

Таким образом, исходная задача (7) сводится к системе алгебраических уравнений (9). Данная система имеет трехдиагональную матрицу и может быть решена методом скалярной прогонки. На первом этапе вычисляются прогоночные коэффициенты:

$$\begin{aligned} M_N &= A_N / C_N, \\ P_N &= D_N / C_N, \\ M_i &= A_i / (C_i - B_i M_{i+1}), \\ P_i &= (B_i P_{i+1} + D_i) / (C_i - B_i M_{i+1}), \quad i = \overline{N-1, 1}, \end{aligned} \quad (10)$$

на втором этапе вычисляются значение функции в узлах сетки:

$$\begin{aligned} F_0 &= (B_0 P_1 + D_0) / (C_0 - B_0 M_1), \\ F_i &= M_i F_{i-1} + P_i, \quad i = \overline{1, N}. \end{aligned} \quad (11)$$

Так как скорость движения границы слоя гидратов заранее не известна, то использовались итерации на каждом временном слое. Условие сходимости имело вид:

$$\left| \frac{T^k - T^{k-1}}{T^k} \right| < \varepsilon, \quad (12)$$

где  $k$  - номер итерации,  $\varepsilon$  - относительная точность.

#### Литература

1. Гришин А.М., Зинченко В.И., Ефимов К.Н., Суботин А.Н., Якимов А.С. Итерационно-интерполяционный метод и его приложения. – Томск: Изд-во Том. Ун-та., 2004. – 318 с.
2. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1977. – 344 с.
3. Шагапов В.П., Урзанов Р.Р., Мускаев Н.Г. Математическое моделирование течения углеводородного газа в трубопроводе с учетом гидратообразования на стенках трубы. – Вестник УГАТУ, 2011 Т. 15, № 4 (44). 164–168 с.
4. Юдаев Б.Н. Теплопередача. М.: «Высшая школа», 1973. – 360 с.

### ПОДГОТОВКА ГАЗА НА ПРОМЫСЛЕ. СХЕМА ОЧИСТКИ ОТ УГЛЕКИСЛОГО ГАЗА

А.Г. Кугданов, Н.Е. Федоров

*Научный руководитель профессор кафедры ТХНГ ИПР, доктор ф.-м. наук С.Н. Харламов,  
Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г.Томск, Россия*

При выборе методик очистки газов нужно тщательнее подходить к оценке химического состава сырья, включая примеси, которые не регламентируются в товарном газе и продуктах его переработки или не оказывают влияния на их качество из-за незначительного содержания в исходном газе. Это обосновано в частности тем, что при взаимодействии примесей с некоторыми растворителями могут образоваться такие химические соединения, которые при нагревании их в процессе регенерации не распадаются на составные части, в результате чего концентрация активной части растворителя постепенно уменьшается, растворитель дезактивируется и приходит в негодность.

В данной статье рассматриваются массообменные процессы и технологические установки очистки газов от сероводорода и диоксида углерода

Ставится задача рассмотреть математическое моделирование процесса ректификации.

#### Массообменные процессы.

Массопередача - процесс переноса одного или нескольких веществ из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия, используется для разделения гомогенных и гетерогенных систем.

Классификация процессов массопередачи.

I. По назначению:

1. Абсорбция – процесс поглощения компонента из паровой или газовой фазы жидким поглотителем (абсорбентом);
2. Перегонка – процесс разделения гомогенных жидких смесей на компоненты путем однократного или многократного (ректификация) взаимодействия между паровой и жидкой фазами, движущимися противотоком;
3. Экстракция (жидкостная) – процесс извлечения вещества из растворов с помощью избирательных растворителей (экстрагентов);
4. Адсорбция – процесс поглощения компонента из паровой, газовой либо жидкой фаз твердым пористым поглотителем (адсорбентом);

5. Ионный обмен – процесс избирательного извлечения ионов из растворов электролитов;
6. Сушка – процесс удаления влаги из твердых материалов с последующим отводом образующихся паров;
7. Кристаллизация - процесс выделения твердой фазы из растворов или расплавов;
8. Выщелачивание – процесс извлечения вещества из твердых тел с помощью избирательных растворителей (экстрагентов);
9. Мембранные процессы – избирательное извлечение компонентов смеси или их концентрирование с помощью полупроницаемой перегородки (мембраны).

