mp r_{cv}, \quad (6)$$

где $\varepsilon_ж$ – удельная задержка жидкости в насадке, м^3/м^3.

В правой части уравнений r_{cv} – объемный источник массы, который определяет переход массы компонента из одной фазы в другую в единице объема слоя

$$r_{cv} = \frac{K_{ог}F\left(C_г - C^*\right)}{V_{сл}}, \quad (7)$$

где $K_{ог}$ – коэффициент массопередачи; C^* – равновесная концентрация; $V_{сл}$ – объем слоя $V_{сл} = SH\left(\varepsilon_{св} - \varepsilon_{ж}\right)$; F – поверхность массопередачи, м^2. Движущая сила массопередачи $\left(C^* - C_г\right)$ записана для процесса десорбции растворенных газов или ректификации легколетучего компонента. Для абсорбции газов записывается в виде $\left(C^* - C_г\right)$.

Если вся поверхность насадки смочена жидкостью, то $F = V_{сл}\,a_v$, а если не вся, то используется коэффициент смачиваемости [3, 8].

Коэффициент массопередачи связан с коэффициентами массоотдачи, которые можно вычислить по выражениям математической модели [6] или для исследованных насадок по эмпирическим зависимостям [3, 8].

Для определения среднего коэффициента турбулентной диффузии в ядре потока в насадочном слое примем $\nu_т \approx D_т$, а $\nu_т$ найдем по формуле [7]

$$\nu_т = 3{,}87\nu_г\sqrt{\xi\,\mathrm{Re}_г}, \quad (8)$$

где $\xi = f(\mathrm{Re}_г)$ коэффициент гидравлического сопротивления насадки, находится, как правило, экспериментально [3, 8].

Профиль скорости газового потока в эквивалентном канале принимается логарифмическим и имеет вид как для шероховатого канала. Это допущение основано на гипотезе П. Капицы в представлении волн при пленочном течении в виде элементов шероховатости. Тогда для второго предельного режима проявления шероховатости запишем известное выражение

$$\frac{W(r)}{u_{*г}} = 5{,}75\lg\frac{r}{k} + 8{,}48, \quad (9)$$

где k – высота выступов шероховатости волн, м; $ku_{*г}/\nu > 60$; $u_{*г}$ – динамическая скорость на поверхности раздела фаз, м/с.

Значение $u_{*г}$ при противотоке пленки с газом можно вычислить из уравнения баланса сил при известном коэффициенте гидравлического сопротивления эквивалентного канала

$$u_{*г} = W_{ср}\sqrt{\lambda_{ор}/8}, \quad (10)$$

где $W_{ср}$ – средняя скорость газа в канале, м/с; $\lambda_{ор} = f\left(\mathrm{Re}_г\right)$ – коэффициент гидравлического сопротивления [8]; $\mathrm{Re}_г = W_{ср}d_э / \nu_г$.

Таким образом, система уравнений (5), (6) при использовании условия равновесия $C_г^* = f\left(C_ж\right)$, является замкнутой и при назначенных граничных условиях решается численными методами (например,

методом прогонки). Результатом решения являются профили концентраций в газовой и жидкой фазах, что дает возможность вычислить эффективность массопередачи.

Результаты исследования их обсуждение

Корреляция экспериментальных данных [11] и расчетных профилей концентрации распределяемого компонента представлена на рис. 1 и 2. Исследовалась колонна с тремя секциями насадки из колец Рашига. При вычислении объемного источника массы (7) при хемосорбции учитывается ускорение массопередачи за счет химических реакций [8].

