

УДК 621.1.016.7 (075.8)

О.В. КалашниковИнститут газа НАН Украины, ул. Дегтяревская, 39, г. Киев, Украина, 03113
e-mail: O.Kalashnikov@mail.ru**РАЗВИТИЕ «МАШИННОЙ ТЕРМОДИНАМИКИ» УГЛЕВОДОРОДОВ**

Обсуждается возникновение и развитие в Институте газа НАН Украины научно-исследовательских работ по проблеме автоматизации инженерных расчётов в области термодинамики и технологии промышленной подготовки и переработки природных газов. Описаны методические и методологические подходы к решению данной проблемы, сообщаются о полученных результатах.

Ключевые слова: Углеводороды. Природный газ. Термодинамические свойства. Уравнения состояния. Фазовые равновесия. Промысловая подготовка. Программный комплекс.

O.V. Kalashnikov**DEVELOPMENT OF «MACHINE THERMODYNAMICS» OF HYDROCARBONS**

The occurrence and development of research operations on a problem of automatization of engineering calculations in Gas Institute of National Academy of Science of Ukraine are stated. The area of thermodynamics and technology of field treatment of natural gas is considered. Methodical and methodological approaches to solution of this problem and the received results are described.

Keywords: Hydrocarbon. Natural gas. Thermodynamic properties. Equations of state. Phase equilibrium. Field treatment. Software.

1. ВВЕДЕНИЕ

«Машинная термодинамика» — именно так, в середине 60-ых годов прошлого столетия, непривычно для специалистов по прикладной термодинамике, но вполне ясно, сформулировал новое научное направление в отделе разделения и очистки газовых смесей Института газа АН Украины руководитель отдела, д.т.н., проф. *А.П. Клименко*. Дословно задача ставилась им в таком виде: «При машинном расчёте процессов и аппаратов свойства смесей веществ должна считать сама машина». Эту фразу он неоднократно повторял на семинарах отдела, на организованных им республиканских, а затем и всесоюзных семинарах «Алгоритмизация расчётов на ЭВМ процессов и аппаратов химических производств, технологии переработки и транспорта нефти и газа».

К этому времени *Г.Е. Каневцем* уже проводились расчёты на ЭВМ теплообменных аппаратов. Оказалось, что при подготовке исходных данных для таких расчётов большая часть времени уходила на предварительный расчёт теплофизических свойств теплообмениваемых потоков. Стало очевидным, что без автоматизации расчёта термодинамических и транспортных свойств смесей веществ нельзя эффективно использовать ЭВМ.

2. ОБЕСПЕЧЕНИЕ ТДС УГЛЕВОДОРОДОВ РАБОТ ОТДЕЛА НА НАЧАЛЬНОМ ЭТАПЕ

Задача обеспечения работ отдела термодинамическими свойствами (ТДС) углеводородов сначала казалась не столь сложной. Принималось во внимание то, что имеются таблицы обобщённых (единных) значений коэффициентов сжимаемости газа Z в зависимости от двух параметров — приведённой температуры τ и приведённого давления π . Следовательно, можно было на основе таблиц получить зависимость:

$$Z=f(\tau, \pi), \quad (1)$$

где $\tau=T/T_k$; $\pi=P/P_k$; T_k и P_k — критические температура и давление вещества.

Для смесей веществ необходимо было принимать не их истинные критические параметры, а условные «псевдокритические» $T_{пк}$ и $P_{пк}$:

$$\tau_{см} = T/T_{пк}; \quad (2)$$

$$\pi_{см} = P/P_{пк}, \quad (3)$$

где $T_{пк} = \sum T_{к,i} y_i$; $P_{пк} = \sum P_{к,i} y_i$; $T_{к,i}$ и $P_{к,i}$ — критические температура и давление компонента смеси; y_i — мольная

доля компонента в смеси.

Предполагалось с помощью дифференциальных уравнений термодинамики по обобщённым таблицам Z находить значения энтальпии, энтропии и теплоёмкости реального газа любого состава.