II. По количеству компонентов, участвующих в процессе:

1. В процессе участвуют три вещества - одно образует первую фазу, другое – вторую фазу, третье вещество является распределяемым между фазами, каждая из фаз содержит распределяемый компонент и инертный компонент- носитель;
2. В процессе участвуют два вещества - в каждой фазе компонент-носитель отсутствует, фазы обмениваются компонентами между собой.

III. По виду границы соприкосновения фаз:

1. С подвижной поверхностью контакта фаз (газ - жидкость, пар - жидкость, жидкость - жидкость);
2. С неподвижной поверхностью контакта фаз (газ - твердое, пар - твердое, жидкость - твердое);
3. Массопередача через полупроницаемые перегородки (мембраны).

Массоотдача - процесс переноса вещества из ядра потока к границе раздела фаз или от границы раздела фаз в ядро потока [3].

Основным параметром, определяющим скорость и направление протекания любого процесса массопередачи. является концентрация вещества. Способы выражения концентрации.

1. Объемная концентрация – количество компонента (вещества), которое содержится в одном кубическом метре всей фазы –  $C_v$  или  $C_x$ , кг/м<sup>3</sup>.
2. Массовая доля – отношение массы компонента к массе всей фазы -  $x(Фх)$ ,  $y(Фу)$ , кг компонента/кг фазы.
3. Мольная доля – отношение числа киломолей компонента к общему числу киломолей всей фазы -  $x(Фу)$ ,  $y(Фх)$ , кмоль компонента/кмоль фазы.
4. Относительная массовая доля – отношение массы компонента к массе инертного вещества -  $X(Фх)$ ,  $Y(Фу)$ , кг компонента/кг ин. вещества.
5. Относительная мольная доля – отношение числа киломолей компонента к числу киломолей инертного вещества-  $X(Фх)$ ,  $Y(Фу)$ . кмоль компонента/кмоль ин.в-ва.

Молекулярная диффузия – процесс переноса распределяемого вещества, обусловленный беспорядочным движением микрочастиц.

Первый закон Фика – масса вещества  $dM$ , продиффундировавшего за время  $dt$  через элементарную поверхность  $dF$  (нормальную к направлению диффузии), пропорциональна градиенту концентрации  $dc/dn$  этого вещества.

$$dM = -Ddc/dn \cdot dF \cdot dt \text{ или } M = -Ddc/dn \cdot F \cdot t.$$

Знак минус в данном выражении указывает на то, что молекулярная диффузия протекает в направлении уменьшения концентрации распределяемого компонента.

Коэффициент молекулярной диффузии  $D$  показывает, какое количество вещества диффундирует в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равном единице.

$$D = [Mdn/dcFt] = [\text{кг} \cdot \text{м} / \text{кг} \cdot \text{м}^3 \cdot \text{м}^2 \cdot \text{с}] = [\text{м}^2/\text{с}].$$

Конвективный перенос – процесс переноса вещества за счет перемещения его макроскопических объемов, обусловленный скоростью движущегося потока.