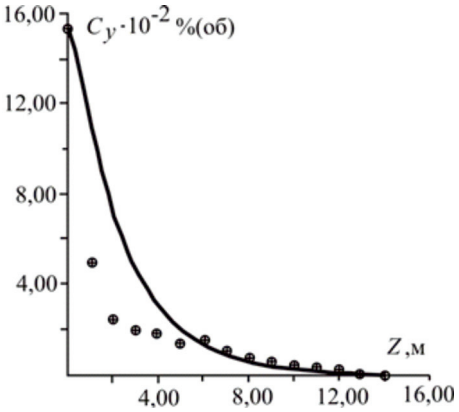

Рис. 1. Профиль концентрации H_2S в газовой фазе по высоте колонны в процессе хемосорбции в насадочном слое раствором МЭА (G = 44,46 т/ч; L_x = 36,11 т/ч; H = 3×5 м; $D_к$ = 2 м; точки – эксперимент [11]; кривая – расчет по уравнениям модели)

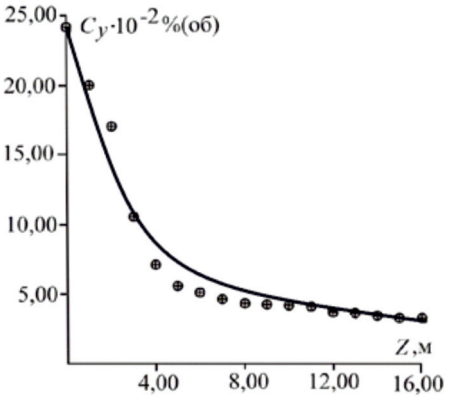

Рис. 2. Профиль концентрации CO_2 в газовой фазе по высоте колонны в процессе хемосорбции в насадочном слое раствором МЭА (G = 44,46 т/ч; L_x = 36,11 т/ч; H = 3×5 м; $D_к$ = 2 м; точки – эксперимент [11]; кривая – расчет по уравнениям модели)

На рис. 1, 2 – L,G – массовые расходы жидкости и газа, т/ч; H – высота насадки (три секции по 5 метров); $D_к$ – диаметр колонны, м.

Как видно из рис. 1 и 2, математическая модель удовлетворительно описывает профиль концентрации компонента по высоте колонны. Следует отметить, что решение системы уравнений (5), (6) дает близкие результаты с решением полной системы уравнений движения и массопереноса для насадочной колонны [5,6]. Однако решение уравнений (5), (6) занимает меньшее вычислительное время и менее трудоемко с точки зрения выбора замыкающих соотношений.

В частном случае, если основное сопротивление массопередачи сосредоточено в жидкой фазе (например, десорбция труднорастворимых газов), то задача расчета эффективности значительно упрощается и решение уравнения (6) имеет вид

$$\eta = \frac{C_н - C_к}{C_н} = 1 - \exp(-N_ж) = 1 - \exp\left(-\frac{\beta_ж F}{V_ж}\right), \quad (11)$$

где N – число единиц переноса; $\beta_ж$ – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, который в данном случае будет равен коэффициенту массопередачи, м/с; F – поверхность контакта фаз, м^2; $V_ж$ – объемный расход жидкости, м^3/с; $C_н$, $C_к$ – начальная и конечная концентрация компонента в жидкой фазе.

С использованием представленной математической модели выполнены расчеты термического деаэратора (удаление растворенного кислорода из воды) для Казанской ТЭЦ-3. На основе расчетов разработаны технические решения по модернизации колонки деаэратора ДСА-300 с использованием нерегулярной насадки «Инжехим-2000» [3]. Расчетные профили концентрации кислорода в воде даны на рис. 3. Требуемое содержание кислорода в воде менее 30 мкг/дм^3.

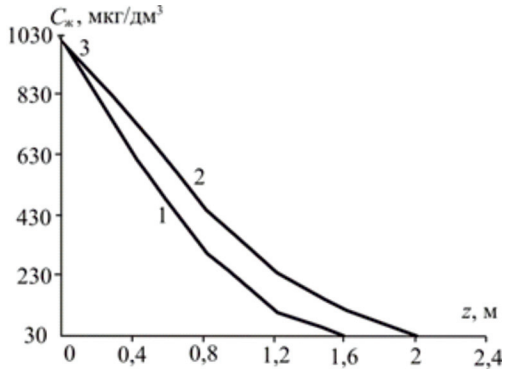

Рис. 3. Распределение поля концентраций кислорода в жидкой фазе по высоте колонны. Деаэрация воды: 1 – насадка «Инжехим-2000» размером 45 мм, 2 – насадка «Инжехим-2000» размером 60 мм. Расход воды 300 т/ч, пара – 10 т/ч

На основе моделирования и проведенных расчетов массообменных процессов, предложена следующая схема модернизации деаэратора ДСА-300 (рис. 4).

