

Александр Борисович ШАБАРОВ —
зав. кафедрой механики многофазных систем,
доктор технических наук, профессор
kaf_mms@utmn.ru

Николай Викторович САРАНЧИН —
ст. преподаватель кафедры механики многофазных систем
tu1487@mail.ru

Тюменский государственный университет

УДК 532.5

МЕТОДИКА РАСЧЕТА РАВНОВЕСНЫХ ПАРАМЕТРОВ ГАЗОЖИДКОСТНОЙ СМЕСИ УГЛЕВОДОРОДОВ В ТРУБОПРОВОДАХ THE CALCULATION METHOD OF EQUILIBRIUM PARAMETERS OF HYDROCARBONS GAS-LIQUID MIXTURE IN THE PIPELINES

АННОТАЦИЯ. Разработана и использована при создании компьютерного кода методика расчета параметров компонентов и фаз при течении в трубопроводе смеси углеводородов и воды в жидкой и паровой фазах в условиях термодинамического равновесия жидкость–пар и наличия отдельной однофазной газовой компоненты.

SUMMARY. The article presents the method for calculating the parameters of the components and phases in the tubing at the flow of the mixture of hydrocarbons and water in liquid and vapor phases under thermodynamic equilibrium liquid - vapor and the presence of a single-phase gas component. This method was designed and used while creating computer code.

КЛЮЧЕВЫЕ СЛОВА. Газожидкостное термодинамическое равновесие, фаза, углеводороды, многофазное течение.

KEY WORDS. Gas-liquid thermodynamic equilibrium, phase, hydrocarbons, multi-phase flow.

Расчет газожидкостных потоков широкой фракции влажных углеводородов, включая метан CH_4 , этан C_2H_6 и др. в промысловых и магистральных трубопроводах необходимо проводить с учетом фазовых переходов при изменении термобарических условий по длине трубопровода. Установление массовых расходов жидкой и газовой фаз необходимо также для определения структуры течения на отдельных участках трубопровода [1].

Значительная пространственная протяженность трубопроводов и относительно медленное изменение термобарических условий из-за гидравлических потерь давления, изменения высотного положения и теплообмена с окружающей средой позволяют во многих случаях принять допущение о том, что в каждом сечении трубопровода устанавливается термодинамическое равновесие жидкости и пара каждой компоненты в многокомпонентной смеси. Из общей системы уравнений квазиодномерного течения в расчетных сечениях предварительно определяются массовые расходы каждой компоненты G_i ($i=1, 2, \dots, n$), давление смеси P и температура смеси T [2]. По уравнениям состояния находятся коэффициент сжимаемости $Z_i = Z_i(P, T)$, истинные плотности

газовых фаз $\rho_{gi}^{(0)} = \frac{P}{Z_i(P, T) R_{gi} T}$. Давление насыщенных паров компонент

зависит от температуры смеси T и определяется по соотношению [3]:

$$\ln P_{si} = A_i - \frac{B_i}{C_i + T}.$$

Аппроксимационные параметры для вычисления коэффициентов сжимаемости $Z_i(P, T)$, параметры A_i, B_i, C_i , а также газовые постоянные R_{gi} , молекулярные массы компонентов μ_i принимаются из созданного нами банка данных «EIGENSCHAFT», построенного по нормативно-справочным данным [4].

В соответствии с правилом фаз Гиббса в равновесной системе, состоящей из i -компонент в n_ϕ фазах, число независимых параметров — степеней свободы, равно $j=i+2-n_\phi$. Так, например, при транспорте влажного природного газа, состоящего в основном из метана CH_4 , который имеет низкую температуру кипения и находится в трубопроводах в газовой фазе, а также влаги, которая присутствует в потоке в жидкой и паровой фазах, число компонент $i=2$ (метан и вода), число фаз $n_\phi=2$ (газовая фаза и жидкость), число независимых параметров, определяющих равновесие системы, $j=i+2-n_\phi=2+2-2=2$. Такими параметрами являются температура T и давление P смеси. Кроме метана и двухфазного водного компонента (вода и пары воды) в потоке могут присутствовать и другие компоненты, например, этан (жидкость и пары этана) и другие углеводороды. При известном компонентном составе смеси и расходах G_i ($i=1, 2, \dots, n$), где предполагается наличие метана и некоторых других компонент только в газовой фазе в качестве определяющих параметров принимаются давление P и температура смеси T .