Анализ точности полученных таким образом результатов показал, что использованный подход приемлем лишь при небольших и средних давлениях (2-3 МПа), в то время как для расчётов технологических процессов в газовой промышленности необходимо знать термодинамические свойства многокомпонентных газовых и жидких смесей (газовых конденсатов) до пластовых давлений (30-80 МПа). Предложенный *Питцером* «третий параметр» обобщения — фактор ацентричности ω , учитывающий кроме τ и π , расположение обобщённых линий насыщения индивидуальных веществ, хотя и позволил составить новые, более точные таблицы и графики для коэффициентов сжимаемости и изотермических составляющих энтальпии, теплоёмкости и энтропии, всё же не способствовал непосредственному использованию обобщённых базовых коэффициентов сжимаемости и поправок к ним для автоматизированного расчёта калорических свойств смесей веществ.

При «ручных» расчётах ТДС смесей веществ применялись различные графики и номограммы со своими ограничениями, особенно в плане распространения на вещества, вовлекаемые в процессы подготовки природного газа (в частности, метанол и гликоли). Кроме этого, надо было учитывать, что пластовый газ, кроме тяжёлых углеводородов (выпадающих при выходе на поверхность), содержит значительное количество водяного пара при довольно высоких температурах в пласте (до 80-100 °С и выше). Были попытки аппроксимации упомянутых номограмм для целей расчётов на ЭВМ. Однако со временем становилось всё более и более ясным, что необходим некий общий, универсальный подход, обеспечивающий точность, приемлемую для технических расчётов.

Несколько слов о «точности, приемлемой для технических расчётов». Очевидно, что главным требованием к любым техническим расчётам является точность. Однако для термодинамических и технологических расчётов процессов подготовки и переработки природного газа и нефти пока нет ни нормативных принятых пределов погрешности расчётов, ни нормативных методик определения ТДС. Поэтому здесь действует правило: для конкретных процессов рекомендуется использовать наиболее точные расчётные методики. Но выявление наиболее точных методик — дело крайне трудоёмкое из-за огромного количества публикаций. В проектных организациях считают, что для многокомпонентных смесей удовлетворительной будет методика с точностью расчётов на уровне 5 % и максимум 10-15 %.

3. ЭТАП ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЕДИНОГО УРАВНЕНИЯ СОСТОЯНИЯ БВР

Для чистых веществ, в частности, для лёгких уг-

леводородов, высокая точность определения термодинамических свойств была достигнута ещё в 30-40-ых годах. Этому способствовали многочисленные экспериментальные работы, проводимые в основном в США. Как упоминалось выше, эти работы обобщались с помощью различных графиков и номограмм. В эти же годы получило развитие направление аналитического описания P - V - T -свойств газов с помощью уравнений состояния вириального типа на базе экспериментальных данных. Крупным достижением явилось предложенное ещё в 40-ых годах *Бенедиктом, Веббом* и *Рубиным* весьма точное единое для газов и жидкостей 8-константное уравнение состояния БВР для лёгких углеводородов (C1-C7) (с погрешностью расчёта плотности газов и жидкостей в пределах до 1-3 % при давлениях до 20-30 МПа):

$$P=RTd+(B_0RT-A_0-C_0T^{-2})d^2-(bRT-a)d^3+ \\ +\alpha\alpha d^6+cd^3T^{-2}(1+\gamma d^2)\exp(-\gamma d^2), \quad (4)$$

где d — плотность; $B_0, A_0, C_0, b, a, \alpha, c, \gamma$ — индивидуальные коэффициенты для каждого углеводорода.

Для смесей веществ коэффициенты предлагалось находить по комбинационным формулам линейного, квадратичного и кубического типов.

В 50-ых годах Бенедикт и соавторы продемонстрировали возможность применения их уравнения для расчёта фазовых равновесий жидкость-пар. Погрешности расчётов констант фазового равновесия, выполненных ими, находились в пределах 3-6 % и редко превышали 10 %. Поскольку непосредственное применение уравнения БВР в проектно-конструкторских организациях было ещё невозможно, фирма «Келлог» выпустила сборник графиков для расчёта фазовых равновесий, построенных на базе этого уравнения.