Дифференциальное уравнение конвективного массообмена – выражает закон распределения концентрации данного компонента в движущейся среде при установившемся процессе массообмена:

$$W_x \partial c / \partial x + W_y \partial c / \partial y + W_z \partial c / \partial z = D [\partial^2 c / \partial x^2 + \partial^2 c / \partial y^2 + \partial^2 c / \partial z^2].$$

Для неустановившегося процесса массообмена дифференциальное уравнение конвективного массообмена запишется в следующем виде:

$$\partial c / \partial t + W_x \partial c / \partial x + W_y \partial c / \partial y + W_z \partial c / \partial z = D [\partial^2 c / \partial x^2 + \partial^2 c / \partial y^2 + \partial^2 c / \partial z^2],$$

где  $\partial c / \partial t$  - характеризует локальное изменение концентрации распределяемого вещества во времени;  $W_x \partial c / \partial x + W_y \partial c / \partial y + W_z \partial c / \partial z$  - характеризует перенос вещества за счет конвекции;  $D [\partial^2 c / \partial x^2 + \partial^2 c / \partial y^2 + \partial^2 c / \partial z^2] = D \nabla^2 c$  - характеризует перенос вещества в движущемся потоке за счет молекулярной диффузии.

Второй закон Фика (дифференциальное уравнение молекулярной диффузии) – характеризует неустановившийся процесс массообмена в неподвижной среде:

$$\partial c / \partial t = D \nabla^2 c.$$

Турбулентная диффузия – конвективный перенос вещества под действием турбулентных пульсаций.

Состояние равновесия – состояние, в которое с течением времени приходит физико-химическая система, находящаяся при неизменных внешних условиях, параметры системы в этом состоянии не меняются во времени.

Фазовое равновесие – условие, при котором концентрации фаз не изменяются во времени.

Константа фазового равновесия (коэффициент распределения) – соотношение между концентрациями фаз, устанавливаемое в состоянии равновесия, зависит от давления, температуры и концентрации распределяемого компонента:  $m = \bar{y} / \bar{x}$ .

Правило фаз указывает количество параметров, которыми можно влиять на скорость протекания процесса:

$$C=K-\Phi+2,$$

где  $\Phi$  - число фаз,  $C$  - число степеней свободы (число независимых переменных, которое можно изменить без нарушения состава фаз);  $K$  - число компонентов системы [3].

Линия равновесия – графическое отображение зависимости между концентрациями распределяемого компонента в фазах при равновесии:  $\bar{y}_p=f(x)$ .

Уравнение рабочей линии в явном виде показывает взаимосвязь между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах для произвольного сечения аппарата:

$$\bar{y}_p=LGX+(\bar{y}_n-LGX_k).$$

Закон массоотдачи Шукарева: количество вещества  $M$  переносимого из ядра потока к границе раздела фаз (или наоборот), прямо пропорционально движущей силе массоотдачи, поверхности контакта фаз  $F$  и времени процесса  $\tau$ :

$$\begin{aligned} \text{для фазы } \Phi_y M &= \beta_y(y-y_{гр})F\tau, \\ \text{для фазы } \Phi_x M &= \beta_x(x_{гр}-x)F\tau, \end{aligned}$$

где,  $(y-y_{гр})$ ,  $(x_{гр}-x)$  - движущие силы массоотдачи, для фазы  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно, равные разности концентраций в ядре потока и у границы раздела фаз, или наоборот;  $\beta_y$ ,  $\beta_x$  - коэффициент массоотдачи для фазы  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно.

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества переносится из ядра потока к единице поверхности контакта фаз (или наоборот) в единицу времени при движущей силе массоотдачи, равной единице:

$$[\beta]=[MF\tau(y-y_{гр})]=[\text{кгм}^2*\text{с}*\text{ед.двиг.силы}].$$

Уравнение массопередачи определяют количество вещества  $M$ , переносимого из одной фазы в другую через границу раздела фаз  $F$  в единицу времени  $\tau$ :

$$\begin{aligned} \text{для фазы } \Phi_y M &= K_y(y-y_p)F\tau, \\ \text{для фазы } \Phi_x M &= K_x(x_p-x)F\tau, \end{aligned}$$

где  $(y-y_p)$ ,  $(x_p-x)$  - движущие силы массопередачи, для фазы  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно, представляющие собой разность между рабочей и равновесной концентрациями распределяемого компонента в потоке данной фазы;  $K_y$ ,  $K_x$  - коэффициент массопередачи для фазы  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно.