В случае течения многокомпонентной смеси ($i=n$), когда каждая ее компонента находится в жидкой и газообразной фазе, число фаз $n_\phi=n+1$ (n жидких фаз и одна газовая фаза — смесь газов) и число независимых параметров равно $j=i+2-n_\phi=n+2-n-1=1$. Таким образом, единственным свободным фактором является температура T . Температура определяет давление насыщенных паров каждой компоненты P_{si} и, по закону Дальтона, давление

смеси $P_s = \sum_{i=1}^n P_{si}$. В случае отличия полученного давления P_s от заданного

давления P в расчетном сечении трубопровода термодинамическое равновесие нарушается и происходит динамический процесс массообмена (испарение жидкости, при $P_s > P$ или конденсация пара, при $P_s < P$) [5].

Для отдельных компонент отсутствие термодинамического равновесия между фазами приводит к возникновению фазовых переходов. Массовый поток компонента \dot{m}_i из одной фазы в другую обычно полагают пропорциональным разности парциального давления i -го газового компонента $P_i = P \cdot n_i$ и давления насыщенных паров P_{si} ($\dot{m}_i = \beta(P_i - P_{si})$), где β — коэффициент массообмена [5].

Необходимым условием термодинамического равновесия жидкой и газообразной фаз для каждого компонента многокомпонентной смеси является

равенство химических потенциалов в фазах. Для систем «пар-жидкость» равенство химических потенциалов можно заменить равенством фугитивностей [5]. Фугитивность тем больше отличается от давления P , чем больше паровая (газовая) фаза отличается от идеального состояния. Для идеального газа фугитивность равна давлению. Следует отметить, что в ряде течений в трубопроводах для всех компонент кроме метана CH_4 , который в трубопроводных системах обычно находится в газообразной фазе, то есть для этана и др. углеводородов, давление насыщенных паров относительно невелико, и пары этих углеводородов можно рассматривать как идеальные газы. При $P \leq 0,3$ МПа полагают $f = P$. При больших давлениях приближенно полагают

$$f_p = \frac{P}{Z(P,T)}, \text{ где } Z(P,T) = \frac{P}{\rho RT} \text{ — коэффициент сжимаемости [5].}$$

При равновесии смеси идеальных газов (паров) и идеальных растворов используется закон Дальтона–Рауля: парциальное давление паров i -го компонента в паровой смеси P_i равно давлению насыщенных паров i -го компонента, найденного с учетом мольной доли этого компонента в растворе. Используя для смеси идеальных газов закон Дальтона $P_i = P \cdot r_i$, а для раствора —

закон Рауля $P_{si}^* = P_{si} x_i$, где $n_i = \frac{N_{gi}}{N_g}$ — мольная доля i -го компонента в равновесном паре; $x_i = \frac{N_{li}}{N_l}$ — мольная доля i -го компонента в равновесной жидкости, получают:

$$P \cdot n_i = P_{si} \cdot x_i, \quad (1)$$

где P_{si} — давление насыщенных паров i -го компонента при температуре равновесия.

Отношение мольных долей компонентов в паровой и жидкой фазе называется константой равновесия. Из (1) для идеальных систем:

$$K_i = \frac{n_i}{x_i} = \frac{P_{si}}{P} \quad (2)$$

Таким образом, отношение мольных долей паровой и жидкой фаз i -го компонента равно отношению давления насыщенного пара i -го компонента к давлению смеси.