В Институте газа уравнение БВР и его производные функции (уравнения для калорических свойств, равновесных составов жидкости и пара, температур росы газа и кипения жидких смесей) запрограммировал *С.И. Краснооккий*. С помощью этого уравнения им были проведены аналитические исследования технологической схемы сжижения природного газа, предложенной *А.П. Клименко* («однопоточный каскадный холодильный цикл»). Однако попытки многих исследователей распространить уравнение БВР на тяжёлые углеводороды газовых конденсатов оказались безуспешными.

Уже в начале изучения поставленной задачи стало ясно, что отправной точкой машинного расчёта термодинамических свойств углеводородов и сопутствующих веществ для целей подготовки и переработки природного газа и нефти является автоматизация определения агрегатного состояния многокомпонентных смесей и составов сосуществующих фаз в довольно широком диапазоне температур и давлений: по температуре от -200 °С (процессы обогащения гелия) до +350 °С (фракционирование конденсата и нефти), по давлению от глубокого вакуума, порядка 10 мм рт. ст. (вакуумная перегонка тяжёлых фракций конденсата и нефти), до 40-60 МПа (фазовые превращения газо-

конденсатных смесей в пластовых условиях). Причём, поскольку и в скважинах, и в шлейфовых трубопроводах, и в сепараторах при снижении давления выпадает не только газовый конденсат, но и вода, а в связи с антигидратным ингибированием - вместе с нею и метанол или другие ингибиторы, необходимо было создать алгоритм определения количества фаз в смеси с любыми концентрациями этих компонентов, с одновременным расчётом расходов и составов газа, конденсата и водного раствора. Забегая вперед, отметим, что такой алгоритм и соответствующая программа были созданы в Институте газа (ИГ). Они являются сердцевиной практически всех компьютерных программ в системе моделирования технологических процессов, о которых будет сказано ниже.

Применительно к газоконденсатным промышленным технологическим средам уравнение фазового равновесия в общем виде записывается как

$$f_i^g = f_i^c = f_i^w, \quad (5)$$

где f_i^g , f_i^c и f_i^w — летучести каждого из компонентов в газовой (паровой) фазе, конденсате и водном растворе.

Величины f_i являются функциями температуры, давления и концентраций каждого из компонентов в каждой из фаз. Как известно, они находятся с помощью дифференциальных уравнений термодинамики. Для использования в инженерных расчётах в газовой и нефтяной промышленности предложены, развиваются и конкурируют два подхода: единое уравнение состояния и метод коэффициентов активности (с раздельным описанием свойств газовой и жидкой фаз).

Как упоминалось выше, Бенедикт, Вебб и Рубин первыми создали инженерное единое уравнение состояния. Но, поскольку это уравнение не охватывало всего необходимого круга веществ, для расчётов на ЭВМ фазовых равновесий смесей широкого состава в некоторых проектно-конструкторских организациях (в частности, в институте ЛенНИИХиммаш) был запрограммирован и использовался ставший широко известным метод коэффициентов активности Чао-Сидера. Серьёзный недостаток последнего — невозможность покрытия технически важных параметрических зон смесей, в частности, зон, примыкающих к критическим точкам (например, области выпадения конденсата из пластового газа при снижении давления).

В проектных организациях использовались графики зависимости констант фазового равновесия от температуры и давления при различных так называемых «давлениях сходимости» (графики американской газовой ассоциации NGAA). Позже эти графики были аппроксимированы в некоторых организациях и в этом виде стали применяться для программирования фазовых равновесий, но со временем, с увеличением быстродействия ЭВМ, были вытеснены более точными моделями — уравнениями состояния.