Коэффициент массопередачи показывает, какое количество вещества переносится из одной фазы в другую через единицу поверхности контакта фаз в единицу времени при движущей силе массопередачи, равной единице:

$$[K]=[MF\tau(y-y_p)]=[\text{кгм}^2*\text{с}*\text{ед.двиг.силы}].$$

Если текущие концентрации изменяются при движении фаз вдоль поверхности раздела, то в качестве движущей силы выступает ее среднее значение, и уравнение массопередачи запишется в следующем виде:

$$\begin{aligned} \text{для фазы } \Phi_y M &= K_y\Delta\bar{y}_{cp}F\tau, \\ \text{для фазы } \Phi_x M &= K_x\Delta\bar{x}_{cp}F\tau. \end{aligned}$$

Расчетные уравнения для определения среднего значения движущей силы массопередачи зависят от вида равновесной линии.

1. Равновесная линия кривая:

$$\Delta\bar{y}_{cp}=\bar{y}_n-\bar{y}_k[d\bar{y}(\bar{y}-\bar{y}_p)\bar{y}_n\bar{y}_k-\bar{y}_n-\bar{y}_k]m_y, \Delta\bar{x}_{cp}=\bar{x}_k-\bar{x}_n[d\bar{x}(\bar{x}_p-\bar{x})\bar{x}_k\bar{x}_n-\bar{x}_k-\bar{x}_n]m_x,$$

где  $m_y$  и  $m_x$  - число единиц переноса по фазе  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно, показывает, какое изменение концентрации приходится на единицу движущей силы.

2. Равновесная линия прямая:

$$\begin{aligned} \Delta\bar{y}_{cp} &= ((\bar{y}_n-\bar{y}_p)+(\bar{y}_k-\bar{y}_p))/2 = (\Delta\bar{y}_n+\Delta\bar{y}_k)/2, \text{ если } \Delta\bar{y}_n/\Delta\bar{y}_k \leq 2, \\ \Delta\bar{y}_{cp} &= (\Delta\bar{y}_n-\Delta\bar{y}_k)/\ln \frac{\Delta\bar{y}_n}{\Delta\bar{y}_k}, \text{ если } \Delta\bar{y}_n/\Delta\bar{y}_k > 2; \\ \Delta\bar{x}_{cp} &= ((\bar{x}_p-\bar{x}_k)+(\bar{x}_p-\bar{x}_n))/2 = (\Delta\bar{x}_n+\Delta\bar{x}_k)/2, \text{ если } \Delta\bar{x}_n/\Delta\bar{x}_k \leq 2, \\ \Delta\bar{x}_{cp} &= (\Delta\bar{x}_n-\Delta\bar{x}_k)/\ln \frac{\Delta\bar{x}_n}{\Delta\bar{x}_k}, \text{ если } \Delta\bar{x}_n/\Delta\bar{x}_k > 2. \end{aligned}$$

Уравнение аддитивности – уравнения связывающие коэффициенты массопередачи и массоотдачи между собой:

$$\begin{aligned} \text{Для фазы } \Phi_y \quad 1/K_y &= 1/\beta_y + m\beta_x, \\ \text{Для фазы } \Phi_x \quad 1/K_x &= 1/\beta_x + m\beta_y, \end{aligned}$$

где  $m$  – коэффициент распределения, определяется как тангенс угла наклона к линии равновесия;  $1/K_y$ ,  $1/K_x$  – сопротивления массопередачи по фазе  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно,  $1/\beta_y$ ,  $m/\beta_x$  и  $1/m\beta_x$  – сопротивления массоотдачи по фазе  $\Phi_y$  и  $\Phi_x$ , соответственно.