Для реальных газов константы равновесия определяются как отношения фугитивностей [5]:

$$K_i = \frac{f_{si}}{f_{Pi}} = \frac{v_{si}}{v_{Pi}} \frac{P_{si}}{P}, \quad (3)$$

где f_{si} — фугитивность i -го компонента при давлении его насыщенных паров P_{si} и температуре смеси T ; v_{si} и v_{Pi} — коэффициенты фугитивности i -го компонента при температуре смеси T и давлении соответственно насыщенного пара P_{si} и смеси P .

Таким образом для реальных газов отношение мольных долей компонент, с учетом (2) и (3) записывается в виде:

$$K_i = \frac{n_i}{x_i} = \frac{f_{si}}{f_{Pi}}. \quad (4)$$

В частном случае калорически совершенных газов:

$$n_i = r_i = \frac{V_{gi}}{V_g},$$

где V_i — парциальный объем i -го компонента; V_g — часть контрольного объема, занятого газовой фазой; r_i — объемная концентрация i -го компонента в паровой фазе.

Из (4) получим:

$$n_i = K_i x_i$$

или

$$\frac{G_{gi}}{\mu_i N_g} = K_i \frac{G_{li}}{\mu_i N_l}, \quad (5)$$

где N_g и N_l — молекулярные массы компонент смеси в газовой и жидкой фазах.

Обозначив

$$\bar{N} = \frac{N_g}{N_l} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{G_{gi}}{\mu_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{G_{li}}{\mu_i}}, \quad (6)$$

получим

$$G_{gi} = K_i \bar{N} G_{li}, \quad i=2, 3, \dots, n;$$

$$G_{g1} = G_1$$

Массовый расход i -го компонента жидкой фазы при $T < T_{si}$, где T_{si} — температура кипения, выразим как

$$G_{li} = G_i - G_{gi} \quad (7)$$

Подставив это выражение в (5), получим формулу для расчета расхода i -го компонента газовой фазы через параметры G_i , K_i и \bar{N} :

$$G_{gi} = K_i \bar{N} G_i - K_i \bar{N} G_{gi};$$

при температуре смеси $T < T_{si}$, $G_{li} = 0$; $G_{gi} = G_i$:

$$G_{gi} = \frac{K_i \bar{N}}{1 + K_i \bar{N}} G_i \quad (8)$$

Уравнения (5), (7), (8), где константы равновесия K_i (4) находятся при помощи уравнений состояния реального газа [6], [7] и представляют собой систему $2n$ алгебраических уравнений с $2n$ неизвестными: G_{gi} ($i = 1, 2, \dots, n$), G_{li} ($i = 2, 3, \dots, n$), \bar{N} .

Рассмотренные выше термодинамические соотношения позволили разработать следующую методику и алгоритм расчета расходов компонент в жидкой и паровой фазах в фиксированном сечении трубопровода.

Этап 1 (подготовительный). На этом этапе в качестве известных используются значения P , T и G_i в рассматриваемом сечении. Формируется локальный массив обобщенных экспериментальных данных, аппроксимирующих выражение для определения давлений насыщенных паров $P_{s,i}=P_{s,i}(T)$, коэффициентов фугитивности $\nu_{s,i}$ и $\nu_{p,i}$, а также молекулярных масс компонент смеси μ_i ($i=1, 2, \dots, n$). В случае когда один из компонентов — газ ($i=1$)

его парциальное давление $P_1=P - \sum_{i=2}^n P_{s,i}$.

Этап 2 (вычисление константы равновесия). Константы равновесия определяются по зависимости (3):

$$K_i = \frac{\nu_{s,i}}{\nu_{p,i}} \cdot \frac{P_{s,i}}{P},$$

где $\nu_{s,i} = \frac{1}{2-z(P_{s,i}, T)}$, $\nu_{p,i} = \frac{1}{2-z(P_i, T)}$.