К началу 70-ых годов среди специалистов-разработчиков моделей фазовых равновесий углеводородов сложилось твёрдое убеждение, что охват единой и точной моделью всех компонентов сырого природного га-

за и сопутствующих веществ невозможен, по крайней мере, в ближайшей перспективе. Причём, дальнейшее уточнение термодинамических моделей смесей и распространение их на новые вещества может базироваться только на всё более точных моделях P - V - T -свойств чистых веществ. В этой связи нельзя не упомянуть о прекрасных работах по аналитическому описанию свойств индивидуальных углеводородов в термодинамической школе Я.З. Казавчинского на кафедре теплотехники в Одесском институте инженеров морского флота (В.А. Загорученко, А.А. Вассерман и др.), которые заканчивались стандартизацией создаваемых уравнений состояния. Эти уравнения содержали по несколько десятков коэффициентов. Интерес некоторых исследователей к одной из модификаций уравнения Ван-дер-Ваальса — уравнению Редлиха-Квонга (1949 г.) расценивался как непрофессиональный интерес к «старью».

4. СОЗДАНИЕ КОМПЛЕКСА ПРОГРАММ «ГАЗКОНДНЕФТЬ»

В 1972 г. появилась работа Соава [1], совершившая переворот в моделировании фазовых равновесий пар-жидкость. Соав развил модель Редлиха-Квонга (РК) и дал обобщённую температурную поправку к коэффициенту a уравнения состояния Ван-дер-Ваальса, используя параметры τ и ω :

$$P = RT/(V-b) - a(T)/[V(V+b)]; \quad (6)$$

$$a(T) = a_c \alpha(T), \quad (7)$$

где a_c — коэффициент, определяемый только критическими параметрами индивидуальных веществ.

В выражении (7) поправочная функция

$$\alpha(T) = [1 + m(1 - \tau^{0.5})]^2, \quad (8)$$

где $\tau = T/T_k$; T_k — критическая температура; m — параметр, определяемый фактором ацентричности Питцера ω .

Параметр

$$m = 0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2 \quad (9)$$

в (8) определяется с учётом фактора ацентричности Питцера ω .

Для газовых и жидких смесей веществ Соав предложил следующие комбинационные правила:

$$b = \sum b_i x_i; \quad (10)$$

$$a = \sum \sum x_i x_j a_{ij}; \quad (11)$$

$$a_{ij} = (1 - c_{ij})(a_i a_j)^{0.5}, \quad (12)$$

где c_{ij} — величина, названная «коэффициентом парного взаимодействия» и определяемая по экспериментальным данным о равновесии жидкость-пар бинарных

систем; x_i — мольная доля компонента в жидкой смеси. Такие же правила применяются и для газовой смеси: в формулы (10) и (11) вместо x_i подставляются y_i — мольные доли компонентов в газовой смеси.

В настоящей статье опускаются выражения для калорических свойств и летучести, которые следуют из уравнения РКС.

С помощью уравнений для коэффициентов летучести (f_i^g/y_i , f_i^c/x_i^c — соответственно, газовой и жидкой углеводородной смеси; f_i^w/x_i^w — водного раствора) для предварительных составов газа, конденсата и водного раствора определяются промежуточные величины — коэффициенты распределения (константы фазового равновесия) для трёх поверхностей раздела фаз:

$$K_i^{g-c} = f_i^c/x_i^c \cdot f_i^g/y_i, \quad K_i^{g-w} = f_i^w/x_i^w \cdot f_i^g/y_i, \quad (13)$$

$$K_i^{c-w} = f_i^c/x_i^c \cdot f_i^w/x_i^w.$$

В состоянии, отвечающем равновесию и определённом последовательными приближениями материального баланса, соотношения (13) принимают значения:

$$K_i^{g-c} = y_i/x_i^c, \quad K_i^{g-w} = y_i/x_i^w, \quad K_i^{c-w} = x_i^c/x_i^w. \quad (14)$$

Благодаря находке Соава, модификации уравнения Ван-дер-Ваальса неожиданно превратились в повсеместно используемые и достаточно достоверные инженерные модели агрегатного состояния смесей веществ в широких интервалах параметров, в том числе и в области, примыкающей к критической точке. Со временем появление новых модификаций уравнения состояния Ван-дер-Ваальса для самых разнообразных смесей веществ приняло лавинообразный характер. Как ни парадоксально, модификации кубического уравнения Ван-дер-Ваальса 70-ых годов и сего времени, намного более простые, чем модификации уравнения БВР, оказались более точными при описании фазовых равновесий углеводородов и легко распространяемыми на другие вещества. Все существующие в настоящее время программные системы промышленного назначения используют различные модификации уравнения Ван-дер-Ваальса: Соава, Пенга-Робинсона (ПР) [2], Патела-Тя (ПТ) [3] и т.д.