#### Технологические установки очистки газов от сероводорода и диоксида углерода

Нефтяные и природные газы наряду с углеводородами могут содержать кислые газы – диоксид углерода ( $\text{CO}_2$ ) и сероводород ( $\text{H}_2\text{S}$ ), а также сероорганические соединения – серооксид углерода ( $\text{COS}$ ), сероуглерод ( $\text{CS}_2$ ), меркаптаны  $\text{RSH}$  тиофены и другие примеси, которые осложняют при определенных условиях транспортирование и использование газов. При наличии диоксида углерода, сероводорода и меркаптанов создаются условия для возникновения коррозии металлов, эти соединения снижают эффективность каталитических процессов и отравляют катализаторы. Сероводород, меркаптаны серооксид углерода – высокотоксичные вещества. Повышенное содержание в газах диоксида углерода нежелательно, а иногда недопустимо еще и потому что в этом случае уменьшается теплота сгорания газообразного топлива, снижается эффективность использования магистральных газопроводов из-за повышенного содержания в газе балласта. Если рассматривать этот вопрос с указанных позиций то серо- и кислородсодержащие соединения можно отнести к разряду нежелательных

компонентов. Однако такая постановка вопроса не исчерпывает всей полноты проблемы так как кислые газы являются в частности высокоэффективным сырьем для производства серы и серной кислоты. Поэтому при выборе процессов очистки газов учитывают возможности достижения заданной глубины извлечения «нежелательных» компонентов и использования их для производства соответствующих товарных продуктов [1].

Сернистые соединения отравляют катализаторы в процессах переработки газа, при сгорании образуют оксиды серы наличие которых в воздушном бассейне небезопасно для человека и окружающей среды (они очень ядовиты для человека и животных вызывает коррозию газопроводов и аппаратуры. В связи с этим в газе подаваемом потребителям, должно содержаться сероводородане более 5,7 мг/м<sup>3</sup> газа и общей серы – не более 50мг/м<sup>3</sup> газа.

Диоксид углерода снижает теплотворную способность газа уменьшает пропускную способность газопроводов (т.к. является балластом для топливного газа) и так же, как сернистые соединения, вызывает коррозию трубопроводов и оборудования. Объемное содержание диоксида углерода в газе поставляемом потребителям, должно составлять не более 2–5 %.

#### Математическое моделирование процесса ректификации углеводородных смесей.

При моделировании процесса ректификации с использованием механизма массопередачи существуют различные варианты способов расчета процесса, но наиболее перспективным и практически применяемым в настоящее время методом служит метод потарелочного расчета в направлении от куба к дефлегматору по всей колонне. Обратное направление счета связано с необходимостью решения для каждой тарелки системы трансцендентных уравнений, что обусловлено структурой уравнений, описывающих массообмен в тарелке. Хотя недостаток этого метода - возможность появления неустойчивости схемы счета, в особенности при расчетах разделения компонентов, обладающих значительным различием в летучестях. Для обеспечения устойчивости схемы счета в одном направлении разработаны эффективные алгоритмы, в некоторых случаях даже сокращающие общее время решения [2].

Пример:

Математическое описание тарельчатой ректификационной колонны, которые используется в этой модели составлено с учетом следующих допущений:

1. исходная бинарная смесь подается в колонну при температуре кипения;
2. жидкость на тарелках колонны находится при температуре кипения, а пар – при температуре точки росы насыщенный;
3. потоки пара и жидкости по высоте секций колонны постоянны;
4. давление по высоте колонны постоянно;
5. флегма на орошение колонны подается при температуре кипения;
6. колонна с полным конденсатором;
7. кипятильник колонны работает как парциальный испаритель;
8. массопередача на тарелках колонны эквимольна;
9. в зоне массообмена на тарелке колонны осуществляется идеальное перемешивания жидкости и идеальное вытеснения пара.