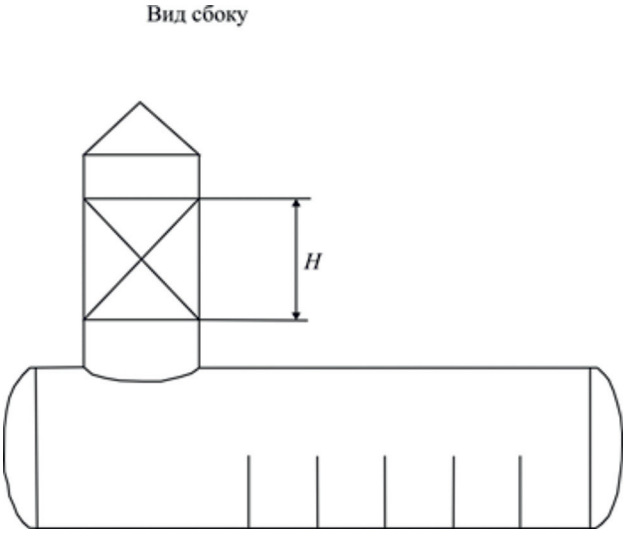

Рис. 4. Схема модернизации деаэратора ДСА-300, Н – высота слоя насадки

Устаревшие струйные контактные устройства заменяются на слой неупорядоченной насадки «Инжехим-2000» с номинальным размером 60 мм. В колонке деаэратора можно разместить слой высотой около 1,6 м. Диаметр колонки 2 м.

Сотрудниками ИВЦ «Инжехим» совместно с Казанской ТЭЦ-3 выполнена модернизация одного деаэратора. Эксплуатация показала повышение эффективности удаления кислорода из воды в 3–4 раза, и превышение нормы не наблюдается.

Таким образом, выполненная модернизация подтвердила правильность расчетов по математической модели и высокую эффективность насадки «Инжехим».

Выводы

В данной статье на основе математических следствий законов сохранения импульса и массы компонента в двухфазной среде (газ–жидкость) получена математическая модель массопереноса для хаотичного слоя в аппарате. Система уравнений решается численно и показано удовлетворительное согласование с экспериментальными данными по профилю концентраций по высоте слоя. Выполнены расчеты и разработаны технические решения по модернизации термического деаэратора, внедренные на Казанской ТЭЦ-3.

Математическая модель может использоваться для расчета эффективности насадочных колонн в различных отраслях промышленности.

Статья выполнена в рамках проектной части государственного задания в сфере научной деятельности. Заявка №13.405.2014/К.

Список литературы

1. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое. / М.А. Гольдштик. Новосибирск: Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1984. – 164 с.

2. Иоффе И.И. Инженерная химия гетерогенного катализа / И.И. Иоффе, Л.М. Письмен. М.: Химия, 1965. – 352 с.

3. Каган А.М. /Контактные насадки промышленных тепломассообменных аппаратов/ А.М. Каган, А.Г. Лаптев, А.С. Пушнов, М.И. Фарахов. Монография. под ред. Лаптева А.Г. – Казань: Отечество, 2013. – 454 с.

4. Кулов Н.Н., Гордеев Л.С. Математическое моделирование в химической технолгии и биотехнологии// Теор. осн. хим. техн. – 2014. – Т.48. – №3. – С. 243–248.

5. Лаптев А.Г., Данилов В.А. Моделирование процесса хемосорбции в насадочной колонне. // Химическая промышленность. – 1998. – № 1. – С. 23–26.

6. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассобменных процессов / А.Г. Лаптев Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007. – 500 с.

7. Лаптев А.Г., Фарахов Т.М., Дударовская О.Г. Модели турбулентной вязкости и перемешивания в каналах и насадочных проточных смесителях // Журнал Прикладной химии. – 2013. – Т. 86. № 7. – С. 1112–1121.

8. Рамм В.М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. – 656 с.

9. Слеттери Дж. Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах/ Дж. Слеттери М.: Мир, 1978. – 420 с.