В настоящей работе приведём лишь изменения температурной поправки в уравнениях ПР и ПТ, предложенные в Институте газа (ИГ) [4], которые позволяют распространить эти уравнения в область низких температур:

$$\alpha(T) = [1 + m(1 - \tau^n)]^2; \quad (15)$$

$$n = 0,5 + 0,001\omega / (0,8 + \omega) / \tau^5. \quad (16)$$

При расчётах энтальпии и теплоёмкости предложено использовать

$$n = 0,5 + 10^{-3}\omega / (0,25 + \omega) / \tau^3. \quad (17)$$

Для уравнения ПР получено новое обобщение параметра m , улучшающее описание давления насыщения тяжёлых углеводородов и их фракций (с температурой кипения от 40 до 700 °С):

$$m = 0,38214 + 1,4769\omega - 0,13449\omega^2. \quad (18)$$

Для обоснованного выбора наиболее точной модификации уравнений состояния в ИГ в 80-ых годах был создан банк экспериментальных данных о фазовых равновесиях бинарных, тройных и многокомпонентных смесей, модернизированный в последние годы [5]. С помощью банка данных выполнено сравнение точности наиболее широко используемых в мировой инженерной практике уравнений состояния: Бенедикта-Вебба-Рубина с поправками Орая (БВР-О); Редлиха-Квонга с уточнениями Соава (РКС); Патела-Тя (ПТ); оригинального уравнения Пенга-Робинсона (ПР) и уточнённого в ИГ (ПР°) [4]. Ниже в табл. 1 приводятся результаты сравнения 2630 расчётных и экспериментальных значений констант фазового равновесия K углеводородов, гелия, азота, диоксида углерода и сероводорода в интервале температур от 77 до 583 К при давлениях от 0,2 до 26,2 МПа.

Таблица 1. Результаты сравнения значений констант фазового равновесия K

Уравнение состояния	Среднее абсолютное отклонение расчётных значений K от экспериментальных, %
БВР-О	10,7
РКС	7,5
ПТ	7,8
ПР	7,7
ПР°	6,6

В [4] сделан вывод, что «уравнение ПР, записанное совместно с представленными в работе уточняющими функциями и коэффициентами парного взаимодействия, может быть использовано в качестве единой модели фазовых превращений в процессах обогащения гелия, сжижения природного газа, получения лёгких углеводородов, фракционирования конденсата». В [6] обсуждается точность описания давления паров воды, метанола, гликолей и взаимной растворимости этих веществ и углеводородов в газообразном и жидком состояниях. Показано, что усовершенствованное в ИГ уравнение состояния ПР обеспечивает для указанных систем точность, достаточную для инженерных расчётов (как правило, в пределах 5-10 %).

В [7] рассматривается точность расчёта энтальпии газов и жидкостей, используемой для определения тепловых нагрузок теплообменных аппаратов. На основании сравнения с другими уравнениями состояния сделан вывод о предпочтительности применения уточнённого уравнения ПР° и для расчёта тепловых балансов. Средние погрешности расчёта теплот парообразования парафиновых, нефтяных и ароматических углеводородов находятся в пределах от 0,9 до 3,2 %, теплоёмкости от 2,1 до 4,2 %.

Необходимо отметить, что исследовательские работы по поиску и разработке единой термодинамической модели газожидкостных многокомпонентных смесей углеводородов и сопутствующих веществ проводились в контакте с ведущими научно-исследовательскими и проектно-конструкторскими организациями газовой промышленности — институтами ВНИПИТрансгаз (г. Киев), ВНИИГаз (г. Москва), ЮжНИИгазпрогаз (г. Донецк), ВНИПИгаздобыча (г. Саратов), которым непрерывно наращиваемое программное обеспечение передавалось по договорам. Фактически ИГ стал термодинамическим центром в СССР, а затем и в СНГ по многокомпонентным углеводородным газожидкостным системам.