Приняты следующие уравнения математического описания:

Уравнение для расчета пара, уходящего с *i*-ой тарелки [2]:

$$y_i = y_{i-1} + (1 - \exp(-K_{oyi}/G)) \times (y_i^* - y_{i-1}), i = 1 \dots N \quad (1)$$

где,  $y_i$  – состав пара на *i* тарелке  $G$  – расход пара;  $y_i^*$  – концентрация пара равновесного жидкости на тарелке которая определяется заданным аналитическим выражением:

$$y_i^* = \varphi(x_i); \quad (2)$$

где  $x_i$  – состав жидкости на тарелке.

Уравнение для расчета объемного коэффициента массопередачи  $K_{oyi}$  при частных коэффициентах массоотдачи  $r_y$  и  $r_x$ :

$$K_{oyi} = 1 / (1/r_{yi} + m_i/r_{xi}), \quad (3)$$

где,  $m_i$  – тангенс угла наклона касательной к равновесной зависимости

$$m_i = (d\varphi/dx)_{x=x_i}, \quad (4)$$

уравнения покомпонентного баланса для отпарной секции колонны

$$(L+F) \times x_{i+1} - G \times y_i - W \times x_w = 0, i = 1 \dots f-1; \quad (5)$$

уравнение покомпонентного баланса для укрепляющей секции колонны

$$L \times x_{i+1} - G \times y_i - W \times x_w + F \times x_f = 0, i = f \dots N \quad (6)$$

уравнения для полного конденсатора

$$x_p = x_{N+1} = y_N, \quad (7)$$

уравнения покомпонентного баланса для куба колонны

$$(L+F) \times x_1 - G \times y_w - W \times x_w = 0, \quad (8)$$

уравнения общего покомпонентного баланса колонны

$$F \times x_f - W \times x_w - D \times x_p = 0. \quad (9)$$

Исходные данные при решении системы уравнений математического описания: число тарелок в колонне  $N$ , номер тарелки  $f$ , на которую подается питание, количество питания  $F$ , состав питания  $x_f$ , количество отбираемого дистиллята  $D = G_p$ , количество подаваемой на орошение флегмы  $L = \Phi = G_p R$ . Величины потоков задаются в килограмм-молях, составы в молярных долях. Количество пара в колонне  $G$  рассчитывается по уравнению:

$$G = L + D = G_p (R + 1). \quad (10)$$

Решение системы уравнений математического описания производится потарелочным расчетом в направлении от куба колонны к дефлегматору в последовательности:

1. Задается начальное значение концентрации компонента в кубе колонны  $x_w$ , например равное составу питания  $x_f$ .
2. Рассчитывается уравнение (2) состав пара  $u_w^*$ , уходящего из куба колонны.
3. Определяется по уравнению (8) состав жидкости на первой тарелке отпарной секции колонны.
4. Определяются по уравнению (1) состав пара, уходящего тарелки.
5. Определяются по уравнениям (5) для отпарной секции колонны или (6) для укрепляющей состав жидкости на вышерасположенной тарелке.
6. Определяется состав дистиллята  $x_p$ , для чего повторяются расчеты пп.4 и 5 для всех тарелок колонны.
7. Проверяются выполнение общего компонентного баланса колонны для принятого значения  $x_w$  и рассчитанного  $x_p$ :

$$P = W \times x_w + D \times x_p - F \times x_f. \quad (11)$$

Если  $|P| > \varepsilon$ , где  $\varepsilon$  – заданная точность выполнения общего покомпонентного баланса, то изменяется принятое значение концентраций летучего компонента в кубе колонны  $x_w$  и расчет повторяются, начиная с п.2. Если же  $|P| < \varepsilon$ , то расчет заканчивается. Для уточнения значения  $x_w$  используется метод половинного деления.