В частных случаях могут использоваться соотношения для идеального газа $K_i = \frac{P_{s,i}}{P}$. В случае когда $T > T_{s1}$ ($i=1$), например, для метана, K_1 не вычисляется, так как полагается, что весь компонент находится в газовой фазе.

Этап 3 (задание начальное приближение для параметра \bar{N}). Задается начальное приближение для параметра $\bar{N}^{(0)}$ на входном участке трубопровода:

$$\bar{N}_{k-1}^{(0)} = \left(\frac{\sum_{i=1}^n \frac{G_{gi}}{\mu_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{G_{li}}{\mu_i}} \right)_{k-1}$$

Для последующих участков трубопровода $\bar{N}^{(0)}$ вычисляется по предыдущему сечению трубопровода, что обеспечивает быстроту сходимости итерационного процесса.

Этап 4. Вычисляются массовые расходы G_{gi} компонент в газовой фазе (8) ($i=2, \dots, n$):

$$G_{gi} = \frac{K_i \bar{N}^{(m)}}{1 + \bar{N}^{(m)}} G_i; \quad G_{g1} = G_1$$

где верхний индекс (m) соответствует номеру итераций при вычислении параметра \bar{N} ; $G_{g1}=G_1$, когда компонент или смесь компонентов $i=1$ находится только в газовой фазе при данных P и T жидкой фазы.

Этап 5. Определяются массовые расходы G_{li} компонент в жидкой фазе (7) ($i=1, 2, \dots, n$):

$$G_{li} = G_i - G_{gi}$$

Этап 6. Вычисляется параметр \bar{N} в $(m+1)$ приближении

$$\bar{N}^{(m+1)} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{G_{gi}}{\mu_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{G_{li}}{\mu_i}},$$

где G_{gi}, G_{li} вычислены на этапах 4 и 5.

Этап 7. Проверяется условие сходимости итераций по параметру \bar{N} :

$$\frac{\bar{N}^{(m+1)} - \bar{N}^{(m)}}{\bar{N}_{k-1}^{(0)}} < \varepsilon$$

В случае невыполнения этого условия расчеты повторяются до сходимости по п.п. 4, 5, 6 и 7.

Приведенная методика позволяет определить параметры отдельных компонент, отдельных фаз и суммарные расходы жидкой и газовой фазы

$$G_l = \sum_{i=2}^n G_{li}, \quad G_g = \sum_{i=i}^n G_{gi}.$$

Плотности, коэффициенты вязкости, поверхностного натяжения смесей, состоящих из углеводородных жидкостей и воды, а также коэффициенты вязкости газовых смесей найденного состава находятся по известным зависимостям [4]. Все эти параметры необходимы при определении структуры и режима течения газожидкостного потока в текущем сечении трубопровода, а в соответствии с методикой [1] — для определения термобарических условий на следующем участке трубопровода.

В качестве тестового примера для определения расходов компонент в жидкой и паровой фазах рассчитаем параметры равновесной трехкомпонентной смеси с объемной концентрацией компонентов во входном сечении: 0,26 — н-Гептана, 0,28 — н-Октана и 0,46 — н-Декана, в трубопроводе диаметром $d=0,108$ м со скоростью смеси $v=10$ м/с.

В табл. 1 приводится сопоставление расчетов констант равновесия K_i и молярных долей компонента в газовой n_i и жидкой x_i фазе приведенный в [5] и найденных по предложенной методике, которое показывает идентичность результатов и более точное выполнение балансовых соотношений.

На рис. 1, 2 представлено изменение молярных долей компонент в газовой и жидкой фазах, а также констант равновесия при модельном изменении термобарических условий по длине трубопровода для смеси трех углеводородов из табл. 1.