Совместно с научно-технической фирмой «Термогаз» одновременно разрабатывались инженерные расчётные программы для моделирования технологических процессов, в основе которых — изменение термодинамических параметров одно-, двух- и трёхфазных смесей, а именно, сепарации, дросселирования, смешения, эжекции, детандирования, компрессии, теплообмена (с выбором аппаратов воздушного охлаждения и кожухотрубных теплообменников), ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей (в частности, процессов осушки газа гликолями, их регенерации, сжижения и разделения газов, стабилизации и фракционирования конденсата и нефти).

Программы для отдельных процессов были связаны таким образом, чтобы получить возможность моделирования установок по подготовке и переработке углеводородного сырья. Стал возможным расчёт материальных и энергетических балансов установок промышленной обработки природного газа и нефти, газоразделения и фракционирования нефти и конденсата, с учётом применения антигидратных ингибиторов и их регенерации (метанол, гликоли, растворы солей).

Комплекс программ под названием «ГазКонд-Нефть» дополнен подпрограммами определения затрат антигидратных ингибиторов, упругости паров жидких смесей, давления насыщенных паров по Рейду, точек росы по воде и углеводородам, параметров разгонки продуктов разделения, предсказания истинных температур кипения (ИТК) по данным разгонки конденсата или нефти в колбе Энглера. Предусмотрена возможность адаптации расчётных методик программного комплекса к данным промышленных и лабораторных исследований пластовых и дегазированных флюидов по молекулярной массе, плотности, вязкости, давлению начала конденсации, газосодержанию конденсата, давлению насыщения и изотермическому коэффициенту сжимаемости пластовой нефти, температурам застывания и помутнения.

Комплекс программ наращивался подпрограммами, позволяющими определять компонентно-фракционный состав исходного сырья — пластовых газоконденсатных и нефтяных смесей (с учётом данных по разгонке нефти и конденсата) и прогнозировать дифференциальную конденсацию пластового газа при снижении давления.

Разработаны и включены в единый комплекс

программные средства для определения гидравлического и температурного режимов трубопроводов (горизонтальных, наклонных, рельефных), транспортирующих смеси в одно-, двух- и трёхфазном состоянии: шлейфовые газоводоконденсатные и газоводонефтяные трубопроводы; трубопроводы, транспортирующие нестабильный конденсат или нефть; газопроводы, нефтепроводы, продуктопроводы, в том числе с лупингами и многониточными участками; сборные сети промышленных трубопроводов (кустовые, коллекторные, лучевые) с возможностью «обратного» расчёта трубопроводов и сетей как с фиксированными расходами, так и с учётом характеристик скважин.

В состав расчётно-графических средств моделирования на персональных компьютерах включены подсистемы интерфейса и графики с созданием и редактированием чёрно-белых и цветных изображений аппаратов и технологических схем (с возможностью блочного структурирования), с передачей их и результатов расчётов в программы Word и Excel.

Важно было провести проверку точности прогнозирования температурных режимов и материальных балансов газопромышленных установок, поскольку в основу их термодинамического моделирования положены равновесные зависимости (так же, как и в зарубежных аналогах - программных комплексах PRO-2 и HYSYS). В [8] (см. таблицы 2 и 3) приводятся результаты сравнения расчётных и фактических данных, измеренных на установке комплексной подготовки газа (УКПГ) Ханчейского газоконденсатного месторождения (Тюменская обл.).

Таблица 2. Фактические и расчетные температуры в аппаратах УКПГ

Аппарат	$t_{\text{факт}}, ^\circ\text{C}$	PRO-2	HYSYS	ИГ
Разделитель	20,9	19,7	19,6	19,5
Выветриватель	-9,9	-12,6	-13,7	-13,0
Буферная ёмкость	-19,2	-18,3	-19,5	-18,6

Таблица 3. Фактические и расчетные данные по продукции УКПГ и расходу метанола

Продукция УКПГ	Фактич. данные	PRO-2	HYSYS	ИГ
Газ в магистральный трубопровод, тыс. ст. м ³ /ч	314,27	312,23	312,28	312,65
Нестабильный конденсат, т/ч	76,40	78,23	77,71	77,67
Расход метанола (95 %), кг/ч	730	**	1250*	600*

Примечания: *) Минимально необходимый расход. **) Расход метанола не определяется.