10. Шейдеггер А.Э. Физика течения через пористые среды / А.Э. Шейдеггер М.: Гостехиздат, 1960. – 265 с.

11. Шкляр Р.Л., Аксельрод Ю.В. Исследование хемосорбции в насадочной колонне // Химическая промышленность – 1972. – № 3. – С. 198.

12. Штерн П.Г., Руденчик Е.А., Турунтаев С.В. и др. Изотермическое осесимметричное течение несжимаемой жидкости в контактных аппаратах радиального типа. // Инж.-физ. журнал. – 1989. – Т. 56. № 4. С. 555.

13. Штерн П.Г. , Руденчик Е.А., Лукьяненко И.С. и др. Процессы переноса в зернистом слое // Теор. осн. хим. техн. – 1997. – Т. 31. № 4. – С. 428–433.

14. Ergun S. Fluid Flow through Packed Columns // Chem. Eng. Progr. – 1952. – V. 48. – № 42. – P. 89.

15. Vortmeyer D., Shuster J. Evalution of Steady Flow Profils in Rectangular and Circular Packed Beds by a Varionational Method // Chem. Eng. Sci. – 1983. – V. 38. – № 10. P. 1691.

References

1. Goldshtik M.A. Processy perenosa v zernistom sloe [Transport processes in the granular layer]. Novosibirsk, Institute of therm. physics, Siberian department Academy of Sciences, 1984. 164 p.

2. Ioffe I.I. Inzhenernaya khimiya geterogennogo kataliza [Engineering chemistry of heterogeneous catalysis]. Moscow, Chemistry, 1965. 352 p.

3. Kagan A.M. Kontaktnye nasadki promyshlennykh teplomassoobmennykh apparatov [Contact nozzle of industrial heat and mass transfer devices]. Kazan, Fatherland, 2013. 454 p.

4. Kulov N.N., Gordeev L.S. Teor. osn. khim. tekhn., 2014, no. 3, PP. 243–248.

5. Laptev A.G., Danilov V.A. Khimicheskaya promyshlennost, 1998, no. 1, PP. 23–26.

6. Laptev A.G. Modeli pogranichnogo sloya i raschet teplomassobmennykh protsessov [Boundary layer model and heat and mass transfer processes calculation]. Kazan: Kazan University, 2007, 500 p.

7. Laptev A.G., Farakhov T.M., Dudarovskaya O.G. Zhurnal Prikladnoy khimii, 2013, no. 7, PP. 1112–1121.

8. Ramm V.M. Absorbtsiya gazov [Gases absorption]. Moscow, Chemistry, 1976, 656 p.

9. Sletteri Dzh. Teoriya perenosa impulsa, energii i massy v sploshnykh sredah [Transport theory of momentum, energy and mass in continuous media] Moscow, Peace, 1978, 420 p.

10. Sheydegger A.E. Fizika techeniya cherez poristye sredy [The physics of flow through porous media]. Moscow, Gostekhizdat, 1960, 265 p.

11. Shklyar R.L., Akselrod Yu.V. Khimicheskaya promyshlennost, 1972, no. 3, p. 198.

12. Shtern P.G., Rudenchik E.A., Turuntaev S.V. Inzh.-fiz. zhurnal, 1989, no. 4, p. 555.

13. Shtern P.G., Rudenchik E.A., Lukyanenko I.S. Teor. osn. khim. tekhn., 1997, no. 4, PP. 428–433.

14. Ergun S. Chem. Eng. Progr., 1952., no. 42, P. 89.

15. Vortmeyer D., Shuster J. Chem. Eng. Sci., 1983, no. 10, p. 1691.

Рецензенты:

Щукин А.В., д.т.н., профессор кафедры теплотехники и энергетического машиностроения ФГБОУ ВПО «Казанский национальный исследовательский технический университет им. А.Н. Туполева – КАИ», г. Казань;

Гильфанов К.Х., д.т.н., профессор, заведующий кафедрой «АТПП», ФГБОУ ВПО «Казанский государственный энергетический университет», г. Казань.

Работа поступила в редакцию 02.09.2014.