Таблица 1

Состав и параметры исходной смеси. Результаты расчета по [5] и с использованием предложенной методики

Компонент	Объемная доля компонента $i_{об}$	Нормальная температура кипения t_s , °C	Количество киломолей в смеси N_{i0}	Молярная доля компонента x_{i0}	Молярная масса μ , кг/кмоль	K_i по [5]	K_i по предложенной методике	n_i по [5]	n_i по предложенной методике	x_i по [5]	x_i по предложенной методике
н-Гептан C_7H_{16}	0,26	98	1,53	0,3	100	2,52	2,463	0,464	0,437	0,184	0,177
н-Октан C_8H_{18}	0,28	126	1,50	0,29	114	1,3	1,341	0,346	0,335	0,267	0,25
н-Декан $C_{10}H_{22}$	0,46	176	2,09	0,41	142	0,36	0,398	0,197	0,228	0,547	0,573
Смесь	1,0	-	5,12	1,0	~121,3	-	-	1,007	1,000	0,998	1,000

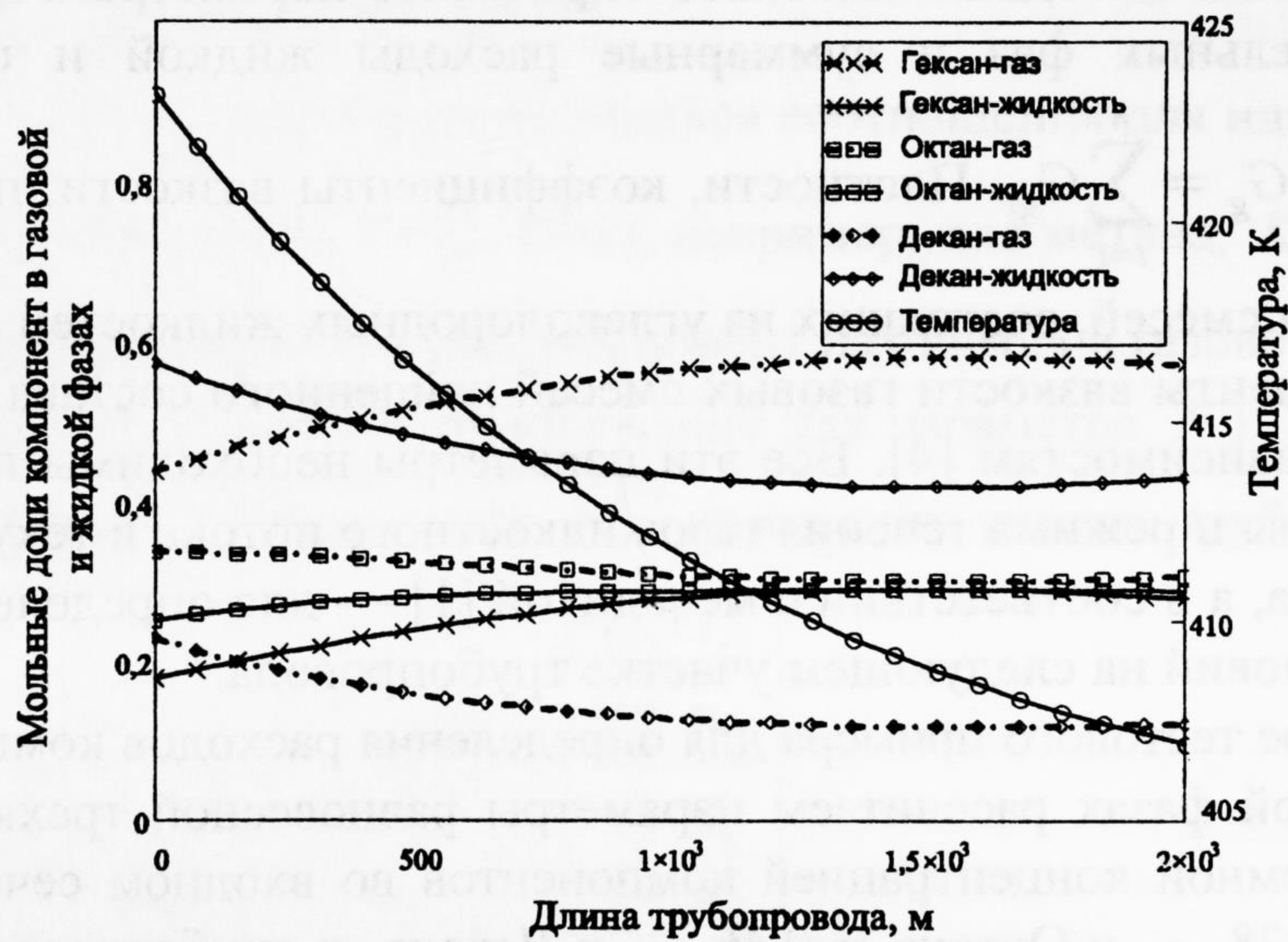


Рис. 1. Изменение молярных долей компонент в газовой и жидкой фазе по длине трубопровода