Из приведённых данных видно, что равновесные модели технологических потоков газопромышленных установок дают хорошие результаты, причём, по сравнению с известными аналогами модели ИГ не приводят к неприемлемым погрешностям. Близость расчёт-

ных равновесных и фактических данных объясняется большой протяжённостью пути движения сырьевых потоков (скважины, шлейфы) и большими скоростями, что обеспечивает интенсивное перемешивание всех трёх фаз — газа, конденсата и водного раствора метанола.

5. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В настоящее время программно-методический комплекс Института газа НАН Украины и НТФ «Термогаз» для термодинамического и технологического моделирования промышленного сбора, подготовки и переработки природных газов занял ведущие позиции в Украине и России. Непрерывно осуществляется техническая поддержка (сопровождение и обновление) переданного программного обеспечения. Разработка и включение в комплекс программ подсистемы технико-экономического анализа проектируемых новых и модернизируемых газодобывающих производств — задача, решение которой намечено на ближайшие годы.

ЛИТЕРАТУРА

1. **Soave G.** Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state// Chem. Eng. Sci. — 1972. — Vol. 27. — № 6. — P. 1197-1203.

2. **Peng D.-Y., Robinson D.B.** A new two-constant equation of state// Ind. Eng. Chem. Fundam. — 1976. — Vol. 15. — № 1. — P. 59-64.

3. **Patel N.C., Teja A.S.** A new cubic equation of state for fluid and mixtures// Chem. Eng. Sci. — 1982. — Vol. 37. — № 3. — P. 463-473.

4. **Калашников О.В., Иванов Ю.В.** Инженерные расчётные модели технологических сред газопереработки. 1. Фазовое состояние жидкость-пар// Хим. технология. — 1990. — № 6. — С. 28-36.

5. **Онопа Л.Р., Иванов Ю.В., Калашников О.В.** Модернизация банка данных по фазовым равновесиям и термодинамическим свойствам углеводородов// Экотехнологии и ресурсосбережение. — 2004. — № 6. — С. 78-79.

6. **Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В.** Инженерные расчётные модели технологических сред нефтяных и газовых промыслов. 1. Фазовые равновесия углеводородов, воды, метанола и гликолей// Экотехнологии и ресурсосбережение. — 1995. — № 3. — С. 25-29.

7. **Калашников О.В., Иванов Ю.В.** Инженерные расчётные модели технологических сред газопереработки. 2. Калорические свойства// Хим. технология. — 1991. — № 1. — С. 38-43.

8. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть. 4. Расчётные и действительные данные по установке низкотемпературной сепарации природного газа/ **О.В. Калашников, А.Г. Касперович, С.В. Будняк и др.**// Экотехнологии и ресурсосбережение. — 2005. — № 4. — С. 70-74.


www.MVK.ru
+7 495 995-05-95

VIII Международный Форум

РСВЕХРО

WWW.RSVEXP.RU




НАСОСЫ КОМПРЕССОРЫ АРМАТУРА ПРИВОДЫ И ДВИГАТЕЛИ

13–16 ОКТЯБРЯ 2009

РОССИЯ, МОСКВА, МВЦ «КРОКУС ЭКСПО»




КОНТАКТЫ ДИРЕКЦИИ ФОРУМА: ТЕЛ./ФАКС: (495) 925-34-82, E-MAIL: RSVEXP@MVK.RU

Параллельно пройдут выставки:







Под патронатом:
Правительства Москвы
Московской Торгово-промышленной палаты

Организаторы Форума:
ЗАО «МВК»
Российская Ассоциация производителей насосов
Ассоциация компрессорщиков и пневматиков
Научно-Промышленная Ассоциация Арматуростроителей