В результате решения системы уравнения математического описания определяются составы продуктов разделения  $x_p$  и  $x_w$ , а также составы жидкости и пара для всех тарелок колонны. Если в систему уравнений математического описания включить соотношение определяющее температуру кипения жидкости как функцию состава, то можно рассчитать температуры для всех тарелок колонны.

$$T = f(x), \quad (12)$$

Математическая модель может использоваться для исследования различных режимов разделения, а также для расчета статических характеристик колонны по различным каналам, например, по каналам «количества питания – состав продуктов разделения», «состав питания – состав продуктов разделения», и т.п. При наличии зависимости температуры кипения от состава (12) при помощи рассмотренной модели можно найти положение контрольной тарелки в колонне. По температуре жидкости на контрольной тарелке регулируется режим разделения.

#### Литература

1. Берлин М.А. Переработка нефтяных и природных газов / А.М. Берлин, В.Г. Гореченков, Н.П. Волков. – М.: Химия, 1981. – 472 с.
2. Барамыгина Н.А. Моделирование процессов промышленной подготовки газов и конденсатов: 17.05.08/ Н.А. Барамыгина: Томский политехнический университет. – Т.: 2006. – 186с
3. Зятиков П.Н. Управление нефтегазовыми технологическими процессами: Методические указания к выполнению контрольных работ. –Т.: НИ ТПУ, 2014.

### РЕШЕНИЕ ЗАДАЧИ О ПРИТОКЕ К ТРЕЩИНЕ ГРП ДЛЯ АНИЗОТРОПНЫХ ПЛАСТОВ

С.Г. Кулышкина

*Научный руководитель профессор кафедры ТХНГ С.Н. Харламов*

*Национальный исследовательский Томский политехнический университет, г.Томск, Россия*

ГРП является одним из основных методов вовлечения в разработку месторождения нефти и газа, приуроченные к плотным низкопроницаемым карбонатным коллекторам. Такие пласты, как правило, характеризуются трещиноватостью, которая приводит к анизотропии проницаемости. В данной работе рассматривается плоское стационарное течение однородной несжимаемой жидкости в анизотропном по проницаемости пласте, содержащем вертикальную трещину гидроразрыва эллиптической формы, заполненную однородной изотропной пористой средой. Предполагается, что фильтрация в пласте и в трещине подчиняется закону Дарси. На основе решения задачи о притоке к трещине конечной проводимости в кусочно-однородно анизотропном пласте оценивается влияние анизотропии пласта на дебит скважины после гидроразрыва.

Исследуется плоская стационарная фильтрация однородной жидкости в анизотропном пласте, обусловленная точечным источником (стоком) интенсивности  $Q$ , расположенным в центре эллиптического включения с полуосями  $l$ ,  $w$ . Предполагается, что оси включения, моделирующего трещину, параллельны главным осям тензора проницаемости пласта. Пласт является кусочно-однородным; границы областей, различающихся по проницаемости  $k_j = \sqrt{k_{xj}/k_{yj}}$  и коэффициенту анизотропии  $\gamma_j = \sqrt{k_{xj} \cdot k_{yj}}$ , представляют собой соосные эллипсы с центром в начале координат и полуосями  $a_j$ , и  $b_j$ , причем  $a_j^2 - b_j^2 \gamma_j^2 = a_{j-1}^2 - b_{j-1}^2 \gamma_j^2 = f_j^2$ , , , индекс  $j = 1, 2, \dots, N$  соответствует номеру области (рис. 1);  $k_{Xj}$ ,  $k_{Yj}$  - главные значения тензора проницаемости. Предполагается, что пласт имеет постоянную толщину  $h$ . Включение, моделирующее трещину гидроразрыва, характеризуется  $k_f =$  проницаемостью и полуосями  $l = aN$  и  $w = bN$ , соответствующими полудлине и полуширине трещины. Если движение жидкости в пласте и в трещине подчиняется линейному закону фильтрации, то давление  $p_j$  и компоненты скорости  $v_{xj}, v_{yj}$  в каждой области, включая трещину, которой соответствует индекс  $j=N+1$ ,