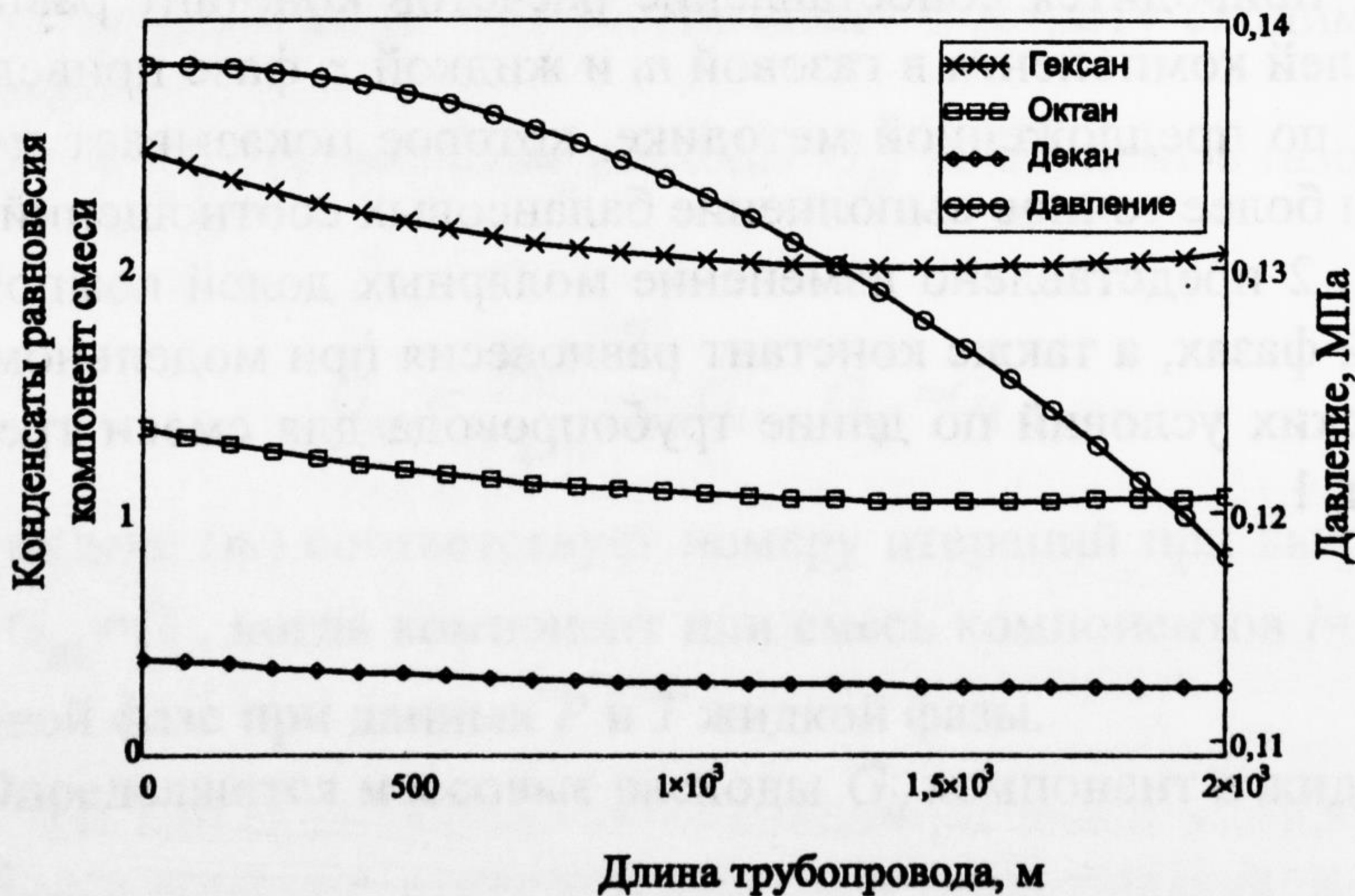


Рис. 2. Изменение констант равновесия по длине трубопровода

Выводы

1. Разработана методика расчета равновесных параметров углеводородов, воды и паров воды, предназначенная для определения структуры и параметров газожидкостных потоков в скважинах, промысловых и магистральных трубопроводах.

2. Предложен и обоснован путем сопоставления с известными тестовыми расчетами алгоритм и программный блок, позволяющий определять параметры характеризующие структуру газожидкостного потока, представляющего собой смесь углеводородов, воды и паров воды при различных составах среды, расходах и термобарических условиях в трубопроводах.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Саранчин Н.В., Кутрунов В.Н. Метод автоматизации расчета параметров течения нефтегазовой смеси в трубопроводах. Нефть и газ. Тюмень: Изд-во ТюмГНГУ, 2006.

2. Бучинский С.В., Шабаров А.Б., Бурбасов А.Н. Моделирование гидратообразования при сборе природного газа // Вестник ТюмГУ. Вып. 6. Тюмень: Изд-во ТюмГУ, 2008. С. 28-33.

3. Antoine C. «Tensions des vapeurs; nouvelle relation entre les tensions et les temperatures», Comptes Rendus des Séances de l'Académie des Sciences, 107, 681-684, 778-780, 836-837; 1888.

4. Земенков Ю.Д. и др. Эксплуатация оборудования и объектов газовой промышленности: Учеб. пособие. М.: Инфра-Инженерия, 2008. 1216 с.

5. Луканин В.Н. и др. Теплотехника: Учеб. для вузов. М.: Высш. шк., 2000. 671 с.

6. Уэйлес, С. Фазовые равновесия в химической технологии. М.: Мир, 1989. 608 с.

7. Брилл Дж. П., Мукерджи Х. Многофазный поток в скважинах. М.-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2006. 384 с.

*Сергей Михайлович СЫСОЕВ —
доцент кафедры экспериментальной физики
Сургутского государственного университета,
кандидат физико-математических наук
smsysoev57@mail.ru*

*Анатолий Александрович КИСЛИЦЫН —
зав. кафедрой микро- и нанотехнологий
Тюменского государственного университета,
доктор физико-математических наук
akislicyn@utmn.ru*

УДК 532.546:536.421:537.868

МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОПЕРЕНОСА

В НЕФТЕСОДЕРЖАЩЕМ ПЛАСТЕ ПОД ДЕЙСТВИЕМ

СВЕРХВЫСОКОЧАСТОТНОГО ЭЛЕКТРОМАГНИТНОГО ИЗЛУЧЕНИЯ

SIMULATION OF HEAT TRANSFER IN OIL-BEARING BED UNDER

THE ACTION OF MICROWAVE

АННОТАЦИЯ. Методом конечных элементов проведено численное исследование двумерной осесимметричной математической модели прогрева высоковязкой нефти в пласте СВЧ-излучением. Получены пространственные и временные распределения напряженностей электромагнитного поля, объемных тепловых источников и тем-